

**Stella Maris da Cruz Bezerra**

**INFLUÊNCIA DO TEMPO DE DETENÇÃO HIDRÁULICA  
SOBRE A AUTO-INOCULAÇÃO NA PARTIDA DE UM REATOR UASB  
TRATANDO ESGOTO SANITÁRIO**

---

**Dissertação apresentada ao Curso  
de Mestrado em Engenharia Civil  
da Universidade Federal da  
Paraíba, como requisito parcial  
para obtenção do título de Mestre.**

**Área de concentração - Recursos Hídricos  
Sub-área - Engenharia Sanitária**

**Orientadores:  
Adrianus C. van Haandel  
Paula Frassinete F. Cavalcanti**

---

**Campina Grande 1998**

**INFLUÊNCIA DO TEMPO DE DETENÇÃO HIDRÁULICA  
SOBRE A AUTO-INOCULAÇÃO NA PARTIDA DE UM REATOR UASB  
TRATANDO ESGOTO SANITÁRIO**



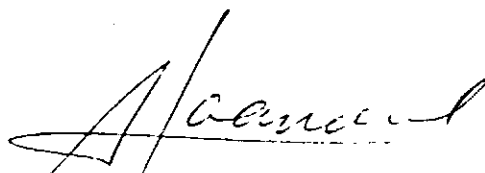
B574i	<p>Bezerra, Stella Maris da Cruz. Influência do tempo de detenção hidráulica sobre a auto-inoculação na partida de um reator UASB tratando esgoto sanitário / Stella Maris da Cruz Bezerra. - Campina Grande, 1998. 143 f.</p> <p>Dissertação (Mestrado em Engenharia Civil) - Universidade Federal da Paraíba, Centro de Ciências e Tecnologia, 1998.</p> <p>Referências. "Orientação : Prof. Dr. Adrianus Cornelius Van Haandel, Profa. Paula Frassinete F. Cavalcanti".</p> <p>1. Esgoto Sanitário - Tratamento. 2. Auto-Inoculação. 3. Detenção Hidráulica. 4. Dissertação - Engenharia Civil. I. Haandel, Adrianus C. Van. II. Cavalcanti, Paula Frassinete F. III. Universidade Federal da Paraíba - Campina Grande (PB). IV. Título</p> <p style="text-align: right;">CDU 628.2(043)</p>
-------	---

**INFLUÊNCIA DO TEMPO DE DETENÇÃO HIDRÁULICA SOBRE A AUTO-  
INOCULAÇÃO NA PARTIDA DE UM REATOR USAB TRATANDO ESGOTO  
SANITÁRIO**

**Stella Maris da Cruz Bezerra**

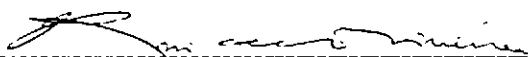
**Dissertação Aprovada em 18/12/98**

**COMISSÃO EXAMINADORA**



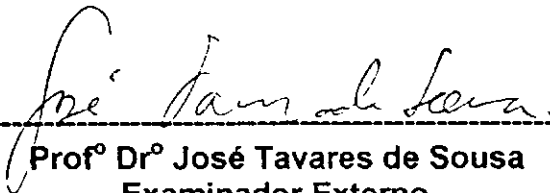
---

**Profº Drº Adrianus Cornelius van Haandel**  
**Orientador**



---

**Profº Drº Rui de Oliveira**  
**Examinador Interno**



---

**Profº Drº José Tavares de Sousa**  
**Examinador Externo**

**Campina Grande**  
**1998**

## Agradecimentos

---

Durante a realização deste trabalho,  
eu pude contar sempre com:

Deus,

o amor do meu marido Arandi,

a torcida da minha mãe Victória e da minha irmã Rita,

a lembrança do meu pai Zildo,

o sorriso doce do meu afilhado Luiz Guilherme,

a oração da minha avó Arina,

o carinho da família: sogra D. Marli, sogro Sr. Arandi, cunhados Álvaro e

Rafael, os tios (muitos nomes....) e

com o carinho dos verdadeiros amigos (mais alguns nomes....),

então, sentindo que não estava só,

eu sempre encontrava mais um pouco de força.

Muito obrigada do fundo do meu coração.

---

## Agradecimentos

---

Gostaria também de agradecer:

aos meus orientadores **Adrianus C. van Haandel** e **Paula F. F. Cavalcanti**, especialmente pela condução deste trabalho e pela agradável e divertida convivência.

a minha querida e preciosa amiga **Malba L. Batista de Araújo**, por sua amizade sincera desde o início do curso, pelas conversas e por me hospedar com tanto carinho em sua casa.

a **Leuzene B. de Araújo**, por sua hospitalidade tão completa e pelas costuras e crochês.

a **Nélia Luna Leal**, pela organização do laboratório no PROSAB, pelas análises do afluente na segunda fase dos experimentos, pelo cafézinho "da hora" e seu enorme carinho.

ao **Romário Tavares de Souza**, sua grande colaboração e amizade foram fundamentais para o bom andamento de toda a segunda fase dos experimentos.

ao Francisco P. de Sousa, o **Chico**, também conhecido como o "namoradinho" do PROSAB, por sempre transmitir tanta alegria e alto astral.

ao **João Fernandes V. Moreira**, pela participação em toda primeira fase dos experimentos.

a **Isabel Cristina de França Paz** e **Josefa de Souza Barros (Josete)**, pela dedicação e simpatia junto à secretaria do mestrado.

aos **colegas de turma e do PROSAB**, pela colaboração nas disciplinas e nos experimentos.

aos taxistas **Valter B. de Figueiredo** e **Elicássio B. de Figueiredo**, por terem sempre colaborado com as diversas corridas, literalmente, de um lado para outro da cidade.

a **Isabel Cristina da Silva**, **Fábio Gouveia de Brito** e **Sr. Jorge B. Florêncio** pela simpatia na venda das 127 passagens entre Recife e Campina Grande.

a **Suely**, **Sr. Jair** e **Monica**, por me receberem em sua casa, de junho a dezembro/97.

a grande amiga **Rosiclé de Siqueira Holanda**, a **Rose**, por seu carinho e apoio, desde a minha chegada em Recife.

aos amigos de Recife, "núcleo" **Gomes (Dalva, Anderson, Júnior, André)**, "núcleo" **Andrade (Sonia, Agnaldo, Léo)** e "núcleo" **Geha (Clélia, Osama, Chádia)**, por serem tão especiais.

a **Josefa M. da Silva**, a **Lili**, pela colaboração, mantendo nossa casa sempre nos "trinques".

aos **colegas do CEFET-PR**, especialmente do DACOC, por concederem o período de afastamento para eu realizar o mestrado e do DERHU, pelo gentil atendimento à todas as solicitações.

aos **colegas da ETFPE**, especialmente do Núcleo de Educação Ambiental e da Área II, pelo apoio na etapa final deste trabalho.

a **CAGEPA** – Companhia de Água e Esgotos da Paraíba, pela cessão do terreno onde foi desenvolvida a pesquisa.

ao **FINEP**, **CNPq**, **CAPES**, **MCT/RHAE** e **CEF**, pelo apoio financeiro junto ao programa PROSAB.

---

Dedico este trabalho ao meu querido marido Arandi.

---

---

# SUMÁRIO

Lista de símbolos e abreviaturas.....	x
Lista de figuras.....	xii
Lista de tabelas.....	xv
Lista de equações.....	xix
Resumo.....	xxi
Abstract.....	xxii
<b>Capítulo 1 – Introdução.....</b>	<b>1</b>
<b>Capítulo 2 – Revisão bibliográfica.....</b>	<b>4</b>
2.1 - O saneamento, a saúde pública e o meio ambiente.....	5
2.2 - Programa de pesquisas em saneamento básico – PROSAB.....	5
2.3 - Definição, classificação e estatísticas do esgotamento sanitário no Brasil.....	7
2.4 - O tratamento do esgoto sanitário.....	9
2.4.1 - Sistemas biológicos.....	9
2.4.2 - Metabolismo bacteriano.....	9
2.4.3 - Tratamento biológico aeróbio e anaeróbio.....	12
2.5 - O tratamento anaeróbio do esgoto.....	13
2.5.1 - As fases da digestão anaeróbia do material orgânico.....	13
2.5.2 - Condições ambientais necessárias para a digestão anaeróbia.....	15
2.5.3 - Relação entre alcalinidade, acidez e pH durante a digestão anaeróbia.....	20
2.6 - O reator anaeróbio de fluxo ascendente e manto de lodo – UASB.....	25
2.6.1 - Vantagens e desvantagens do UASB.....	26
2.6.2 - Parâmetros operacionais.....	27
2.6.3 - Estabilidade operacional.....	28
2.6.4 - Remoção da matéria orgânica.....	28
2.6.5 - Crescimento do lodo anaeróbio.....	30
2.7 - Partida do reator anaeróbio de fluxo ascendente e manto de lodo – UASB....	35
2.7.1 - Estratégias para a partida do UASB.....	36
2.7.2 - Fases desenvolvidas durante a auto-inoculação do UASB.....	37
2.7.3 - Período necessário e eficiência na auto-inoculação de UASB.....	38
2.7.4 - O tempo de detenção hidráulica e a partida.....	40
	vii

---



<b>Capítulo 3 – Material e métodos</b> .....	42
3.1 - Local e período.....	43
3.2 - Instalações.....	43
3.2.1 - Descrição do sistema de alimentação.....	44
3.2.2 - Descrição dos reatores.....	46
3.3 - Operação.....	48
3.3.1 - Alimentação.....	48
3.3.2 - Parâmetros operacionais.....	49
3.3.3 - Manutenção.....	50
3.4 - Monitoramento.....	50
3.4.1 - Amostragem e análises.....	51
3.4.2 - Caracterização do afluente.....	53
3.4.3 - Estabilidade operacional.....	54
3.4.4 - Remoção da matéria orgânica.....	54
3.4.5 - Crescimento do lodo anaeróbio.....	55
<b>Capítulo 4 – Apresentação dos resultados</b> .....	58
4.1 - Fases da investigação experimental.....	59
4.2 - Fase 1 dos experimentos.....	59
4.2.1 - Parâmetros operacionais na fase 1.....	59
4.2.2 - Caracterização do afluente na fase 1.....	60
4.2.3 - Estabilidade operacional dos reatores UASB na fase 1.....	62
4.2.4 - Remoção da matéria orgânica na fase 1.....	67
4.2.5 - Crescimento do lodo anaeróbio na fase 1.....	70
4.3 - Fase 2 dos experimentos.....	79
4.3.1 - Parâmetros operacionais na fase 2.....	79
4.3.2 - Caracterização do afluente na fase 2.....	79
4.3.3 - Estabilidade operacional dos reatores UASB na fase 2.....	83
4.3.4 - Remoção da matéria orgânica na fase 2.....	89
4.3.5 - Crescimento do lodo anaeróbio na fase 2.....	93

<b>Capítulo 5 – Discussão dos resultados</b> .....	103
5.1 - A auto-inoculação na partida de um reator UASB tratando esgoto sanitário.....	104
5.1.1 - Características do esgoto afluente.....	104
5.1.2 - Parâmetros operacionais.....	105
5.1.3 - Estabilidade operacional.....	106
5.1.4 - Desempenho dos reatores em termos de remoção de matéria orgânica.....	107
5.1.5 - Crescimento do lodo anaeróbio.....	108
5.2 - A determinação do período de auto-inoculação na partida.....	111
<b>Capítulo 6 – Conclusão</b> .....	113
<b>Recomendações</b> .....	115
<b>Anexo 1 – Atividade metanogênica específica</b> .....	117
<b>Anexo 2 – Granulação do lodo anaeróbio</b> .....	121
<b>Anexo 3 – Variações diárias dos parâmetros analisados</b> .....	124
<b>Anexo 4 – Resumo do método DiLallo</b> .....	133
<b>Referências bibliográficas</b> .....	136

## LISTA DE SÍMBOLOS E ABREVIATURAS

AB	- alcalinidade de bicarbonato
AGV	- ácidos graxos voláteis
AME	- atividade metanogênica específica
AT	- alcalinidade total
CB	- carga biológica
CH <sub>4</sub>	- gás metano
CO <sub>2</sub>	- gás carbônico
COV	- carga orgânica volumétrica
Ct	- capacidade de tamponação
cv	- cavalo vapor
DBO <sub>5</sub>	- demanda bioquímica de oxigênio
DQO	- demanda química de oxigênio
DQO <sub>afluente</sub>	- DQO do afluente
DQO <sub>afl.corr.</sub>	- DQO do afluente corrigido pelo fator de correção
DQO <sub>efl.br.</sub>	- DQO do efluente bruto
DQO <sub>efl.dec.</sub>	- DQO do efluente decantado
EB	- esgoto bruto
ETE	- estação de tratamento de esgoto
fc	- fator de correção para a DQO do afluente
HAc	- ácido acético
HBr	- ácido butírico
HPr	- ácido propiônico
hz	- hertz
IBGE	- Fundação Instituto Brasileiro de Geografia e Estatística
MV	- massa de sólidos voláteis do lodo
OD	- oxigênio dissolvido
pH	- potencial hidrogeniônico
PVC	- policloreto de vinila
Q	- vazão
rpm	- rotação por minuto

$S_1$	- denominação de reator piloto utilizado nesta pesquisa
$S_2$	- denominação de reator piloto utilizado nesta pesquisa
$S_3$	- denominação de reator piloto utilizado nesta pesquisa
SD	- sólidos decantáveis
SDF	- sólidos dissolvidos fixos
SDT	- sólidos dissolvidos totais
SDV	- sólidos dissolvidos voláteis
SSF	- sólidos suspensos fixos
SST	- sólidos suspensos totais
SSV	- sólidos suspensos voláteis
ST	- sólidos totais
STF	- sólidos totais fixos
STV	- sólidos totais voláteis
TDH	- tempo de detenção hidráulica
UASB	- upflow anaerobic sludge blanket
UFPB	- Universidade Federal da Paraíba
$V_{asc}$	- velocidade ascensional

## LISTA DE FIGURAS

### Capítulo 2 – Revisão bibliográfica

Figura 2.1 – Influência da temperatura sobre a taxa de digestão anaeróbia.....	17
Figura 2.2 – Capacidade de tamponamento, como função do pH, para sistemas ácido/base provavelmente presentes na digestão anaeróbia de esgotos sanitários.....	20
Figura 2.3 – Diagrama de Deffeyes relacionando acidez e alcalinidade de bicarbonato para diferentes valores de pH.....	24
Figura 2.4 – Concentração do lodo, em função da profundidade do reator, para tempos de detenção hidráulica maiores do que 5,6 horas.....	34
Figura 2.5 – Concentração do lodo, em função da profundidade do reator, para tempos de detenção hidráulica menores do que 3 horas.....	34

### Capítulo 3 – Material e métodos

Figura 3.1 – Estrutura metálica onde os reatores foram fixados.....	43
Figura 3.2 – UASB piloto sendo preparado para a segunda etapa dos experimentos.....	44
Figura 3.3 – Croqui do sistema de alimentação e descarga dos reatores.....	45
Figura 3.4 – Bomba dosadora, tipo peristáltica, utilizada no experimento.....	46
Figura 3.5 – Representação esquemática do reator UASB piloto utilizado na pesquisa...	47
Figura 3.6 – Coleta de amostras do lodo do reator UASB piloto.....	51
Figura 3.7 – Volume de influência dos pontos de amostragem de lodo anaeróbio, no UASB piloto utilizado na pesquisa.....	57

### Capítulo 4 – Apresentação dos resultados

Figura 4.1 – DQO afluente corrigida na fase 1.....	62
Figura 4.2 – Sólidos totais do afluente na fase 1.....	62
Figura 4.3 – Sólidos suspensos no afluente na fase 1.....	62
Figura 4.4 – DQO efluente bruto na fase 1.....	68
Figura 4.5 – DQO efluente decantado na fase 1.....	68
Figura 4.6 – Remoção da DQO efluente bruto na fase 1.....	68
Figura 4.7 – Remoção da DQO efluente decantado na fase 1.....	68
Figura 4.8 – Sólidos totais efluente S <sub>1</sub> (TDH 14h) na fase 1.....	71

Figura 4.9 – Sólidos totais efluente S <sub>2</sub> (TDH 6h) na fase 1.....	71
Figura 4.10 – Sólidos totais efluente S <sub>3</sub> (TDH 4h) na fase 1.....	71
Figura 4.11 – Sólidos suspensos efluente S <sub>1</sub> (TDH 14h) na fase 1.....	73
Figura 4.12 – Sólidos suspensos efluente S <sub>2</sub> (TDH 6h) na fase 1.....	73
Figura 4.13 – Sólidos suspensos efluente S <sub>3</sub> (TDH 4h) na fase 1.....	73
Figura 4.14 – Massa de lodo no reator S <sub>1</sub> (TDH 14h), fase 1.....	77
Figura 4.15 – Massa de lodo no reator S <sub>2</sub> (TDH 6h), fase 1.....	77
Figura 4.16 – Massa de lodo no reator S <sub>3</sub> (TDH 4h), fase 1.....	77
Figura 4.17 – Concentração de lodo nos reatores ao final da fase 1.....	77
Figura 4.18 – Carga biológica nos reatores na fase 1.....	78
Figura 4.19 – Alcalinidade total (AT), de bicarbonato (AB) e ácidos graxos voláteis (AGV) do afluente na fase 2.....	81
Figura 4.20 – DQO afluente corrigida na fase 2.....	81
Figura 4.21 – Sólidos totais do afluente na fase 2.....	81
Figura 4.22 – Sólidos suspensos no afluente na fase 2.....	81
Figura 4.23 – Alcalinidade total (AT), de bicarbonato (AB) e ácidos graxos voláteis (AGV) do efluente S <sub>1</sub> (TDH 8h) na fase 2.....	89
Figura 4.24 – Alcalinidade total (AT), de bicarbonato (AB) e ácidos graxos voláteis (AGV) do efluente S <sub>2</sub> (TDH 4h) na fase 2.....	89
Figura 4.25 – Alcalinidade total (AT), de bicarbonato (AB) e ácidos graxos voláteis (AGV) do efluente S <sub>3</sub> (TDH 2h) na fase 2.....	89
Figura 4.26 – DQO efluente bruto na fase 2.....	92
Figura 4.27 – DQO efluente decantado na fase 2.....	92
Figura 4.28 – Remoção da DQO efluente bruto na fase 2.....	92
Figura 4.29 – Remoção da DQO efluente decantado na fase 2.....	92
Figura 4.30 – Variação diária da DQO afluente e efluente.....	92
Figura 4.31 – Sólidos totais efluente S <sub>1</sub> (TDH 8h) na fase 2.....	94
Figura 4.32 – Sólidos totais efluente S <sub>2</sub> (TDH 4h) na fase 2.....	94
Figura 4.33 – Sólidos totais efluente S <sub>3</sub> (TDH 2h) na fase 2.....	94
Figura 4.34 – Sólidos suspensos efluente S <sub>1</sub> (TDH 8h) na fase 2.....	95
Figura 4.35 – Sólidos suspensos efluente S <sub>2</sub> (TDH 4h) na fase 2.....	95
Figura 4.36 – Sólidos suspensos efluente S <sub>3</sub> (TDH 2h) na fase 2.....	96
Figura 4.37 – Sólidos sedimentáveis do efluente na fase 2.....	96

Figura 4.38 – Massa de lodo no reator S <sub>1</sub> (TDH 8h), fase 2.....	98
Figura 4.39 – Massa de lodo no reator S <sub>2</sub> (TDH 4h), fase 2.....	98
Figura 4.40 – Massa de lodo no reator S <sub>3</sub> (TDH 2h), fase 2.....	98
Figura 4.41 – Concentração de lodo nos reatores ao final da fase 2.....	102
Figura 4.42 – Carga biológica nos reatores na fase 2.....	102

### **Anexo 1**

Figura A1.1 – Sistema para determinação da AME na UFPB.....	120
---	-----

### **Anexo 3**

Figura A3.1 – Variação diária da DQO afluente.....	125
Figura A3.2 – Variação diária do pH afluente.....	127
Figura A3.3 – Variação diária da temperatura afluente.....	128
Figura A3.4 – Variação diária da alcalinidade total afluente.....	129
Figura A3.5 – Variação diária da alcalinidade de bicarbonato afluente.....	129
Figura A3.6 – Variação diária dos ácidos graxos voláteis afluente.....	130
Figura A3.7 – Variação diária dos sólidos totais afluente.....	131
Figura A3.8 – Variação diária dos sólidos totais voláteis afluente.....	131
Figura A3.9 – Variação diária dos sólidos totais fixos afluente.....	132

## LISTA DE TABELAS

### Capítulo 2 – Revisão bibliográfica

Tabela 2.1 – Classificação do esgoto sanitário em relação à concentração de sólidos e matéria orgânica.....	8
Tabela 2.2 – Alguns dados acerca da composição do esgoto sanitário na cidade de Campina Grande (PB).....	8
Tabela 2.3 – População atendida com coleta de esgoto doméstico no Brasil.....	8
Tabela 2.4 – Remoção da DQO em reator UASB (escala piloto e real) no tratamento de esgoto sanitário.....	30

### Capítulo 3 – Material e métodos

Tabela 3.1 – Localização dos pontos de amostragem do manto de lodo nos reatores utilizados nesta pesquisa.....	48
Tabela 3.2 – Parâmetros operacionais dos reatores UASB piloto utilizados nesta pesquisa.....	49
Tabela 3.3 – Análises laboratoriais realizadas ao longo da parte experimental.....	52
Tabela 3.4 – Volume de influência dos pontos de amostragem do UASB piloto utilizado nesta pesquisa.....	56

### Capítulo 4 – Apresentação dos resultados

Tabela 4.1 – Parâmetros operacionais dos reatores UASB piloto, na fase 1 dos experimentos, 15/03/97 a 29/07/97.....	60
Tabela 4.2 – Caracterização do afluente na fase 1 dos experimentos, 15/03/97 a 29/07/97, amostras coletadas às 8:00 horas.....	61
Tabela 4.3 – pH e temperatura médios dos efluentes na fase 1 dos experimentos, 15/03/97 a 29/07/97, amostras coletadas às 8:00 horas.....	63
Tabela 4.4 – pH e temperatura do manto de lodo no reator S <sub>1</sub> (TDH 14h) na fase 1 dos experimentos, 15/03/97 a 29/07/97, amostras coletadas às 8:00 horas.....	64
Tabela 4.5 – pH e temperatura do manto de lodo no reator S <sub>2</sub> (TDH 6h) na fase 1 dos experimentos, 15/03/97 a 29/07/97, amostras coletadas às 8:00 horas.....	65
Tabela 4.6 – pH e temperatura do manto de lodo no reator S <sub>3</sub> (TDH 4h) na fase 1 dos experimentos, 15/03/97 a 29/07/97, amostras coletadas às 8:00 horas.....	66



Tabela 4.7 – DQO <sub>afi.corr.</sub> , DQO <sub>efl.br.</sub> e DQO <sub>efl.dec.</sub> na fase 1 dos experimentos, 15/03/97 a 29/07/97, amostras coletadas às 8:00 horas.....	69
Tabela 4.8 – Eficiência de remoção DQO <sub>bruta</sub> e DQO <sub>decantada</sub> dos efluentes na fase 1 dos experimentos, 15/03/97 a 29/07/97, amostras coletadas às 8:00 horas.....	69
Tabela 4.9 – Sólidos totais dos efluentes na fase 1 dos experimentos, 15/03/97 a 29/07/97, amostras coletadas às 8:00 horas.....	71
Tabela 4.10 – Sólidos suspensos dos efluentes na fase 1 dos experimentos, 15/03/97 a 29/07/97, amostras coletadas às 8:00 horas.....	72
Tabela 4.11 – Massa de lodo acumulada no reator S <sub>1</sub> (TDH=14h) na fase 1 dos experimentos, 15/03/97 a 29/07/97, amostras coletadas nos pontos de amostragem, às 8:00 horas.....	74
Tabela 4.12 – Massa de lodo acumulada no reator S <sub>2</sub> (TDH=6h) na fase 1 dos experimentos, 15/03/97 a 29/07/97, amostras coletadas nos pontos de amostragem, às 8:00 horas.....	75
Tabela 4.13 – Massa de lodo acumulada no reator S <sub>3</sub> (TDH=4h) na fase 1 dos experimentos, 15/03/97 a 29/07/97, amostras coletadas nos pontos de amostragem, às 8:00 horas.....	76
Tabela 4.14 – Carga biológica – CB (kgDQO/kgSTV.d) na fase 1, 15/03/97 a 29/07/97, amostras coletadas às 8:00 horas.....	78
Tabela 4.15 – Parâmetros operacionais dos reatores UASB piloto, na fase 2 dos experimentos, 15/08/97 a 18/12/97.....	79
Tabela 4.16 – Caracterização do afluente na fase 2 dos experimentos, 15/08/97 a 18/12/97, amostras coletadas às 6:00 horas.....	82
Tabela 4.17 – pH e temperatura médios dos efluentes na fase 2 dos experimentos, 15/08/97 a 18/12/97, amostras coletadas às 6:00 horas.....	83
Tabela 4.18 – Alcalinidade total (AT) e de bicarbonato (AB) e ácidos graxos voláteis (AGV) dos efluentes na fase 2 dos experimentos, 15/08/97 a 18/12/97, amostras coletadas às 6:00 horas.....	85
Tabela 4.19 – pH e temperatura do manto de lodo no reator S <sub>1</sub> (TDH 8h) na fase 2 dos experimentos, 15/08/97 a 18/12/97, amostras coletadas às 6:00 horas.....	86
Tabela 4.20 – pH e temperatura do manto de lodo no reator S <sub>2</sub> (TDH 48h) na fase 2 dos experimentos, 15/08/97 a 18/12/97, amostras coletadas às 6:00 horas.....	87

Tabela 4.21 – pH e temperatura do manto de lodo no reator S <sub>3</sub> (TDH 2h) na fase 2 dos experimentos, 15/08/97 a 18/12/97, amostras coletadas às 6:00 horas.....	88
Tabela 4.22 – DQO <sub>afl.corr.</sub> , DQO <sub>efl.br.</sub> e DQO <sub>efl.dec.</sub> na fase 2 dos experimentos, 15/08/97 a 18/12/97, amostras coletadas às 6:00 horas.....	91
Tabela 4.23 – Eficiência de remoção DQO <sub>bruta</sub> e DQO <sub>decantada</sub> dos efluentes na fase 2 dos experimentos, 15/08/97 a 18/12/97, amostras coletadas às 6:00 horas.....	91
Tabela 4.24 – Variação diária da DQO afluente e do efluente S <sub>1</sub> (TDH=8h).....	93
Tabela 4.25 – Sólidos totais dos efluentes na fase 2 dos experimentos, 15/08/97 a 18/12/97, amostras coletadas às 6:00 horas.....	94
Tabela 4.26 – Sólidos suspensos dos efluentes na fase 2 dos experimentos, 15/08/97 a 18/12/97, amostras coletadas às 6:00 horas.....	96
Tabela 4.27 – Sólidos sedimentáveis dos efluentes na fase 2 dos experimentos, 15/08/97 a 18/12/97, amostras coletadas às 6:00 horas.....	97
Tabela 4.28 – Massa de lodo acumulada no reator S <sub>1</sub> (TDH=8h) na fase 2 dos experimentos, 15/08/97 a 18/12/97, amostras coletadas nos pontos de amostragem, às 6:00 horas.....	99
Tabela 4.29 – Massa de lodo acumulada no reator S <sub>2</sub> (TDH=4h) na fase 2 dos experimentos, 15/08/97 a 18/12/97, amostras coletadas nos pontos de amostragem, às 6:00 horas.....	100
Tabela 4.30 – Massa de lodo acumulada no reator S <sub>3</sub> (TDH=2h) na fase 2 dos experimentos, 15/08/97 a 18/12/97, amostras coletadas nos pontos de amostragem, às 6:00 horas.....	101
Tabela 4.31 – Carga biológica – CB (kgDQO/kgSTV.d) na fase 2, 15/08/97 a 18/12/97, amostras coletadas às 6:00 horas.....	102

## Anexo 2

Tabela A2.1 – Características do lodo granulado e suas funções nos sistemas anaeróbios de fluxo ascendente para o tratamento de águas residuárias.....	122
--	-----

## Anexo 3

Tabela A3.1 – Variação diária da DQO afluente.....	126
Tabela A3.2 – Variação diária do pH afluente.....	126
Tabela A3.3 – Variação diária da temperatura afluente.....	127

Tabela A3.4 – Variação diária da alcalinidade total afluente.....	128
Tabela A3.5 – Variação diária da alcalinidade de bicarbonato afluente.....	129
Tabela A3.6 – Variação diária dos ácidos graxos voláteis afluente.....	130
Tabela A3.7 – Variação diária dos sólidos totais afluente.....	131
Tabela A3.8 – Variação diária dos sólidos totais voláteis afluente.....	132
Tabela A3.9 – Variação diária dos sólidos totais fixos afluente.....	132

## LISTA DE EQUAÇÕES

### Capítulo 2 – Revisão bibliográfica

Equação 2.1 – Respiração aeróbia ( $O_2$ ).....	11
Equação 2.2 – Respiração anaeróbia ( $NO_3$ ).....	11
Equação 2.3 – Respiração anaeróbia ( $SO_4$ ).....	11
Equação 2.4 – Metanogênese hidrogenotrófica.....	11
Equação 2.5 – Metanogênese acetotrófica.....	11
Equação 2.6 – Fórmula geral da digestão anaeróbia.....	13
Equação 2.7 – Taxa de digestão anaeróbia para temperatura "t".....	16
Equação 2.8 – Capacidade de tamponamento.....	19
Equação 2.9 – Capacidade de tamponamento para qualquer sistema ácido/base..	19
Equação 2.10 – Constante de dissociação $pK_a$ .....	19
Equação 2.11 – Alcalinidade de bicarbonato.....	21
Equação 2.12 – Acidez.....	21
Equação 2.13 – Relação entre alcalinidade de bicarbonato, acidez e pH.....	21
Equação 2.14 – Constante de dissociação da água ( $K_w$ ).....	21
Equação 2.15 – Primeira constante de dissociação do sistema carbônico ( $K_1$ ).....	22
Equação 2.16 – Segunda constante de dissociação do sistema carbônico ( $K_2$ ).....	22
Equação 2.17 – Volume do UASB.....	27
Equação 2.18 – Velocidade ascensional.....	28
Equação 2.19 – Carga orgânica volumétrica.....	29
Equação 2.20 – Carga biológica.....	32

### Capítulo 3 – Material e métodos

Equação 3.1 – Fator de correção da DQO afluente.....	53
Equação 3.2 – DQO afluente corrigida para a hora da coleta.....	54
Equação 3.3 – Eficiência de remoção da DQO bruta.....	55
Equação 3.4 – Eficiência de remoção da DQO decantada.....	55
Equação 3.5 – Massa total de lodo anaeróbio no UASB.....	56

**Anexo 4 – Resumo do método DiLallo**

Equação A4.1 – Alcalinidade total.....	134
Equação A4.2 – Determinação da alcalinidade total.....	135
Equação A4.3 – Determinação da alcalinidade de ácidos voláteis.....	135

## RESUMO

Neste trabalho são apresentados os resultados obtidos de uma investigação experimental sobre o período da partida de reator anaeróbio de fluxo ascendente e manto de lodo (UASB – upflow anaerobic sludge blanket), tratando esgoto sanitário na cidade de Campina Grande, estado da Paraíba, Brasil. Não foi utilizado nenhum tipo de inóculo nos reatores, visando caracterizar a pior situação que pode ser encontrada na prática. Sob essa condição, o tempo necessário para o reator UASB atingir uma condição estável e eficiente quanto ao tratamento de esgoto foi estudado, em função do tempo de detenção hidráulica. Os fatores envolvidos nessa questão são o tempo de formação do lodo anaeróbio e o risco de “azedamento” do conteúdo do reator (prevalcimento da fermentação ácida sobre a fermentação metanogênica). O trabalho experimental foi realizado em duas etapas, cada uma com quatro meses de duração. Em cada etapa foram operados simultaneamente três reatores em escala piloto, utilizando esgoto bruto da cidade de Campina Grande como afluente. Diferentes, porém, constantes vazões alimentaram os reatores para estabelecer valores do tempo de detenção hidráulica variando entre 2 e 14 horas. Foi observado que o equilíbrio entre as fermentações ácida e metanogênica foi mantido durante toda a investigação, para todos os tempos de detenção hidráulica: a concentração dos ácidos graxos voláteis sempre permaneceu baixa e o pH próximo do valor neutro. Para o UASB que foi operado com tempo de detenção hidráulica de 2 horas, o comportamento foi irregular, apresentando períodos curtos de bom desempenho, alternando com longos períodos de baixa eficiência de remoção de DQO. Para o tempo de detenção hidráulica de 2 horas a partida não foi concluída até as 18 semanas de operação do experimento. No caso dos tempos de detenção hidráulica entre 4 e 14 horas, um período de aproximadamente 13 semanas foi necessário para concluir a partida, através da auto-inoculação.

## ABSTRACT

This report presents the results of an experimental investigation on the start-up period of the upflow anaerobic sludge blanket (UASB) reactor used for sewage treatment in the city of Campina Grande, Brazil. During the investigation no inoculum was used, so that the start-up was carried out under the most difficult conditions that could be found in practice. Under these conditions the period to obtain a stable and good performance of the reactor was established as a function of the hydraulic retention time. Important factors that influence the start-up are the time to generate the required anaerobic sludge mass and the risk of souring of the reactor contents (prevalence of acid fermentation over methanogenic fermentation). The experimental work was carried out in two four-months stages. In each stage three identical pilot scale UASB reactors were simultaneously operated, using raw sewage from the city as influent. Different but constant flows were fed to the reactors to establish values of the hydraulic retention time varying between 2 and 14 hours. It was observed that the equilibrium between acid and methanogenic fermentation was maintained throughout the investigation for all hydraulic retention times: the concentration of volatile fatty acids always remained low and the pH around the neutral point. When the UASB reactor was operated at a retention time of 2 hours, the reactor showed an irregular behaviour pattern, mixing short periods of good performance with long periods of poor COD removal efficiency. For a retention time of 2 hours the start-up was not reached up to 18 weeks of operation. A 13 weeks period was necessary to the start-up without inoculum be established, considering retention times ranging from 4 to 14 hours.

# CAPÍTULO I

## INTRODUÇÃO



A falta de saneamento básico resulta em sérios prejuízos para a saúde pública. No Brasil o panorama do saneamento básico é lamentável. No tocante ao esgotamento sanitário, menos da metade da população tem seu esgoto coletado e apenas uma pequena parte desse esgoto segue para alguma estação de tratamento. Esse problema é acentuado nas comunidades onde a população tem baixa renda.

Especialmente em regiões de clima tropical e subtropical, o tratamento anaeróbio representa uma excelente solução para reduzir o potencial poluidor do esgoto sanitário, dessa forma, contribuindo para a melhoria das condições de saúde pública e colaborando com a proteção ambiental. Entre os sistemas de tratamento anaeróbio, o reator anaeróbio de fluxo ascendente e manto de lodo (UASB) é uma opção bastante atrativa do ponto de vista técnico e econômico.

Na prática do tratamento de esgoto sanitário utilizando reatores UASB, a fase mais crítica da operação desses reatores é a etapa de partida, principalmente porque as populações bacterianas, necessárias à digestão anaeróbia, ainda não se encontram estabelecidas em número e espécies adequadas. Enquanto não se desenvolvem satisfatoriamente as populações bacterianas, a fermentação ácida pode prevalecer sobre a fermentação metanogênica de tal forma que resulte numa acumulação excessiva de ácidos voláteis. Essa acumulação excessiva associada a uma baixa capacidade de tamponamento, pode resultar numa queda significativa do pH, podendo ocorrer o "azedamento" do conteúdo do reator e causando o colapso do sistema, pois impossibilita o desenvolvimento das bactérias metanogênicas, essenciais à digestão anaeróbia. Dessa forma, especialmente durante a partida, o monitoramento do sistema precisa ser rigoroso, a fim de garantir que todas as fases da digestão anaeróbia aconteçam nas devidas proporções, mesmo sem as populações bacterianas estarem estabelecidas adequadamente.

As estratégias para dar a partida no reator UASB, tratando esgoto sanitário, dizem respeito à utilização ou não de um inóculo. A auto-inoculação é uma possibilidade de proceder a partida de um reator UASB da forma mais simples e econômica, onde os próprios microrganismos presentes no esgoto afluente são responsáveis pela formação de um lodo anaeróbio com boa atividade biológica.

Para avaliar a viabilidade técnica de dar a partida ao UASB tratando esgoto sanitário, sem a inoculação prévia, as variáveis fundamentais no processo são: a DQO e a capacidade de tamponamento do afluente, a temperatura do esgoto no interior do reator e o tempo de detenção hidráulica no UASB. Alguns experimentos sobre auto-inoculação já foram realizados, mas ainda não ficou estabelecida a influência do tempo de detenção hidráulica sobre o período necessário para a partida do reator. Por isso, foi realizada esta investigação experimental sobre a auto-inoculação durante a partida do UASB, tratando esgoto sanitário, para reatores operados com diferentes valores do tempo de detenção hidráulica. Para tanto, nesta pesquisa, foram operados reatores UASB em escala piloto (126 litros cada), alimentados com esgoto sanitário bruto e sem utilização de inóculo.

Então, para reatores UASB tratando esgoto sanitário, sem inoculação prévia, os objetivos deste trabalho foram: (1) estabelecer até qual valor do tempo de detenção hidráulica ocorre a auto-inoculação na partida, (2) analisar o efeito do tempo de detenção hidráulica sobre a duração da partida e (3) verificar se a alcalinidade do esgoto sanitário, com as características da cidade de Campina Grande (PB), é suficiente para garantir estabilidade operacional durante a auto-inoculação na partida do UASB.

Esta dissertação foi desenvolvida de acordo com as metas do Programa de Pesquisas em Saneamento Básico – PROSAB, especificamente no tema 2 (Tratamento de esgotos sanitários por processos anaeróbios e por disposição controlada no solo).

# **CAPÍTULO 2**

## **REVISÃO BIBLIOGRÁFICA**

### **2.1 - O saneamento, a saúde pública e o meio ambiente**

A relação entre saneamento e saúde pública foi detalhadamente explorada por Heller (1997). Segundo esse autor, o reconhecimento da importância do saneamento e seus efeitos sobre a saúde já era evidenciado desde a antiguidade, há cerca de 4000 anos. Briscoe (1985), citado por Heller (1997), indica que medidas referentes ao abastecimento de água e esgotamento sanitário, na forma de medicina preventiva, apresentam, a longo prazo, efeitos benéficos sobre a saúde, superiores ao tratamento dado na medicina curativa. Segundo o Programa das Nações Unidas para o Meio Ambiente (PNUMA, 1996), a falta de água limpa e tratamento adequado para o esgoto provoca, a cada ano no mundo, a morte de cerca de 4 milhões de crianças, vitimadas por doenças de veiculação hídrica, entre elas a cólera, a malária, a diarreia e algumas moléstias parasitárias. No Brasil, estudos do Departamento de Saneamento da Escola Nacional de Saúde Pública (ENSP), indicam que intervenções sanitárias como abastecimento de água e esgotamento sanitário podem reduzir, em média, 21% dos índices de mortalidade infantil (F.S.P., 1998).

Os problemas resultantes da falta de saneamento adequado, além de prejudicarem a população diretamente, também o fazem de forma indireta, em consequência da degradação ambiental. De maneira direta, por exemplo, ao banhar-se nas águas de um rio que recebe esgoto sem tratamento, é possível adquirir alguma doença. Exemplificando com a mesma situação, o esgoto sem tratamento ao ser lançado em um rio causa a poluição e a contaminação dessas águas. Neste caso, a população sofrerá com a diminuição de recursos naturais, seja a falta de água potável para o consumo ou a escassez de peixes para o alimento.

### **2.2 - Programa de pesquisas em saneamento básico - PROSAB**

Para que os efeitos negativos resultantes da falta de saneamento sejam minimizados, podem ser colocadas duas propostas. A primeira das propostas é ampliar a consciência da população sobre os problemas causados pela falta de saneamento, através da informação direta sobre hábitos de higiene e educação ambiental. A segunda proposta envolve ampliar a oferta dos serviços de saneamento. Essas propostas passam inevitavelmente pelo poder público, ou seja, requerem decisão política dos governantes. Surge, então, um desafio ainda maior,

convencer esses governantes que a ciência não pode mais ficar restrita aos *campi* universitários: é fundamental colocar o desenvolvimento científico a favor da população, principalmente as pesquisas que visam gerar soluções concretas e viáveis, tanto técnica como economicamente. Isto exige empenho e persistência por parte dos pesquisadores. Todo o esforço é válido no sentido de iniciar discussões que resultem em ações. Os resultados são a longo prazo, portanto, é preciso iniciar imediatamente.

Visando contribuir para a solução desses problemas, a FINEP – Financiadora de Estudos e Projetos está desenvolvendo um programa denominado PROSAB – Programa de Pesquisas em Saneamento Básico. O objetivo principal do PROSAB é apoiar o desenvolvimento de pesquisas, tendo em vista a melhoria das condições de saúde da população, especialmente as menos favorecidas. O montante de recursos estimado para a realização do PROSAB, num prazo de três anos, iniciado em outubro de 1996, é de R\$ 6.000.000,00 (seis milhões de reais), financiado pela FINEP, CNPq (Conselho Nacional de Desenvolvimento Científico e Tecnológico), CAPES (Fundação Coordenação de Aperfeiçoamento de Pessoal de Nível Superior), MCT/RHAE (Ministério da Ciência e Tecnologia/Recursos Humanos em Áreas Estratégicas) e CEF (Caixa Econômica Federal). A aplicação dos recursos está sendo feita através de apoio para quatro redes cooperativas de pesquisa, congregando quinze instituições de pesquisas do país. Cada uma dessas quatro redes abrange um dos temas abordados, sendo: tratamento de água, tratamento de esgoto sanitário, coleta e disposição final de lixo e tratamento e destino final de lodo (ABES, 1996 e ABES, 1998).

Esta dissertação foi desenvolvida dentro dos objetivos estabelecidos no programa PROSAB, especificamente no tema 2 (Tratamento de esgotos sanitários por processos anaeróbios e por disposição controlada no solo) e refere-se a uma investigação experimental sobre a partida de reatores anaeróbios tipo UASB (*upflow anaerobic sludge blanket*). Dentro deste tema, o Departamento de Engenharia Civil da Universidade Federal da Paraíba, *campus* II, vem desenvolvendo diversas pesquisas sobre otimização do desempenho e operação de reatores tipo UASB.

### **2.3 – Definição, classificação e estatísticas do esgotamento sanitário no Brasil**

Segundo a ABNT (1986), esgoto doméstico é um resíduo líquido, resultante das atividades humanas desenvolvidas nas edificações domiciliares, comerciais ou institucionais. No esgoto doméstico estão incluídas as águas servidas resultantes das limpezas e lavagens comuns, do preparo de alimentos, do asseio pessoal e das necessidades fisiológicas. Ao se referir aos resíduos líquidos provenientes de atividades industriais, as denominações corretas são efluente industrial, esgoto industrial ou água residuária industrial. Também para a ABNT (1986), o esgoto sanitário engloba as parcelas de esgoto doméstico, esgoto industrial, águas de infiltração (subsolo) e, em alguns casos, contribuição pluvial.

Metcalf & Eddy (1991) classificaram o esgoto sanitário em forte, médio e fraco, segundo os valores da concentração dos principais componentes (Tabela 2.1). Algumas características do esgoto sanitário em Campina Grande (PB), cidade onde foi desenvolvida esta dissertação, são apresentadas na Tabela 2.2, na qual cada um dos dois locais indicados possui características distintas para o esgoto. De acordo com os valores estabelecidos por Metcalf & Eddy (1991), apresentados na Tabela 2.1, e, ao se observar a Tabela 2.2, o bairro Pedregal apresenta um esgoto mais concentrado do que na entrada da estação de tratamento de esgotos da cidade (ETE Catingueira). Nascimento (1996) considerou os dados obtidos na ETE Catingueira como sendo representativos para toda a cidade. Nesse caso, para a cidade de Campina Grande, de acordo com a Tabela 2.1, é possível classificar o esgoto como médio em relação à matéria orgânica e como esgoto forte considerando os sólidos.

A Tabela 2.3 apresenta alguns dados estatísticos do esgotamento sanitário no Brasil, na região Nordeste, no estado da Paraíba e na cidade de Campina Grande. Vale ressaltar que os dados apresentados apenas se referem ao esgoto que é coletado, não significando que siga para alguma estação de tratamento. Nos locais indicados na Tabela 2.3, o valor da porcentagem de esgoto tratado não está disponível com precisão, mas é possível concluir que é menor do que o percentual coletado, em função do pequeno número de estações tratando os esgotos no Brasil.

Tabela 2.1 – Classificação do esgoto sanitário em relação à concentração de sólidos e matéria orgânica

Componente	Concentração		
	Forte	Média	Fraca
Sólidos totais (mg/l)	1200	720	350
Sólidos dissolvidos totais (mg/l)	850	500	250
fixos (mg/l)	525	300	145
voláteis (mg/l)	325	200	105
Sólidos suspensos totais (mg/l)	350	220	100
fixos (mg/l)	75	55	20
voláteis (mg/l)	275	165	80
Sólidos sedimentáveis (ml/l)	20	10	5
DBO <sub>5</sub> (mg/l)	400	220	110
DQO (mg/l)	1000	500	250

Fonte: Metcalf e Eddy (1991)

Tabela 2.2 – Alguns dados acerca da composição do esgoto sanitário na cidade de Campina Grande (PB)

Componente	Local	
	Bairro Pedregal <sup>(1)</sup>	ETE Catingueira <sup>(2)</sup>
Sólidos suspensos totais (mg/l)	429	300
fixos (mg/l)	177	(-)
voláteis (mg/l)	252	(-)
Sólidos sedimentáveis (ml/l)	8,5	(-)
DBO <sub>5</sub> (mg/l)	369	200
DQO (mg/l)	727	500

Obs.: (-) dado não disponível; (1) van Haandel e Lettinga, 1994 e (2) Nascimento, 1996

Tabela 2.3 – População atendida com coleta de esgoto doméstico no Brasil

Local	Moradores em domicílios particulares permanentes		Moradores que têm rede coletora de esgoto %	Referência bibliográfica
	Total	Com rede coletora		
Brasil	153.397.102	58.026.390	37,8	IBGE, 1997a
Nordeste	45.324.727	6.560.144	14,5	IBGE, 1997b
Paraíba	3.346.631	717.359	21,4	IBGE, 1997c
Campina Grande	324.623	127.273*	39,2	IBGE, 1994

obs.: \* obtido a partir do número de domicílios com rede coletora (28.665) e da média de moradores por domicílio (4,44)

## **2.4 - O tratamento do esgoto sanitário**

É por causa de apenas 0,1% dos componentes do esgoto sanitário, constituídos principalmente por material em suspensão, material orgânico, nutrientes e organismos patogênicos, que surge a necessidade do tratamento (van Haandel e Lettinga, 1994 e von Sperling, 1996a). O tratamento do esgoto pode ser através de sistema físico, biológico ou químico, sendo este último mais utilizado para águas residuárias industriais (von Sperling, 1996a).

### **2.4.1 – Sistemas biológicos**

Na natureza, um exemplo de tratamento biológico é a autodepuração de corpos de água, onde a população de microrganismos presente em um corpo aquático, no qual foram lançadas águas residuárias, propicia a conversão da matéria orgânica recebida para produtos inertes e não prejudiciais do ponto de vista ecológico (von Sperling, 1996b). Dessa forma, um corpo aquático que recebe um despejo de esgotos em um ponto, pode restabelecer o equilíbrio ecológico, a jusante daquele ponto de lançamento. Porém, existem fatores limitantes ao processo de autodepuração, citando-se, por exemplo, a necessidade de uma relação equilibrada, no corpo receptor, entre a carga orgânica poluidora e a carga de oxigênio dissolvido disponível.

Nas estações de tratamento biológico de esgotos objetiva-se reproduzir o fenômeno da autodepuração. Com a introdução de tecnologia apropriada, além de controlar os fatores limitantes, é possível determinar previamente o tempo necessário para que o tratamento ocorra com um determinado grau de eficiência. Essa tecnologia visa estabelecer uma população de microrganismos, em número e espécies, satisfatória ao tratamento, afinal, são os microrganismos, especialmente as bactérias, os principais responsáveis pela estabilização da matéria orgânica presente nos esgotos (von Sperling, 1996b e van Haandel e Lettinga, 1994).

### **2.4.2 – Metabolismo bacteriano**

Para a degradação da matéria orgânica, ocorrem simultaneamente no metabolismo bacteriano, os processos de catabolismo e anabolismo. No catabolismo, que pode ser oxidativo ou fermentativo, através da ação das bactérias, ocorre a degradação do substrato orgânico e a liberação de energia. No anabolismo, a energia liberada



no catabolismo será utilizada pelas bactérias na formação de material celular (von Sperling, 1996b). O anabolismo somente é viável se o catabolismo estiver ocorrendo e fornecendo a energia necessária para a síntese do material celular, já o catabolismo somente pode ocorrer na presença de uma população de bactérias ativas e adequadas ao substrato. Sendo assim, para que o metabolismo bacteriano seja eficiente na remoção da matéria orgânica, os dois processos precisam acontecer juntos (van Haandel e Lettinga, 1994).

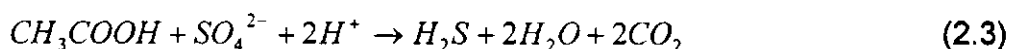
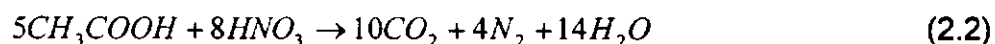
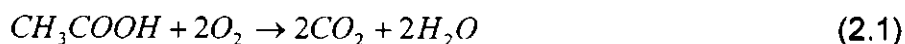
#### □ Catabolismo

A matéria orgânica presente no esgoto é degradada biologicamente através do catabolismo. São dois tipos de catabolismo de interesse no tratamento de esgoto, o catabolismo oxidativo e o catabolismo fermentativo. Diz-se oxidativo quando a matéria orgânica é oxidada por um agente presente no meio líquido, podendo este oxidante ser o oxigênio, o nitrato ou o sulfato. Na ausência de um oxidante, a degradação da matéria orgânica ocorre devido ao rearranjo dos elétrons na molécula do material orgânico. Neste caso está ocorrendo o catabolismo fermentativo, também denominado digestão anaeróbia. Geralmente são necessárias várias fermentações seqüenciais para a estabilização da matéria orgânica, ou seja, até que os produtos finais não sejam suscetíveis a novas fermentações (van Haandel e Lettinga, 1994 e von Sperling, 1996b).

#### ➤ Catabolismo Oxidativo

O catabolismo oxidativo é também denominado respiração, podendo ser respiração aeróbia ou respiração anaeróbia. Quando vários oxidantes estão disponíveis no meio, as bactérias utilizam aquele que libera a mais alta quantidade de energia. Dessa maneira, o oxigênio dissolvido (OD) é o primeiro a ser utilizado como oxidante (Equação 2.1). Um sistema deixa de ser aeróbio no momento em que todo o oxigênio dissolvido foi utilizado. As bactérias que atuam no sistema aeróbio são as aeróbias e as facultativas. Quando o meio não contém mais oxigênio dissolvido, porém ainda contém nitrato, este meio passa a ser chamado anóxico. Assim, as bactérias facultativas podem atuar em ambientes aeróbios ou anóxicos. No caso das bactérias facultativas estarem utilizando o nitrato (Equação 2.2), então, está ocorrendo a respiração anaeróbia, neste caso, o nitrato é convertido a nitrogênio

gasoso, num processo dito desnitrificação. Após todo o oxigênio dissolvido e todo o nitrato terem sido consumidos como oxidantes, pode ainda restar o sulfato. Este meio onde apenas o sulfato é o agente oxidante (Equação 2.3) é o ambiente anaeróbio. As bactérias que podem reduzir o sulfato a sulfeto são as estritamente anaeróbias (van Haandel e Lettinga, 1994 e von Sperling, 1996b).



Pode-se dizer que a respiração aeróbia ocorre em ambiente aeróbio (bactérias aeróbias e facultativas); que a respiração anaeróbia, utilizando nitrato, ocorre em ambiente anóxico (bactérias facultativas) e, finalmente, que a respiração anaeróbia, utilizando sulfato, ocorre em ambiente anaeróbio (bactérias estritamente anaeróbias).

#### ➤ Catabolismo Fermentativo

Na digestão anaeróbia o material orgânico é decomposto em duas partes: uma mais oxidada e outra mais reduzida, sendo os principais produtos resultantes dessa fermentação, o dióxido de carbono (CO<sub>2</sub>) e o metano (CH<sub>4</sub>). A conversão para metano, denominada metanogênese, pode ocorrer por duas vias. Quando a produção de metano ocorre a partir do hidrogênio e o dióxido de carbono atua como receptor de elétrons, diz-se metanogênese hidrogenotrófica (Equação 2.4). Mas quando o metano é gerado a partir de acetato (ácido acético) diz-se metanogênese acetotrófica, a qual está indicada na Equação 2.5 (Lubberding, 1995 citado por von Sperling, 1996b).



É importante ressaltar que a digestão anaeróbia não elimina o material orgânico do esgoto, pois não existe a participação de um oxidante no processo. Conforme já foi mencionado, trata-se de um processo de rearranjo de elétrons. A diferença entre a

DQO do esgoto afluente e efluente indica o material orgânico que foi convertido para o metano. A DQO do metano resulta da DQO do esgoto digerido para formá-lo. Teoricamente, 1 grama de metano é igual a 4 gramas da DQO, ou seja, para se obter 1 grama de metano é necessário fermentar 4 gramas de material orgânico (van Haandel e Lettinga, 1994).

#### □ Anabolismo

A síntese de massa bacteriana a partir do material orgânico presente no esgoto afluente é a forma de anabolismo que interessa no tratamento biológico. O coeficiente de rendimento "Y" representa a proporção entre a massa celular sintetizada e a massa de material orgânico metabolizada (van Haandel e Lettinga, 1994). O valor de "Y" vem sendo considerado como 0,45 gSSV/gDQO para sistemas aeróbios de tratamento. No caso de sistemas anaeróbios o valor de "Y" depende da natureza do substrato. Em sistemas anaeróbios quando ocorre apenas transformação de ácido acético em biogás o valor de "Y" é 0,02 gSSV/gDQO (McCarty, 1990 citado por van Haandel e Lettinga, 1994). Na prática, geralmente, são necessárias várias fermentações para produzir o acetato e, em cada um dos processos, cada população bacteriana tem um coeficiente de rendimento próprio. Henze e Harremoos (1983) citados por van Haandel e Lettinga (1994) apresentaram o valor "Y" igual a 0,15 gSSV/gDQO para a transformação de material orgânico complexo para ácido acético. Desse modo, para a digestão anaeróbia do material orgânico complexo, tem-se um coeficiente de rendimento "Y" totalizando  $0,15+0,02 = 0,17$  gSSV/gDQO. O valor do "Y" nos sistemas anaeróbios é menor do que nos sistemas aeróbios, portanto, os sistemas anaeróbios produzem uma quantidade de massa celular muito menor do que os sistemas aeróbios (van Haandel e Lettinga, 1994).

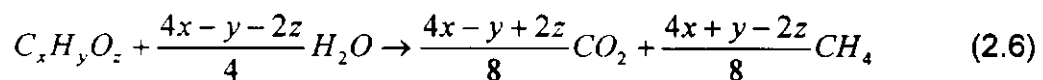
### **2.4.3 - Tratamento biológico aeróbio e anaeróbio**

Quando o sistema de tratamento requer a presença de um oxidante, ou seja, ocorre pelo catabolismo oxidativo, tem-se o tratamento aeróbio. Como exemplos de sistemas aeróbios podem ser citados o lodo ativado, o filtro biológico, a lagoa aerada, entre outros. No caso do processo de tratamento acontecer pela via do catabolismo fermentativo, que não requer a participação de oxidante, ou seja, pela

digestão anaeróbia, tem-se o tratamento anaeróbio. Para exemplificar sistemas de tratamento anaeróbio pode-se citar o tanque Imhoff, o filtro anaeróbio, a lagoa anaeróbia, o reator anaeróbio de fluxo ascendente e manto de lodo (UASB) e outros.

### **2.5 – O tratamento anaeróbio do esgoto**

O tratamento do esgoto utilizando a digestão anaeróbia segue os princípios do catabolismo fermentativo. A combinação dos gases resultantes dióxido de carbono (CO<sub>2</sub>) e metano (CH<sub>4</sub>) é denominada biogás. A fórmula geral da digestão anaeróbia pode ser expressa pela Equação 2.6 (van Haandel e Lettinga, 1994):



onde:

C<sub>x</sub>H<sub>y</sub>O<sub>z</sub> = matéria orgânica

#### **2.5.1 - As fases da digestão anaeróbia do material orgânico**

Para águas residuárias de baixa concentração, como é o caso do esgoto sanitário, na digestão anaeróbia o material orgânico é convertido seguindo basicamente quatro etapas do metabolismo bacteriano (hidrólise, acidogênese, acetogênese e metanogênese).

No esgoto afluente uma parte do material orgânico se encontra sob a forma particulada. Para solubilizar esta fração orgânica particulada, um grupo de bactérias, as fermentativas, libera exo-enzimas que dissolvem os compostos complexos em materiais dissolvidos de menor peso molecular. Assim, as proteínas são degradadas em aminoácidos, os carboidratos resultam em açúcares solúveis e os lipídios são convertidos em ácidos graxos de cadeia longa e glicerina. Tal processo é denominado **hidrólise** e acontece muito lentamente. A temperatura do esgoto é um fator de extrema importância para o desenvolvimento da hidrólise, abaixo de 20°C a taxa de conversão dos lipídios se torna muito pequena, tal fato constitui o passo limitante de toda a digestão anaeróbia (van Haandel e Lettinga, 1994; Chernicharo, 1997 e Oliva, 1997).

Após terem sido hidrolisados, os compostos provenientes do material orgânico particulado são absorvidos pelas bactérias fermentativas, constituindo a **acidogênese**. Desta fase são excretadas, pelas bactérias fermentativas, substâncias orgânicas mais simples como os ácidos graxos voláteis (AGV), os álcoois, o ácido láctico e compostos minerais como: gás carbônico ( $\text{CO}_2$ ), hidrogênio ( $\text{H}_2$ ), amônia ( $\text{NH}_3$ ) e sulfeto de hidrogênio ( $\text{H}_2\text{S}$ ). Segundo Sawyer *et al.* (1994), estes ácidos graxos resultantes da acidogênese, entre eles, os ácidos acético (HAc), propiônico (HPr), butírico (HBr) e outros em menor quantidade, são conceituados como voláteis, por serem destilados em pressão atmosférica. A população das bactérias fermentativas acidogênicas (assim denominadas devido à produção de AGV) constitui aproximadamente 90% da população total envolvida na digestão anaeróbia, sendo por volta de 89% anaeróbias obrigatórias e cerca de 1% facultativas. No caso dos esgotos, essa pequena parcela de bactérias facultativas protege o sistema anaeróbio quando de uma eventual presença de oxigênio, o qual seria tóxico para a grande população bacteriana existente (van Haandel e Lettinga, 1994; Chernicharo, 1997 e Oliva, 1997).

A conversão da matéria orgânica do afluente passa por uma penúltima etapa, a **acetogênese**, na qual são preparados os substratos para a formação do metano. Os produtos resultantes da acidogênese, principalmente os ácidos propiônico (HPr) e butírico (HBr), são convertidos em ácido acético (HAc), hidrogênio ( $\text{H}_2$ ) e gás carbônico ( $\text{CO}_2$ ). Dependendo do estado de oxidação do material orgânico a ser digerido, a formação do ácido acético será acompanhada de  $\text{H}_2$  ou  $\text{CO}_2$ . Para o esgoto doméstico, tanto o  $\text{H}_2$  como o  $\text{CO}_2$  podem surgir simultaneamente, mas a tendência é prevalecer o hidrogênio. Durante a formação dos ácidos acético e propiônico, o íon hidrogênio surge, devido à dissociação, ocasionando o abaixamento do pH do meio. Se a água residuária não apresentar capacidade de tamponamento suficiente, pode ocorrer o "azedamento" do conteúdo do UASB. Quando isto acontece, o pH pode diminuir até valores que inviabilizem o metabolismo bacteriano e, por conseguinte, o processo da digestão anaeróbia (Weiland e Rozzi, 1991 e van Haandel e Lettinga, 1994). Para que não aconteça o colapso do sistema, um outro grupo de bactérias, as metanogênicas, deve estar presente em quantidade suficiente para remover o hidrogênio produzido nas fases anteriores (Moosbrugger *et al.*, 1993; van Haandel e Lettinga, 1994 e Chernicharo, 1997).

Acontece, então, a última fase, quando a matéria orgânica é finalmente convertida para biogás. A partir do ácido acético, do gás carbônico e do hidrogênio, as bactérias metanogênicas produzem o metano, na fase denominada **metanogênese**. O fato da maior parte do CH<sub>4</sub> ser desprendida para a fase gasosa, resulta em remoção da matéria orgânica do esgoto (van Haandel e Lettinga, 1994).

A cinética da digestão anaeróbia diz respeito à velocidade dos processos metabólicos dos microrganismos, compreendendo o crescimento (síntese) e o decaimento (morte). Monod (1948) citado por Van Haandel e Lettinga (1994) deduziu três equações básicas para a cinética bacteriana, onde concluiu que:

- a taxa de crescimento dos microrganismos é proporcional à taxa de utilização do substrato;
- a taxa de crescimento dos microrganismos é proporcional à concentração dos mesmos e depende da concentração do substrato e
- paralelo ao crescimento dos microrganismos, proporcionalmente, também ocorre o decaimento devido à morte bacteriana.

### **2.5.2 - Condições ambientais necessárias para a digestão anaeróbia**

Alguns requisitos ambientais são necessários para que o catabolismo fermentativo aconteça adequadamente na degradação do material orgânico. Condições físicas do meio, como determinados valores de temperatura, condições químicas, como o pH dentro de uma certa faixa de valores, além da presença de nutrientes e a ausência de substâncias tóxicas, são as principais condições ambientais requeridas para a digestão anaeróbia (van Haandel e Lettinga, 1994).

No caso do esgoto sanitário, a necessidade nutricional da população microbiana envolvida na digestão anaeróbia é atendida plenamente, pois a presença de nutrientes no esgoto sanitário é além da mínima requerida. Algumas substâncias presentes no esgoto sanitário poderiam ser tóxicas se estivessem em concentrações elevadas, por exemplo, os sulfetos gerados no próprio reator e o oxigênio, que pode vir no afluente, ou resultar de alguma aeração indevida na entrada do reator. Mas, no caso da digestão anaeróbia do esgoto sanitário, nem o oxigênio e nem o sulfeto atingem concentrações que poderiam inibir o processo (Chernicharo, 1997 e van

Haandel e Lettinga, 1994). Portanto, as condições ambientais necessárias para a digestão anaeróbia do esgoto sanitário, as quais precisam ser monitoradas e controladas, dizem respeito ao pH e à temperatura (van Haandel e Lettinga, 1994).

#### □ Temperatura

Para van Haandel e Lettinga (1994) a temperatura é o fator ambiental de maior importância para a digestão anaeróbia do esgoto sanitário, pois valores muito baixos podem limitar a hidrólise, inviabilizando todo o processo. A faixa de temperatura ideal para a digestão anaeróbia é entre 30 e 35°C, a qual permite o crescimento ótimo dos microrganismos envolvidos. Aquecer o esgoto sanitário até a temperatura ideal exigiria um investimento financeiro extra e poderia implicar em dificuldade operacional, portanto, é preferível manter o processo sob monitoramento da temperatura natural do esgoto (Chernicharo, 1997).

Segundo van Haandel e Lettinga (1994) e Chernicharo (1997) a digestão anaeróbia pode ser classificada de acordo com a temperatura do esgoto no reator em:

- psicrófila: 0 a 20°C (menor temperatura resulta menor eficiência de tratamento),
- mesófila: 20 a 45°C (digestão máxima em 35°C) e
- termófila: 45 a 70°C (digestão máxima em 55°C).

Henze e Harremoes (1983) citados por van Haandel e Lettinga (1994) avaliaram a influência da temperatura sobre a eficiência da digestão anaeróbia e mostraram que, para temperatura abaixo de 30°C, a taxa máxima de digestão anaeróbia decresce 11% por grau centígrado (Equação 2.7 e Figura 2.1).

$$r_t = r_{30} \cdot (1,11)^{(t-30)} \quad (2.7)$$

onde:

$r_t$  = taxa de digestão anaeróbia para a temperatura "t"

$r_{30}$  = taxa máxima de digestão anaeróbia a 30°C

t = temperatura do esgoto (°C)

Oliveira (1990) comenta que a variação brusca da temperatura pode prejudicar a atividade metabólica, principalmente das bactérias metanogênicas, podendo causar o colapso da digestão anaeróbia no UASB. Chernicharo (1997) ainda comenta que

embora temperaturas mais elevadas, próximas da taxa de digestão máxima, sejam desejáveis, é preferível manter a temperatura constante no interior do reator, mesmo que sejam temperaturas menores.

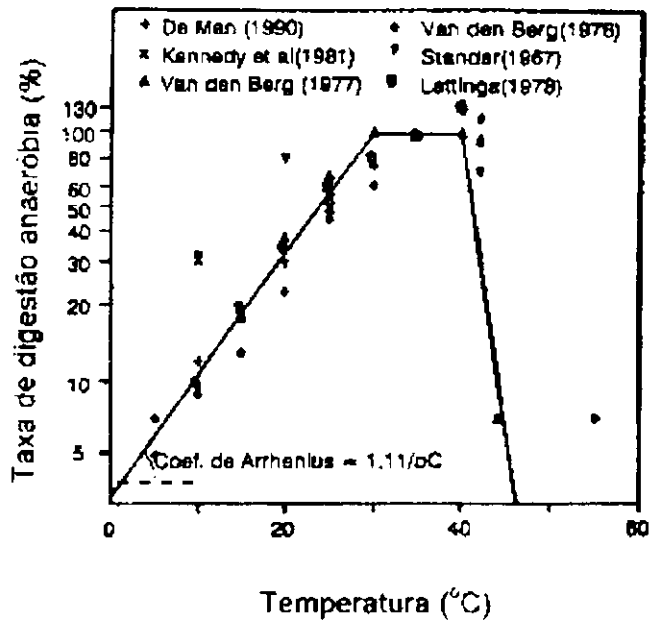


Figura 2.1 – Influência da temperatura sobre a taxa de digestão anaeróbia

Fonte: Henze e Harremoes (1983) adaptado por van Haandel e Lettinga (1994)

Para van Haandel e Lettinga (1994) e Yu *et al.* (1997) a digestão anaeróbia é muito atrativa no tratamento de esgoto sanitário com a temperatura de esgoto normalmente encontrada em regiões tropicais e subtropicais, ou seja, a partir de 20°C. Mas van Haandel e Lettinga (1994) complementam que a digestão anaeróbia também pode acontecer sem problemas em regiões com temperaturas do esgoto a partir de 15°C. Para Alaerts *et al.* (1993) temperaturas abaixo de 20°C não são prejudiciais, desde que não permaneçam sistematicamente. No Brasil, a temperatura média dos esgotos sanitários varia entre 20 e 26°C, portanto, os digestores anaeróbios operam em condições sub-ótimas (Chernicharo, 1997).

#### u pH

O valor do pH interfere na taxa de crescimento das bactérias envolvidas na digestão anaeróbia. As bactérias acidogênicas têm como valor ótimo para crescimento, o pH próximo a 6,0. As bactérias acetogênicas e metanogênicas se desenvolvem melhor



para valores de pH próximo a 7,0 (Gujer e Zehnder, 1983 citados por Moosbrugger *et al.*, 1993). Para evitar um colapso na estabilidade operacional dos reatores anaeróbios, os produtos gerados pelas bactérias acidogênicas (ácidos graxos voláteis), devem ser convertidos pelas bactérias metanogênicas na mesma velocidade. Portanto, todas as populações bacterianas devem estar presentes no processo em quantidades satisfatórias (van Haandel e Lettinga, 1994).

Mosey e Fernandes (1989) citados por Moosbrugger *et al.* (1993) relataram os seguintes períodos para duplicação da população bacteriana, em condição de estabilidade operacional nos reatores anaeróbios:

- acidogênicas 30 minutos,
- acetogênicas 1,4 dias,
- metanogênicas hidrogenotróficas 6 horas e
- metanogênicas acetotróficas 2,6 dias.

Por necessitar de um tempo mais longo para duplicar a população, o valor do pH deve ser mais favorável para as bactérias metanogênicas acetotróficas, ou seja, pH próximo a 7,0. Nesse caso, o limite inferior para o valor do pH é 6,6, quando o crescimento das bactérias metanogênicas é mais lento. Já o limite superior é pH 8,3, pois as bactérias metanogênicas possuem suas funções inibidas, apesar de que, na prática do tratamento de esgoto sanitário, esse limite superior é de pouco interesse (Moosbrugger *et al.*, 1993; van Haandel e Lettinga, 1994 e Chernicharo, 1997). Assim sendo, manter o valor do pH entre 6,6 e 7,4 e conhecer os fatores capazes de garantir o pH neutro, são a chave para o sucesso operacional dos reatores anaeróbios (Moosbrugger *et al.*, 1993; van Haandel e Lettinga, 1994 e Chernicharo, 1997).

O índice (ou capacidade) de tamponamento de um sistema qualquer, representado nas Equações 2.8 e 2.9, é definido como a concentração de ácido forte, ou base forte, necessária para provocar uma variação do pH de uma unidade. Também pode se definir a capacidade de tamponamento como a habilidade de uma solução em resistir às mudanças de pH (Moosbrugger *et al.*, 1993 e van Haandel e Lettinga, 1994).

$$C_t = \frac{dCb}{dpH} = -\frac{dCa}{dpH} \quad (2.8)$$

onde:

$C_t$  = capacidade de tamponamento (mol/l)

$pH$  = potencial hidrogeniônico

$C_b$  = concentração da base forte (mol/l)

$C_a$  = concentração do ácido forte (mol/l)

$$C_{ti} = 2,3 \cdot C \frac{K_a [H^+]}{(K_a + [H^+])^2} \quad (2.9)$$

onde:

$C_{ti}$  = capacidade de tamponamento para qualquer sistema ácido base (mol/l)

$C$  = soma da concentração de todas as espécies ácido/base no sistema (mol/l)

$K_a$  = constante de dissociação

$H^+$  = íon hidrogênio

De acordo com van Haandel e Lettinga (1994), quanto menor a constante de dissociação ( $K_a$ ), mais fraco será o ácido e mais forte será a base conjugada. Na prática, o valor de  $K_a$  é muito pequeno, portanto, a notação  $pK_a$  (Equação 2.10) é utilizada.

$$pK_a = -\log K_a \quad (2.10)$$

Para o esgoto sanitário diversos sistemas colaboram para a capacidade de tamponamento, entre eles, o sistema carbônico, amônia, fosfato, sulfato, os ácidos graxos voláteis e a própria água (Moosbrugger *et al.*, 1993 e van Haandel e Lettinga, 1994). Porém, na digestão anaeróbia do esgoto sanitário, o valor e a estabilidade do pH dependem principalmente do sistema carbônico [ $CO_2 - HCO_3^- - CO_3^{2-}$ ] (Capri e Marais, 1973 e Li e Sutton, 1983 citados por van Haandel, 1994). O sistema carbônico é determinante por apresentar uma alta capacidade de tamponamento na faixa de pH possível para a metanogênese (entre 6,3 a 7,8) e por estar presente em maior concentração, em relação aos outros sistemas ácido/base que possuem capacidade de tamponamento próximo do pH neutro (van Haandel, 1994). A principal responsável pela capacidade de tamponamento do sistema carbônico é a concentração de bicarbonato [ $HCO_3^-$ ], podendo ser denominada alcalinidade de bicarbonato (AB), pois é a espécie do sistema carbônico que predomina na faixa do

pH ótimo para a digestão anaeróbia (Weiland e Rozzi, 1991). A determinação das concentrações de alcalinidade total e de bicarbonato está resumida no Anexo 4 e seguiu o método DiLallo (DiLallo e Albertson, 1961). A Figura 2.2 contém a representação da capacidade de tamponamento, como função do pH, para os sistemas ácido/base provavelmente presentes na digestão anaeróbia de esgoto sanitário, onde pode ser observada a predominância do sistema carbônico na faixa do pH neutro.

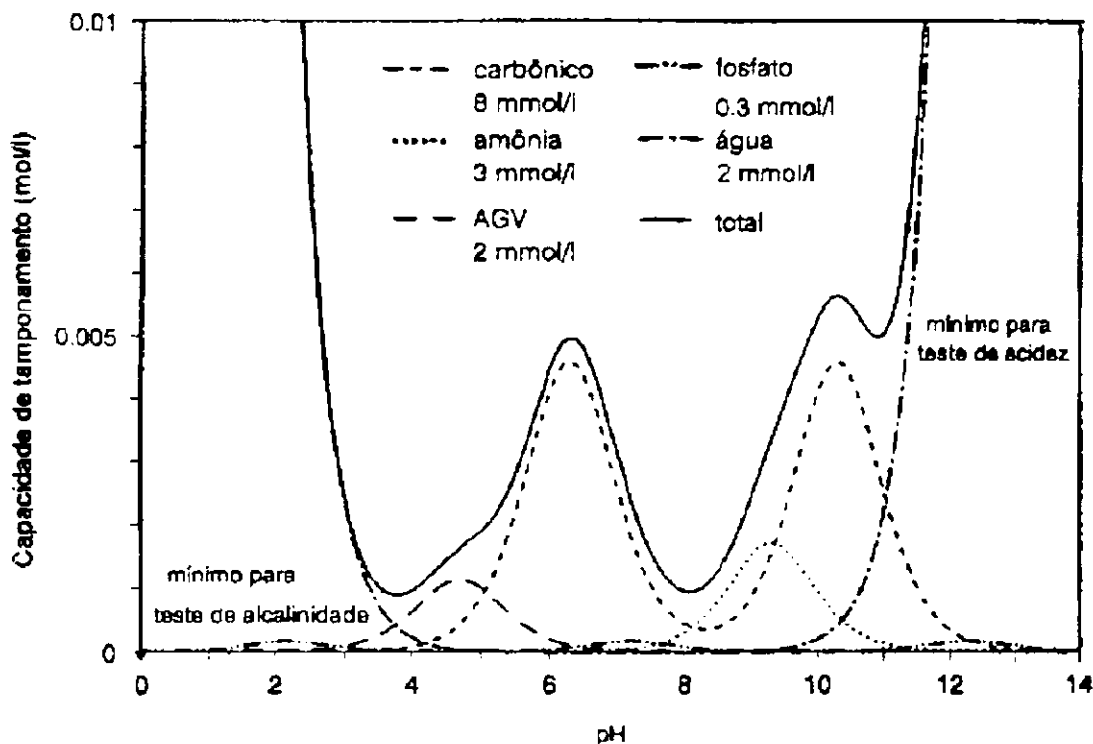


Figura 2.2 – Capacidade de tamponamento, como função do pH, para sistemas ácido/base provavelmente presentes na digestão anaeróbia de esgotos sanitários.

Fonte: van Haandel e Lettinga, 1994

### 2.5.3 – Relação entre alcalinidade, acidez e pH durante a digestão anaeróbia

Nos reatores anaeróbios tratando esgoto sanitário, segundo van Haandel (1994), é preciso verificar se a alcalinidade de bicarbonato no interior do reator (alcalinidade afluyente + alcalinidade gerada no processo) é suficiente para garantir a capacidade de tamponamento do sistema carbônico. Mantendo-se os valores do pH na faixa neutra (próximo de 7,0) o equilíbrio entre os processos metabólicos bacterianos é favorecido e, por conseguinte, não ocorrerá acúmulo de ácidos graxos voláteis e nem o "azedamento". Na possibilidade de ocorrer o "azedamento" é possível

aumentar a alcalinidade de bicarbonato no afluente ou remover acidez do interior do digestor. O aumento da alcalinidade de bicarbonato no afluente pode resultar da adição de substâncias alcalinas e, no interior do digestor, a acidez pode ser removida pela recirculação do efluente e/ou do biogás, após a remoção parcial de  $CO_2$  desses fluxos (van Haandel, 1994).

Para avaliar a possibilidade de "azedamento", van Haandel e Lettinga (1994) mostraram que, considerando somente o sistema carbônico, tendo em vista ser o responsável pela capacidade de tamponamento do esgoto, existe uma relação linear entre a alcalinidade de bicarbonato (Equação 2.11), a acidez (Equação 2.12) e o pH. Esta relação está representada pela Equação 2.13 e define o equilíbrio iônico do sistema carbônico. As Equações 2.11 e 2.12 foram apresentadas por Loewenthal e Marais (1986) citados por van Haandel e Lettinga (1994).

$$AB = 2[CO_3^{2-}] + [HCO_3^-] + [OH^-] - [H^+] \quad (2.11)$$

$$Ac = 2[CO_2] + [HCO_3^-] + [H^+] - [OH^-] \quad (2.12)$$

$$AB = [Ac + 10^{(pH-pK_w)} - 10^{(-pH)}] \cdot \frac{1 + 2 \cdot 10^{(pH-pK_2)}}{1 + 2 \cdot 10^{(pK_1-pH)}} \quad (2.13)$$

onde:

$AB$  = alcalinidade de bicarbonato (meq/l)

$Ac$  = acidez (meq/l)

$pH$  = potencial hidrogeniônico

$K_w$  = constante de dissociação da água (Equação 2.14)

$K_1$  = primeira constante de dissociação do sistema carbônico (Equação 2.15)

$K_2$  = segunda constante de dissociação do sistema carbônico (Equação 2.16)

A constante de dissociação da água ( $K_w$ ) é:

$$K_w = [H^+] \cdot [OH^-] \quad (2.14)$$

O sistema carbônico é diprótico, ou seja, possui duas dissociações com diferença maior do que duas unidades, entre valores sucessivos de  $pK_a$  (Equação 2.10). A primeira constante de dissociação ( $K_1$ ) é:

$$K_1 = \frac{[HCO_3^-] \cdot [H^+]}{[CO_2]} \quad (2.15)$$

A segunda constante de dissociação ( $K_2$ ) é:

$$K_2 = \frac{[CO_3^{2-}] \cdot [H^+]}{[HCO_3^-]} \quad (2.16)$$

A determinação do  $pK_1$  seguiu Harned e Davis (1943), a determinação do  $pK_2$  seguiu Harned e Scholes (1943) e a do  $pK_w$  seguiu Harned e Hamer (1933), nos três casos, citados por van Haandel e Lettinga (1994). Os valores referentes para as duas constantes de dissociação do sistema carbônico são  $pK_1=6,3$  e  $pK_2=10,3$  e a constante de dissociação da água é  $K_w=10^{-14}$  (van Haandel e Lettinga, 1994).

O diagrama de Deffeyes (Figura 2.3) representa a Equação 2.13, mostrando a relação linear entre alcalinidade de bicarbonato e acidez, para diversos valores de pH. O pH efluente de um digestor anaeróbio, considerando apenas a fase líquida da água residuária a ser tratada, pode ser obtido graficamente pelo diagrama de Deffeyes (Figura 2.3). Nesse caso, serão utilizados como entrada no diagrama, as seguintes características do afluente: alcalinidade de bicarbonato e pH. As demais considerações serão baseadas na DQO biodegradável do afluente. Mas van Haandel e Lettinga (1994) comentam que as reações na fase líquida terão repercussões sobre as interações com outras fases, podendo ocorrer dessorção de  $CO_2$  (interação líquido-gás) e precipitação ou dissolução de  $CaCO_3$  (interação líquido-sólido).

Como exemplo de utilização do diagrama de Deffeyes, será determinado o valor do pH do efluente de um digestor anaeróbio, considerando um afluente com as características normalmente encontradas no esgoto sanitário na cidade de Campina Grande (PB):

- alcalinidade de bicarbonato ( $AB_a$ ) = 250 mgCaCO<sub>3</sub>/l = 5 meq/l
- pH=7,2
- DQO=500 mg/l, supondo 70% biodegradável, então DQO<sub>bio</sub>=350 mg/l

Plotando os valores de  $AB_a$  e pH no diagrama de Deffeyes, indicado pelo ponto A (Figura 2.3), retira-se que a acidez afluente ( $AC_a$ ) = 6,5 meq/l. A situação mais

favorável ao "azedamento" no digestor anaeróbio é se ocorresse apenas a fermentação ácida e toda a DQO biodegradável fosse convertida em ácido acético (HAc). Sendo a DQO teórica do ácido acético igual a 1,067 mgDQO/mgHAc, a concentração de ácido acético gerada no digestor seria:

$$\frac{350\text{mgDQO/l}}{1,067\text{mgDQO/mgHAc}} = 328\text{mgHAc/l} = 5,5\text{meq/l(HAc)}$$

Como o pH do esgoto sanitário está situado na faixa neutra, o ácido acético age como ácido forte, então, a fermentação ácida resulta em acréscimo da acidez na mesma quantidade da concentração de ácido acético produzido. Assim, a alcalinidade de bicarbonato seria subtraída em 5,5 meq/l e resultaria em 0,5 meq/l (negativo). Para a acidez seriam acrescidos 5,5 meq/l, resultando em 12 meq/l. Esses novos valores de alcalinidade e acidez plotados no diagrama de Deffeyes, indicados pelo ponto B (Figura 2.3), definem um valor para o pH efluente. Nesse ponto B o valor do pH é abaixo do mínimo necessário para possibilitar a fermentação metanogênica e, portanto, ocorreria o colapso do sistema. Porém, nem toda a DQO biodegradável é, de fato, convertida em ácido acético. Pode-se considerar, para a geração de ácido acético, em torno de 70% da DQO biodegradável.

Assim: 
$$\frac{0,7 \cdot 350\text{mgDQO/l}}{1,067\text{mgDQO/mgHAc}} = 229\text{mgHAc/l} \Rightarrow 0,7 \cdot 5,5 = 3,9\text{meq/l(HAc)}$$

Portanto, a alcalinidade de bicarbonato seria  $(5,0 - 3,9) = 1,1$  meq/l e a acidez permaneceria = 12 meq/l. Esses valores indicam o ponto C (Figura 2.3), onde o pH ainda é baixo para sustentar a fermentação metanogênica. Uma outra possibilidade seria considerar a dessorção completa do CO<sub>2</sub>, então, se a fermentação ácida estivesse produzindo 70% de HAc e 30% de CO<sub>2</sub> (van Haandel e Lettinga, 1994), seriam:

$$0,3 \cdot 5,5 = 1,7\text{meq/l(CO}_2\text{)}$$

Nesse caso está indicado o ponto D no diagrama (Figura 2.3), no qual a acidez ficaria  $(12 - 1,7) = 10,3$  meq/l e a alcalinidade de bicarbonato permaneceria 1,1 meq/l. Mesmo assim, o ponto D ainda indica um pH muito baixo para sustentar a metanogênese.

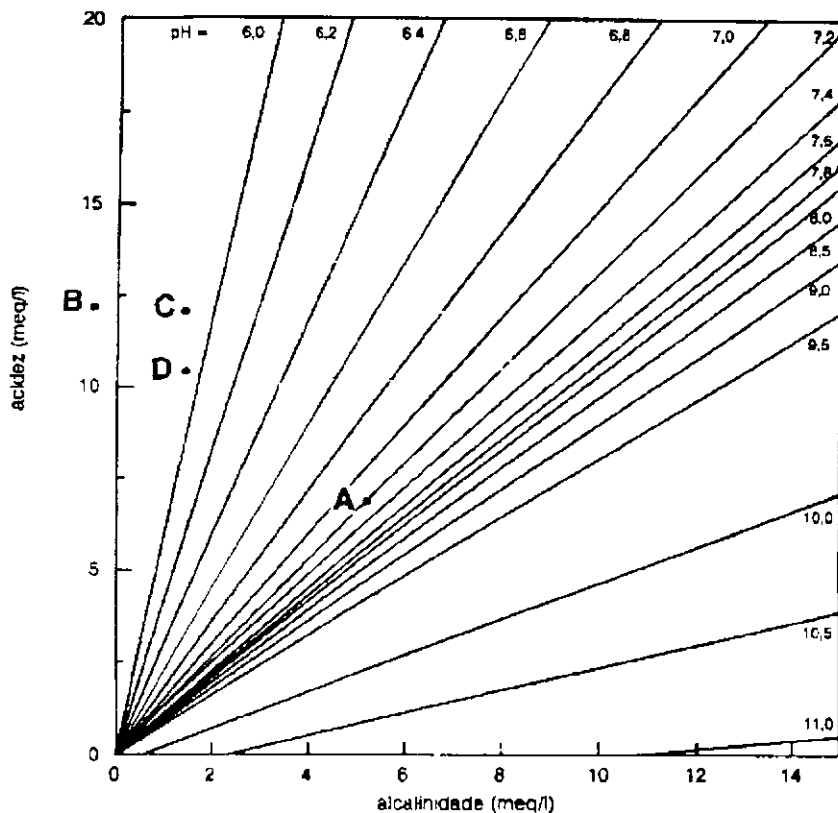


Figura 2.3 – Diagrama de Deffeyes relacionando acidez e alcalinidade de bicarbonato para diferentes valores de pH

Fonte: Deffeyes (1956) citado por van Haandel (1994)

Baseado nesse exemplo, para um esgoto sanitário típico, considerando que apenas ocorresse a fermentação ácida e desprendimento parcial de  $\text{CO}_2$ , foi observado que existe o potencial risco de “azedamento” no digestor anaeróbio. Esse risco é, principalmente, durante a partida do reator anaeróbio, quando a fermentação ácida prevalece sobre a fermentação metanogênica. A cinética bacteriana é que vai realmente definir se ocorrerá, ou não, a queda acentuada do pH, ou seja, se a metanogênese vai conseguir acompanhar a fermentação ácida. Segundo van Haandel (1994), precisam acontecer os seguintes fatores para ocorrer uma diminuição significativa do pH no digestor: (1) a eficiência de metanogênese deve ser pequena, (2) a concentração da DQO digerível deve ser alta e (3) a alcalinidade de bicarbonato no afluente deve ser baixa.

## **2.6 - O reator anaeróbio de fluxo ascendente e manto de lodo – UASB**

UASB é a sigla em inglês para *upflow anaerobic sludge blanket*, trata-se de um sistema biológico para o tratamento anaeróbio de águas residuárias. A tradução para o português vem causando alguns transtornos, visto existirem diversas versões, entre elas DAFA e RAFA. Neste trabalho será mantida a sigla UASB, considerando como reator anaeróbio de fluxo ascendente e manto de lodo. Quando inicialmente desenvolvido na Holanda, durante a década de 1970, o reator anaeróbio UASB foi concebido para degradar efluentes industriais, em pesquisas coordenadas pelo Prof<sup>o</sup> Gatzke Lettinga da Universidade Agrícola de Wageningen. Nos últimos anos várias experiências, em diversos países, têm demonstrado êxito com a utilização do UASB também no tratamento de esgoto sanitário, respeitadas algumas limitações ambientais, principalmente quanto à temperatura do afluente (van Haandel e Lettinga, 1994).

O separador de fases, instalado na parte superior do reator, é o dispositivo mais característico do UASB. A função desse dispositivo é reter os sólidos de forma otimizada e liberar o efluente clarificado, também propiciando a coleta ou liberação do biogás (van Haandel e Lettinga, 1994; von Sperling, 1996a e Chernicharo, 1997). Um reator anaeróbio do tipo UASB possui bem definidas as seguintes partes: na base inferior a entrada do afluente, depois vem a zona de digestão (corpo do reator) e na base superior do UASB estão: o separador de fases, a zona de sedimentação, a saída do gás e a saída do efluente. Em linhas gerais, a água residuária entra no reator a partir da base inferior e segue uma trajetória ascendente, passando pela zona de digestão (onde está o manto de lodo), entrando na zona de sedimentação até atingir o separador de fases, quando ocorre a separação entre o sólido e o líquido e o desprendimento do gás (separação gás-líquido) e por fim chega até o ponto da saída do efluente. O dimensionamento do UASB pode ser encontrado em van Haandel e Lettinga (1994) e Chernicharo (1997). A boa distribuição do afluente na entrada do UASB é essencial para o bom funcionamento do processo (Tilche e Vieira, 1991).

A simplicidade operacional dos reatores UASB é uma das características deste sistema. A operação basicamente se resume em controlar a vazão no reator, manterem-se desobstruídas a entrada e a saída do líquido e a saída do biogás, além



de efetuar a descarga do lodo de excesso quando necessário. A mistura entre o material orgânico presente no afluente e o lodo anaeróbio ocorre naturalmente na passagem do fluxo ascendente pelo manto de lodo e pela liberação das bolhas do biogás (van Haandel e Lettinga, 1994).

O Brasil ocupa uma posição de destaque, a nível mundial, em relação à utilização de reatores UASB para o tratamento de esgotos sanitários. Chernicharo (1997) estima algo em torno de 300 sistemas UASB tratando esgoto sanitário no Brasil, a maior parte desses, situada nos estados do Paraná e Bahia. Outros reatores UASB para o tratamento de esgotos sanitários e industriais estão sendo operados nos estados de Minas Gerais, Rio Grande do Sul, Rio de Janeiro, Pará, Paraíba, São Paulo e Distrito Federal.

### **2.6.1 - Vantagens e desvantagens do UASB**

Existe uma série de vantagens do sistema de tratamento de esgoto sanitário utilizando UASB. Este reator se apresenta como um sistema de relativamente baixo custo de implantação, operação e manutenção, além da simplicidade operacional e de apresentar boa eficiência na remoção da matéria orgânica e dos sólidos do esgoto. Outra vantagem importante é que o sistema é compacto, com baixa demanda de área, possibilitando o tratamento do esgoto sanitário descentralizado, ou seja, por micro bacias. Dessa forma, podem ser implantados diversos reatores, mesmo em áreas densamente povoadas. Em outros processos de tratamento, geralmente a estação de tratamento de esgoto (ETE) fica situada distante da área urbana, elevando os custos de construção e manutenção da rede para coleta do esgoto sanitário. Em relação a alguns sistemas aeróbios, também é possível destacar que o consumo de energia para o UASB é muito pequeno ou mesmo inexistente (Oliveira, 1990; Alaerts *et al.*, 1993; van Haandel e Lettinga, 1994 e Chernicharo, 1997).

Como desvantagem está a questão do início de operação desses reatores (partida), a qual pode se constituir numa etapa demorada e de instabilidade operacional. A partida está comentada no item 2.7 deste capítulo. Lettinga e Hulshoff (1991) comentam que, em relação à operação do sistema, podem surgir problemas pela emanção de maus odores, principalmente devido à geração de sulfeto de hidrogênio (H<sub>2</sub>S). O efluente do UASB ainda contém teores elevados de nutrientes e

microrganismos patogênicos, além da presença do material orgânico remanescente. Sendo assim, o efluente do UASB não satisfaz à legislação brasileira ditada pelo Conselho Nacional de Meio Ambiente – Resolução CONAMA nº 20 (Senado Federal, 1997). Em alguns casos poderá ser necessário um pós-tratamento (van Haandel e Lettinga, 1994 e Chernicharo, 1997).

Para van Haandel e Lettinga (1994) alguns sistemas de tratamento aeróbio para o esgoto sanitário, como as lagoas de estabilização, com relação à remoção da matéria orgânica, de sólidos suspensos e dos patógenos, apresentam desempenho melhor que o UASB, mas requerem longos tempos de detenção hidráulica e, conseqüentemente, necessitam maiores áreas para implantação da ETE. A utilização de um pré-tratamento com UASB, seguido de um pós-tratamento aeróbio é capaz de apresentar uma ótima eficiência na remoção dos componentes indesejáveis do esgoto sanitário, ocupando menores áreas. Em regiões de clima quente, para o tratamento de esgoto sanitário, a associação UASB e pós-tratamento aeróbio é uma alternativa tecnicamente viável e até 30% mais econômica do que sistemas apenas aeróbios (Alaerts *et al.*, 1993).

### **2.6.2 – Parâmetros operacionais**

No caso de águas residuárias com baixa concentração de matéria orgânica, como o esgoto sanitário, o parâmetro limitante de um UASB é a carga hidráulica, ou seja, a vazão média afluyente (Q). Um segundo parâmetro operacional é o tempo de detenção hidráulica (TDH), ou seja, o período em que o esgoto vai permanecer no reator, desde a sua entrada até a saída. A fim de garantir boa eficiência no tratamento de esgoto sanitário, têm sido utilizados tempos de detenção hidráulica a partir de 6 horas (van Haandel e Lettinga, 1994). Chernicharo (1997) recomenda, no mínimo, o tempo de detenção hidráulica de 4,8 horas. O volume do UASB (V) está relacionado com a vazão e o tempo de detenção hidráulica, conforme mostra a Equação 2.17. O volume máximo recomendado para cada reator é 1000 m<sup>3</sup> (Chernicharo, 1997).

$$V = Q \cdot TDH \quad (2.17)$$

onde:

V = volume do UASB (m<sup>3</sup>)

Q = vazão média afluyente (m<sup>3</sup>/d)

TDH = tempo de detenção hidráulica (d)

Para van Haandel e Lettinga (1994) e Chernicharo (1997) a altura do reator é definida por questões econômicas, levando em consideração, também, a velocidade ascensional do esgoto no interior do UASB ( $v_{asc}$  – Equação 2.18). A velocidade ascensional máxima depende das características de sedimentação do lodo presente, das cargas aplicadas no reator e da eficiência do separador de fases. Tilche e Vieira (1991) comentam que os valores habituais para a altura do UASB ficam variando entre 3 e 6 metros e a velocidade ascensional entre 0,5 e 1,0 m/h.

$$v_{asc} = \frac{H}{TDH} \quad (2.18)$$

onde:

$v_{asc}$  = velocidade ascensional (m/h)

$H$  = altura do reator (m)

$TDH$  = tempo de detenção hidráulica (h)

### **2.6.3 - Estabilidade operacional**

A estabilidade operacional é refletida na qualidade do efluente. Um sistema estável produz constantemente um efluente com pH próximo de 7 e uma relação equilibrada entre as concentrações de ácidos graxos voláteis e alcalinidade (item 2.5.3). O controle da estabilidade operacional é baseado no monitoramento do afluente, do manto de lodo e do efluente, principalmente em relação ao pH, temperatura, ácidos graxos voláteis e alcalinidade (van Haandel e Lettinga, 1994 e Chernicharo, 1997). A fase mais crítica quanto à estabilidade operacional é a partida do UASB (item 2.7).

### **2.6.4 Remoção da matéria orgânica**

Em termos práticos é desnecessário e também complicado caracterizar a matéria orgânica do esgoto sanitário em seus diversos componentes. Geralmente esse valor é determinado indiretamente, em termos da quantidade de oxidante necessária para estabilizar a matéria orgânica presente (von Sperling, 1996a). Neste trabalho foi utilizado o teste da demanda química de oxigênio (DQO) como medida relativa para se chegar ao valor da concentração do material orgânico.

A massa da matéria orgânica aplicada no reator diariamente é conhecida como carga orgânica. Para o esgoto sanitário, este parâmetro, apesar de não ser um fator limitante, influencia o processo metabólico e, por conseguinte, a eficiência do sistema. Geralmente, é expressa em termos de carga orgânica volumétrica (Equação 2.19). Chernicharo (1997) comenta que, para o esgoto sanitário, a carga orgânica volumétrica quase sempre é inferior a 3 kgDQO/m<sup>3</sup>.d.

$$COV = \frac{Q \cdot DQO}{V} \quad (2.19)$$

onde:

COV = carga orgânica volumétrica (kgDQO/m<sup>3</sup>.d)

Q = vazão média afluyente (m<sup>3</sup>/d)

DQO = concentração da matéria orgânica afluyente (kgDQO/m<sup>3</sup>)

V = volume do UASB (m<sup>3</sup>)

É através da avaliação da DQO afluyente e DQO efluyente que se define a eficiência de remoção da matéria orgânica no reator. O efluyente pode ser avaliado imediatamente após a saída do UASB, ou seja, o efluyente bruto, mas também pode ser considerada a eficiência de remoção da DQO do efluyente decantado. A implantação de um decantador posterior ao UASB é um procedimento simples, não requer alto custo e contribui para melhorar a eficiência do sistema, uma vez que aumenta a remoção da DQO particulada (Barbosa e Sant'Anna, 1989 e Oliva, 1997).

O desempenho do UASB é influenciado pelas características do afluyente, por exemplo: DQO, alcalinidade, concentração de sólidos; pelas variações da carga orgânica e hidráulica no sistema, pela quantidade e atividade da biomassa anaeróbia e pela intensidade de contato entre a matéria orgânica afluyente e a biomassa (Yu *et al.*, 1997).

A Tabela 2.4 contém um resumo acerca da eficiência de remoção da DQO em reatores UASB tratando esgoto sanitário. Essa tabela vem sendo apresentada por diversos autores, já por algum tempo, uma vez que compila os resultados pioneiros de reatores UASB para o tratamento de esgoto sanitário, a partir de pesquisas na Holanda, Colômbia, Brasil e Índia.

Tabela 2.4 – Remoção da DQO em reator UASB (escala piloto e real)  
no tratamento de esgoto sanitário

Local	Volume do UASB (m <sup>3</sup> )	T (°C)	TDH (h)	DQO afluente (mg/l)	DQO efl.br.* (mg/l)	rem.DQO <sub>bruta</sub> ** (%)	Referência bibliográfica
(-)	0.12	8-10	8	(-)	154	55	Lettinga <i>et al.</i> (1993)
(-)	0.12	16-18	7	(-)	181	72	
Florianópolis (Brasil)	0.12	19-28	4	627	(-)	74	Barbosa e Sant'Anna Jr. (1989)
Bergambacht (Holanda)	6	15-19	8	(-)	220	55	Lettinga <i>et al.</i> (1983)
Bucaramanga (Colômbia)	35	23-27	5	(-)	145	66	Schellinkhout <i>et al.</i> (1988)
Cali (Colômbia)	64	25	6	(-)	120	78	Kooijmans <i>et al.</i> (1986)
São Paulo (Brasil)	120	21-25	4.7-9.0	(-)	96	70	Vieira (1988)
Campina Grande (Brasil)	160	24-26	17	783	196	75	Oliveira (1990) e van Haandel e Lettinga (1994)
Bombay (Índia)	200	15-25	12	(-)	92-198	49-78	Joshi <i>et al.</i> (1987)
Kampur (Índia)	1200	20-30	6	(-)	91-103	62-70	Draaijer <i>et al.</i> (1992)

Obs.: (-) dado não disponível; TDH = tempo de detenção hidráulica; \* DQO do efluente bruto, ou seja, logo na saída do UASB e \*\* % de remoção da DQO, considerando o afluente e o efluente bruto.

Fonte: adaptado de Yu *et al.* (1997)

Pelas observações na Tabela 2.4, a eficiência de remoção da DQO (afluente menos efluente bruto) varia entre 49 e 78%. Com relação aos reatores em escala piloto (0,12 m<sup>3</sup> ou 120 litros), nota-se que a eficiência de remoção da DQO bruta aumenta com o acréscimo da temperatura do esgoto sanitário, mesmo diminuindo o tempo de detenção hidráulica. Apesar de esgoto com temperaturas baixas, entre 8 e 10°C, foi observado que o UASB em escala piloto (0,12 m<sup>3</sup>) reduziu pela metade a carga orgânica inicial.

### 2.6.5 - Crescimento do lodo anaeróbio

Todos os sólidos que vão se acumulando no interior do reator recebem a denominação de lodo anaeróbio e a qualidade desse lodo depende das características do afluente, de parâmetros operacionais no UASB e da sua atividade biológica (Haskoning, 1989 e Tilche e Vieira, 1991). O acompanhamento do

crescimento do lodo anaeróbio é realizado pelo monitoramento da concentração de sólidos: no afluente, em amostras do interior do reator e no efluente.

A avaliação de sólidos do efluente, além de acompanhar o crescimento do lodo anaeróbio no interior do UASB, também diz respeito à qualidade desse efluente. Barbosa e Sant'Anna Jr. (1989) e Haskoning (1989) verificaram em seus experimentos que, para um UASB operando em estado estacionário (também denominado estado de equilíbrio dinâmico), a concentração de sólidos suspensos totais (SST) no efluente ficou constante e independente das variações normais dos sólidos suspensos no afluente. Vieira *et al.* (1994) acompanharam a operação de um UASB, em estado estacionário, onde a concentração média de sólidos suspensos totais no afluente era 379 mg/l e no efluente permanecia em 50 mg/l. Dados apresentados por Yu *et al.* (1997), obtidos a partir de experimentos na Holanda, Brasil, Colômbia e Índia, mostraram que os sólidos suspensos totais no efluente do UASB ficaram entre 30 mg/l (Cali na Colômbia) e 134 mg/l (Kampur na Índia). Experimentos com UASB em São Carlos (Brasil), para afluente com SST=368 mg/l, chegaram ao efluente com SST=113 mg/l (Oliva, 1997).

As características do lodo anaeróbio geralmente são definidas pelas frações orgânica e inorgânica, obtidas respectivamente pelos sólidos voláteis e fixos. Usualmente, tem sido considerada a concentração de sólidos voláteis como representativa da biomassa ativa e os sólidos inorgânicos como a parcela de material inerte (van Haandel e Lettinga, 1994 e Chernicharo, 1997). Monteggia (1997) alerta que o uso da concentração de sólidos voláteis para estimar a biomassa ativa em reatores anaeróbios sofre sérias restrições, pois não diferencia a massa de microrganismos responsáveis pela hidrólise, acidogênese, acetogênese e metanogênese. O teste da atividade metanogênica específica (AME) é mais apropriado para determinar a biomassa ativa, pois representa a capacidade da biomassa presente no lodo anaeróbio em produzir biogás, a partir da digestão anaeróbia da matéria orgânica, sob condições otimizadas (Alphenaar, 1994 e Monteggia, 1997). No Anexo 1 são apresentadas algumas propostas de metodologia para o teste da AME, bem como a metodologia utilizada na UFPB.

Outra possibilidade para estimar a atividade biológica do lodo anaeróbio é através da carga biológica (Equação 2.20), a qual representa a quantidade da matéria

orgânica afluente por unidade de biomassa presente no reator. A carga biológica expressa a relação alimento/microrganismo no interior do reator (Chernicharo, 1997 e van Haandel, 1998). Experimentos na Colômbia concluíram que a carga biológica máxima para tratamento de esgoto doméstico deve ser 1,0 kgDQO/kgSTV.d (Haskoning, 1989). Ghangrekar *et al.* (1996) concluíram, em experimentos utilizando UASB alimentado com esgoto sintético, durante 3 meses em estado estacionário, que para carga biológica de 0,6 kgDQO/kgSSV.d não se atinge mais do que 50% de remoção da DQO e que para o reator UASB operando sob carga biológica igual a 0,3 kgDQO/kgSSV.d a remoção da DQO foi superior a 90%. Dependendo da água residuária a ser tratada, a carga biológica durante a partida do UASB deve ser entre 0,05 a 0,15 kgDQO/kgSTV.d, podendo ser gradativamente aumentada, em função da evolução da eficiência do sistema (Chernicharo, 1997). Porém, segundo o mesmo autor, experiências em Itabira, estado de Minas Gerais (Brasil), indicaram que reatores UASB tratando esgoto doméstico recebendo uma carga biológica igual a 0,3 kgDQO/kgSTV.d, durante a partida, não prejudicaram a estabilidade do processo em termos de pH e ácidos graxos voláteis.

$$CB = \frac{Q \cdot DQO}{MV} \quad (2.20)$$

onde:

$CB$  = carga biológica (kgDQO/kgSTV.d)

$Q$  = vazão média afluente ( $m^3/d$ )

$DQO$  = concentração da matéria orgânica afluente (kgDQO/ $m^3$ )

$MV$  = massa de sólidos voláteis do lodo (kgSTV)

Geralmente o lodo de digestores anaeróbios, tratando esgoto sanitário, apresenta maior fração de material inorgânico (sólidos fixos) do que material orgânico (sólidos voláteis). Na cidade de Cali (Colômbia), os experimentos com UASB apresentaram, para o lodo anaeróbio, em torno de 55 a 65% como material inorgânico (Haskoning, 1989). Em São Carlos (São Paulo – Brasil), os resultados indicaram 70% de lodo inorgânico (Oliva, 1997). Porém, em Campina Grande (Paraíba – Brasil), a fração inorgânica do lodo anaeróbio foi de 40%, muito provavelmente pela eficiência de uma caixa de areia situada na entrada do UASB (Oliveira, 1990).

Segundo Haskoning (1989) a capacidade máxima de acumulação de lodo anaeróbio, em reator UASB tratando esgoto sanitário, fica entre 31 e 37,5 kgST/ $m^3$  e

9,4 e 12 kgSTV/m<sup>3</sup>. Além dessa capacidade o reator não comporta mais lodo e isso pode acarretar prejuízo na eficiência do sistema. O lodo excedente (lodo de excesso) é descarregado espontaneamente junto com o efluente, ou através de uma operação programada para descarregar uma certa quantidade desse lodo do interior do UASB (van Haandel, 1998).

A concentração do lodo anaeróbio varia de bastante espessa (40 a 100 gST/l) na base inferior do UASB, para um lodo menos denso próximo ao separador de fases. Em média, a concentração do lodo anaeróbio ao longo do reator, fica numa faixa entre 15 a 35 gST/l (van Haandel e Lettinga, 1994 e Chernicharo, 1997). A concentração de lodo no UASB não é muito afetada para valores de tempo de detenção hidráulica entre 2,1 e 17 horas. As variações nesse sentido influenciam o perfil de sólidos, valores altos de tempo de detenção hidráulica (5,6 a 17 horas) favorecem uma concentração elevada na base inferior do reator, caindo bruscamente para concentrações baixas próximo ao separador de fases, junto ao topo do reator (Figura 2.4). Para tempo de detenção hidráulica inferior a 3 horas (Figura 2.5), a concentração do lodo vai diminuindo gradualmente a partir da base (van Haandel e Lettinga, 1994).

Uma das características do UASB é a possível geração de lodo granulado. As águas residuárias de alta concentração possuem características mais favoráveis ao processo de granulação do lodo. Para os esgotos domésticos a granulação não é esperada (van Haandel, 1998). No Anexo 2 são encontradas mais algumas informações sobre a granulação do lodo no UASB.

Pode surgir espuma flotando no topo do reator, geralmente resultante da presença de proteínas, das variações de temperatura, da sobrecarga orgânica e/ou hidráulica ou quando da existência de problemas e falhas operacionais (Haskoning, 1989 e Lettinga e Hulshoff, 1991). Essa espuma é formada por uma parte do lodo anaeróbio, aderida aos óleos e graxas, apresentando coloração escura e odor desagradável. A espuma pode ser removida naturalmente pelas chuvas, mas quando em camada muito espessa, precisa ser retirada, tendo em vista a possibilidade de impedir o desprendimento do biogás (Haskoning, 1989).



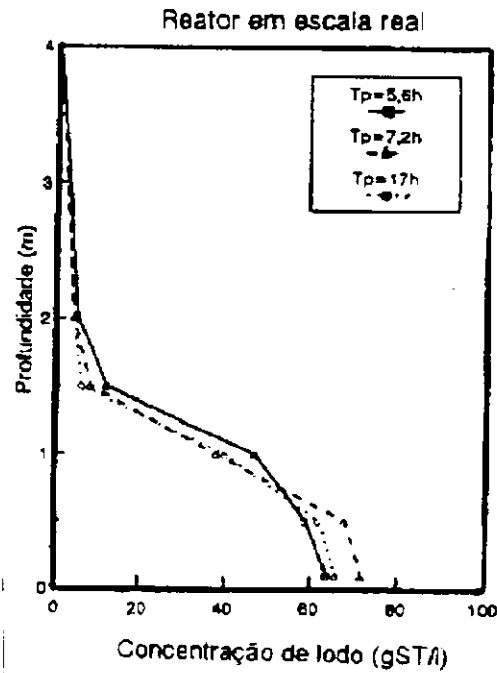


Figura 2.4 – Concentração do lodo, em função da profundidade do reator, para tempos de retenção hidráulica maiores do que 5,6 horas

Obs.: ST = concentração de sólidos totais (volátil mais fixo) e  $T_p$  = tempo de retenção hidráulica

Fonte: van Haandel e Lettinga, 1994

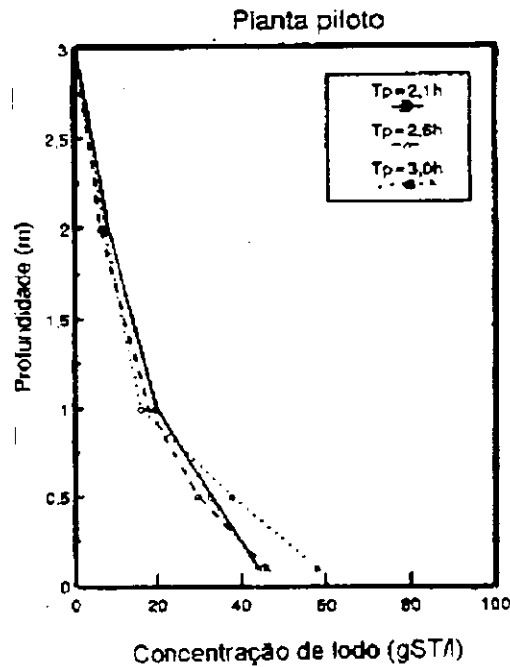


Figura 2.5 – Concentração do lodo, em função da profundidade do reator, para tempos de retenção hidráulica menores do que 3 horas

Obs.: ST = concentração de sólidos totais (volátil mais fixo) e  $T_p$  = tempo de retenção hidráulica

Fonte: van Haandel e Lettinga, 1994

## **2.7 - Partida do reator anaeróbio de fluxo ascendente e manto de lodo - UASB**

A partida do UASB pode ser definida como um período de transição entre o início da operação do reator e o momento a partir do qual o sistema atinge constância na qualidade do efluente. O período de partida do UASB é crítico em relação à estabilidade operacional, devido à baixa atividade biológica. A eficiência do tratamento nesse período é, principalmente, devido ao processo físico de sedimentação. Os resultados em termos de remoção de matéria orgânica e da concentração de sólidos no efluente são variáveis. A partida é influenciada pela composição e concentração do afluente, pela qualidade do inóculo (quando utilizado), por fatores operacionais como carga orgânica e tempo de detenção hidráulica, por fatores ambientais como pH, alcalinidade, presença de nutrientes e temperatura e, ainda, pela configuração do reator (Weiland e Rozzi, 1991; van Haandel e Lettinga, 1994; Ghangrekar *et al.*, 1996 e Chernicharo, 1997). A partida pode ser considerada concluída, quando passam a ser constantes, principalmente: (1) os valores da concentração da matéria orgânica e dos sólidos no efluente; (2) a concentração e atividade do lodo anaeróbio e (3) quando se estabelece o equilíbrio entre as fermentações ácida e metanogênica no interior do reator. Nessa etapa o reator atinge o estado estacionário (van Haandel e Lettinga, 1994 e Chernicharo, 1997).

A partida é considerada uma fase crítica da operação do UASB pois, além de não apresentar desempenho estável, existe o risco de “azedar” o conteúdo do reator. O “azedamento” é uma acidificação no interior do UASB, associado ao abaixamento do valor do pH. Esse “azedamento” é resultante de um desequilíbrio entre as fermentações ácida (predominante) e metanogênica, quando a água residuária que está sendo tratada, não possui capacidade química de tamponamento suficiente. Em casos extremos, o baixo valor para o pH, associado ao acúmulo de ácidos voláteis no interior do UASB, pode inviabilizar totalmente o metabolismo das bactérias metanogênicas, resultando em colapso do sistema (Oliva, 1997). A metanogênese pode ser reativada através da adição de alcalinidade externa até aumentar o pH para um valor entre 6,8 e 7,4 (Chernicharo, 1997). A adição de alcalinidade externa, quando necessária, representa um acréscimo de custo ao processo.

### **2.7.1 - Estratégias para a partida do UASB**

As características das águas residuárias influem diretamente sobre a melhor estratégia, bem como sobre o período necessário para a partida do reator UASB. A **auto-inoculação** diz respeito ao processo de partida no qual a água residuária já possui as populações bacterianas adequadas à digestão anaeróbia e a partida acontece na medida em que o reator vai sendo alimentado com o afluente. Caso contrário, o processo de partida pode depender da introdução prévia de uma determinada quantidade de biomassa (inóculo), que deve possuir atividade metabólica adequada às condições anaeróbias (van Haandel e Lettinga, 1994 e Chernicharo, 1997). Como material para inóculo têm sido utilizados lodo anaeróbio, proveniente de estações de tratamento de esgoto ou de fossas anaeróbias, sedimentos de lagoas, esterco bovino digerido e lodo granulado de reatores anaeróbios (Oliveira, 1990 e Noyola e Moreno, 1994).

O esgoto sanitário possui características que favorecem a **auto-inoculação**. Não somente há a existência de uma população bacteriana favorável à digestão anaeróbia, no próprio afluente, mas também é baixa a concentração da matéria orgânica. Além disso, o esgoto sanitário apresenta, na maioria dos casos, capacidade de tamponamento adequada para garantir um pH próximo do valor ótimo para a digestão anaeróbia. Diferente dos esgotos sanitários, a maioria dos efluentes industriais não contém as populações de microrganismos desejáveis à digestão anaeróbia, possuem elevada concentração da matéria orgânica e não apresentam capacidade de tamponamento adequada para garantir um pH próximo do neutro. Por estas razões, geralmente, no caso de efluentes industriais é realizada a **inoculação prévia**.

Segundo van Haandel e Lettinga (1994) as experiências desenvolvidas indicam vantagens em se inocular previamente um reator UASB, mesmo para o tratamento de esgoto sanitário. De fato, a auto-inoculação é considerada a forma mais desfavorável de proceder a partida, uma vez que esse processo é mais lento. Além disso, para a auto-inoculação são necessários diversos requisitos ambientais, entre eles: pH neutro, temperatura e alcalinidade favoráveis (Chernicharo, 1997). Mas por outro lado, a auto-inoculação não requer custos e trabalhos adicionais para a aquisição

de inóculo, podendo iniciar a operação do reator, tão logo estejam concluídas as obras de implantação.

### **2.7.2 - Fases desenvolvidas durante a auto-inoculação do UASB**

Van Haandel e Lettinga (1994) mostraram que na partida de um reator UASB tratando esgoto sanitário, sem inoculação prévia, distinguem-se as três fases seguintes:

- primeira fase → o reator funciona como um decantador de sólidos sedimentáveis presentes no esgoto. Há uma acumulação rápida de sólidos no fundo do UASB, todavia com pouca atividade biológica. Estes sólidos apresentam coloração cinzenta e são, principalmente, material fecal;
- segunda fase → as populações de microrganismos começam a se estabelecer, em quantidade suficiente, para efetuar a digestão anaeróbia:
  - forma-se a biomassa das bactérias que hidrolisam o material orgânico dos sólidos em suspensão acumulados no UASB;
  - formam-se as populações das bactérias acidogênicas e acetogênicas, já adequadas para transformar o material hidrolisado em ácidos graxos voláteis e,
  - forma-se a população das bactérias metanogênicas, as quais produzem o biogás a partir do acetato e do hidrogênio e o lodo anaeróbio propriamente dito vai se estabelecendo;
- terceira fase → estabelecidas as populações para a digestão anaeróbia e o lodo anaeróbio já formado, o UASB adquire um desempenho estacionário, tendo-se um efluente de qualidade constante e mantendo-se, no reator, uma massa de lodo constante quantitativamente e qualitativamente.

Os mesmos autores concluíram que as fases da auto-inoculação descritas acima, correspondem com períodos de diferentes comportamentos do reator, com relação à eficiência de remoção da matéria orgânica, sendo:

- um período inicial com eficiência constante, porém, relativamente baixa, correspondente ao tratamento primário (processo físico de sedimentação);

- um período de eficiência declinante, quando começa a se desenvolver a população bacteriana para a fermentação ácida. A eficiência é declinante porque a concentração de material hidrolisado no interior do UASB pode ser maior do que a concentração do material orgânico no afluente, ou seja, é possível que a DQO do efluente supere o valor da DQO do afluente;
- um período de eficiência crescente, quando começa a se desenvolver a população das bactérias metanogênicas e
- o estabelecimento do estado estacionário com eficiência de tratamento constante e as populações bacterianas invariáveis com o tempo.

Os três primeiros períodos determinam a partida ou arranque do digestor. Evidentemente a fase crítica da partida é o segundo período, quando se presume que as populações que produzem os ácidos voláteis já são eficientes, mas a metanogênese ainda está pouco desenvolvida. Nessa etapa é preciso controlar a capacidade de tamponamento presente no esgoto, para evitar queda do pH abaixo de um valor que poderia atrasar, ou mesmo inviabilizar, o desenvolvimento da população de bactérias metanogênicas. No quarto período o UASB já está operando em estado estacionário.

### **2.7.3 - Período necessário e eficiência na auto-inoculação de UASB**

Um dos primeiros trabalhos para verificar a possibilidade da auto-inoculação de reatores UASB, tratando esgoto doméstico, foi realizado em um reator em escala piloto (118 litros), a temperatura do afluente era entre 19 e 23°C e o tempo de detenção hidráulica variou entre 40 e 24 horas. Nessa pesquisa a partida foi concluída entre 3 e 4 meses. Logo ao final da partida, a eficiência de remoção da DQO foi 60%, porém, foi sendo observado um aumento gradual até 75%, depois de 5 a 6 meses de operação. Com esse estudo, Grin *et al.* (1983) citados por Barbosa e Sant'Anna Jr. (1989) provaram a possibilidade da auto-inoculação para UASB alimentado com esgoto sanitário.

Em outro experimento, um reator UASB, com volume de 100 litros, foi operado tratando esgoto doméstico na cidade de Cali (Colômbia). O reator, sem receber inoculação prévia, foi operado com tempo de detenção hidráulica de 6 horas,

temperatura do afluente variando entre 20 e 25°C e teve sua partida concluída em 14 semanas (aproximadamente 3 a 4 meses). Os valores para alcalinidade foram: afluente=127 mgCaCO<sub>3</sub>/l e efluente=145 mgCaCO<sub>3</sub>/l. Durante a partida a eficiência de remoção da DQO era por volta de 30% mas, em estado estacionário, atingiu 65% de remoção da DQO (Haskoning, 1989).

Em Florianópolis, estado de Santa Catarina (Brasil), um UASB tratando esgoto sanitário, em escala piloto (120 litros), concluiu a partida por auto-inoculação, num período de 4 meses. O reator foi operado com tempo de detenção hidráulica igual a 4 horas, para temperaturas do esgoto entre 19 e 28°C. O afluente apresentava alcalinidade total=198 mgCaCO<sub>3</sub>/l e concentração de ácidos voláteis=39 mgHAc/l. A eficiência de remoção da DQO foi aumentando, ao longo da partida, com o crescimento do manto de lodo anaeróbio no interior do UASB. Em estado estacionário, a eficiência de remoção da matéria orgânica atingiu 74% (Barbosa e Sant'Anna Jr., 1989).

Em Campina Grande, estado da Paraíba (Brasil), um experimento com UASB tratando esgoto doméstico foi realizado no ano de 1990, onde foi acompanhada a auto-inoculação. O reator possuía 160 m<sup>3</sup>, foi operado com tempo de detenção hidráulica de 17 horas e concluiu a partida em 21 semanas. A alcalinidade do esgoto afluente era 303 mgCaCO<sub>3</sub>/l e no efluente era 390 mgCaCO<sub>3</sub>/l. Durante a partida, a remoção da DQO ficou entre 30 e 40%. Em estado estacionário, a remoção da DQO atingiu, em média, 75% e a remoção da DQO para o efluente decantado atingiu, em média, 85% (Oliveira, 1990 e van Haandel e Lettinga, 1994).

Em São Carlos, estado de São Paulo (Brasil), um UASB tratando esgoto doméstico, com 18 m<sup>3</sup> de volume, foi operado com tempo de detenção hidráulica de 16 horas e atingiu o estado estacionário, sem inoculação prévia, em 5 meses (Oliva, 1997). O esgoto afluente possuía alcalinidade total igual a 121 mgCaCO<sub>3</sub>/l e alcalinidade de bicarbonato igual a 62 mgCaCO<sub>3</sub>/l. A autora comentou que esperava menor período para concluir a partida e atribuiu a demora ao mal funcionamento do separador de fases, associado às variações qualitativas do afluente. A eficiência de remoção da DQO durante a partida ficou em 50%.

Apesar de ser a pior situação no tocante à partida de um UASB, a auto-inoculação no tratamento de esgoto sanitário, mesmo que demande um período de 3 a 5 meses, ocorre normalmente. Baseado nos exemplos aqui citados, a eficiência de remoção da matéria orgânica é baixa durante a auto-inoculação; mesmo assim fica entre 30 e 50%, ou seja, pode reduzir pela metade o potencial poluidor da matéria orgânica do esgoto. Em estado estacionário os resultados são melhores. Tendo em vista a necessidade de sistemas de tratamento de esgoto que ofereçam boas condições de eficiência no tratamento, simples operação e custos baixos, a auto-inoculação de UASB para o tratamento de esgoto sanitário, apresenta-se como uma opção atrativa, do ponto de vista técnico, operacional e financeiro. Dessa forma, não necessitando de inóculo, o UASB apresenta-se como uma alternativa ainda mais competitiva para o tratamento de esgoto sanitário (Weiland e Rozzi, 1991).

#### **2.7.4 - O tempo de detenção hidráulica e a partida**

O parâmetro operacional que se pode variar durante a partida é o tempo de detenção hidráulica. Chernicharo (1997) diz que o tempo de detenção hidráulica, o qual reflete a carga hidráulica no sistema, produz pelo menos três efeitos sobre a biomassa do UASB durante a partida:

- pode retirar a biomassa com sedimentação pobre, criando espaço para a nova biomassa que está crescendo;
- retirando a biomassa de sedimentação pobre, pode-se verificar a seleção sobre a biomassa ativa e
- exerce grande influência sobre a mistura do reator, principalmente durante a partida.

Chernicharo (1997) comenta que quanto menor o tempo de detenção hidráulica, maior será a velocidade ascensional e isto pode prejudicar o funcionamento do UASB, devido à perda excessiva da biomassa. Por conseguinte, o tempo de residência celular (idade do lodo) no UASB pode ser inferior ao tempo necessário para um desenvolvimento equilibrado da população de microrganismos responsáveis pela digestão anaeróbia.

Haskoning (1989) indicou que iniciar a operação de UASB tratando esgoto sanitário com tempo de detenção hidráulica de 2,4 horas proporciona pouco contato entre o material orgânico do afluente e o lodo. Também comentou que a diferença na acumulação de lodo não foi significativa, comparando os reatores operados com tempo de detenção hidráulica de 6 ou 12 horas. Segundo o mesmo autor, um separador de fases bem projetado, favorece a partida com menores valores de tempo de detenção hidráulica. Lettinga *et al.* (1993) citados por Yu *et al.* (1997) concluíram que operar o UASB tratando esgoto sanitário, com tempo de detenção hidráulica de 6 horas, proporciona auto-inoculação num período de 6 a 12 semanas.

Existe pouca bibliografia disponível sobre a auto-inoculação de reator UASB tratando esgoto sanitário. Também ainda não está bem definido, para o processo de auto-inoculação, qual o tempo de detenção hidráulica mínimo para se iniciar a operação de um UASB, bem como a influência do tempo de detenção hidráulica sobre o período necessário para a auto-inoculação ser concluída. Por esses motivos surgiu a intenção deste trabalho que está sendo apresentado. Foram investigados experimentalmente valores de tempo de detenção hidráulica entre 2 e 14 horas e, para cada um, foi acompanhada a auto-inoculação do reator UASB tratando esgoto sanitário.



# CAPÍTULO 3

## MATERIAL E MÉTODOS

### **3.1 - Local e período**

Com a finalidade de investigar a partida de reatores UASB, tratando esgoto bruto, sem a utilização de inóculo, foram fabricados e operados três reatores UASB em escala piloto. A parte experimental desta pesquisa foi desenvolvida na cidade de Campina Grande, estado da Paraíba, na região Nordeste do Brasil. Os reatores piloto foram instalados no bairro do Tambor, em terreno cedido pela CAGEPA – Companhia de Água e Esgotos da Paraíba.

Os experimentos foram realizados entre os meses de março e dezembro de 1997, em duas etapas. A primeira etapa, com vinte semanas de duração, foi iniciada em 15 de março e concluída em 29 de julho. O período da segunda etapa, totalizando dezoito semanas, foi entre 15 de agosto e 18 de dezembro.

### **3.2 - Instalações**

Os reatores UASB ficaram sujeitos às condições ambientais existentes, uma vez que estavam instalados a céu aberto. Todos os reatores foram fixados em uma estrutura metálica, composta por tubos de diâmetro 1 ½", apoiada sobre um piso de concreto conforme mostrado nas Figuras 3.1 e 3.2. Na Figura 3.1 também são mostrados os reatores monitorados por outros pesquisadores e na Figura 3.2 pode ser observado um dos reatores sendo retirado ao final da primeira etapa dos experimentos, quando da preparação para iniciar a segunda etapa.



Figura 3.1 - Estrutura metálica onde os reatores foram fixados

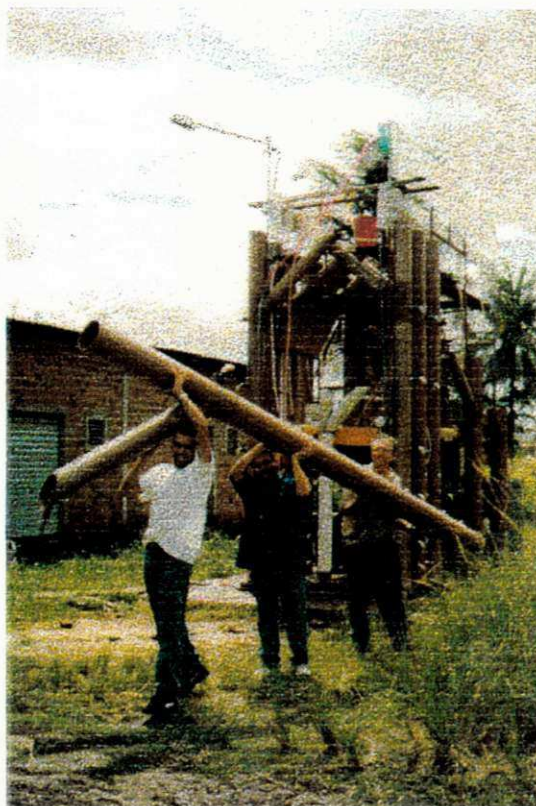


Figura 3.2 – UASB piloto sendo preparado para a segunda etapa dos experimentos

### **3.2.1 - Descrição do sistema de alimentação**

Nos limites do terreno onde se situaram as instalações desta pesquisa passa um interceptor pertencente ao sistema de esgotamento sanitário da cidade de Campina Grande, direcionado para a estação de tratamento de esgotos da cidade (ETE – Catingueira). Foi colocada uma bomba de sucção do fabricante HIDRAMAN, modelo 265 (220 volts), dentro do interceptor. O esgoto era bombeado para uma caixa de passagem, situada no alto da estrutura metálica, onde estavam fixados os reatores. A caixa de passagem, fabricada em cimento amianto, tinha volume de 100 litros.

Na caixa de passagem estava instalada uma bóia automática que regulava os tempos em que a bomba de sucção ficava ligada e desligada. A Figura 3.3 indica um croqui do sistema de alimentação e também descarga dos reatores. Da caixa de passagem, o esgoto passava, por gravidade, através de mangueiras com diâmetro 1,0 centímetro, para uma bomba dosadora, do tipo peristáltica, a qual permitia controlar a vazão afluente, que era diferente para cada um dos três reatores. A bomba dosadora estava posicionada no meio da estrutura metálica, distando 1,2 metros da base de concreto.

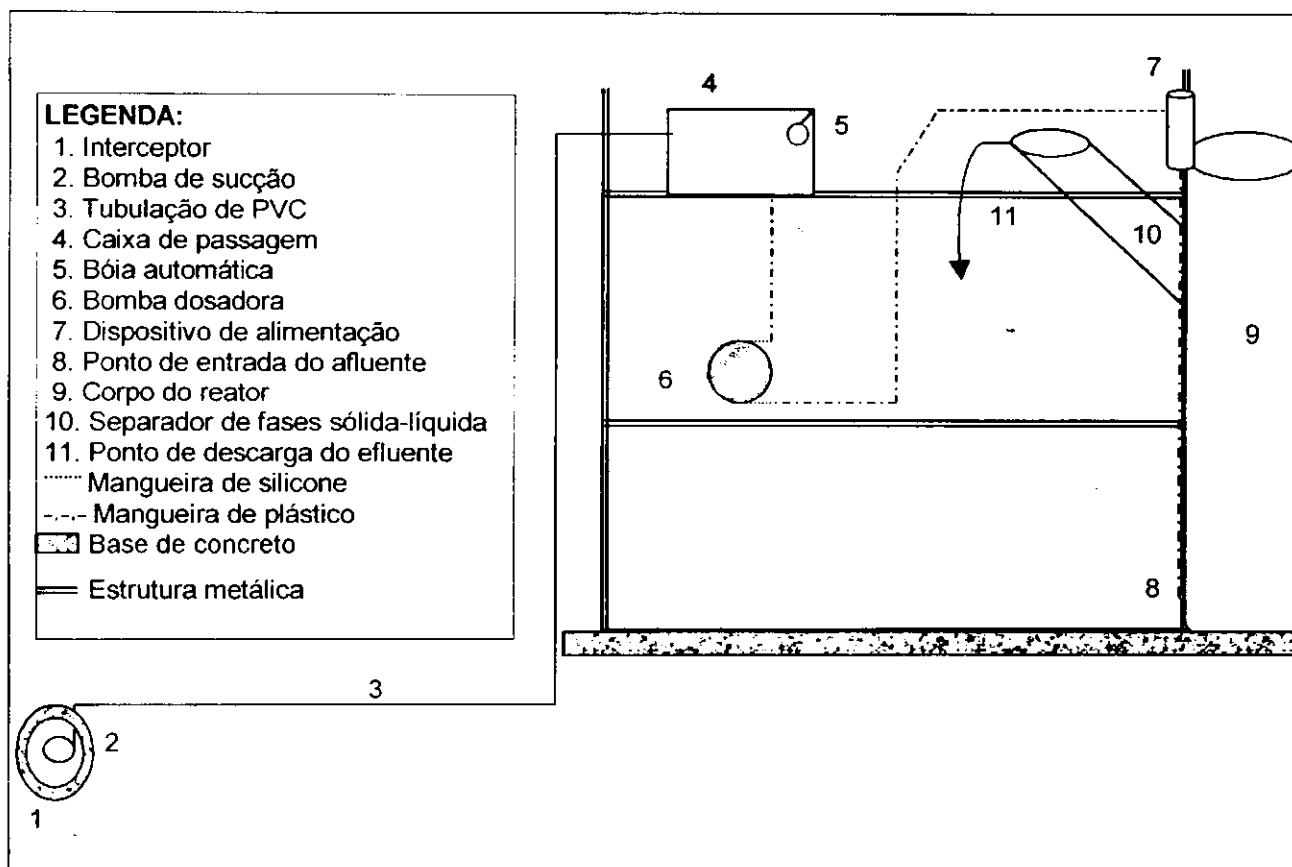


Figura 3.3 – Croqui do sistema de alimentação e descarga dos reatores

Obs.: fora de escala

Constituiu a bomba dosadora, um conjunto de motor e redutor, acoplados a um rotor. Na Figura 3.4 está uma fotografia dessa bomba (quando fora do sistema). O rotor era formado por um eixo central e quatro rolos eqüidistantes deste eixo central. O redutor diminuía a velocidade do rotor para 60 rotações por segundo. O motor que foi utilizado, fabricante KOHLBACH, modelo 5602/97, possuía ½ cavalo vapor com 60 hertz, sendo 1730 rotações por minuto e voltagem 110/220 volts. A bomba dosadora possuía sete canais, constituídos por mangueiras de silicone, para alimentar exclusivamente os três reatores deste estudo. Essas mangueiras de silicone utilizadas tinham diâmetros 8,0 e 11,5 milímetros, interno e externo respectivamente.

A bomba dosadora recalava o esgoto para um dispositivo de alimentação, situado na extremidade superior do UASB. O recalque era feito através de mangueiras plásticas também com 1,0 centímetro de diâmetro. Do dispositivo de alimentação o esgoto seguia, por gravidade, através de outra mangueira, também de plástico, porém com

diâmetro de 2,0 centímetros, para o ponto de entrada, localizado na base inferior do reator.

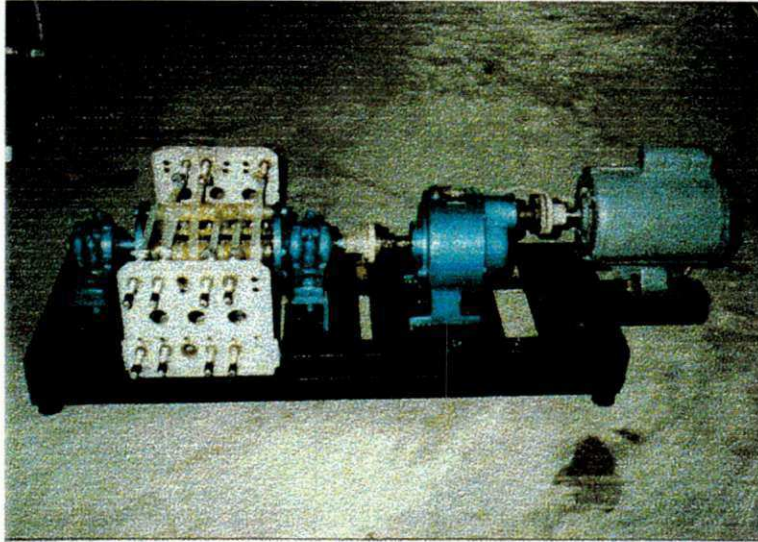


Figura 3.4 – Bomba dosadora, tipo peristáltica, utilizada no experimento

### **3.2.2 - Descrição dos reatores**

Os três reatores UASB, denominados  $S_1$ ,  $S_2$  e  $S_3$ , fabricados com tubos de PVC, possuíam forma cilíndrica e volumes úteis de 126 litros. Os reatores utilizados tinham uma configuração diferenciada do reator UASB convencional, quanto ao separador das fases sólida e líquida: um tubo, também em PVC, situado próximo da base superior e conectado ao UASB, formando um ângulo de  $45^\circ$ , funcionava como separador das fases líquida e sólida. A Figura 3.5 mostra a representação esquemática do reator UASB piloto utilizado nesta pesquisa. Os três reatores que foram utilizados eram iguais entre si.

Todos os três reatores possuíam diâmetros externo e interno de 20 e 19 centímetros respectivamente e altura total de 4,0 metros, sendo 3,86 metros a altura atingida pelo esgoto e 14 centímetros de borda livre.

O separador das fases sólida e líquida, em cada reator, possuía diâmetro externo de 15 centímetros, diâmetro interno de 14 centímetros e comprimento de 1,24 metros (medido na parte inferior). O ponto onde o separador de fases foi conectado ao UASB distava 3,0 metros da base inferior do reator.

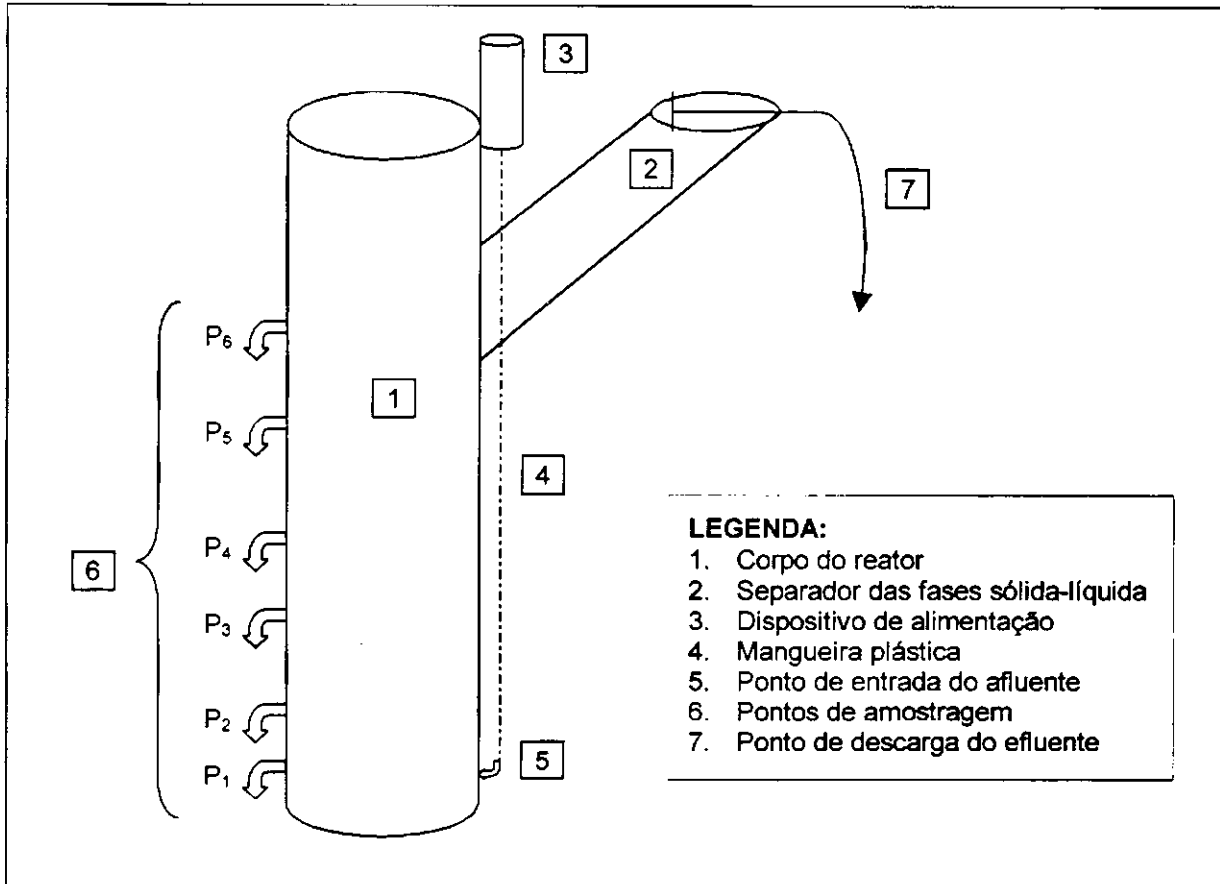


Figura 3.5 – Representação esquemática do reator UASB piloto utilizado na pesquisa  
 Obs.: fora de escala

O dispositivo de alimentação estava fixado junto ao lado externo da base superior do UASB. Este dispositivo consistia em um tubo e um cap de PVC, com 100 milímetros de diâmetro e altura de 50 centímetros. Deste dispositivo descia uma mangueira plástica, com diâmetro de 2,0 centímetros, até alcançar a base inferior do reator. O final dessa mangueira ficava conectado no ponto de entrada do esgoto bruto no UASB.

O ponto de entrada do afluente no UASB distava 5,0 centímetros da base inferior. Neste ponto estava um registro do tipo “fecho rápido”, conectado a uma curva 90°, todos com ¾” de diâmetro e em PVC.

O ponto de descarga do efluente, situado no final do separador de fases, consistia de um tubo, disposto horizontalmente, de comprimento 20 centímetros, acoplado a uma conexão tipo tê, ambos de PVC, com diâmetro 1 ½”. Uma mangueira com diâmetro de 2,0 centímetros conduzia o efluente para um reservatório, de onde era descarregado na rede coletora de esgoto.

Ao longo da altura do reator estavam distribuídos seis pontos de amostragem, denominados P<sub>1</sub> a P<sub>6</sub>, iniciando a nomenclatura da base inferior para o topo. Nesses pontos estavam registros do tipo "fecho rápido", conectados a uma curva 90°, ambos com 3/4" de diâmetro e fabricados em PVC. Desses pontos eram coletadas as amostras do manto de lodo, que estava sendo formado no interior do UASB. A Tabela 3.1 indica a altura de cada um dos pontos de amostragem P<sub>1</sub> a P<sub>6</sub>, a partir da base inferior dos reatores.

Tabela 3.1 – Localização dos pontos de amostragem do manto de lodo nos reatores utilizados nesta pesquisa

Ponto de amostragem	Distância a partir da base inferior do UASB (metros)
P <sub>1</sub>	0,25
P <sub>2</sub>	0,50
P <sub>3</sub>	1,00
P <sub>4</sub>	2,00
P <sub>5</sub>	2,75
P <sub>6</sub>	3,00

### 3.3 - Operação

Nenhum inóculo foi colocado nos reatores quando iniciada a operação. Os reatores no começo das duas etapas, totalmente vazios, foram sendo alimentados apenas com esgoto bruto. O objetivo principal da pesquisa foi justamente acompanhar o processo de auto-inoculação.

#### 3.3.1 - Alimentação

A alimentação dos três reatores era feita com esgoto bruto de origem predominantemente doméstica. As variações naturais das características físicas, químicas e biológicas do esgoto afluente, ao longo do dia, eram normalmente introduzidas no sistema. Dessa forma, o sistema ficava sujeito às variações da carga orgânica ao longo do experimento.

Após ter sido coletado no interceptor e ter seguido pela caixa de passagem, bomba dosadora e dispositivo de alimentação (descritos no item 3.2.1), o esgoto chegava no ponto de entrada do UASB, em sua base inferior.

No interior do reator, o esgoto seguia uma trajetória no sentido ascensional. O efluente era descarregado no final do separador de fases. No separador de fases, eventuais partículas de lodo, que acompanhassem o fluxo do esgoto tratado, podiam sedimentar e retornar por gravidade ao interior do reator. As bolhas formadas do biogás, seguiam uma trajetória vertical ascendente e se desprendiam da fase líquida para a atmosfera, no topo do UASB.

### 3.3.2 - Parâmetros operacionais

Como os três reatores apresentavam as mesmas dimensões (126 litros), as diferentes vazões de alimentação estabeleciam diferentes tempos de detenção hidráulica (TDH). A Tabela 3.2 contém um resumo dos parâmetros operacionais nas duas etapas desta pesquisa.

Tabela 3.2 - Parâmetros operacionais dos reatores UASB piloto utilizados nesta pesquisa

Reator		S <sub>1</sub>	S <sub>2</sub>	S <sub>3</sub>
Etapa 1	Q (l/h)	9	20	28
20 semanas	TDH (h)	14	6	4
03/97 a 07/97	v <sub>asc</sub> (m/h)	0,3	0,6	0,9
Etapa 2	Q (l/h)	16	32	64
18 semanas	TDH (h)	8	4	2
08/97 a 12/97	v <sub>asc</sub> (m/h)	0,5	1,0	2,0

OBS: Q = vazão; TDH = tempo de detenção hidráulica e v<sub>asc</sub> = velocidade ascensional.

Na primeira etapa, os reatores S<sub>1</sub>, S<sub>2</sub> e S<sub>3</sub> foram operados, durante vinte semanas, com tempos de detenção hidráulica de 14, 6 e 4 horas respectivamente. Na segunda etapa, com duração de dezoito semanas, para os reatores S<sub>1</sub>, S<sub>2</sub> e S<sub>3</sub>, os tempos de detenção hidráulica foram 6, 4 e 2 horas respectivamente. O controle do tempo de detenção hidráulica, em cada reator, era obtido pela calibração da vazão nos canais da



bomba dosadora e por um temporizador, que ativava e desativava a bomba dosadora, repetidamente. O temporizador utilizado foi do fabricante ALTRONIC, modelo TCS01MT, tipo 220 VCA e escala 20 + 20 minutos. Nem sempre era possível manter as vazões constantes mas, de uma forma geral, ao longo das duas etapas, não ocorriam variações maiores do que 20% na carga hidráulica no sistema.

### **3.3.3 - Manutenção**

No início da primeira etapa da pesquisa, no mês de março de 1997, era difícil manter a vazão de alimentação do sistema constante. Esse problema era geralmente causado por entupimentos nos canais, ou seja, nas mangueiras de silicone da bomba dosadora do afluente. O diâmetro interno desses canais era 8,0 milímetros. Com uma ou mais mangueiras entupidadas, a vazão diminuía e, muitas vezes, ocorria a ruptura da mangueira. Então era necessário parar o sistema para trocar mangueiras e/ou para calibrar a vazão em cada canal. Esse fato se repetia sempre que o esgoto afluente apresentava maior concentração de sólidos totais.

Para minimizar esse problema, foram necessários cuidados simples com a bomba de sucção e com a caixa de passagem. A bomba de sucção, situada no interceptor, foi envolvida em uma tela de plástico com malha de 1,5 milímetros. Uma vez por semana era realizada uma limpeza para desobstrução dessa tela plástica. Também a caixa de passagem, localizada no alto da estrutura metálica que sustentava os reatores, era lavada uma vez por semana. Após a adoção destas medidas, o problema praticamente foi eliminado e o sistema funcionou sem dificuldade. Na segunda etapa dos experimentos, adotando estes cuidados, as rupturas e entupimentos das mangueiras de silicone ficaram menos freqüentes, garantindo a constância das vazões, sem maiores problemas.

### **3.4 - Monitoramento**

O objetivo das análises laboratoriais foi acompanhar, para os diferentes tempos de detenção hidráulica aplicados, a estabilidade operacional e a evolução do desempenho do UASB durante a fase da partida. As análises foram continuadas por mais algumas semanas, após ter a fase da partida já ter sido concluída, apenas para confirmar se o UASB já estava, de fato, operando em estado estacionário.

### 3.4.1 - Amostragem e análises

Ao longo de toda a parte experimental desta pesquisa eram coletadas amostras do esgoto afluente, do efluente e do manto de lodo que estava crescendo no interior do UASB. O afluente era coletado na caixa de passagem, o lodo era coletado nos pontos de amostragem ( $P_1$  a  $P_6$ ) e o efluente era coletado no ponto de descarga de cada UASB. As amostras tomadas eram pontuais e sempre se descartavam os primeiros 500 mililitros. Esse acompanhamento era realizado para cada um dos três reatores.

O horário das coletas, do efluente e do lodo, na primeira etapa desta pesquisa era por volta das 8:00 da manhã, já na segunda etapa, a coleta ocorreu sempre às 6:00 horas da manhã. Quase todas as coletas foram efetuadas às segundas e quintas-feiras, eventualmente ocorreram coletas em outros dias. Apenas o afluente era coletado diariamente às 8:00 horas da manhã. Na Figura 3.6 observa-se uma coleta de amostras do manto de lodo nos pontos de amostragem.



Figura 3.6 – Coleta de amostras do lodo do reator UASB piloto

Foram realizadas determinações de temperatura (T), do potencial hidrogeniônico (pH), alcalinidade total (AT), alcalinidade de bicarbonato (AB), ácidos graxos voláteis (AGV),

demanda química de oxigênio (DQO), sólidos totais, fixos e voláteis (ST, STF e STV), sólidos suspensos totais, fixos e voláteis (SST, SSF e SSV) e sólidos sedimentáveis (SD).

As análises laboratoriais seguiram os métodos do "Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater", 19ª Edição (APHA, AWWA e WEF, 1995). A exceção foi a determinação da alcalinidade e dos ácidos graxos voláteis, que seguiu o método DiLallo (DiLallo e Albertson, 1961). Um resumo do método DiLallo segue no Anexo 4. A opção por esse método foi definida após uma avaliação do método padronizado no Standard Methods e DiLallo, em relação à precisão e adequação às condições dos recursos disponíveis no laboratório. Na Tabela 3.3 seguem os parâmetros analisados, a identificação das amostras e as frequências de amostragem.

Tabela 3.3 - Análises laboratoriais realizadas ao longo da parte experimental

Parâmetro	Amostra	Análises semanais	Observação
T (°C)	Afluente, efluente e lodo (pontos P <sub>1</sub> a P <sub>6</sub> )	2	Potenciômetro marca ORION 240 A
pH	Afluente, efluente e lodo (pontos P <sub>1</sub> a P <sub>6</sub> )	2	Potenciômetro marca ORION 240 A
Alcalinidade total AT (mgCaCO <sub>3</sub> /l)	Afluente e efluente	2	DiLallo e Albertson (1961)
Alcalinidade de bicarbonato AB (mgCaCO <sub>3</sub> /l)	Afluente e efluente	2	DiLallo e Albertson (1961)
Ácidos graxos voláteis AGV (mgHAc/l)	Afluente e efluente	2	DiLallo e Albertson (1961)
DQO bruta (mg/l)	Afluente e efluente	2	por refluxo fechado
DQO decantada (mg/l)	Efluente sobrenadante, decantado no Cone Imhoff	2	por refluxo fechado
Sólidos totais ST, STF e STV (mg/l)	Afluente, efluente e lodo (pontos P <sub>1</sub> a P <sub>6</sub> )	1	gravimétrico
Sólidos suspensos SST, SSF e SSV (mg/l)	Afluente e efluente	1	gravimétrico
Sólidos sedimentáveis SD (ml/l)	Efluente	1	Cone de Imhoff

### 3.4.2 - Caracterização do afluente

Para avaliar a estabilidade operacional e o desempenho do reator, a caracterização do afluente é fundamental. Sendo assim, foram determinados: temperatura, pH, alcalinidade total e de bicarbonato, ácidos graxos voláteis, DQO, concentração de sólidos totais, fixos e voláteis e de sólidos suspensos totais, fixos e voláteis.

Tendo em vista que são comuns as variações das características do afluente ao longo de um dia completo, foram realizadas quatro campanhas de amostragem por 24 horas durante o período desta pesquisa. Nessas campanhas, amostras pontuais do afluente eram coletadas a cada 2 horas, durante 24 horas consecutivas. Os resultados encontrados permitiram obter os gráficos de variação do afluente, ao longo de 24 horas consecutivas, para os valores da DQO, alcalinidade total, alcalinidade de bicarbonato, ácidos graxos voláteis, pH, temperatura e de sólidos totais, fixos e voláteis.

Os gráficos de variação da DQO também contribuíram para se determinar o fator de correção ( $fc$ ) da DQO afluente (Equação 3.1). Para cada uma das quatro campanhas realizadas foi determinado um valor para o  $fc$ . Para tanto, utilizou-se o valor médio da DQO ao longo das 24 horas e o valor da DQO afluente às 8:00 horas (horário da coleta diária), ambos obtidos durante a campanha de amostragem.

$$fc = \frac{\overline{DQO_{24HORAS}}}{DQO_{8HORAS}} \quad (3.1)$$

onde:

$fc$  = fator de correção da DQO afluente

$\overline{DQO_{24HORAS}}$  = média da DQO afluente nas 24 horas da campanha (mg/l)

$DQO_{8HORAS}$  = valor da DQO afluente às 8:00 horas no dia da campanha (mg/l)

Com o fator ( $fc$ ), o valor da DQO afluente às 8:00 horas na coleta diária era transformado em um valor coerente com a variação da DQO ao longo do dia, denominado DQO do afluente corrigido ( $DQO_{af,corr.}$ ), conforme a Equação 3.2.

$$DQO_{\text{afI.corr.}} = fc \cdot DQO_{\text{afIuente}} \quad (3.2)$$

onde:

$DQO_{\text{afI.corr.}}$  = DQO afluente corrigida para a hora da coleta (mg/l)

$fc$  = fator de correção da DQO afluente

$DQO_{\text{afIuente}}$  = DQO afluente às 8:00 horas na coleta diária (mg/l)

### **3.4.3 - Estabilidade operacional**

Os valores do pH, temperatura, alcalinidade total, alcalinidade de bicarbonato e ácidos graxos voláteis, de amostras do afluente e do efluente, foram utilizados como indicativos das fermentações ácida e metanogênica (cinética bacteriana) que aconteciam no interior do UASB. Para tanto, também foram monitorados os valores do pH e temperatura das amostras do manto de lodo. Assim, a avaliação dos parâmetros acima permitiu acompanhar a estabilidade operacional do UASB.

### **3.4.4 - Remoção da matéria orgânica**

As determinações da demanda química de oxigênio (DQO), de amostras do afluente e efluente, eram indicativas da concentração da matéria orgânica dessas amostras. Os resultados obtidos colaboravam para avaliar o desempenho do UASB. Sobre os valores obtidos para a DQO afluente, foram aplicados os fatores de correção ( $fc$ ), para se calcular a  $DQO_{\text{afI.corr.}}$  (Equação 3.2). Conforme já mencionado, os valores dos fatores de correção eram obtidos a partir das campanhas de amostragens de 24 horas.

Para a DQO do efluente foram avaliadas duas situações. A primeira, quando o efluente era imediatamente analisado, determinando-se a DQO do efluente bruto ( $DQO_{\text{efI.br.}}$ ). A segunda situação, quando se deixava o efluente em repouso, dentro do Cone de Imhoff por uma hora e, após esse período, retirava-se uma amostra do sobrenadante; com esta amostra, determinava-se a DQO do efluente decantado ( $DQO_{\text{efI.dec.}}$ ).

Tendo-se os valores da DQO do afluente corrigido (Equação 3.2) e da DQO do efluente bruto, foi determinado o desempenho do UASB, quanto à eficiência de remoção da matéria orgânica, como sendo a remoção da DQO bruta, conforme a Equação 3.3.

$$rem.DQO_{bruta} = \frac{(DQO_{afl.corr.} - DQO_{efl.br.})}{DQO_{afl.corr.}} \cdot 100 \quad (3.3)$$

onde:

$rem.DQO_{bruta}$  = eficiência da remoção da DQO bruta (%)

$DQO_{afl.corr.}$  = DQO afluente corrigida para a hora da coleta (mg/l)

$DQO_{efl.br.}$  = DQO do efluente bruto (mg/l)

Com os valores da DQO do afluente corrigido (Equação 3.2) e da DQO do efluente decantado, foi determinado o desempenho do reator UASB, quanto à eficiência de remoção da matéria orgânica, como sendo a remoção da DQO decantada, conforme a Equação 3.4.

$$remDQO_{dec.} = \frac{(DQO_{afl.corr.} - DQO_{efl.dec.})}{DQO_{afl.corr.}} \cdot 100 \quad (3.4)$$

onde:

$rem.DQO_{dec.}$  = eficiência da remoção da DQO decantada (%)

$DQO_{afl.corr.}$  = DQO afluente corrigida para a hora da coleta (mg/l)

$DQO_{efl.dec.}$  = DQO do efluente decantado (mg/l)

Para observar se estavam ocorrendo variações significativas da concentração da matéria orgânica no efluente (quando o reator já estava operando em estado estacionário), uma campanha de amostragem por 24 horas consecutivas foi realizada. Como amostra utilizou-se o efluente do reator S<sub>1</sub> (TDH=8h) durante a segunda etapa dos experimentos, no mês de novembro de 1997.

#### 3.4.5 - Crescimento do lodo anaeróbio

Para avaliar o desempenho do UASB, também foi monitorado, além da remoção da matéria orgânica, o crescimento do lodo anaeróbio no interior do reator. Visando acompanhar o surgimento e a acumulação do lodo anaeróbio no interior do UASB foram determinadas as concentrações de sólidos totais (fixos e voláteis) e sólidos suspensos (fixos e voláteis) para o afluente e efluente. A fim de acompanhar a

expulsão de lodo anaeróbio, o efluente também foi avaliado quanto aos sólidos sedimentáveis.

A massa total de lodo anaeróbio ( $M$ ) no UASB foi obtida pela somatória do produto entre a concentração de sólidos em cada ponto de amostragem ( $C_i$ ) e seu respectivo volume de influência ( $V_i$ ), conforme a Equação 3.5.

$$M = \sum_{i=1}^6 C_i \cdot V_i \quad (3.5)$$

onde:

$M$  = massa total de lodo anaeróbio no UASB (kg)

$i$  = número do ponto de amostragem

$C_i$  = concentração de sólidos em cada ponto de amostragem ( $\text{kg}/\text{m}^3$ )

$V_i$  = volume de influência de cada ponto de amostragem ( $\text{m}^3$ )

Os volumes de influência ( $V_i$ ), de cada um dos seis pontos de amostragem, foram considerados a partir de divisões imaginárias, porém proporcionais, segundo relação entre a altura do líquido no UASB e os seis pontos de amostragem (Figura 3.7). Foi então calculado o volume de influência ( $V_i$ ) para cada ponto, como sendo o produto entre a área da seção transversal do reator e a altura de influência do ponto. A área da seção transversal foi calculada para o diâmetro interno de 19 centímetros. A Tabela 3.4 apresenta os valores obtidos por este raciocínio.

Tabela 3.4 – Volume de influência dos pontos de amostragem do UASB piloto utilizado nesta pesquisa

Ponto de amostragem ( $P_i$ )	Concentração de sólidos ( $C_i$ )	Altura de influência (metros)	Volume de influência - $V_i$ ( $\text{m}^3$ )
$P_1$	$C_1$	0,375	$V_1 = 10,6 \times 10^{-3}$
$P_2$	$C_2$	0,375	$V_2 = 10,6 \times 10^{-3}$
$P_3$	$C_3$	0,500	$V_3 = 14,2 \times 10^{-3}$
$P_4$	$C_4$	0,625	$V_4 = 17,7 \times 10^{-3}$
$P_5$	$C_5$	0,750	$V_5 = 21,3 \times 10^{-3}$
$P_6$	$C_6$	1,235	$V_6 = 35,0 \times 10^{-3}$

Obs.: a concentração de sólidos nos pontos de amostragem ( $C_1$  a  $C_6$ ) era determinada semanalmente.

As características do lodo anaeróbico foram definidas pela proporção entre as frações fixa (inorgânica) e volátil (orgânica) dos sólidos totais e suspensos. O teste da atividade metanogênica específica, após algumas tentativas, não foi realizado com êxito. A descrição da metodologia utilizada é feita no Anexo 1.

Em função do surgimento de lodo granulado, principalmente na base inferior do UASB, uma amostra desse lodo foi isolada para serem determinados os diâmetros dos grânulos. Este procedimento consistiu em colocar-se uma amostra de lodo granulado em uma proveta, acrescentar água, tampar a proveta e inverte-la levemente, retornando a posição inicial, então, os grânulos decantavam no fundo da proveta e retirava-se o líquido sobrenadante. Este procedimento foi repetido diversas vezes, até que restassem apenas os grânulos da amostra de lodo. Os grânulos já lavados foram dispostos sobre a bancada e suas medidas foram determinadas com o auxílio de um paquímetro. A microscopia dos grânulos não foi realizada, devido à ausência dos equipamentos necessários.

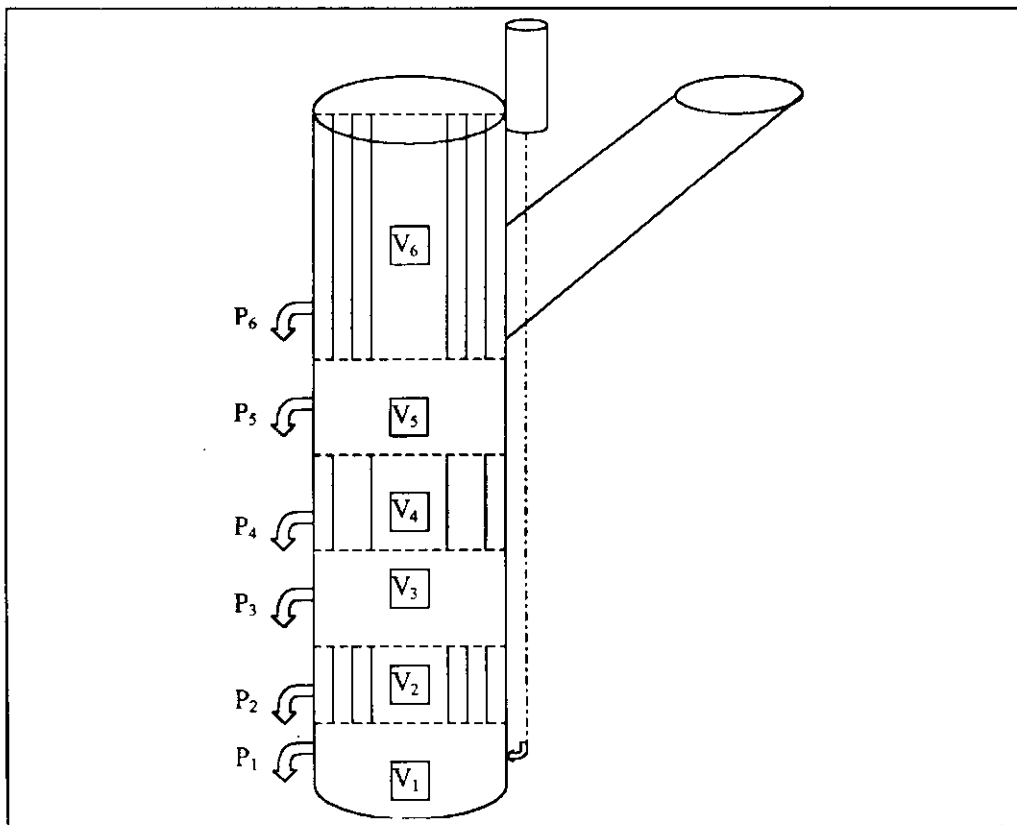


Figura 3.7 – Volume de influência dos pontos de amostragem de lodo anaeróbico, no UASB piloto utilizado na pesquisa

Obs.: fora de escala



# CAPÍTULO 4

## APRESENTAÇÃO DOS RESULTADOS

#### **4.1 – Fases da investigação experimental**

A parte experimental desta pesquisa, que investigou a partida de reatores UASB tratando esgoto bruto, sem inoculação prévia, foi realizada entre os meses de março e dezembro de 1997, na cidade de Campina Grande (PB), região Nordeste do Brasil. Em duas fases de experimentos, cada uma com quatro meses de duração, foram avaliados diversos parâmetros, permitindo acompanhar a estabilidade operacional e o desempenho de reatores UASB, durante o período de partida, até atingir o estado estacionário (ou estado de equilíbrio dinâmico). Neste capítulo estão inicialmente apresentados todos os resultados da primeira fase de experimentos e, na seqüência, os da segunda fase. Todos os parâmetros avaliados estão indicados por semana de operação e representam a média aritmética dos resultados encontrados em cada semana.

#### **4.2 - Fase 1 dos experimentos**

Esta primeira fase dos experimentos foi iniciada em 15/03/97 e concluída em 29/07/97, totalizando vinte semanas de operação, predominantemente no outono. Naquele período a temperatura média do ar era 23,7°C, sendo a temperatura máxima registrada em março (30,9°C) e a mínima em julho (16,5°C). A pluviometria total no período foi 438 mm, sendo o mês de maio o mais chuvoso (132,1 mm). A umidade média do ar no período foi 78,2%. Estes dados climáticos foram obtidos no Laboratório de Meteorologia, Recursos Hídricos e Sensoriamento Remoto da Paraíba, situado na Universidade Federal da Paraíba (LMRS-PB, 1998).

##### **4.2.1 – Parâmetros operacionais na fase 1**

Os três reatores foram operados seguindo os valores de vazão (Q), tempo de detenção hidráulica (TDH) e velocidade ascensional ( $v_{asc}$ ) apresentados na Tabela 4.1. Nas primeiras semanas de operação era difícil manter a vazão constante, mas, após serem adotados os cuidados descritos no item 3.3.3 (Capítulo 3), esse problema diminuiu.

Tabela 4.1 - Parâmetros operacionais dos reatores UASB piloto, na fase 1 dos experimentos, 15/03/97 a 29/07/97

REATOR		S <sub>1</sub>	S <sub>2</sub>	S <sub>3</sub>
ETAPA 1	Q (l/h)	9	20	28
20 semanas	TDH (h)	14	6	4
03/97 a 07/97	v <sub>asc</sub> (m/h)	0,3	0,6	0,9

Obs.: Q = vazão, TDH = tempo de detenção hidráulica e v<sub>asc</sub> = velocidade ascensional

#### 4.2.2 - Caracterização do afluente na fase 1

Na fase 1 dos experimentos, o afluente (esgoto bruto de origem predominantemente doméstica) foi caracterizado quanto ao pH, temperatura, matéria orgânica (DQO) e sólidos. A Tabela 4.2 apresenta os resultados obtidos, as médias totais, os valores máximos e mínimos e os desvios padrões durante a primeira fase.

Ao longo das vinte semanas de operação, com relação ao pH do afluente, foi observada uma flutuação entre os valores 6,7 e 7,7, sendo o pH médio igual a 7,2. Ao longo de um dia completo (24 horas) o pH afluente não apresentava variações significativas (Anexo 3, item A3.3). A temperatura do esgoto afluente foi diminuindo gradualmente, acompanhando as mudanças de estações, do verão para o inverno. Foi observado que a média da temperatura do afluente (26,6°C) se manteve superior à média da temperatura do ar (23,7°C). Ao longo de um dia completo a temperatura afluente também não apresentava variações significativas (Anexo 3, item A3.4).

A concentração da DQO afluente ao longo do dia apresentava grandes variações (Anexo 3, item A3.2). Foi realizada, conforme comentado no item 3.4.2 (Capítulo 3), a correção da DQO afluente. Para determinar o fator de correção referente ao período até a 11ª semana de operação, no mês de fevereiro foi realizada uma campanha de amostragem da DQO, por 24 horas consecutivas. Nessa campanha, a DQO média ao longo das 24 horas ( $\overline{DQO_{24HORAS}}$ ) foi 615 mg/l e a DQO no horário da coleta ( $DQO_{8HORAS}$ ) foi 551 mg/l. Com estes valores foi obtido o fator de correção ( $fc$ ) de 1,12 e foi calculada a DQO afluente corrigida ( $DQO_{eff.corr.}$ ) nas primeiras onze semanas. Para o período entre a 12ª e a 20ª semana de operação, foi realizada uma outra campanha de amostragem da DQO, porém, no mês de junho. Nessa ocasião,

a  $DQO_{24HORAS}$  foi 408 mg/l e a  $DQO_{8HORAS}$  foi 335 mg/l. Com estes resultados foi obtido o fator de correção de 1,22 e foram calculados os valores da  $DQO_{aft.corr.}$  entre as semanas 12 até 20. A média da  $DQO_{aft.corr.}$  ao longo das vinte semanas do experimento, ficou em 541 mg/l. Os valores da  $DQO_{aft.corr.}$  ao longo da primeira fase dos experimentos, por semana de operação, estão na Tabela 4.2 e representados na Figura 4.1.

Os sólidos totais no afluente, em média 1079 mg/l, mantiveram aproximadamente 32% de fração volátil e 68% de fração fixa (Tabela 4.2 e Figura 4.2). Para os sólidos suspensos, em média 187 mg/l, a fração volátil ficou em torno de 82% e a fração fixa em 18%. Os sólidos suspensos no afluente apresentaram um pico entre a 7ª e 10ª semanas, conforme indicado na Tabela 4.2 e Figura 4.3. Para o afluente, os sólidos totais apresentaram a maior fração como fixa e os sólidos suspensos, ao contrário, a maior parcela era a fração volátil. Ao longo de um dia completo (24 horas) a concentração de sólidos do afluente não apresentava variações significativas (Anexo 3, item A3.6)

Tabela 4.2 - Caracterização do afluente na fase 1 dos experimentos, 15/03/97 a 29/07/97, amostras coletadas às 8:00 horas

Semana de operação	pH	T (°C)	DQO <sub>aft.corr.</sub> (mg/l)	Sólidos totais (mg/l)			Sólidos suspensos (mg/l)		
				ST	STV	STF	SST	SSV	SSF
1	7,3	29,0	632	1386	524	862	-	-	-
2	7,2	28,0	314	-	-	-	-	-	-
3	7,5	28,8	382	964	298	666	128	104	24
4	7,3	29,5	569	1071	415	656	-	-	-
5	-	-	-	992	314	678	120	84	36
6	7,2	30,0	448	1194	326	868	176	132	44
7	7,1	28,8	459	-	-	-	216	190	26
8	7,0	28,8	393	1337	707	630	-	-	-
9	6,9	27,3	542	-	-	-	244	216	28
10	6,7	27,2	690	1159	362	797	206	184	22
11	7,0	25,1	523	-	-	-	185	157	28
12	6,7	26,6	670	1062	244	818	-	-	-
13	7,0	25,6	693	1060	358	702	-	-	-
14	7,3	23,9	492	950	224	726	164	114	50
15	7,7	24,9	805	-	-	-	-	-	-
16	7,5	23,5	586	-	-	-	-	-	-
17	7,0	25,1	638	976	358	618	204	152	52
18	7,1	24,0	494	-	-	-	-	-	-
19	7,2	24,2	573	1032	312	720	228	196	32
20	7,2	24,9	386	850	64	786	-	-	-
Média	7,2	26,6	541	1079	347	733	187	153	34
Máximo	7,7	30,0	805	1386	707	868	244	216	52
Mínimo	6,7	23,5	314	850	64	618	120	84	22
Desvio padrão	0,3	2,2	128	154	152	85	41	44	11

Obs.: - indica que não foi medido

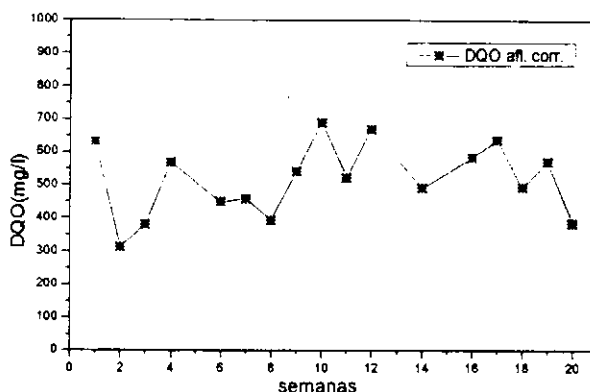


Figura 4.1 - DQO afil. corr. na fase 1

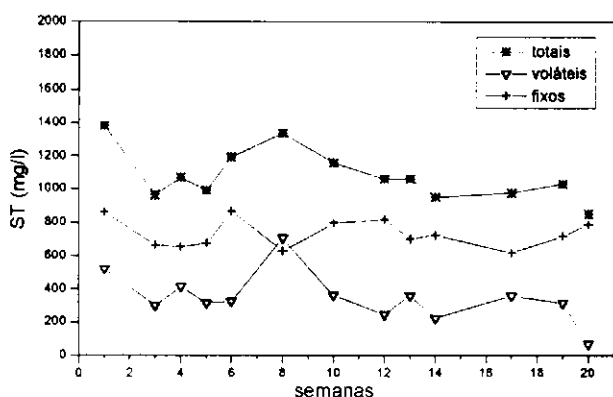


Figura 4.2 - Sólidos totais do afluente na fase 1

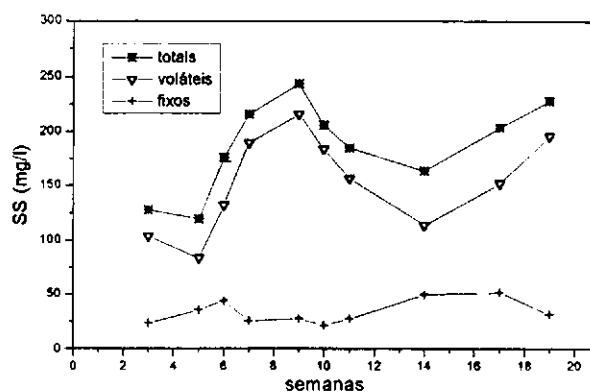


Figura 4.3 - Sólidos suspensos no afluente na fase 1

#### 4.2.3 - Estabilidade operacional dos reatores UASB na fase 1

A estabilidade operacional, em relação ao processo de digestão anaeróbia, foi acompanhada através da verificação dos valores do pH e temperatura. Para tanto, foram avaliados o afluente, o lodo anaeróbio e o efluente. Para o afluente, os resultados já foram apresentados na Tabela 4.2. Os resultados obtidos para os efluentes dos três reatores estão na Tabela 4.3. E, para o manto de lodo anaeróbio, os valores estão nas Tabelas 4.4, 4.5 e 4.6.

Independentemente do tempo de detenção hidráulica, ao longo de todo o experimento, os três reatores mantiveram o pH efluente próximo de 7,0 e a temperatura média na casa dos 26,7°C (≈3°C superior à temperatura média do ar). A partir da décima semana de operação foram encontrados os valores mínimos para o pH dos efluentes; sendo 6,7 para os reatores S<sub>1</sub> (TDH 14h) e S<sub>2</sub> (TDH 6h) e 6,6 para o reator S<sub>3</sub> (TDH 4h).

Para as análises de pH e temperatura do lodo anaeróbio, nessa primeira fase dos experimentos, nem sempre foi possível manter a frequência de amostragem constante. Esse período coincidiu com o início do funcionamento das instalações do PROSAB na UFPB, quando o laboratório para as análises estava sendo equipado. De qualquer forma, nas Tabelas 4.4, 4.5 e 4.6 estão apresentados os valores que foram obtidos para o pH e temperatura do manto de lodo anaeróbio, das amostras obtidas nos pontos de amostragem. Tanto o pH quanto a temperatura do lodo anaeróbio não apresentaram variações bruscas. Os menores valores para o pH do lodo ocorreram por volta das semanas 9 a 11. O pH mínimo para o lodo anaeróbio nos reatores S<sub>1</sub> (TDH 14h) e S<sub>2</sub> (TDH 6h) foi 6,4 e no reator S<sub>3</sub> (TDH 4h) foi 6,3. Nos três casos, o pH médio e a temperatura média, no interior dos reatores, ficaram em 6,9 e 26°C, respectivamente.

O acompanhamento da alcalinidade e concentração de ácidos graxos voláteis, que complementam a análise da estabilidade operacional, não foi realizado durante a primeira fase.

Tabela 4.3 - pH e temperatura médios dos efluentes na fase 1 dos experimentos, 15/03/97 a 29/07/97, amostras coletadas às 8:00 horas

Semana de operação	S <sub>1</sub> (TDH=14h)		S <sub>2</sub> (TDH=6h)		S <sub>3</sub> (TDH=4h)	
	pH	T (°C)	pH	T (°C)	pH	T (°C)
1	7,4	31,5	7,3	31,0	7,4	30,5
2	7,1	26,0	7,1	26,0	7,0	25,0
3	7,4	28,8	7,4	28,5	7,4	28,0
4	7,4	30,8	7,4	30,5	7,4	30,0
5	-	-	-	-	-	-
6	7,2	28,0	7,1	30,0	7,1	30,0
7	7,1	29,9	7,1	28,1	7,0	28,5
8	7,0	28,6	6,9	28,2	6,9	28,3
9	7,0	27,7	6,9	27,4	6,8	27,6
10	6,7	27,7	6,7	27,9	6,6	28,0
11	6,7	24,4	6,7	24,6	6,7	24,5
12	6,9	29,2	6,8	28,5	6,6	28,7
13	-	-	-	-	-	-
14	6,8	20,7	6,7	20,7	6,8	20,7
15	-	-	-	-	-	-
16	-	-	-	-	-	-
17	6,8	26,6	6,8	26,3	6,8	26,5
18	6,7	24,5	6,7	24,3	6,7	24,6
19	6,9	22,6	7,0	22,8	6,9	22,6
20	6,9	22,5	7,0	22,5	7,0	22,6
Média	7,0	26,8	7,0	26,7	6,9	26,6
Máximo	7,4	31,5	7,4	31,0	7,4	30,5
Mínimo	6,7	20,7	6,7	20,7	6,6	20,7

Obs.: - indica que não foi medido

Tabela 4.4 - pH e temperatura do manto de lodo no reator S<sub>1</sub> (TDH=14h)  
na fase 1 dos experimentos, 15/03/97 a 29/07/97, amostras coletadas às 8:00 horas

Semana de operação	pH							T (°C)						
	P <sub>1</sub> (0,25m)	P <sub>2</sub> (0,50m)	P <sub>3</sub> (1,0m)	P <sub>4</sub> (1,5m)	P <sub>5</sub> (2,25m)	P <sub>6</sub> (3,0m)	Média	P <sub>1</sub> (0,25m)	P <sub>2</sub> (0,50m)	P <sub>3</sub> (1,0m)	P <sub>4</sub> (1,5m)	P <sub>5</sub> (2,25m)	P <sub>6</sub> (3,0m)	Média
1	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
2	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
3	7,6	7,5	7,5	7,4	7,5	7,4	7,5	31,0	32,0	32,0	32,0	31,5	31,5	31,7
4	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
5	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
6	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
7	6,7	7,0	7,0	7,0	6,9	6,9	6,9	24,2	23,1	23,1	23,1	23,6	23,6	23,5
8	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
9	6,4	6,5	6,7	6,7	6,7	6,8	6,7	28,3	28,1	28,0	28,2	28,4	28,4	28,2
10	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
11	6,5	6,7	6,6	6,6	6,6	6,7	6,6	23,8	24,1	23,7	23,6	23,6	23,7	23,8
12	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
13	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
14	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
15	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
16	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
17	6,5	6,6	6,9	6,9	6,9	6,9	6,8	26,3	26,4	26,5	26,4	26,4	26,5	26,4
18	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
19	6,7	6,7	6,9	6,9	6,9	6,9	6,8	22,2	22,3	21,7	21,8	21,9	21,5	21,9
20	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Média	6,7	6,8	6,9	6,9	6,9	6,9	6,9	26,0	26,0	25,8	25,9	25,9	25,9	25,9
Máximo	7,6	7,5	7,5	7,4	7,5	7,4	7,5	31,0	32,0	32,0	32,0	31,5	31,5	31,7
Mínimo	6,4	6,5	6,6	6,6	6,6	6,7	6,6	22,2	22,3	21,7	21,8	21,9	21,5	21,9

Obs.: - indica que não foi medido

P<sub>1</sub> a P<sub>6</sub> são pontos de amostragem situados ao longo do reator, as distâncias são contadas a partir da base inferior.

Tabela 4.5 - pH e temperatura do manto de lodo no reator S<sub>2</sub> (TDH=6h)  
na fase 1 dos experimentos, 15/03/97 a 29/07/97, amostras coletadas às 8:00 horas

Semana de operação	pH							T (°C)						
	P <sub>1</sub> (0,25m)	P <sub>2</sub> (0,50m)	P <sub>3</sub> (1,0m)	P <sub>4</sub> (1,5m)	P <sub>5</sub> (2,25m)	P <sub>6</sub> (3,0m)	Média	P <sub>1</sub> (0,25m)	P <sub>2</sub> (0,50m)	P <sub>3</sub> (1,0m)	P <sub>4</sub> (1,5m)	P <sub>5</sub> (2,25m)	P <sub>6</sub> (3,0m)	Média
1	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
2	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
3	7,3	7,4	7,4	7,3	7,3	7,3	7,3	31,0	30,5	31,0	31,0	31,0	32,0	31,1
4	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
5	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
6	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
7	7,0	7,0	6,9	6,9	6,9	6,9	6,9	24,2	24,2	24,2	24,2	24,3	24,4	24,3
8	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
9	7,0	6,6	6,8	6,9	6,9	6,7	6,8	28,3	28,1	28,2	28,3	28,3	28,1	28,2
10	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
11	6,5	6,5	6,4	6,5	6,6	6,5	6,5	24,4	24,5	23,8	24,0	24,0	23,8	24,1
12	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
13	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
14	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
15	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
16	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
17	6,7	6,6	6,7	6,8	7,1	6,8	6,8	26,3	25,9	26,2	26,3	26,6	26,5	26,3
18	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
19	7,0	6,8	6,9	6,9	7,0	6,9	6,9	23,1	22,7	22,6	22,0	21,7	22,0	22,4
20	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Média	6,9	6,8	6,9	6,9	7,0	6,9	6,9	26,2	26,0	26,0	26,0	26,0	26,1	26,0
Máximo	7,3	7,4	7,4	7,3	7,3	7,3	7,3	31,0	30,5	31,0	31,0	31,0	32,0	31,1
Mínimo	6,5	6,5	6,4	6,5	6,6	6,5	6,5	23,1	22,7	22,6	22,0	21,7	22,0	22,4

Obs.: - indica que não foi medido

P<sub>1</sub> a P<sub>6</sub> são pontos de amostragem situados ao longo do reator, as distâncias são contadas a partir da base inferior.



Tabela 4.6 - pH e temperatura do manto de lodo no reator S<sub>3</sub> (TDH=4h)  
na fase 1 dos experimentos, 15/03/97 a 29/07/97, amostras coletadas às 8:00 horas

Semana de operação	pH							T (°C)						
	P <sub>1</sub> (0,25m)	P <sub>2</sub> (0,50m)	P <sub>3</sub> (1,0m)	P <sub>4</sub> (1,5m)	P <sub>5</sub> (2,25m)	P <sub>6</sub> (3,0m)	Média	P <sub>1</sub> (0,25m)	P <sub>2</sub> (0,50m)	P <sub>3</sub> (1,0m)	P <sub>4</sub> (1,5m)	P <sub>5</sub> (2,25m)	P <sub>6</sub> (3,0m)	Média
1	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
2	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
3	7,0	7,2	7,2	7,3	7,3	7,3	7,2	31,0	30,5	30,5	30,5	31,0	31,0	30,8
4	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
5	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
6	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
7	6,9	6,9	6,9	6,9	6,9	6,9	6,9	24,4	24,3	24,5	24,7	25,0	25,0	24,7
8	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
9	6,8	6,6	6,6	6,6	6,5	6,9	6,7	26,7	26,3	26,8	26,7	26,1	26,8	26,6
10	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
11	6,8	6,7	6,8	6,7	6,6	6,3	6,6	24,6	24,4	24,8	24,7	24,4	24,4	24,6
12	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
13	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
14	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
15	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
16	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
17	6,7	6,6	6,6	6,7	6,8	6,8	6,7	26,2	25,9	26,2	26,2	26,6	26,7	26,3
18	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
19	6,9	6,8	6,8	6,9	6,8	6,9	6,9	22,9	22,7	22,7	22,7	22,3	22,7	22,7
20	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Média	6,8	6,8	6,8	6,9	6,8	6,9	6,8	26,0	25,7	25,9	25,9	25,9	26,1	25,9
Máximo	7,0	7,2	7,2	7,3	7,3	7,3	7,2	31,0	30,5	30,5	30,5	31,0	31,0	30,8
Mínimo	6,7	6,6	6,6	6,6	6,5	6,3	6,6	22,9	22,7	22,7	22,7	22,3	22,7	22,7

Obs.: - indica que não foi medido

P<sub>1</sub> a P<sub>6</sub> são pontos de amostragem situados ao longo do reator, as distâncias são contadas a partir da base inferior.

#### 4.2.4 - Remoção da matéria orgânica na fase 1

A carga orgânica volumétrica foi calculada de acordo com a Equação 2.19 (Capítulo 2). Para tanto, foi utilizado o valor médio da DQO afluyente corrigida ao longo das vinte semanas de operação (541 mg/l). Para o reator  $S_1$  (TDH 14h) o valor da carga orgânica volumétrica foi 0,93 kgDQO/m<sup>3</sup>.d, para o reator  $S_2$  (TDH 6h) o valor ficou em 2,16 kgDQO/m<sup>3</sup>.d e para o reator  $S_3$  (TDH 4h) foi 3,25 kgDQO/m<sup>3</sup>.d.

A determinação da remoção da matéria orgânica foi efetuada através da análise da DQO afluyente corrigida ( $DQO_{\text{afl.corr.}}$ ) e DQO efluente ( $DQO_{\text{eff.br.}}$ ). A partir da 11ª semana de operação, o efluente decantado ( $DQO_{\text{eff.dec.}}$ ) também passou a ser analisado. Para os três reatores, os valores obtidos para a concentração da  $DQO_{\text{afl.corr.}}$ ,  $DQO_{\text{eff.br.}}$  e  $DQO_{\text{eff.dec.}}$  estão na Tabela 4.7. Os resultados obtidos para a eficiência da remoção da DQO estão na Tabela 4.8.

Pode ser observado, pela análise da Tabela 4.7 e da Figura 4.4, que a concentração da DQO do efluente bruto ( $DQO_{\text{eff.br.}}$ ), para os três reatores, foi diminuindo até atingir a 10ª semana de operação. Apresentaram um pico entre as semanas 11 e 12, depois foram decrescendo e ficaram em média, a partir da 13ª semana de operação, 193 mg/l (reator  $S_1$ ), 186 mg/l (reator  $S_2$ ) e 196 mg/l (reator  $S_3$ ). Já para o efluente decantado ( $DQO_{\text{eff.dec.}}$ ), observando-se a Tabela 4.7 e a Figura 4.5, considerando a partir da 13ª semana os valores ficaram em média 152 mg/l (reator  $S_1$ ), 132 mg/l (reator  $S_2$ ) e 165 mg/l (reator  $S_3$ ). O reator  $S_2$  (TDH 6h) foi o que apresentou a menor DQO no efluente bruto e decantado.

A eficiência de remoção da DQO foi calculada de acordo com as Equações 3.3 e 3.4 (Capítulo 3). Os resultados obtidos para a remoção da matéria orgânica estão apresentados na Tabela 4.8 e representados nas Figuras 4.6 e 4.7.

Pode ser observado, pela análise da Tabela 4.8 e da Figura 4.6, que a eficiência de remoção da DQO dos efluentes brutos ( $rem.DQO_{\text{bruta}}$ ) dos três reatores foi crescendo até a 12ª semana de operação, após um período de muita variação. Os três reatores apresentaram, na 11ª semana de operação, uma queda acentuada na eficiência de remoção da DQO do efluente bruto. Antes de apresentar uma tendência mais estável, ou seja, do início até a 12ª semana, a média da eficiência de

remoção da DQO bruta foi para os reatores  $S_1$  (TDH 14h) e  $S_2$  (TDH 6h) de 42% e para o reator  $S_3$  (TDH 4h) foi 47%.

A partir da 13ª semana, a média da eficiência de remoção da DQO bruta para os reatores  $S_1$  e  $S_2$  foi 60% e para o reator  $S_3$  foi 58%. Na segunda semana de operação o reator  $S_1$  chegou a apresentar apenas 1% de remoção da DQO bruta e o reator  $S_2$  atingiu remoção negativa de 30%. Foi verificado que quanto menor o tempo de detenção hidráulica, menor a eficiência de remoção da DQO bruta.

Para a eficiência de remoção da DQO decantada ( $rem.DQO_{dec}$ ), observando-se a Tabela 4.8 e a Figura 4.7, os três reatores apresentaram comportamento semelhante. Na 12ª semana de operação ocorreu um pico, seguido de um pequeno declínio para, novamente, crescerem as eficiências de remoção da DQO decantada. A partir da 13ª semana, a média da eficiência de remoção da DQO decantada para o reator  $S_1$  (TDH 14h) foi 68%, para o reator  $S_2$  (TDH 6h) foi 72% e para o reator  $S_3$  (TDH 4h) foi 64%. O reator  $S_2$  foi o que apresentou a melhor eficiência de remoção da DQO decantada.

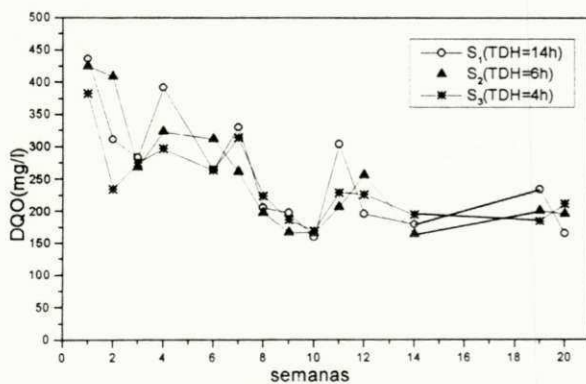


Figura 4.4 - DQO efluente bruto na fase 1

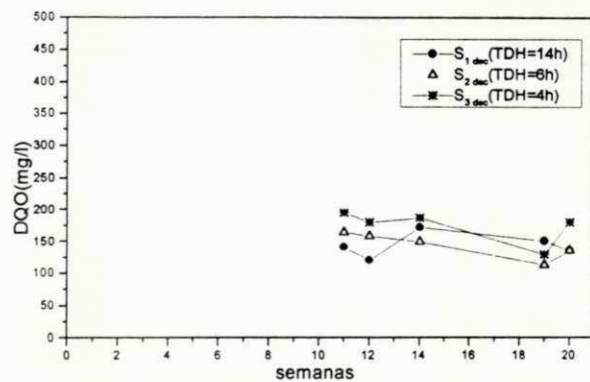


Figura 4.5 - DQO efluente decantado na fase 1

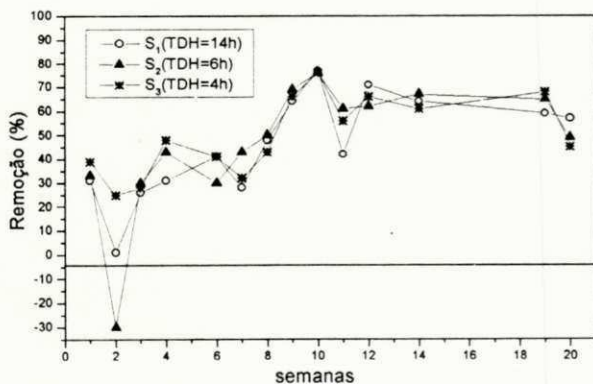


Figura 4.6 - Remoção da DQO efluente bruto na fase 1

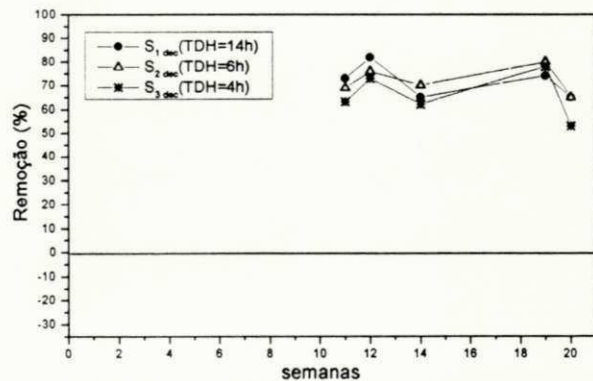


Figura 4.7 - Remoção da DQO efluente decantado na fase 1

Tabela 4.7 - DQO<sub>afil.corr.</sub>, DQO<sub>efl.br.</sub> e DQO<sub>efl.dec.</sub> na fase 1 dos experimentos, 15/03/97 a 29/07/97, amostras coletadas às 8:00 horas

Semana de operação	afluente DQO <sub>afil.corr.</sub> (mg/l)	S <sub>1</sub> (TDH=14h)		S <sub>2</sub> (TDH=6h)		S <sub>3</sub> (TDH=4h)	
		DQO efluente (mg/l) bruto	DQO efluente (mg/l) decantado	DQO efluente (mg/l) bruto	DQO efluente (mg/l) decantado	DQO efluente (mg/l) bruto	DQO efluente (mg/l) decantado
1	632	436	-	425	-	383	-
2	314	311	-	409	-	235	-
3	382	283	-	268	-	275	-
4	569	392	-	323	-	297	-
5	-	-	-	-	-	-	-
6	448	264	-	312	-	264	-
7	459	330	-	261	-	314	-
8	393	205	-	197	-	224	-
9	542	197	-	167	-	186	-
10	690	159	-	166	-	169	-
11	523	304	141	206	164	229	195
12	670	195	120	256	158	226	180
13	693	-	-	-	-	-	-
14	492	179	172	164	149	194	187
15	805	-	-	-	-	-	-
16	586	-	-	-	-	-	-
17	638	-	-	-	-	-	-
18	494	-	-	-	-	-	-
19	573	234	150	200	113	184	129
20	386	165	135	195	135	211	180

Obs.: - indica que não foi medido

Tabela 4.8 - Eficiência de remoção DQO<sub>bruta</sub> e DQO<sub>decantada</sub> dos efluentes na fase 1 dos experimentos, 15/03/97 a 29/07/97, amostras coletadas às 8:00 horas

Semana de operação	S <sub>1</sub> (TDH=14h) % rem.		S <sub>2</sub> (TDH=6h) % rem.		S <sub>3</sub> (TDH=4h) % rem.	
	DQO <sub>bruta</sub>	DQO <sub>dec</sub>	DQO <sub>bruta</sub>	DQO <sub>dec</sub>	DQO <sub>bruta</sub>	DQO <sub>dec</sub>
1	31	-	33	-	39	-
2	1	-	-30	-	25	-
3	26	-	30	-	28	-
4	31	-	43	-	48	-
5	-	-	-	-	-	-
6	41	-	30	-	41	-
7	28	-	43	-	32	-
8	48	-	50	-	43	-
9	64	-	69	-	66	-
10	77	-	76	-	76	-
11	42	73	61	69	56	63
12	71	82	62	76	66	73
13	-	-	-	-	-	-
14	64	65	67	70	61	62
15	-	-	-	-	-	-
16	-	-	-	-	-	-
17	-	-	-	-	-	-
18	-	-	-	-	-	-
19	59	74	65	80	68	78
20	57	65	49	65	45	53

Obs.: - indica que não foi medido

#### **4.2.5 - Crescimento do lodo anaeróbio na fase 1**

Pela análise da concentração dos sólidos totais e sólidos suspensos dos efluentes e dos sólidos totais do manto de lodo no interior dos reatores, foi possível acompanhar o desenvolvimento do lodo anaeróbio. O lodo anaeróbio também foi avaliado em termos das frações orgânica e inorgânica. A análise da atividade metanogênica específica (AME) do lodo anaeróbio não foi efetivada, pois o teste da AME não foi realizado com êxito (vide Anexo 1). Os sólidos sedimentáveis nos efluentes não foram monitorados nessa primeira fase.

Para os efluentes dos três reatores, as concentrações de sólidos totais e suas frações estão apresentadas na Tabela 4.9. As representações desses resultados estão nas Figuras 4.8 (reator S<sub>1</sub>), 4.9 (reator S<sub>2</sub>) e 4.10 (reator S<sub>3</sub>). Os sólidos totais do afluente já foram apresentados na Figura 4.2 e Tabela 4.2.

Foi notado, para os efluentes, que a concentração de sólidos totais e de sólidos totais voláteis foi diminuindo gradualmente, ao longo das semanas de operação. O reator S<sub>1</sub> (TDH 14h), após valores altos no início da operação, apresentou um pico máximo na 7<sup>a</sup> semana e outro pico na 12<sup>a</sup> semana, exceto para a fração fixa, a qual se manteve sem grandes variações. A partir da 13<sup>a</sup> semana de operação, para o reator S<sub>1</sub>, a média da concentração de sólidos ficou em ST=786 mg/l, STV=150 mg/l e STF=636 mg/l, portanto, aproximadamente 19% volátil e 81% fixa. O reator S<sub>2</sub>, operado com TDH 6h, apresentou comportamento semelhante ao reator S<sub>1</sub>, ficando em média, a partir da 13<sup>a</sup> semana, ST=827 mg/l, STV=140 mg/l e STF=687 mg/l. Para o reator S<sub>2</sub> as frações ficaram em 17% volátil e 83% fixa. Com poucas variações, os sólidos totais no efluente do reator S<sub>3</sub> (TDH 4h), também apresentaram um declínio gradual, mantendo a partir da 12<sup>a</sup> semana de operação, um tendência em estabilizar. O reator S<sub>3</sub> apresentou como valores médios, a partir da 13<sup>a</sup> semana, ST=798 mg/l, STV=167 mg/l e STF=631 mg/l, sendo as frações de 21% volátil e 79% fixa.

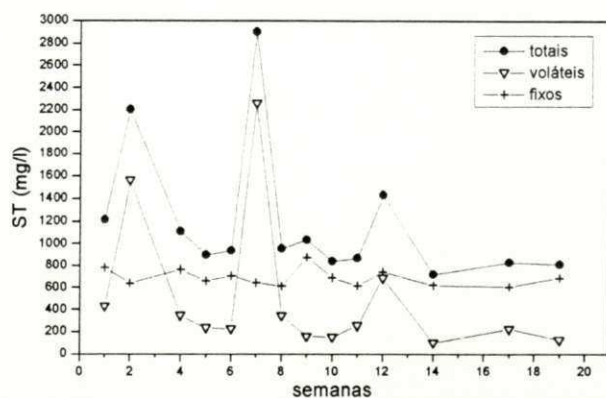


Figura 4.8 - Sólidos totais efluente S<sub>1</sub>(TDH 14h) na fase 1

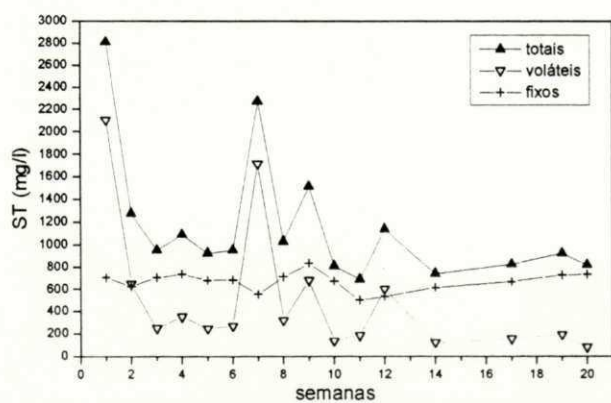


Figura 4.9 - Sólidos totais efluente S<sub>2</sub>(TDH 6h) na fase 1

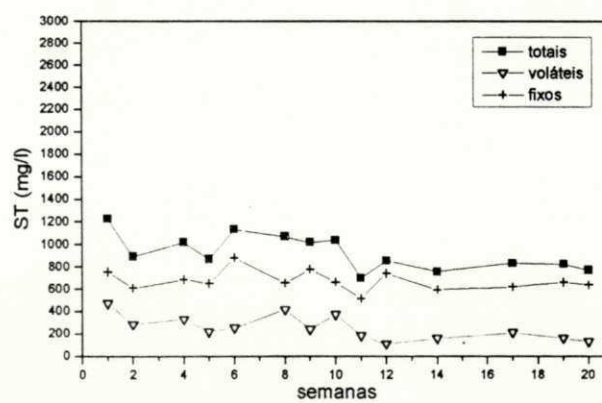


Figura 4.10 - Sólidos totais efluente S<sub>3</sub>(TDH 4h) na fase 1

Tabela 4.9 - Sólidos totais dos efluentes na fase 1 dos experimentos, 15/03/97 a 29/07/97, amostras coletadas às 8:00 horas

Semana de operação	S1 (TDH=14h) Sólidos totais (mg/l)			S2 (TDH=6h) Sólidos totais (mg/l)			S3 (TDH=4h) Sólidos totais (mg/l)		
	ST	STV	STF	ST	STV	STF	ST	STV	STF
1	1214	432	782	2811	2107	704	1226	472	754
2	2206	1566	640	1274	648	626	894	284	610
3	-	-	-	954	248	706	-	-	-
4	1111	346	765	1090	353	737	1019	331	688
5	896	236	660	926	246	680	870	218	652
6	936	230	706	954	268	686	1136	252	884
7	2904	2260	644	2270	1716	554	-	-	-
8	956	344	612	1031	321	710	1073	416	657
9	1036	160	876	1516	680	836	1020	241	779
10	842	153	689	810	136	674	1040	373	667
11	870	254	616	691	187	504	701	184	517
12	1430	686	744	1138	602	536	856	112	744
13	-	-	-	-	-	-	-	-	-
14	718	100	618	742	126	616	758	162	596
15	-	-	-	-	-	-	-	-	-
16	-	-	-	-	-	-	-	-	-
17	828	224	604	824	156	668	834	212	622
18	-	-	-	-	-	-	-	-	-
19	811	126	685	924	195	729	827	163	664
20	-	-	-	818	82	736	772	132	640

Obs.: - indica que não foi medido

As concentrações de sólidos suspensos nos efluentes, estão indicadas na Tabela 4.10 e representadas nas Figuras 4.11 (reator S<sub>1</sub>), 4.12 (reator S<sub>2</sub>) e 4.13 (reator S<sub>3</sub>). A concentração de sólidos suspensos no afluente já foi representada na Figura 4.3 e Tabela 4.2. O reator S<sub>1</sub> (TDH 14h) apresentou seus valores mínimos, em relação à concentração de sólidos suspensos no efluente, por volta da 9<sup>a</sup> semana; seguindo um período de valores crescentes até a 11<sup>a</sup> semana e, após isso, uma tendência decrescente até a última semana em que o reator foi monitorado. No efluente do reator S<sub>1</sub>, a média dos sólidos suspensos, a partir da 13<sup>a</sup> semana, foi SST=48 mg/l, SSV=32 mg/l e SSF=16 mg/l, sendo em torno de 66% a fração volátil e 34% a fixa. O reator S<sub>2</sub> (TDH 6h) apresentou performance semelhante ao reator S<sub>1</sub>, com a peculiaridade em mostrar valores mais estáveis após a 13<sup>a</sup> semana. A média para o reator S<sub>2</sub>, a partir da 13<sup>a</sup> semana, foi SST=38 mg/l, SSV=27 mg/l e SSF=11 mg/l, sendo 71% volátil e 29% fixa. O reator S<sub>3</sub> (TDH 4h) apresentou seus menores valores por volta da 10<sup>a</sup> semana de operação, posteriormente seguindo uma tendência em estabilizar. A partir da 13<sup>a</sup> semana de operação, o reator S<sub>3</sub> apresentou, em média, SST=40 mg/l, SSV=31 mg/l e SSF=9 mg/l, sendo, aproximadamente, 78% volátil e 22% fixa. Diferente dos sólidos totais, para os sólidos suspensos, as maiores porcentagens ficaram por conta da fração volátil.

Tabela 4.10 - Sólidos suspensos dos efluentes na fase 1 dos experimentos, 15/03/97 a 29/07/97, amostras coletadas às 8:00 horas

Semana de operação	S <sub>1</sub> (TDH=14h)			S <sub>2</sub> (TDH=6h)			S <sub>3</sub> (TDH=4h)		
	SST	SSV	SSF	SST	SSV	SSF	SST	SSV	SSF
1	80	70	10	-	-	-	62	54	8
2	-	-	-	-	-	-	-	-	-
3	72	50	22	92	60	32	38	20	18
4	96	76	20	104	64	40	50	30	20
5	84	50	34	76	52	24	64	32	32
6	76	68	8	62	30	32	82	50	32
7	86	80	6	-	-	-	48	44	4
8	-	-	-	-	-	-	-	-	-
9	22	18	4	27	14	13	39	28	11
10	94	84	10	42	36	6	30	24	6
11	119	106	13	70	61	9	52	42	10
12	-	-	-	-	-	-	-	-	-
13	-	-	-	-	-	-	-	-	-
14	-	-	-	32	22	10	-	-	-
15	-	-	-	-	-	-	-	-	-
16	-	-	-	-	-	-	-	-	-
17	72	48	24	42	30	12	58	44	14
18	-	-	-	-	-	-	-	-	-
19	49	32	17	41	29	12	36	26	10
20	24	16	8	-	-	-	26	22	4

Obs.: - indica que não foi medido

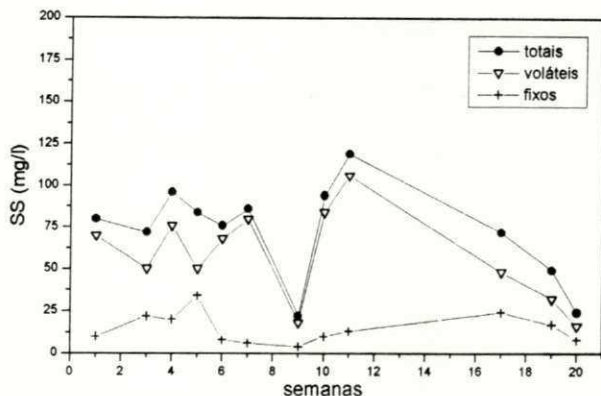


Figura 4.11 - Sólidos suspensos efluente S<sub>1</sub>(TDH 14h), fase 1

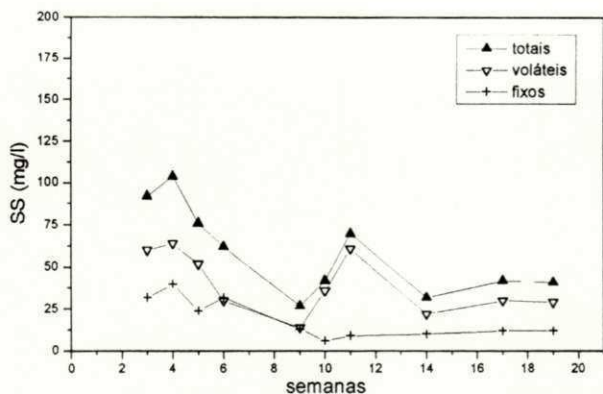


Figura 4.12 - Sólidos suspensos efluente S<sub>2</sub>(TDH 6h), fase 1

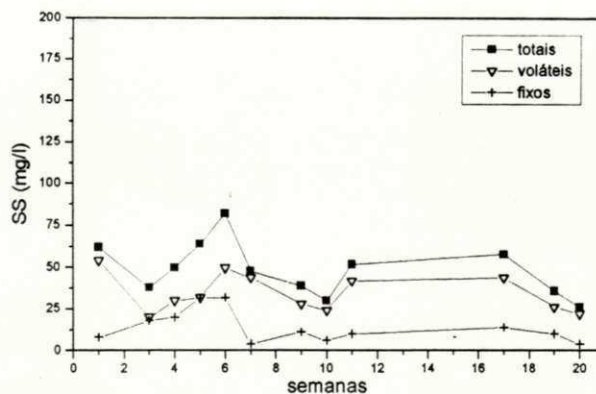


Figura 4.13 - Sólidos suspensos efluente S<sub>3</sub>(TDH 4h), fase 1

A massa de lodo anaeróbico acumulada no interior dos reatores (Equação 3.5, Capítulo 3) está apresentada nas Tabelas 4.11, 4.12 e 4.13 e nas Figuras 4.14, 4.15 e 4.16. Embora sendo pequeno o número de análises, as Figuras 4.14, 4.15 e 4.16 mostram por volta da 9ª semana, uma alteração na tendência do gráfico. Nesse ponto, semelhantemente para os três reatores, aconteceu uma diminuição no total da massa de lodo acumulada, seguida de uma retomada crescente. O total da massa de lodo anaeróbico, acumulado no interior dos reatores, foi inversamente proporcional ao tempo de detenção hidráulica. O reator S<sub>1</sub> (TDH 14h) foi o que apresentou menor quantidade de lodo, tendo acumulado 1,0 kg de lodo, o equivalente a 8,3 kgST/m<sup>3</sup>. Os reatores S<sub>2</sub> (TDH 6h) e S<sub>3</sub> (TDH 4h) acumularam a mesma quantidade de lodo total, por volta de 2,0 kg, o equivalente a 16,7 kgST/m<sup>3</sup>. No início da operação dos reatores, a massa de lodo acumulada possuía maior fração de sólidos inorgânicos (fixos). Ao final do experimento, nos três reatores, a fração volátil do lodo anaeróbico ficou aproximadamente 55%.



Tabela 4.11 - Massa de lodo acumulada no reator **S<sub>1</sub> (TDH=14h)** na fase 1 dos experimentos, 15/03/97 a 29/07/97, amostras coletadas nos pontos de amostragem, às 8:00 horas

Semana de operação	Massa de lodo por volume de influência dos pontos de amostragem (kg)																		Total no reator (kg)			% do total no reator		
	P <sub>1</sub> (0,25m)			P <sub>2</sub> (0,50m)			P <sub>3</sub> (1,0 m)			P <sub>4</sub> (1,50 m)			P <sub>5</sub> (2,25 m)			P <sub>6</sub> (3,0 m)			total	volátil	fixo	volátil	fixo	
1	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
2	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
3	0,017	0,007	0,010	0,018	0,008	0,010	0,025	0,011	0,014	0,026	0,010	0,016	0,033	0,012	0,021	0,043	0,015	0,028	0,162	0,064	0,098	39	61	
4	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
5	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
6	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
7	0,371	0,273	0,098	0,012	0,004	0,008	0,059	0,048	0,011	0,022	0,009	0,013	0,023	0,008	0,015	0,035	0,010	0,025	0,524	0,352	0,172	67	33	
8	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
9	0,447	0,332	0,115	0,260	0,183	0,077	0,031	0,014	0,017	0,042	0,019	0,023	0,044	0,019	0,025	0,066	0,025	0,041	0,889	0,592	0,297	67	33	
10	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
11	0,334	0,228	0,106	0,192	0,113	0,079	0,014	0,004	0,010	0,016	0,004	0,012	0,017	0,005	0,012	0,031	0,006	0,025	0,603	0,360	0,243	60	40	
12	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
13	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
14	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
15	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
16	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
17	0,428	0,264	0,164	0,334	0,224	0,110	0,013	0,003	0,010	0,016	0,003	0,013	0,018	0,006	0,012	0,030	0,007	0,023	0,839	0,507	0,332	60	40	
18	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
19	0,458	0,299	0,159	0,410	0,158	0,252	0,012	0,003	0,009	0,015	0,002	0,013	0,018	0,005	0,013	0,029	0,005	0,024	0,942	0,472	0,470	50	50	
20	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-

Obs.: - indica que não foi medido.

P<sub>1</sub> a P<sub>6</sub> são os pontos de amostragem situados ao longo do reator, as distâncias indicadas são contadas a partir da base do reator.

Tabela 4.12 - Massa de lodo acumulada no reator  $S_2$  (TDH=6h) na fase 1 dos experimentos, 15/03/97 a 29/07/97, amostras coletadas nos pontos de amostragem, às 8:00 horas

Semana de operação	Massa de lodo por volume de influência dos pontos de amostragem (kg)																		Total no reator (kg)			% do total no reator		
	P <sub>1</sub> (0,25m)			P <sub>2</sub> (0,50m)			P <sub>3</sub> (1,0 m)			P <sub>4</sub> (1,50 m)			P <sub>5</sub> (2,25 m)			P <sub>6</sub> (3,0 m)			total	volátil	fixo	volátil	fixo	
	total	volátil	fixo	total	volátil	fixo	total	volátil	fixo	total	volátil	fixo	total	volátil	fixo	total	volátil	fixo						
1	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
2	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
3	0,023	0,011	0,012	0,019	0,008	0,011	0,029	0,015	0,014	0,022	0,007	0,015	0,030	0,010	0,020	0,055	0,020	0,035	0,179	0,071	0,108	40	60	
4	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
5	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
6	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
7	0,313	0,230	0,083	0,198	0,136	0,062	0,216	0,148	0,068	0,251	0,173	0,078	0,049	0,030	0,019	0,086	0,056	0,030	1,114	0,774	0,340	69	31	
8	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
9	0,180	0,120	0,060	0,162	0,096	0,066	0,274	0,174	0,100	0,353	0,193	0,160	0,376	0,304	0,072	0,338	0,216	0,122	1,683	1,102	0,581	65	35	
10	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
11	0,403	0,260	0,143	0,401	0,162	0,239	0,159	0,103	0,055	0,260	0,134	0,126	0,038	0,005	0,033	0,031	0,007	0,024	1,292	0,671	0,621	52	48	
12	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
13	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
14	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
15	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
16	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
17	0,648	0,319	0,329	0,524	0,333	0,191	0,450	0,283	0,167	0,371	0,220	0,151	0,018	0,004	0,014	0,032	0,005	0,027	2,042	1,165	0,877	57	43	
18	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
19	0,698	0,365	0,333	0,821	0,578	0,243	0,572	0,340	0,232	0,015	0,002	0,013	0,020	0,005	0,015	0,026	0,004	0,022	2,152	1,294	0,858	60	40	
20	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-

Obs.: - indica que não foi medido.

P<sub>1</sub> a P<sub>6</sub> são os pontos de amostragem situados ao longo do reator, as distâncias indicadas são contadas a partir da base do reator.

Tabela 4.13 - Massa de lodo acumulada no reator  $S_3$  (TDH=4h) na fase 1 dos experimentos, 15/03/97 a 29/07/97, amostras coletadas nos pontos de amostragem, às 8:00 horas

Semana de operação	Massa de lodo por volume de influência dos pontos de amostragem (kg)																		Total no reator (kg)			% do total no reator		
	P <sub>1</sub> (0,25m)			P <sub>2</sub> (0,50m)			P <sub>3</sub> (1,0 m)			P <sub>4</sub> (1,50 m)			P <sub>5</sub> (2,25 m)			P <sub>6</sub> (3,0 m)			total	volátil	fixo	volátil	fixo	
1	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
2	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
3	0,244	0,176	0,068	0,129	0,093	0,036	0,149	0,104	0,045	0,027	0,012	0,015	0,027	0,011	0,016	0,045	0,021	0,024	0,621	0,417	0,204	67	33	
4	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
5	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
6	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
7	0,350	0,266	0,084	0,236	0,172	0,064	0,318	0,246	0,072	0,286	0,209	0,077	0,187	0,128	0,059	0,089	0,047	0,042	1,465	1,068	0,397	73	27	
8	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
9	0,227	0,139	0,088	0,172	0,115	0,057	0,218	0,150	0,068	0,263	0,180	0,083	0,277	0,157	0,120	0,433	0,295	0,138	1,590	1,036	0,554	65	35	
10	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
11	0,114	0,104	0,010	0,072	0,065	0,007	0,103	0,094	0,009	0,114	0,104	0,010	0,033	0,022	0,011	0,066	0,045	0,021	0,502	0,435	0,067	87	13	
12	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
13	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
14	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
15	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
16	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
17	0,534	0,347	0,187	0,572	0,318	0,254	0,464	0,288	0,176	0,437	0,239	0,198	0,045	0,024	0,021	0,061	0,019	0,042	2,112	1,235	0,877	58	42	
18	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
19	0,553	0,343	0,210	0,627	0,342	0,285	0,513	0,202	0,311	0,410	0,137	0,273	0,018	0,004	0,014	0,031	0,008	0,023	2,153	1,037	1,116	48	52	
20	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-

Obs.: - indica que não foi medido.

P<sub>1</sub> a P<sub>6</sub> são os pontos de amostragem situados ao longo do reator, as distâncias indicadas são contadas a partir da base do reator.

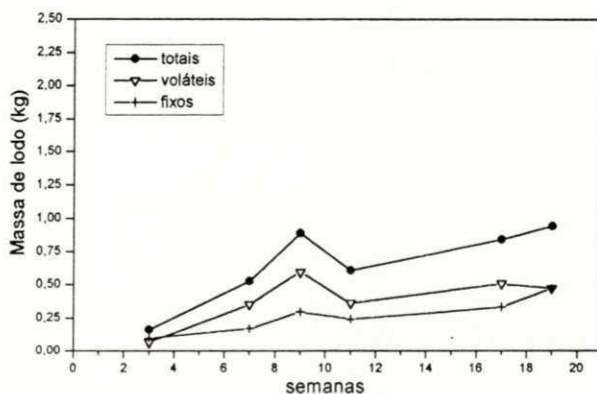


Figura 4.14 - Massa de lodo no reator S<sub>1</sub>(TDH 14h), fase 1

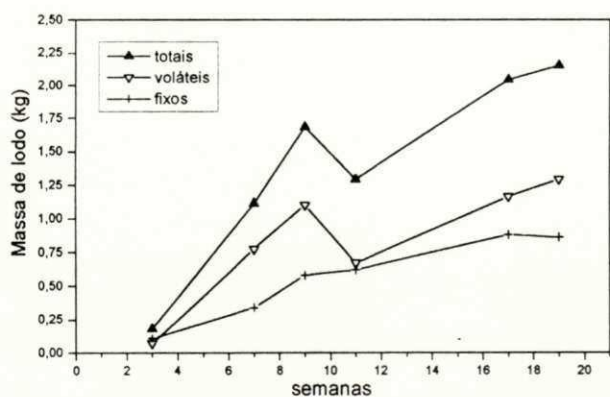


Figura 4.15 - Massa de lodo no reator S<sub>2</sub>(TDH 6h), fase 1

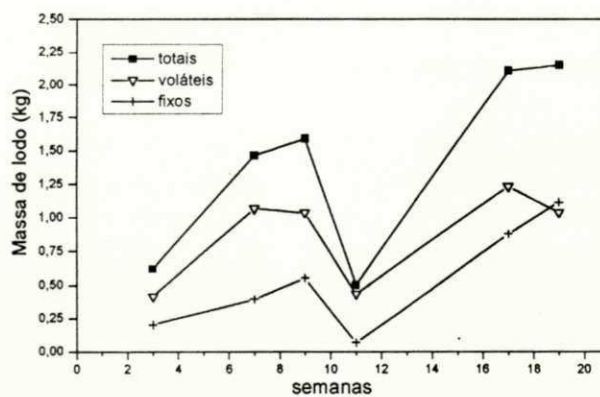


Figura 4.16 - Massa de lodo no reator S<sub>3</sub>(TDH 4h), fase 1

Ao final do experimento nesta primeira fase, a concentração do lodo anaeróbico, ao longo da altura dos reatores, indicou um lodo mais denso próximo da base, entre 40 e 60 gST/l e apenas 1 gST/l próximo do topo dos reatores. A concentração média no interior dos reatores foi 13,4 gST/l para o reator S<sub>1</sub> (TDH 14h) e por volta de 29 gST/l para os outros dois reatores. A Figura 4.17 contém a representação desses perfis.

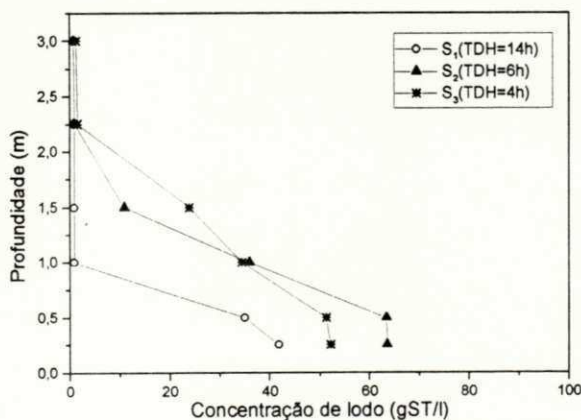


Figura 4.17 - Concentração de lodo nos reatores ao final da fase 1

Ao final das vinte semanas nesta primeira fase, foi constatada a formação espontânea de lodo granuloso nos reatores S<sub>2</sub> (TDH 6h) e S<sub>3</sub> (TDH 4 h). O diâmetro dos grânulos variou entre 1,0 e 6,0 mm, sendo em média 3,0 mm.

A carga biológica do lodo anaeróbio foi calculada de acordo com a Equação 2.20 (Capítulo 2). Os resultados apresentados na Tabela 4.14 e na Figura 4.18, apesar de esparsos, indicaram valores da carga biológica mais elevados no início do experimento. Na 7ª semana os valores para a carga biológica foram diminuindo, exceto na 11ª semana quando ocorreu um pequeno pico. A partir da 13ª semana do experimento, o reator S<sub>1</sub> estava operando com 0,27 kgDQO/kgSTV.d, o reator S<sub>2</sub> com 0,25 kgDQO/kgSTV.d e o reator S<sub>3</sub> estava com 0,41 kgDQO/kgSTV.d.

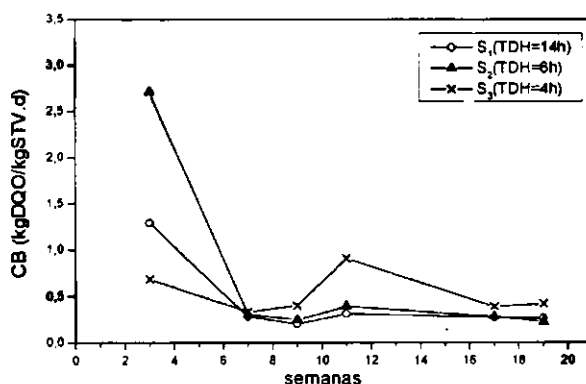


Figura 4.18 - Carga biológica nos reatores na fase 1

Tabela 4.14 - Carga biológica - CB (kgDQO/kgSTV.d) na fase 1, 15/03/97 a 29/07/97, amostras coletadas às 8:00 horas

Semana de operação	DQO <sub>eff. cor</sub> (mg/l)	S <sub>1</sub> (TDH = 14h) Q = 0,216 m <sup>3</sup> /d		S <sub>2</sub> (TDH = 6h) Q = 0,504 m <sup>3</sup> /d		S <sub>3</sub> (TDH = 4h) Q = 0,756 m <sup>3</sup> /d	
		MV (kg)	CB	MV (kg)	CB	MV (kg)	CB
1	632	-	-	-	-	-	-
2	314	-	-	-	-	-	-
3	382	0,064	1,29	0,071	2,71	0,417	0,69
4	569	-	-	-	-	-	-
5	-	-	-	-	-	-	-
6	448	-	-	-	-	-	-
7	459	0,352	0,28	0,774	0,30	1,068	0,33
8	393	-	-	-	-	-	-
9	542	0,592	0,20	1,102	0,25	1,036	0,40
10	690	-	-	-	-	-	-
11	523	0,360	0,31	0,671	0,39	0,435	0,91
12	670	-	-	-	-	-	-
13	693	-	-	-	-	-	-
14	492	-	-	-	-	-	-
15	805	-	-	-	-	-	-
16	586	-	-	-	-	-	-
17	638	0,507	0,27	1,165	0,28	1,235	0,39
18	494	-	-	-	-	-	-
19	573	0,472	0,26	1,294	0,22	1,037	0,42
20	386	-	-	-	-	-	-

Obs.: - indica que não foi medido, MV é a massa de lodo volátil acumulada no reator

### 4.3 - Fase 2 dos experimentos

Esta foi a segunda e última etapa experimental, teve início em 15/08/97 e foi concluída em 18/12/97, totalizando dezoito semanas de operação. Nessa última etapa a temperatura média do ar era 25,2°C e a estação predominante foi a primavera. A temperatura mínima foi registrada em agosto (16,1°C) e a máxima em dezembro (33,3°C). A umidade média do ar no período foi 65,4%. A precipitação pluviométrica entre agosto e dezembro totalizou 108,3 milímetros, sendo a mínima de 0,9 mm no mês de outubro (LMRS-PB, 1998).

#### 4.3.1 – Parâmetros operacionais na fase 2

Os três reatores foram operados seguindo os valores de vazão (Q), tempo de detenção hidráulica (TDH) e velocidade ascensional ( $v_{asc}$ ) conforme apresentados na Tabela 4.15.

Tabela 4.15 - Parâmetros operacionais dos reatores UASB piloto, na fase 2 dos experimentos, 15/08/97 a 18/12/97

REATOR		S <sub>1</sub>	S <sub>2</sub>	S <sub>3</sub>
ETAPA 2	Q (l/h)	16	32	64
18 semanas	TDH (h)	8	4	2
08/97 a 12/97	$v_{asc}$ (m/h)	0,5	1,0	2,0

Obs.: Q = vazão, TDH = tempo de detenção hidráulica e  $v_{asc}$  = velocidade ascensional

#### 4.3.2 – Caracterização do afluente na fase 2

Na fase 2 dos experimentos os reatores também foram alimentados com esgoto bruto, de origem predominantemente doméstica, o qual foi caracterizado quanto ao pH, temperatura, alcalinidade total, alcalinidade de bicarbonato, concentração de ácidos graxos voláteis, matéria orgânica (DQO) e sólidos. Os resultados obtidos, bem como as médias totais, os valores máximos e mínimos e os desvios padrões, estão indicados na Tabela 4.16.

O valor médio do pH do afluente nessa fase foi 7,2 e a faixa de variação ficou entre 7,0 e 7,5. Ao longo de um dia completo (24 horas) o pH afluente não apresentava variações significativas (Anexo 3, item A3.3). A temperatura do afluente variou muito

pouco ao longo das semanas, apresentando um valor médio de 25,8°C. Pode ser observado um pequeno acréscimo na temperatura, seguindo a mudança de estação, do inverno para a primavera. Ao longo de um dia completo (24 horas) a temperatura afluyente também não apresentava variações significativas (Anexo 3, item A3.4).

Ao longo das dezoito semanas na segunda fase, a média da alcalinidade total (AT) no afluyente foi 337 mgCaCO<sub>3</sub>/l (6,74 meq/l) e a média da alcalinidade de bicarbonato (AB) foi 274 mgCaCO<sub>3</sub>/l (5,48 meq/l). Entre a 4<sup>a</sup> e 5<sup>a</sup> semanas ocorreram os menores valores para a alcalinidade. A concentração de ácidos graxos voláteis (AGV) do afluyente não apresentou grandes variações ao longo do experimento, ficando em média 75 mgHAc/l (1,25 meq/l). As fórmulas utilizadas para os cálculos da concentração de alcalinidade e ácidos graxos voláteis estão no Anexo 4. Os valores da concentração da alcalinidade total, alcalinidade de bicarbonato e de ácidos graxos voláteis no afluyente estão na Tabela 4.16 e na Figura 4.19. Ao longo de um dia completo (24 horas) as concentrações de alcalinidade total, de bicarbonato e ácidos graxos voláteis no afluyente também não apresentavam variações significativas (Anexo 3, item A3.5).

A concentração da DQO afluyente ao longo do dia apresentava grandes variações (Anexo 3, item A3.2). Foi realizada, conforme comentado no item 3.4.2 (Capítulo 3), a correção da DQO afluyente. Para determinar o fator de correção, representativo até a 3<sup>a</sup> semana do experimento, no mês de junho foi realizada uma campanha de amostragem da DQO, por 24 horas consecutivas. Nessa campanha a DQO média ao longo das 24 horas ( $\overline{DQO_{24HORAS}}$ ) foi 408 mg/l e a DQO no horário da coleta ( $DQO_{8HORAS}$ ) foi 335 mg/l. Com estes valores, foi obtido o fator de correção (fc) de 1,22 e foi calculada a DQO afluyente corrigida ( $DQO_{afl.corr.}$ ) nas primeiras três semanas. Para o período entre as semanas 4 até 11 foi realizada outra campanha de amostragem, porém, no mês de outubro, quando a  $\overline{DQO_{24HORAS}}$  foi 569 mg/l e a  $DQO_{8HORAS}$  foi 576 mg/l. Com estes resultados foi obtido o fator de correção de 0,99 e foram calculados os valores da  $DQO_{afl.corr.}$  entre as semanas 4 até 11. Uma terceira campanha de amostragem foi realizada no mês de novembro, representativa para o período entre as semanas 12 até 18, quando a  $\overline{DQO_{24HORAS}}$  foi 566 mg/l e a

$DQO_{8HORAS}$  foi 626 mg/l. Com estes resultados foi obtido o fator de correção de 0,90 e foram calculados os valores da  $DQO_{afl.corr.}$  entre a 12<sup>a</sup> até 18<sup>a</sup> semanas.

A média da DQO afluente corrigida ao longo de toda a segunda fase dos experimentos foi 654 mg/l. Os valores da DQO afluente corrigida, por semana de operação, estão na Tabela 4.16 e na Figura 4.20.

Os sólidos totais no afluente, em média 1020 mg/l, mantiveram aproximadamente 36% de fração volátil e 64% de fração fixa (Tabela 4.16 e Figura 4.21). Para os sólidos suspensos, em média 168 mg/l, a fração volátil ficou em torno de 82% e a fração fixa em torno de 18%. Os sólidos suspensos no afluente apresentaram um pico na 11<sup>a</sup> semana (tabela 4.16 e Figura 4.22). Para o afluente, os sólidos totais apresentaram a maior fração como fixa e os sólidos suspensos, ao contrário, a maior parcela era a fração volátil. Ao longo de um dia completo (24 horas) a concentração de sólidos do afluente não apresentava variações significativas (Anexo 3, item A3.6)

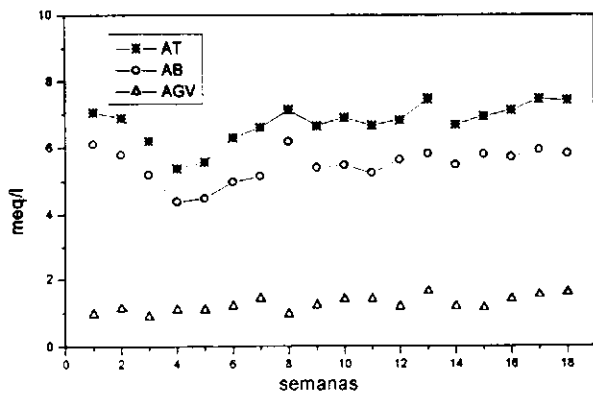


Figura 4.19 - Alcalinidade total (AT), de bicarbonato (AB) e ácidos graxos voláteis (AGV) do afluente na fase 2

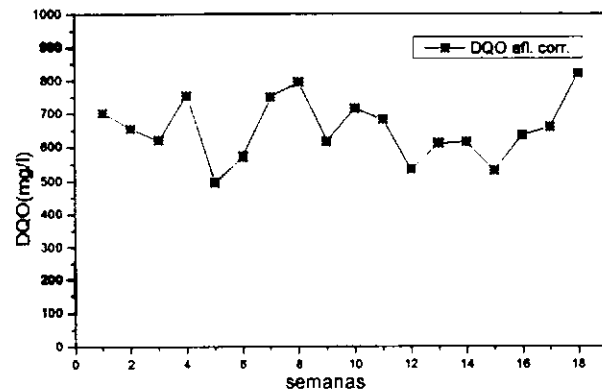


Figura 4.20 - DQO afluente corrigida na fase 2

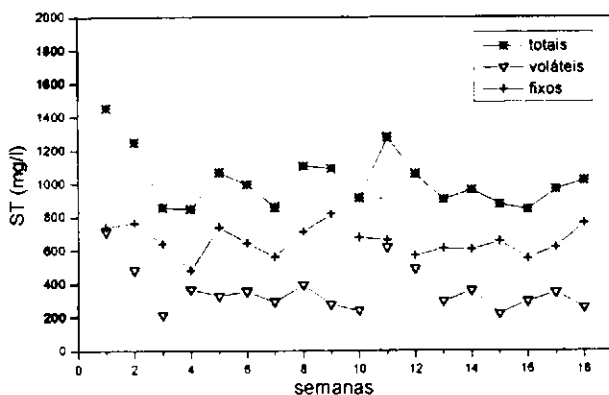


Figura 4.21 - Sólidos totais do afluente na fase 2

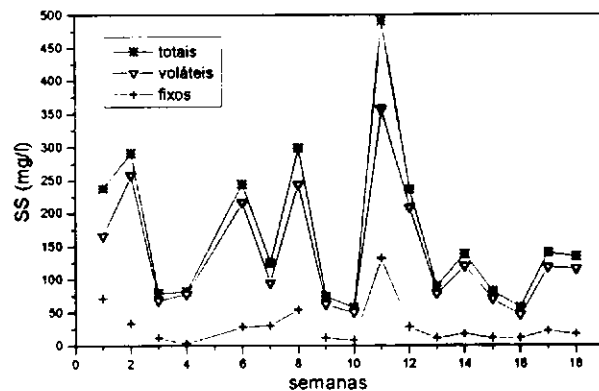


Figura 4.22 - Sólidos suspensos no afluente na fase 2



Tabela 4.16 - Caracterização do afluente na fase 2 dos experimentos,  
15/08/97 a 18/12/97, amostras coletadas às 6:00 horas

Semana de operação	pH	T (°C)	AT (mgCaCO <sub>3</sub> /l)	AB (mgCaCO <sub>3</sub> /l)	AGV (mgHAc/l)	DQO <sub>af. corr.</sub> (mg/l)	Sólidos totais (mg/l)			Sólidos suspensos (mg/l)		
							ST	STV	STF	SST	SSV	SSF
1	7,5	24,0	353	305	58	703	1454	712	742	238	166	72
2	7,2	26,0	344	291	64	655	1250	484	766	292	258	34
3	7,5	23,9	308	261	56	620	856	216	640	80	68	12
4	7,2	24,9	272	219	64	755	848	368	480	82	78	4
5	7,4	25,1	279	224	66	497	1068	328	740	-	-	-
6	7,1	26,2	313	252	73	572	998	354	644	244	216	28
7	7,2	24,6	330	258	86	751	858	294	564	124	94	30
8	7,2	26,0	357	309	58	796	1106	394	712	298	244	54
9	7,2	26,3	332	271	73	617	1092	276	816	74	62	12
10	7,0	24,6	345	275	84	717	914	238	676	58	50	8
11	7,1	26,6	333	263	84	683	1280	618	662	490	358	132
12	7,2	27,3	341	282	71	535	1058	488	570	236	208	28
13	7,2	27,1	373	291	98	611	906	296	610	90	78	12
14	7,2	26,3	334	275	71	614	962	358	604	138	120	18
15	7,1	26,6	347	290	68	531	874	220	654	82	70	12
16	7,1	26,3	356	286	84	634	846	294	552	58	46	12
17	7,1	25,6	373	297	91	659	966	348	618	140	118	22
18	7,1	27,1	371	291	96	821	1020	258	762	134	116	18
Média	7,2	25,8	337	274	75	654	1020	364	656	168	138	30
Máximo	7,5	27,3	373	309	98	821	1454	712	816	490	358	132
Mínimo	7,0	23,9	272	219	56	497	846	216	480	58	46	4
Desvio padrão	0,1	1,1	29	25	13	91	170	135	88	117	89	32

Obs. : - indica que não foi medido

### 4.3.3 – Estabilidade operacional dos reatores UASB na fase 2

A estabilidade operacional, em relação ao processo de digestão anaeróbia, foi acompanhada através da verificação dos valores do pH, temperatura, alcalinidade total, alcalinidade de bicarbonato e ácidos graxos voláteis. Para tanto, foram avaliados o afluente, o lodo anaeróbio e o efluente. Para o afluente, os resultados já foram apresentados na Tabela 4.16. Para os efluentes dos três reatores, os resultados obtidos, assim como as médias totais e os valores máximos e mínimos, estão nas Tabelas 4.17 (pH e T) e 4.18 (AT, AB e AGV). E, para o manto de lodo anaeróbio, os valores estão nas Tabelas 4.19, 4.20 e 4.21. O lodo anaeróbio apenas foi avaliado quanto ao pH e temperatura.

Quanto ao pH dos efluentes (Tabela 4.17), independentemente do tempo de detenção hidráulica, os três reatores apresentaram a média de 6,9 ao longo de todo o experimento. O reator S<sub>1</sub> (TDH 8h) apresentou na 5<sup>a</sup> semana o pH mínimo igual a 6,4, o reator S<sub>2</sub> (TDH 4h) apresentou o pH mínimo na 6<sup>a</sup> semana igual a 6,6 e o reator S<sub>3</sub> (TDH 2h) teve como valor mínimo o pH 6,6, porém, na 17<sup>a</sup> semana de operação. A temperatura média dos efluentes variou entre 25,5 e 26°C.

Tabela 4.17 - pH e temperatura médios dos efluentes na fase 2 dos experimentos, 15/08/97 a 18/12/97, amostras coletadas às 6:00 horas

Semana de operação	S <sub>1</sub> (TDH=8h)		S <sub>2</sub> (TDH=4h)		S <sub>3</sub> (TDH=2h)	
	pH	T (°C)	pH	T (°C)	pH	T (°C)
1	7,2	27,3	7,0	26,8	-	-
2	7,3	26,8	7,2	26,8	7,1	28,6
3	7,2	24,5	7,1	24,6	7,0	24,8
4	7,0	25,7	6,8	25,9	6,9	25,9
5	6,4	24,1	6,8	24,3	6,9	24,8
6	6,5	25,7	6,6	25,5	6,8	25,5
7	7,0	24,5	6,9	25,2	7,0	25,5
8	6,8	24,6	6,7	25,3	6,9	25,7
9	6,7	26,1	6,8	26,6	6,9	26,9
10	6,7	23,4	6,9	24,3	7,0	24,4
11	6,8	27,0	6,9	27,0	6,9	27,1
12	6,9	28,6	7,0	28,3	6,8	28,4
13	7,0	26,1	7,2	26,2	7,2	26,5
14	6,8	24,4	6,8	24,8	6,8	25,3
15	6,9	24,4	7,0	24,9	7,0	25,3
16	6,9	25,7	6,8	26,0	6,7	26,6
17	6,8	24,6	6,6	24,9	6,6	25,1
18	6,7	24,7	7,0	25,5	7,0	26,0
Média	6,9	25,5	6,9	25,7	6,9	26,0
Máximo	7,3	28,6	7,2	28,3	7,2	28,6
Mínimo	6,4	23,4	6,6	24,3	6,6	24,4

Obs.: - indica que não foi medido

Em relação à alcalinidade total (AT) e de bicarbonato (AB), as concentrações encontradas nos efluentes foram crescendo ao longo do experimento, ocorrendo o inverso para os ácidos graxos voláteis (AGV). As fórmulas utilizadas para os cálculos da concentração de alcalinidade e ácidos graxos voláteis estão no Anexo 4. Apenas o reator S<sub>3</sub> (TDH 2h) apresentou comportamento mais irregular e picos na 6<sup>a</sup> e 13<sup>a</sup> semanas. Conforme mostrado na Tabela 4.18 e na Figura 4.23, a partir da 13<sup>a</sup> semana, a média da alcalinidade total do reator S<sub>1</sub> (TDH 8h) foi 282 mgCaCO<sub>3</sub>/l (5,64 meq/l) e da alcalinidade de bicarbonato foi igual a 264 mgCaCO<sub>3</sub>/l (5,28 meq/l). A concentração de ácidos graxos voláteis para o reator S<sub>1</sub> foi diminuindo ao longo das dezoito semanas de operação, sendo a média a partir da 13<sup>a</sup> semana de operação igual a 22 mgHAc/l (0,37 meq/l). A Tabela 4.18 e a Figura 4.24 indicam que o comportamento do reator S<sub>2</sub> (TDH 4h) foi semelhante ao reator S<sub>1</sub>, apresentando a partir da 13<sup>a</sup> semana de operação, alcalinidade total média igual a 264 mgCaCO<sub>3</sub>/l (5,28 meq/l) e para a alcalinidade de bicarbonato 246 mgCaCO<sub>3</sub>/l (4,92 meq/l). O reator S<sub>2</sub> apresentou como média da concentração de ácidos graxos voláteis, a partir da 13<sup>a</sup> semana de operação, 22 mgHAc/l (0,37 meq/l). Da mesma forma, conforme está na Tabela 4.18 e Figura 4.25, o reator S<sub>3</sub> (TDH 2h) apresentou a partir da 13<sup>a</sup> semana a média da alcalinidade total em 255 mgCaCO<sub>3</sub>/l (5,10 meq/l) e da alcalinidade de bicarbonato em 231 mgCaCO<sub>3</sub>/l (4,62 meq/l). Já os ácidos graxos voláteis no reator S<sub>3</sub>, a partir da 13<sup>a</sup> semana, ficaram em média 29 mgHAc/l (0,48 meq/l).

O lodo anaeróbio no reator S<sub>1</sub> (TDH 8 h) apresentou pH mínimo entre as semanas 4 e 10, sendo próximo da base igual a 6,3 e nos demais pontos de amostragem (P<sub>3</sub> até P<sub>6</sub>) igual a 6,5. O pH médio no interior do reator S<sub>1</sub>, ao longo das dezoito semanas de operação, foi 6,7 e a temperatura média foi 24,6°C. O reator S<sub>2</sub> (TDH 4h) acumulou ao longo do experimento, um lodo anaeróbio com pH médio de 6,7 e temperatura 25,1°C, o pH mínimo foi 6,3 e ocorreu entre a terceira e décima semanas de operação, próximo da base do reator. Já o reator S<sub>3</sub> (TDH 2h) apresentou valores baixos para o pH durante as semanas 5 até 16, na ordem de 6,1 próximo da base. O pH médio no interior do reator S<sub>3</sub> foi 6,7 e a temperatura média do lodo anaeróbio foi 25,4°C.

Tabela 4.18 - Alcalinidade total (AT) e de bicarbonato (AB) e ácidos graxos voláteis (AGV) dos efluentes na fase 2 dos experimentos, 15/08/97 a 18/12/97, amostras coletadas às 6:00 horas

Semana de operação	S <sub>1</sub> (TDH=8h)			S <sub>2</sub> (TDH=4h)			S <sub>3</sub> (TDH=2h)		
	Alcalinidade (mg CaCO <sub>3</sub> /l) AT	AB	(mg Hac/l) AGV	Alcalinidade (mg CaCO <sub>3</sub> /l) AT	AB	(mg Hac/l) AGV	Alcalinidade (mg CaCO <sub>3</sub> /l) AT	AB	(mg Hac/l) AGV
1	-	-	-	-	-	-	-	-	-
2	316	252	77	304	228	91	348	239	131
3	194	146	59	228	159	82	293	205	106
4	196	145	60	215	150	79	190	141	60
5	232	173	71	237	183	65	237	195	50
6	227	171	67	264	203	73	446	364	100
7	269	227	50	234	187	56	241	188	64
8	254	218	43	263	219	53	255	206	59
9	268	228	48	229	192	44	207	167	48
10	245	215	36	237	201	43	210	164	55
11	292	265	32	281	243	46	239	177	74
12	252	228	29	261	233	34	224	167	68
13	294	273	25	284	263	25	299	245	65
14	277	260	20	245	228	20	229	206	28
15	271	256	18	255	238	20	232	217	18
16	282	263	23	270	253	20	235	218	20
17	279	262	20	269	244	30	289	266	28
18	289	270	23	262	247	18	246	233	16
Média	261	227	41	255	216	47	260	212	58
Máximo	316	273	77	304	263	91	446	364	131
Mínimo	194	145	18	215	150	18	190	141	16

Obs.: - indica que não foi medido

Tabela 4.19 - pH e temperatura do manto de lodo no reator S<sub>1</sub> (TDH=8h)  
na fase 2 dos experimentos, 15/08/97 a 18/12/97, amostras coletadas às 6:00 horas

Semana de operação	pH							T (°C)						
	P <sub>1</sub> (0,25m)	P <sub>2</sub> (0,50m)	P <sub>3</sub> (1,0m)	P <sub>4</sub> (1,5m)	P <sub>5</sub> (2,25m)	P <sub>6</sub> (3,0m)	Média	P <sub>1</sub> (0,25m)	P <sub>2</sub> (0,50m)	P <sub>3</sub> (1,0m)	P <sub>4</sub> (1,5m)	P <sub>5</sub> (2,25m)	P <sub>6</sub> (3,0m)	Média
1	7,1	7,2	7,1	7,1	7,1	7,1	7,1	25,9	26,3	27,0	27,0	27,1	27,1	26,7
2	6,9	7,1	7,1	7,2	7,2	7,2	7,1	27,0	26,5	26,3	26,8	27,6	27,0	26,9
3	6,7	7,2	7,1	7,3	7,0	6,8	7,0	23,3	23,3	23,0	23,2	22,9	22,6	23,1
4	6,3	6,9	6,7	6,8	7,0	7,0	6,8	22,4	22,7	22,0	22,0	22,0	22,6	22,3
5	6,3	6,3	6,8	6,7	6,7	6,8	6,6	23,8	23,4	23,6	23,6	24,0	23,9	23,7
6	6,3	6,5	6,7	6,8	6,7	6,7	6,6	24,8	25,1	24,8	24,5	24,4	24,3	24,7
7	6,4	6,5	6,6	6,7	6,8	6,7	6,6	23,4	23,5	23,8	22,9	22,7	22,7	23,2
8	6,5	6,7	6,7	6,6	6,6	6,6	6,6	25,1	25,1	24,8	25,0	24,7	24,6	24,9
9	6,6	6,7	6,7	6,7	6,7	6,5	6,7	24,3	24,2	24,1	24,1	23,9	23,7	24,1
10	6,5	6,7	6,6	6,6	6,7	6,6	6,6	24,1	24,1	23,8	23,8	23,2	23,0	23,7
11	6,6	6,6	6,7	6,7	6,7	6,7	6,7	24,5	24,6	24,6	23,9	23,6	23,6	24,1
12	6,6	6,6	6,8	6,7	6,7	6,7	6,7	25,6	25,3	25,6	24,8	24,9	24,8	25,2
13	6,7	6,8	6,8	6,8	6,8	6,8	6,8	24,7	24,5	24,7	24,2	24,1	24,0	24,4
14	6,5	6,7	6,8	6,8	6,8	6,7	6,7	25,3	25,4	25,6	24,9	24,6	24,6	25,1
15	6,7	6,6	6,6	6,8	6,9	6,9	6,8	25,1	25,0	24,9	24,7	24,6	24,5	24,8
16	6,6	6,6	6,7	6,7	6,7	6,7	6,7	25,8	25,8	26,2	25,7	25,4	25,4	25,7
17	6,5	6,6	6,9	6,9	6,8	6,8	6,8	25,0	24,8	24,6	24,8	24,7	24,7	24,8
18	6,5	6,6	6,8	6,8	6,7	6,7	6,7	25,1	25,3	25,6	25,6	25,4	25,1	25,4
Média	6,6	6,7	6,8	6,8	6,8	6,8	6,7	24,7	24,7	24,7	24,5	24,4	24,3	24,6
Máximo	7,1	7,2	7,1	7,3	7,2	7,2	7,1	27,0	26,5	27,0	27,0	27,6	27,1	26,9
Mínimo	6,3	6,3	6,6	6,6	6,6	6,5	6,6	22,4	22,7	22,0	22,0	22,0	22,6	22,3

Obs. : - indica que não foi medido

P<sub>1</sub> a P<sub>6</sub> são pontos de amostragem situados ao longo do reator, as distâncias são contadas a partir da base inferior.

Tabela 4.20 - pH e temperatura do manto de lodo no reator S<sub>2</sub> (TDH=4h)  
na fase 2 dos experimentos, 15/08/97 a 18/12/97, amostras coletadas às 6:00 horas

Semana de operação	pH							T (°C)						
	P <sub>1</sub> (0,25m)	P <sub>2</sub> (0,50m)	P <sub>3</sub> (1,0m)	P <sub>4</sub> (1,5m)	P <sub>5</sub> (2,25m)	P <sub>6</sub> (3,0m)	Média	P <sub>1</sub> (0,25m)	P <sub>2</sub> (0,50m)	P <sub>3</sub> (1,0m)	P <sub>4</sub> (1,5m)	P <sub>5</sub> (2,25m)	P <sub>6</sub> (3,0m)	Média
1	7,2	7,2	7,2	7,2	7,1	7,1	7,2	25,8	26,0	26,3	26,5	26,7	26,8	26,4
2	6,4	7,1	7,1	7,2	7,1	7,2	7,0	27,0	27,4	27,3	27,3	28,5	28,3	27,6
3	6,3	6,8	7,1	7,2	6,9	7,0	6,9	23,3	23,7	23,6	24,0	23,2	23,6	23,6
4	6,6	6,7	6,9	7,2	7,0	6,9	6,9	22,9	23,1	23,0	23,9	22,9	22,9	23,1
5	6,4	6,4	6,6	6,6	6,6	6,6	6,5	23,8	23,9	24,1	23,8	24,2	24,4	24,0
6	6,5	6,6	6,6	6,6	6,6	6,6	6,6	25,3	25,2	25,4	25,3	25,0	25,0	25,2
7	6,7	6,7	6,7	6,7	6,7	6,7	6,7	23,8	23,8	23,8	24,0	24,0	24,0	23,9
8	6,6	6,6	6,6	6,7	6,7	6,7	6,7	25,3	25,3	25,4	25,4	25,3	24,9	25,3
9	6,5	6,5	6,7	6,7	6,6	6,6	6,6	24,3	24,4	24,5	24,5	24,5	24,4	24,4
10	6,6	6,6	6,6	6,6	6,6	6,6	6,6	24,1	24,0	24,0	24,1	24,1	24,2	24,1
11	6,6	6,6	6,7	6,6	6,6	6,7	6,6	24,6	24,5	24,6	24,6	24,8	24,8	24,7
12	6,6	6,7	6,7	6,7	6,6	6,7	6,7	25,7	25,5	25,6	25,4	25,7	25,9	25,6
13	6,7	6,7	6,9	6,8	6,8	6,9	6,8	24,9	25,1	25,0	25,0	25,2	25,1	25,1
14	6,6	6,7	6,8	6,8	6,8	6,7	6,7	25,1	25,3	25,4	25,4	25,3	25,1	25,3
15	6,7	6,8	6,8	6,9	6,8	6,9	6,8	25,4	25,4	25,8	25,5	25,5	25,4	25,5
16	6,6	6,7	6,7	6,7	6,7	6,7	6,7	26,0	25,9	26,1	26,3	26,3	26,2	26,1
17	6,5	6,5	6,8	6,6	6,9	6,9	6,7	25,0	25,0	25,2	25,0	25,0	25,2	25,1
18	6,6	6,7	6,7	6,7	6,8	6,8	6,7	25,8	26,2	26,2	26,1	26,4	26,2	26,2
Média	6,6	6,7	6,8	6,8	6,8	6,8	6,7	24,9	25,0	25,1	25,1	25,1	25,1	25,1
Máximo	7,2	7,2	7,2	7,2	7,1	7,2	7,2	27,0	27,4	27,3	27,3	28,5	28,3	27,6
Mínimo	6,3	6,4	6,6	6,6	6,6	6,6	6,5	22,9	23,1	23,0	23,8	22,9	22,9	23,1

Obs. : - indica que não foi medido

P<sub>1</sub> a P<sub>6</sub> são pontos de amostragem situados ao longo do reator, as distâncias são contadas a partir da base inferior.

Tabela 4.21 - pH e temperatura do manto de lodo no reator S<sub>3</sub> (TDH=2h)  
na fase 2 dos experimentos, 15/08/97 a 18/12/97, amostras coletadas às 6:00 horas

Semana de operação	pH							T (°C)						
	P <sub>1</sub> (0,25m)	P <sub>2</sub> (0,50m)	P <sub>3</sub> (1,0m)	P <sub>4</sub> (1,5m)	P <sub>5</sub> (2,25m)	P <sub>6</sub> (3,0m)	Média	P <sub>1</sub> (0,25m)	P <sub>2</sub> (0,50m)	P <sub>3</sub> (1,0m)	P <sub>4</sub> (1,5m)	P <sub>5</sub> (2,25m)	P <sub>6</sub> (3,0m)	Média
1	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
2	6,9	6,9	6,9	7,0	6,9	7,0	6,9	27,8	27,8	27,7	28,0	28,3	28,0	27,9
3	7,0	6,9	7,1	7,3	7,0	7,0	7,1	24,1	23,6	23,8	23,9	23,4	23,7	23,8
4	7,1	7,1	6,9	7,1	6,9	7,1	7,0	23,5	23,8	23,1	23,7	23,3	23,1	23,4
5	6,1	6,1	6,5	6,6	7,0	6,8	6,5	24,1	23,8	24,5	24,8	25,2	25,3	24,6
6	6,3	6,5	6,6	6,6	6,7	6,8	6,6	25,7	25,6	25,4	25,4	25,7	25,4	25,5
7	6,7	6,7	6,8	6,8	6,7	6,8	6,8	24,4	24,5	24,3	24,3	24,5	24,2	24,4
8	6,6	6,8	6,8	6,8	6,8	6,9	6,8	25,9	25,7	25,8	25,6	26,1	26,0	25,9
9	6,6	6,7	6,7	6,7	6,7	6,8	6,7	25,3	25,1	25,0	25,1	25,3	25,4	25,2
10	6,6	6,6	6,7	6,6	6,6	6,7	6,6	24,6	24,5	24,4	24,4	24,8	24,7	24,6
11	6,6	6,6	6,7	6,7	6,6	6,7	6,7	25,1	24,9	24,9	24,8	25,0	25,1	25,0
12	6,6	6,6	6,6	6,6	6,6	6,6	6,6	26,2	25,9	25,9	25,7	26,4	26,3	26,1
13	6,7	6,7	6,7	6,7	6,7	6,7	6,7	25,1	25,4	25,4	25,3	25,6	25,6	25,4
14	6,7	6,7	6,7	6,7	6,6	6,7	6,7	26,0	26,0	25,7	25,7	25,6	25,6	25,8
15	6,8	6,8	6,9	6,9	6,9	6,9	6,9	25,8	25,6	25,4	25,3	25,4	25,7	25,5
16	6,6	6,6	6,7	6,6	6,6	6,7	6,6	26,7	26,9	26,8	26,7	26,9	27,1	26,9
17	6,6	6,6	6,6	6,7	6,9	7,0	6,7	25,3	25,4	25,5	25,7	25,7	26,2	25,6
18	6,7	6,7	6,7	6,9	6,8	6,8	6,8	26,8	26,6	26,7	26,7	26,6	26,8	26,7
Média	6,7	6,7	6,7	6,8	6,8	6,8	6,7	25,4	25,4	25,3	25,4	25,5	25,5	25,4
Máximo	7,1	7,1	7,1	7,3	7,0	7,1	7,1	27,8	27,8	27,7	28,0	28,3	28,0	27,9
Mínimo	6,1	6,1	6,5	6,6	6,6	6,6	6,5	23,5	23,6	23,1	23,7	23,3	23,1	23,4

Obs. : - indica que não foi medido

P<sub>1</sub> a P<sub>6</sub> são pontos de amostragem situados ao longo do reator, as distâncias são contadas a partir da base inferior.

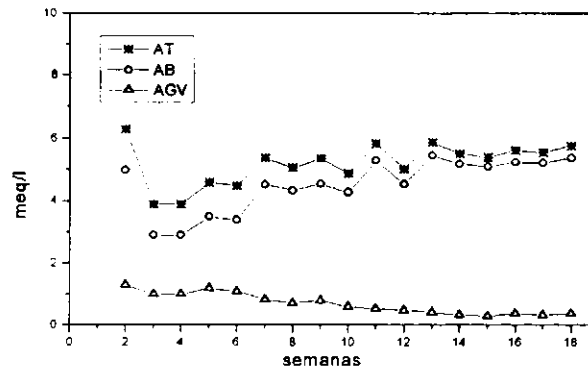


Figura 4.23 - Alcalinidade total (AT), de bicarbonato (AB) e ácidos graxos voláteis (AGV) do efluente S<sub>1</sub>(TDH 8h) na fase 2

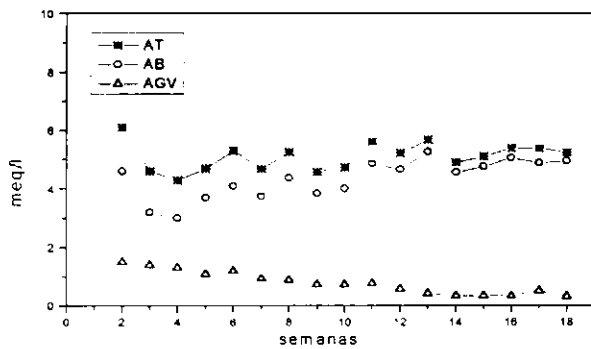


Figura 4.24 - Alcalinidade total (AT), de bicarbonato (AB) e ácidos graxos voláteis (AGV) do efluente S<sub>2</sub>(TDH 4h) na fase 2

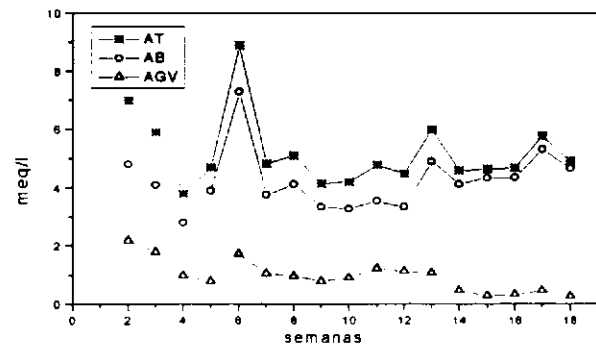


Figura 4.25 - Alcalinidade total (AT), de bicarbonato (AB) e ácidos graxos voláteis (AGV) do efluente S<sub>3</sub>(TDH 2h) na fase 2

#### 4.3.4 – Remoção da matéria orgânica na fase 2

A carga orgânica volumétrica foi calculada de acordo com a Equação 2.19 (Capítulo 2). Para tanto, foi utilizado o valor médio da DQO afluente corrigida (654 mg/l) ao longo das dezoito semanas de operação. Para o reator S<sub>1</sub> (TDH 8h) o valor da carga orgânica volumétrica foi 1,96 kgDQO/m<sup>3</sup>.d, para o reator S<sub>2</sub> (TDH 4h) o valor encontrado foi 3,92 kgDQO/m<sup>3</sup>.d e para o reator S<sub>3</sub> (TDH 2h) foi 7,85 kgDQO/m<sup>3</sup>.d.

A determinação da remoção da matéria orgânica foi efetuada através da análise da DQO afluente corrigida e DQO efluente bruto. A partir da 8<sup>a</sup> semana de operação, o efluente decantado também passou a ser analisado. Para os três reatores, os valores obtidos para a  $DQO_{eff.corr.}$ ,  $DQO_{eff.br.}$  e  $DQO_{eff.dec.}$  estão na Tabela 4.22. Os resultados obtidos para a eficiência da remoção da DQO estão na Tabela 4.23.

Observando a Tabela 4.22 e a Figura 4.26, foi notado que, para o reator S<sub>1</sub> (TDH 8h) a concentração da DQO do efluente bruto ( $DQO_{eff.br.}$ ) apresentou uma tendência de valores crescentes até a 8<sup>a</sup> semana de operação, exceto na 7<sup>a</sup> semana e a partir da 13<sup>a</sup> semana, com valores mais baixos, a média ficou em 210 mg/l. Para o reator S<sub>2</sub> (TDH 4h) o comportamento geral foi semelhante ao reator S<sub>1</sub>, sendo que, a partir da



13<sup>a</sup> semana a média ficou em 240 mg/l. Já o reator S<sub>3</sub> (TDH 2h) apresentou comportamento instável ao longo das dezoito semanas de operação, tendo picos nas semanas 12 e 17. A partir da 13<sup>a</sup> semana, o reator S<sub>3</sub> (TDH 2h) apresentou a média de 508 mg/l. Para o efluente decantado (Tabela 4.22 e Figura 4.27), os reatores S<sub>1</sub> e S<sub>2</sub> mostraram performance semelhante, uma queda na 10<sup>a</sup> semana, seguida de um pequeno pico e depois diminuindo até estabilizar nas últimas semanas. A partir da 13<sup>a</sup> semana de operação, a concentração média da DQO no efluente decantado ( $DQO_{efl.dec.}$ ) para o reator S<sub>1</sub> foi 133 mg/l e para o reator S<sub>2</sub> foi 144 mg/l. O reator S<sub>3</sub> não indicou sinais de estabilização da concentração da DQO do efluente durante o período em que foi monitorado. De qualquer forma, a partir da 13<sup>a</sup> semana, a média para o reator S<sub>3</sub> foi 203 mg/l. O reator S<sub>1</sub> foi o que apresentou menor DQO no efluente.

A eficiência de remoção da DQO foi calculada de acordo com as Equações 3.3 e 3.4 (Capítulo 3). Os resultados obtidos para a remoção da matéria orgânica estão apresentados na Tabela 4.23 e representados nas Figuras 4.28 e 4.29. Para a eficiência de remoção da DQO bruta ( $rem.DQO_{bruta}$ ), o reator S<sub>1</sub> (TDH 8h) apresentou comportamento irregular, tendo melhor desempenho a partir da 13<sup>a</sup> semana quando seguiu estabilizando na ordem de 67% de remoção. O reator S<sub>2</sub> (TDH 4h) esteve irregular até a 8<sup>a</sup> semana, melhorando o desempenho a partir da 13<sup>a</sup> semana, quando estabilizou em 62%. Já o reator S<sub>3</sub> (TDH 2h) ficou instável durante todo o experimento, tendo apresentado eficiência de remoção negativa na 12<sup>a</sup>, 16<sup>a</sup> e 17<sup>a</sup> semanas. A partir da 13<sup>a</sup> semana, a média para o reator S<sub>3</sub> foi apenas 20%. Antes de apresentar uma tendência estável, ou seja, do início até a 12<sup>a</sup> semana, a média da eficiência de remoção da DQO bruta foi 57% para o reator S<sub>1</sub> (TDH 8h); 47% para o reator S<sub>2</sub> (TDH 4h) e 43% para o reator S<sub>3</sub> (TDH 2h).

Considerando o efluente decantado ( $rem.DQO_{dec}$ ), as eficiências foram maiores (Tabela 4.23 e Figura 4.29). Os reatores S<sub>1</sub> e S<sub>2</sub> apresentaram um pico na 10<sup>a</sup> semana, diminuindo até a 12<sup>a</sup> semana. A partir da 13<sup>a</sup> semana, esses dois reatores seguiram tendência em aumentar e estabilizar a eficiência de remoção da DQO do efluente decantado em torno de 79% para o reator S<sub>1</sub> e para o reator S<sub>2</sub> em 77%. O reator S<sub>3</sub> apresentou instabilidade na eficiência de remoção da DQO decantada, sendo a média, a partir da 13<sup>a</sup> semana de operação, igual a 68%.

Tabela 4.22 - DQO<sub>af. corr.</sub>, DQO<sub>efl. br.</sub> e DQO<sub>efl. dec.</sub> na fase 2 dos experimentos, 15/08/97 a 18/12/97, amostras coletadas às 6:00 horas

Semana de operação	afluente DQO <sub>af. corr.</sub> (mg/l)	S <sub>1</sub> (TDH=8h) DQO efluente (mg/l)		S <sub>2</sub> (TDH=4h) DQO efluente (mg/l)		S <sub>3</sub> (TDH=2h) DQO efluente (mg/l)	
		bruto	decantado	bruto	decantado	bruto	decantado
1	703	371	-	371	-	-	-
2	655	201	-	209	-	-	-
3	620	223	-	278	-	312	-
4	755	244	-	452	-	452	-
5	497	271	-	350	-	227	-
6	572	314	-	306	-	299	-
7	751	218	-	499	-	245	-
8	796	394	236	386	276	307	228
9	617	285	243	327	227	231	185
10	717	292	123	-	123	315	223
11	683	246	201	352	234	546	356
12	535	277	169	259	214	695	406
13	611	240	166	302	189	535	290
14	614	144	121	227	121	462	174
15	531	205	136	235	121	265	144
16	634	195	109	156	141	688	211
17	659	269	149	321	164	806	269
18	821	206	118	199	125	294	132

Obs.: - indica que não foi medido

Tabela 4.23 - Eficiência de remoção DQO<sub>bruta</sub> e DQO<sub>decantada</sub> dos efluentes na fase 2 dos experimentos, 15/08/97 a 18/12/97, amostras coletadas às 6:00 horas

Semana de operação	S <sub>1</sub> (TDH=8h) % rem.		S <sub>2</sub> (TDH=4h) % rem.		S <sub>3</sub> (TDH=2h) % rem.	
	DQO <sub>bruta</sub>	DQO <sub>dec</sub>	DQO <sub>bruta</sub>	DQO <sub>dec</sub>	DQO <sub>bruta</sub>	DQO <sub>dec</sub>
1	47	-	47	-	-	-
2	69	-	68	-	-	-
3	64	-	55	-	50	-
4	68	-	40	-	40	-
5	45	-	30	-	54	-
6	45	-	47	-	48	-
7	71	-	34	-	67	-
8	51	70	52	65	61	71
9	54	61	47	63	63	70
10	59	83	-	83	56	69
11	64	71	48	66	20	48
12	48	68	52	60	-30	24
13	61	73	51	69	12	53
14	77	80	63	80	25	72
15	61	74	56	77	50	73
16	69	83	75	78	-9	67
17	59	77	51	75	-22	59
18	75	86	76	85	64	84

Obs.: - indica que não foi medido

Apresentação dos resultados

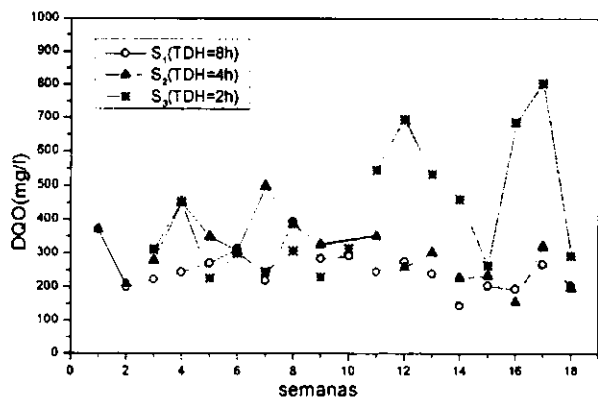


Figura 4.26 - DQO efluente bruto na fase 2

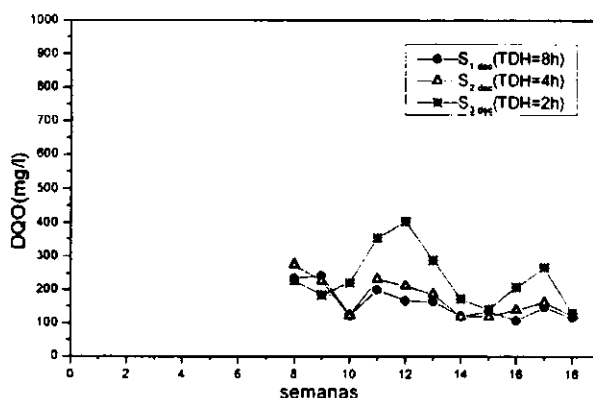


Figura 4.27 - DQO efluente decantado na fase 2

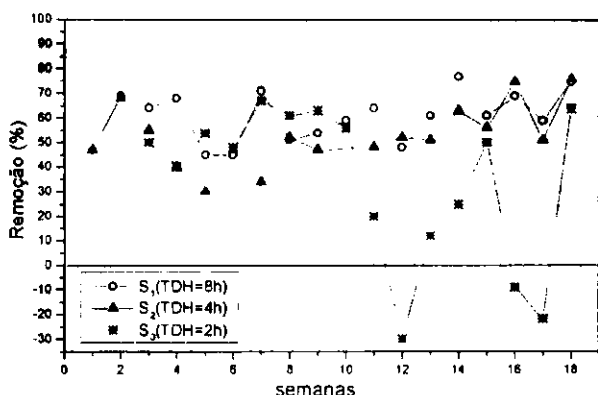


Figura 4.28 - Remoção da DQO efluente bruto, fase 2

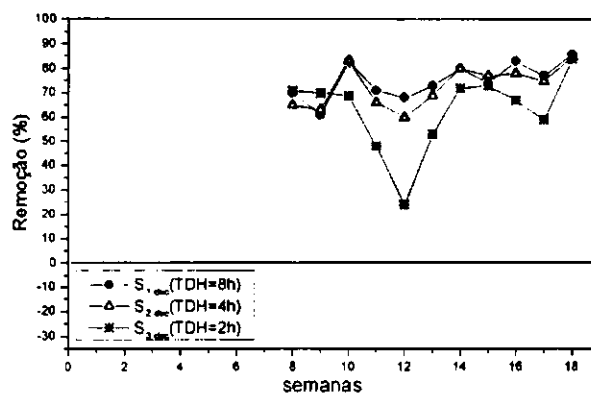


Figura 4.29 - Remoção da DQO efluente decantado, fase 2

Na 12ª semana de operação, entre os dias 5 e 6/11/97, o esgoto afluente e o efluente bruto do reator S<sub>1</sub> (TDH 8h) foram monitorados, em termos de DQO, durante 24 horas consecutivas, sendo as amostras coletadas de 2 em 2 horas (Anexo 3, item A3.2). A campanha foi iniciada às 12 horas do dia 05/11/97. Os resultados obtidos (Tabela 4.24 e Figura 4.30) mostraram uma grande variação na DQO do afluente, apresentando um valor mínimo às 6:00 horas (122 mg/l) e um valor máximo às 10:00 horas (1099 mg/l). Ao longo das 24 horas a média da DQO afluente ficou em 566 mg/l. Para o efluente a variação foi bem menor, apresentando a DQO mínima às 8:00 horas (145 mg/l) e a máxima às 18:00 horas (330 mg/l). A média para o efluente ao longo das 24 horas foi 227 mg/l.

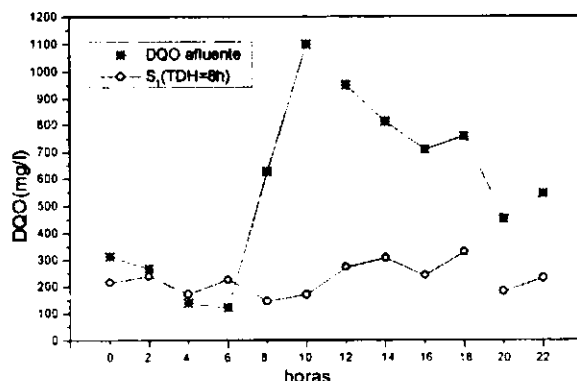


Figura 4.30 - Variação diária da DQO afluente e efluente

Tabela 4.24 - Variação diária da DQO afluente e do efluente  $S_1$  (TDH=8h)

Horário da coleta	DQO (mg/l)	
	Afluente	$S_1$ (TDH=8h)
0:00	314	215
2:00	267	237
4:00	137	172
6:00	122	225
8:00	626	145
10:00	1099	168
12:00	949	272
14:00	813	307
16:00	708	241
18:00	759	330
20:00	452	180
22:00	544	230
Média	566	227
Máximo	1099	330
Mínimo	122	145
Desvio padrão	316	56

#### 4.3.5 – Crescimento do lodo anaeróbio na fase 2

Pela análise da concentração dos sólidos totais, dos sólidos suspensos e dos sólidos sedimentáveis dos efluentes e dos sólidos totais do manto de lodo no interior dos reatores, foi possível acompanhar o desenvolvimento do lodo anaeróbio. Esse lodo anaeróbio também foi avaliado em termos das frações orgânica e inorgânica. A análise da atividade metanogênica específica do lodo não foi realizada com êxito (Anexo 1).

Para os efluentes dos três reatores, as concentrações de sólidos totais e suas frações estão apresentadas na Tabela 4.25. A representação desses resultados está nas Figuras 4.31 (reator  $S_1$ ), 4.32 (reator  $S_2$ ) e 4.33 (reator  $S_3$ ). Os sólidos totais do afluente já foram representados na Figura 4.21 e Tabela 4.16. O reator  $S_1$  (TDH 8h) apresentou um pequeno pico na 9ª semana, exceto para a fração volátil, a qual se manteve sem grandes variações. A partir da 13ª semana, a média da concentração dos sólidos para o reator  $S_1$  ficou em  $ST=913$  mg/l,  $STV=253$  mg/l e  $STF=660$  mg/l, portanto, aproximadamente 28% volátil e 72% fixa. O reator  $S_2$ , operado com tempo de detenção hidráulica de 4 horas, apresentou comportamento mais irregular do que o reator  $S_1$ , mostrando picos na 6ª e 10ª semanas mas, a partir da 13ª semana os valores ficaram em média  $ST=912$  mg/l,  $STV=275$  mg/l e  $STF=637$  mg/l. Para o reator  $S_2$  as frações ficaram em 30% volátil e 70% fixa. Com poucas variações, os

sólidos totais no efluente do reator S<sub>3</sub> (TDH 2h), apresentaram um pico na 13ª semana e seguiram aumentando até o final do monitoramento, a média a partir da 13ª semana foi ST=1000 mg/l, STV=339 mg/l e STF=661 mg/l. O reator S<sub>3</sub> apresentou em média a fração volátil em 34% e a fixa em 66%.

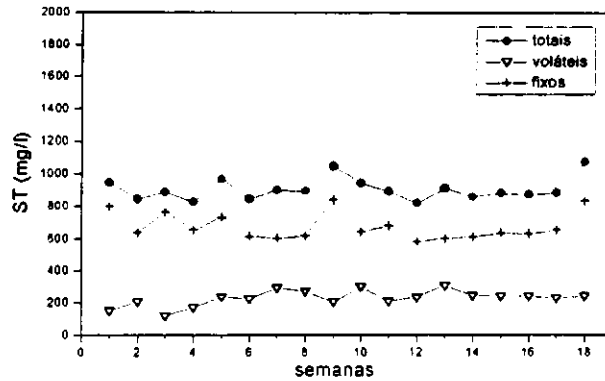


Figura 4.31 - Sólidos totais efluente S<sub>1</sub>(TDH 8h) na fase 2

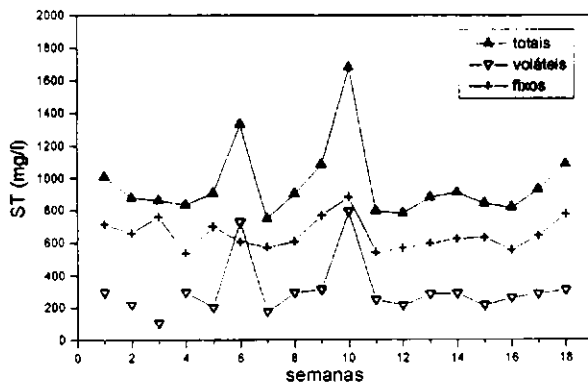


Figura 4.32 - Sólidos totais efluente S<sub>2</sub>(TDH 4h) na fase 2

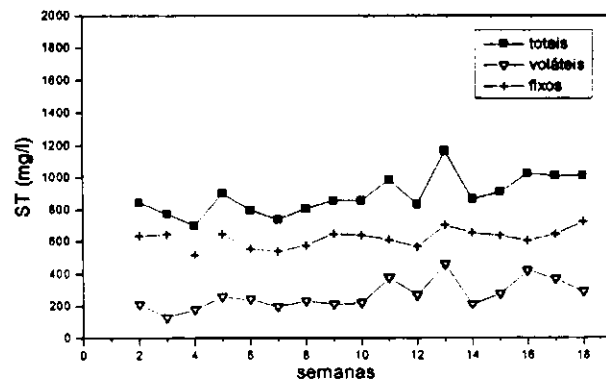


Figura 4.33 - Sólidos totais efluente S<sub>3</sub>(TDH 2h) na fase 2

Tabela 4.25 - Sólidos totais dos efluentes na fase 2 dos experimentos, 15/08/97 a 18/12/97, amostras coletadas às 6:00 horas

Semana de operação	S1 (TDH=8h) Sólidos totais (mg/l)			S2 (TDH=4h) Sólidos totais (mg/l)			S3 (TDH=2h) Sólidos totais (mg/l)		
	ST	STV	STF	ST	STV	STF	ST	STV	STF
1	948	150	798	1008	296	712	-	-	-
2	845	207	638	878	218	660	846	212	634
3	886	122	764	864	106	758	774	130	644
4	826	172	654	836	298	538	698	180	518
5	968	238	730	906	206	700	904	258	646
6	842	226	616	1332	726	606	798	244	554
7	898	294	604	748	176	572	738	198	540
8	892	274	618	904	296	608	806	232	574
9	1048	208	840	1082	314	768	858	212	646
10	942	300	642	1678	794	884	858	220	638
11	890	212	678	794	252	542	988	378	610
12	818	236	582	782	216	566	834	266	568
13	912	310	602	882	286	596	1166	462	704
14	858	246	612	912	290	622	866	212	654
15	880	244	636	844	214	630	912	276	636
16	872	242	630	818	262	556	1028	424	604
17	882	230	652	930	288	642	1014	370	644
18	1074	244	830	1088	312	776	1016	292	724

Obs.: - indica que não foi medido

As concentrações de sólidos suspensos nos efluentes, estão indicadas na Tabela 4.26 e representadas nas Figuras 4.34 (reator S<sub>1</sub>), 4.35 (reator S<sub>2</sub>) e 4.36 (reator S<sub>3</sub>). A concentração de sólidos suspensos no afluente já foi representada na Figura 4.22 e Tabela 4.16. No efluente do reator S<sub>1</sub> (TDH 8h), ao longo do experimento, a concentração de sólidos suspensos foi diminuindo. Por volta da 7<sup>a</sup> semana, apresentou uma queda mais acentuada, vindo um período de valores crescentes até a 11<sup>a</sup> semana e novamente uma tendência decrescente e estável até a última semana em que o reator foi monitorado. A partir da 13<sup>a</sup> semana, o efluente do reator S<sub>1</sub> apresentou em média SST=43 mg/l, SSV=34 mg/l e SSF=9 mg/l, sendo 79% de fração volátil e 21% de fixa. Para o reator S<sub>2</sub> (TDH 4h) a concentração de sólidos suspensos foi diminuindo nas primeiras semanas de operação, porém, apresentando picos até a 9<sup>a</sup> semana. A partir da 13<sup>a</sup> semana a concentração de sólidos suspensos no efluente do reator S<sub>2</sub> diminuiu e estabilizou em SST=41 mg/l, SSV=29 mg/l, SSF=12 mg/l, sendo 71% de fração volátil e 29% fixa. Já o reator S<sub>3</sub> (TDH 2h) apresentou comportamento estável nas primeiras semanas de operação, seguindo um período bastante irregular até o final do experimento. A partir da 13<sup>a</sup> semana de operação, o reator S<sub>3</sub> apresentou, em média, SST=157 mg/l, SSV=122 mg/l e SSF=35 mg/l. Diferente dos sólidos totais, para os sólidos suspensos, as maiores porcentagens ficaram por conta da fração volátil.

Os sólidos sedimentáveis dos efluentes estão representados na Figura 4.37 e os valores estão na Tabela 4.27. Nas primeiras sete semanas, a concentração de sólidos sedimentáveis nos efluentes dos três reatores foi baixa e, após a 8<sup>a</sup> semana, foi iniciado um processo de expulsão do lodo. No efluente do reator S<sub>1</sub> os sólidos sedimentáveis sempre ficaram abaixo de 1,0 ml/l, tendo o valor máximo (0,9 ml/l) ocorrido na 9<sup>a</sup> semana de operação. O efluente do reator S<sub>2</sub> atingiu pico de 2,6 ml/l na 11<sup>a</sup> semana, ficando em seguida inferior a 1,0 ml/l. O reator S<sub>3</sub> apresentou comportamento irregular a partir da 7<sup>a</sup> semana, apresentando picos de até 4,5 ml/l.

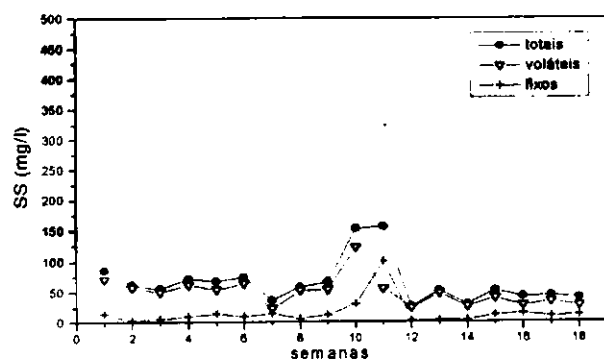


Figura 4.34 - Sólidos suspensos efluente S<sub>1</sub>(TDH 8h), fase 2

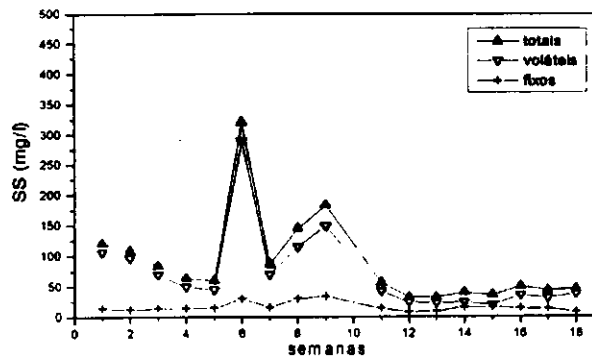


Figura 4.35 - Sólidos suspensos efluente S<sub>2</sub>(TDH 4h), fase 2

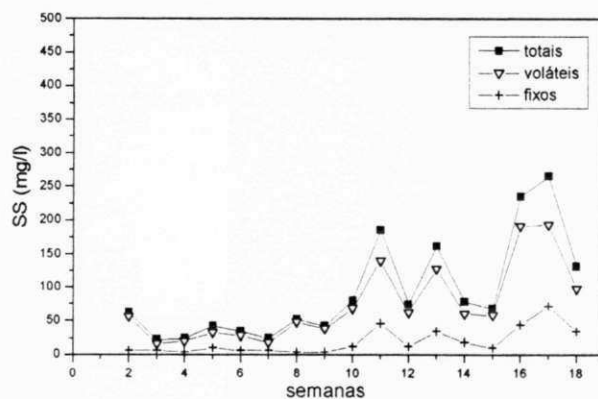


Figura 4.36 - Sólidos suspensos efluente  $S_3$ (TDH 2h), fase 2

Tabela 4.26 - Sólidos suspensos dos efluentes na fase 2 dos experimentos, 15/08/97 a 18/12/97, amostras coletadas às 6:00 horas

Semana de operação	$S_1$ (TDH=8h)			$S_2$ (TDH=4h)			$S_3$ (TDH=2h)		
	SST	SSV	SSF	SST	SSV	SSF	SST	SSV	SSF
1	86	72	14	120	106	14	-	-	-
2	62	58	4	108	96	12	62	56	6
3	56	50	6	84	70	14	22	16	6
4	72	62	10	64	50	14	24	20	4
5	68	54	14	60	45	15	42	32	10
6	74	64	10	320	290	30	34	28	6
7	36	22	14	86	70	16	24	18	6
8	58	52	6	144	114	30	52	48	4
9	66	54	12	182	148	34	42	38	4
10	152	122	30	-	-	-	80	68	12
11	156	56	100	56	42	14	186	140	46
12	26	24	2	32	24	8	74	62	12
13	52	48	4	32	23	9	162	128	34
14	30	26	4	40	24	16	78	60	18
15	52	40	12	36	20	16	68	58	10
16	42	28	14	50	36	14	236	192	44
17	44	34	10	44	31	13	266	194	72
18	40	28	12	46	38	8	132	98	34

Obs.: - indica que não foi medido

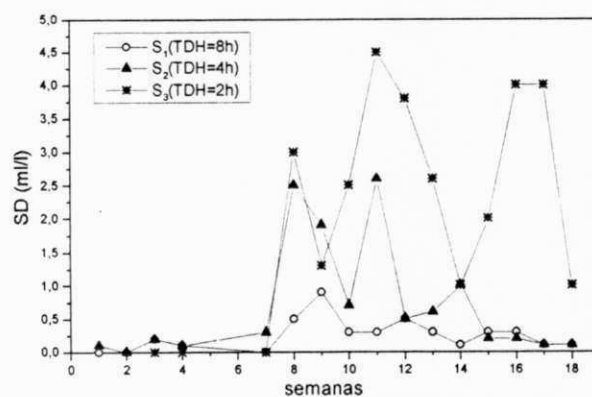


Figura 4.37 - Sólidos sedimentáveis no efluente na fase 2

Tabela 4.27 - Sólidos sedimentáveis dos efluentes na fase 2 dos experimentos, 15/08/97 a 18/12/97, amostras coletadas às 6:00 horas

Semana de operação	Sólidos sedimentáveis (ml/l)		
	S <sub>1</sub> (TDH=8h)	S <sub>2</sub> (TDH=4h)	S <sub>3</sub> (TDH=2h)
1	0,0	0,1	-
2	0,0	0,0	-
3	0,2	0,2	0,0
4	0,1	0,1	0,0
5	-	-	-
6	-	-	-
7	0,0	0,3	0,0
8	0,5	2,5	3,0
9	0,9	1,9	1,3
10	0,3	0,7	2,5
11	0,3	2,6	4,5
12	0,5	0,5	3,8
13	0,3	0,6	2,6
14	0,1	1,0	1,0
15	0,3	0,2	2,0
16	0,3	0,2	4,0
17	0,1	0,1	4,0
18	0,1	0,1	1,0
Máximo	0,9	2,6	4,5

Obs.: - indica que não foi medido

A massa de lodo anaeróbio acumulada no interior dos reatores (Equação 3.5 – Capítulo 3) está apresentada nas Tabelas 4.28, 4.29 e 4.30 e nas Figuras 4.38, 4.39 e 4.40. A quantidade de lodo anaeróbio no reator S<sub>1</sub> (TDH 8h) foi aumentando até a 6ª semana, quando acumulou 1,4 kg de lodo e, a partir da 7ª semana seguiu tendência em estabilizar, apresentando novamente um pequeno acréscimo a partir da 14ª semana. No final do experimento estavam acumulados no reator S<sub>1</sub> aproximadamente 1,8 kg de lodo, o equivalente a 15 kgST/m<sup>3</sup>, sendo 61% de fração volátil e 39% fixa. Da mesma forma, o reator S<sub>2</sub> (TDH 4h) foi aumentando sua quantidade de lodo até a 7ª semana, voltando a crescer somente após a 14ª semana. Ao final do experimento, no interior do reator S<sub>2</sub>, estavam 2,5 kg de lodo, o equivalente a 20,8 kgST/m<sup>3</sup>; sendo 63% de fração volátil e 37% fixa. Já o reator S<sub>3</sub> (TDH 2h) mostrou crescimento de lodo até a 10ª semana, quando estavam acumulados 3,0 kg de lodo. A partir da 11ª semana de operação, no reator S<sub>3</sub>, o total de lodo anaeróbio acumulado foi em média 2,9 kg, o equivalente a 24,2 kgST/m<sup>3</sup>, sendo 63% de fração volátil e 37% fixa. O total da massa de lodo anaeróbio, acumulado no interior dos reatores, foi inversamente proporcional ao tempo de detenção hidráulica, assim, o reator S<sub>1</sub> (TDH 8h) foi o que acumulou menor quantidade de lodo.



Ao final desta segunda fase dos experimentos, a concentração do lodo anaeróbio ao longo do reator  $S_1$  (TDH 8h) indicou um lodo mais denso próximo da base, entre 40 e 60 gST/l e apenas 1 gST/l próximo ao topo. A concentração do lodo nos reatores  $S_2$  (TDH 4h) e  $S_3$  (TDH 2h) foi diminuindo gradualmente da base ( $\approx 40$  gST/l) para o topo ( $\approx 12$  gST/l). Ao final do experimento a concentração média do lodo nos reatores foi igual a 20,7 gST/l (TDH 8h); 26,8 gST/l (TDH 4h) e 29,5 gST/l (TDH 2h). A Figura 4.41 representa esses perfis.

Nessa segunda fase foi observada a formação de espuma no topo do reator  $S_3$ , operado com tempo de detenção hidráulica de 2 horas. A espuma formada apresentou consistência de pastosa a sólida e com odor desagradável. A formação dessa espuma apareceu com três semanas de operação. Ao completar nove semanas toda a espuma foi retirada. Em aproximadamente duas semanas, depois de ter sido removida, a espuma surgiu novamente e com as mesmas características anteriores.

Ao final das dezoito semanas na segunda fase, foi constatada a formação espontânea de lodo granulado nos três reatores. O diâmetro dos grânulos ficou em média com 1,0 mm.

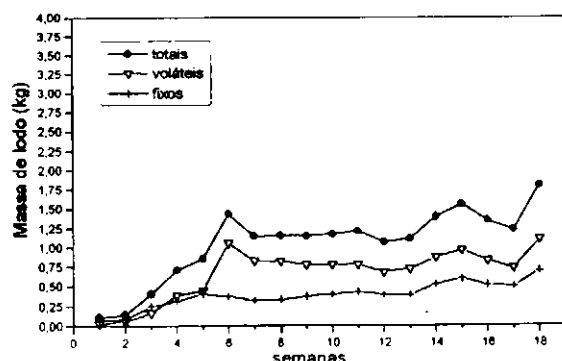


Figura 4.38 - Massa de lodo no reator  $S_1$ (TDH 8h), fase 2

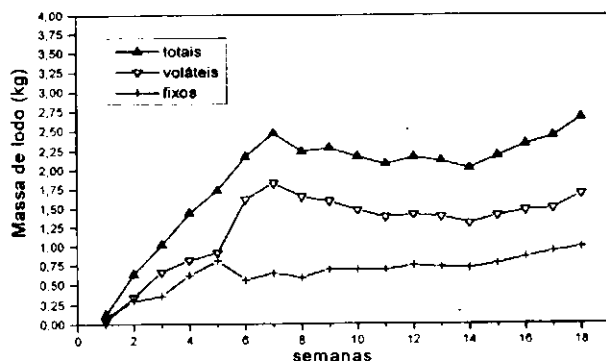


Figura 4.39 - Massa de lodo no reator  $S_2$ (TDH 4h), fase 2

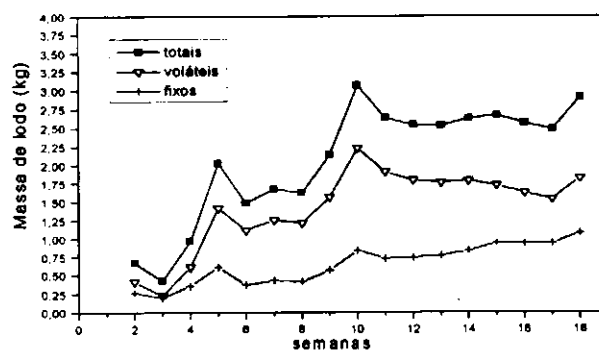


Figura 4.40 - Massa de lodo no reator  $S_3$ (TDH 2h), fase 2

Tabela 4.28 - Massa de lodo acumulada no reator  $S_1$  (TDH=8h) na fase 2 dos experimentos, 15/08/97 a 18/12/97, amostras coletadas nos pontos de amostragem, às 6:00 horas

Semana de operação	Massa de lodo por volume de influência dos pontos de amostragem (kg)																		Total no reator (kg)			% do total no reator	
	P <sub>1</sub> (0,25m)			P <sub>2</sub> (0,50m)			P <sub>3</sub> (1,0 m)			P <sub>4</sub> (1,50 m)			P <sub>5</sub> (2,25 m)			P <sub>6</sub> (3,0 m)			total	volátil	fixo	volátil	fixo
1	0,012	0,004	0,008	0,011	0,004	0,007	0,014	0,004	0,010	0,017	0,004	0,013	0,021	0,007	0,014	0,033	0,010	0,023	0,107	0,032	0,075	30	70
2	0,055	0,035	0,020	0,010	0,001	0,009	0,012	0,002	0,010	0,016	0,003	0,012	0,018	0,004	0,014	0,030	0,008	0,022	0,140	0,053	0,087	38	62
3	0,316	0,143	0,173	0,011	0,005	0,006	0,013	0,003	0,011	0,016	0,002	0,014	0,020	0,005	0,014	0,030	0,005	0,026	0,406	0,163	0,243	40	60
4	0,508	0,313	0,195	0,098	0,051	0,047	0,019	0,007	0,012	0,020	0,007	0,013	0,024	0,011	0,013	0,035	0,001	0,034	0,705	0,390	0,314	55	45
5	0,343	0,240	0,103	0,424	0,190	0,233	0,014	0,004	0,010	0,017	0,003	0,013	0,020	0,003	0,017	0,037	0,008	0,029	0,853	0,448	0,405	53	47
6	0,756	0,579	0,177	0,599	0,458	0,141	0,017	0,005	0,012	0,015	0,005	0,010	0,017	0,004	0,012	0,027	0,007	0,020	1,432	1,059	0,373	74	26
7	0,418	0,310	0,107	0,384	0,289	0,095	0,227	0,168	0,059	0,062	0,041	0,021	0,022	0,008	0,014	0,032	0,008	0,023	1,145	0,824	0,321	72	28
8	0,381	0,281	0,100	0,228	0,167	0,061	0,234	0,170	0,063	0,253	0,184	0,069	0,023	0,008	0,016	0,036	0,012	0,024	1,155	0,822	0,333	71	29
9	0,321	0,223	0,099	0,215	0,148	0,066	0,232	0,160	0,072	0,268	0,187	0,081	0,043	0,023	0,020	0,068	0,032	0,036	1,147	0,773	0,374	67	33
10	0,375	0,255	0,120	0,241	0,163	0,078	0,223	0,151	0,072	0,250	0,169	0,081	0,034	0,015	0,020	0,047	0,020	0,027	1,170	0,773	0,397	66	34
11	0,394	0,260	0,134	0,305	0,203	0,102	0,275	0,182	0,093	0,167	0,108	0,059	0,025	0,010	0,015	0,038	0,012	0,025	1,204	0,776	0,428	64	36
12	0,382	0,248	0,135	0,354	0,232	0,123	0,261	0,175	0,086	0,017	0,005	0,012	0,018	0,005	0,013	0,031	0,010	0,021	1,063	0,674	0,389	63	37
13	0,380	0,254	0,126	0,343	0,229	0,114	0,317	0,213	0,105	0,015	0,005	0,010	0,018	0,004	0,014	0,032	0,011	0,020	1,105	0,716	0,389	65	35
14	0,532	0,337	0,194	0,454	0,287	0,168	0,338	0,225	0,113	0,016	0,005	0,011	0,018	0,005	0,013	0,030	0,008	0,023	1,388	0,866	0,522	62	38
15	0,295	0,193	0,102	0,479	0,304	0,175	0,709	0,442	0,268	0,017	0,006	0,012	0,020	0,006	0,014	0,030	0,009	0,021	1,551	0,959	0,592	62	38
16	0,451	0,277	0,174	0,427	0,269	0,159	0,398	0,256	0,142	0,017	0,006	0,011	0,020	0,007	0,013	0,028	0,010	0,018	1,341	0,825	0,516	61	39
17	0,604	0,376	0,228	0,519	0,315	0,204	0,031	0,016	0,015	0,018	0,006	0,012	0,021	0,007	0,014	0,033	0,010	0,023	1,226	0,730	0,495	60	40
18	0,610	0,371	0,240	0,526	0,323	0,203	0,330	0,213	0,117	0,269	0,175	0,094	0,027	0,009	0,018	0,038	0,013	0,026	1,801	1,103	0,698	61	39

Obs.: - indica que não foi medido.

P<sub>1</sub> a P<sub>6</sub> são os pontos de amostragem situados ao longo do reator, as distâncias indicadas são contadas a partir da base do reator.

Tabela 4.29 - Massa de lodo acumulada no reator S<sub>2</sub> (TDH=4h) na fase 2 dos experimentos, 15/08/97 a 18/12/97, amostras coletadas nos pontos de amostragem, às 6:00 horas

Semana de operação	Massa de lodo por volume de influência dos pontos de amostragem (kg)																		Total			% do total	
	P <sub>1</sub> (0,25m)			P <sub>2</sub> (0,50m)			P <sub>3</sub> (1,0 m)			P <sub>4</sub> (1,50 m)			P <sub>5</sub> (2,25 m)			P <sub>6</sub> (3,0 m)			no reator (kg)			no reator	
	total	volátil	fixo	total	volátil	fixo	total	volátil	fixo	total	volátil	fixo	total	volátil	fixo	total	volátil	fixo	total	volátil	fixo	total	volátil
1	0,012	0,004	0,008	0,011	0,003	0,008	0,015	0,004	0,011	0,021	0,006	0,014	0,022	0,007	0,015	0,035	0,011	0,024	0,115	0,035	0,080	30	70
2	0,535	0,311	0,224	0,019	0,010	0,009	0,014	0,003	0,011	0,016	0,002	0,014	0,020	0,005	0,015	0,031	0,009	0,022	0,637	0,341	0,295	54	46
3	0,533	0,346	0,188	0,412	0,301	0,111	0,014	0,004	0,010	0,017	0,004	0,013	0,018	0,003	0,015	0,028	0,006	0,023	1,022	0,664	0,358	65	35
4	0,524	0,192	0,332	0,378	0,273	0,105	0,217	0,150	0,068	0,253	0,186	0,067	0,037	0,014	0,023	0,028	0,004	0,023	1,437	0,819	0,618	57	43
5	0,539	0,384	0,154	0,362	0,242	0,120	0,282	0,108	0,174	0,261	0,096	0,165	0,256	0,082	0,174	0,031	0,006	0,025	1,731	0,918	0,812	53	47
6	0,426	0,317	0,109	0,222	0,165	0,058	0,254	0,187	0,067	0,328	0,246	0,082	0,367	0,271	0,096	0,574	0,426	0,148	2,172	1,612	0,560	74	26
7	0,300	0,223	0,077	0,246	0,182	0,064	0,337	0,249	0,088	0,391	0,289	0,101	0,461	0,342	0,119	0,737	0,539	0,197	2,471	1,824	0,646	74	26
8	0,263	0,193	0,070	0,219	0,160	0,059	0,286	0,209	0,076	0,345	0,252	0,093	0,424	0,310	0,114	0,699	0,521	0,177	2,236	1,646	0,590	74	26
9	0,309	0,215	0,094	0,231	0,160	0,071	0,294	0,203	0,091	0,362	0,250	0,112	0,433	0,298	0,135	0,656	0,463	0,194	2,285	1,588	0,697	69	31
10	0,327	0,224	0,103	0,218	0,148	0,070	0,282	0,192	0,090	0,342	0,230	0,112	0,400	0,272	0,128	0,603	0,411	0,192	2,171	1,476	0,695	68	32
11	0,332	0,220	0,112	0,210	0,138	0,072	0,267	0,178	0,089	0,322	0,214	0,108	0,381	0,254	0,127	0,565	0,376	0,188	2,076	1,381	0,695	67	33
12	0,390	0,249	0,141	0,231	0,152	0,079	0,270	0,179	0,091	0,322	0,213	0,109	0,382	0,252	0,129	0,569	0,370	0,200	2,165	1,416	0,749	65	35
13	0,446	0,295	0,151	0,307	0,203	0,104	0,277	0,182	0,095	0,327	0,216	0,111	0,371	0,243	0,128	0,390	0,253	0,137	2,117	1,391	0,726	66	34
14	0,597	0,382	0,215	0,414	0,272	0,142	0,275	0,180	0,096	0,328	0,215	0,114	0,369	0,243	0,127	0,037	0,013	0,024	2,020	1,304	0,717	65	35
15	0,454	0,285	0,169	0,282	0,183	0,099	0,298	0,194	0,104	0,336	0,220	0,116	0,411	0,267	0,144	0,401	0,255	0,146	2,182	1,405	0,777	64	36
16	0,525	0,307	0,219	0,353	0,224	0,129	0,282	0,183	0,099	0,351	0,227	0,123	0,400	0,260	0,140	0,421	0,270	0,151	2,332	1,470	0,862	63	37
17	0,598	0,368	0,230	0,579	0,363	0,216	0,528	0,337	0,192	0,666	0,409	0,257	0,024	0,010	0,014	0,040	0,014	0,026	2,435	1,500	0,935	62	38
18	0,497	0,297	0,200	0,311	0,192	0,119	0,322	0,205	0,117	0,404	0,259	0,146	0,463	0,296	0,166	0,675	0,432	0,243	2,672	1,681	0,991	63	37

Obs.: - indica que não foi medido.

P<sub>1</sub> a P<sub>6</sub> são os pontos de amostragem situados ao longo do reator, as distâncias indicadas são contadas a partir da base do reator.

Tabela 4.30 - Massa de lodo acumulada no reator  $S_3$  (TDH=2h) na fase 2 dos experimentos, 15/08/97 a 18/12/97, amostras coletadas nos pontos de amostragem, às 6:00 horas

Semana de operação	Massa de lodo por volume de influência dos pontos de amostragem (kg)																		Total			% do total			
	P <sub>1</sub> (0,25m)			P <sub>2</sub> (0,50m)			P <sub>3</sub> (1,0 m)			P <sub>4</sub> (1,50 m)			P <sub>5</sub> (2,25 m)			P <sub>6</sub> (3,0 m)			no reator (kg)			no reator			
	total	volátil	fixo	total	volátil	fixo	total	volátil	fixo	total	volátil	fixo	total	volátil	fixo	total	volátil	fixo	total	volátil	fixo	total	volátil	fixo	
1	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
2	0,103	0,078	0,025	0,099	0,070	0,029	0,126	0,094	0,032	0,152	0,113	0,038	0,161	0,050	0,111	0,033	0,008	0,025	0,673	0,413	0,260	61	39		
3	0,146	0,094	0,052	0,098	0,071	0,027	0,116	0,052	0,064	0,015	0,003	0,013	0,017	0,003	0,014	0,028	0,004	0,024	0,420	0,227	0,194	54	46		
4	0,268	0,194	0,074	0,162	0,101	0,061	0,172	0,128	0,044	0,199	0,139	0,060	0,141	0,043	0,098	0,026	0,005	0,021	0,968	0,610	0,358	63	37		
5	0,648	0,463	0,185	0,547	0,431	0,117	0,507	0,313	0,194	0,276	0,202	0,074	0,017	0,003	0,014	0,032	0,007	0,025	2,027	1,419	0,608	70	30		
6	0,557	0,427	0,130	0,224	0,170	0,054	0,210	0,162	0,049	0,211	0,160	0,051	0,259	0,194	0,065	0,026	0,006	0,021	1,488	1,120	0,368	75	25		
7	0,517	0,388	0,129	0,307	0,232	0,075	0,233	0,176	0,057	0,279	0,210	0,070	0,309	0,233	0,076	0,034	0,011	0,023	1,680	1,250	0,430	74	26		
8	0,589	0,444	0,145	0,277	0,209	0,068	0,209	0,157	0,052	0,257	0,196	0,061	0,264	0,198	0,066	0,029	0,010	0,019	1,625	1,214	0,411	75	25		
9	0,437	0,326	0,112	0,229	0,168	0,061	0,235	0,172	0,063	0,299	0,218	0,081	0,354	0,258	0,097	0,577	0,420	0,156	2,131	1,562	0,570	73	27		
10	0,562	0,425	0,137	0,314	0,228	0,085	0,376	0,254	0,122	0,461	0,336	0,125	0,529	0,388	0,142	0,825	0,600	0,225	3,067	2,231	0,836	73	27		
11	0,541	0,385	0,156	0,283	0,203	0,080	0,308	0,224	0,084	0,380	0,276	0,104	0,436	0,317	0,118	0,688	0,502	0,187	2,636	1,907	0,729	72	28		
12	0,519	0,362	0,156	0,280	0,199	0,081	0,300	0,213	0,087	0,361	0,259	0,103	0,423	0,298	0,124	0,656	0,466	0,190	2,539	1,797	0,742	71	29		
13	0,637	0,429	0,208	0,281	0,198	0,083	0,285	0,201	0,084	0,352	0,247	0,105	0,409	0,286	0,123	0,570	0,404	0,167	2,534	1,765	0,769	70	30		
14	0,601	0,403	0,198	0,269	0,184	0,085	0,300	0,205	0,095	0,373	0,256	0,117	0,428	0,293	0,135	0,656	0,450	0,205	2,626	1,791	0,834	68	32		
15	0,632	0,385	0,247	0,345	0,222	0,123	0,293	0,193	0,100	0,349	0,231	0,119	0,419	0,277	0,142	0,632	0,419	0,213	2,671	1,726	0,944	65	35		
16	0,628	0,390	0,238	0,343	0,211	0,132	0,301	0,190	0,110	0,368	0,238	0,129	0,430	0,273	0,157	0,496	0,322	0,175	2,566	1,624	0,942	63	37		
17	0,517	0,320	0,197	0,568	0,339	0,229	0,597	0,385	0,212	0,687	0,442	0,245	0,042	0,021	0,020	0,067	0,035	0,033	2,478	1,542	0,936	62	38		
18	0,684	0,416	0,268	0,311	0,193	0,118	0,328	0,207	0,122	0,399	0,254	0,145	0,481	0,307	0,174	0,698	0,446	0,252	2,901	1,823	1,078	63	37		

Obs.: - indica que não foi medido.

P<sub>1</sub> a P<sub>6</sub> são os pontos de amostragem situados ao longo do reator, as distâncias indicadas são contadas a partir da base do reator.

A carga biológica do lodo anaeróbico foi calculada de acordo com a Equação 2.20 (Capítulo 2). Os resultados apresentados na Tabela 4.31 e Figura 4.42 indicaram valores da carga biológica mais elevados no início da operação dos reatores. Os valores da 1ª semana foram excluídos da Figura 4.42, para não prejudicarem a escala de visualização. Na 5ª semana de operação pode ser observado o início de uma etapa de valores mais baixos. Foi observado que quanto menor o tempo de detenção hidráulica, maior a carga biológica, assim, o reator S<sub>3</sub> (TDH 2h) foi o que apresentou maiores valores para a carga biológica. A partir da 13ª semana de operação, em média, o reator S<sub>1</sub> (TDH 8h) estava operando com carga biológica 0,29 kgDQO/kgSTV.d, o reator S<sub>2</sub> (TDH 4h) estava com 0,33 kgDQO/kgSTV.d e o reator S<sub>3</sub> (TDH 2h) com 0,57 kgDQO/kgSTV.d.

Tabela 4.31 - Carga biológica - CB (kgDQO/kgSTV.d) na fase 2, 15/08/97 a 18/12/97, amostras coletadas às 6:00 horas

Semana de operação	DQO <sub>eff</sub> (mg/l)	S <sub>1</sub> (TDH = 8h) Q = 0,378 m <sup>3</sup> /d		S <sub>2</sub> (TDH = 4h) Q = 0,756 m <sup>3</sup> /d		S <sub>3</sub> (TDH = 2h) Q = 1,512 m <sup>3</sup> /d	
		MV (kg)	CB	MV (kg)	CB	MV (kg)	CB
1	703	0,032	8,22	0,035	15,19	-	-
2	655	0,053	4,65	0,341	1,45	0,413	2,40
3	620	0,163	1,44	0,664	0,71	0,227	4,13
4	755	0,390	0,73	0,819	0,70	0,610	1,87
5	497	0,448	0,42	0,918	0,41	1,419	0,53
6	572	1,059	0,20	1,612	0,27	1,120	0,77
7	751	0,824	0,34	1,824	0,31	1,250	0,91
8	796	0,822	0,37	1,646	0,37	1,214	0,99
9	617	0,773	0,30	1,588	0,29	1,562	0,60
10	717	0,773	0,35	1,476	0,37	2,231	0,49
11	683	0,776	0,33	1,381	0,37	1,907	0,54
12	535	0,674	0,30	1,416	0,29	1,797	0,45
13	611	0,716	0,32	1,391	0,33	1,765	0,52
14	614	0,866	0,27	1,304	0,36	1,791	0,52
15	531	0,959	0,21	1,405	0,29	1,726	0,47
16	634	0,825	0,29	1,470	0,33	1,624	0,59
17	659	0,730	0,34	1,500	0,33	1,542	0,65
18	821	1,103	0,28	1,681	0,37	1,823	0,68

Obs.: - indica que não foi medido, MV é a massa de lodo volátil acumulada no reator

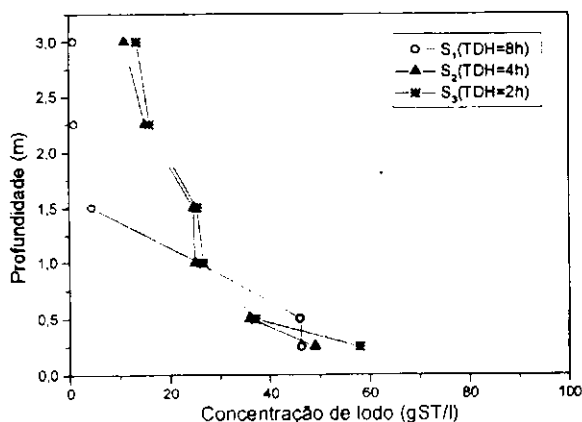


Figura 4.41 - Concentração de lodo nos reatores ao final da fase 2

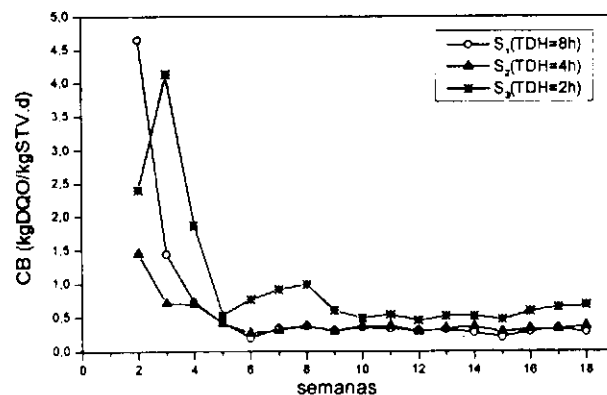


Figura 4.42 - Carga biológica nos reatores na fase 2

# CAPÍTULO 5

## DISCUSSÃO DOS RESULTADOS

### **5.1 – A auto-inoculação na partida de um reator UASB tratando esgoto sanitário**

van Haandel e Lettinga (1994) concluíram que o esgoto sanitário possui características que favorecem a auto-inoculação durante a partida do UASB: não somente há a existência de uma população bacteriana favorável à digestão anaeróbia, no próprio afluente, mas também as condições ambientais necessárias para a digestão anaeróbia são favoráveis. Mas, os mesmos autores também mostram que as experiências desenvolvidas indicam vantagens em se inocular previamente um reator UASB, mesmo para o tratamento de esgoto sanitário. De fato, a auto-inoculação é considerada a forma mais desfavorável de proceder a partida, uma vez que esse processo demanda um tempo considerável para que seja alcançado o desempenho pleno do reator. Por outro lado, em termos práticos, nem sempre é possível adquirir inóculo em quantidade e qualidade satisfatórias. Neste caso (e geralmente é o que acontece) pode ser necessário se dar a partida do reator sem inoculação prévia.

O principal problema durante a partida, aliado ao período necessário para a auto-inoculação, é que há o risco de “azedamento” do conteúdo do reator. Uma análise, segundo o diagrama de Deffeyes (Deffeyes, 1956 citado por van Haandel e Lettinga, 1994), mostrou a possibilidade de “azedamento” no tratamento anaeróbio de um esgoto sanitário, com características semelhantes ao encontrado na cidade de Campina Grande. Esse risco existe, principalmente, quando a fermentação ácida prevalece sobre a fermentação metanogênica. A cinética bacteriana é que vai realmente definir se ocorrerá, ou não, a queda acentuada do pH, ou seja, se a metanogênese vai conseguir acompanhar a fermentação ácida. Isto apenas pode ser verificado experimentalmente. Segundo a bibliografia consultada, ainda não está bem definido qual o tempo de detenção hidráulica mínimo para se iniciar a operação de um UASB sem inoculação prévia e qual a influência do tempo de detenção hidráulica sobre o período necessário para se concluir a auto-inoculação.

#### **5.1.1 – Características do esgoto afluente**

A concentração de DQO afluente média foi aproximadamente 600 mg/l, sendo os valores mínimos (100 a 200 mg/l) encontrados entre as 4:00 e 6:00 horas da manhã e os valores máximos se apresentavam entre às 10:00 e 12:00 horas (800 a 1000 mg/l).

Estes resultados retrataram os hábitos da população da cidade, na qual se produzia um efluente mais concentrado, em termos de DQO, próximo ao meio dia e de baixa concentração durante a madrugada. Os sólidos totais, voláteis e fixos no afluente apresentaram concentração média, ao longo das duas fases de experimentos, com os seguintes resultados: ST=1050 mg/l, STV=356 mg/l e STF=695 mg/l, sendo que a fração volátil dos sólidos totais variou entre 20 e 40%. Em relação aos sólidos suspensos no afluente, as médias apresentadas, durante as duas fases dos experimentos, foram: SST=178 mg/l, SSV=146 mg/l e SSF=32 mg/l, sendo a fração volátil por volta de 60 a 80%. O esgoto sanitário de Campina Grande, afluente dos reatores UASB nesta pesquisa, pode ser classificado quanto às concentrações de matéria orgânica e sólidos, como sendo médio (Metcalf & Eddy, 1991).

Avaliadas apenas na segunda fase dos experimentos (agosto a dezembro/97), a alcalinidade total afluente apresentou em média 337 mgCaCO<sub>3</sub>/l, a alcalinidade de bicarbonato em torno de 274 mgCaCO<sub>3</sub>/l e a concentração de ácidos graxos voláteis, em média, 75 mgHAc/l. Os valores encontrados para alcalinidade no esgoto sanitário da cidade de Campina Grande são altos, quando comparados às demais cidades. Isto pode ser atribuído à alcalinidade elevada encontrada na água de abastecimento dessa cidade. O pH médio do afluente se manteve, durante todo o experimento, em 7,2 e sem variar significativamente durante o dia (desvio padrão máximo 0,1), isto devido à alta alcalinidade do esgoto. A temperatura média do afluente permaneceu, durante todo o experimento, numa faixa de 26°C e também não apresentava variações significativas ao longo de um dia completo (desvio padrão máximo 1°C).

### **5.1.2 – Parâmetros operacionais**

A particularidade dos reatores UASB utilizados nesta pesquisa diz respeito ao separador de fases, o qual teve a configuração diferenciada dos reatores convencionais. Esta nova configuração do separador de fases precisa ser mais investigada, a fim de verificar se está interferindo positivamente nos resultados.

A vazão afluente em cada reator foi controlada, portanto, não ocorreram variações temporais na carga hidráulica, mas os reatores operaram recebendo variações temporais de carga orgânica, conforme se apresentava o afluente. A carga orgânica volumétrica (COV) média foi, dependendo do tempo de detenção hidráulica no reator,



entre 0,93 e 7,85 kgDQO/m<sup>3</sup>.d, portanto, extrapolando o valor máximo normalmente encontrado para esgoto sanitário, que é de 3,0 kgDQO/m<sup>3</sup>.d (Chernicharo, 1997). O tempo de detenção hidráulica (TDH) variou desde 2 até 14 horas, portanto, alguns reatores foram operados com tempo de detenção hidráulica abaixo do mínimo recomendado, ou seja, menor do que 4,8 horas (Chernicharo, 1997). A velocidade ascensional variou entre 0,3 e 2,0 m/h, dessa forma, também extrapolando os limites recomendados, que deveriam ficar entre 0,5 e 1,0 m/h (Tilche e Vieira, 1991).

### **5.1.3 – Estabilidade operacional**

Apesar do potencial risco de “azedamento”, foi verificado experimentalmente nesta pesquisa, que esse problema não existiu. A estabilidade operacional se manteve ao longo de todo o experimento, em todos os reatores operados. Mesmo para o reator operado com tempo de detenção hidráulica de 2 horas, conseqüentemente, recebendo uma elevada carga orgânica afluyente, em média 7,85 kgDQO/m<sup>3</sup>.d, não apareceram sinais de “azedamento”. Os parâmetros de controle foram temperatura, pH, alcalinidade total, alcalinidade de bicarbonato e ácidos graxos voláteis.

Os valores para temperatura do efluente e do lodo anaeróbio permaneceram na faixa mesófila para a digestão anaeróbia (20 a 45°C). Portanto, os reatores operaram em condições sub-ótimas, uma vez que a digestão máxima ocorre para temperaturas entre 30 e 35°C (van Haandel e Lettinga, 1994 e Chernicharo, 1997). De qualquer forma, van Haandel e Lettinga (1994) e Yu *et al.* (1997) citam que para temperaturas a partir de 20°C a digestão anaeróbia é muito atrativa.

O pH do efluente e do lodo anaeróbio de todos os reatores operados se manteve dentro da faixa de pH adequada para a digestão anaeróbia (6,6 a 7,4), sem que houvesse necessidade de interferir no sistema, seja através da adição de alcalinidade externa ao afluyente ou remoção de acidez do interior dos reatores (Moosbrugger *et al.*, 1993; van Haandel, 1994; van Haandel e Lettinga, 1994 e Chernicharo, 1997). Os valores mínimos para o pH do efluente e do lodo anaeróbio foram encontrados durante as primeiras semanas de operação dos reatores, conforme as características da etapa de partida do UASB, observadas por vários autores (van Haandel e Lettinga, 1994; Oliva, 1997 e Chernicharo, 1997).

Em relação à alcalinidade total (AT) e de bicarbonato (AB), as concentrações encontradas nos efluentes foram aumentando ao longo do experimento, ocorrendo o inverso para os ácidos graxos voláteis (AGV). Os valores encontrados para alcalinidade total, de bicarbonato e ácidos graxos voláteis nas primeiras doze semanas de operação dos reatores mostraram um comportamento coerente com a expectativa do período de partida (van Haandel e Lettinga, 1994).

Um dos fatores que favoreceu a estabilidade operacional dos reatores UASB foi a alta capacidade de tamponamento encontrada no esgoto sanitário da cidade de Campina Grande, a qual é originada da alcalinidade alta da água de abastecimento dessa cidade e outro fator positivo foi a cinética bacteriana da digestão anaeróbia, que favoreceu o desenvolvimento equilibrado entre as fermentações ácida e metanogênica. Para valores menores de alcalinidade afluente, não é possível afirmar que o "azedamento" também será um risco apenas teórico, necessitando de outras investigações experimentais para qualquer afirmação.

#### **5.1.4 – Desempenho dos reatores em termos de remoção de matéria orgânica**

Todos os reatores operados, exceto aquele com tempo de detenção hidráulica 2 horas, apresentaram comportamento semelhante em relação à remoção de matéria orgânica. Mostraram um período inicial de eficiência constante, porém relativamente baixa, seguindo uma fase de eficiência declinante e depois voltando a aumentar até ficar constante. Esse comportamento é coerente com o que afirmaram van Haandel e Lettinga (1994), segundo os quais, inicialmente, o reator funciona como um decantador, removendo a matéria orgânica por processos físicos de sedimentação e somente iniciando mais ativamente o processo biológico, após estabelecidas adequadamente as populações bacterianas para a digestão anaeróbia.

No período inicial de operação dos reatores, em função do tempo de detenção hidráulica, o desempenho em termos de remoção da DQO variou, entre 42 e 57% para o efluente bruto e entre 56 e 78% para o efluente decantado. A partir da 13ª semana de operação dos reatores, exceto para o reator operado com tempo de detenção hidráulica de 2 horas, a remoção de DQO média variou, também dependendo do tempo de detenção hidráulica, entre 58 e 67% para o efluente bruto e entre 68 e 79% para o efluente decantado. Para o efluente decantado a eficiência de remoção da DQO foi maior, confirmando que passar o efluente do UASB por um decantador, pode

melhorar o desempenho do sistema (Barbosa e Sant'Anna Jr., 1989 e Oliva, 1997). Avaliando outros experimentos já apresentados por outros autores e as doze primeiras semanas de operação dos reatores nesta pesquisa, foi observado que a remoção da DQO foi coerente com a etapa de partida por auto-inoculação do UASB e, a partir da 13ª semana o desempenho foi correspondente ao estado estacionário (Haskoning, 1989; Oliveira, 1990; van Haandel e Lettinga, 1994 e Oliva, 1997).

O reator operado com tempo de detenção hidráulica de 2 horas não apresentou um desempenho satisfatório durante o experimento. O problema foi que este reator não apresentou constância na eficiência de remoção da DQO, apesar de apresentar valores da ordem de 68% de remoção, considerando o efluente decantado. Provavelmente, a sobrecarga orgânica (7,85 kgDQO/m<sup>3</sup>.d), aliado à sobrecarga hidráulica, com vazão de 64 l/h e velocidade ascensional 2 m/h foram os fatores que prejudicaram o desempenho deste reator. Uma possível explicação, de acordo com Chernicharo (1997), é o tempo de residência celular (idade do lodo) ter sido inferior ao tempo necessário para um desenvolvimento equilibrado da população de microrganismos responsáveis pela digestão anaeróbia.

#### **5.1.5 – Crescimento do lodo anaeróbio**

A massa total de lodo anaeróbio, acumulada no interior dos reatores ao final do experimento, variou em função do tempo de detenção hidráulica, de 1,0 a 2,9 kgST. Cada reator possuía volume de 126 litros, assim, estes valores podem ser expressos, respectivamente, como 8,3 a 24,2 kgST/m<sup>3</sup>. Quanto menor o tempo de detenção hidráulica no UASB, maior foi a quantidade de lodo acumulada, assim, o valor máximo encontrado foi 2,9 kgST (TDH 2h) e o mínimo foi 1,0 kgST (TDH 14h). Para os reatores operados com tempo de detenção hidráulica de 4, 6 e 8 horas, o total de lodo acumulado foi semelhante ( $\approx$ 2 kgST). Reatores operados com tempo de detenção hidráulica de 6 e 12 horas, na Colômbia, também apresentaram resultados semelhantes entre si para a massa de lodo acumulada (Haskoning, 1989). Baseado nessas informações, é possível dizer que reatores UASB operados com tempos de detenção hidráulica de 4, 6, 8, 12 e 14 horas acumulam praticamente a mesma quantidade de lodo, considerando o mesmo afluente. O total de lodo anaeróbio acumulado em cada reator ficou abaixo da capacidade máxima de acumulação em UASB, que segundo Haskoning (1989) fica entre 31 e 37,5 kgST/m<sup>3</sup>. Nesta pesquisa

não foi realizada nenhuma descarga de lodo, exceto a que ocorreu espontaneamente pelo efluente.

Por volta da 10<sup>a</sup> semana de operação dos reatores, para todos os tempos de detenção hidráulica, foi verificado que ocorreu uma expulsão maior de sólidos nos efluentes, diminuindo o total de lodo acumulado no interior dos reatores. Após essa fase de expulsão de lodo, o total da massa de lodo no interior dos reatores voltou a crescer. Esse comportamento reflete a seleção da biomassa ativa, conforme comentou Chernicharo (1997), onde provavelmente essa expulsão de lodo eliminou a biomassa de sedimentação pobre, proporcionando espaço para um lodo com características melhores em termos de qualidade (sedimentabilidade e atividade biológica) e quantidade. Isto também pode ser verificado pelo surgimento do lodo granulado nos reatores com tempo de detenção hidráulica inferior a 8 horas.

Em média, a concentração do lodo anaeróbio ao final do experimento, ao longo da altura dos reatores, estava entre 13 e 30 gST/l. Para os reatores operados com os maiores tempos de detenção hidráulica, que foram 14 e 8 horas, foram encontradas as menores concentrações médias: 13,4 e 20,7 gST/l, respectivamente. Para os demais reatores, operados com tempos de detenção hidráulica 6, 4 e 2 horas, os resultados foram aproximadamente iguais, por volta de 27 a 30 gST/l. Para o menor tempo de detenção hidráulica utilizado (2 horas), a concentração do lodo anaeróbio foi diminuindo gradualmente da base do UASB ( $\approx 40$  gST/l) até próximo do separador de fases ( $\approx 12$  gST/l), ocorrendo dessa mesma forma para o reator operado com tempo de detenção hidráulica de 4 horas, porém, apenas na primeira fase dos experimentos. Os demais reatores, operados com tempo de detenção hidráulica de 14, 8, 6 e 4 horas (este último apenas na segunda fase), apresentaram concentração mais densa do lodo na base dos reatores ( $\approx 40$  a 60 gST/l) chegando, próximo do separador de fases, a 1 gST/l. Isto demonstra que para tempo de detenção hidráulica menor do que 4 horas e para velocidade ascensional maior do que 1 m/h, há uma expansão maior do leito de lodo. Esses resultados confirmam que o tempo de detenção hidráulica exerce maior influência sobre o perfil da concentração do lodo no interior do reator, mas também influencia a concentração média do lodo anaeróbio no UASB (van Haandel e Lettinga, 1994 e Chernicharo, 1997).

Como o teste da atividade metanogênica específica não foi efetivado (Anexo 1), a carga biológica do lodo anaeróbio foi utilizada como parâmetro auxiliar no acompanhamento da atividade biológica nos reatores. A carga biológica expressa a relação alimento/microrganismo no UASB (Chernicharo, 1997 e van Haandel e Lettinga, 1998). Ghangrekar *et al.* (1996) recomendam não operar o reator UASB durante a partida, recebendo carga biológica superior a 0,15 kgDQO/kgSTV.d, isto para não prejudicar a estabilidade operacional. Apesar de já ter sido verificado experimentalmente que valores para carga biológica até 0,3 kgDQO/kgSTV.d, durante a partida, não prejudicaram a estabilidade operacional do UASB (Chernicharo, 1997). Para todos os reatores operados nesta pesquisa, a carga biológica no início da operação era muito superior aos valores recomendados, mesmo assim, o processo de auto-inoculação foi ocorrendo, sem prejuízo à estabilidade operacional. Os valores elevados da carga biológica do lodo anaeróbio, quando do início da operação dos reatores nesta pesquisa, indicavam que chegava muita carga orgânica no afluente (alimento) para pouca biomassa ativa existente no lodo anaeróbio (microrganismo). Ao longo do experimento, a população dos microrganismos responsáveis pela digestão anaeróbia foi aumentando e a relação alimento/microrganismo apresentou valores entre 0,25 a 0,41 kgDQO/kgSTV.d, exceto o reator operado com tempo de detenção hidráulica de 2 horas, que atingiu 0,57 kgDQO/kgSTV.d. Ghangrekar *et al.* (1996) concluíram que para reatores já operando em estado estacionário atingirem melhor desempenho, em termos de remoção de DQO, é recomendado manter o valor da carga biológica menor do que 0,3 kgDQO/kgSTV.d. Para os reatores operados nesta pesquisa, exceto com tempo de detenção hidráulica igual a 2 horas, esse valor foi gradualmente se estabelecendo.

Foi observado que, após o reator estar produzindo um efluente mais estável em relação à concentração de sólidos, as variações diárias dos sólidos no afluente não mais interferiam na qualidade do efluente, isto foi coerente com as informações de Barbosa e Sant'Anna Jr. (1989) e Haskoning (1989). A partir da 13ª semana de operação dos reatores, os resultados encontrados para a concentração de sólidos suspensos nos efluentes, exceto para o tempo de detenção hidráulica de 2 horas, foram coerentes com os exemplos relatados por outros pesquisadores para UASB operando em estado estacionário (Yu *et al.*, 1997 e Oliva, 1997).

Os sólidos sedimentáveis, que foram acompanhados apenas na segunda fase dos experimentos, mostraram que o UASB que mais expulsava lodo no efluente foi operado com tempo de detenção hidráulica de 2 horas. Os demais reatores, após a 13ª semana de operação, não apresentavam mais do que 1,0 ml/l de sólidos sedimentáveis nos efluentes. Foi verificado, como era de se esperar, que a expulsão do lodo resultou num efeito negativo sobre a qualidade do efluente, pois aumentaram as concentrações da DQO e dos sólidos no efluente.

A espuma que surgiu no topo do UASB, operado com tempo de detenção hidráulica de 2 horas, não foi analisada em laboratório, portanto, apenas é possível supor que tenha sido formada devido à sobrecarga hidráulica (Haskoning, 1989 e Lettinga e Hulshoff, 1991). Mas também a sobrecarga orgânica pode ter contribuído, pois os óleos não digeridos podem ter flotado para a superfície do UASB (van Haandel, 1998). Esta espuma foi retirada para não prejudicar o desprendimento do biogás pelo topo do UASB.

Em relação aos grânulos do lodo anaeróbio, que surgiram nos reatores operados com tempo de detenção hidráulica menor do que 8 horas, esses não foram analisados em laboratório, necessitando de mais investigações para qualquer afirmação sobre as causas da granulação desse lodo (Anexo 2).

### **5.2 – A determinação do período de auto-inoculação na partida**

Foi observado que as doze semanas iniciais de operação dos reatores apresentaram um período de resultados inconstantes. A partir da 13ª semana, exceto para o reator operado com tempo de detenção hidráulica de 2 horas, a situação se estabilizou e o desempenho dos reatores foi se apresentando compatível com o estado estacionário: qualidade constante dos efluentes e quantidade e qualidade constantes para o lodo anaeróbio acumulado em cada reator. Este fato foi interpretado como indicativo do equilíbrio entre a população bacteriana responsável pela digestão anaeróbia e a alimentação disponível. Isto é, havia sido completado o período de partida dos reatores operados com tempo de detenção hidráulica 4, 6, 8 e 14 horas, sem inoculação prévia, em 13 semanas.

Para o reator operado com tempo de detenção hidráulica de 2 horas, provavelmente o fator limitante foi a sobrecarga hidráulica, que pode ter impedido o desenvolvimento da primeira etapa da digestão anaeróbia: a hidrólise. Foi observado que a remoção da DQO, considerando o efluente decantado, foi boa ( $\approx 68\%$ ), mas não é possível afirmar se o processo predominante foi físico ou biológico. Como não foi efetivado o teste da atividade metanogênica (Anexo 1), não é possível afirmar se o lodo acumulado era realmente biomassa ativa, ou apenas formado por material fecal.

O menor tempo de detenção hidráulica utilizado nesta pesquisa que viabilizou a auto-inoculação foi 4 horas. A partida por auto-inoculação ocorreu no mesmo período das 13 semanas independente dos tempos de detenção hidráulica 4, 6, 8 e 14 horas. Para esses reatores, a estabilidade operacional e o desempenho durante a partida, independente do tempo de detenção hidráulica, foram semelhantes.

O objetivo deste trabalho foi definir o período de partida em função do tempo de detenção hidráulica. Portanto, foi considerada concluída a pesquisa quando os resultados apresentaram valores coerentes com outros experimentos, principalmente em relação à estabilidade operacional, à qualidade do efluente em termos da concentração de matéria orgânica e sólidos e à quantidade e qualidade do lodo anaeróbio. Porém, o total de lodo anaeróbio acumulado em cada reator ficou abaixo da capacidade máxima de acumulação em UASB. Com o tempo, esse lodo ainda poderia apresentar algumas alterações de suas características quantitativa e qualitativa, ou seja, apesar de se ter atingido o final da partida, talvez ainda ocorreriam algumas mudanças no desempenho dos reatores até o total estabelecimento do estado estacionário.

**CAPÍTULO 6**  
**CONCLUSÃO**



Os resultados obtidos neste trabalho permitiram concluir que para reator UASB em escala piloto (126 litros), nas condições ambientais deste experimento e para as características do esgoto sanitário utilizado como afluente:

1. É viável a auto-inoculação na partida de um reator UASB tratando esgoto sanitário.
2. Para os valores do tempo de detenção hidráulica de 4, 6, 8 e 14 horas não se verificou nenhuma influência do tempo de detenção hidráulica sobre o período de partida, todos os reatores concluíram a partida em 13 semanas.
3. Para o reator operado com tempo de detenção hidráulica 2 horas, em dezoito semanas de monitoramento, a partida não foi concluída.
4. Na faixa do tempo de detenção hidráulica estudado (2 a 14 horas), durante todo o período de monitoramento, não foram observados sinais de "azedamento" do conteúdo do reator.
5. O tempo de detenção hidráulica mínimo para a auto-inoculação é 4 horas.

# RECOMENDAÇÕES

Durante a realização deste trabalho, novas propostas de estudos surgiram, entre elas:

1. Investigar a auto-inoculação na partida para proporções menos favoráveis entre alcalinidade e DQO, do que as encontradas no esgoto sanitário de Campina Grande.
2. Repetir a investigação da auto-inoculação na partida para o reator operado com tempo de detenção hidráulica de 2 horas, porém, aumentando a duração do experimento. Então, acompanhar a atividade metanogênica específica do lodo e a produção e composição do biogás, a fim de verificar se os fatores que impediram a partida foram físicos ou biológicos.
3. Investigar essa nova configuração do separador de fases, dos reatores UASB utilizados nesta pesquisa, para verificar se interfere positivamente nos resultados.
4. Continuar a tentativa de padronização do teste da atividade metanogênica específica (AME), para identificar e solucionar os problemas de sua execução.
5. Investigar a relação entre o tempo de detenção hidráulica e o surgimento do lodo granulado nos reatores UASB tratando esgoto sanitário que, nesta pesquisa, ocorreu nos reatores operados com tempo de detenção hidráulica menor do que 8 horas.

# ANEXO I

### ***A1.1 – Definição da atividade metanogênica específica***

Sob condições otimizadas de temperatura, pH, potencial redox e concentração de nutrientes, pode-se determinar a atividade metanogênica específica (AME) de uma amostra de lodo em laboratório (Monteggia, 1997). O resultado é obtido a partir da produção de biogás, por unidade de biomassa e por unidade de tempo. O resultado pode ser expresso em termos de biogás ou, podendo ser separado o gás metano do gás carbônico, em termos de metano gerado, por grama de sólidos totais voláteis, em uma hora (ml CH<sub>4</sub>/gSTV.h).

### ***A1.2 - Propostas de metodologia***

Monteggia (1997) comenta que as informações disponíveis sobre a avaliação da AME indicam diferentes rotinas laboratoriais, assim como diferentes tipos e concentrações de substrato, variações também na adoção da concentração da biomassa e diversos sistemas e equipamentos. Entre os exemplos citados por Monteggia (1997) têm-se os sistemas empregando frascos selados, os sistemas empregando deslocamento de água para medição do volume do gás produzido e os sistemas automatizados. Segundo Chernicharo (1997) alguns métodos para avaliação da AME são imprecisos e outros são dispendiosos e sofisticados, dificultando o procedimento rotineiro. De acordo com as metas previstas no Programa PROSAB (vide Capítulo 2, item 2.2), as equipes integrantes do Tema 2 (Tratamento de esgotos sanitários por processos anaeróbios e por disposição controlada no solo) deverão estabelecer um procedimento padrão para avaliação da AME, de forma a possibilitar a execução do teste de maneira precisa e prática (Chernicharo, 1997).

### ***A1.3 - Procedimento adotado na UFPB***

Neste trabalho, a fim de acompanhar a atividade metanogênica durante a partida de reatores anaeróbios, foi adotado o método baseado no princípio do deslocamento de líquido para medição do gás (de Zeeuw, 1984). Também foram seguidas as determinações para tentativa de padronização do teste, recomendadas pelas equipes integrantes do Tema 2 do PROSAB (Chernicharo, 1997). Em linhas gerais, segue o procedimento adotado na UFPB:

- foi determinada a concentração de sólidos voláteis do lodo a ser analisado;

- a amostra do lodo foi previamente adaptada à temperatura do teste ( $30^{\circ}\text{C} \pm 2^{\circ}\text{C}$ ) por um período de 12 a 24 horas;
- foi utilizado um frasco de vidro (do tipo para soro de 500 ml), o qual foi denominado reator, onde foram adicionadas até 70% do volume desse frasco, a amostra (lodo já adaptado), as soluções nutrientes, a solução tampão (a fim de manter o valor do pH em 7,0 no frasco reator) e o substrato. O frasco foi vedado com uma tampa de borracha envolvida num anel de alumínio;
- a quantidade necessária da amostra foi determinada, a fim de obter uma mistura final (amostra + soluções nutrientes + solução tampão + substrato) de 2,5 gSTV/l e que ocupasse até 70% do volume do frasco reator;
- um outro frasco (do tipo para soro, porém 1000 ml), também vedado com tampa de borracha envolvida num anel de alumínio, foi fixado de cabeça para baixo e continha uma solução de hidróxido de sódio (NaOH);
- em cada uma das duas tampas foi inserida uma agulha (tipo de injeção), as duas agulhas estavam interligadas por uma mangueira plástica, possibilitando que o biogás formado no frasco reator fosse conduzido para o frasco contendo a solução NaOH;
- a solução NaOH absorvia o gás carbônico proveniente do biogás. Para garantir que havia absorção de todo o  $\text{CO}_2$  durante o teste, foi adicionado o indicador fenolftaleína na solução NaOH até ser atingida a cor rósea (pH acima de 8,2);
- aproximadamente no meio dessa mangueira plástica, entre os dois frascos, foi colocado um tê de vidro. A função desse tê era deixar uma saída, para que eventuais vazamentos da solução NaOH não fossem levados para o frasco reator;
- uma segunda agulha (também de injeção) inserida na tampa do frasco com a solução NaOH, permitia a saída de parte da solução, correspondente a parcela deslocada pelo biogás, para uma proveta graduada e
- o volume da solução NaOH deslocada para a proveta, equivalente ao volume do metano gerado, foi sendo registrado para os intervalos de tempo determinados.

O sistema foi instalado sob uma das bancadas no laboratório. Esse espaço abaixo da bancada recebeu um isolamento térmico (revestimento com isopor nas paredes internas e nas portas). A temperatura interna foi controlada por um termostato para

garantir 30°C. O teste foi realizado em duplicata. A Figura A1.1 mostra o sistema que foi utilizado, durante esta investigação, na UFPB.

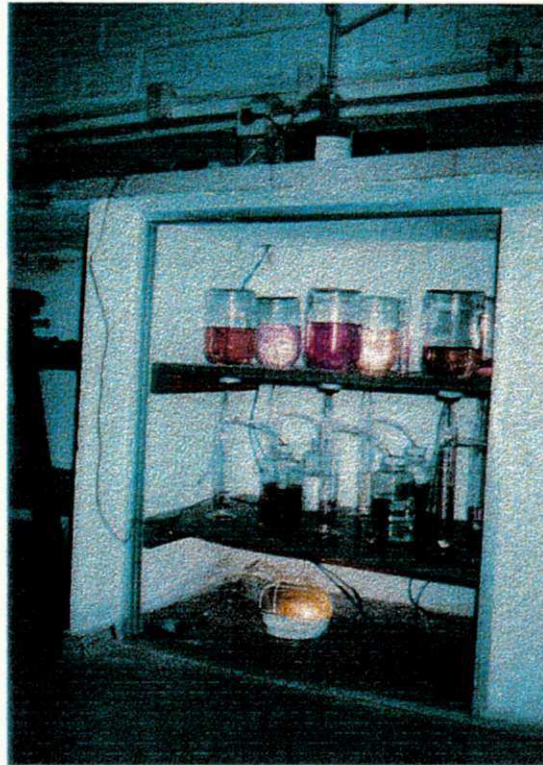


Figura A1.1 – Sistema para determinação da AME na UFPB

#### ***A1.4 – Dificuldades operacionais do teste da AME na UFPB***

Uma série de problemas impossibilitou a confiabilidade nos resultados do teste da atividade metanogênica específica desenvolvido na UFPB. Os valores obtidos não se mostraram consistentes e também se apresentaram incoerentes com a expectativa teórica. A questão decisiva no sentido de não acatar os resultados, foi o fato de ter ocorrido formação de gás na prova em branco (sem amostra de lodo). O fato do deslocamento da solução NaOH, no frasco ligado ao reator com a prova em branco, que não deveria produzir gás, pode ter sido indicativo de que a tampa utilizada nos frascos não era estanque, ou seja, possibilitava a troca de gases entre os frascos e o ambiente. As conexões, entre mangueira e seringa, também podem ter representado um ponto frágil no sentido da estanqueidade, mesmo tomando todos os cuidados durante a montagem do sistema. O procedimento adotado nesta investigação já foi utilizado com sucesso em outros laboratórios de pesquisa, encontra-se bem detalhado em de Zeeuw (1984), portanto, as possibilidades de falhas estão sendo analisadas e novas tentativas serão desenvolvidas.

# ANEXO 2



### A2.1 - A granulação do lodo no UASB

O lodo granulado pode ser definido como uma biomassa com certas propriedades que o torna muito apropriado para os sistemas anaeróbios de fluxo ascendente, onde ocorre a metanogênese. A atividade metanogênica específica do lodo granulado geralmente fica entre 0,5 e 2,0 gDQO-CH<sub>4</sub>/gSSV.d, dependendo das fontes de energia e carbono onde os grânulos são desenvolvidos (Schmidt e Ahring, 1996). A velocidade de sedimentação do lodo granulado pode ser classificada em três tipos: sedimentação pobre (até 20 m/h), sedimentação satisfatória (20 a 50 m/h) e sedimentação boa (acima de 50 m/h). São reportados valores entre 18 e 100 m/h (Schmidt e Ahring, 1996). Os grânulos que compõem esse lodo apresentam, geralmente, formato esférico, superfície bem definida e dimensões variando entre 0,14 e 5,0 mm. Na Tabela A2.1 estão relacionadas as características mais importantes do lodo granulado e suas funções no tratamento de águas residuárias em reatores anaeróbios de fluxo ascendente.

Tabela A2.1 – Características do lodo granulado e suas funções nos sistemas anaeróbios de fluxo ascendente para o tratamento de águas residuárias

Características	Função
Atividade biológica	A alta atividade metanogênica específica contribui para a conversão e remoção dos componentes orgânicos das águas residuárias.
Velocidade de sedimentação	A alta velocidade de sedimentação dos grânulos, em comparação com o lodo floculento, contribui para a retenção de biomassa no interior do reator.
Resistência mecânica	A morfologia do grânulo e a alta sedimentabilidade contribuem para evitar a perda de lodo no efluente.

Fonte: Alphenaar (1994)

Schmidt e Ahring (1996) e Chernicharo (1997) comentam que a formação dos grânulos está relacionada a fatores físicos, químicos e biológicos, entre eles:

- as características do substrato quanto à composição e concentração, sendo que os efluentes ricos em carboidratos e ácidos voláteis são mais favoráveis à granulação;
- a compressão gravitacional das partículas de lodo e a taxa superficial de liberação do biogás;
- as condições ideais para o crescimento das bactérias metanogênicas, especialmente *Methanosaeta spp.* e *Methanosarcina spp.* e

- a velocidade ascensional do líquido através do manto de lodo, pois proporciona uma constante pressão sobre os microrganismos, facilitando a adesão entre eles.

Segundo Schmidt e Ahring (1996) o processo de granulação pode ser dividido em quatro passos, sendo: (1) o transporte de células para a superfície de um material inerte ou para outra célula; (2) a adsorção do substrato devido às forças físico-químicas; (3) a adesão do substrato às células pela ação dos microrganismos e, por último, (4) a multiplicação dos microrganismos desenvolvendo novos grânulos.

Noyola e Moreno (1994), a partir de um lodo floculento obtido em sistema de lodo ativado, apresentaram uma metodologia para a granulação rápida de lodo, com período inferior a 8 horas. Basicamente, em experimentos de bancada, a granulação ocorreu após a aplicação de alta velocidade ascensional (1 a 50 m/h). O lodo granulado com essa metodologia foi utilizado como inóculo em UASB e manteve as características dos grânulos, mesmo quando o reator foi operado com velocidade ascensional inferior ao experimento (0,08 m/h).

Nos experimentos de Barbosa e Sant'Anna Jr. (1989), um reator UASB alimentado com esgoto sanitário, sem inoculação prévia, apresentou em um mês de operação, grânulos de aproximadamente 1,0 mm de diâmetro. A incidência do lodo granulado foi progressiva e ao final de nove meses de operação, os grânulos chegaram a medir 8,0 mm de diâmetro.

No tratamento de águas residuárias, utilizando reator UASB, o lodo granulado não é essencial para serem obtidos padrões satisfatórios de qualidade do efluente. Porém, a combinação das características físicas e microbiológicas desse lodo são favoráveis ao desempenho dos reatores. Entre as vantagens da presença de lodo granulado podem ser citadas (Chernicharo, 1997) :

- a não utilização de meios inertes, para suporte de bactérias, propicia um aproveitamento máximo do volume do reator;
- os microrganismos se apresentam densamente agrupados;
- a forma esférica dos grânulos proporciona uma relação máxima entre o número de microrganismos na biomassa e o volume do reator e
- os grânulos apresentam excelentes propriedades de sedimentação.

# ANEXO 3

### A3.1 – Monitoramento do esgoto sanitário afluente por 24 horas consecutivas

São comuns as variações das características do afluente ao longo de um dia completo. Isto ocorre em função dos hábitos da população e do sistema de esgotamento sanitário. Para avaliar o desempenho do UASB é preciso considerar essas variações. Para tanto, foram realizadas quatro campanhas de amostragem durante o período desta pesquisa. Nessas campanhas, amostras pontuais do afluente eram coletadas a cada 2 horas, durante 24 horas consecutivas. Os resultados encontrados permitiram conhecer as variações do afluente, ao longo de um dia completo, para os valores da DQO, pH, temperatura, alcalinidade total, alcalinidade de bicarbonato, ácidos graxos voláteis e sólidos totais, fixos e voláteis. Numa dessas campanhas de amostragem, durante a segunda fase dos experimentos, o efluente do reator S<sub>1</sub> (TDH 8h) também foi monitorado, porém, apenas quanto à DQO (Capítulo 4, item 4.3.4).

A campanha de 11 e 12/02/98 foi iniciada às 12:00 horas do dia 11/02/98. A campanha de 11 e 12/06/97 foi iniciada às 06:00 horas do dia 11/06/97. A campanha de 21 e 22/10/97 foi iniciada às 6:00 horas do dia 21/10/97. A campanha de 05 e 06/11/97 foi iniciada às 12:00 horas do dia 05/11/97.

### A3.2 – DQO do esgoto sanitário afluente

Seguem os resultados obtidos para a DQO nas quatro campanhas, duas referentes à primeira fase dos experimentos e duas referentes à segunda fase (Figura A3.1 e Tabela A3.1). A DQO foi o parâmetro que mais variou ao longo de um dia completo. Apresentou valores mínimos entre as 4:00 e 6:00 horas ( $\approx 142$  mg/l) e os valores máximos entre 10:00 e 12:00 horas ( $\approx 903$  mg/l). No mês de junho foram encontrados os menores valores da DQO, provavelmente em função das chuvas no período.

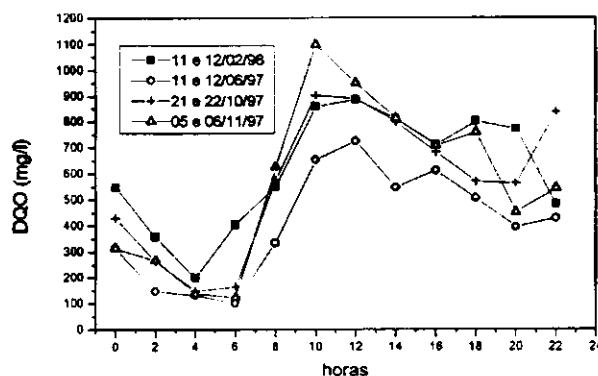


Figura A3.1 - Variação diária da DQO afluente

Tabela A3.1 - Variação diária da DQO afluente

Horário da coleta	DQO (mg/l)			
	11 e 12/02/98	11 e 12/06/97	21 e 22/10/97	05 e 06/11/97
0:00	548	314	430	314
2:00	357	146	264	267
4:00	199	130	147	137
6:00	404	100	165	122
8:00	551	335	576	626
10:00	858	653	902	1099
12:00	886	725	890	949
14:00	813	548	799	813
16:00	711	613	683	708
18:00	802	506	571	759
20:00	772	395	564	452
22:00	483	429	837	544
Média	615	408	569	566
Máximo	886	725	902	1099
Mínimo	199	100	147	122
Desvio padrão	224	210	271	316

### A3.3 – pH do esgoto sanitário afluente

Seguem os resultados obtidos para o pH em três campanhas, uma referente à primeira fase dos experimentos e duas referentes à segunda fase (Tabela A3.2 e Figura A3.2). O pH apresentou seus valores máximos por volta das 8:00 horas e seus valores mínimos entre 12:00 e 14:00 horas. Porém, essas variações não passaram de 0,1 para o desvio padrão, mantendo a média em 7,0.

Tabela A3.2 - Variação diária do pH afluente

Horário da coleta	pH		
	11 e 12/06/97	21 e 22/10/97	05 e 06/11/97
0:00	7,03	7,13	6,97
2:00	7,04	7,11	6,99
4:00	7,03	7,07	7,02
6:00	7,06	7,12	7,05
8:00	7,31	7,23	7,20
10:00	7,02	6,92	6,82
12:00	6,83	6,81	6,79
14:00	6,75	6,87	6,84
16:00	6,95	6,96	6,86
18:00	6,97	6,89	6,95
20:00	6,82	7,05	6,90
22:00	6,90	6,81	6,98
Média	6,98	7,00	6,95
Máximo	7,31	7,23	7,20
Mínimo	6,75	6,81	6,79
Desvio padrão	0,1	0,1	0,1

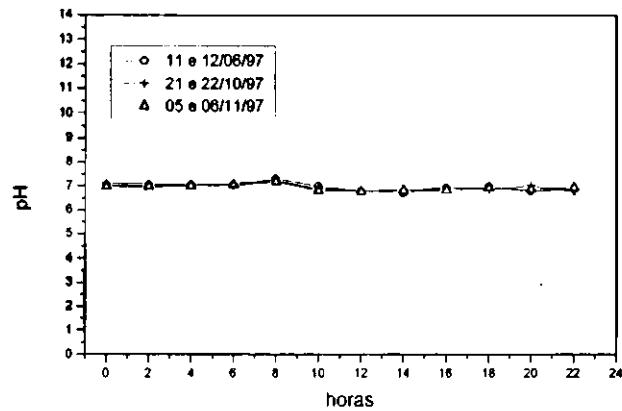


Figura A3.2 - Variação diária do pH afluente

#### A3.4 – Temperatura do esgoto sanitário afluente

Seguem os resultados obtidos em três campanhas, uma referente à primeira fase dos experimentos e duas referentes à segunda fase (Figura A3.3 e Tabela A3.3). A temperatura ao longo de um dia completo não variou mais do que 1,8°C. O que se observou foi o aumento da temperatura média, crescendo do mês de junho, para outubro e novembro, correspondendo com a mudança das estações, do final do outono para a primavera. As temperaturas ao longo de um dia completo eram mais elevadas entre as 12:00 e 14:00 horas e mais baixas durante a madrugada.

Tabela A3.3 - Variação diária da temperatura afluente

Horário da coleta	T (°C)		
	11 e 12/06/97	21 e 22/10/97	05 e 06/11/97
0:00	24,1	26,6	27,7
2:00	23,8	26,6	27,3
4:00	23,2	26,7	27,3
6:00	23,4	26,7	27,6
8:00	24,1	27,2	28,0
10:00	24,5	28,2	29,0
12:00	24,8	28,3	29,6
14:00	26,1	28,7	29,4
16:00	25,2	28,4	29,2
18:00	24,4	27,5	28,3
20:00	23,8	26,9	26,5
22:00	24,3	27,1	27,7
Média	24,3	27,4	28,1
Máximo	26,1	28,7	29,6
Mínimo	23,2	26,6	26,5
Desvio padrão	0,8	0,8	1,0

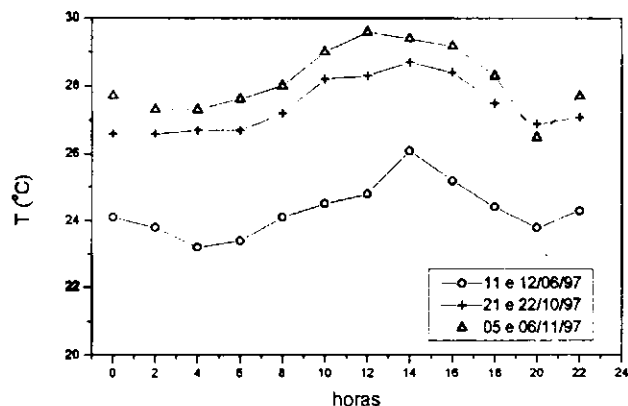


Figura A3.3 - Variação diária da temperatura af luente

### A3.5 – Alcalinidade total, alcalinidade de bicarbonato e ácidos graxos voláteis do esgoto sanitário af luente

Seguem os resultados obtidos para alcalinidade total, alcalinidade de bicarbonato e ácidos graxos voláteis em três campanhas, uma referente à primeira fase dos experimentos e duas referentes à segunda fase.

A alcalinidade total não foi um parâmetro muito variável ao longo de um dia completo, o desvio padrão não passou de 1,2 meq/l. Apresentou valores máximos por volta das 8:00 horas e valores mínimos próximo das 6:00 horas (Tabela A3.4 e Figura A3.4).

Tabela A3.4 - Variação diária da alcalinidade total af luente

Horário da coleta	AT (meq/l)		
	11 e 12/06/97	21 e 22/10/97	05 e 06/11/97
0:00	6,0	5,2	5,8
2:00	5,9	4,8	5,0
4:00	5,4	3,9	4,3
6:00	4,8	8,2	4,3
8:00	6,6	6,3	7,1
10:00	6,9	6,0	6,1
12:00	5,6	4,9	4,8
14:00	5,0	4,8	4,8
16:00	5,7	4,9	5,7
18:00	5,7	4,1	6,1
20:00	6,1	4,9	5,9
22:00	5,8	4,4	5,9
Média	5,8	5,2	5,5
Máximo	6,9	8,2	7,1
Mínimo	4,8	3,9	4,3
Desvio padrão	0,6	1,2	0,8

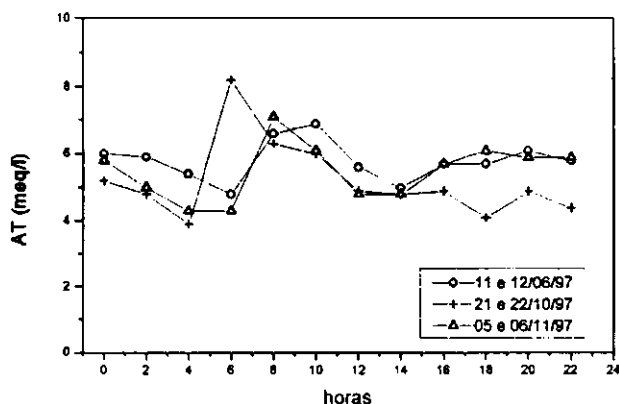


Figura A3.4 - Variação diária da alcalinidade total afluente

A alcalinidade de bicarbonato mostrou um comportamento diferente da alcalinidade total em relação aos valores mínimos que, nesse caso, ocorreram por volta das 16:00 horas. A variação ao longo do dia não passou do desvio padrão de 0,8 meq/l e os valores máximos também ocorreram às 8:00 horas (Tabela A3.5 e Figura A3.5).

Tabela A3.5 - Variação diária da alcalinidade de bicarbonato afluente

Horário da coleta	AB (meq/l)		
	11 e 12/06/97	21 e 22/10/97	05 e 06/11/97
0:00	4,9	4,2	4,6
2:00	5,1	3,9	3,9
4:00	4,2	3,1	3,8
6:00	4,4	4,8	3,7
8:00	6,1	5,3	5,9
10:00	5,6	4,4	4,8
12:00	4,4	3,4	3,2
14:00	4,0	3,3	2,9
16:00	4,6	3,4	4,2
18:00	4,6	3,0	4,6
20:00	4,9	3,7	4,8
22:00	4,6	3,3	4,0
Média	4,8	3,8	4,2
Máximo	6,1	5,3	5,9
Mínimo	4,0	3,0	2,9
Desvio padrão	0,6	0,7	0,8

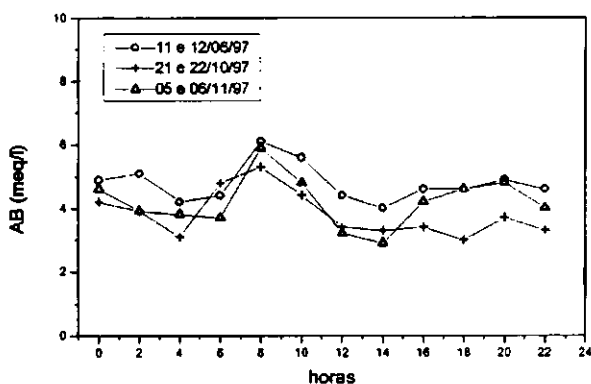


Figura A3.5 - Variação diária da alcalinidade de bicarbonato afluente



Os ácidos graxos voláteis apresentaram pouca variação ao longo de 24 horas, sendo o desvio padrão no máximo 0,4 meq/l. Os valores máximos ocorreram próximo das 12:00 horas e os mínimos por volta das 6:00 horas (Tabela A3.6 e Figura A3.6).

Tabela A3.6 - Variação diária dos ácidos graxos voláteis afluente

Horário da coleta	AGV (meq/l)		
	11 e 12/06/97	21 e 22/10/97	05 e 06/11/97
0:00	1,0	0,8	1,0
2:00	0,7	0,7	0,9
4:00	1,0	0,6	0,5
6:00	0,3	0,3	0,5
8:00	0,5	0,9	1,0
10:00	1,1	1,3	1,1
12:00	1,0	1,3	1,5
14:00	0,8	1,3	1,6
16:00	0,9	1,3	1,3
18:00	0,9	0,9	1,3
20:00	1,0	1,0	0,9
22:00	1,0	0,9	1,6
Média	0,8	0,9	1,1
Máximo	1,1	1,3	1,6
Mínimo	0,3	0,3	0,5
Desvio padrão	0,2	0,3	0,4

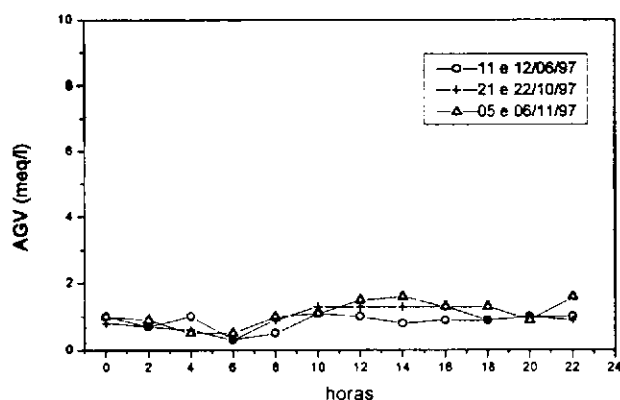


Figura A3.6 - Variação diária dos ácidos graxos voláteis afluente

### A3.6 – Sólidos totais do esgoto sanitário afluente

Seguem os resultados obtidos em três campanhas, uma referente à primeira fase dos experimentos e duas referentes à segunda fase.

Os sólidos totais apresentaram seus valores máximos por volta das 12:00 horas e os mínimos às 6:00 horas. A variação ao longo das 24 horas apresentou desvio padrão máximo de 186 mg/l (Tabela A3.7 e Figura A3.7).

Tabela A3.7 - Variação diária dos sólidos totais afluente

Horário da coleta	ST (mg/l)		
	11 e 12/06/97	21 e 22/10/97	05 e 06/11/97
0:00	883	1061	1089
2:00	843	1013	1054
4:00	773	876	918
6:00	754	863	796
8:00	904	954	1098
10:00	1123	1258	1380
12:00	1194	1414	1479
14:00	988	1277	1169
16:00	1134	1227	1242
18:00	1297	1197	1262
20:00	1005	1211	1186
22:00	899	1348	1137
Média	983	1142	1151
Máximo	1297	1414	1479
Mínimo	754	863	796
Desvio padrão	172	183	186

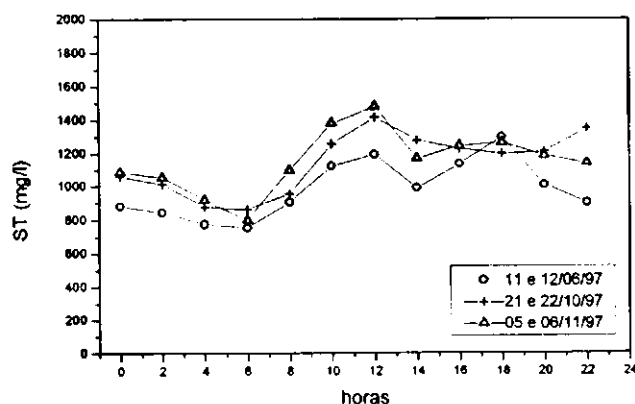


Figura A3.7 - Variação diária dos sólidos totais afluente

Os sólidos totais voláteis seguiram a mesma tendência, porém o desvio padrão máximo foi 117 mg/l (Figura A3.8 e Tabela A3.8).

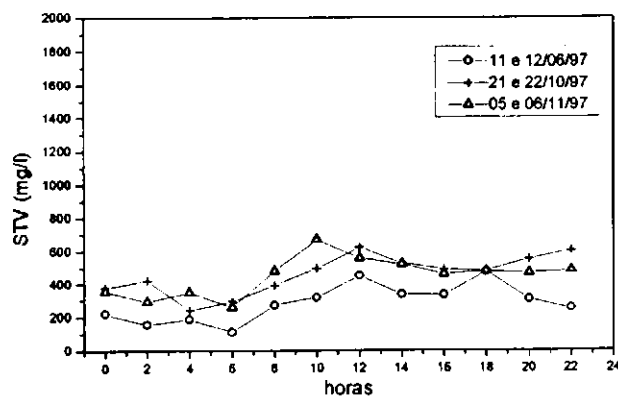


Figura A3.8 - Variação diária dos sólidos totais voláteis afluente

Tabela A3.8 - Variação diária dos sólidos totais voláteis afluente

Horário da coleta	STV (mg/l)		
	11 e 12/06/97	21 e 22/10/97	05 e 06/11/97
0:00	221	377	357
2:00	157	422	293
4:00	186	241	349
6:00	110	293	259
8:00	272	391	480
10:00	318	496	669
12:00	450	622	559
14:00	337	529	521
16:00	332	488	460
18:00	475	481	477
20:00	304	552	467
22:00	251	602	483
Média	284	458	448
Máximo	475	622	669
Mínimo	110	241	259
Desvio padrão	110	117	116

Os sólidos totais fixos também apresentaram seus valores máximos por volta das 12:00 horas e os mínimos às 6:00 horas. A variação ao longo das 24 horas apresentou desvio padrão máximo de 106 mg/l (Tabela A3.9 e Figura A3.9).

Tabela A3.9 - Variação diária dos sólidos totais fixos afluente

Horário da coleta	STF (mg/l)		
	11 e 12/06/97	21 e 22/10/97	05 e 06/11/97
0:00	662	684	732
2:00	686	591	761
4:00	587	635	569
6:00	644	570	537
8:00	632	562	618
10:00	805	762	711
12:00	744	792	920
14:00	651	748	648
16:00	802	739	782
18:00	822	716	785
20:00	701	659	719
22:00	648	746	654
Média	699	684	703
Máximo	822	792	920
Mínimo	587	562	537
Desvio padrão	77	79	106

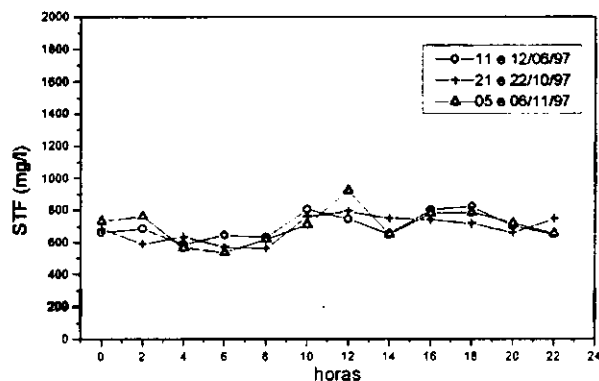


Figura A3.9 - Variação diária dos sólidos totais fixos afluente

# ANEXO 4

#### **A4.1 – Considerações sobre a determinação de AGV e AB**

As determinações dos ácidos graxos voláteis (AGV) e da alcalinidade de bicarbonato (AB) foram feitas segundo o método descrito por DiLallo e Albertson (1961), aqui denominado de método DiLallo. DiLallo e Albertson (1961) consideraram que:

- (1) a alcalinidade total (AT), determinada através da titulação alcalimétrica até pH = 4,0 é devido, principalmente, ao sistema carbônico e aos ácidos orgânicos voláteis (AGV). Os outros sistemas ácido/base fracos, como os sistemas fosfórico e amoniacal, que no caso de esgoto doméstico também estão presentes, não são importantes. Segundo essa consideração a alcalinidade total é dada pelo resultado da soma entre a alcalinidade de bicarbonato (AB) e a alcalinidade de ácidos voláteis (AAV), conforme a Equação A4.1;

$$AT = AB + AAV \quad (A4.1)$$

- (2) que o abaixamento do pH da amostra titulada até pH de  $3,3 \pm 0,2$ , com a posterior fervura da amostra, eliminam o sistema carbônico e conseqüentemente a acidez mineral e, desta maneira, a titulação acidimétrica do pH = 4,0 até pH = 7,0, resulta no valor da alcalinidade negativa ou alcalinidade de ácidos voláteis e

- (3) a partir de observações experimentais, DiLallo e Albertson (1961) fizeram ainda a seguinte consideração com relação a concentração de AGV:

- quando a alcalinidade de ácidos voláteis é menor do que 180 mgCaCO<sub>3</sub>/l, considera-se esta igual a concentração de ácidos graxos voláteis e

$$AAV < 180 \rightarrow AGV = AAV$$

- quando a alcalinidade de ácidos voláteis é maior do que 180 mgCaCO<sub>3</sub>/l, considera-se que a concentração de ácidos graxos voláteis (AGV) é igual ao produto de AAV por 1,5.

$$AAV > 180 \rightarrow AGV = AAV \cdot 1,5$$

Em todas as análises efetuadas nesta pesquisa, a concentração da alcalinidade de ácidos voláteis foi menor do que 180 mgCaCO<sub>3</sub>/l, portanto, sempre foi considerado o resultado para AAV como sendo o valor para AGV. Neste caso, a concentração da

alcalinidade de bicarbonato (AB) foi obtida pela diferença entre a concentração da alcalinidade total (AT) e a concentração de ácidos graxos voláteis (AGV).

#### **A4.2 – Resumo do método DiLallo**

- coloca-se em um béquer 50 mililitros de amostra filtrada e determina-se o pH;
- titula-se a amostra com uma solução ácida de concentração normal conhecida, anotando-se o volume utilizado, até reduzir o pH para 4,0;
- continua-se adicionando ácido à amostra até baixar o pH para  $3,4 \pm 0,1$ ;
- ferve-se “gentilmente” a amostra (a fim de não volatilizar, também, os ácidos orgânicos) durante 3 minutos para desprender o gás carbônico;
- deixa-se a amostra esfriar até temperatura ambiente;
- adiciona-se uma solução básica, até subir o pH para 4,0;
- titula-se a amostra com a solução básica de concentração normal conhecida, anotando-se o volume utilizado para elevar o pH de 4,0 para 7,0;
- efetuam-se os cálculos para AT (Equação A4.2) e AAV (Equação A4.3).

$$AT = \frac{V_{\text{ácido}} \cdot N_{\text{ácido}} \cdot 50000}{V_{\text{amostra}}} \quad (\text{A4.2})$$

onde:

AT = alcalinidade total (mgCaCO<sub>3</sub>/l)

V<sub>ácido</sub> = volume da solução ácida utilizada para reduzir o pH até 4,0 (ml)

N<sub>ácido</sub> = normalidade da solução ácida, HCl ou H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> (eq/l)

V<sub>amostra</sub> = volume da amostra, no caso = 50 ml

Obs.: o valor de 50000 foi utilizado para converter eq/l para mgCaCO<sub>3</sub>/l

$$AAV = \frac{V_{\text{base}} \cdot N_{\text{base}} \cdot 50000}{V_{\text{amostra}}} \quad (\text{A4.3})$$

onde:

AAV = alcalinidade de ácidos voláteis (mgCaCO<sub>3</sub>/l)

V<sub>base</sub> = volume da solução básica utilizada para elevar o pH de 4,0 até 7,0 (ml)

N<sub>base</sub> = normalidade da solução básica de NaOH (eq/l);

V<sub>amostra</sub> = volume da amostra, no caso = 50 ml

Obs.: o valor de 50000 foi utilizado para converter eq/l para mgCaCO<sub>3</sub>/l

## REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- ABES (1996). Associação Brasileira de Engenharia Sanitária. Suplemento da Revista Bio. *ABES Informa*. Ano 5, n.1. Lamgraf Ltda., Rio de Janeiro.
- ABES (1998). Associação Brasileira de Engenharia Sanitária. Órgão oficial de informação da ABES. *ABES Informa*. Ano 7, n.1. Projefilm Ltda., Rio de Janeiro.
- ABNT (1986). Associação Brasileira de Normas Técnicas. *Estudo e concepção de sistemas de esgoto sanitário – NBR 9648*. ABNT, Rio de Janeiro. 8 p.
- ALAERTS, G. J.; VEENSTRA, S.; BENTVELSEN, M. e van DUIJL, L. A. (1993). Feasibility of anaerobic sewage treatment in sanitation strategies in developing countries. *Wat. Sci. Tech.*, v.27, n.1, pp.179-186.
- ALPHENAAR, A. (1994). *Anaerobic granular sludge: characterization, and factors affecting its functioning*. Doctoral thesis. Wageningen Agricultural University, Wageningen, The Netherlands. 109 p.
- APHA, AWWA e WEF (1995). *Standard methods for the examination of water and wastewater*. 19a ed. American Public Health Association, Washington.
- BARBOSA, R. A. e SANT'ANNA Jr., G. L. (1989). Treatment of raw domestic sewage in an UASB reactor. *Wat. Res.*, v.23, n.12, pp.1483-1490.
- BRISCOE, J. (1985). Evaluating water supply and other health programs: short-run vs long-run mortality effects. *Public Health*, v.99, n.3, pp.142-145.
- CAPRI, M. G. e MARAIS, G. vR. (1973). pH adjustment in anaerobic digestion. *Wat. Res.*, v.9, pp.307-313.
- CHERNICHARO, C. A. L. (1997). *Reatores anaeróbios*. SEGRAC, Belo Horizonte. 246 p. (Princípios do tratamento biológico de águas residuárias; v.5)
- DEFNEYES, K. S. (1956). Carbonate equilibria: a graphic and algebraic approach. *Limnol. Oceanog.*, 10, 412.



- de ZEEUW, W.J. (1984). *Acclimatization of anaerobic sludge for UASB reactor start-up*. Doctoral thesis. Wageningen Agricultural University, Wageningen, The Netherlands.
- DILALLO, R. e ALBERTSON, O. E. (1961). Volatile acids by direct titration. *Journal Water Pollution Control Federation*, v.33, n.4, pp.356-365.
- DRAAIJER, H.; MAAS, J. A. W.; SCHAAPMAN, J. E. e KHAN, A. (1992). Performance of the 5 MLD UASB reactor for sewage treatment at Kanpur, India. *Wat. Sci. Tech.*, v.25, n.7, pp.123-133.
- F.S.P. (1998). *Série saúde*. Folha de São Paulo – 3<sup>o</sup> caderno. Ano 78, n.25257. Empresa Folha da Manhã S. A., São Paulo.
- GHANGREKAR, M. M.; ASOLEKAR, S. R.; RANGANATHAN, K. R. e JOSHI, S. G. (1996). Experience with UASB reactor start-up under different operating conditions. *Wat. Sci. Tech.*, v.34, n.5-6, pp.421-428.
- GRIN, P. C.; ROERSMA, R. E. e LETTINGA, G. (1983). Anaerobic treatment of raw sewage at lower temperatures. In: *Proceedings of European Symposium on Anaerobic Wastewater Treatment (AWWT)*. Noordwijkerhout, The Netherlands. pp.335-347.
- GUJER, W. e ZEHNDER, A. J. B. (1983). Conversion processes in anaerobic digestion. *Wat. Sci. Tech.*, v.15, pp.127-167.
- HARNED, H. S. e DAVIS, R. (1943). The ionization constant of carbonic acid in water from 0 to 50 deg. C. *J. Am. Chem. Soc.*, 65, 2030.
- HARNED, H. S. e HAMER, W. J. (1933). The ionization constant for water in potassium chloride solutions. *J. Am. Chem. Soc.*, 55, 2194.
- HARNED, H. S. e SCHOLLES, S. R. (1943). The ionization constant of HCO<sub>3</sub><sup>-</sup> - from 0 to 50 deg. C. *J. Am. Chem. Soc.*, 63, 1706.

- HASKONING Royal Dutch Consulting, Wageningen Agricultural University e Empresas Municipales de Cali (1989). *Anaerobic treatment of domestic wastewater under tropical conditions*. (Final report pilot – plant research – text). 106 p.
- HELLER, L. (1997). *Saneamento e saúde*. Linha Gráfica Editora, Brasília. 97 p.
- HENZE, M. e HARREMOES, P. (1983). Anaerobic treatment of wastewater in fixed film reactor: a literature review. *Wat. Sci. Tech.*, v.15, n.8/9, pp.1-101.
- IBGE (1994). *Censo demográfico 1991. Resultados do universo relativo às características da população e dos domicílios*. Número 13. Paraíba. IBGE, Rio de Janeiro. 259 p.
- IBGE (1997a). *Pesquisa nacional por amostra de domicílios 1996*. Volume 18. Número 1. Brasil. IBGE, Rio de Janeiro. 115 p.
- IBGE (1997b). *Pesquisa nacional por amostra de domicílios 1996*. Volume 18. Número 3. Região Nordeste. IBGE, Rio de Janeiro. 112 p.
- IBGE (1997c). *Pesquisa nacional por amostra de domicílios 1996*. Volume 18. Número 18. Paraíba. IBGE, Rio de Janeiro. 112 p.
- JOSHI, R. N.; O'MELLOW, G. P.; PAI, N. V. e NAIK, M. R. (1987). Pilot scale experiment with anafil digester. *Civil Training Institute and Research Centre Borisali*. Mumbai, India. pp.15-28.
- KOOIJMANS, J. L.; LETTINGA, G. e van VELSEN, A. F. M. (1986). Application of the UASB process treatment of domestic sewage under sub-tropical conditions: the Cali case. In: *Anaerobic treatment: a grow-up technology - EWPCA Conference*. Amsterdam, The Netherlands. pp.4237-436?
- LETTINGA, G. e HULSHOFF POL, L. W. (1991). UASB-process design for various types of wastewaters. *Wat. Sci. Tech.*, v.24, n.8, pp.87-107.

- LETTINGA, G.; MAN, A. D.; van der LAST, A. R. M.; WIEGANT, W.; van KNIPPENBERG, K.; FRIJINS, J. e van BUUREN, J. C. L. (1993). Anaerobic treatment of domestic sewage and wastewater. *Wat. Sci. Tech.*, v.27, n.9, pp.67-73.
- LETTINGA, G.; ROERSMA, R. e GRIN, P. (1983). Anaerobic treatment of raw domestic sewage at ambient temperature using a granular UASB reactor. *Biotech. Bioeng.*, v.25, pp.1701-1723.
- LI, A. e SUTTON, P. M. (1983). Determination of alkalinity requirements for the anaerobic treatment process. In: *Proceedings of the 38 Th. Industrial Waste Conference*. Purdue University, Kansas, USA.
- LMRS-PB. (1998). *Dados climáticos para a cidade de Campina Grande no ano de 1997*. Laboratório de Meteorologia, Recursos Hídricos e Sensoriamento Remoto da Paraíba, Universidade Federal da Paraíba, Campina Grande. (disquete).
- LOEWENTHAL, R. E. e MARAIS, G. vR. (1986). *Carbonate chemistry of aquatic systems: theory and application*. Ann Arbor Sci. Publishers, Michigan, USA.
- LUBBERDING, H. J. (1995). Applied anaerobic digestion. In: *International course on anaerobic treatment*, 17-28 Jul. 1995. Wageningen Agricultural University / IHE Delft. Wageningen, The Netherlands.
- MARAIS, G. vR. e EKAMA, G. A. (1976). The activated sludge process part I: steady state behaviour. *Water SA.*, 2, pp.163-200.
- MCCARTY, P. L. (1990). Modeling of anaerobic processes. In: *Anais do Workshop: Anaerobic treatment for municipal and industrial waste water*. Valladolid, Spain.
- METCALF & EDDY (1991). *Wastewater engineering – treatment, disposal and reuse*, 3ª ed. McGraw-Hill, Inc., Singapore. 1334 p.
- MONOD, J. (1948). La technique de culture continue: theorie et applications. *Ann. Inst. Pasteur.*, 79, 390.

- MONTEGGIA, L. O. (1997). Proposta de metodologia para avaliação do parâmetro "atividade metanogênica específica". In: *Anais do 19º Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental*. Foz do Iguaçu, Brasil. (Trabalho I-133). pp.754-766.
- MOOSBRUGGER, R. E.; WENTZEL, M. C.; EKAMA, G. A. e MARAIS, G. vR. (1993). Weak acid/bases and pH control in anaerobic systems – a review. *Water SA.*, v.19, n.1, pp.1-10.
- MOSEY, F. E. e FERNANDES, X. A. (1989). Patterns of hydrogen in biogas from the anaerobic digestion of milk-sugars. *Wat. Sci. Tech.*, v.21, pp.187-196.
- NASCIMENTO, R. S. (1996). *Avaliação da remoção de matéria orgânica em reservatório profundo de estabilização*. Dissertação de mestrado. Universidade Federal da Paraíba, Campina Grande. 81 p.
- NOYOLA, A. e MORENO, G. (1994). Granule production from raw waste activated sludge. *Wat. Sci. Tech.*, v.30, n.12, pp.339-346.
- OLIVA, L. C. H. V. (1997). *Tratamento de esgotos sanitários com reator anaeróbio de manta de lodo (UASB) protótipo: desempenho e respostas dinâmicas às sobrecargas hidráulicas*. Tese de doutorado. Escola de Engenharia de São Carlos, da Universidade de São Paulo, São Carlos. 218 p.
- OLIVEIRA, M. G. (1990). *Avaliação do desempenho de um digestor anaeróbio de fluxo ascendente, com manta de lodo e dispositivo de separação de fases, tratando esgoto doméstico no Nordeste do Brasil*. Dissertação de mestrado. Universidade Federal da Paraíba, Campina Grande. 143 p.
- PNUMA (1996). Programa das Nações Unidas para o Meio Ambiente. A grave crise da água. *Informativo do Comitê Brasileiro*, n.28. Instituto Brasil PNUMA, Rio de Janeiro. 8 p.
- SAWYER, C. N.; McCARTY, P. L. e PARKIN, G. F. (1994). *Chemistry for environmental engineering*, 4ª ed. McGraw-Hill, Inc., Singapore. 658 p.

- SCHELLINKHOUT, A., JAKMA, F. e FORERO, G. (1988). Sewage treatment: the anaerobic way is advancing in Colombia. In: *5 Th. Int. Symp. on Anaerobic Digestion*. Bologna, Italy. pp.771-776 (?).
- SCHMIDT, J. E. e AHRING, B. K. (1996). Granular sludge formation in upflow anaerobic sludge blanket (UASB) reactors. *Biotech. Bioeng.*, v.49, n.3, pp.229-246.
- SENADO FEDERAL (1997). *Direito administrativo: tema água*. Secretaria Especial de Editoração e Publicações, Brasília. pp 606-624. (Caderno legislativo no 001/97).
- TILCHE, A. e VIEIRA, S. M. M. (1991). Discussion report on reactor design of anaerobic filters and sludge bed reactors. *Wat. Sci. Tech.*, v.24, n.8, pp.193-206.
- VAN HAANDEL, A. C. (1994). Influence of the digested COD concentration on the alkalinity requirement in anaerobic digesters. *Wat. Sci. Tech.*, v.30, n.8, pp. 23-34.
- VAN HAANDEL, A. C. (1998). Comunicação pessoal.
- VAN HAANDEL, A. C. e LETTINGA, G. (1994). *Tratamento anaeróbico de esgotos – um manual para regiões de clima quente*. Epgraf, Campina Grande.
- VIEIRA, S. M. M. (1988). Anaerobic treatment of domestic sewage in Brazil, research results and full-scale experience. In: *5 Th. Int. Symp. on Anaerobic Digestion*. Bologna, Italy. pp.185-196.
- VIEIRA, S. M. M.; CARVALHO, J. L.; BARIJAN, F. P. O e RECH, C. M. (1994). Application of the UASB technology for sewage treatment in a small community at Sumare, Sao Paulo state. *Wat. Sci. Tech.*, v.30, n.12, pp.203-210.
- VON SPERLING, M. (1996a). *Introdução à qualidade das águas e ao tratamento de esgotos*, 2ª ed. SEGRAC, Belo Horizonte. 243 p. (Princípios do tratamento biológico de águas residuárias; v.1)

- VON SPERLING, M. (1996b). *Princípios básicos do tratamento de esgotos*. SEGRAC, Belo Horizonte. 211 p. (Princípios do tratamento biológico de águas residuárias; v.2)
- WEILAND, P. e ROZZI, A. (1991). The start-up, operation and monitoring of high-rate anaerobic treatment systems: discussor's report. *Wat. Sci. Tech.*, v.24, n.8, pp.257-277.
- YU, H.; TAY, J. H. e WILSON, F. (1997). A sustainable municipal wastewater treatment process for tropical and subtropical regions in developing countries. *Wat. Sci. Tech.*, v.35, n.9, pp.191-198.