



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

**EFEITO DA CONCENTRAÇÃO DE SÓLIDOS SUSPENSOS DO AFLUENTE  
NO DESEMPENHO E CARACTERÍSTICAS DO LODO DE REATORES  
ANAERÓBIOS DE FLUXO ASCENDENTE COM MANTA DE LODO  
TRATANDO ÁGUAS RESIDUÁRIAS DE SUINOCULTURA**

**Volume II**

**ROBERTO ALVES DE OLIVEIRA**

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

**ORIENTADOR:** Prof. Dr. Eugenio Foresti

DEDALUS - Acervo - EESC



31100016740



São Carlos

1997

Class. Tese - EESC  
Cutt. 3962  
V. 2  
Tombo T. 177/97

31100016740

st 0934081

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

048e Oliveira, Roberto Alves de  
Efeito da concentração de sólidos suspensos do  
afluente no desempenho e características do lodo  
de reatores anaeróbios de fluxo ascendente com  
manta de lodo tratando águas residuárias de  
suinocultura / Roberto Alves de Oliveira. -- São  
Carlos, 1997.

Tese (Doutorado). -- Escola de Engenharia  
de São Carlos-Universidade de São Paulo, 1997.  
Área: Hidráulica e Saneamento  
Orientador: Prof. Dr. Eugenio Foresti

1. Tratamento anaeróbio. 2. Reator UASB. 3.  
Manta de lodo. 4. Lodo granulado. 5. Águas  
residuárias de suinocultura. 6. Hidrodinâmica. 7.  
Bactérias Metanogênicas. I. Título

## FOLHA DE APROVAÇÃO

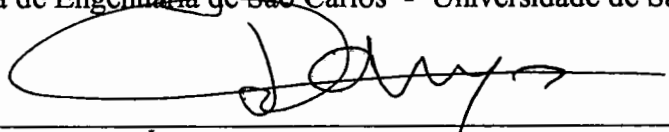
Candidato: Engenheiro **ROBERTO ALVES DE OLIVEIRA**

Tese defendida e aprovada em 11-09-1997  
pela Comissão Julgadora:



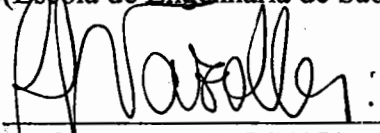
---

Prof. Titular **EUGENIO FORESTI (Orientador)**  
(Escola de Engenharia de São Carlos - Universidade de São Paulo)




---

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



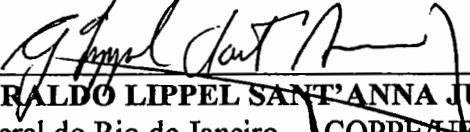
---

Profa. Doutora **ROSANA FILOMENA VAZOLLER**  
(Escola de Engenharia de São Carlos - Universidade de São Paulo)



---

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




---

Prof. Doutor **GERALDO LIPPEL SANT'ANNA JÚNIOR**  
(Universidade Federal do Rio de Janeiro - COPPE/UFRJ)

---

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



---

Prof. Titular **JOÃO VITOR MOCCELLIN**  
Vice-Presidente da Comissão de Pós-Graduação  
em exercício

# SUMÁRIO

## Volume I

LISTA DE FIGURAS.....	i
LISTA DE TABELAS.....	xi
LISTA DE ABREVIATURAS, SIGLAS E SÍMBOLOS .....	xviii
RESUMO.....	xxi
ABSTRACT.....	xxii
1. INTRODUÇÃO.....	1
2. REVISÃO DE LITERATURA .....	6
2.1. Tratamento anaeróbio .....	6
2.2. Reator anaeróbio de fluxo ascendente com manta de lodo (UASB).....	13
2.2.1. Aspectos gerais.....	13
2.2.2. Hidrodinâmica e distribuição do lodo .....	18
2.2.3. Granulação.....	23
2.2.4. Tecnologia do tratamento anaeróbio em reatores UASB: aplicabilidade e projeto.....	46
2.3. Aspectos quantitativos e qualitativos dos resíduos de suinocultura.....	63
2.4. Tratamento de águas residuárias de suinocultura em reatores anaeróbios não convencionais (de alta taxa) .....	78
3. MATERIAIS E MÉTODOS .....	93
3.1. Local.....	93
3.2. Instalações experimentais .....	93
3.3. Água residuária .....	96
3.4. Descrição da operação dos sistemas .....	98
3.5. Procedimentos de partida .....	101
3.5.1. Lodo de inóculo .....	101
3.5.2. Partida .....	102
3.6. Afluentes, efluentes e biogás: exames físicos e determinações de constituintes orgânicos e inorgânicos não metálicos.....	103
3.6.1. Amostragem.....	103

3.6.2. Metodologia e frequência .....	103
3.7. Manta de lodo: exames físicos, microbiológicos e microanálise de energia dispersiva de raio X (EDX) .....	106
3.7.1. Altura e volume da manta e descarte de lodo. ....	106
3.7.2. Microscopia óptica .....	108
3.7.3. Microscopia eletrônica de varredura (MEV) e microanálise de energia dispersiva de raio X (EDX) .....	108
3.7.4. Atividade metanogênica específica .....	110
3.8. Ensaio de hidrodinâmica .....	115
3.8.1. Ajuste de modelos matemáticos uniparamétricos para escoamento não ideal aos dados experimentais .....	116
3.8.2. Aplicação de modelo matemático multiparamétrico para escoamento não ideal aos dados experimentais .....	119
3.9. Operações de manutenção das unidades experimentais .....	120
4. RESULTADOS .....	122
4.1. Exames físicos e determinações de constituintes orgânicos e inorgânicos não metálicos nos afluentes, efluentes e biogás .....	122
4.1.1. Temperaturas do ar, do afluente e do efluente .....	123
4.1.2. Demanda química de oxigênio .....	125
4.1.3. Sólidos suspensos .....	131
4.1.4. Produção de metano .....	136
4.1.5. Nitrogênio total, orgânico e amoniacal .....	141
4.1.6. Fósforo total .....	148
4.1.7. pH, alcalinidade e ácidos voláteis .....	151
<b>Volume II</b>	
5. DISCUSSÃO .....	158
5.1. Partida .....	158
5.2. Desempenho dos reatores UASB operados à temperatura ambiente .....	163
5.2.1. Comportamento geral das características do afluente e efluente em relação à DQO e SS .....	163

5.2.2. Fase 1: reatores 1 e 2 .....	164
5.2.3. Fase 2: reatores 1 e 2 .....	185
5.2.4. Avaliação conjunta do desempenho dos reatores UASB operados à temperatura ambiente .....	207
5.3. Desempenho dos reatores UASB operados com temperatura controlada a 25 e 30°C .....	225
5.3.1. Reatores 1 e 2 na fase 2 (TDH = 12 h).....	225
5.3.2. Considerações gerais sobre o desempenho dos reatores UASB operados a 25 e 30°C e TDH de 12 h.....	245
5.4. Manta de lodo .....	249
5.4.1. Altura e volume na zona de reação, forma e aparência, e concentração de SST e SSV .....	249
5.4.2. Distribuição das populações bacterianas e composição química do lodo granulado .....	257
5.4.3. Estimativas da produção diária e da taxa de acumulação de lodo na manta .....	288
5.4.4. Flotação de lodo da manta .....	291
5.4.5. Atividade metanogênica específica .....	313
5.5. Hidrodinâmica dos reatores UASB .....	321
6. CONCLUSÕES.....	332
7. RECOMENDAÇÕES.....	340
8. REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS.....	343

## 5. DISCUSSÃO

### 5.1. Partida

As condições impostas aos reatores 1 e 2 na fase 1 no início de suas operações: afluentes com valores médios de 528 e 1081 mg.l<sup>-1</sup> de SST, 1025 e 2025 mg.l<sup>-1</sup> de DQO, TCOV médias de 0,82 e 1,63 kg DQO.m<sup>-3</sup>.d<sup>-1</sup>, taxas de carregamento no lodo de 0,04 e 0,08 kg DQO.(kg SSV.d)<sup>-1</sup>, respectivamente, lodo de inóculo granulado com AME de 0,03 mmol CH<sub>4</sub>.(g SSV.h)<sup>-1</sup> (0,05 g DQO-CH<sub>4</sub>.(g SSV.d)<sup>-1</sup>) e sem recirculação do efluente; propiciaram a partida, relativamente, rápida.

Observando-se as Figuras 12 e 13, tem-se na faixa de 30 a 40 dias, após o início da operação, os valores de DQO e SST do efluente baixos e constantes com eficiências de remoção superiores a 80% (Figuras 16, 17, 18 e 19); a produção diária de biogás tendendo a estabilizar-se em valores próximos a média observada para estas condições de operação (Tabela 21 e 22); a porcentagem de metano no biogás (% CH<sub>4</sub>) acima de 70%; a concentração de AVT e o pH tendendo a estabilizar-se após aumento inicial e subsequente diminuição das concentrações de AVT para valores inferiores a 50 e 100 mg.l<sup>-1</sup>, respectivamente. Acrescentando-se que neste período houve crescimento da manta de lodo (Figuras 52 e 75) com estimativas de produção diária de lodo descartado da manta de 0,568 e 1,019 g SSV.d<sup>-1</sup>, respectivamente, nos reatores 1 e 2 no período de 0 a 59 dias de operação, atribuído à retenção de sólidos finos e a formação de lodo granulado na parte superior da manta de lodo (predominantemente, com diâmetro ≤ 1 mm) (Figuras 14 e 15), observados no descarte de lodo aos 59 dias de operação.

Esta partida rápida com manutenção e formação de lodo granulado pode ser atribuída inicialmente ao lodo de inóculo granulado com boas

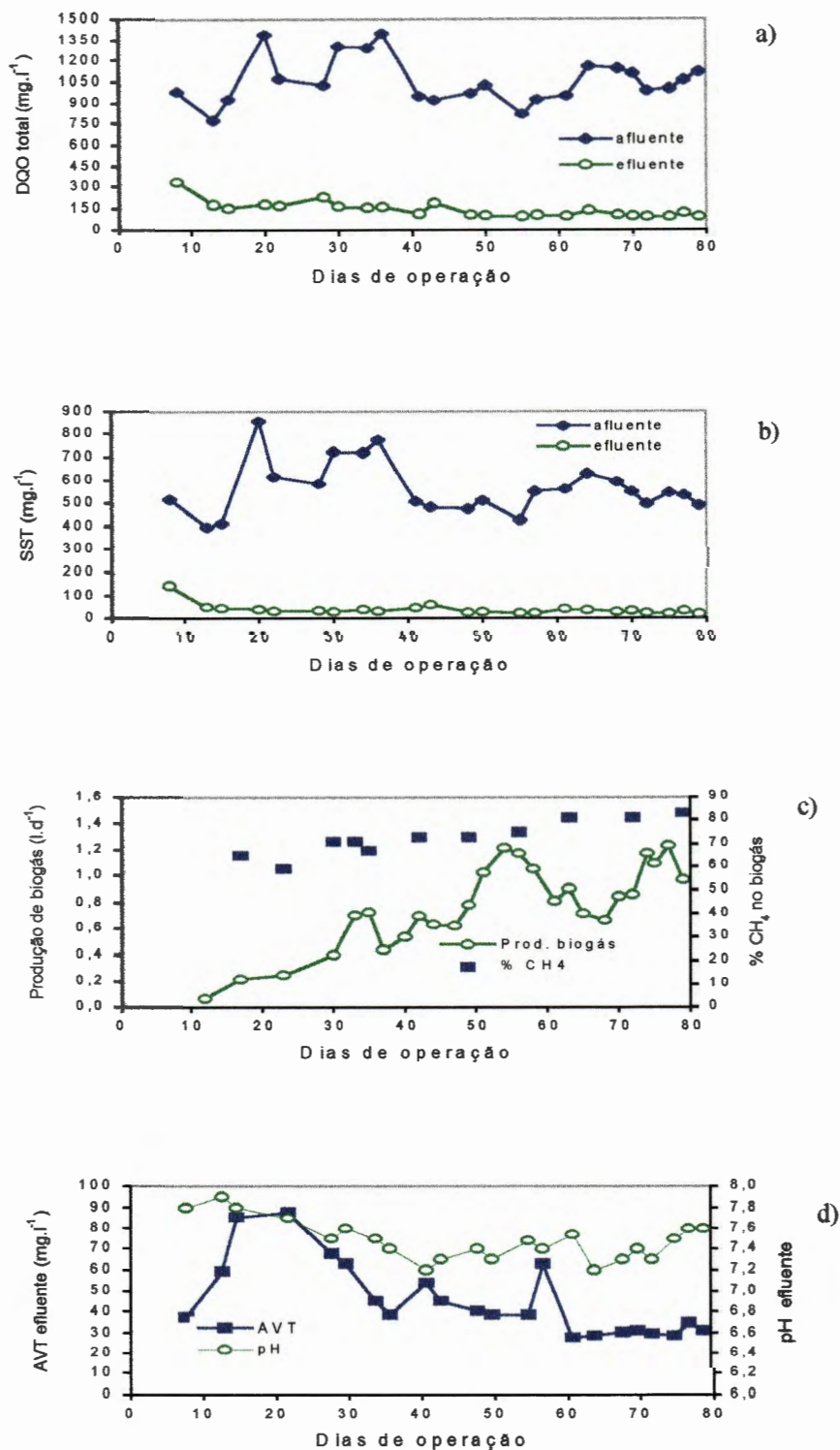


FIGURA 12. Variações da: a) DQO total, b) concentração de SST, c) produção e composição do biogás, d) concentração de ácidos voláteis totais (AVT) e pH durante a partida do reator 1 na fase 1.



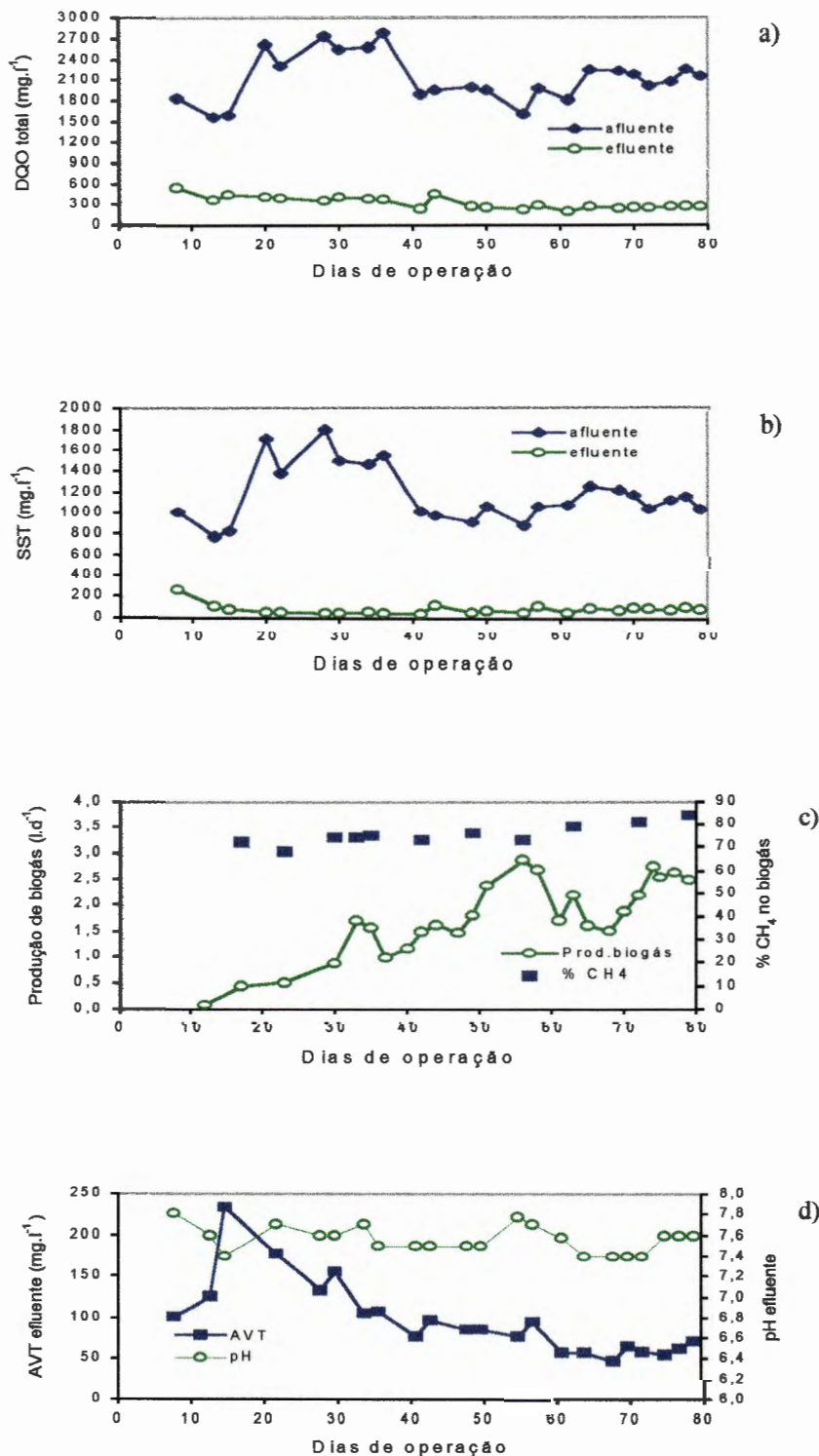


FIGURA 13. Variações da: a) DQO total, b) concentração de SST, c) produção e composição do biogás, d) concentração de ácidos voláteis totais (AVT) e pH durante a partida do reator 2 na fase 1.

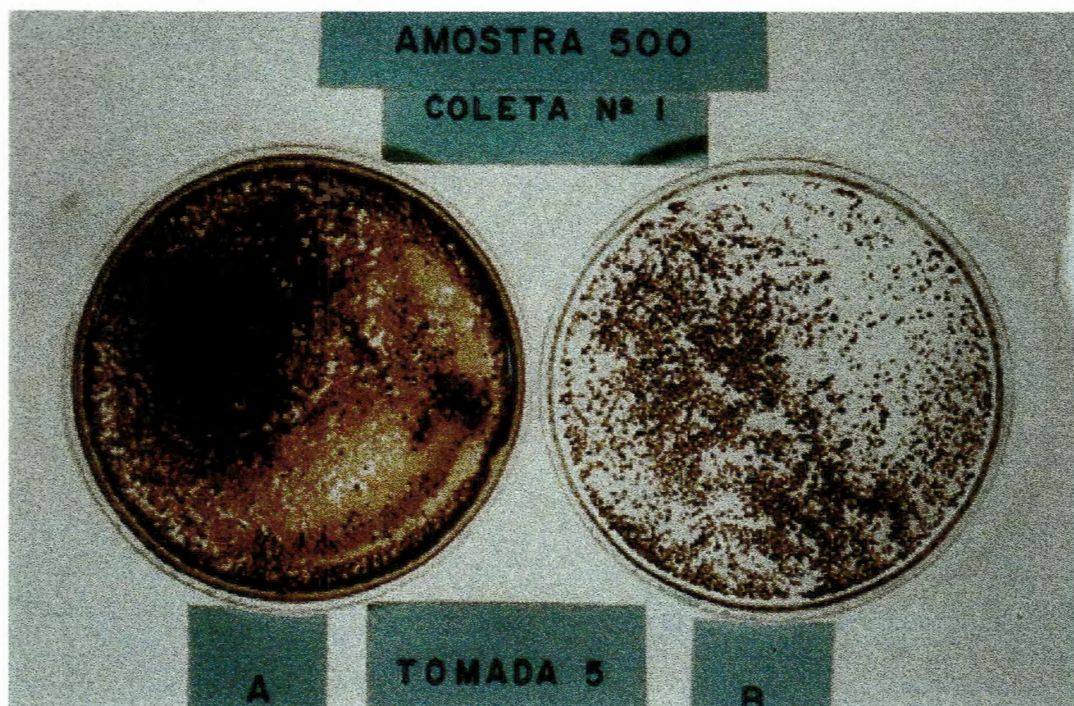


FIGURA 14. Lodo coletado no ponto 5 (parte superior da manta de lodo, conforme Figura 5) do reator 1 na fase 1 aos 59 dias de operação com TDH de 30 h e operação à temperatura ambiente, durante a partida (A - lodo bruto e B - lodo lavado).

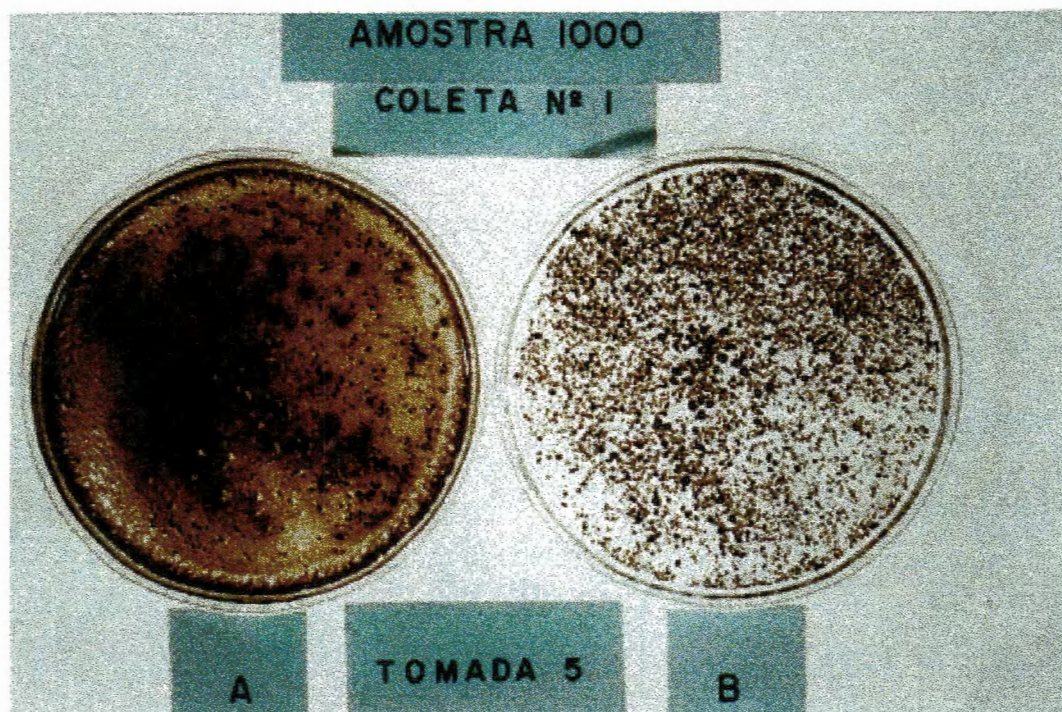


FIGURA 15. Lodo coletado no ponto 5 (parte superior da manta de lodo, conforme Figura 5) do reator 2 na fase 1 aos 59 dias de operação com TDH de 30 h e operação à temperatura ambiente, durante a partida (A - lodo bruto e B - lodo lavado).

características (descritas no item 3.5.1), o qual é considerado como material de inóculo quase ideal para reatores UASB, propiciando a partida de novas instalações em períodos reduzidos a poucos dias, em torno de um mês, segundo LETTINGA (1995) e LIN & YANG (1991). Além disso, a observação de recomendações tais como:

- manutenção de concentrações de acetato abaixo de  $200 \text{ mg.l}^{-1}$  (LETTINGA, 1995);

- concentração do afluente na faixa de 1 a  $3 \text{ g.l}^{-1}$  de DQO biodegradável (LETTINGA, 1995);

- manutenção de pH acima de 6,2 (LETTINGA, 1995);

- presença de N, P e S e elementos traço no afluente (LETTINGA, 1995);

- ausência de compostos tóxicos no afluente (LETTINGA, 1995);

- não utilização de recirculação para afluentes com DQO biodegradável inferior a  $3 \text{ g.l}^{-1}$  (LETTINGA, 1995);

- não retorno do lodo fino e disperso arrastado do reator (LETTINGA, 1995) e

- aplicação de taxas de carregamento no lodo na faixa de 0,05 a  $0,10 \text{ kg DQO} \cdot (\text{kg SSV} \cdot \text{d})^{-1}$  (SOUZA, 1986; LIN & YANG, 1991),

conduziram ao sucesso obtido durante a partida, apesar de não terem sido observadas as recomendações de:

- aplicação de taxa de carregamento no lodo inferiores a 50% de sua taxa máxima de utilização do substrato (LETTINGA, 1995), mas podendo-se considerar que o lodo de inóculo deve ter alcançado AME mais alta que a inicial durante a partida, e

- afluentes não contendo material orgânico e inorgânico disperso em concentrações excedendo 100 a  $200 \text{ mg.l}^{-1}$  (LETTINGA, 1995).

A composição dos dejetos de suínos contendo N-amoniaco em concentrações não limitantes ao processo de digestão anaeróbia (FISCHER et al., 1983; HOLMBERG et al., 1983), com SV correspondendo a 75% dos ST (KONZEN, 1980) e polissacarídeos, proteínas e lipídeos correspondendo a 35, 20 e

15% dos SV, respectivamente, além da predominância de ácido acético entre os ácidos graxos de cadeia curta e dos baixos níveis de cisteína, segundo IANOTTI et al. (1979), pode ter favorecido a manutenção e formação de lodo granulado. Isto porque, segundo LETTINGA (1995), o processo de granulação ocorre, relativamente mais rápido em águas residuárias contendo proteínas solúveis e carboidratos pouco acidificados, e segundo WENTZEL et al. (1994), entre outras, três condições favoráveis para a formação do grânulo são: a existência de uma fonte não limitante de N-amoniacoal e limitada em cisteína, e um substrato que produz  $H_2$  como intermediário de sua degradação anaeróbia.

## **5.2. Desempenho dos reatores UASB operados a temperatura ambiente**

### **5.2.1. Comportamento geral das características do afluente e efluente em relação à DQO e SS**

As Figuras 16a a 19a e 24a a 27a, apresentadas nos itens 5.2.2 e 5.2.3, ilustram que a DQO total do afluente era composta na sua maior parte pela DQO devido à fração de SS (de 66 a 80%), conforme apresentado nas Tabelas 35 e 40. Isto em virtude do fato de os SSV corresponderem na média a valores superiores a 82% dos SST do afluente (Tabelas 35 e 40).

Em geral, na média, observou-se que a proporção da DQO dissolvida no afluente tendeu a diminuir com o aumento da concentração de SST e, conseqüentemente, da DQO devido à fração de SS no afluente (Tabelas 35 e 40).

Nas Figuras 16b, 17b, 24b e 25b e Tabelas 35 e 40, observa-se que a participação da DQO devido à fração de SS no efluente tendeu a diminuir em relação ao afluente e a aumentar com a diminuição do TDH. Somente no reator 2 na fase 2, com TDH de 12 h (Figura 25b e Tabela 40), observou-se semelhança entre a DQO devido à fração de SS no efluente e afluente, conforme será discutido no item 5.2.3. As concentrações de SSV no efluente, em relação às de SST, continuaram predominantemente, acima de 85% (Tabelas 35 e 40). A relação DQO total:SSV no afluente, geralmente, foi menor que no efluente (Tabelas 35 e 40), em virtude do aumento na participação da fração dissolvida no efluente.

### 5.2.2. Fase 1: reatores 1 e 2

Nas Figuras 16 a 19 e na Tabela 35 estão apresentados os comportamentos observados em relação à DQO e aos SS durante a operação dos reatores 1 e 2 na fase 1.

Na Tabela 35 observa-se que no reator 2, em relação ao reator 1, houve aumento da DQO devido à fração de SS no efluente, em virtude do aumento no arraste de sólidos por causa da maior concentração de SST no afluente (média de 1081 mg.l<sup>-1</sup>) e maiores produções de biogás em consequência das maiores TCOV para as mesmas condições de TCH do reator 1.

TABELA 35. Características do afluente e efluente dos reatores 1 e 2 na fase 1 com relação à DQO e à concentração de SSV.

Reator	TDH (h)	TCOV (a)	Afluente			Efluente		
			DQO (%) <sup>(b)</sup>	SS (%) <sup>(c)</sup>	DQO:SSV <sup>(d)</sup>	DQO (%) <sup>(b)</sup>	SSV (%) <sup>(c)</sup>	DQO:SSV <sup>(d)</sup>
1	30	0,82	66	85	2,3:1	29	86	4,4:1
	20	1,14	68	84	2,4:1	30	86	5,4:1
	12	1,95	71	84	2,5:1	44	93	4,1:1
	8	3,23	74	87	2,6:1	51	91	3,2:1
2	30	1,63	67	84	2,2:1	46	85	3,5:1
	20	2,30	70	84	2,3:1	55	85	2,9:1
	12	3,92	73	86	2,5:1	55	88	3,2:1
	8	6,58	77	88	2,6:1	67	85	2,7:1

a - unidade: kg DQO.m<sup>-3</sup>.d<sup>-1</sup>.

b - porcentagem da DQO devido à fração de sólidos suspensos em relação à DQO total.

c - porcentagem da concentração de SSV em relação à concentração de SST.

d - relação entre a DQO total e a concentração de SSV.

A constatação dos baixos valores e da constância das concentrações de DQO total e SST no efluente após a partida, apresentados nas Figuras 16b, 17b, 18b e 19b, associados aos aspectos citados no item 5.2.1, demonstram que o reator UASB foi eficiente na remoção da fração dissolvida e, principalmente, da fração devido à concentração de SS do afluente, nessas condições

de operação.

No reator 1 (Figura 16c) observou-se que para TDH de 30 (após a partida), 20 e 12 h (TCOV média de 0,82; 1,14 e 1,95 kg DQO total.m<sup>-3</sup>.d<sup>-1</sup>, respectivamente) a eficiência de remoção da DQO total esteve sempre em torno de 90%, a eficiência de remoção de DQO devido à fração de SS em torno de 95%, enquanto a eficiência de remoção de DQO dissolvida foi um pouco inferior, variando de 70 a 80%.

No reator 2 (Figura 17c) o comportamento foi semelhante ao do reator 1, destacando-se somente que para TDH de 20 h (TCOV média de 2,30 kg DQO.m<sup>-3</sup>.d<sup>-1</sup>) observaram-se menores eficiências de remoção de DQO total em relação a TDH de 30 e 12 h, principalmente em consequência da diminuição na remoção da DQO devido à fração de SS. Isto deve estar associado à coincidência do aumento da TCOV, com a diminuição do TDH para 20 h, com menores valores e maiores variações da temperatura ambiente (Figura 10) do que as verificadas no período de operação com TDH de 12 h. Além disso, houve a influência da melhoria das condições de estabilidade e da capacidade de acomodação dos aumentos de TCOV compatíveis com o reator, a medida que o tempo de operação aumentou, quando da operação com TDH de 12 h.

Os valores das concentrações e eficiências de remoção de SST e de DQO devido à fração de SS apresentaram comportamento semelhante. Nos reatores 1 e 2 com TDH de 30, 20 e 12 h as eficiências de remoção de SST variaram na média de 88 a 95% (Figuras 18c e 19c).

Para TDH de 8 h (TCOV média de 3,23 kg DQO.m<sup>-3</sup>.d<sup>-1</sup>, no reator 1, e 6,58 kg DQO.m<sup>-3</sup>.d<sup>-1</sup>, no reator 2) observou-se queda na eficiência de remoção de DQO e SST provocada, principalmente, pelo aumento na concentração de SST no efluente, mantendo-se predominantemente orgânico e, conseqüentemente, aumentando a participação da DQO devido à fração de SS na DQO total (Tabela 35). No reator 1, a participação da DQO devido à fração SS já havia aumentado consideravelmente para 44% com TDH de 12 h, porém em razão da diminuição da concentração da DQO dissolvida e pequeno aumento da DQO devido à fração de SS (Figura 16b).

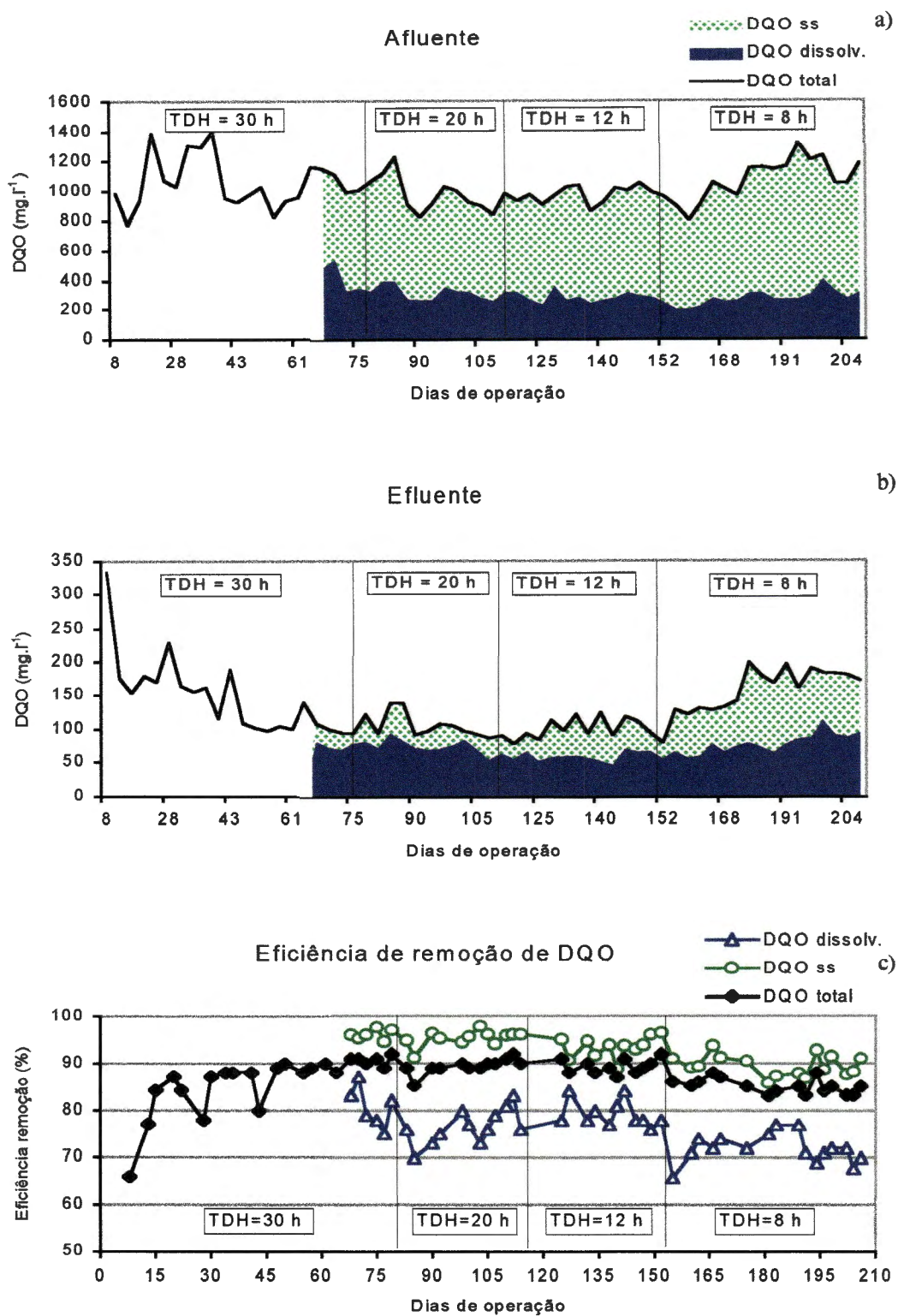


FIGURA 16. DQO total, dissolvida e devido à fração de sólidos suspensos no reator 1 na fase 1: a) no afluente, b) no efluente e c) suas respectivas eficiências de remoção.

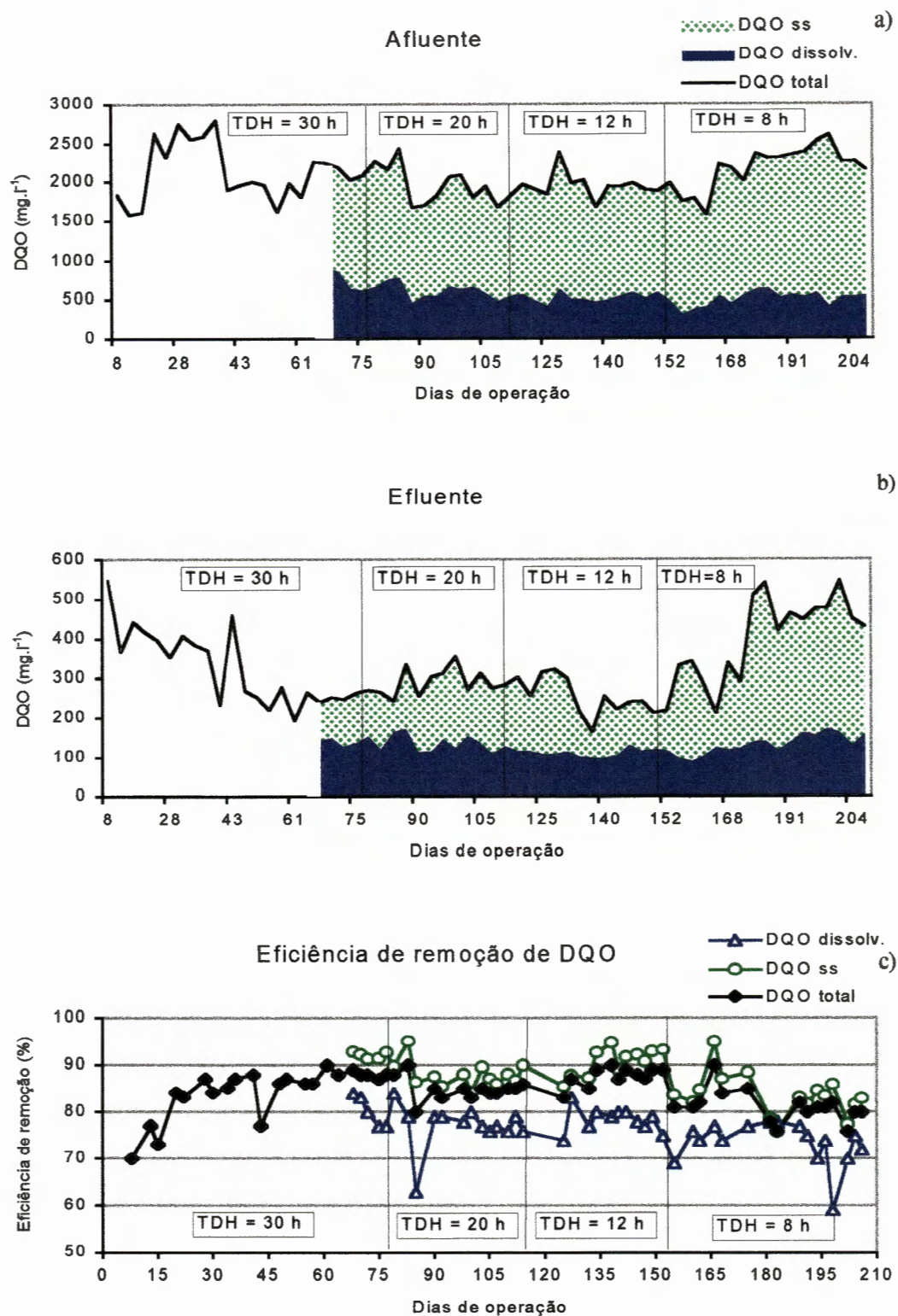


FIGURA 17. DQO total, dissolvida e devido à fração de sólidos suspensos no reator 2 na fase 1: a) no afluente, b) no efluente e c) suas respectivas eficiências de remoção.



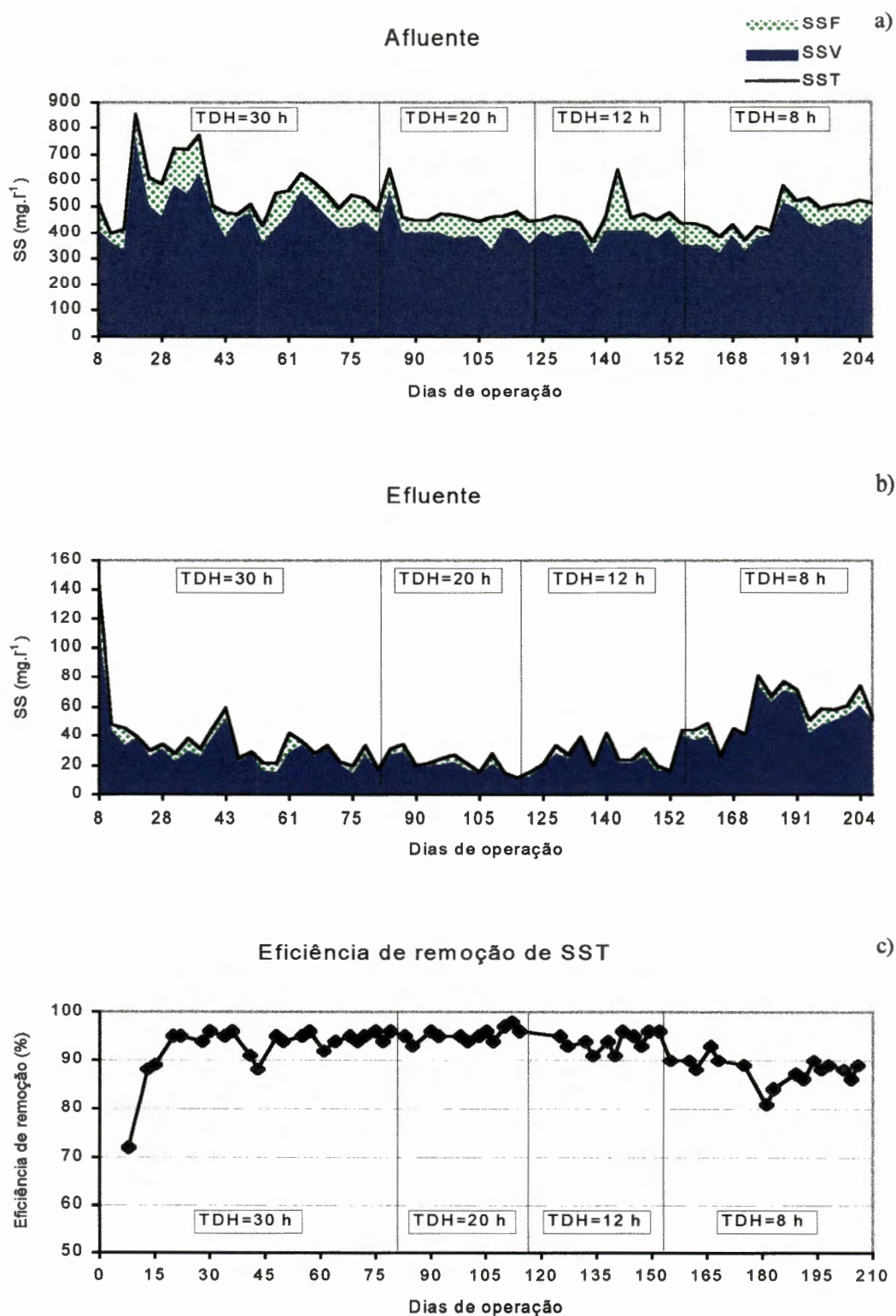


FIGURA 18. Concentração de sólidos suspensos totais (SST), voláteis (SSV) e fixos (SSF) no reator 1 na fase 1: a) no afluente, b) no efluente e c) eficiência de remoção de SST.

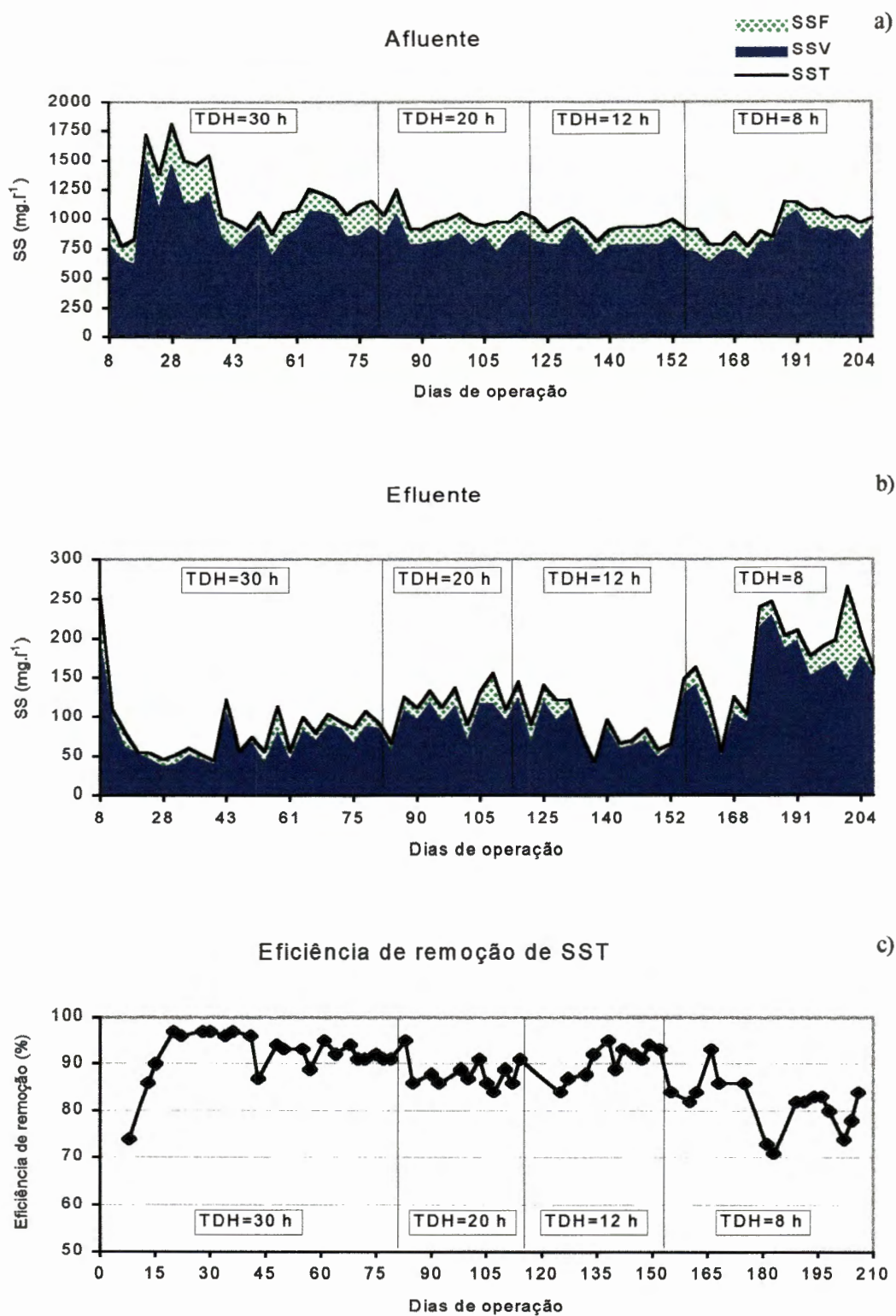


FIGURA 19. Concentração de sólidos suspensos totais (SST), voláteis (SSV) e fixos (SSF) no reator 2 na fase 1: a) no afluente, b) no efluente e c) eficiência de remoção de SST.

Este comportamento, no reator 1, esteve associado aos aumentos na TCH e na produção de biogás, aumentando o arraste de sólidos, visto que a TCOV aplicada para TDH de 8 h era baixa ( $3,23 \text{ kg DQO.m}^{-3}.\text{d}^{-1}$ ), considerando-se que para valores superiores a este com o afluente com maiores concentrações de SST obtiveram-se melhores eficiências de remoção de DQO total, dissolvida e devido à fração de SS (Tabelas 14, 15 e 16). No reator 2, onde a TCOV aplicada era mais alta ( $6,58 \text{ kg DQO.m}^{-3}.\text{d}^{-1}$ ), deve-se ressaltar o seu efeito, em virtude de que para valores semelhantes a este com afluente com maiores concentrações de SST obtiveram-se eficiências idênticas para a remoção de DQO total, dissolvida e devido à fração de SS (Tabelas 14 e 15).

KWONG & FANG (1996) observaram comportamento semelhante a estes, com a eficiência de remoção de DQO diminuindo após a alteração do TDH de 12 h para 9,6 h em condições de TCOV inferiores às aplicadas com TDH de 12 h, em reator UASB tratando águas residuárias contendo amido de milho particulado. Os aumentos sucessivos da TCOV (de 10 a  $75 \text{ kg DQO.m}^{-3}.\text{d}^{-1}$ ), com a manutenção do TDH de 12 h, não causaram prejuízo no desempenho do reator (KWONG & FANG, 1996).

Outro fator que também deve ter contribuído para a diminuição da eficiência, dos reatores 1 e 2, foi a queda da temperatura ambiente, verificada durante a operação com TDH de 8 h (Figura 10).

Os valores de pH, AVT, AT, AP e AI (Figura 20a, 20b, 21a e 21b) tenderam a apresentar pequeno decréscimo com a diminuição do TDH de 30 (após a partida), para 20, para 12 e para 8 h, invertendo-se levemente para AVT, AT, AP e AI, a partir da metade do período de operação com TDH de 8 h. Em consequência destas tendências conjuntas, a relação AVT:AT permaneceu entre 0,10 e 0,20.

As concentrações de AVT no efluente, após a partida, mantiveram-se baixas (abaixo de  $100 \text{ mg.l}^{-1}$ ), não alcançando valores que pudessem comprometer o desempenho dos reatores, por acúmulo de ácidos voláteis. Outro aspecto, foi a manutenção de condições favoráveis ao desenvolvimento de bactérias metanogênicas, com alta afinidade pelo substrato (ácido acético), associadas ao gênero *Methanosaeta* (também denominado *Methanothrix*), conforme será discutido

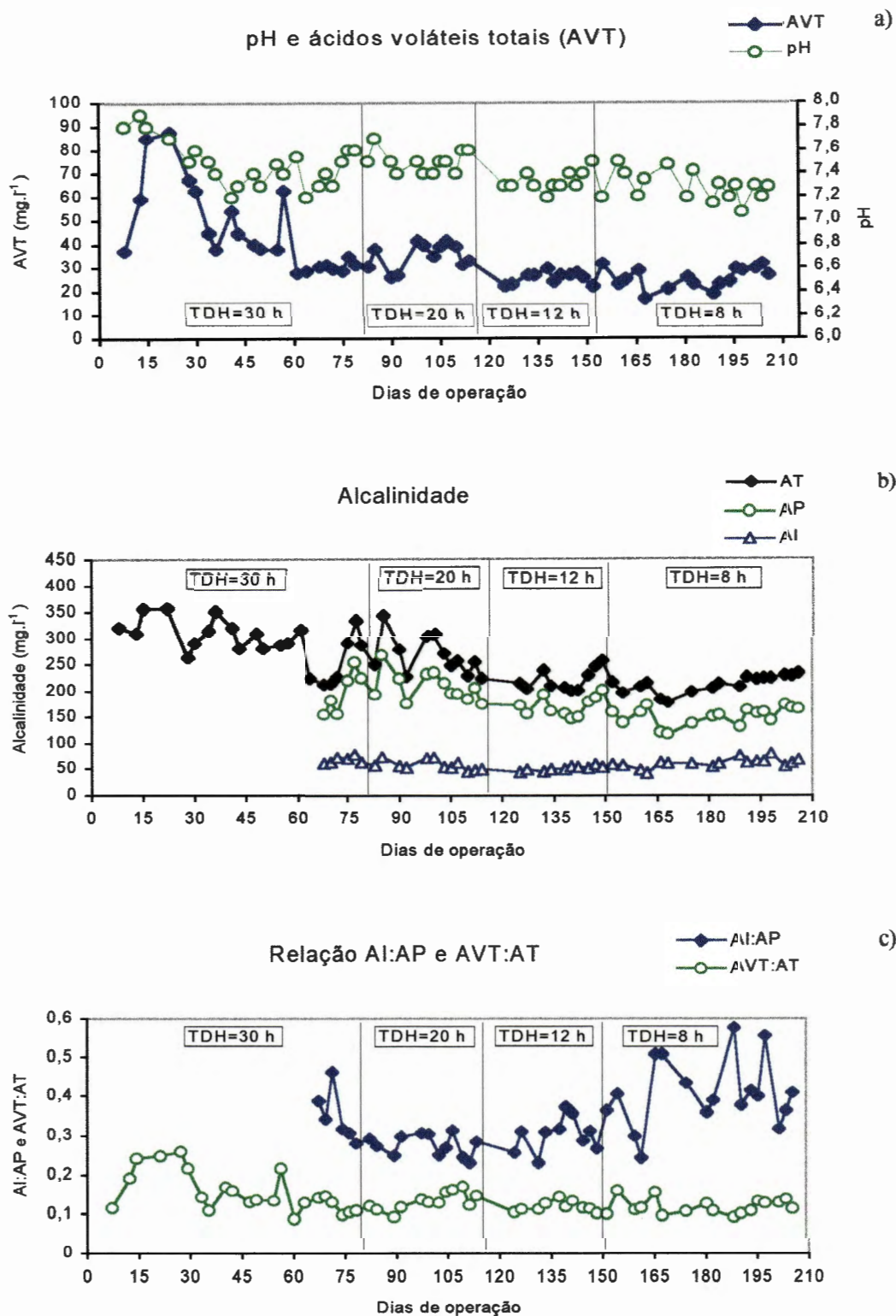


FIGURA 20. a) pH e concentração de ácidos voláteis totais (AVT); b) alcalinidade total (AT), parcial (AP) e intermediária (AI); c) relação AI:AP e AVT:AT no efluente do reator 1 na fase 1.

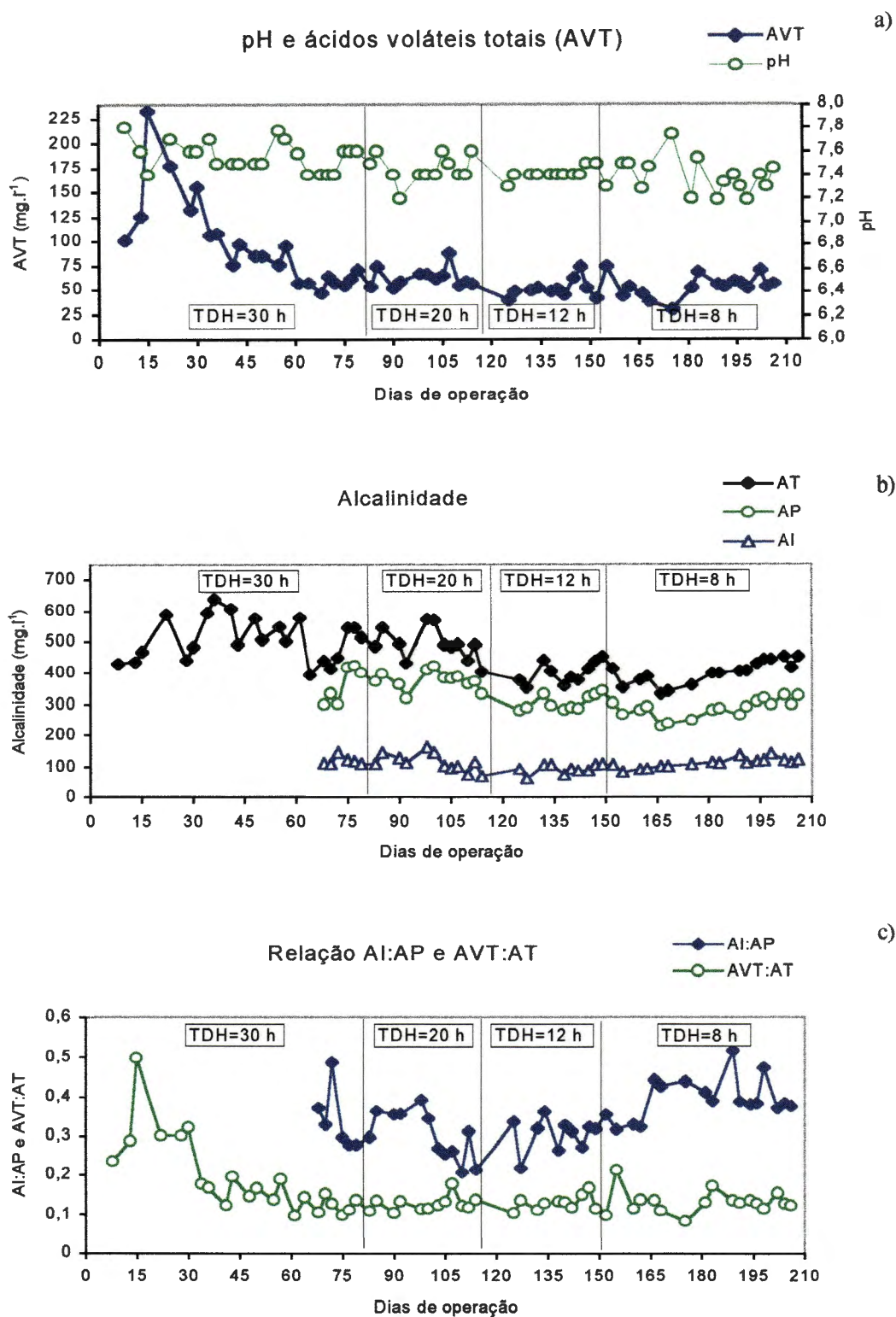


FIGURA 21. a) pH e concentração de ácidos voláteis totais (AVT); b) alcalinidade total (AT), parcial (AP) e intermediária (AI); c) relação AI:AP e AVT:AT no efluente do reator 2 na fase 1.

no item 5.4.2.

A relação AI:AP apresentou valores ao redor de 0,30 para TDH de 20 e 12 h, e passou a apresentar maiores variações e valores, na maior parte de 0,40 a 0,60, para TDH de 8 h. Isto esteve associado à diminuição na alcalinidade devido à concentração de bicarbonato, relacionada com AP, e aumento na alcalinidade devido à concentração de ácidos voláteis, relacionada com AI, no reator 1, e aumento de AI no reator 2 (Figuras 20b e 21b). Este comportamento indicou certa instabilidade nos reatores, a qual refletiu-se na queda de eficiência. RIPLEY et al. (1986) citaram o valor da relação AI:AP de 0,30 e de AVT:AT de 0,10 a 0,35 como típica de digestores operados em condições de equilíbrio.

Após a partida dos reatores, entre 30 e 40 dias de operação, a composição do biogás manteve-se estável, com teor de metano ao redor de 80% (Figuras 22a e 23a).

A produção diária de biogás aumentou com a diminuição do TDH (Figuras 22a e 23a), porém a produção específica de  $\text{CH}_4$  (Figuras 22b e 23b) não acompanhou esta tendência, variando bastante, mesmo após a partida, para TDH de 30 h. O mesmo ocorreu para TDH de 20 h e grande parte do período de operação com TDH de 8 h para o reator 1 e TDH de 12 e 8 h para o reator 2.

No reator 1 observou-se estabilidade com TDH de 12 h, quando observou-se CV de 11,2% para o valor médio de produção específica de metano de  $0,109 \text{ l CH}_4 \cdot (\text{g DQO total removida})^{-1}$  e também no final da operação com TDH de 8 h quando observou-se menor variação nos valores, situando-se próximo a média observada de  $0,112 \text{ l CH}_4 \cdot (\text{g DQO total removida})^{-1}$  (Figura 22b e Tabela 21). No reator 2 valores mais estáveis, em torno de  $0,15 \text{ l CH}_4 \cdot (\text{g DQO total removida})^{-1}$ , foram observados nos períodos finais de operação com TDH de 12 e 8 h (Figura 23b e Tabela 22), sendo bastante superiores aos observados no reator 1. BOLTE et al. (1986) consideraram o reator em condições de equilíbrio quando os valores de produção diária de  $\text{CH}_4$  apresentavam, durante 10 dias consecutivos, coeficientes de variação menor que 10%.

As produções específicas de metano apresentaram, de maneira geral, valores médios baixos, de  $0,101$  a  $0,158 \text{ l CH}_4 \cdot (\text{g DQO total removida})^{-1}$

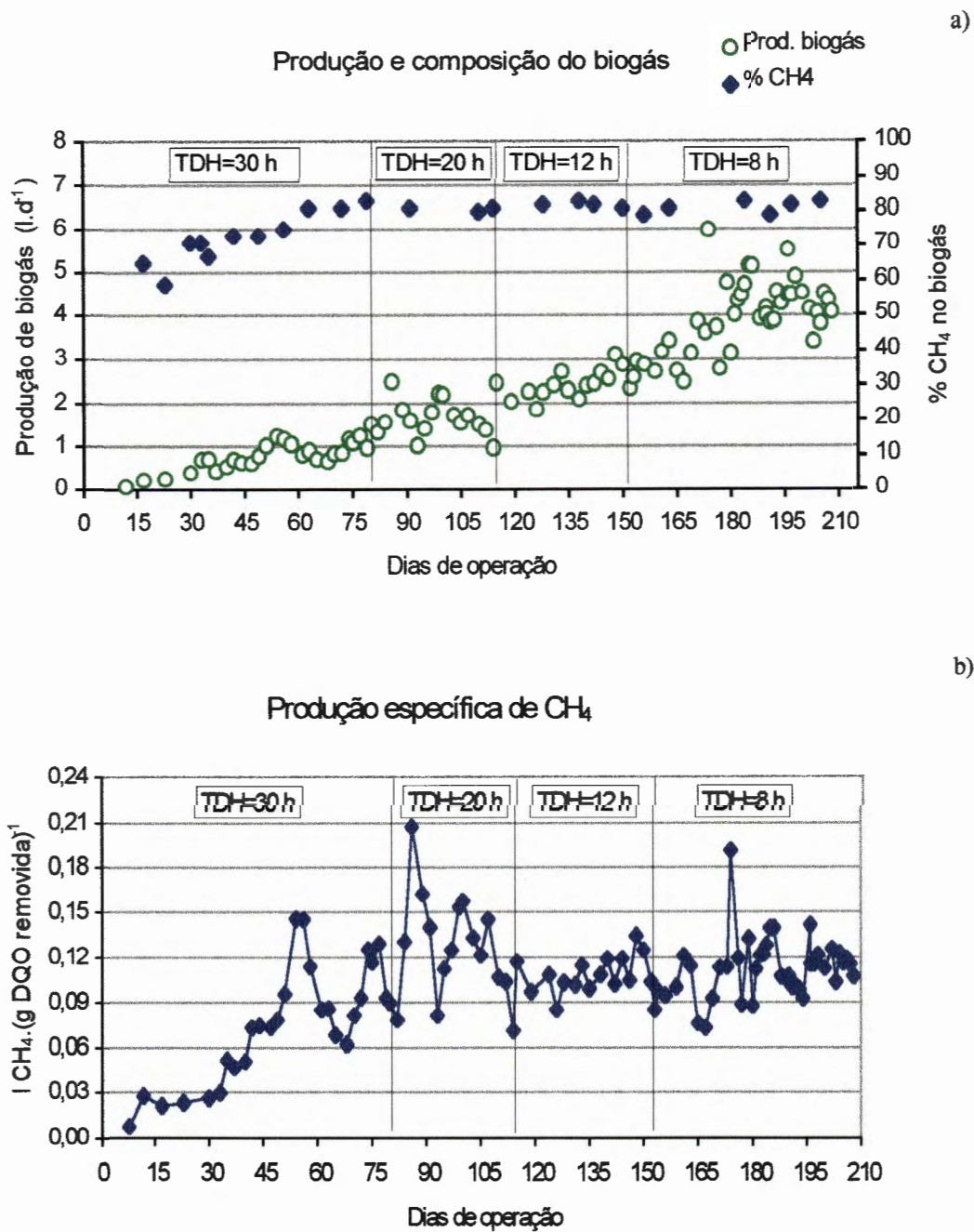


FIGURA 22. a) Produção diária e composição do biogás e b) produção específica de CH<sub>4</sub> no reator 1 na fase 1.

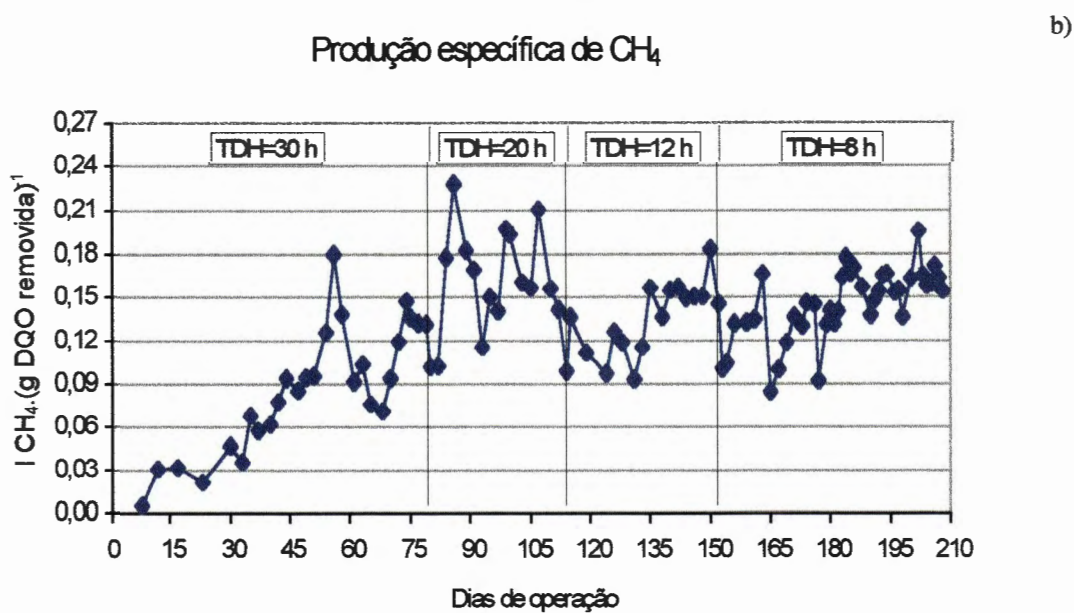
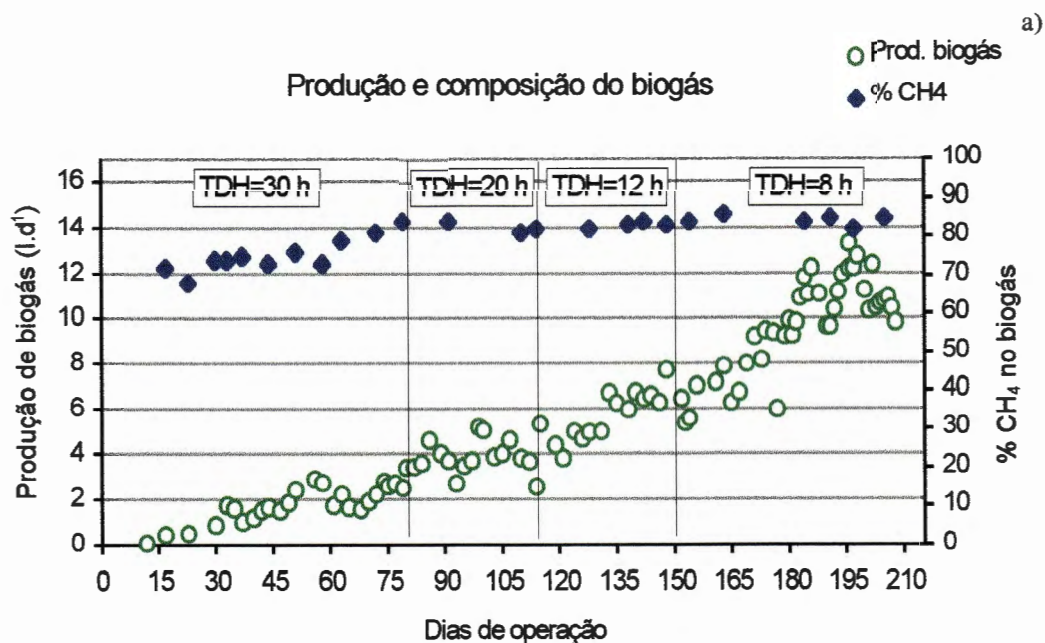


FIGURA 23. a) Produção diária e composição do biogás e b) produção específica de CH<sub>4</sub> no reator 2 na fase 1.



(Tabelas 21 e 22), considerando-se o valor teórico de 0,35 l CH<sub>4</sub>.(g DQO consumida)<sup>-1</sup> (VAN HAANDEL & LETTINGA, 1994).

Considerando-se estes parâmetros de desempenho dos reatores UASB alimentado com águas residuárias de suinocultura, na fase 1, com valores médios de DQO de 1008 mg.l<sup>-1</sup> e SST de 485 mg.l<sup>-1</sup>, para o reator 1, e DQO de 2045 mg.l<sup>-1</sup> e SST de 990 mg.l<sup>-1</sup>, para o reator 2, pode-se avaliá-los como satisfatórios, operando em condições estáveis com baixos TDH. As eficiência de remoção de DQO e SST foram, predominantemente, superiores a 80 a 85% e, em alguns casos, superiores aos valores obtidos em reatores UASB operados em condições semelhantes, conforme apresentado na Tabela 36.

As eficiências de remoção de DQO total e devido à fração de SS obtidas por SAYED (1987), apresentadas na Tabela 36, para condições de operação semelhantes aos reatores 1 e 2, foram inferiores a remoção de DQO total de 80 a 85% e da remoção de DQO devido à fração de SS de 85 a 95% (Figuras 16c e 17c) verificadas na fase 1 para ambos reatores. Com relação à remoção de DQO filtrada, SAYED (1987) obteve valores de 68 a 90%, calculados como: (DQO filtrada do efluente ÷ DQO total do afluente) x 100. Calculando-se desta forma para comparação, neste trabalho para os reatores 1 e 2 na fase 1, teriam sido obtidos valores de 93 a 94% para a eficiência de remoção de DQO dissolvida.

SAYED (1987) obteve valor superior para produção específica de metano (0,28 m<sup>3</sup> CH<sub>4</sub>.(kg DQO total removida)<sup>-1</sup> com TCOV de 3,5 kg DQO total.m<sup>-3</sup>.d<sup>-1</sup>), apresentado na Tabela 36, podendo associar-se a maior participação da DQO dissolvida na DQO total afluente nas águas residuárias de abatedouro.

Desta forma, o reator UASB com lodo granulado foi mais eficiente na remoção de DQO total, filtrada e devido à fração de SS tratando águas residuárias de suinocultura, como neste trabalho, para os reatores 1 e 2 na fase 1, apesar da maior participação da DQO dissolvida na DQO total afluente nas águas residuárias de abatedouro utilizadas por SAYED (1987).

Na comparação com outros reatores anaeróbios de alta taxa tratando águas residuárias de suinocultura com características semelhantes (YANG & CHOU, 1985; HASHEIDER & SIEVERS, 1984), apresentados na Tabela 36, os resultados obtidos nos reatores UASB (reatores 1 e 2 na fase 1) apresentaram-se

TABELA 36. Reatores anaeróbios de alta taxa operados em condições semelhantes aos reatores 1 e 2 na fase 1: tipo de reator, condições de operação, características da água residuária e desempenho.

Descrição da publicação (tipo de reator, água residuária e outras informações necessárias)	Temp. oper. (°C)	TCOV (a)	TDH (h)	Características do afluente (mg.l <sup>-1</sup> )			Eficiência de remoção (%)			Produção específica de CH <sub>4</sub>		
				total	DQO filtrada	SS	SST	DQO total	DQO filtrada		SS	
- SAYED (1987) - reator UASB - - águas residuárias de abatedouro.												
- com lodo floculento:	20	3,5	7	1500 a 2000	900 a 1000	600 a 1000		70	90		0,28 <sup>(b)</sup>	
- com lodo granulado:	20	3,0 a 4,0	10	1337	735	602		56	68	52		
(operação intermitente)	20	4,0 a 5,0	8 a 10	1478	697	781		62	89	55		
	30	2,5 a 4,0	9	1086	557	529		55	85	50		
	30	6,0 a 6,2	5	1310	709	601		53	83	54		
-----												
- YANG & CHOU (1985) - reator anaeróbio de chicanas - águas residuárias de suinocultura.	30	1,7	24	1680			640	71,2			77,1	0,074 <sup>(c)</sup>
	30	3,5	12	1770			510	59,4			63,7	0,110 <sup>(c)</sup>
	30	2,3	19	1800			770	81,2			78,9	0,052 <sup>(c)</sup>
	30	2,3	32	3090			1140	80,9			88,2	0,036 <sup>(c)</sup>
-----												
- HASHEIDER & SIEVERS (1984) - filtro anaeróbio - águas residuá- rias de suinocultura.	35	0,8	24	830			477 <sup>(d)</sup>	66			55 <sup>(e)</sup>	0,263 <sup>(f)</sup>

a - unidade: kg DQO total.m<sup>-3</sup>.d<sup>-1</sup>

b - unidade: m<sup>3</sup> CH<sub>4</sub>.(kg DQO total removida)<sup>-1</sup>

c - unidade: m<sup>3</sup> CH<sub>4</sub>.(kg DQO total adicionada)<sup>-1</sup>

d - característica do afluente: SV (mg.l<sup>-1</sup>)

e - eficiência de remoção de SV (%)

f - unidade: m<sup>3</sup> CH<sub>4</sub>.(kg SV adicionado)<sup>-1</sup>

também como satisfatórios e superiores.

Na Tabela 37 são apresentados, para os reatores 1 e 2 na fase 1, os resultados médios de produção diária de metano, juntamente com a TCOV, as DQO médias diárias afluentes, efluentes e removidas, os valores calculados das porcentagens de DQO total afluente e removida convertidas em metano e a relação entre a produção medida de DQO-CH<sub>4</sub> e a DQO dissolvida removida, denominada fator M por SAYED (1987).

Os valores de DQO total do afluente e removida convertidas em metano variaram na média, respectivamente, de 25,2 a 32,1% e 28,1 a 36,0%, para o reator 1, e de 29,6 a 37,5% e 33,8 a 44,3%, para o reator 2, os quais podem ser considerados relativamente baixos.

Deve-se ressaltar, porém, que ocorreram perdas de gás no separador de fases, além de perdas de metano dissolvido na fase líquida, cuja concentração depende da temperatura e da pressão parcial desse gás na fase gasosa (Lei de Henry). VAN HAANDEL & LETTINGA (1994) citaram que, em virtude das perdas de metano no efluente e para a atmosfera, a produção de metano medida é bem menor que aquela prevista com base em considerações estequiométricas, atingindo na prática valores de 20 a 50% da produção teórica de metano. Outro fator que pode ter resultado em perdas de gás foi o fato de as ligações da câmara de gás até os gasômetros terem sido confeccionadas com mangueiras de silicone e/ou látex, as quais, segundo FLORENCIO (1995), possibilitam perdas de gás em virtude de suas altas porosidades.

Apesar disso, comparando-se esses valores com os apresentados na Tabela 38, obtidos por YANG & CHOU (1985), os quais variaram de 6,68 a 14,06% (TCOV de 1,7 a 3,5 kg DQO total.m<sup>-3</sup>.d<sup>-1</sup>), para DQO total do afluente convertida em metano, e de 8,04 a 25,16%, para DQO total removida convertida em metano, observam-se as melhores conversões no reator UASB (reatores 1 e 2 na fase 1).

Os valores obtidos por SAYED (1987), apresentados na Tabela 38, para DQO total do afluente convertida em metano variaram numa faixa mais ampla (de 27 a 65% para TCOV de 0,9 a 6,4 kg DQO total.m<sup>-3</sup>.d<sup>-1</sup>), a qual abrange os resultados obtidos neste trabalho, para os reatores 1 e 2 na fase 1, enquanto para

TABELA 37. Estimativas das porcentagens da DQO total afluyente e removida convertidas em metano (CH<sub>4</sub>) e da relação entre a produção diária de CH<sub>4</sub> medida (expressa em g DQO-CH<sub>4</sub>.d<sup>-1</sup>) e a DQO dissolvida removida, a partir das médias diárias de DQO afluyente, efluente, removida e na forma de CH<sub>4</sub> nos reatores 1 e 2 na fase 1.

Reator	TDH (h)	TCOV (a)	Afluyente		Efluente		Remoção		Produção diária de CH <sub>4</sub> (b) (g DQO-CH <sub>4</sub> .d <sup>-1</sup> )	DQO total do afluyente convertida em CH <sub>4</sub> (%)	DQO total removida convertida em CH <sub>4</sub> (%)	Relação DQO-CH <sub>4</sub> por DQO dissolvida removida
			DQO total DQO SS	DQO dis. DQO dis.	DQO total DQO SS	DQO total DQO dis.	DQO total DQO SS	DQO total DQO dis.				
1	30	0,82	8,614		0,887		7,727		2,169	25,2	28,1	0,94
			5,666	2,948	0,257	0,630	5,409	2,318				
	20	1,14	11,996		1,282		10,714		3,854	32,1	36,0	1,30
			8,140	3,856	0,387	0,895	7,753	2,961				
	12	1,95	20,504		2,161		18,343		5,671	27,7	30,9	1,21
			14,603	5,901	0,943	1,218	13,660	4,683				
8	3,23	33,961		5,097		28,864		9,266	27,3	32,1	1,46	
		25,109	8,852	2,608	2,489	22,501	6,363					
2	30	1,63	17,010		2,118		14,892		5,040	29,6	33,8	1,14
			11,441	5,569	0,984	1,134	10,457	4,435				
	20	2,30	24,129		3,688		20,441		9,057	37,5	44,3	1,62
			16,846	7,283	2,012	1,676	14,834	5,607				
	12	3,92	41,141		5,170		35,971		13,634	33,1	37,9	1,59
			30,200	10,941	2,818	2,352	27,832	8,589				
8	6,58	69,143		12,946		56,197		23,549	34,1	41,9	1,99	
		53,078	16,065	8,725	4,221	44,353	11,844					

a - unidade: kg DQO total.m<sup>3</sup>.d<sup>-1</sup>;

b - cálculo: a partir da produção diária de CH<sub>4</sub> (l.d<sup>-1</sup>) nas CNTP tem-se: ((produção diária de CH<sub>4</sub> x 16) ÷ 22,4) x 4 = (g DQO-CH<sub>4</sub>.d<sup>-1</sup>).

DQO total removida convertida em metano foram superiores (de 52 a 123% para TCOV de 1,5 a 6,2 kg DQO total.m<sup>-3</sup>.d<sup>-1</sup>). Esta observação pode ser atribuída as seguintes condições observadas no trabalho de SAYED (1987): maiores proporções da DQO dissolvida em relação à DQO total do afluente nas águas residuárias de abatedouro, menores eficiências de remoção para DQO total, além da operação com temperatura maior (30°C) e mais constante (20°C e 30°C).

Isto pode ser evidenciado considerando-se que a produção volumétrica de DQO-CH<sub>4</sub>, no reator 1, foi de 0,206 a 0,883 kg DQO-CH<sub>4</sub>.m<sup>-3</sup>.d<sup>-1</sup> para TCOV de 0,82 a 3,23 kg DQO total.m<sup>-3</sup>.d<sup>-1</sup> e, no reator 2, de 0,480 a 2,243 kg DQO-CH<sub>4</sub>.m<sup>-3</sup>.d<sup>-1</sup> para TCOV de 1,63 a 6,58 kg DQO total.m<sup>-3</sup>.d<sup>-1</sup>; enquanto SAYED (1987) também observou valores superiores, sendo de 0,30 a 3,20 kg DQO-CH<sub>4</sub>.m<sup>-3</sup>.d<sup>-1</sup> para TCOV de 0,9 a 6,4 kg DQO total.m<sup>-3</sup>.d<sup>-1</sup> (Tabela 38).

Observou-se que o reator UASB com lodo granulado proporcionou maiores valores de produção de metano e, conseqüentemente, maiores conversões de DQO total removida. Isto foi verificado por meio da comparação entre os valores obtidos no reator 2 (Tabela 37) e os apresentados por SAYED (1987), para o reator UASB com lodo floculento (TCOV de 1,8 a 5,4 kg DQO total.m<sup>-3</sup>.d<sup>-1</sup>), e também considerando-se os dados de SAYED (1987) para o reator UASB com lodo granulado em relação ao com lodo floculento (Tabela 38).

Observa-se, na Tabela 37, que a relação DQO-CH<sub>4</sub> por DQO dissolvida removida variou de 0,94 a 1,46, no reator 1, e de 1,14 a 1,99; no reator 2; enquanto SAYED (1987) obteve valores de 0,87 a 1,67 (Tabela 38). Isto demonstra que, proporcionalmente, houve maior produção de metano a partir das águas residuárias de suinocultura, além da proveniente da DQO dissolvida do afluente, portanto a partir da solubilização de componentes da DQO devido à fração de SS.

A partir dos resultados obtidos neste trabalho, na fase 1 para os reatores 1 e 2, e dos apresentados por YANG & CHOU (1985) e SAYED (1987), observa-se que a conversão da DQO em conseqüência da produção de metano no reator UASB, independente da água residuária, está associada à participação da DQO dissolvida na DQO total do afluente; enquanto, em relação às águas residuárias de suinocultura, a conversão pode ter sido influenciada pelo tipo de reator, nas condições

TABELA 38. Estimativas de DQO total do afluente e removida convertidas em metano (CH<sub>4</sub>), relação DQO-CH<sub>4</sub> por DQO filtrada removida, fator de acumulação de lodo no reator (Y acumulado), eficiência de remoção física do reator e produção volumétrica de CH<sub>4</sub> em reatores anaeróbios de alta taxa operados em condições semelhantes aos reatores 1 e 2 na fase 1.

Descrição da publicação (tipo de reator, água residuária e outras informações necessárias)	Temp. oper. (°C)	TCOV (a)	DQO total do afluente convertida em CH <sub>4</sub> (%)	DQO total removida convertida em CH <sub>4</sub> (%)	Relação DQO-CH <sub>4</sub> por DQO filtrada removida	Y acumulado (b)	Eficiência de remoção física do reator (%) <sup>(c)</sup>	Produção volumétrica de CH <sub>4</sub> <sup>(d)</sup>
- SAYED (1987) - reator UASB								
- águas residuárias: abatedouro.								
- com lodo floculento:	20	1,5 a 2,5		62,8		0,06 a 0,36		
(operação intermitente)	20	1,8 a 5,4	27,0 a 43,1		0,87 a 1,67			0,80 a 1,40
	30	0,5 a 1,5		54,2		0,10 a 0,50		
	30	0,9 a 3,4	37,8 a 39,6		1,02 a 1,36			0,30 a 1,40
	30	2,5 a 3,5		57,8		0,17 a 0,35		
- com lodo granulado:	20	1,8 a 6,4	36,0 a 47,9					0,63 a 2,58
	20	3,0 a 5,0	39,0 a 54,0	52 a 88	1,14 a 1,21	0,16		
	20	6,0 a 8,0				0,11		
	30	1,6 a 6,4	33,8 a 50,9					0,68 a 3,20
	30	2,5 a 6,2	40,0 a 65,0	73 a 123	1,03 a 1,48			
	30	4,0 a 5,0				0,15		
- YANG & CHOU (1985) -Reator								
anaeróbio de chicanas - águas	30	1,7	13,53	19,24			80,6	
residuárias de suinocultura.	30	2,3	6,68	8,04			76,4	
	30	2,3	8,21	9,94			74,5	
	30	3,5	14,06	25,16			74,8	

a - unidade: kg DQO total.m<sup>-3</sup>.d<sup>-1</sup>

b - denominador: fator de acumulação de lodo no reator (Y acumulado em g SSV.(g DQO total removida)<sup>-1</sup>), segundo SAYED (1987), e obtido por meio do valor da DQO acumulada no reator na forma de lodo dividido por 1,48 g DQO.(g SSV)<sup>-1</sup> e em seguida dividido pela DQO total removida.

c - eficiência de remoção física do reator, segundo YANG & CHOU (1985), obtida por meio do valor da DQO acumulada no reator na forma de lodo dividido pelo valor da DQO total removida.

d- cálculo: a partir da produção volumétrica medida de CH<sub>4</sub> (l.m<sup>-3</sup>.d<sup>-1</sup>) nas CNTP tem-se: ((produção volumétrica de CH<sub>4</sub> x 16) ÷ 22,4) x 4 = (g DQO-CH<sub>4</sub>.m<sup>-3</sup>.d<sup>-1</sup>)

citadas neste item, com o reator UASB apresentando melhor desempenho.

Considerando-se estes resultados de conversão de DQO em metano, e da mesma forma que foi evidenciado por SAYED (1987) e YANG & CHOU (1985) nas condições apresentadas na Tabela 38, ressalta-se a importância da acumulação de lodo nos reatores. SAYED (1987), em reatores UASB com lodo floculento e granulado, estimou um fator de acumulação de lodo no reator, denominado Y acumulado (Tabela 38), encontrando valores de 0,06 a 0,50 kg SSV.(kg DQO total removida)<sup>-1</sup> para TCOV de 0,5 a 8,0 kg.DQO total.m<sup>-3</sup>.d<sup>-1</sup>.

Este fator (Y acumulado) foi obtido a partir do valor da DQO do lodo acumulado no reator (o qual foi igual a diferença entre a DQO total removida e a produção de metano (DQO-CH<sub>4</sub>)) dividido pelo valor da DQO total removida. Com este procedimento SAYED (1987) não considerou as possíveis perdas de gás, consequentemente incorporando-as no Y acumulado, majorando-o.

YANG & CHOU (1985) adotaram procedimento semelhante para obtenção do que chamaram de eficiência de remoção física do reator obtendo valores de 74,5 a 80,6% da DQO total removida acumulando-se no reator, para TCOV de 1,7 a 3,5 kg DQO total.m<sup>-3</sup>.d<sup>-1</sup> (Tabela 38).

Adotando-se procedimento semelhante ao de SAYED (1987) e YANG & CHOU (1985), para estimativas de acumulação de lodo nos reatores, conforme apresentado na Tabela 39, tem-se valores inferiores aos apresentados por YANG & CHOU (1985) e abrangidos na faixa encontrada por SAYED (1987).

Porém, observa-se grande diferença comparando-se os valores apresentados na Tabela 39 com as estimativas de rendimento de lodo acumulado na manta (item 5.4.3), apresentados na Figura 75, cujos valores encontrados, para o reator 1, variaram de 0,024 a 0,125 g SSV.(g DQO total removida)<sup>-1</sup> e, para o reator 2, de 0,037 a 0,068 g SSV.(g DQO total removida)<sup>-1</sup>. Esta diferença pode ser atribuída, conforme já ressaltado, às perdas de metano com o efluente e para a atmosfera, acrescentando-se às perdas de lodo flotado no sedimentador e na câmara de gás e sedimentado na canaleta de saída do reator, as quais não estão incluídas nas estimativas de rendimento de lodo acumulado na manta e não foram sistematicamente analisadas durante o desenvolvimento do trabalho, conforme destacado no item 5.4.4.

TABELA 39. Estimativa de balanço de massa nos reatores 1 e 2 na fase 1, realizada de acordo com os procedimentos adotados por SAYED (1987) e YANG & CHOU (1985).

Reator	TDH (h)	TCOV (kg DQO total.m <sup>-3</sup> .d <sup>-1</sup> )	DQO total removida (I) (g.d <sup>-1</sup> )	Produção diária de CH <sub>4</sub> medida (II) (g DQO-CH <sub>4</sub> .d <sup>-1</sup> ) <sup>(a)</sup>	I - II (III) <sup>(b)</sup> (g DQO total.d <sup>-1</sup> )	(III ÷ I) x 100 (c) (%)	(III ÷ 1,48) ÷ I (d) (g SSV.(g DQO removida) <sup>-1</sup> )
1	30	0,82	7,727	2,169	5,558	72	0,49
	20	1,14	10,714	3,854	6,860	64	0,43
	12	1,95	18,343	5,671	12,672	69	0,47
	8	3,25	28,864	9,266	19,598	68	0,46
2	30	1,63	14,892	5,040	9,852	66	0,45
	20	2,30	20,441	9,057	11,384	56	0,38
	12	3,92	35,971	13,634	22,337	62	0,42
	8	6,58	56,197	23,549	32,648	58	0,39

<sup>(a)</sup>- cálculo: a partir da produção diária medida de CH<sub>4</sub> (l.d<sup>-1</sup>) nas CNTP tem-se: ((produção diária de CH<sub>4</sub> x 16) + 22,4) x 4 = (g DQO-CH<sub>4</sub>.d<sup>-1</sup>)

<sup>(b)</sup>- denominado: DQO acumulada no reator na forma de lodo, segundo SAYED (1987) e YANG & CHOU (1985).

<sup>(c)</sup>- denominada: eficiência de remoção física, segundo YANG & CHOU (1985), obtida por meio do valor da DQO acumulada no reator na forma de lodo dividido pelo valor da DQO total removida.

<sup>(d)</sup>- denominado: fator de acumulação de lodo no reator (Y acumulado), segundo SAYED (1987), e obtido por meio dos valores da III coluna (DQO acumulada no reator na forma de lodo) divididos por 1,48 g DQO.(g SSV)<sup>-1</sup> e em seguida divididos pela DQO total removida.



Em virtude de todos estes aspectos e dos que serão apresentados e discutidos no item 5.2.3, para a fase 2, a estimativa de um balanço de massa com boa confiabilidade nos parâmetros considerados fica bastante prejudicada. Isto em consequência da adoção de premissas não totalmente verdadeiras, ou das dificuldades de obtenção de dados precisos para todos parâmetros. Assim, a obtenção de conclusões mais definitivas sobre o destino das frações componentes das águas residuárias com altas concentrações de SST fica impossibilitada.

Esta preocupação foi apresentada também por WANG (1994) em trabalho sobre hidrólise em reator UASB alimentado com esgoto doméstico bruto, destacando que suas estimativas de balanço de massa foram grosseiras, em consequência dos erros inevitáveis nas amostragens e, conseqüentemente, nos cálculos dos parâmetros. Primeiro porque toda a DQO do lodo do reator de hidrólise foi baseada na DQO dos SS removidos. Em virtude da biodegradação e crescimento das bactérias, a composição dos SS removidos pode variar. Em segundo lugar, os erros originados pelas amostragens de lodo para medidas dos perfis da manta e do lodo descartado dificilmente podem ser evitados. Também podem ocorrer outros erros em virtude das flutuações na composição da água residuária e da concentração do afluente e efluente. Desta forma, para obtenção de dados precisos para o balanço de massa, deve-se conduzir pesquisa detalhada utilizando água residuária sintética. A validade desta recomendação pode ser evidenciada nos trabalhos realizados por FANG & KWONG (1994) e KWONG & FANG (1996) utilizando água residuária contendo partículas de amido de milho, nos quais obtiveram estimativas de balanço de massa mais confiáveis e com maior precisão.

As preocupações de WANG (1994) também podem ser estendidas para este trabalho. Contudo, os resultados obtidos foram bastante úteis para avaliações e comparações de desempenho de reatores UASB no tratamento das águas residuárias com altas concentrações de SST; neste caso, particularmente, para aquelas provenientes de suinocultura. Isto da forma como foram apresentados e discutidos neste item e serão no item 5.2.3, para os reatores 1 e 2 na fase 2, porém sempre tendo em vista as ressalvas feitas anteriormente.

### 5.2.3. Fase 2: reatores 1 e 2

Nas Figuras 24 a 27 e na Tabela 40 estão apresentados os comportamentos observados em relação à DQO e aos SS durante a operação dos reatores 1 e 2 na fase 2.

TABELA 40. Características do afluente e efluente dos reatores 1 e 2 na fase 2 com relação à DQO e à concentração de SSV.

Reator	TDH (h)	TCOV (a)	Afluente			Efluente		
			DQO SS (%) <sup>(b)</sup>	SSV (%) <sup>(c)</sup>	DQO:SSV <sup>(d)</sup>	DQO SS (%) <sup>(b)</sup>	SSV (%) <sup>(c)</sup>	DQO:SSV <sup>(d)</sup>
1	27	2,68	80	84	2,2:1	46	85	3,5:1
	20	3,38	78	83	2,4:1	57	85	2,8:1
	12	6,07	80	88	2,5:1	72	90	2,5:1
2	29	3,27	76	84	2,1:1	55	85	2,9:1
	20	4,25	75	82	2,3:1	61	85	2,7:1
	12	8,03	78	87	2,4:1	80	90	2,6:1

a - unidade: kg DQO.m<sup>-3</sup>.d<sup>-1</sup>.

b - porcentagem da DQO devido à fração de sólidos suspensos em relação a DQO total.

c - porcentagem da concentração de SSV em relação à concentração de SST.

d - relação entre a DQO total e a concentração de SSV.

Nos reatores 1 e 2 observaram-se aumentos da DQO devido à fração de SS no efluente (Tabela 40), em relação aos reatores 1 e 2 na fase 1 (Tabela 35), para condições semelhantes de TCH e TCOV. Isto pode ser atribuído ao aumento na concentração de SST do afluente, acrescentando-se a queda acentuada da temperatura ambiente (Figura 10) coincidindo com a diminuição do TDH para 12 h, na fase 2.

No reator 2, com TDH de 12 h, a proporção da DQO devido à fração de SS no efluente assemelhou-se a do afluente, indicando que o efluente apresentou características semelhantes ao afluente, o que foi constatado pela presença de sólidos não estabilizados do afluente no efluente.

Da mesma forma que na fase 1, estes aspectos e os citados no item 5.2.1, associados a constatação dos baixos valores e da constância das

concentrações de DQO total e SST no efluente para cada TDH, apresentados nas Figuras 24b, 25b, 26b e 27b, demonstraram que o reator UASB foi eficiente na remoção das frações dissolvida e, principalmente, devido à concentração de SS do afluente, nessas condições de operação. Isto apesar das concentrações de SST no afluente (1500 e 2000 mg.l<sup>-1</sup>) serem maiores que as recomendadas (500 a 1000 mg.l<sup>-1</sup>) por LETTINGA et al. (1980), SOUZA (1986) e STRONACH et al. (1986).

Nos reatores 1 e 2 (Figuras 24c e 25c) observou-se que para TDH de 27/29 h (TCOV média de 2,68 kg DQO total.m<sup>-3</sup>.d<sup>-1</sup> e 3,27 kg DQO total.m<sup>-3</sup>.d<sup>-1</sup>, respectivamente), as eficiências de remoção da DQO total e da DQO devido à fração de SS estiveram sempre acima de 90% e a eficiência de remoção de DQO dissolvida foi inferior em torno de 80%. Para TDH de 20 h (TCOV média de 3,38 kg DQO total.m<sup>-3</sup>.d<sup>-1</sup> e 4,25 kg DQO total.m<sup>-3</sup>.d<sup>-1</sup>, respectivamente) observaram-se eficiências de remoção de DQO total e DQO devido à fração de SS pouco inferiores, mantendo-se entre 85 e 90%, enquanto a eficiência de remoção de DQO dissolvida diminuiu para valores em torno de 75 a 80%.

Com TDH de 12 h (TCOV de 6,07 kg DQO total.m<sup>-3</sup>.d<sup>-1</sup>, para o reator 1, e 8,03 kg DQO total.m<sup>-3</sup>.d<sup>-1</sup>, para o reator 2) observaram-se diminuições das eficiências de remoção de DQO nos reatores 1 e 2, em consequência do acréscimo mais acentuado na TCOV e da coincidência do período de operação com o inverno, quando a temperatura ambiente apresentou queda e variações acentuadas (Figura 10). No reator 1 constatou-se valor médio de eficiência de remoção de DQO total de 81% e no reator 2 de 75% (Tabelas 15 e 16), com variação de 70 a 90%, no reator 1, e de 60 a 85%, no reator 2 (Figuras 24c e 25c). Observou-se estreita associação com a eficiência de remoção da DQO devido à fração de SS, a qual aumentou a participação para 72 e 80% da DQO total do efluente nos reatores 1 e 2 (Tabela 40), respectivamente.

Ambas eficiências de remoção (de DQO total e devido à fração de SS), relacionaram-se com a temperatura ambiente. Pode-se verificar que no período de 365 a 380 dias houve aumentos contínuos das eficiências de remoção de DQO total e DQO devido à fração de SS coincidindo com aumentos da temperatura ambiente (Figura 10) e em seguida uma queda brusca associada com nova diminuição repentina e acentuada da temperatura ambiente. Isto pode ser explicado

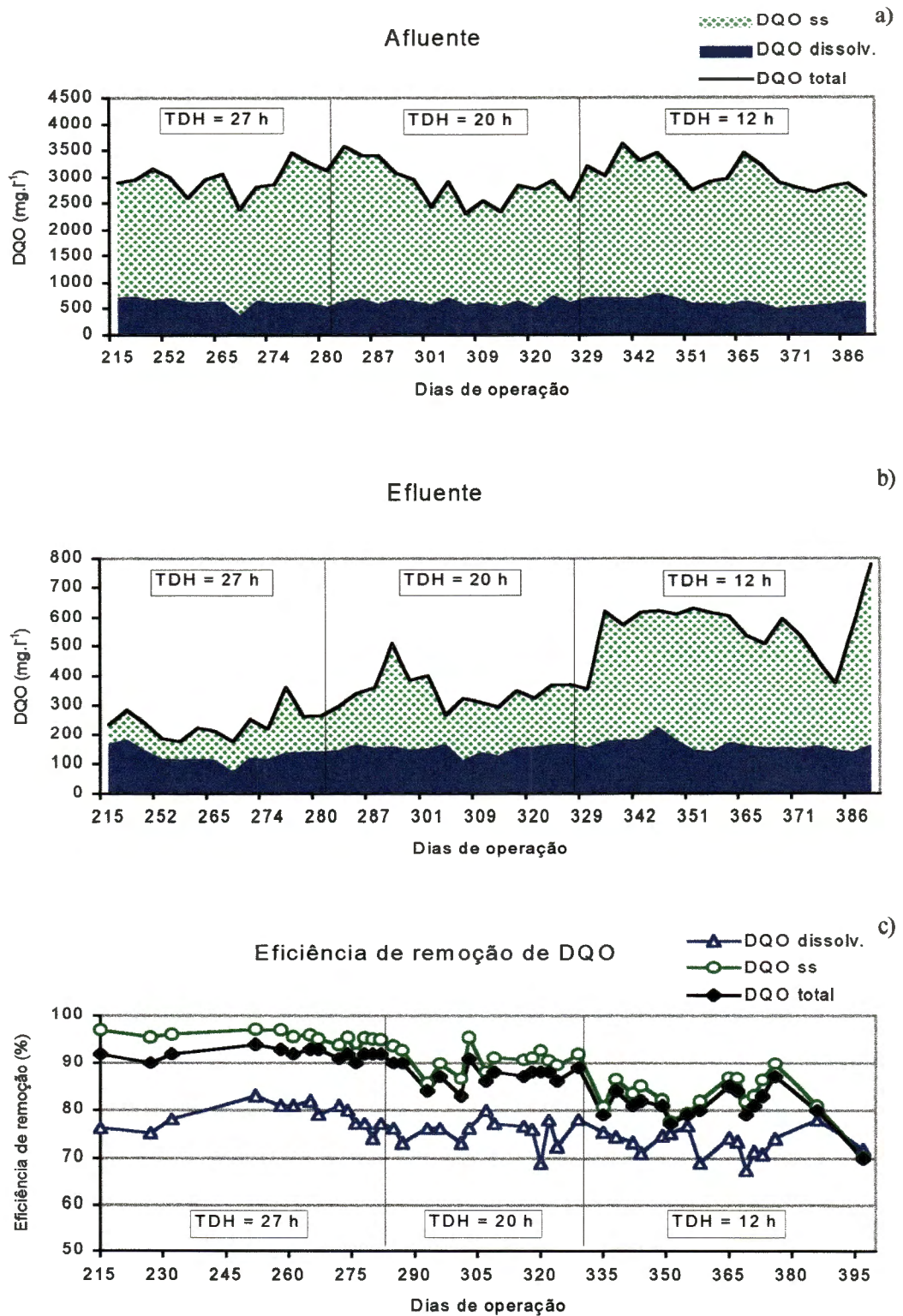


FIGURA 24. DQO total, dissolvida e devido à fração de sólidos suspensos no reator 1 na fase 2: a) no afluente, b) no efluente e c) suas respectivas eficiências de remoção.

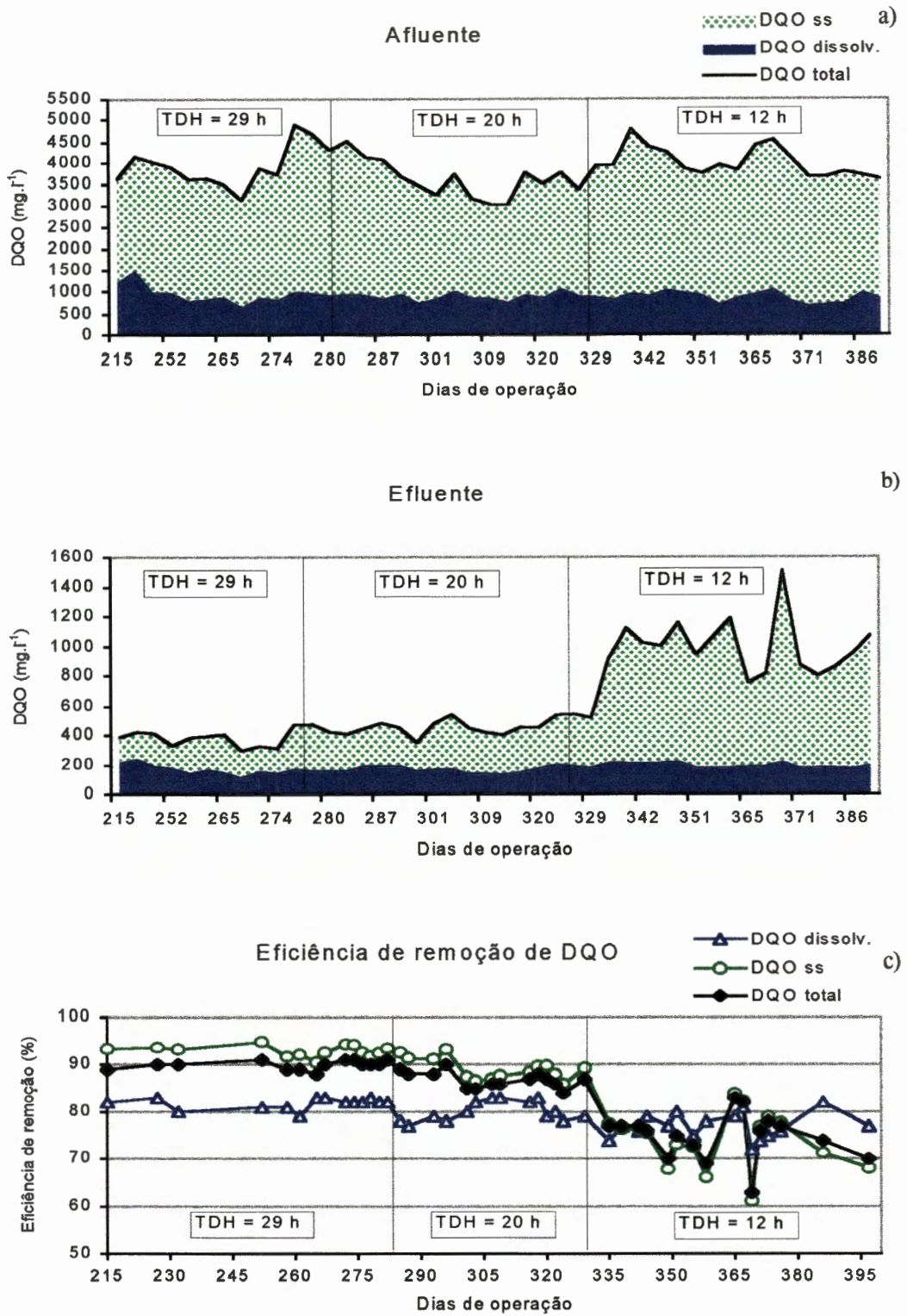


FIGURA 25. DQO total, dissolvida e devido à fração de sólidos suspensos no reator 2 na fase 2: a) no afluente, b) no efluente e c) suas respectivas eficiências de remoção.

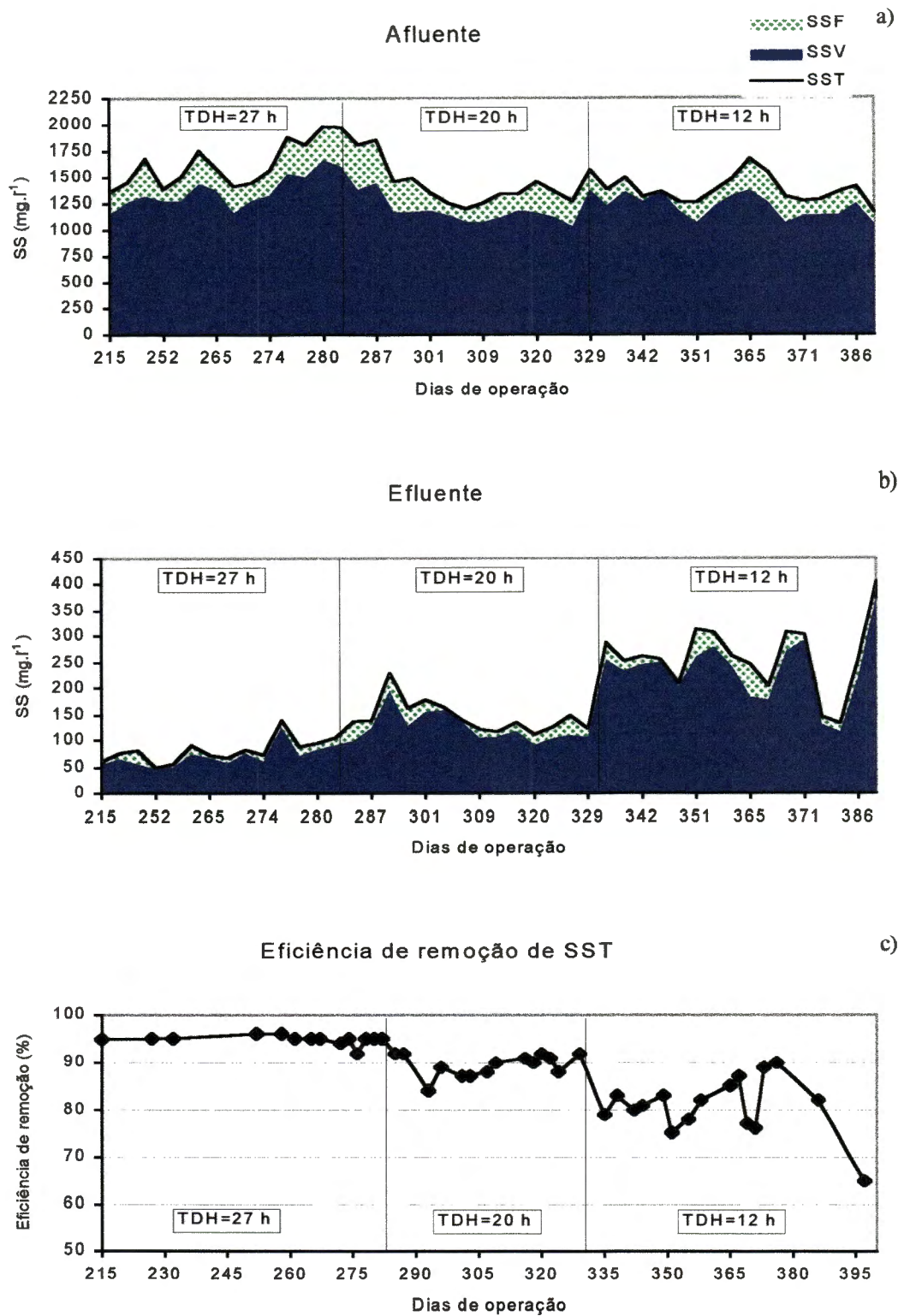


FIGURA 26. Concentração de sólidos suspensos totais (SST), voláteis (SSV) e fixos (SSF) no reator 1 na fase 2: a) no afluente, b) no efluente e c) eficiência de remoção de SST.

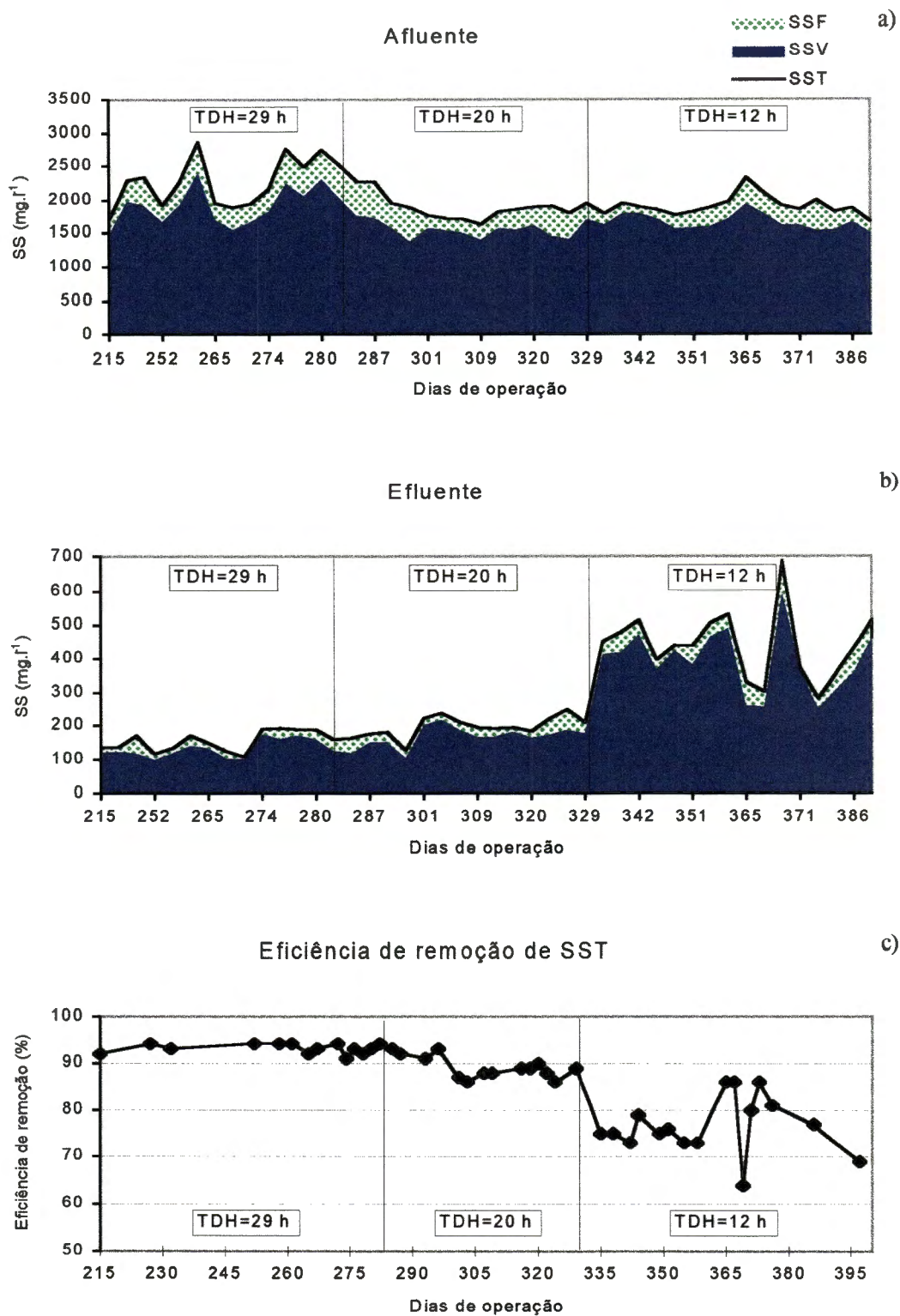


FIGURA 27. Concentração de sólidos suspensos totais (SST), voláteis (SSV) e fixos (SSF) no reator 2 na fase 2: a) no afluente, b) no efluente e c) eficiência de remoção de SST.

considerando-se a predominância da DQO devido à fração de SS na DQO total do afluente e a estreita associação entre a fração de sólidos orgânicos que pode ser metabolizada no processo de digestão anaeróbia e a temperatura, segundo VAN HAANDEL & LETTINGA (1994), acentuando-se sob maiores TCOV (em virtude de menores TDH).

A eficiência de remoção de DQO dissolvida na fase 2 foi maior e mais estável no reator 2 do que no reator 1, apesar das maiores TCOV aplicadas para o mesmo TDH. Isto pode ser associado ao fato da concentração de SST do afluente no reator 1 na fase 2 ter triplicado em relação a fase 1, enquanto no reator 2 somente duplicou. Porém as eficiências de remoção de DQO total e devido à fração de SS para condições semelhantes de TCOV não foram afetadas significativamente, demonstrando a capacidade do reator UASB de acomodar estas mudanças nas características do afluente, desde que haja um período de operação com menores TCOV para assimilação das alterações.

Como na fase 1, os valores das concentrações e eficiências de remoção de SST e de DQO devido à fração de SS apresentaram comportamento semelhante na fase 2, mesmo com maiores concentrações de SST no afluente. Nos reatores 1 e 2 com TDH de 27/29, 20 e 12 h as eficiências de remoção de SST variaram de 77 a 95%.

Comparando-se os reatores 1 e 2 nas fases 1 e 2, para TCOV semelhantes, geralmente, observaram-se valores de eficiência de remoção de DQO semelhantes, evidenciando a relação estreita entre TCOV e desempenho do reator, apesar das diferenças na TCH e nas concentrações de SST do afluente, as quais serão abordadas com maiores detalhes no item 5.2.4.

Os valores de pH, AT e AP no efluente (Figuras 28a, 28b, 29a e 29b) tenderam a apresentar, de maneira geral, pequeno decréscimo com a diminuição do TDH de 27/29 e 20 h para 12 h. Os AVT e AI variaram durante a operação, mas apresentaram valores médios semelhantes para TDH de 27/29, 20 e 12 h (Tabelas 33 e 34). Em consequência destas tendências conjuntas a relação AVT:AT permaneceu entre 0,10 e 0,20 (Figuras 28c e 29c).

Como na fase 1, as concentrações de AVT no efluente mantiveram-se baixas (abaixo de 100 mg.l<sup>-1</sup>), implicando nas mesmas consequências



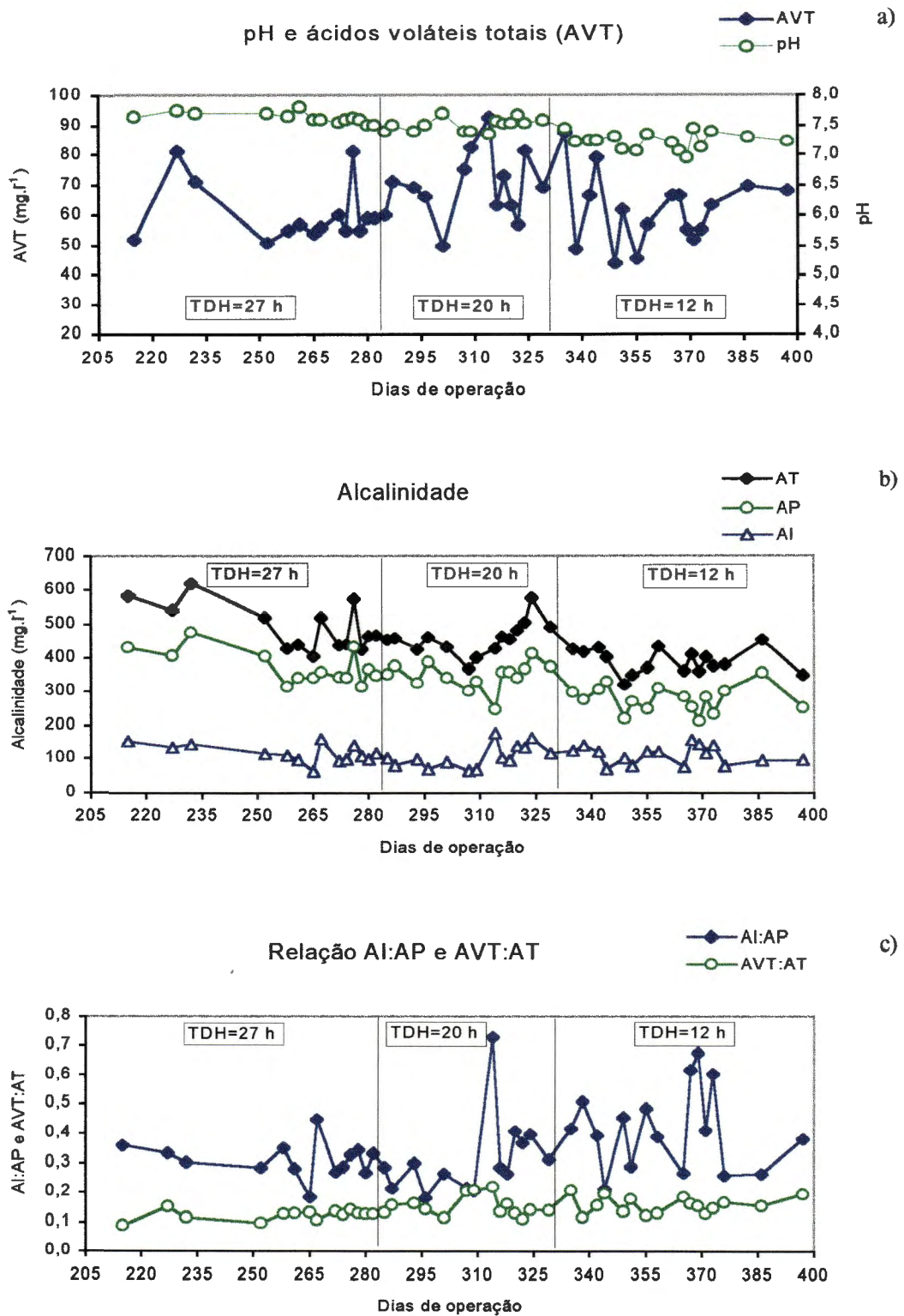


FIGURA 28. a) pH e concentração de ácidos voláteis totais (AVT); b) alcalinidade total (AT), parcial (AP) e intermediária (AI); c) relação AI:AP e AVT:AT no efluente do reator 1 na fase 2.

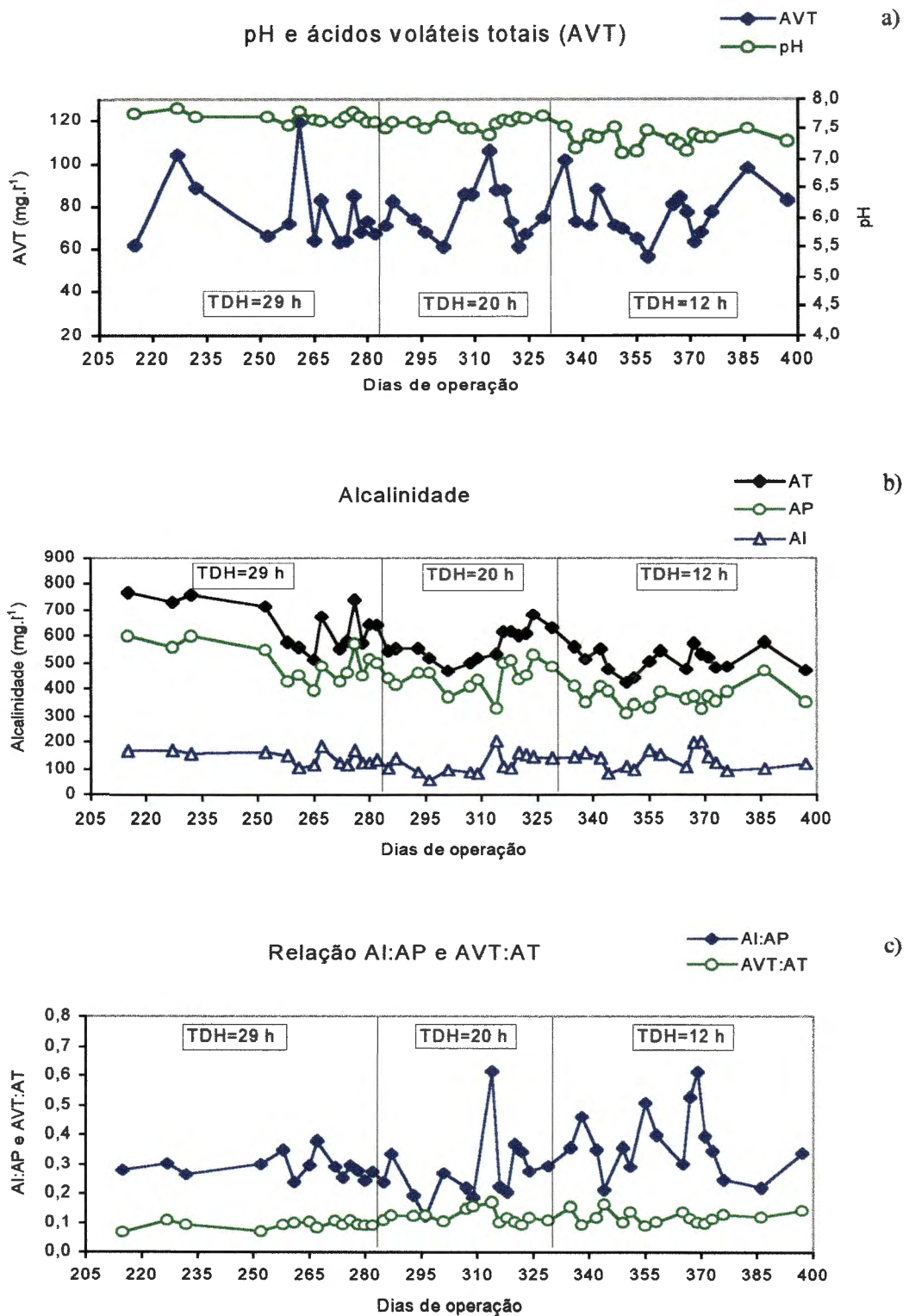


FIGURA 29. a) pH e concentração de ácidos voláteis totais (AVT); b) alcalinidade total (AT), parcial (AP) e intermediária (AI); c) relação AI:AP e AVT:AT no efluente do reator 2 na fase 2.

descritas no item 5.2.2.

A relação AI:AP (Figuras 28c e 29c) apresentou valores de 0,20 a 0,40 para TDH de 27/29 e 20 h e, passou a apresentar maiores variações e valores, na faixa de 0,20 a 0,70 para TDH de 12 h. Este comportamento esteve associado à diminuição na alcalinidade devido à concentração de bicarbonato, relacionada com AP, indicando certa instabilidade no reator, a qual refletiu-se na queda de eficiência.

Durante a operação com TDH de 20 h observou-se o valor de AI:AP em torno de 0,60 a 0,70, discrepando dos valores predominantes de 0,20 a 0,40, o qual coincidiu com um período de queda de temperatura (em torno de 310 dias, Figura 10). Isto refletiu-se na diminuição acentuada da produção de  $\text{CH}_4$  (Figuras 30 e 31), demonstrando a associação da relação AI:AP com instabilidades ocorridas no reator, mesmo que de curta duração.

Dessa forma, como foi observado nas fases 1 e 2, a relação AI:AP pareceu expressar indiretamente, com maior sensibilidade, alterações no comportamento dos reatores. Em virtude de ser analiticamente de fácil obtenção, a relação AI:AP pode tornar-se um parâmetro útil para acompanhamento na operação de reatores UASB.

A composição do biogás manteve-se estável, com teor de metano em torno de 80% (Figuras 30 e 31a).

A produção diária de biogás aumentou com a diminuição do TDH (Figuras 30a e 31a). Porém a produção específica de  $\text{CH}_4$  (Figuras 30b e 31b) não acompanhou esta tendência, variando de forma semelhante para TDH de 27/29 e 20 h e diminuindo no início e aumentando no final do período de operação com TDH de 12 h. Com isso, no reator 1 atingiu-se valores na faixa de 0,18 a 0,21  $\text{l CH}_4 \cdot (\text{g DQO total removida})^{-1}$  e no reator 2 de 0,15 a 0,19  $\text{l CH}_4 \cdot (\text{g DQO total removida})^{-1}$ , o que deve estar associado a melhoria das condições de estabilidade do reator com o tempo de operação, associado ao aumento na temperatura ambiente (Figura 10) a partir dos 378 aos 392 dias de operação (TDH de 12 h).

Como na fase 1, observou-se que os valores médios de produção específica de  $\text{CH}_4$  obtidos foram, de maneira geral, baixos, considerando-se o valor teórico de 0,35  $\text{l CH}_4 \cdot (\text{g DQO consumida})^{-1}$ .

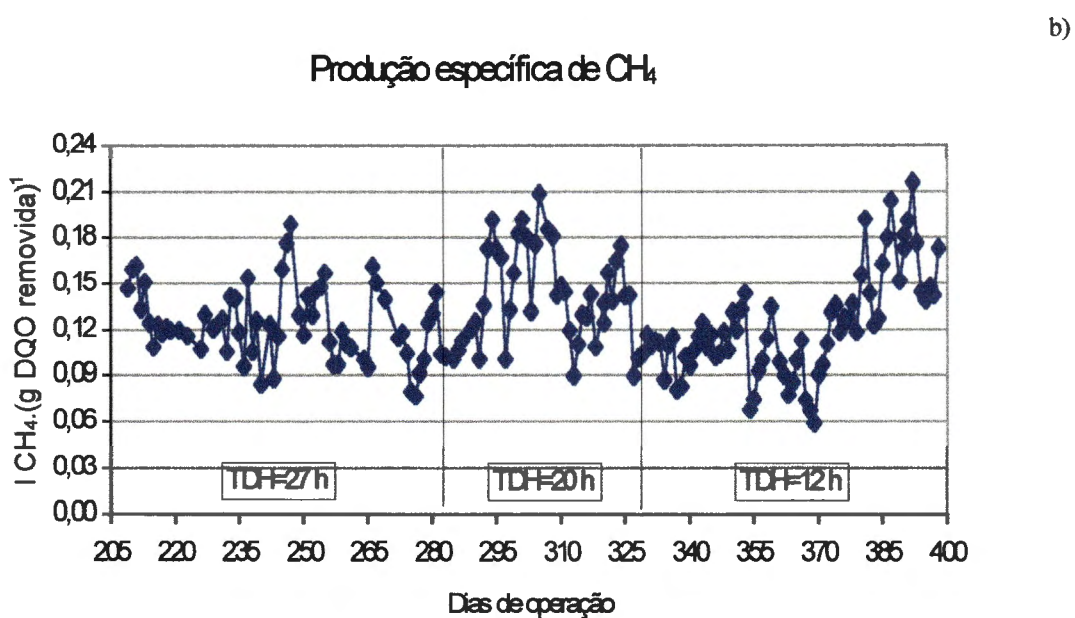
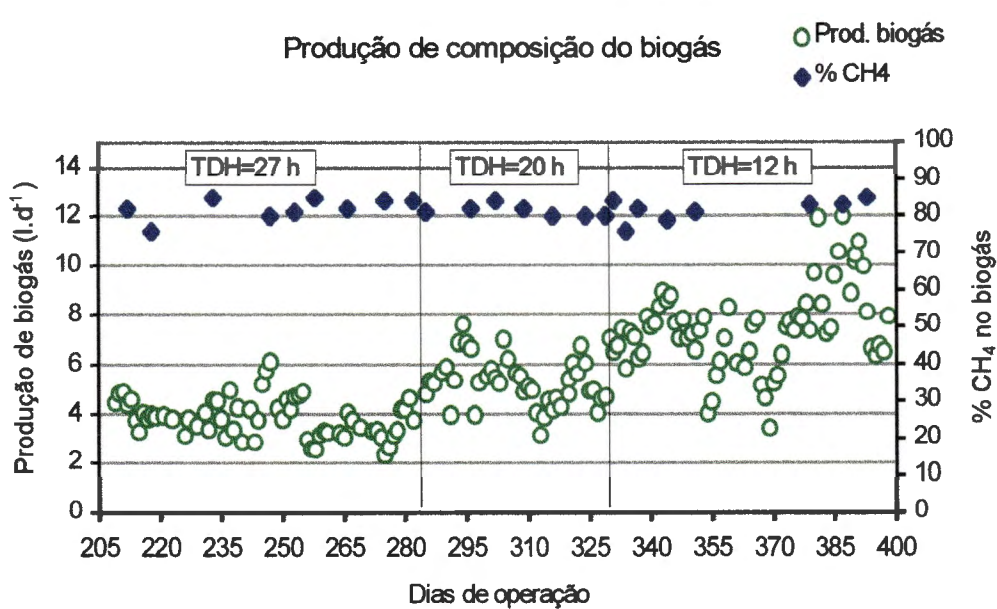


FIGURA 30. a) Produção diária e composição do biogás e b) produção específica de CH<sub>4</sub> no reator 1 na fase 2.

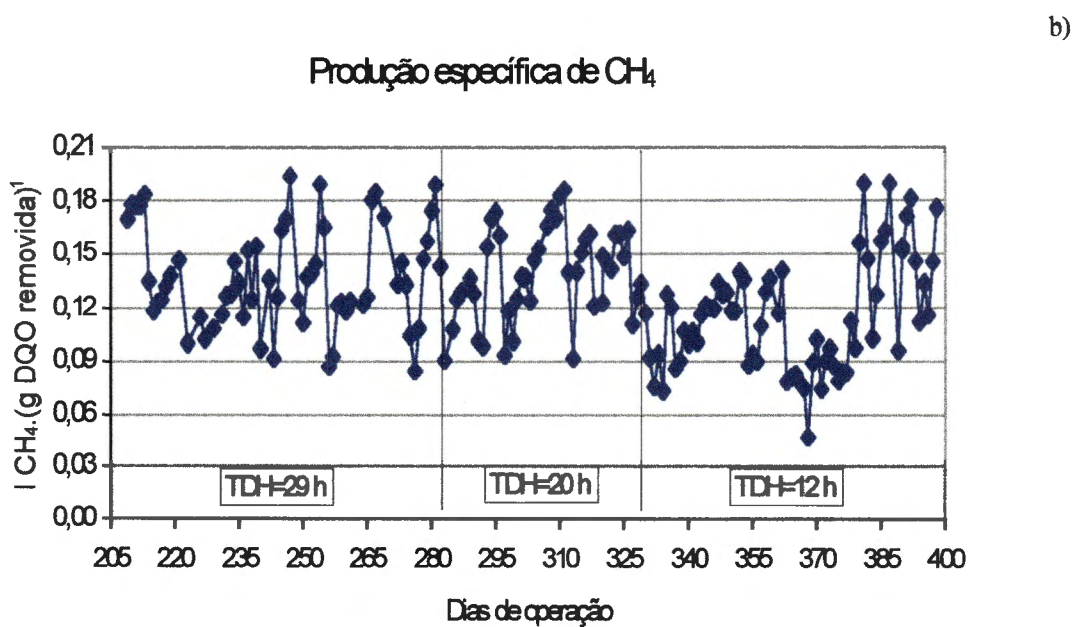
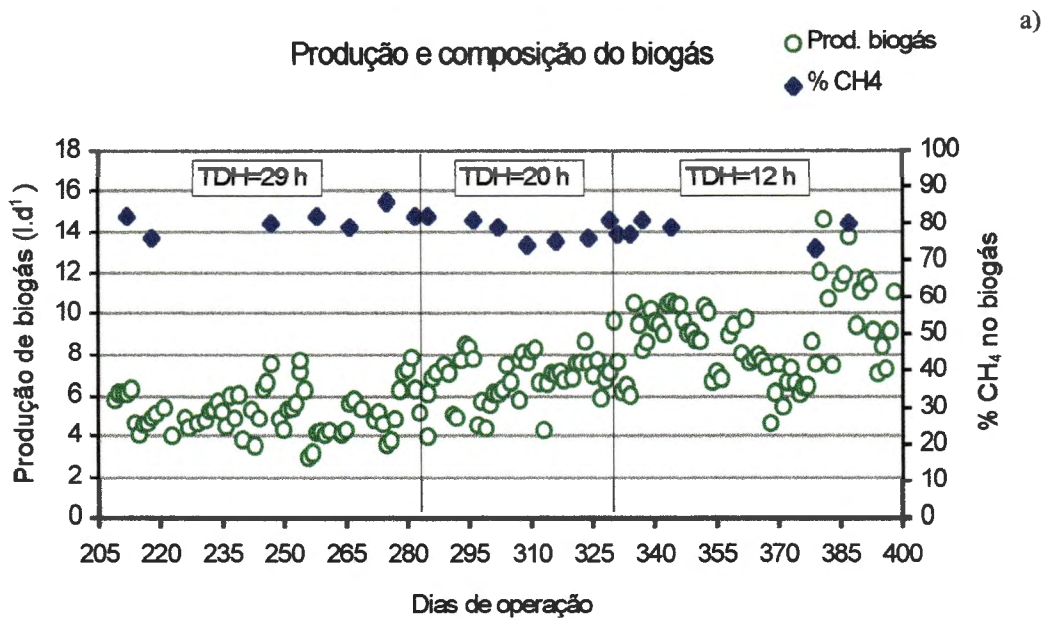


FIGURA 31. a) Produção diária e composição do biogás e b) produção específica de CH<sub>4</sub> no reator 2 na fase 2.

Considerando-se estes parâmetros de desempenho dos reatores UASB alimentados com águas residuárias de suinocultura com valores médios de DQO de 2957 mg.l<sup>-1</sup> e SST de 1479 mg.l<sup>-1</sup>, para o reator 1, e DQO total de 3843 mg.l<sup>-1</sup> e SST de 2024 mg.l<sup>-1</sup>, para o reator 2, assim como ocorreu na fase 1, pode-se avaliá-los como satisfatórios, operando em condições estáveis (principalmente com TDH de 27/29 e 20 h) e com baixos TDH. As eficiências médias de remoção de DQO total e SST foram, predominantemente, superiores a 75 a 80% e, com isto, sendo em alguns casos superiores aos obtidos em reatores UASB operados em condições semelhantes.

As eficiências de remoção de DQO total e filtrada obtidas por SAYED (1987), apresentadas na Tabela 41, foram, respectivamente, de 82,3 e 89,5% para TCOV de 2,5 a 5,0 kg DQO total.m<sup>-3</sup>.d<sup>-1</sup>, valores estes inferiores às obtidas no reator 1, em condições semelhantes de operação (Tabela 15 e Figura 24). Deve-se considerar, para a eficiência de remoção de DQO filtrada, a forma de cálculo utilizada por SAYED (1987), descrita no item 5.2.2, com a qual o reator 1 alcança valores de 95 a 96% e o reator 2 de 94 a 96%, para a remoção de DQO dissolvida.

Os valores obtidos por CINTOLI et al. (1995), apresentados na Tabela 41, para eficiências de remoção de DQO total e solúvel (50 a 55% e 40%, respectivamente), foram bastante inferiores aos alcançados no reator 2 na fase 2, em condições semelhantes de operação (Tabela 16 e Figura 25). Esta grande diferença de desempenho pode ser em virtude da menor faixa de variação da concentração de SST do afluente no reator 2, na média de 1910 a 2274 mg.l<sup>-1</sup> de SST (Tabela 20).

Assim, da mesma forma que para os reatores 1 e 2 na fase 1, na fase 2 os reatores UASB com lodo granulado foram mais eficientes na remoção de DQO total e dissolvida, tratando águas residuárias de suinocultura, do que os reatores UASB operados por CINTOLI et al. (1995), tratando águas residuárias semelhantes, e do que o reator UASB operado por SAYED (1987), apesar da maior participação da DQO dissolvida nas águas residuárias de abatedouro.

Porém, no reator 2 na fase 2 observaram-se menores eficiências de remoção de DQO total e semelhantes para DQO dissolvida, em relação às obtidas por FANG & KWONG (1994) e KWONG & FANG (1996) (Tabela 41). Estes autores observaram eficiências de remoção de DQO total e solúvel, respectivamente,

TABELA 41. Reatores anaeróbios de alta taxa operados em condições semelhantes aos reatores 1 e 2 na fase 2: tipo de reator, condições de operação, características da água residuária e desempenho.

Descrição da publicação (tipo de reator, água residuária e outras informações necessárias)	Temp. oper. (°C)	TCOV (a)	TDH (h)	Características do afluente (mg.l <sup>-1</sup> )			Eficiência de remoção (%)			Produção específica de CH <sub>4</sub>	
				total	DQO filtrada	SS	SST	total	DQO filtrada		SS
- SAYED (1987) - reator UASB - - águas residuárias de abatedouro. - com lodo floculento: (operação contínua)	30	2,5 a 5,0	16	2695	779	1916		82,3	89,5		
- CINTOLI et al. (1995) - reator UASB - águas residuárias de suinocultura.	meso- filica	2,8 4,9	46,7 29,2	5500 6000			2000 a 5000	50 55	40 40		
- FANG & KWONG (1994) - rea- tor híbrido de UASB - águas resi- duárias contendo amido de milho.	37 37	10 10	12 12	5000 5000		2000 3000		85 a 90 85 a 90	95 95		
- KWONG & FANG (1996) - rea- tor UASB - águas residuárias contendo amido de milho.	37 37	10 10	12 12	5000 5000		2000 3000			96,4 96,4		
- YANG & CHOU (1985) - reator anaeróbio de chicanas - águas residuárias de suinocultura.	30 30	1,2 2,1	72 48	3720 4100			1450 1300	46,4 58,2		84,8 87,6	0,196 <sup>(c)</sup> 0,162 <sup>(c)</sup>

continuação da TABELA 41.

Descrição da publicação (tipo de reator, água residuária e outras informações necessárias)	Temp. oper. (°C)	TCOV (a)	TDH (h)	Características do afluente (mg.l <sup>-1</sup> )			Eficiência de remoção (%)			Produção específica de CH <sub>4</sub>	
				total	DQO filtrada	SS	SST	total	DQO filtrada		SS
- HASHEIDER & SIEVERS (1984)	35	0,83	72	2487			1412 <sup>(d)</sup>	86		74 <sup>(e)</sup>	0,325 <sup>(f)</sup>
- filtro anaeróbio - águas residuárias de suinocultura.	35	1,01	72	3016			1835 <sup>(d)</sup>	46		49 <sup>(e)</sup>	0,293 <sup>(f)</sup>
- NG & CHIN (1988) - reator de filme fixo e leito expandido - águas residuárias de suinocultura	30	2,1	48	4140			3250	78		88	0,103 a 0,134 <sup>(b)</sup>
- ZHANG & DAGUE (1995) - reator anaeróbio sequencial em batelada - águas residuárias de suinocultura.	25	1,5	72	4410			2730 <sup>(d)</sup>	59		54 <sup>(e)</sup>	0,34 <sup>(b)</sup>

a - unidade: kg DQO total.m<sup>-3</sup>.d<sup>-1</sup>

b - unidade: m<sup>3</sup> CH<sub>4</sub>.(kg DQO total removida)<sup>-1</sup>

c - unidade: m<sup>3</sup> CH<sub>4</sub>.(kg DQO total adicionada)<sup>-1</sup>

d - característica do afluente: SV (mg.l<sup>-1</sup>)

e - eficiência de remoção de SV (%)

f - unidade: m<sup>3</sup> CH<sub>4</sub>.(kg SV adicionado)<sup>-1</sup>



de 85 a 90% e em torno de 95%, para TCOV de 10,0 kg DQO total.m<sup>3</sup>.d<sup>-1</sup>. A eficiência de remoção de DQO solúvel apresentada por FANG & KWONG (1994) e KWONG & FANG (1996) foi calculada da mesma forma que por SAYED (1987), conforme descrito no item 5.2.2.

As altas remoções de DQO com altas TCOV, no reator UASB e híbrido de UASB, foram atribuídas por FANG & KWONG (1994) e KWONG & FANG (1996) à natureza de fácil biodegradação do amido de milho, utilizado como fonte de SS na água residuária, ao balanceamento de nutrientes, a estratégia sistemática de aclimação durante a partida e a construção de separadores de fases eficientes, que permitiram a retenção dos grânulos em ambos reatores. Pode-se acrescentar o valor da temperatura de operação de 37°C.

Na comparação com outros reatores anaeróbios de alta taxa tratando águas residuárias de suinocultura com características semelhantes (HASHEIDER & SIEVERS, 1984; YANG & CHOU, 1985; NG & CHIN, 1988; ZHANG & DAGUE, 1995), apresentados na Tabela 41, os resultados obtidos nos reatores UASB (reatores 1 e 2 na fase 2) apresentaram-se também como satisfatórios e superiores, principalmente, para a remoção de DQO e sólidos.

Na Tabela 42 são apresentados, para os reatores 1 e 2 na fase 2, os resultados médios de produção diária de metano, juntamente com a TCOV, as DQO médias diárias afluentes, efluentes e removidas, os valores calculados das porcentagens de DQO total afluente e removida convertidas em metano e a relação entre a produção de DQO-CH<sub>4</sub> e DQO dissolvida removida, denominada fator M por SAYED (1987).

Os valores de DQO total do afluente e removida convertidas em metano variaram na média, respectivamente, de 27,4 a 34,5% e 33,8 a 39,4%, para o reator 1, e de 25,1 a 33,7% e 32,0 a 38,7%, para o reator 2, os quais podem ser considerados relativamente baixos. Porém deve-se ressaltar as mesmas observações feitas na fase 1, descritas no item 5.2.2.

Apesar disso, comparando-se estes valores alcançados no reator 1 com os apresentados na Tabela 43, obtidos por YANG & CHOU (1985) para TCOV de 1,2 e 2,1 kg DQO total.m<sup>3</sup>.d<sup>-1</sup>, os quais foram, respectivamente, de 28,88 e 24,24%, para DQO total do afluente convertida em metano, e de 53,92 e 40,33%,



TABELA 42. Estimativas das porcentagens da DQO total afluente e removida convertidas em metano (CH<sub>4</sub>) e da relação entre a produção diária de CH<sub>4</sub> (expressa em g DQO-CH<sub>4</sub>.d<sup>-1</sup>) e a DQO dissolvida removida, a partir das médias diárias de DQO afluente, efluente, removida e na forma de CH<sub>4</sub> nos reatores 1 e 2 na fase 2.

Reator	TDH	TCOV	Afluente		Efluente		Remoção		Produção diária de CH <sub>4</sub> (b) (g DQO-CH <sub>4</sub> .d <sup>-1</sup> )	DQO total do afluente convertida em CH <sub>4</sub> (%)	DQO total removida convertida em CH <sub>4</sub> (%)	Relação DQO-CH <sub>4</sub> por DQO dissolvida removida
			DQO SS	DQO dis.	DQO SS	DQO dis.	DQO SS	DQO dis.				
(h)	(a)	(g.d <sup>-1</sup> )	(g.d <sup>-1</sup> )	(g.d <sup>-1</sup> )	(g.d <sup>-1</sup> )	(g.d <sup>-1</sup> )	(g.d <sup>-1</sup> )	(g.d <sup>-1</sup> )	(g DQO-CH <sub>4</sub> .d <sup>-1</sup> )	em CH <sub>4</sub> (%)	em CH <sub>4</sub> (%)	
27	2,68	28,140		2,260		25,880		9,037		32,1	35,0	2,02
		22,448	5,692	1,042	1,218	21,406	4,474					
1	20	35,535		4,407		31,128		12,266		34,5	39,4	2,07
		27,698	7,837	2,504	1,903	25,194	5,934					
12	6,07	63,755		12,137		51,618		17,440		27,4	33,8	1,85
		50,861	12,894	8,693	3,444	42,168	9,450					
29	3,27	35,544		3,386		31,158		11,989		33,7	38,5	1,75
		27,175	8,369	1,872	1,514	24,303	6,855					
2	20	44,650		5,802		38,848		15,037		33,7	38,7	1,65
		33,285	11,365	3,534	2,268	29,751	9,097					
12	8,03	80,462		21,090		63,186		20,191		25,1	32,0	1,40
		61,772	18,690	16,827	4,263	48,759	14,427					

a - unidade: kg DQO total.m<sup>-3</sup>.d<sup>-1</sup>

b - cálculo: a partir da produção diária de CH<sub>4</sub> (l.d<sup>-1</sup>) nas CNTP tem-se: ((produção diária de CH<sub>4</sub> x 16) ÷ 22,4) x 4 = (g DQO-CH<sub>4</sub>.d<sup>-1</sup>).

para DQO total removida convertida em metano, observam-se que estas conversões foram semelhantes em relação à DQO total do afluente e superiores em relação à DQO total removida. Porém, os resultados no reator de chicanas (YANG & CHOU, 1985) foram obtidos com maiores TDH (48 e 72 h), os quais propiciam melhores condições para solubilização dos sólidos orgânicos.

Os valores obtidos por SAYED (1987), apresentados na Tabela 43, para DQO total do afluente e DQO total removida convertidos em metano (36,7 e 44,4%, respectivamente, para TCOV de 2,5 a 5,0 kg DQO total.m<sup>-3</sup>.d<sup>-1</sup>), foram pouco superiores aos resultados obtidos neste trabalho, para o reator 1. Esta observação pode ser atribuída às mesmas condições citadas no item 5.2.2 (fase 1), observadas no trabalho de SAYED (1987).

Isto pode ser evidenciado considerando-se que a produção volumétrica de DQO-CH<sub>4</sub>, no reator 1, foi de 0,860 a 1,660 kg DQO-CH<sub>4</sub>.m<sup>-3</sup>.d<sup>-1</sup> para TCOV de 2,68 a 6,07 kg DQO total.m<sup>-3</sup>.d<sup>-1</sup>, enquanto SAYED (1987) observou valores superiores, de 0,60 a 2,60 kg DQO-CH<sub>4</sub>.m<sup>-3</sup>.d<sup>-1</sup> para TCOV de 2,5 a 5,0 kg DQO total.m<sup>-3</sup>.d<sup>-1</sup>.

No entanto, comparando-se os valores de conversão de DQO em metano observados no reator 2 (Tabela 42) com os apresentados na Tabela 43, obtidos por FANG & KWONG (1994) e KWONG & FANG (1996), que foram na média, respectivamente, para DQO total removida convertida em metano de 82,7% (TCOV de 3 a 10 kg DQO total.m<sup>-3</sup>.d<sup>-1</sup>) e 85,9% (TCOV de 3 a 150 kg.DQO total.m<sup>-3</sup>.d<sup>-1</sup>), observam-se que estas conversões são bastante superiores. Para justificar estas grandes diferenças, deve-se ressaltar as observações dos autores quanto à natureza de fácil biodegradação do amido de milho, contido na água residuária, e a construção nos reatores de separadores de fase bastante eficientes e a temperatura de operação de 37°C.

Os resultados alcançados com águas residuárias de suinocultura, por NG & CHIN (1988), possibilitaram estimar na média de 29,4 a 38,3% da DQO total removida convertida em metano (Tabela 43), para TCOV média de 2,1 kg DQO total.m<sup>-3</sup>.d<sup>-1</sup>, resultados estes semelhantes aos apresentados no reator 2 (Tabela 42).

Por outro lado, os resultados obtidos por ZHANG & DAGUE

TABELA 43. Estimativas de DQO total do afluente e removida convertidas em metano (CH<sub>4</sub>), relação DQO-CH<sub>4</sub> por DQO filtrada removida, fator de acumulação de lodo no reator (Y acumulado), eficiência de remoção física do reator e produção volumétrica de CH<sub>4</sub> em reatores anaeróbios de alta taxa operados em condições semelhantes aos reatores 1 e 2 na fase 2.

Descrição da publicação (tipo de reator, água residuária e outras informações necessárias)	Temp. oper. (°C)	TCOV (a)	DQO total do afluente convertida em CH <sub>4</sub> (%)	DQO total removida convertida em CH <sub>4</sub> (%)	Relação DQO-CH <sub>4</sub> por DQO filtrada removida	Y acumulado (b)	Eficiência de remoção física do reator (%) <sup>(c)</sup>	Produção volumétrica de CH <sub>4</sub> (d)
- SAYED (1987) - reator UASB - águas residuárias: abatedouro. - com lodo flocoento: (operação contínua)	30	2,5 a 5,0	36,7	44,4	1,98	0,39		0,60 a 2,60
- FANG & KWONG (1994) e KWONG & FANG (1996) - rea- tor UASB e híbrido de UASB - águas residuárias contendo amido de milho	37 37	3 a 10 3 a 150		82,7 85,9				
- YANG & CHOU (1985) -reator anaeróbio de chicanas - águas residuárias de suinocultura.	30 30	1,2 2,1	28,88 24,24	53,92 40,33			46,1 59,7	
- NG & CHIN (1988) - reator de filme fixo e leito expandido - águas residuárias suinocultura	30	2,1		29,4 a 38,3				0,47 a 0,63
- ZHANG & DAGUE (1995) - reator anaeróbio sequencial em batelada - águas residuárias de suinocultura.	25	1,5		97				0,843

a - unidade: kg DQO total.m<sup>-3</sup>.d<sup>-1</sup>

b - denominado: fator de acumulação de lodo no reator (Y acumulado em g SSV.(g DQO total removida)), segundo SAYED (1987), e obtido por meio do valor da DQO acumulada no reator na forma de lodo dividido por 1,48 g DQO.(g SSV)<sup>-1</sup> e em seguida dividido pela DQO total removida.

c - eficiência de remoção física do reator, segundo YANG & CHOU (1985), obtida por meio do valor da DQO acumulada no reator na forma de lodo dividido pelo valor da DQO total removida.

d - cálculo: a partir da produção volumétrica medida de CH<sub>4</sub> (l.m<sup>-3</sup>.d<sup>-1</sup>) nas CNTP tem-se: ((produção volumétrica de CH<sub>4</sub> x 16) ÷ 22,4) x 4 = (g DQO-CH<sub>4</sub>.m<sup>-3</sup>.d<sup>-1</sup>).

(1995), também com águas residuárias de suinocultura, indicaram estimativa média de 97% da DQO total removida convertida em metano, para TCOV de 1,47 kg DQO total.m<sup>-3</sup>.d<sup>-1</sup>, valor bastante superior ao do reator 2. No entanto, deve-se destacar o TDH de 3 dias e o tipo de reator (sequencial em batelada), favorecendo a digestão dos sólidos orgânicos alimentados e retidos no lodo.

Estas considerações também podem ser evidenciadas a partir da produção volumétrica de DQO-CH<sub>4</sub> no reator 2, a qual foi de 1,143 a 1,923 kg DQO-CH<sub>4</sub>.m<sup>-3</sup>.d<sup>-1</sup>, para TCOV de 3,27 a 8,03 kg DQO total.m<sup>-3</sup>.d<sup>-1</sup>, enquanto NG & CHIN (1988) observaram valores médios de 0,474 a 0,629 kg DQO-CH<sub>4</sub>.m<sup>-3</sup>.d<sup>-1</sup>, para TCOV de 2,07 kg DQO total.m<sup>-3</sup>.d<sup>-1</sup>, e ZHANG & DAGUE (1995) observaram valores médios de 0,843 kg DQO-CH<sub>4</sub>.m<sup>-3</sup>.d<sup>-1</sup>, para TCOV de 1,47 kg DQO total.m<sup>-3</sup>.d<sup>-1</sup>.

Observa-se, na Tabela 42, que a relação DQO-CH<sub>4</sub> por DQO dissolvida removida variou de 1,85 a 2,07, para o reator 1, e de 1,40 a 1,75, para o reator 2. Os valores obtidos no reator 2 foram inferiores aos do reator 1, como ocorreu também na fase 1, demonstrando que as maiores concentrações de SST do afluente influenciaram na produção de metano, além da proveniente da DQO dissolvida do afluente. Portanto, houve diminuição na solubilização de componentes da DQO devido à fração de SS, o que ocorreu de forma mais acentuada com a queda da temperatura de operação e aumento da TCOV verificados com TDH de 12 h (Tabela 42).

SAYED (1987) obteve, para a relação DQO-CH<sub>4</sub> por DQO dissolvida removida, valor médio de 1,98 com TCOV de 2,5 a 5,0 kg DQO total.m<sup>-3</sup>.d<sup>-1</sup> (Tabela 43). Comparando-se com os resultados apresentados na Tabela 42, observa-se que os valores obtidos para as águas residuárias de suinocultura foram semelhantes (reator 1) ou inferiores (reator 2) aos apresentados para águas residuárias de abatedouro, a qual apresenta maior participação da DQO filtrada na DQO total (SAYED, 1987). Esta inversão na tendência observada na fase 1 pode ter sido ocasionada pelo aumento da concentração de SST do afluente, para valores médios em torno de 1500 e 2000 mg.l<sup>-1</sup>, respectivamente, nos reatores 1 e 2 na fase 2.

A partir dos resultados obtidos neste trabalho, para os reatores 1 e 2 na fase 2, e os apresentados por CINTOLI et al. (1995), SAYED (1987),

YANG & CHOU (1985), FANG & KWONG (1994), KWONG & FANG (1996), NG & CHIN (1988), HASHEIDER & SIEVERS (1984) e ZHANG & DAGUE (1995), observa-se que a conversão da DQO em consequência da produção de metano no reator UASB, independente da água residuária, está associada à participação da DQO dissolvida na DQO total do afluente, acrescentando-se as características de biodegradabilidade dos SST presentes no afluente.

Para as águas residuárias de suinocultura essa conversão pode ter sido influenciada pelo tipo de reator, com o reator UASB apresentando melhor desempenho quando comparado com outros reatores, como: o filtro anaeróbio (HASHEIDER & SIEVERS, 1984), o de chicanas (YANG & CHOU, 1985) e o de filme fixo e leito expandido (NG & CHIN, 1988), operando em condições semelhantes às deste trabalho.

Além destes aspectos, foi observado que, para TDH e temperaturas mais altas, o desempenho é melhorado independente do tipo de reator, com alimentação contínua, e da água residuária com altas concentrações de SST. Isto em virtude da influência de ambos fatores sobre a solubilização dos sólidos orgânicos. Por outro lado, considerando-se os resultados obtidos por ZHANG & DAGUE (1995), o reator sequencial em batelada parece favorecer esse passo do processo da digestão anaeróbia, porque apresentou conversão da DQO total removida a metano bastante superior aos outros reatores, em virtude de proporcionar maiores TRS.

Considerando-se estes resultados de conversão de DQO em metano e da mesma forma que foi evidenciado na fase 1, ressalta-se a importância da acumulação de lodo nos reatores.

SAYED (1987) estimou o fator de acumulação de lodo no reator (Y acumulado), apresentado na Tabela 43, encontrando valor médio de 0,39 kg SSV.(kg DQO total removida)<sup>-1</sup> para TCOV de 2,5 a 5,0 kg.DQO total.m<sup>-3</sup>.d<sup>-1</sup>. Este fator foi obtido por SAYED (1987), conforme descrito no item 5.2.2.

YANG & CHOU (1985) adotaram procedimento semelhante e obtiveram a eficiência de remoção física do reator com valores de 46,1% da DQO total removida acumulando-se no reator para TCOV de 1,24 kg.DQO total.m<sup>-3</sup>.d<sup>-1</sup> e 59,7% para TCOV de 2,05 kg.DQO total.m<sup>-3</sup>.d<sup>-1</sup> (Tabela 43).

Adotando-se procedimento semelhante ao de SAYED (1987) e

TABELA 44. Estimativa de balanço de massa nos reatores 1 e 2 na fase 2, realizada de acordo com os procedimentos adotados por SAYED (1987) e YANG & CHOU (1985).

Reator	TDH (h)	TCOV (kg DQO total.m <sup>-3</sup> .d <sup>-1</sup> )	DQO total removida (I) (g.d <sup>-1</sup> )	Produção diária de CH <sub>4</sub> medida (II) (g DQO-CH <sub>4</sub> .d <sup>-1</sup> ) <sup>(a)</sup>	I - II (III) <sup>(b)</sup> (g DQO total.d <sup>-1</sup> )	(III ÷ I) x 100 (c) (%)	(III ÷ 1,48) ÷ I (d) (g SSV.(g DQO total removida) <sup>-1</sup> )
1	27	2,68	25,880	9,037	16,843	65	0,44
	20	3,38	31,128	12,266	18,862	61	0,41
	12	6,07	51,618	17,440	34,178	66	0,45
2	29	3,27	31,158	11,989	19,169	62	0,42
	20	4,25	38,848	15,037	23,811	61	0,41
	12	8,03	63,186	20,191	42,995	68	0,46

<sup>(a)</sup>- cálculo: a partir da produção diária medida de CH<sub>4</sub> (l.d<sup>-1</sup>) nas CNTP tem-se: (produção diária de CH<sub>4</sub> x 16) ÷ 22,4) x 4 = (g DQO-CH<sub>4</sub>.d<sup>-1</sup>)

<sup>(b)</sup>- denominado: DQO acumulada no reator na forma de lodo, segundo SAYED (1987) e YANG & CHOU (1985).

<sup>(c)</sup>- denominada: eficiência de remoção física, segundo YANG & CHOU (1985), obtida por meio do valor da DQO acumulada no reator na forma de lodo dividido pelo valor da DQO total removida.

<sup>(d)</sup>- denominado: fator de acumulação de lodo no reator (Y acumulado), segundo SAYED (1987), obtido por meio dos valores da III coluna (DQO acumulada no reator na forma de lodo) divididos por 1,48 g DQO.(g SSV)<sup>-1</sup> e em seguida divididos pela DQO total removida.

YANG & CHOU (1985), para estimativa de acumulação de lodo nos reatores, conforme apresentado na Tabela 44, tem-se valores pouco superiores aos apresentados por YANG & CHOU (1985) e SAYED (1987), evidenciando tendência contrária a que ocorreu na fase 1.

Porém, deve-se ressaltar as maiores concentrações de SST no afluente dos reatores 1 e 2 na fase 2, os maiores TDH utilizados no reator de chicanas (YANG & CHOU, 1985) e a temperatura maior e mais constante na operação do reator UASB com águas residuárias de abatedouro (SAYED, 1987).

Todas estas estimativas médias são bastantes superiores às encontradas para o rendimento de lodo por FANG & KWONG (1994), de  $0,09 \text{ g SSV} \cdot (\text{g DQO total removida})^{-1}$  e KWONG & FANG (1996), de  $0,13 \text{ g SSV} \cdot (\text{g DQO total removida})^{-1}$ , as quais destacam a importância das características de biodegradabilidade dos SST do afluente na acumulação de lodo no reator UASB.

No entanto, tomando-se as estimativas de rendimento de lodo acumulado na manta (item 5.4.3), apresentados na Figura 75, cujos valores encontrados, para o reator 1, variaram de  $0,027$  a  $0,119 \text{ g SSV} \cdot (\text{g DQO total removida})^{-1}$  e, para o reator 2, de  $0,023$  a  $0,119 \text{ g SSV} \cdot (\text{g DQO total removida})^{-1}$ , observa-se grande diferença com os resultados apresentados na Tabela 44, a qual pode ser atribuída aos mesmos fatores descritos para a fase 1, no item 5.2.2.

#### **5.2.4. Avaliação conjunta do desempenho dos reatores UASB operados à temperatura ambiente.**

Dentre os parâmetros utilizados no projeto de reatores anaeróbios, a TCOV (em  $\text{kg DQO total} \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{d}^{-1}$ ) é o mais empregado, embora não esteja baseada em parâmetros da cinética do processo (FORESTI, 1987). Desta forma ela será utilizada juntamente com a TCH para discussão conjunta do desempenho dos reatores.

Sabendo-se, no entanto, que o afluente foi composto por frações, principalmente, devido aos SS e dissolvida, as quais, conforme discutido nos itens anteriores, estiveram diretamente relacionadas ao desempenho dos reatores; o conhecimento da TCS (em  $\text{kg SSV} \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{d}^{-1}$ ) e da TCOV em relação à DQO dissolvida



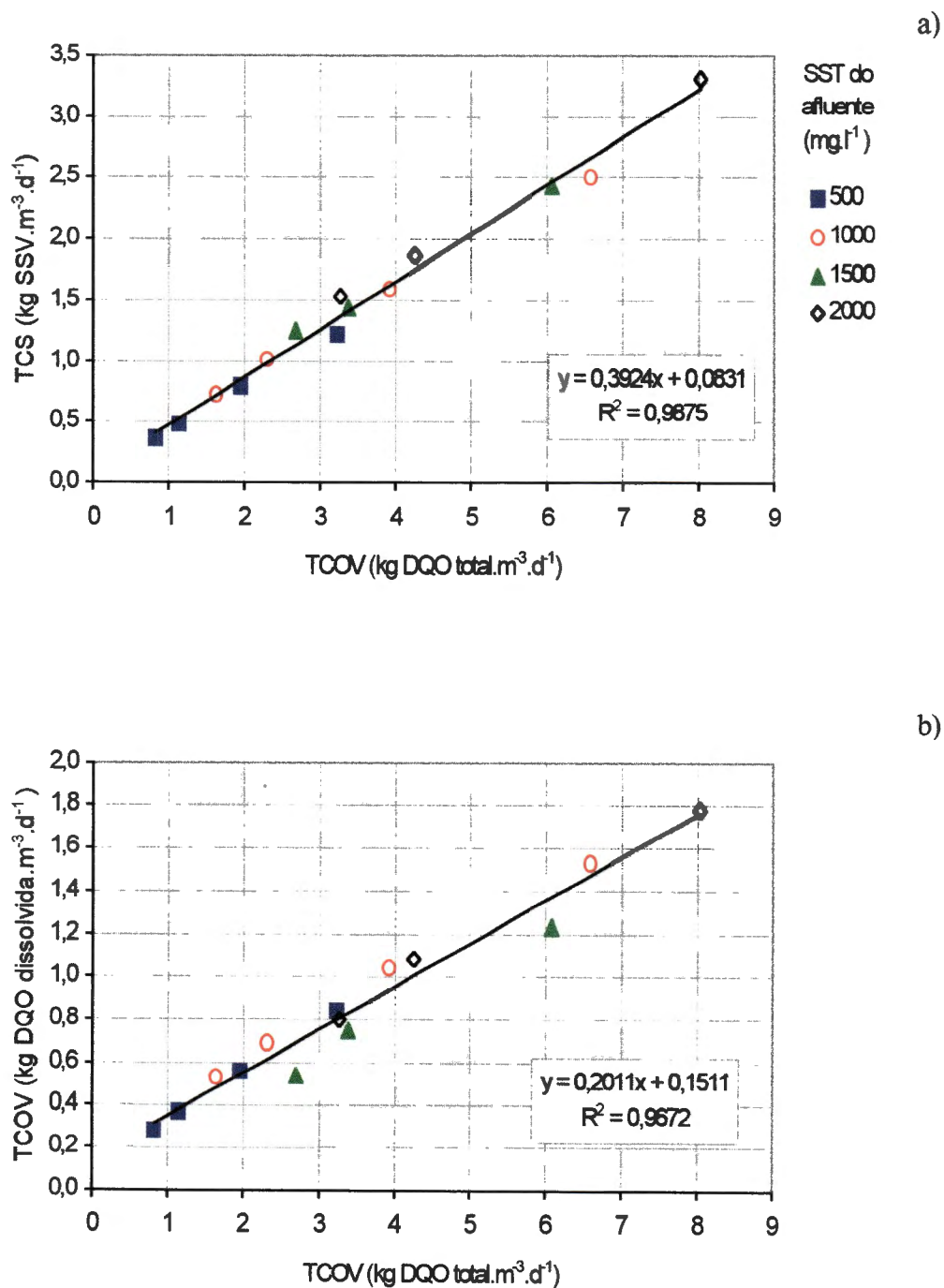


FIGURA 32. Relação entre os valores médios de: a) taxa de carregamento orgânico volumétrico (TCOV em  $\text{kg DQO total.m}^{-3}.\text{d}^{-1}$ ) e taxa de carregamento de sólidos (TCS em  $\text{kg SSV.m}^{-3}.\text{d}^{-1}$ ) e b) taxa de carregamento orgânico volumétrico (TCOV) em  $\text{kg DQO total.m}^{-3}.\text{d}^{-1}$  e  $\text{kg DQO dissolvida.m}^{-3}.\text{d}^{-1}$ , aplicadas nos reatores 1 e 2 nas fases 1 e 2.

é importante nesta avaliação. Considerando-se, conforme apresentado nas Figuras 32 a e b, que houve alta correlação da TCOV (em kg DQO total.m<sup>-3</sup>.d<sup>-1</sup>) com a TCS e com a TCOV em relação à DQO dissolvida, para obtenção dos valores de ambas a partir da TCOV (em kg DQO total.m<sup>-3</sup>.d<sup>-1</sup>) basta a aplicação das equações de regressão linear apresentadas nas Figuras 32 a e b, respectivamente.

Na Figura 33a observa-se a relação entre a TCOV e a eficiência de remoção de DQO total, evidenciando-se que independentemente da concentração de SST do afluente houve diminuição da eficiência com o aumento da TCOV, com os dados médios obtidos apresentando alto coeficiente de determinação ( $R^2 = 0,84$ ) para regressão quadrática ( $y = -0,33x^2 + 0,93x + 88,47$ ). Para TCOV de até 5 kg DQO total.m<sup>-3</sup>.d<sup>-1</sup> as eficiências de remoção de DQO total foram predominantemente superiores a 85%. Para TCOV superiores a este valor a eficiência de remoção de DQO total decresceu de forma mais acentuada, porém devendo-se destacar, conforme apresentado nos itens 5.2.2 e 5.2.3, que houve para SST do afluente menor que 1000 mg.l<sup>-1</sup> o efeito conjunto do aumento da TCH e para 1500 e 2000 mg.l<sup>-1</sup> o efeito da queda acentuada da temperatura ambiente.

A relação entre a TCH e a eficiência de remoção de DQO total está ilustrada na Figura 33b. Observa-se que, para as menores concentrações de SST do afluente (500 e 1000 mg.l<sup>-1</sup>), valores de TCH até 2,0 m<sup>3</sup>.m<sup>-3</sup>.d<sup>-1</sup> não causaram reduções acentuadas da eficiência. Para as maiores concentrações de SST do afluente (1500 e 2000 mg.l<sup>-1</sup>), a diminuição da eficiência foi contínua com o aumento da TCH até 2,0 m<sup>3</sup>.m<sup>-3</sup>.d<sup>-1</sup>. Em consequência destes comportamentos, para valores de TCH acima de 1,5 m<sup>3</sup>.m<sup>-3</sup>.d<sup>-1</sup>, a eficiência tendeu a ser menor para os reatores alimentados com afluentes com maiores concentrações de SST

Para a eficiência de remoção de SST em relação à TCOV (Figura 34a) o coeficiente de determinação também foi alto para regressão quadrática ( $y = -0,18x^2 - 0,88x + 95,44$ ;  $R^2 = 0,85$ ), e o comportamento foi semelhante ao da TCOV em relação a eficiência de remoção de DQO total. O mesmo aconteceu para a relação com a TCH (Figura 34b), demonstrando a estreita associação entre o comportamento da DQO total e dos SST em virtude da predominância de sólidos na DQO do afluente.

Com relação à DQO dissolvida (Figura 35a) houve tendência

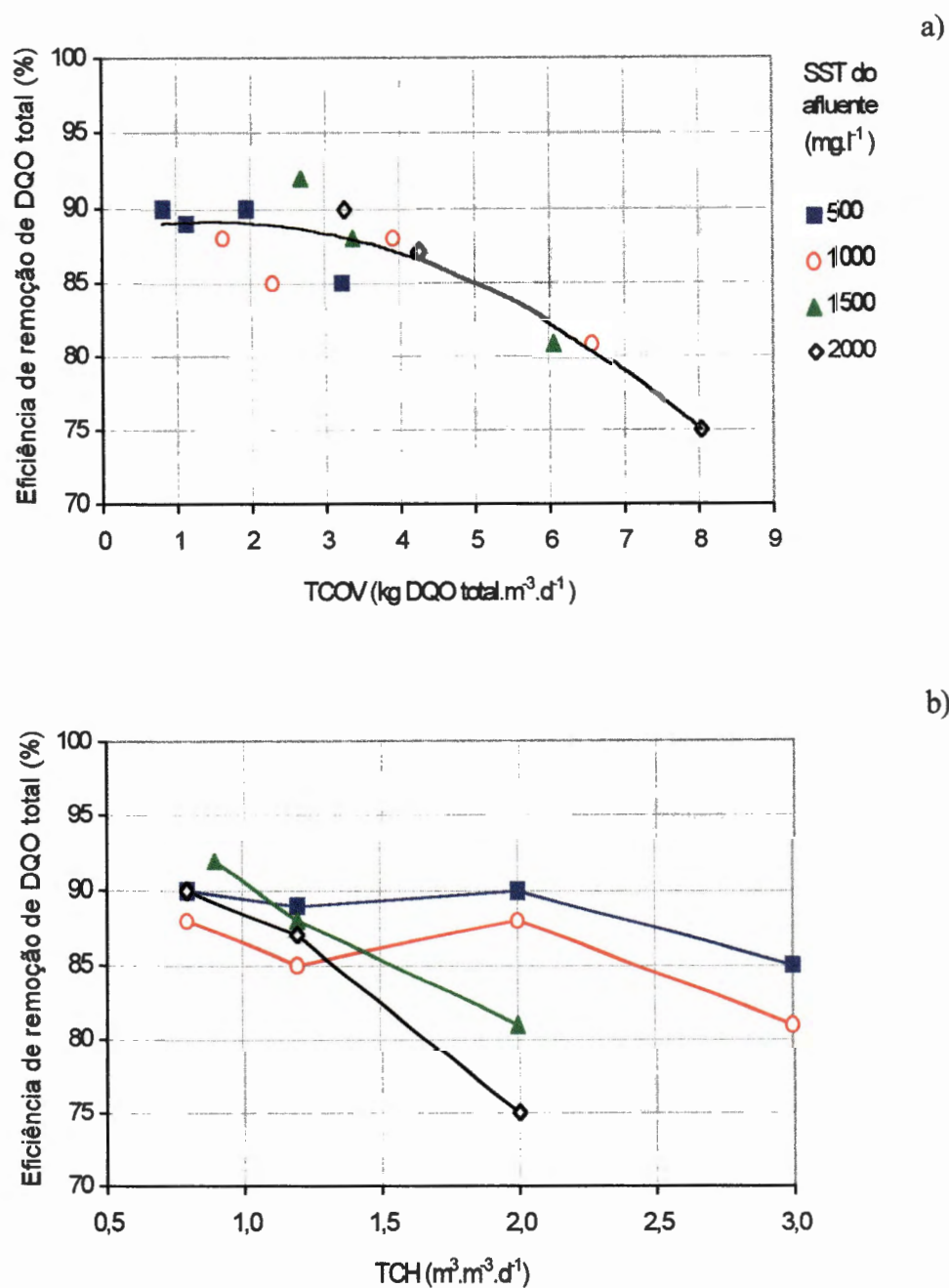


FIGURA 33. Relação entre os valores médios de eficiência de remoção de DQO total e: a) taxa de carregamento orgânico volumétrico (TCOV em kg DQO total.m<sup>3</sup>.d<sup>-1</sup>) e b) taxa de carregamento hidráulico (TCH em m<sup>3</sup>.m<sup>-3</sup>.d<sup>-1</sup>) nos reatores 1 e 2 nas fases 1 e 2.

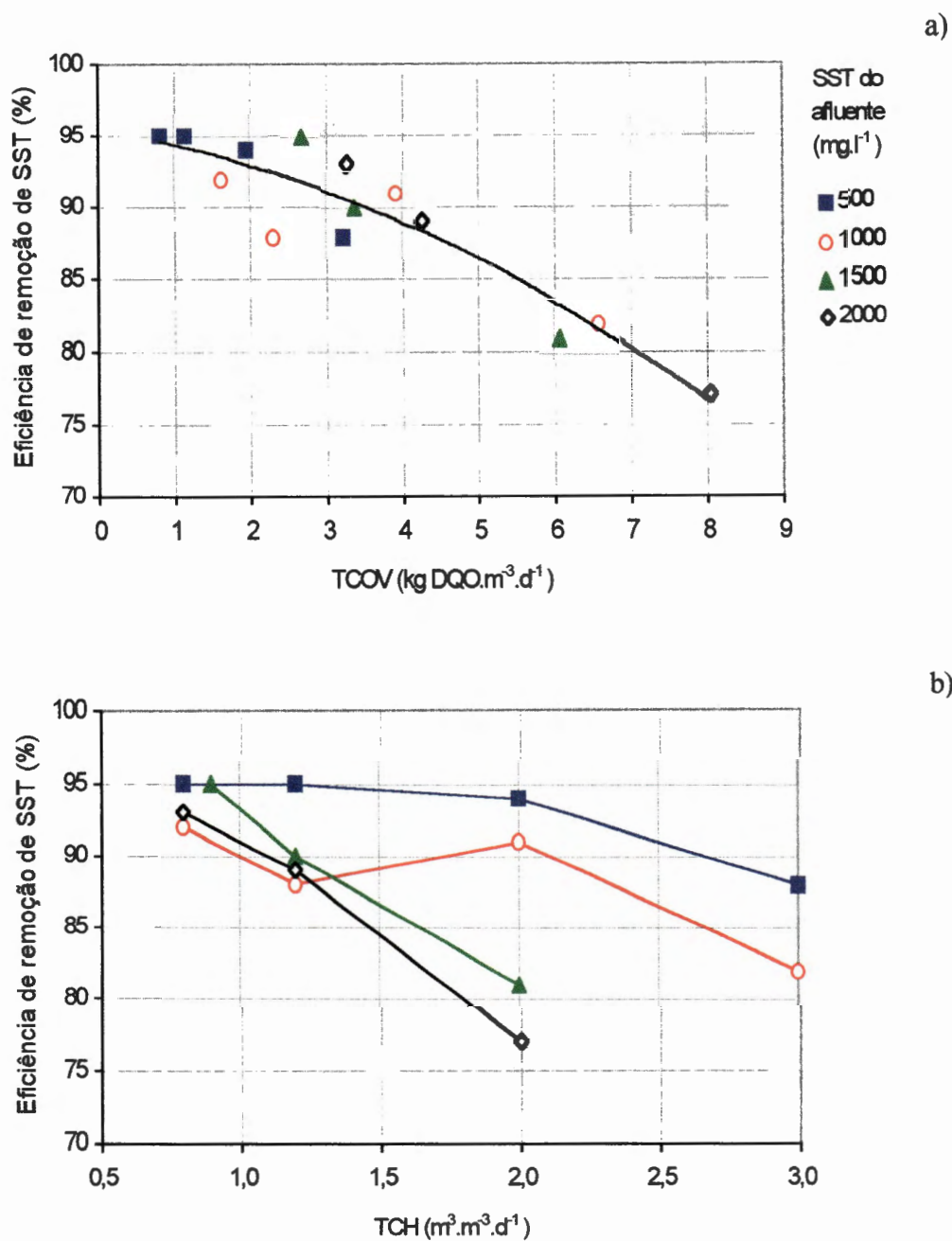


FIGURA 34. Relação entre os valores médios de eficiência de remoção de SST e: a) taxa de carregamento orgânico volumétrico (TCOV em  $\text{kg DQO total.m}^3.\text{d}^{-1}$ ) e b) taxa de carregamento hidráulico (TCH em  $\text{m}^3.\text{m}^{-3}.\text{d}^{-1}$ ) nos reatores 1 e 2 nas fases 1 e 2.

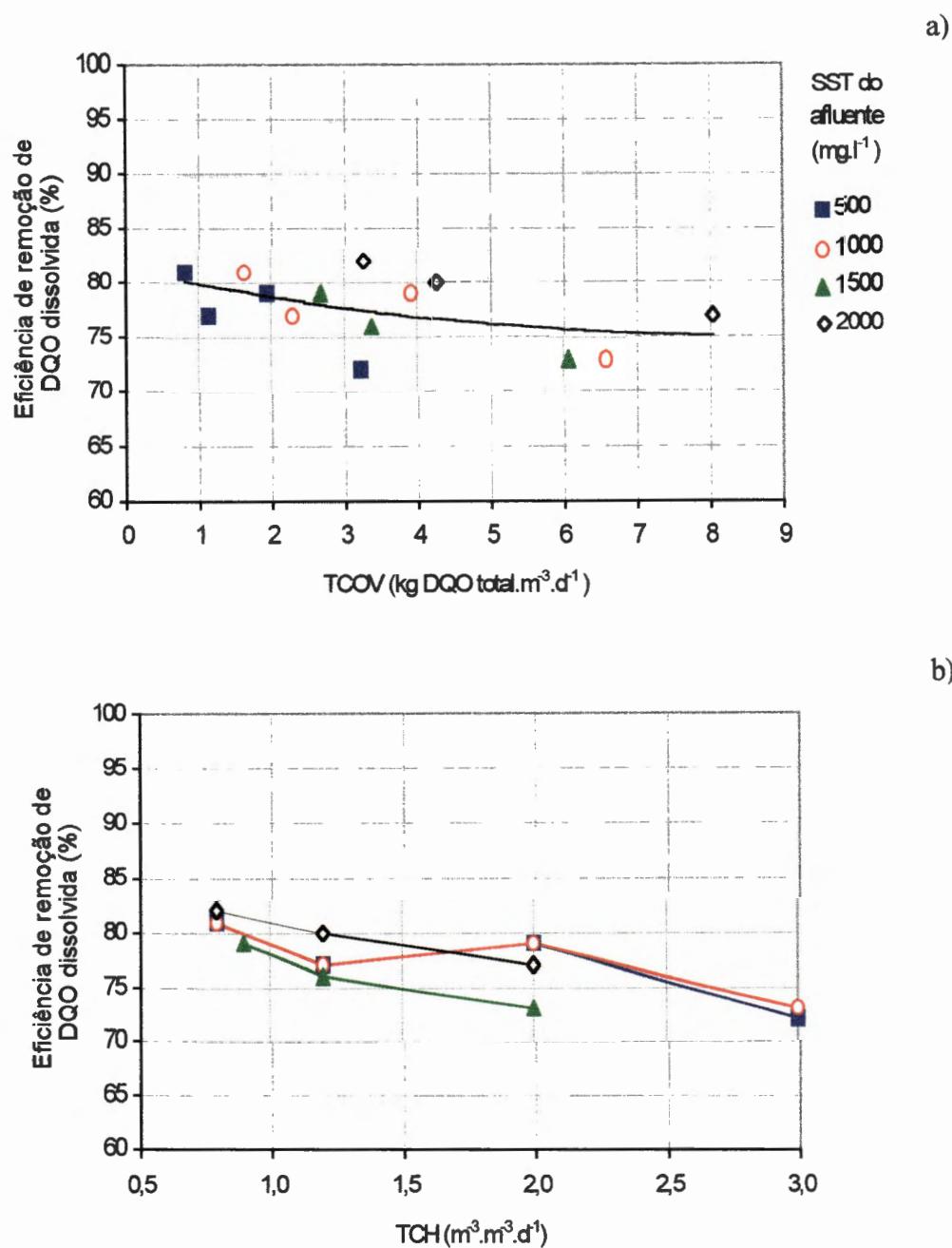


FIGURA 35. Relação entre os valores médios de eficiência de remoção de DQO dissolvida e: a) taxa de carregamento orgânico volumétrico (TCOV em kg DQO total.m<sup>-3</sup>.d<sup>-1</sup>) e b) taxa de carregamento hidráulico (TCH em m<sup>3</sup>.m<sup>-3</sup>.d<sup>-1</sup>) nos reatores 1 e 2 nas fases 1 e 2.

semelhante, de diminuição da eficiência de remoção com o aumento da TCOV, porém de forma menos acentuada e com maior dispersão dos dados médios, com coeficiente de determinação baixo ( $R^2 = 0,25$ ) para regressão quadrática. Observou-se tendência de melhores eficiências de remoção, nas mesmas condições de TCOV, para afluentes com maiores concentrações de SST e, conseqüentemente com maiores valores absolutos de DQO dissolvida, evidenciando-se que não havia limitações do processo para metabolização de substrato solúvel do afluente. Para TCH (Figura 35b), com menores concentrações de SST do afluente, 500 e 1000  $\text{mg.l}^{-1}$ , o comportamento foi o mesmo para ambas e assemelhou-se com a tendência apresentada para DQO total. Para afluente com 1500 e 2000  $\text{mg.l}^{-1}$ , no entanto, houve tendência conjunta de diminuição da eficiência de remoção com o aumento da TCH, porém com o reator alimentado com 2000  $\text{mg.l}^{-1}$  de SST no afluente apresentando as melhores eficiências para TCH menor que  $1,5 \text{ m}^3 \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{d}^{-1}$ .

A produção volumétrica de metano aumentou com os acréscimos na TCOV (Figura 36a), independente da concentração de SST do afluente, apresentando alto coeficiente de determinação ( $R^2 = 0,91$ ) para regressão linear ( $y = 0,094x + 0,045$ ). Porém observou-se que, para TCOV superiores a 5  $\text{kg DQO total} \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{d}^{-1}$  houve aumento da dispersão dos valores médios observados. SAYED (1987) no reator UASB com lodo granulado observou que para valores de TCOV até 6  $\text{kg DQO total} \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{d}^{-1}$  houve relação linear entre TCOV e produção volumétrica de metano para temperaturas de operação de 20 e 30°C.

Em relação à TCH (Figura 36b), a tendência de aumento foi semelhante, evidenciando-se que para as mesmas TCH, quanto maior a concentração de SST do afluente mais altos foram os valores médios de produção volumétrica de metano, em conseqüência de maiores TCOV e, portanto, mais substrato disponível para metabolização.

Como apresentado anteriormente (itens 5.2.2 e 5.2.3), a produção específica de metano não teve o mesmo comportamento da produção volumétrica. Observa-se na Figura 37a grande dispersão dos valores médios obtidos, resultando em baixo coeficiente de determinação ( $R^2 = 0,30$ ) para regressão quadrática, mostrando tendência de ocorrência de valores máximos em torno de  $0,14 \text{ l CH}_4 \cdot (\text{g DQO total removida})^{-1}$  para TCOV na faixa de 4 a 5  $\text{kg DQO total} \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{d}^{-1}$ .

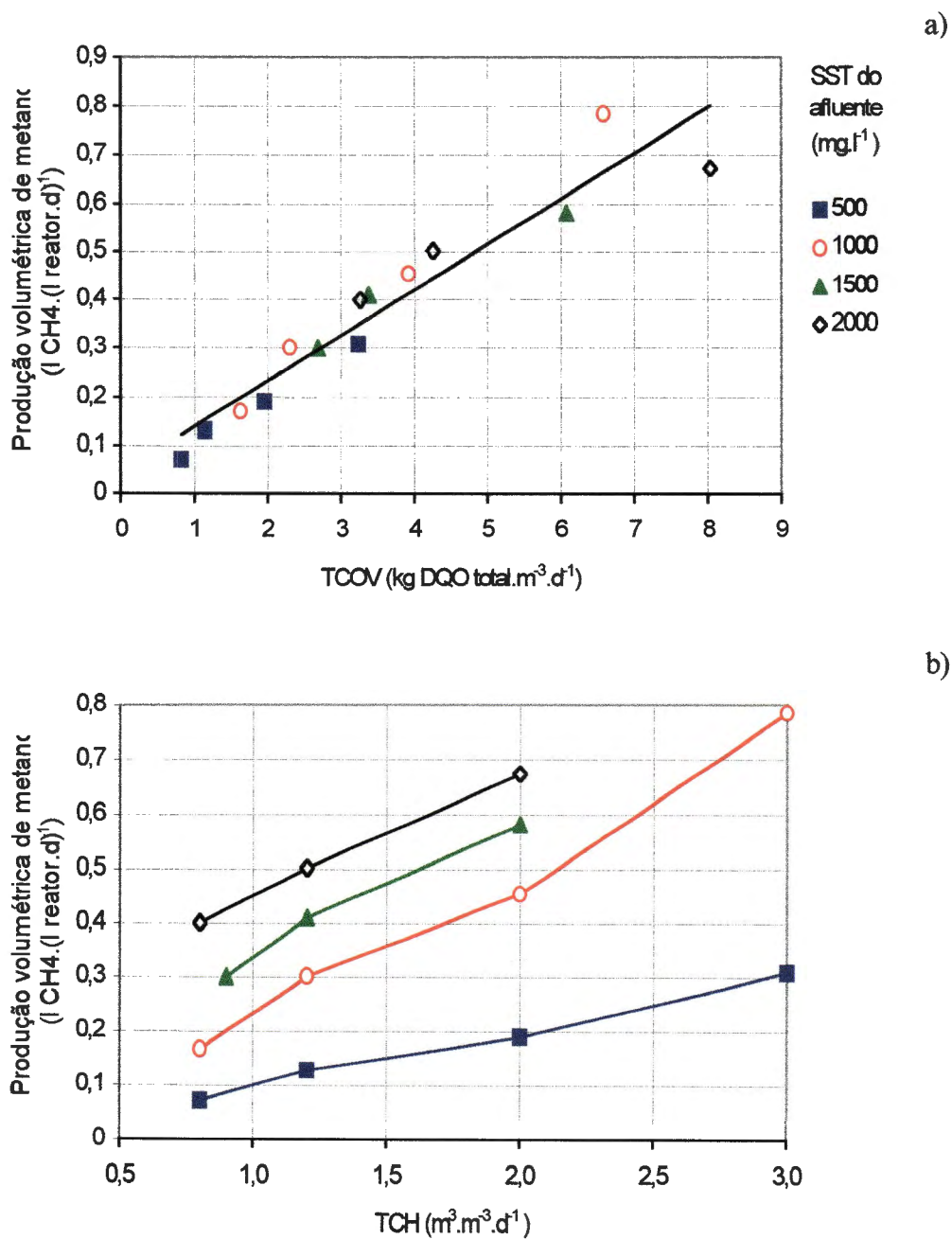


FIGURA 36. Relação entre os valores médios de produção volumétrica de metano e: a) taxa de carregamento orgânico volumétrico (TCOV em kg DQO total.m<sup>-3</sup>.d<sup>-1</sup>) e b) taxa de carregamento hidráulico (TCH em m<sup>3</sup>.m<sup>-3</sup>.d<sup>-1</sup>) nos reatores 1 e 2 nas fases 1 e 2.

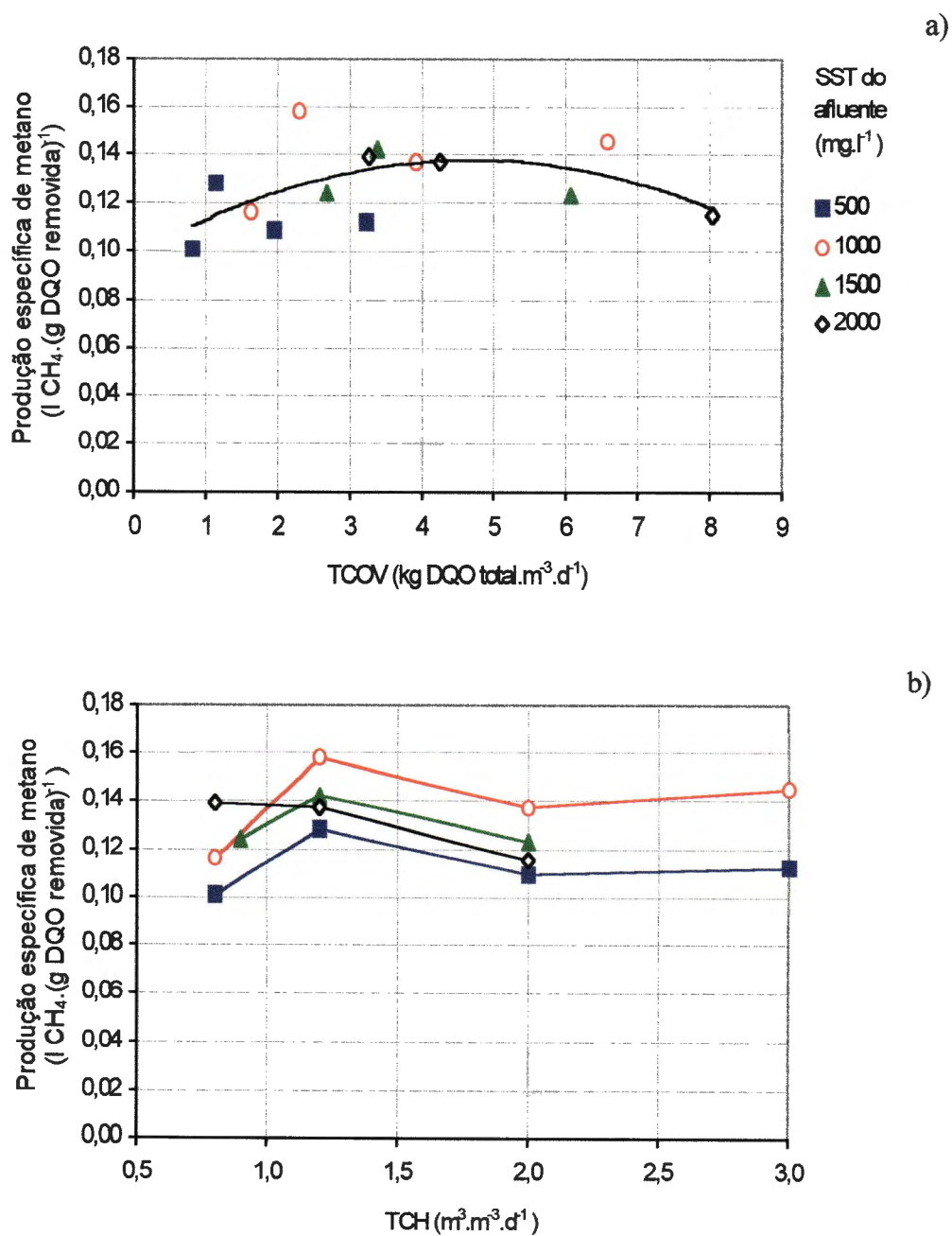


FIGURA 37. Relação entre os valores médios de produção específica de metano e:  
a) taxa de carregamento orgânico volumétrico (TCOV em kg DQO total.m<sup>3</sup>.d<sup>-1</sup>) e b) taxa de carregamento hidráulico (TCH em m<sup>3</sup>.m<sup>3</sup>.d<sup>-1</sup>) nos reatores 1 e 2 nas fases 1 e 2.



Na Figura 37b está ilustrada a relação entre a produção específica de  $\text{CH}_4$  e a TCH, a qual não mostra tendência de associação com a concentração de SST do afluente.

A produção diária de lodo acumulado na manta (em  $\text{g SSV}\cdot\text{d}^{-1}$ ) (será descrita no item 5.4.3) em relação à TCOV (Figura 38a) cresceu e depois tendeu a estabilizar-se com o aumento da TCOV para as concentrações de SST do afluente de 500 e 1000  $\text{mg}\cdot\text{l}^{-1}$ . Por outro lado, para 1500 e 2000  $\text{mg}\cdot\text{l}^{-1}$  de SST no afluente observou-se, inicialmente, aumento até TCOV em torno de 4 e 5  $\text{kg DQO total}\cdot\text{m}^{-3}\cdot\text{d}^{-1}$ , respectivamente, e depois diminuição acentuadamente para TCOV em torno de 6 e 8  $\text{kg DQO total}\cdot\text{m}^{-3}\cdot\text{d}^{-1}$ . SAYED (1987) e YANG & CHOU (1985) observaram que existiu relação linear, com alto coeficiente de determinação, entre TCOV e acumulação de lodo no reator UASB e de chicanas, respectivamente.

A taxa de acumulação de lodo na manta (em  $\text{g SSV}\cdot(\text{g DQO total removida})^{-1}$ ) (será descrita no item 5.4.3) em relação a TCOV (Figura 39a), para as concentrações do afluente de 500 e 1000  $\text{mg}\cdot\text{l}^{-1}$ , decresceu com o aumento da TCOV, enquanto para 1500 e 2000  $\text{mg}\cdot\text{l}^{-1}$  de SST no afluente apresentou comportamento semelhante ao da produção diária de lodo acumulado na manta.

Em relação à TCH observou-se que a produção diária e a taxa de acumulação de lodo na manta (Figuras 38b e 39b) foram maiores nos reatores alimentados com concentrações mais altas de SST para TCH menores (1,5  $\text{m}^3\cdot\text{m}^{-3}\cdot\text{d}^{-1}$ ). Para TCH de 2,0  $\text{m}^3\cdot\text{m}^{-3}\cdot\text{d}^{-1}$ , os valores de produção diária de lodo acumulado na manta foram muito próximos para concentrações de SST do afluente de 1000, 1500 e 2000  $\text{mg}\cdot\text{l}^{-1}$ , refletindo-se na taxa de acumulação de lodo na manta, a qual foi semelhante para todas concentrações de SST do afluente testadas. Para TCH de 3,0  $\text{m}^3\cdot\text{m}^{-3}\cdot\text{d}^{-1}$ , a produção diária de lodo acumulado na manta foi maior no reator com 1000 do que com 500  $\text{mg}\cdot\text{l}^{-1}$  de SST no afluente, enquanto a taxa de acumulação de lodo na manta foi semelhante para ambas concentrações.

As menores velocidades ascensionais do líquido nos reatores, nas condições de TCH mais baixas, favoreceram a sedimentação dos sólidos presentes no afluente. Associadas as menores TCOV e, conseqüentemente, menores produções volumétricas de biogás, diminuíram o arraste de sólidos e propiciaram maior acúmulo de lodo na manta, para os reatores alimentados com maiores concentrações de SST no afluente. Com o aumento da velocidade ascensional do líquido nos reatores, nas

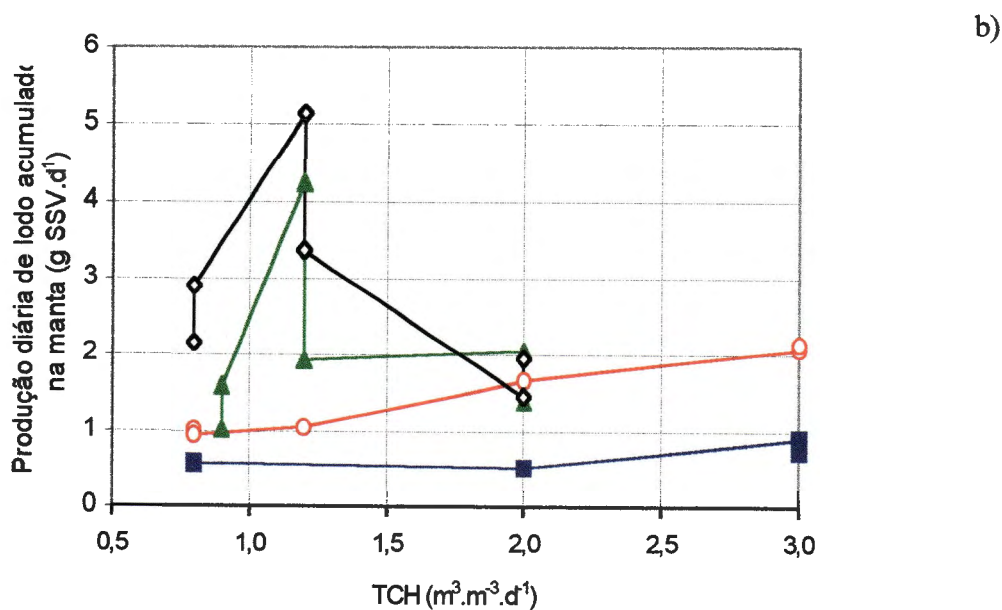
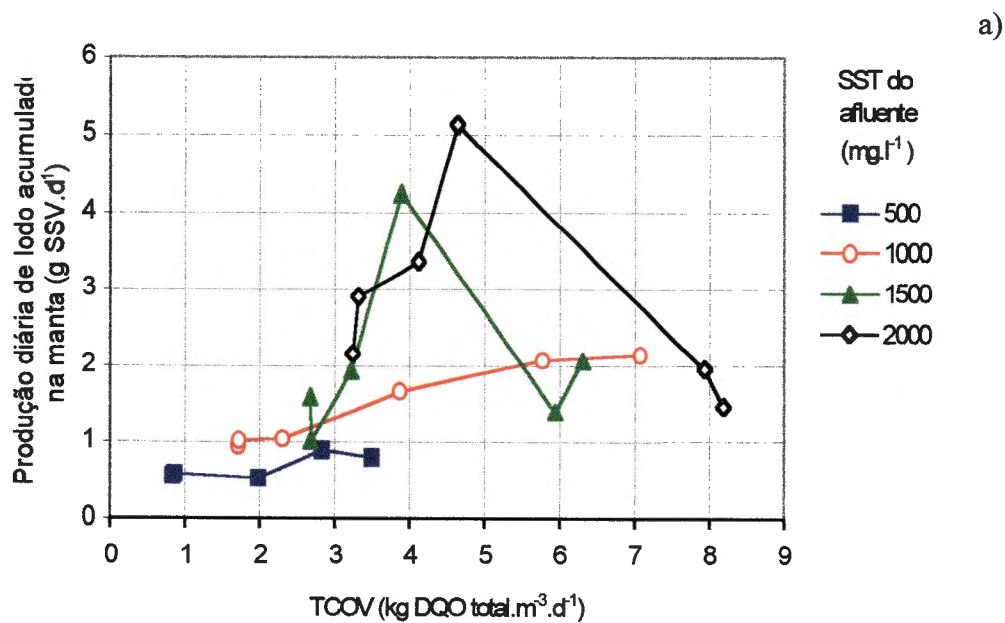


FIGURA 38. Relação entre os valores médios de produção diária de lodo acumulado na manta e: a) taxa de carregamento orgânico volumétrico (TCOV em kg DQO total.m<sup>-3</sup>.d<sup>-1</sup>) e b) taxa de carregamento hidráulico (TCH em m<sup>3</sup>.m<sup>-3</sup>.d<sup>-1</sup>) nos reatores 1 e 2 nas fases 1 e 2.

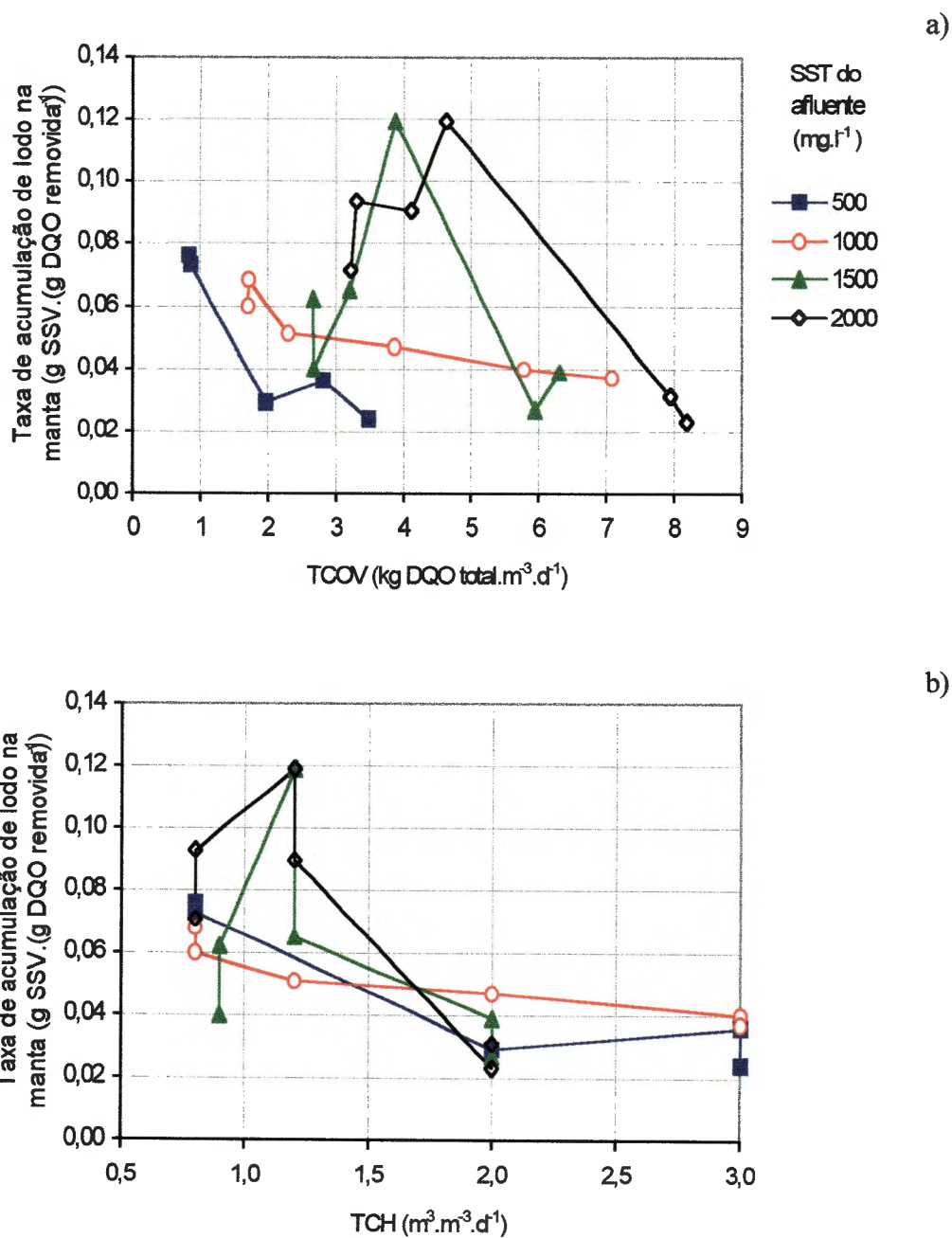


FIGURA 39. Relação entre os valores médios de taxa de acumulação de lodo na manta e: a) taxa de carregamento orgânico volumétrico (TCOV em kg DQO total.m<sup>3</sup>.d<sup>-1</sup>) e b) taxa de carregamento hidráulico (TCH em m<sup>3</sup>.m<sup>3</sup>.d<sup>-1</sup>) nos reatores 1 e 2 nas fases 1 e 2.

condições de TCH mais altas, associado ao aumento na TCOV e conseqüentemente na produção volumétrica de biogás, acrescentando-se a queda da temperatura ambiente durante a operação dos reatores com 1500 e 2000 mg.l<sup>-1</sup> de SST no afluente, o arraste de sólidos foi favorecido, diminuindo a produção diária de lodo acumulado na manta nestes reatores e, conseqüentemente, a taxa de acumulação de lodo na manta.

A análise conjunta de todas estas variáveis de desempenho dos reatores indicaram que para TCOV em torno de 5 kg DQO total.m<sup>-3</sup>.d<sup>-1</sup> obtiveram-se eficiências de remoção de DQO total e de SST acima de 85% e de DQO dissolvida acima de 75%, independentemente da concentração de SST do afluente, juntamente com a tendência de produções específicas de metano, produções diárias e taxas de acumulação de lodo na manta máximas, associando remoção física (retenção de sólidos na manta) e bioquímica (produção de metano e formação de lodo microbiológico granulado e floculado).

Para reatores UASB tratando águas residuárias de abatedouro, SAYED (1987) indicaram como condições ótimas obtidas: TCOV de 3,5 kg DQO total.m<sup>-3</sup>.d<sup>-1</sup> com TDH de 8 h e temperatura de operação de 20°C, com lodo floculento e operação intermitente; TCOV de 5 kg DQO total.m<sup>-3</sup>.d<sup>-1</sup> com TDH de 16 h e temperatura de operação de 30°C, com lodo floculento e operação contínua, e TCOV de 11 kg DQO total.m<sup>-3</sup>.d<sup>-1</sup> (a 30°C) e 7 kg DQO total.m<sup>-3</sup>.d<sup>-1</sup> (a 20°C) com lodo granulado e operação intermitente, nestas condições sendo menos eficiente na remoção de SS. LIN & YANG (1991) indicaram TCOV moderadas de 0,5 a 5,0 kg DQO total.m<sup>-3</sup>.d<sup>-1</sup> para reatores UASB alimentados com afluentes parcialmente solúveis.

Para águas residuárias de suinocultura tratadas em reatores anaeróbios não convencionais (de alta taxa), NG & CHIN (1988), em reator de leito expandido, obtiveram curva de tendência de eficiência de remoção de DQO total em relação à TCOV indicando ponto de máximo para TCOV em torno de 6 kg DQO total.m<sup>-3</sup>.d<sup>-1</sup>, a temperatura de operação de 30°C. YANG & CHOU (1985) no reator de chicanas observaram máxima eficiência de remoção de DQO total para TCOV de 2,5 kg DQO total.m<sup>-3</sup>.d<sup>-1</sup> e máxima produção volumétrica de metano com TCOV de 8,5 kg DQO total.m<sup>-3</sup>.d<sup>-1</sup>, a temperatura de operação de 30°C.

A comparação dos resultados obtidos neste trabalho com os de SAYED (1987) e NG & CHIN (1988) indicam que para reatores UASB, assim como para reatores semelhantes, como os de filme fixo e leito expandido, tratando afluentes com presença de altas concentrações de SST, na faixa abrangida nestes trabalhos, a TCOV em torno de 5 kg DQO total.m<sup>-3</sup>.d<sup>-1</sup> (TCS em torno de 2 kg SSV.m<sup>-3</sup>.d<sup>-1</sup>) propiciou bom desempenho no que diz respeito à remoção de DQO total, SST e produção de metano. A temperatura de operação pode influir neste valor de TCOV e consequentemente no desempenho do reator, conforme será apresentado no item 5.3.

Isto evidencia que o principal parâmetro de projeto do reator UASB tratando afluentes com concentrações de SST variando de 1000 a 2000 mg.l<sup>-1</sup> é a TCOV e não a concentração de SST do afluente ou o TDH.

Deve ser feita ressalva para valores de SST do afluente mais baixos, como por exemplo no reator 1 na fase 1 (com 500 mg.l<sup>-1</sup> de SST no afluente), para o qual o TDH de 8 h (TCH de 3 m<sup>-3</sup>.m<sup>-3</sup>.d<sup>-1</sup>) foi limitante, alcançando eficiência média de remoção de DQO total de 85% com TCOV média de 3,23 kg DQO total.m<sup>-3</sup>.d<sup>-1</sup>, dessa forma indicando que o parâmetro de projeto limitante nestas condições foi o TDH.

Quando comparados com os resultados obtidos por YANG & CHOU (1985) e HASHEIDER & SIEVERS (1984) evidencia-se que não somente a concentração de sólidos do afluente tem influência na remoção de DQO, sólidos e produção de metano, mas também que, o desempenho do reator, operado com baixo TDH, depende da sua configuração. O reator UASB, tratando águas residuárias de suinocultura com SST de 500 a 2000 mg.l<sup>-1</sup>, admite maiores TCOV para condições de eficiências de remoção de DQO, SST e produções de metano semelhantes.

As eficiências de remoção de NTK, bem como a de N-org., aumentaram com os acréscimos na TCOV (Figuras 40a e 41a), considerando-se o conjunto das concentrações de SST testadas, apresentando coeficientes de determinação (R<sup>2</sup>) de 0,76 e 0,70, respectivamente, para regressão quadrática ( $y_{(NTK)} = -0,61x^2 + 7,66x + 8,89$  e  $y_{(N-org.)} = -0,60x^2 + 7,60x + 55,50$ ). As máximas eficiências de remoção, entre 30 e 35% para NTK e em torno de 80% para N-org., foram observadas para as maiores concentrações de SST do afluente e com TCOV em torno de 6 kg DQO total.m<sup>-3</sup>.d<sup>-1</sup>. Em relação à TCH (Figuras 40b e 41b), somente

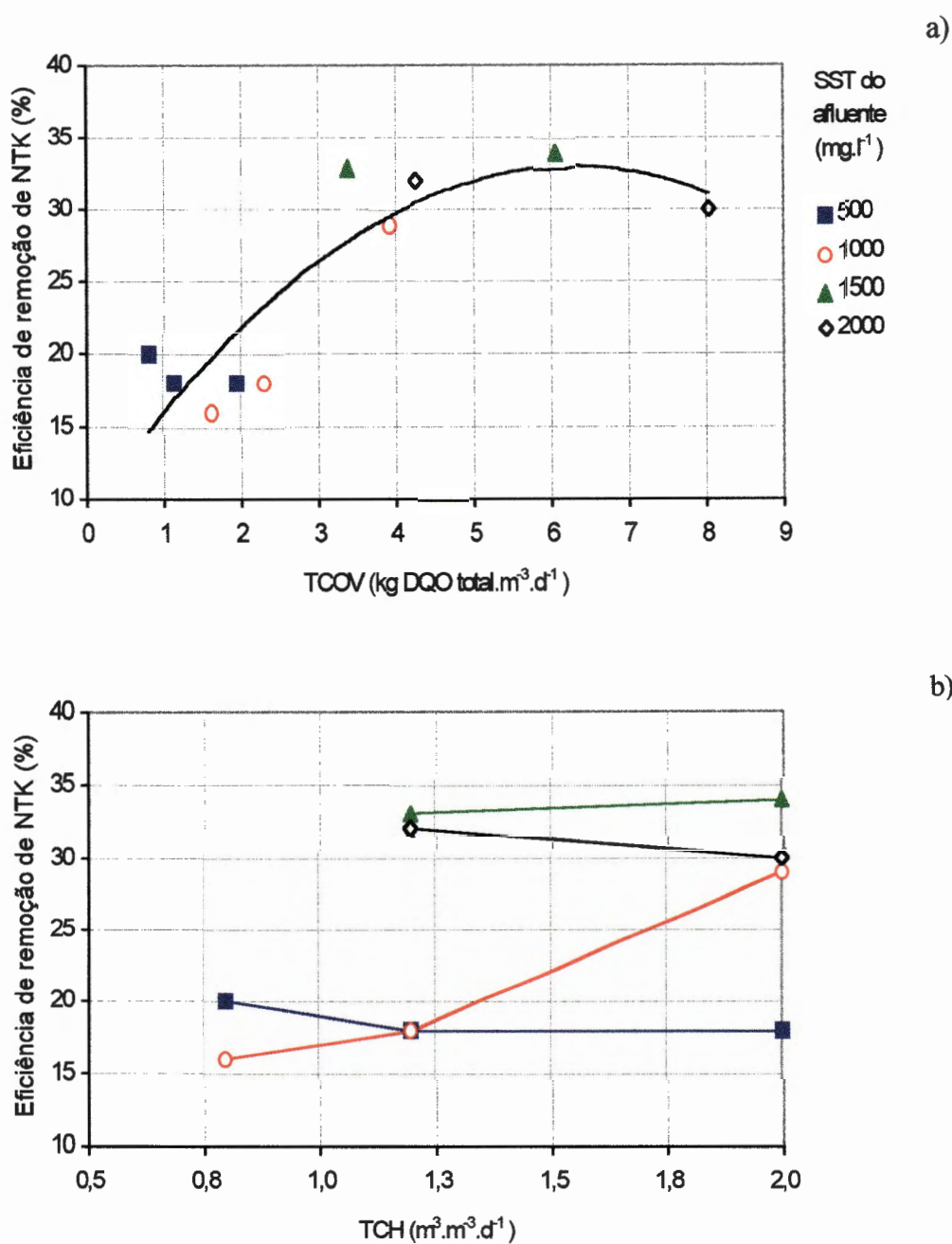


FIGURA 40. Relação entre os valores médios de eficiência de remoção de nitrogênio total Kjeldahl (NTK) e: a) taxa de carregamento orgânico volumétrico (TCOV em kg DQO total.m<sup>3</sup>.d<sup>-1</sup>) e b) taxa de carregamento hidráulico (TCH em m<sup>3</sup>.m<sup>-3</sup>.d<sup>-1</sup>) nos reatores 1 e 2 nas fases 1 e 2.

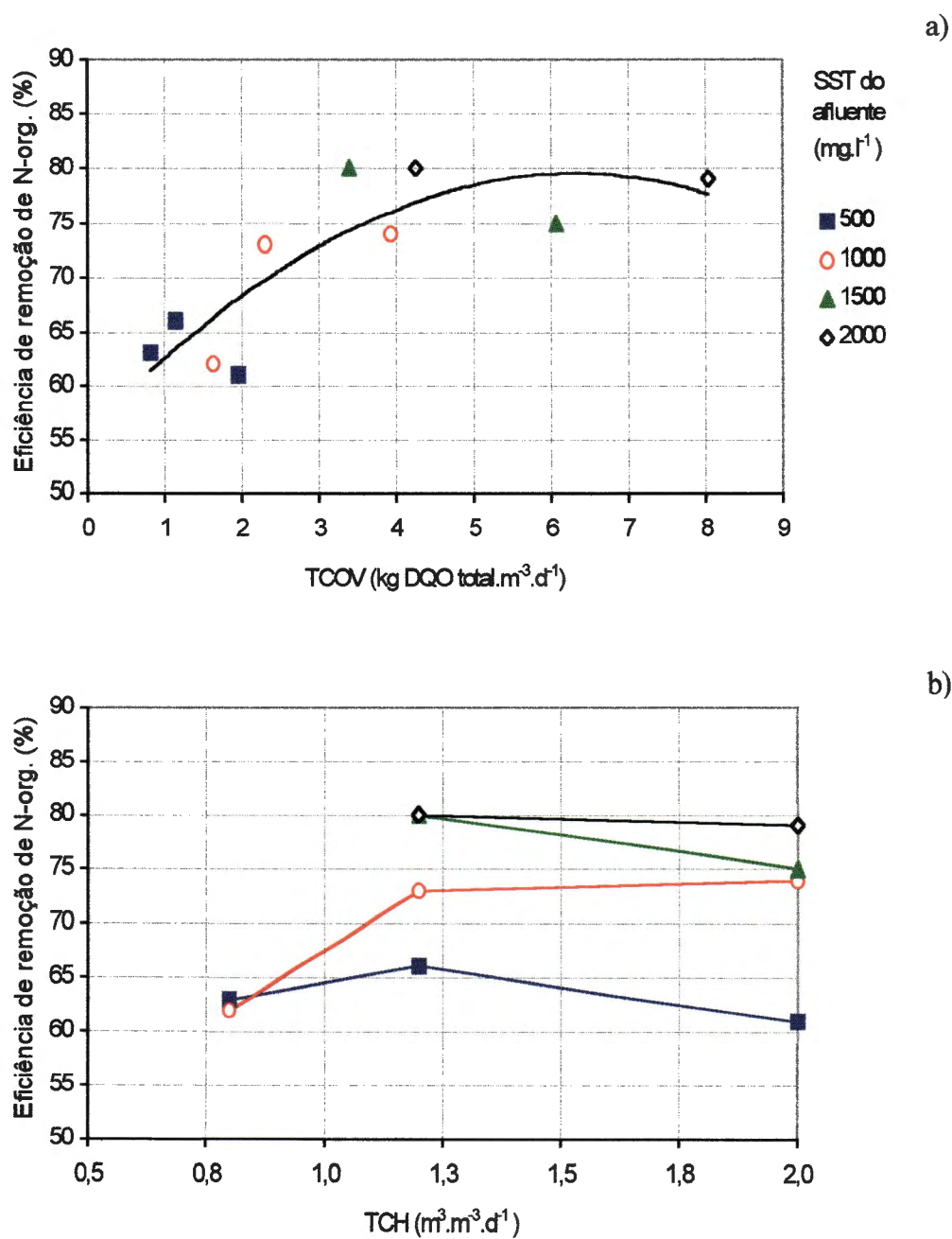


FIGURA 41. Relação entre os valores médios de eficiência de remoção de nitrogênio orgânico (N-org.) e: a) taxa de carregamento orgânico volumétrico (TCOV em kg DQO total.m<sup>-3</sup>.d<sup>-1</sup>) e b) taxa de carregamento hidráulico (TCH em m<sup>3</sup>.m<sup>-3</sup>.d<sup>-1</sup>) nos reatores 1 e 2 nas fases 1 e 2.

no reator alimentado com o afluente com  $1000 \text{ mg.l}^{-1}$  de SST observaram-se variações mais acentuadas das eficiências de remoção de NTK e N-org com o aumento da TCH.

SAYED (1987), operando reator UASB de forma intermitente e com lodo floculento, observou redução média de NTK de 24% para TCOV de  $3,5 \text{ kg DQO total.m}^{-3}.\text{d}^{-1}$ . Com águas residuárias de suinocultura, YANG & CHOU (1985), operando reator anaeróbio de chicanas, observaram eficiências de remoção de NTK de 7 a 39% para TCOV de  $0,92$  a  $3,56 \text{ kg DQO total.m}^{-3}.\text{d}^{-1}$  e NG & CHIN (1988), operando reator anaeróbio de leito expandido, obtiveram eficiências de remoção de NTK de 6 a 59% para TCOV de  $1,8$  a  $20,0 \text{ kg DQO total.m}^{-3}.\text{d}^{-1}$ .

Os resultados obtidos nos reatores UASB enquadram-se no conceito, destacado por SAYED (1987), de que o processo anaeróbio é ineficiente na redução de NTK, sendo a remoção decorrente da imobilização bacteriana para crescimento. Porém, os resultados máximos de 59% alcançados por NG & CHIN (1988) evidenciam a necessidade de mais estudos sobre outros mecanismos de remoção. Neste trabalho, foram encontrados constantemente nos cromatogramas de análise do biogás picos associados a  $\text{N}_2$ , e sabe-se que VAN DER GRAAF et al. (1995) concluíram, recentemente, que a oxidação anaeróbia de amônio (conversão de  $\text{NH}_4^+$  a  $\text{N}_2$ ) é um processo microbiológico.

A eficiência de remoção de P-total em relação a TCOV (Figura 42a) apresentou grande dispersão dos valores médios obtidos, resultando em baixo coeficiente de determinação ( $R^2 = 0,30$ ) para regressão quadrática, a qual mostra tendência de ocorrência de valores máximos próximos a 25% para TCOV de  $4 \text{ kg DQO total.m}^{-3}.\text{d}^{-1}$ . Os valores máximos observados foram para as maiores concentrações de SST do afluente ( $1500$  e  $2000 \text{ mg.l}^{-1}$ ), os quais foram reduzidos acentuadamente com o aumento da TCH (Figura 42b), indicando associação entre a remoção de P-total e maiores TDH. O comportamento do reator quanto à eficiência de remoção de P-total em relação à TCH (Figura 42b) foi semelhante ao da eficiência de remoção de SST (Figura 34b). Estas duas últimas observações indicam a influência acentuada da remoção física (retenção dos SST na manta) na remoção de P-total, associada ao processo de imobilização bacteriana para crescimento.

Contudo, na observação do lodo granulado sob MEV,



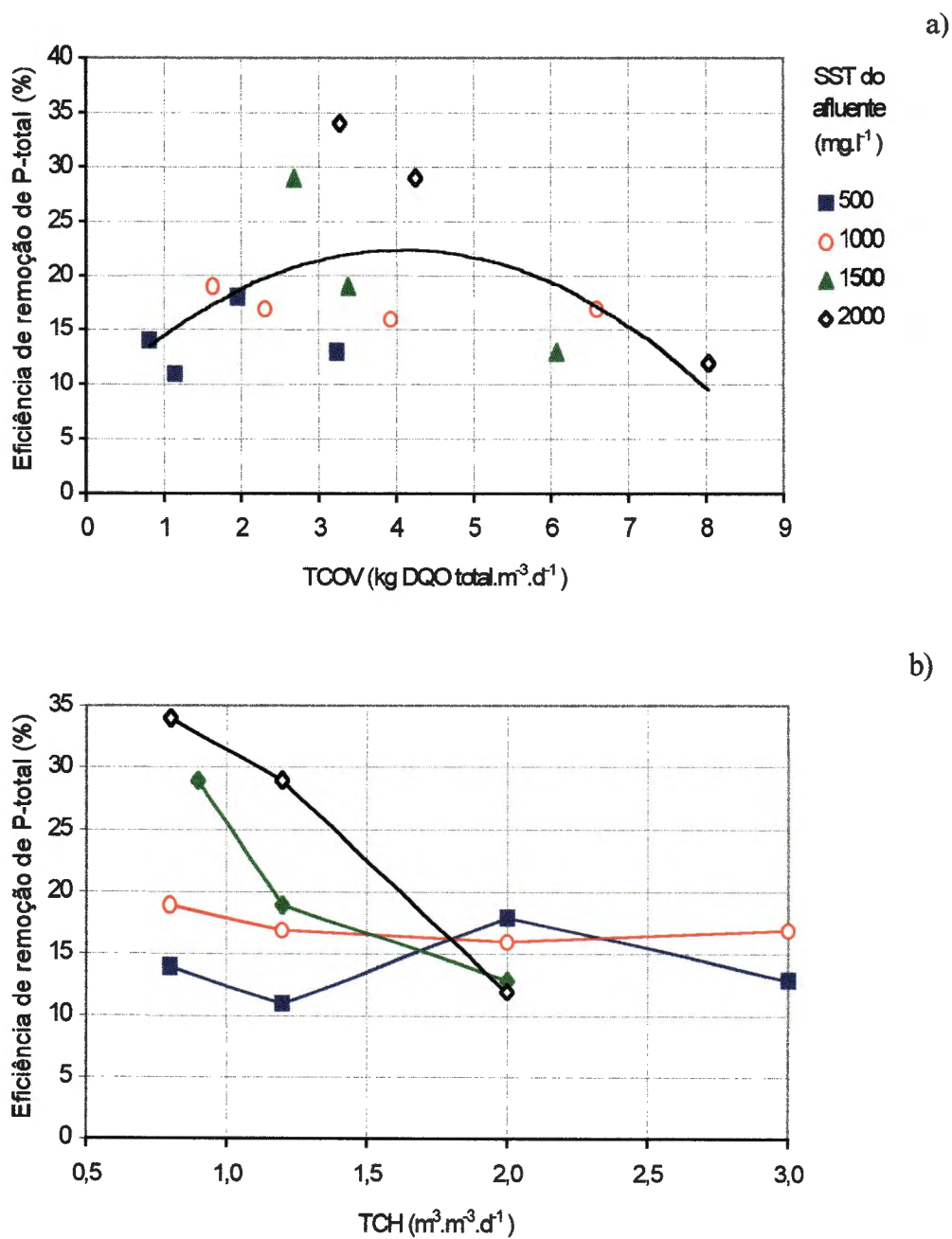


FIGURA 42. Relação entre os valores médios de eficiência de remoção de fósforo total (P-total) e: a) taxa de carregamento orgânico volumétrico (TCOV em kg DQO total.m<sup>3</sup>.d<sup>-1</sup>) e b) taxa de carregamento hidráulico (TCH em m<sup>3</sup>.m<sup>3</sup>.d<sup>-1</sup>) nos reatores 1 e 2 nas fases 1 e 2.

verificou-se a presença de precipitados incrustados nas paredes dos grânulos ( será descrito no item 5.4.2, Figuras 69 e 70, e item no 5.4.4 e Figuras 81, 82, 83 e 84), os quais analisados por meio de EDX apresentaram a presença constante de P na sua constituição. A formação de precipitados cristalinos em condições anaeróbias, tais como vivianita ( $\text{Fe}(\text{PO}_4)_2 \cdot 8\text{H}_2\text{O}$ ) (SINGER, 1972) e estrovita ( $\text{MgNH}_4\text{PO}_4 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$ ) (BUCHANAN et al., 1994; LOEWENTHAL et al., 1994) e outros tem sido observada na digestão anaeróbia de esgoto doméstico e lixo de restaurante (MAQUEDA et al., 1994), águas residuárias sintéticas (PÉREZ RODRÍGUEZ et al., 1989 e 1992), chorume (KEENAN et al., 1993) e águas residuárias de suinocultura (BOORAM et al., 1975; WRIGLEY et al., 1992). Consequentemente, apesar das baixas remoções médias de P-total observadas (11 a 34%) nos reatores 1 e 2 nas fases 1 e 2, este mecanismo de remoção deve ter tido participação importante. A intensidade de formação dos precipitados pode ser conhecida (BUCHANAN et al., 1994; SINGER, 1972; LOEWENTHAL et al., 1994) e assim pode ser possível tentar o controle das reações de precipitação, de tal forma a não prejudicar o funcionamento do reator. Assim, este mecanismo poderia implementar a remoção de N e P e aumentar o valor do lodo excedente para uso com fertilizante agrícola.

### **5.3. Desempenho dos reatores UASB operados com temperatura controlada a 25 e 30°C.**

#### **5.3.1. Reatores 1 e 2 na fase 2 (TDH = 12 h).**

Nas Figuras 43 a 46 e na Tabela 45 estão apresentadas as variações observadas em relação à DQO e aos SS durante a operação dos reatores 1 e 2 na fase 2 com TDH de 12 h e temperatura controlada a 25 e 30°C.

No que diz respeito às características do afluente, com relação à DQO e aos SS, podem ser consideradas as observações apresentadas no item 5.2.1, como pode ser constatado na Tabela 45.

Observa-se, por meio das Figuras 43b e 44b, que a participação da DQO devido à fração de SS no efluente diminuiu e os SSV continuaram predominantes (Tabela 45) com o aumento e controle da temperatura para 25 e 30°C,

nos reatores 1 e 2. A relação DQO total:SSV no efluente aumentou nos reatores 1 e 2, operados à temperatura controlada a 25 e 30°C, em virtude do aumento na participação da fração dissolvida no efluente.

A diminuição da DQO devido à fração de SS no efluente com o aumento e controle da temperatura de operação para 25 e 30°C, pode ser atribuída à melhoria nas condições de hidrólise e crescimento dos microrganismos. VAN HAANDEL & LETTINGA (1994) citaram que a influência da temperatura não se limita à taxa de digestão, mas que também é afetada a fração dos sólidos orgânicos que pode ser metabolizada. Eles mostraram que a fração que é digerida diminui acentuadamente com a temperatura e atribuíram à baixa taxa de hidrólise, fazendo com que uma grande parte das partículas sólidas e macromoléculas permaneça intacta.

TABELA 45. Características do afluente e efluente, com relação à DQO e à concentração de SSV, dos reatores 1 e 2 na fase 2 operados com TDH de 12 h e temperatura ambiente e controlada a 25 e 30°C.

Reator	Temp. oper. (°C)	TCOV (a)	Afluente			Efluente		
			DQO SS (%) <sup>(b)</sup>	SSV (%) <sup>(c)</sup>	DQO:SSV <sup>(d)</sup>	DQO SS (%) <sup>(b)</sup>	SSV (%) <sup>(c)</sup>	DQO:SSV <sup>(d)</sup>
1	amb.	6,07	80	88	2,5:1	72	90	2,5:1
	25	5,86	74	85	2,3:1	64	84	2,7:1
	30	5,72	73	85	2,3:1	53	88	3,0:1
2	amb.	8,03	78	87	2,4:1	80	90	2,6:1
	25	7,66	69	84	2,3:1	63	85	3,1:1
	30	7,42	69	85	2,2:1	53	87	3,2:1

a - unidade: kg DQO total.m<sup>-3</sup>.d<sup>-1</sup>.

b - porcentagem da DQO devido à fração de sólidos suspensos em relação à DQO total.

c - porcentagem da concentração de SSV em relação a concentração de SST.

d - relação entre a DQO total e a concentração de SSV.

Estes aspectos, associados à constatação dos menores valores e da maior constância das concentrações de DQO total e SST no efluente (Figuras 43b, 44b, 45b e 46b) para temperatura de operação de 30°C, no reator 1, e já para temperatura de 25°C, no reator 2, demonstraram que o reator UASB foi mais eficiente na remoção da fração devido a SS do afluente, principalmente nessas

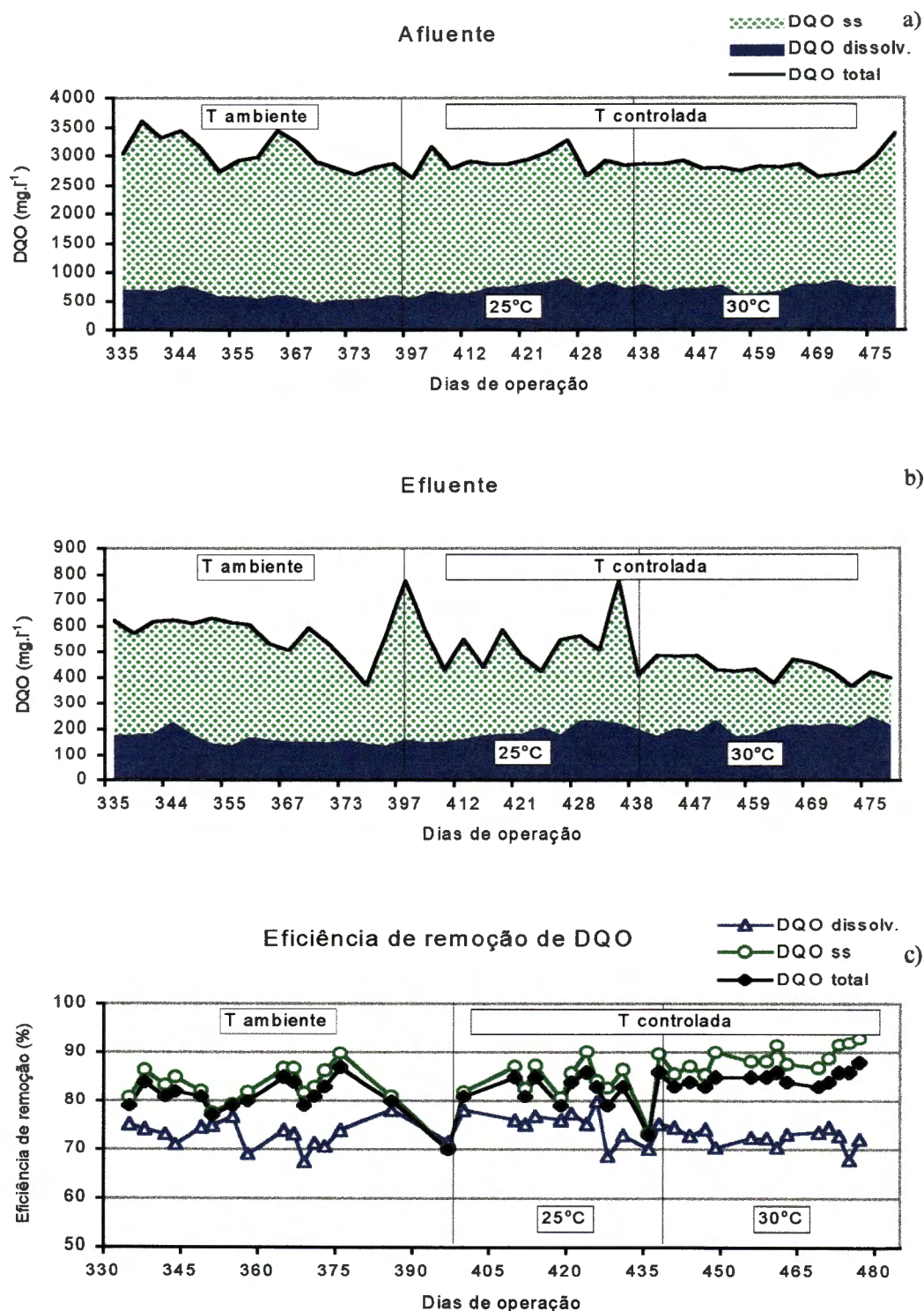


FIGURA 43. DQO total, dissolvida e devido à fração de sólidos suspensos no reator 1 na fase 2 durante a operação com TDH de 12 h e temperatura controlada a 25°C e 30°C: a) no afluente, b) no efluente e c) suas respectivas eficiências de remoção.

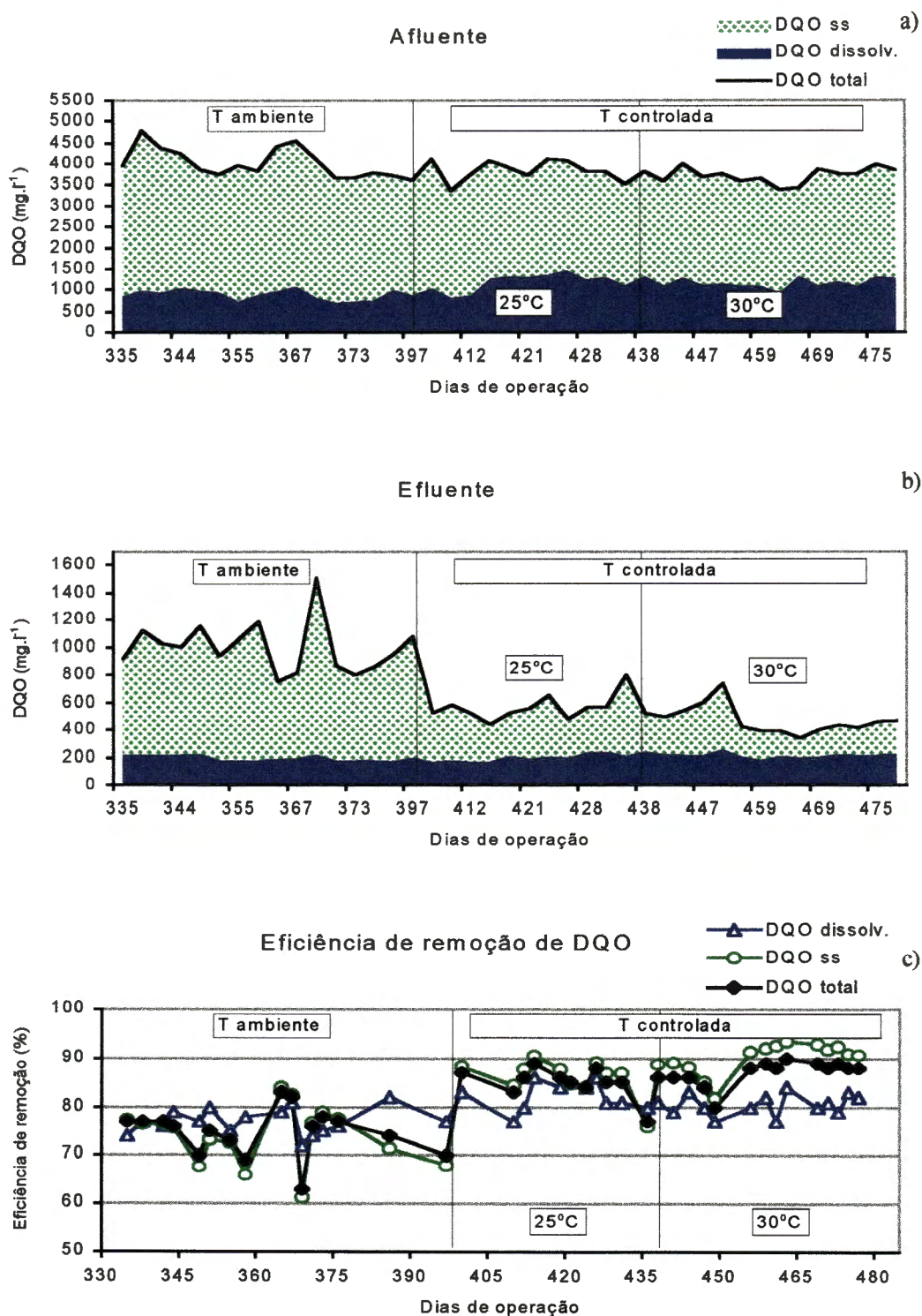


FIGURA 44. DQO total, dissolvida e devido à fração de sólidos suspensos no reator 2 na fase 2 durante a operação com TDH de 12 h e temperatura controlada a 25°C e 30°C: a) no afluente, b) no efluente e c) suas respectivas eficiências de remoção.

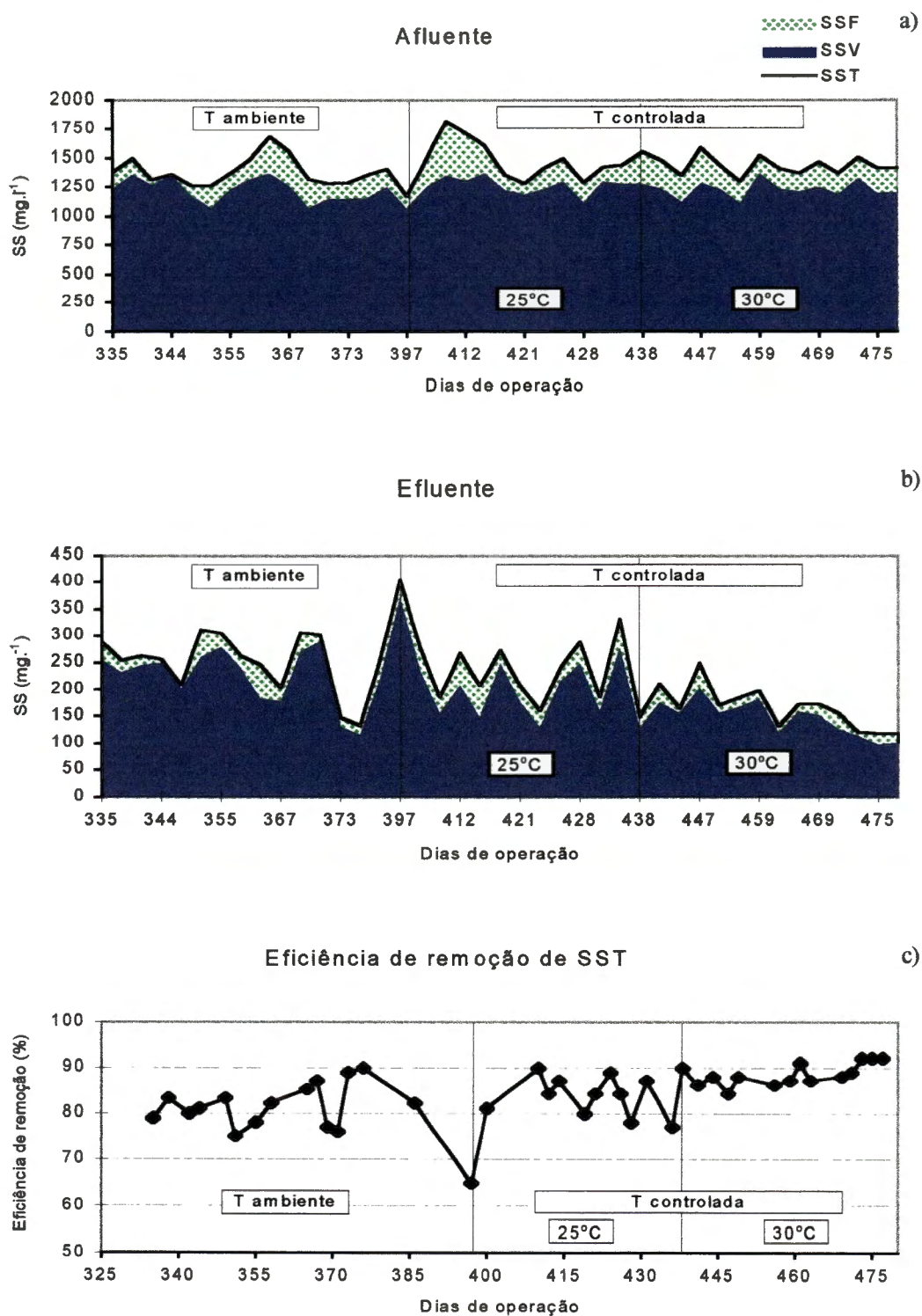


FIGURA 45. Concentração de sólidos suspensos totais (SST), voláteis (SSV) e fixos (SSF) no reator 1 na fase 2 durante a operação com TDH de 12 h e temperatura controlada a 25°C e 30°C: a) no afluente, b) no efluente e c) eficiência de remoção de SST.

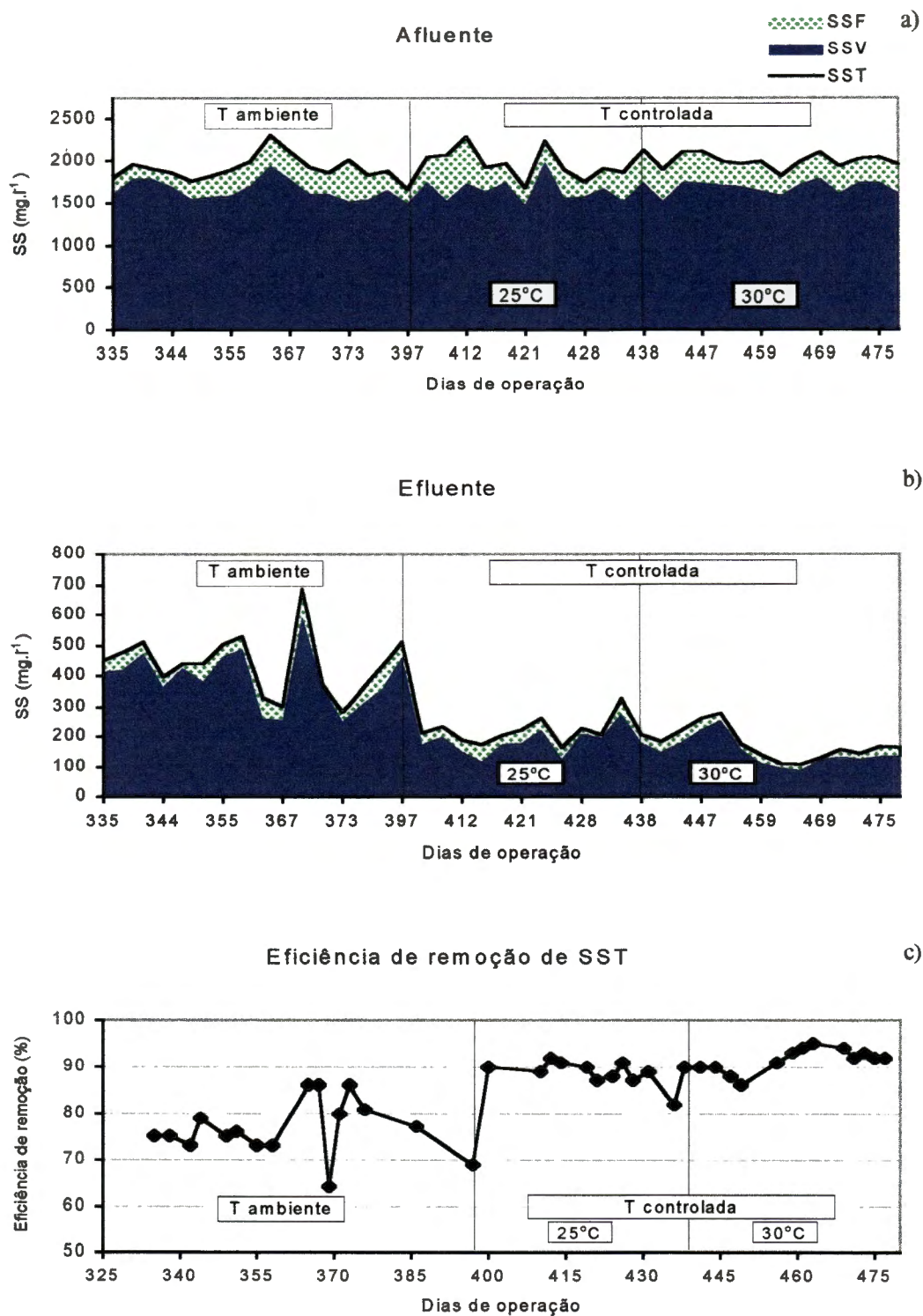


FIGURA 46. Concentração de sólidos suspensos totais (SST), voláteis (SSV) e fixos (SSF) no reator 2 na fase 2 durante a operação com TDH de 12 h e temperatura controlada a 25°C e 30°C: a) no afluente, b) no efluente e c) eficiência de remoção de SST.

condições de temperatura de operação. O reator 2 foi mais eficiente que o reator 1, tanto na remoção da fração da DQO devido à fração de SS como na dissolvida, nas condições de temperatura de operação de 25 e 30°C.

No reator 1 houve aumento na fração da DQO dissolvida no efluente (Figura 43b e Tabela 15), em virtude da melhoria nas condições de hidrólise, com o aumento e controle da temperatura de operação para 25 e 30°C, não propiciando aumento na sua eficiência de remoção (Figura 43c).

Conseqüentemente, no reator 1, com o controle e aumento da temperatura de operação a 25 e 30°C, não foi possível a obtenção de grandes aumentos na eficiência média de remoção de DQO total e SST (Tabelas 15 e 19), em relação à operação à temperatura ambiente. Mas houve melhoria significativa na estabilidade do reator a temperatura de operação de 30°C, alcançando-se eficiências de remoção de DQO total em torno de 85%, DQO devido à fração de SS em torno de 90% e DQO dissolvida entre 70 e 75% (Figura 43c).

No reator 2, com o controle e aumento da temperatura de operação a 25 e 30°C, foi possível a obtenção de grandes aumentos na eficiência média de remoção de DQO total e SST (Tabelas 16 e 21), em relação à operação à temperatura ambiente, já com a operação a 25°C. Houve melhoria significativa na estabilidade do reator, principalmente, no final do período com a temperatura de operação de 30°C, alcançando eficiências de remoção de DQO total em torno de 90%, DQO devido à fração de SS acima de 90% e DQO dissolvida em torno de 80% (Figura 44c). Porém os maiores ganhos de eficiência em relação ao acréscimo na temperatura de operação foram obtidos com a operação à temperatura de 25°C, com eficiência de remoção de DQO total e devido à fração de SS aumentando para a faixa de 85 a 90% e de DQO dissolvida para a faixa de 80 a 85%, esta última sendo superior a observada com a temperatura de operação de 30°C. A queda na eficiência de remoção de DQO dissolvida deve estar relacionada ao aumento na solubilização de sólidos orgânicos a 30°C, os quais passaram a acumular-se em maior quantidade, apesar do aumento na produção de CH<sub>4</sub> (Figura 50).

As instabilidades ocorridas em torno de 435 (a 25°C, nos reatores 1 e 2) e 450 dias (a 30°C, no reator 2), com queda acentuada das eficiências de remoção de DQO total e devido à fração de SS (Figuras 43c e 44c), foram por



causa da diminuição acentuada na temperatura do afluente (Figura 11d) e da grande quantidade de lodo presente na manta (Figura 52d), provocando o aumento da participação dos SS no efluente (Figuras 43b e 44b).

Apesar das maiores concentrações de SST do afluente e das maiores TCOV e TCS aplicadas no reator 2, o efeito do aumento e controle da temperatura de operação foi mais pronunciado, inclusive com menores temperaturas (25°C), evidenciando estreita relação entre a digestão anaeróbia de sólidos orgânicos e a temperatura, conforme citado por VAN HAANDEL & LETTINGA (1994).

Os valores das concentrações e eficiências de remoção de SST e DQO devido à fração de SS apresentaram comportamentos semelhantes, para operação à temperatura ambiente e controlada a 25 e 30°C (Figura 43c, 44c, 45c e 46c). As eficiências de remoção de SST foram na média 81, 85 e 88%, no reator 1 (Tabela 19), e 76, 89 e 91%, no reator 2 (Tabela 20), respectivamente, para operação à temperatura ambiente e controlada a 25 e 30°C.

Os valores de pH, AT e AP no efluente (Figuras 47a, 48a, 47b e 48b) tenderam a apresentar, de maneira geral, acréscimo com o controle e aumento da temperatura de operação para 25 e 30°C. Os AVT e AI tenderam a aumentar durante a operação com temperatura de 25°C e diminuíram com a operação a temperatura de 30°C. Em consequência destas tendências conjuntas, a relação AVT:AT permaneceu entre 0,10 e 0,20 (Figuras 47c e 48c).

A relação AI:AP, a qual apresentou valores de 0,20 a 0,70 para operação à temperatura ambiente, continuou com a mesma tendência para temperatura de operação de 25°C e diminuiu para valores predominantes de 0,30 a 0,40 para temperatura de operação de 30°C (Figuras 47c e 48c). Esta queda esteve associada à diminuição na alcalinidade devido à concentração de ácidos voláteis, relacionada com AI, e principalmente ao aumento da alcalinidade devido à concentração de bicarbonato, relacionada com AP, demonstrando a melhoria na estabilidade dos reatores, a qual refletiu-se no aumento e constância da eficiência.

Durante a operação com temperatura de 25°C, observaram-se aumentos crescentes na relação AI:AP até 0,50 (reator 2) e 0,70 (reator 1), discrepando dos valores iniciais de 0,20 a 0,40, os quais deveram-se à ocorrência simultânea de aumento na AI e diminuição na AP, sem diminuir AT. Esse fato foi

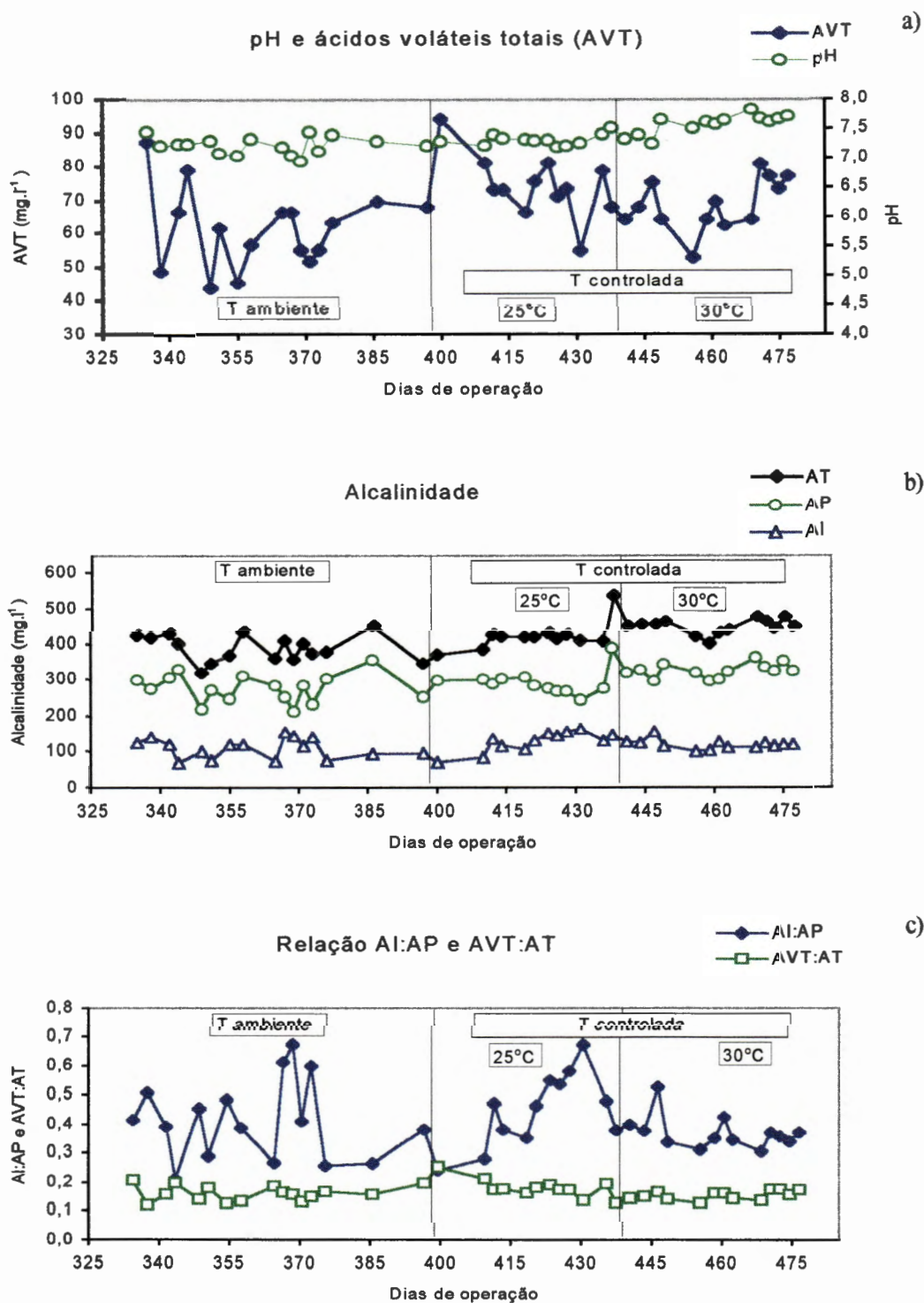


FIGURA 47. a) pH e concentração de ácidos voláteis totais (AVT); b) alcalinidade total (AT), parcial (AP) e intermediária (AI); c) relação AI:AP e AVT:AT no efluente do reator 1 na fase 2 durante e operação com TDH de 12 h e temperatura controlada a 25°C e 30°C.

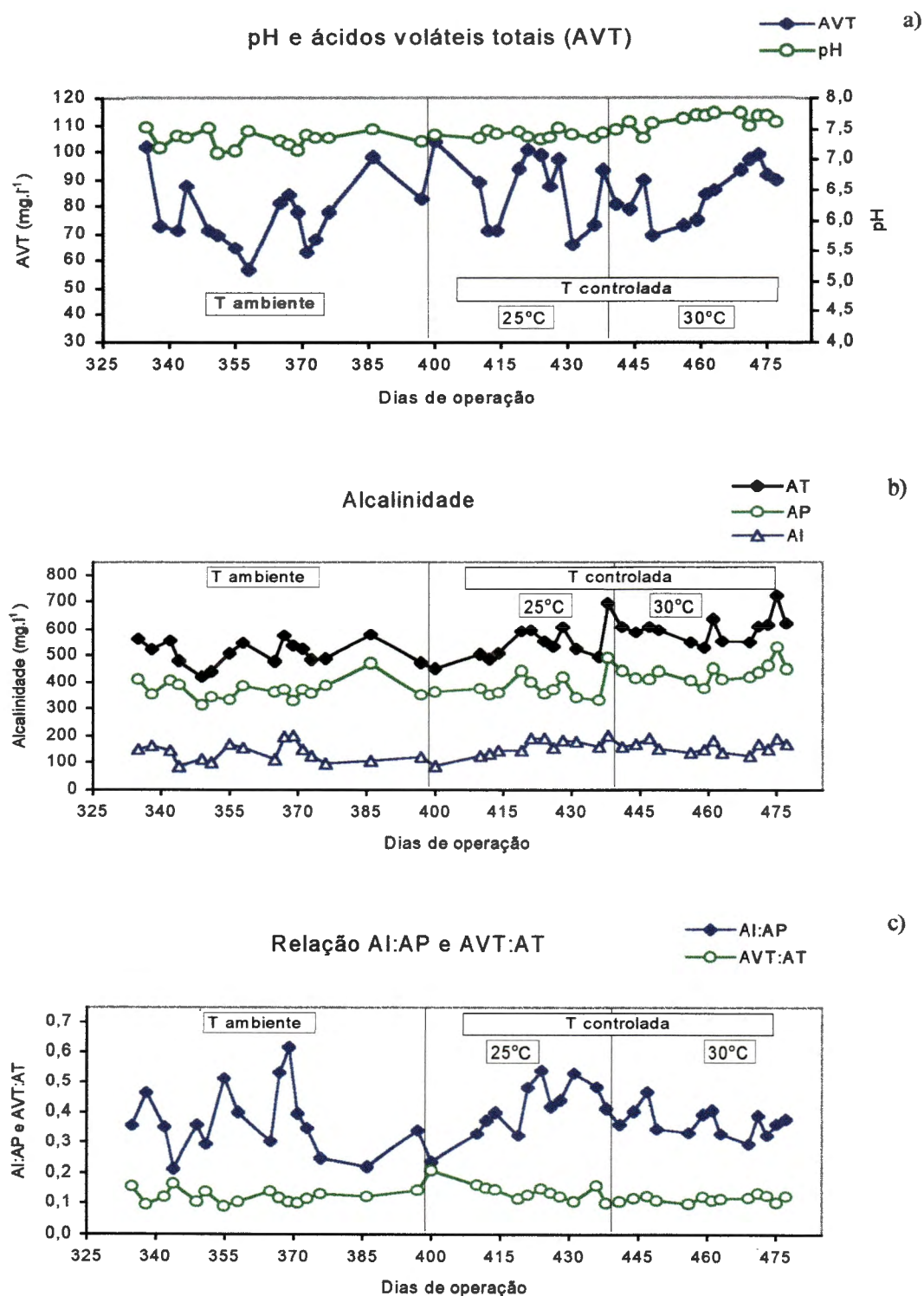


FIGURA 48. a) pH e concentração de ácidos voláteis totais (AVT); b) alcalinidade total (AT), parcial (AP) e intermediária (AI); c) relação AI:AP e AVT:AT no efluente do reator 2 na fase 2 durante e operação com TDH de 12 h e temperatura controlada a 25°C e 30°C.

ocasionada pela melhoria nas condições de hidrólise, propiciando maiores produções de ácidos voláteis, os quais, nestas condições, passaram a acumular-se. No reator 1, isto prejudicou a expectativa de melhoria de desempenho do reator, evidenciando-se como um período de adaptação. No reator 2 não prejudicou a expectativa de melhoria de desempenho do reator, evidenciando a maior capacidade de acomodação destes distúrbios no mesmo, visto que os valores absolutos de AVT e AI eram baixos, em relação à TCOV aplicada, e semelhantes aos do reator 1. A partir dos 430 dias este processo reverteu-se, em ambos reatores, e melhoraram as características de estabilidade com a temperatura de operação de 30°C (Figuras 47c e 48c).

A composição do biogás manteve-se estável, com teor de metano de 80% (Figura 49a e 50a).

A produção diária de biogás apresentou maior acréscimo no reator 2 (Tabelas 23 e 24), com o controle e aumento da temperatura de operação a 25 e 30°C, em relação aos valores obtidos com a operação a temperatura ambiente. Este comportamento também foi observado para a produção específica de CH<sub>4</sub> (Figuras 49 e 50).

Além disso, as variações nos valores observados, para as produções volumétricas e específicas de CH<sub>4</sub>, diminuíram significativamente, como consequência do controle e aumento da temperatura de operação a 25 e 30°C.

No reator 1, os valores da produção específica de metano, com operação à temperatura ambiente, variaram de 0,06 a 0,21 l CH<sub>4</sub>.(g DQO total removida)<sup>-1</sup>, a 25°C, de 0,12 a 0,18 l CH<sub>4</sub>.(g DQO total removida)<sup>-1</sup> e, a 30°C, predominantemente, de 0,15 a 0,18 l CH<sub>4</sub>.(g DQO total removida)<sup>-1</sup>. Isto refletiu-se no aumento contínuo dos valores médios para 0,123; 0,148 e 0,153 l CH<sub>4</sub>.(g DQO total removida)<sup>-1</sup> e diminuição dos CV das médias de 27,9 para 11,2 e 11,3% (Tabela 23), respectivamente.

No reator 2, com operação a temperatura ambiente, os valores de produção específica de metano variaram de 0,05 a 0,19 l CH<sub>4</sub>.(g DQO total removida)<sup>-1</sup>, a 25°C, de 0,10 a 0,19 l CH<sub>4</sub>.(g DQO total removida)<sup>-1</sup> e, a 30°C, predominantemente, de 0,13 a 0,23 l CH<sub>4</sub>.(g DQO total removida)<sup>-1</sup>, refletindo-se no aumento contínuo nos valores médios para 0,115; 0,146 e 0,179 l CH<sub>4</sub>.(g DQO total removida)<sup>-1</sup> e diminuição dos CV das médias de 27,5 para 17,7 e 12,9% (Tabela 24).

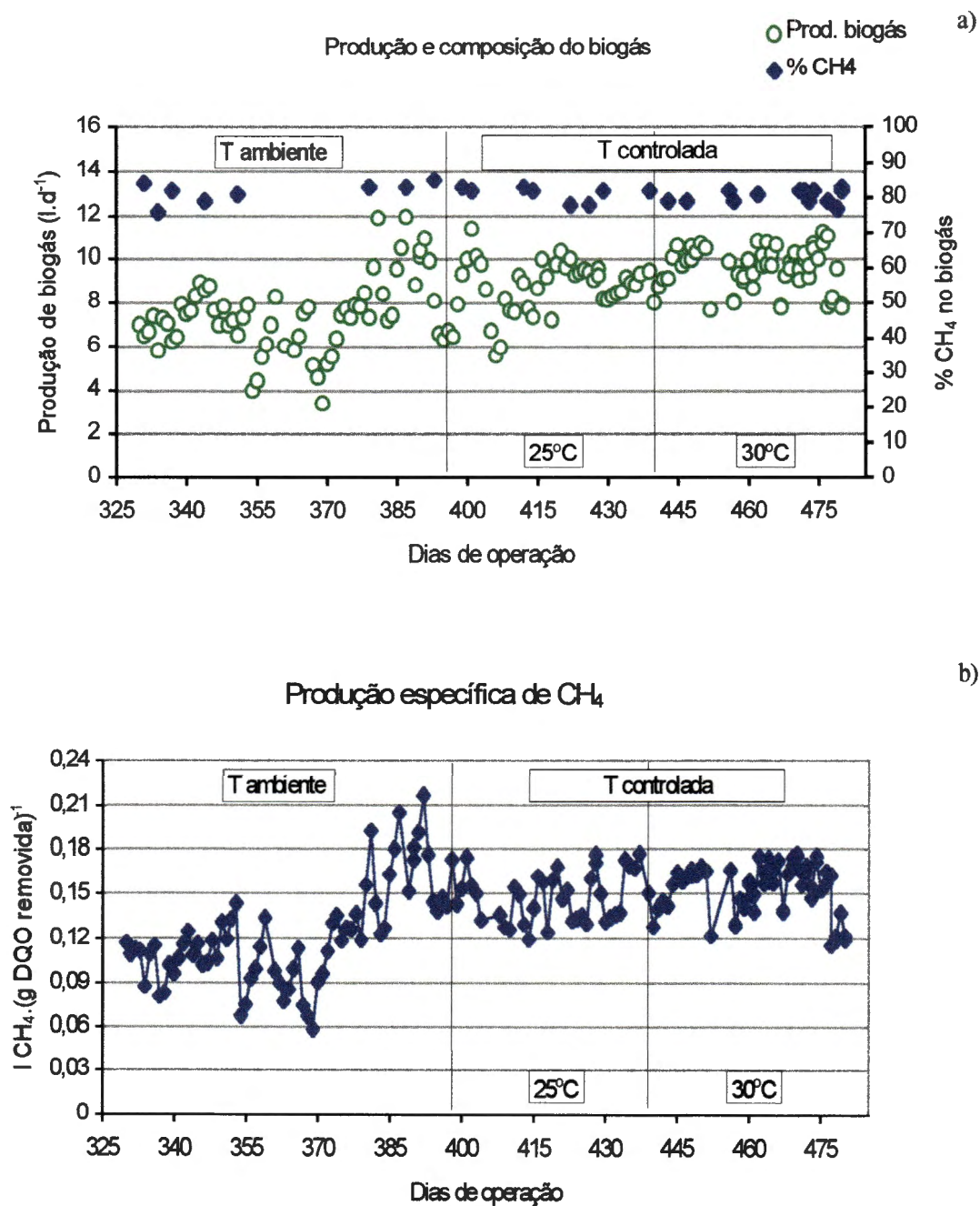


FIGURA 49. a) Produção e composição do biogás e b) produção específica de CH<sub>4</sub> no reator 1 na fase 2 durante e operação com TDH de 12 h e temperatura controlada a 25°C e 30°C.

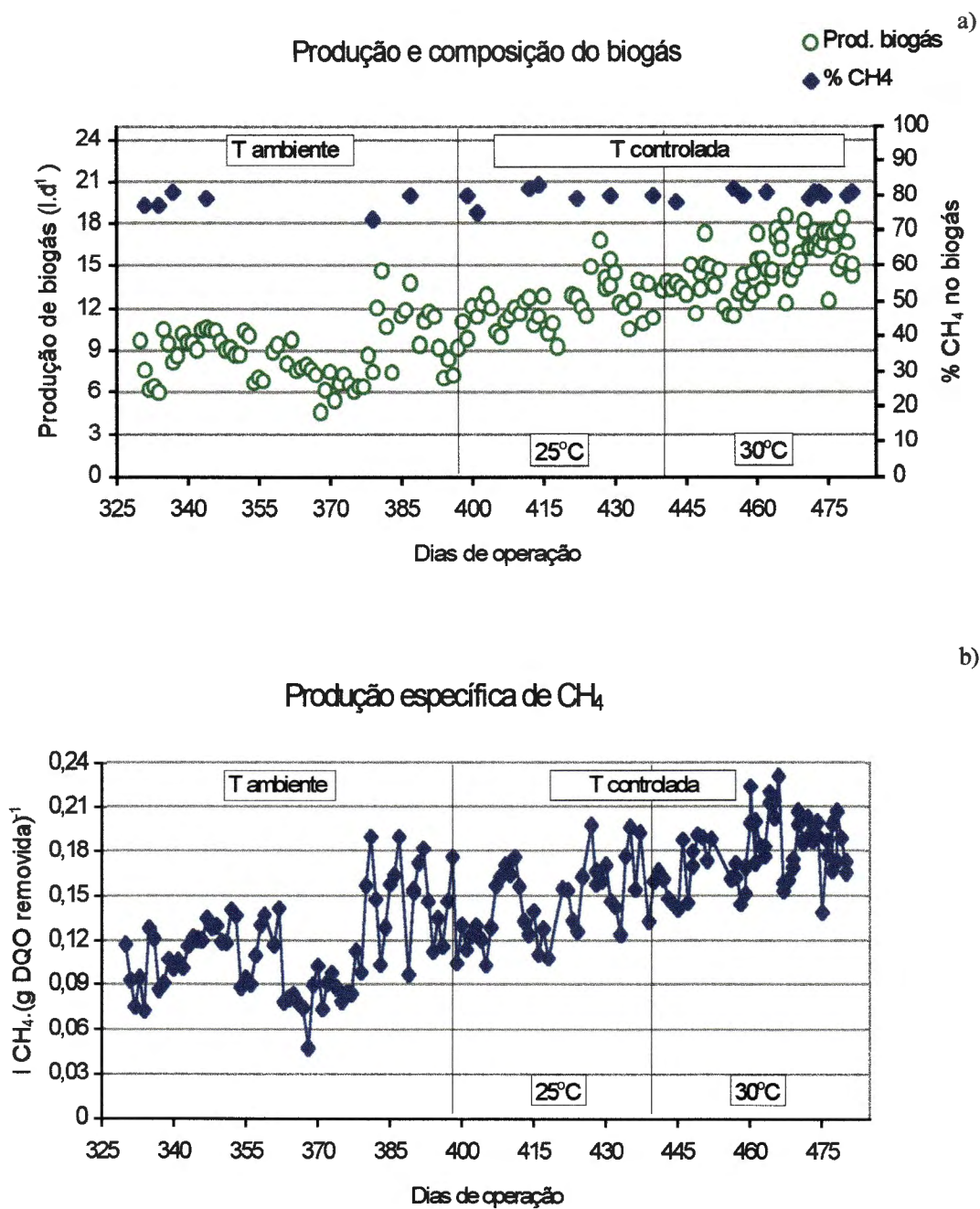


FIGURA 50. a) Produção e composição do biogás e b) produção específica de  $\text{CH}_4$  no reator 2 na fase 2 durante e operação com TDH de 12 h e temperatura controlada a  $25^\circ\text{C}$  e  $30^\circ\text{C}$ .

Em ambas situações (reatores 1 e 2), o CV aproximou-se do valor de 10%, considerado por BOLTE et al. (1986) como indicativo de reator operado em condições de equilíbrio.

Com base nestes parâmetros de desempenho do reator UASB alimentado com águas residuárias de suinocultura com valores médios de DQO total de 2927 mg.l<sup>-1</sup> e SST de 1434 mg.l<sup>-1</sup>, no reator 1, e de DQO total de 3851 mg.l<sup>-1</sup> e SST de 1960 mg.l<sup>-1</sup>, no reator 2, pode-se avaliar que houve efeito do aumento e controle da temperatura de operação a 25 e 30°C. Este efeito refletiu-se tanto na melhoria das condições de estabilidade e produção de metano dos reatores 1 e 2, como também em aumentos mais acentuados nas eficiências de remoção DQO e SST no reator 2.

Desta forma, nestas condições de operação, para obtenção de eficiências de remoção estáveis, em torno de 85%, com TCOV de 5 a 8 kg DQO total.m<sup>-3</sup>.d<sup>-1</sup> e concentrações de SST no afluente de 1500 e 2000 mg.l<sup>-1</sup>, evidenciou-se a necessidade do controle e aumento da temperatura de operação a 25°C, no reator 2, e 30°C, no reator 1.

Comparando-se com reatores UASB operando em condições semelhantes, estes resultados apresentados foram superiores, como por exemplo, aos de CINTOLI et al. (1995) e SAYED (1987), apresentados na Tabela 41 (item 5.2.3). Isto considerando-se, para a remoção de DQO dissolvida, o método de cálculo adotado por SAYED (1987), descrito no item 5.2.2. Desta forma, para o reator 1, obter-se-iam, respectivamente, valores médios de 94 e 93% e, para o reator 2, de 95 e 94% para remoção de DQO dissolvida, os quais são superiores, apesar da maior participação da DQO dissolvida nas águas residuárias de abatedouro utilizadas por SAYED (1987).

Outros reatores UASB operados em condições semelhantes, foram os de FANG & KWONG (1994) e KWONG & FANG (1996), cujos resultados obtidos estão apresentados na Tabela 41 (item 5.2.3). Verificou-se que, com o controle e aumento da temperatura de operação a 25 e 30°C, o reator 2 atingiu eficiências de remoção de DQO total na mesma faixa (de 85 a 90%) das obtidas por FANG & KWONG (1994), as quais eram superiores as obtidas no reator 2 operado à temperatura ambiente.

Na comparação com outros reatores anaeróbios de alta taxa tratando águas residuárias de suinocultura com características semelhantes às do reator 1, como os de YANG & CHOU (1985) e HASHEIDER & SIEVERS (1984), e às do reator 2, como os de HASHEIDER & SIEVERS (1984), NG & CHIN (1988) e ZHANG & DAGUE (1995), apresentados na Tabela 41 (item 5.2.3); os resultados obtidos, com o controle e aumento da temperatura de operação a 25 e 30°C, apresentaram-se também superiores, principalmente para remoção de DQO e sólidos, apesar do TDH (12 h) ser bem inferior aos utilizados pelos pesquisadores citados.

Na Tabela 46 são apresentados os resultados médios de produção diária de metano, juntamente com a TCOV, as DQO médias diárias afluentes, efluentes e removidas, os valores calculados das porcentagens de DQO total afluente e removida convertidas em metano e a relação entre a produção medida de DQO-CH<sub>4</sub> e a DQO dissolvida removida, denominada fator M por SAYED (1987).

Os valores de DQO total do afluente e removida convertidas em metano variaram na média, respectivamente, de 27,4 a 37,2% e 33,8 a 44,1%, no reator 1, e de 25,1 a 44,3% e 32,0 a 50,8%, no reator 2, os quais podem ser considerados relativamente baixos. Porém, deve-se ressaltar as mesmas observações feitas na fase 1 (item 5.2.2). O controle e aumento da temperatura de operação a 25 e 30°C promoveu aumentos crescentes em relação à operação à temperatura ambiente.

Apesar disso, comparando-se estes valores com os obtidos por YANG & CHOU (1985) e SAYED (1987), apresentados na Tabela 43 (item 5.2.3), observam-se conversões semelhantes em relação à DQO total do afluente e DQO total removida, no reator 1. Deve-se ressaltar que os resultados no reator de chicanas (YANG & CHOU, 1985) foram obtidos com maiores TDH e temperatura de operação de 30°C, os quais propiciam melhores condições para solubilização dos sólidos orgânicos. No reator UASB (SAYED, 1987) houve maiores proporções da DQO dissolvida em relação à DQO total do afluente nas águas residuárias de abatedouro, menores eficiências de remoção para DQO total e menores TCOV aplicadas, a temperatura de operação de 30°C.

Ainda, comparando-se estes valores com os obtidos por FANG & KWONG (1994) e KWONG & FANG (1996) com reatores híbrido de UASB e



TABELA 46. Estimativas das porcentagens da DQO total afluente e removida convertidas em metano (CH<sub>4</sub>) e da relação entre a produção diária de CH<sub>4</sub> medida (expressa em g DQO-CH<sub>4</sub>.d<sup>-1</sup>) e a DQO dissolvida removida, a partir das médias diárias de DQO afluente, efluente, removida e na forma de CH<sub>4</sub> nos reatores 1 e 2 na fase 2 com TDH de 12 h e temperatura controlada a 25 e 30°C.

Reator	Temperatura (°C)	TCOV (a)	Afluente DQO total (g.d <sup>-1</sup> )		Efluente DQO total (g.d <sup>-1</sup> )		Remoção DQO total (g.d <sup>-1</sup> )		Produção diária de CH <sub>4</sub> (b) (g DQO-CH <sub>4</sub> .d <sup>-1</sup> )	DQO total do afluente convertida em CH <sub>4</sub> (%)	DQO total removida convertida em CH <sub>4</sub> (%)	Relação DQO-CH <sub>4</sub> por DQO dissolvida removida
			DQO SS	DQO dis.	DQO SS	DQO dis.	DQO SS	DQO dis.				
Am- biente	6,07	6,07	63,755		12,137		51,618		17,440	27,4	33,8	1,85
			50,861	12,894	8,693	3,444	42,168	9,450				
1	25	5,86	61,574		11,085		50,489		21,023	34,1	41,6	1,73
			45,404	16,170	7,074	4,011	38,330	12,159				
30	5,72	5,72	59,061		9,230		49,831		21,971	37,2	44,1	1,92
			43,290	15,771	4,883	4,347	38,407	11,424				
Am- biente	8,03	8,03	80,462		21,090		63,186		20,191	25,1	32,0	1,40
			61,772	18,690	16,827	4,263	48,759	14,427				
2	25	7,66	77,894		11,886		68,576		27,914	34,7	40,7	1,34
			55,304	25,158	7,518	4,368	47,786	20,790				
30	7,42	7,42	77,894		9,931		67,963		34,517	44,3	50,8	1,78
			53,828	24,066	5,290	4,641	48,538	19,425				

a - unidade: kg DQO total.m<sup>-3</sup>.d<sup>-1</sup>

b - cálculo: a partir da produção diária medida de CH<sub>4</sub> (l.d<sup>-1</sup>) nas CNTP tem-se: ((produção diária de CH<sub>4</sub> x 16) ÷ 22,4) x 4 = (g DQO-CH<sub>4</sub>.d<sup>-1</sup>)

UASB, apresentados na Tabela 43 (item 5.2.3), observam-se, no reator 2, conversões inferiores em relação à DQO total removida, devendo-se considerar as observações dos autores citados quanto à natureza de fácil biodegradação do amido de milho, à construção nos reatores de separadores de fase bastante eficientes e à temperatura de operação de 37°C.

Comparando-se com os resultados alcançados com águas residuárias de suinocultura por NG & CHIN (1988) em reator de leito expandido (temperatura de operação 30°C), apresentados na Tabela 43 (item 5.2.3), observam-se valores de conversão de DQO em CH<sub>4</sub> superiores no reator 2, apesar da sua operação com maiores TCOV. Os resultados obtidos por ZHANG & DAGUE (1995), com temperatura de operação de 25°C (Tabela 43), apresentam-se superiores aos obtidos com o reator 2, podendo-se atribuir esse fato novamente ao TDH de 3 dias e ao tipo de reator (sequencial em batelada), os quais favoreceram a digestão dos sólidos orgânicos, em virtude de propiciar maiores TRS.

Observa-se na Tabela 46 que, a relação DQO-CH<sub>4</sub> por DQO dissolvida removida variou de 1,73 a 1,92, no reator 1, e de 1,34 a 1,78, no reator 2. Os valores observados no reator 2 foram menores do que no reator 1, podendo-se atribuir as maiores TCOV em relação à DQO dissolvida e também as possíveis maiores taxas de hidrólise ocorridas no reator 2, conduzindo à acumulação de compostos solúveis.

Nos reatores 1 e 2, a temperatura de operação de 25°C, os valores de DQO-CH<sub>4</sub> por DQO dissolvida removida, diminuíram, respectivamente, para 1,73 e 1,34, sendo que a 30°C aumentaram para 1,92 e 1,78. Isto demonstrou que a produção de metano, além da proveniente da DQO dissolvida do afluente, e portanto a partir do aumento na solubilização de componentes da DQO devido à fração de SS, aumentou com a temperatura de operação de 30°C, em virtude de ter melhorado as condições para hidrólise e para produção de metano.

SAYED (1987) obteve valor médio de 1,98, para DQO-CH<sub>4</sub> por DQO dissolvida removida, com TCOV de 2,5 a 5,0 kg DQO total.m<sup>-3</sup>.d<sup>-1</sup>, a temperatura de operação de 30°C. No reator 1, a 30°C, o valor foi 1,92, demonstrando que, nestas condições, as águas residuárias de suinocultura e de abatedouro foram semelhantes na produção de metano, além da proveniente da DQO

dissolvida do afluente.

A partir dos resultados obtidos neste trabalho e os apresentados por SAYED (1987), YANG & CHOU (1985), FANG & KWONG (1994), KWONG & FANG (1996), NG & CHIN (1988) e ZHANG & DAGUE (1995), observa-se que a conversão da DQO em função da produção de metano no reator UASB, independente da água residuária, também está associada à temperatura de operação, porém a biodegradabilidade dos sólidos presentes pode influir no efeito da temperatura.

No que diz respeito às águas residuárias de suinocultura, a conversão contínua será influenciada pelo tipo de reator. Os reatores UASB (reatores 1 e 2) apresentaram melhor desempenho em relação ao reator anaeróbio de chicanas (YANG & CHOU, 1985), o de filme fixo e leito expandido (NG & CHIN, 1988) e o filtro anaeróbio (HASHEIDER & SIEVERS, 1984), mesmo com melhores condições de temperatura em alguns deles. O desempenho foi, aparentemente, inferior em relação ao reator anaeróbio sequencial em batelada (ZHANG & DAGUE, 1995).

Além destes aspectos, de forma geral, ficou constatado, a partir da apresentação anterior, que a temperaturas mais altas e mais estáveis o desempenho é melhorado. As eficiências de remoção e produção de metano, assim obtidas, podem equivaler e/ou superar as condições de menores TDH (consequentemente menores TCOV), em virtude da influência da temperatura na solubilização dos sólidos orgânicos e crescimento dos microrganismos, consequentemente melhorando as condições para a metanogênese. Isto para reatores semelhantes, com alimentação contínua, e com as águas residuárias com altas concentrações de SST com biodegradabilidade semelhante, em virtude da influência da temperatura na solubilização dos sólidos orgânicos também depender da sua natureza e de seu tempo de retenção no reator.

Considerando-se estes resultados de conversão de DQO em metano, o efeito da temperatura e do aumento da concentração de SST no afluente sobre o crescimento da manta de lodo (conforme será discutido no item 5.4.3), e da mesma forma que foi evidenciado por SAYED (1987) e YANG & CHOU (1985), ressalta-se a importância da acumulação de lodo nos reatores.

Adotando-se procedimento semelhante ao de SAYED (1987) e

TABELA 47. Estimativa de balanço de massa nos reatores 1 e 2 na fase 2 com TDH de 12 h e temperatura controlada a 25 e 30°C, realizada de acordo com os procedimentos adotados por SAYED (1987) e YANG & CHOU (1985).

Reator	Temperatura (°C)	TCOV (kg DQO total.m <sup>-3</sup> .d <sup>-1</sup> )	DQO total removida (I) (g.d <sup>-1</sup> )	Produção diária de CH <sub>4</sub> medida (II) (g DQO-CH <sub>4</sub> .d <sup>-1</sup> ) <sup>(a)</sup>	I - II (III) <sup>(b)</sup> (g DQO total.d <sup>-1</sup> )	(III ÷ I) x 100 <sup>(c)</sup> (%)	(III ÷ 1,48) ÷ I <sup>(d)</sup> (g SSV.(g DQO removida) <sup>-1</sup> )
1	Ambiente	6,07	51,618	17,440	34,178	66	0,45
	25	5,86	50,489	21,023	29,466	58	0,39
	30	5,72	49,831	21,971	27,860	56	0,38
2	Ambiente	8,03	63,186	20,191	42,995	68	0,46
	25	7,66	68,576	27,914	40,662	59	0,40
	30	7,42	67,963	34,517	33,446	49	0,33

<sup>(a)</sup>- cálculo: a partir da produção diária medida de CH<sub>4</sub> (l.d<sup>-1</sup>) nas CNTP tem-se: ((produção diária de CH<sub>4</sub> x 16) ÷ 22,4) x 4 = (g DQO-CH<sub>4</sub>.d<sup>-1</sup>)

<sup>(b)</sup>- denominado: DQO acumulada no reator na forma de lodo, segundo SAYED (1987) e YANG & CHOU (1985).

<sup>(c)</sup>- denominada: eficiência de remoção física, segundo YANG & CHOU (1985), obtida por meio do valor da DQO acumulada no reator na forma de lodo dividido pelo valor da DQO total removida.

<sup>(d)</sup>- denominado: fator de acumulação de lodo no reator (Y acumulado), segundo SAYED (1987), e obtido por meio dos valores da III coluna (DQO acumulada no reator na forma de lodo) divididos por 1,48 g DQO.(g SSV)<sup>-1</sup> e em seguida divididos pela DQO total removida.

YANG & CHOU (1985), conforme apresentado na Tabela 47, tem-se valores semelhantes nos reatores 1 e 2, decrescentes com o aumento da temperatura de operação, evidenciando a melhoria nas condições de hidrólise e metanogênese, diminuindo a remoção física nos reatores e, conseqüentemente, a acumulação de lodo na manta por este mecanismo.

Comparando-se os valores de acumulação de lodo na manta, obtidos no reator 1 (Tabela 47), tem-se que são semelhantes aos apresentados por YANG & CHOU (1985) (remoção física de 46,1 a 59,7%) e idênticos aos de SAYED (1987) ( $Y$  acumulado =  $0,39 \text{ kg SSV. (kg DQO total removida)}^{-1}$ ), apresentados na Tabela 43 (item 5.2.3). Porém, deve-se ressaltar os maiores TDH utilizados no reator de chicanas (YANG & CHOU, 1985).

Tomando-se as estimativas de rendimento de lodo descartado da manta (item 5.4.3), apresentados na Figura 75, cujos valores encontrados para o reator 1, com temperatura controlada a 25 e 30°C, variaram, respectivamente, de 0,030 a 0,087 g SSV.(g DQO total removida)<sup>-1</sup>, para TCOV média de 5,86 e 5,72 kg DQO total.m<sup>-3</sup>.d<sup>-1</sup>, e para o reator 2 de 0,041 a 0,071 g SSV.(g DQO total removida)<sup>-1</sup>, para TCOV média de 7,66 e 7,42 kg DQO total.m<sup>-3</sup>.d<sup>-1</sup>, observa-se grande diferença com o resultados apresentados na Tabela 47, a qual pode ser atribuída da mesma forma aos fatores destacados no item 5.2.2.

Em virtude de todos estes aspectos, como nas fases 1 e 2 com operação a temperatura ambiente, a estimativa de um balanço de massa com boa confiabilidade nos parâmetros considerados fica bastante prejudicada em função da adoção de premissas não totalmente verdadeiras, ou das dificuldades de obtenção de dados precisos para todos parâmetros, de tal forma que possam consubstanciar conclusões mais definitivas sobre o destino das frações componentes das águas residuárias com altas concentrações de SST, com operação à temperatura controlada a 25 e 30°C.

Contudo os resultados obtidos foram bastante úteis para avaliações e comparações de desempenho de reatores UASB no tratamento das águas residuárias com altas concentrações de SST, neste caso particularmente as provenientes de suinocultura, com temperatura controlada a 25 e 30°C.

### 5.3.2. Considerações gerais sobre o desempenho dos reatores UASB operados com temperatura controlada a 25 e 30°C e TDH de 12 h.

Como outros processos biológicos, a digestão anaeróbia depende muito da temperatura, a qual é crítica para sua viabilidade econômica. A temperatura é um fator ambiental com grande influência no tratamento anaeróbio. Conseqüentemente, ela é um dos fatores ambientais mais importantes e mais intensamente estudados da digestão anaeróbia, porque afeta a velocidade das reações químicas e bioquímicas (FORESTI, 1994).

A temperatura pode alterar significativamente a conversão, a cinética, a estabilidade, a qualidade do efluente e a energia líquida dos processos biológicos de conversão. Para temperaturas ao redor de 20°C o crescimento dos microrganismos anaeróbios diminui e com isso tem sido observadas dificuldades na partida de alguns reatores (STRONACH et al., 1986). Além disso, em qualquer circunstância é essencial evitarem-se variações bruscas na temperatura, as quais podem prejudicar o desempenho do reator (LETTINGA et al., 1984). Temperaturas mais altas, geralmente, aumentam a eficiência de destruição de sólidos orgânicos (FANNIN, 1987), como pôde ser observado nos reatores 1 e 2. Isto porque, para temperaturas abaixo de 30°C a taxa máxima de digestão anaeróbia decresce 11% a cada 1°C que diminui (VAN HANDEL & LETTINGA, 1994).

Porém, nos reatores 1 e 2, não foram observadas diferenças acentuadas entre as eficiências de remoção de DQO e SS, a 25 e 30°C. Contudo, em relação à operação à temperatura ambiente, verificaram-se acréscimos maiores nas eficiências de remoção, com o aumento e controle da temperatura a 25 e 30°C.

Observou-se que, no reator 2, o controle da temperatura a 25°C foi o que proporcionou maiores incrementos nas eficiências de remoção de DQO total e SST, associados a melhoria na estabilidade do reator em relação a estes parâmetros. No reator 1, os aumentos nas eficiências foram menores e a melhoria na estabilidade do reator verificou-se com evidência para estes parâmetros somente a 30°C. O aumento na remoção de DQO total, com o controle e aumento da temperatura a 25 e 30°C, deveu-se, predominantemente, à diminuição nos valores da DQO devido à fração de SS no efluente, que porém não se reverteu em aumento proporcional na

DQO dissolvida no efluente, mas promoveu aumentos na produção de metano (Figuras 49 e 50 e Tabelas 23 e 24) e de lodo na manta (Figura 75).

Segundo SPEECE (1996) no consórcio bacteriano anaeróbio as metanogênicas são mais sensíveis a baixas temperaturas do que as acidogênicas, implicando no desbalanceamento do metabolismo em condições de temperaturas menores, com as bactérias acidogênicas produzindo ácidos voláteis mais rápido do que as metanogênicas possam convertê-los em metano. O controle e aumento na temperatura revertem este distúrbio, como foi observado nos reatores 1 e 2.

O efeito mais acentuado do controle e aumento da temperatura de operação a 25°C pode ser justificado a partir dos resultados encontrados por O'Rourke (1968), citado por FANNIN (1987) e VAN HAANDEL & LETTINGA (1994), em digestores anaeróbios de lodo operados a 15, 20, 25 e 35°C. Verificou-se que a 25°C a conversão do material orgânico foi 90% daquela observada a 35°C e que o desempenho a 15°C foi reduzido drasticamente. MARQUES et al. (1988) fizeram um balanço de energia e observaram que os ganhos líquidos foram maiores na temperatura de operação de 25°C do que a 35°C, em filtros anaeróbios alimentados com águas residuárias de suinocultura com concentrações de 5300 a 15700 mg.l<sup>-1</sup> de SST no afluente e temperaturas ambiente de 10, 15 e 20°C. DAGUE et al. (1992) observaram eficiências de remoção de SV de 77 a 92%, a 25°C, e de 74 a 87%, a 35°C, em reator anaeróbio sequencial em batelada tratando águas residuárias de suinocultura com concentrações de ST no afluente de 6240 a 40920 mg.l<sup>-1</sup>.

A justificativa para este comportamento, de melhores remoções de DQO no reator 2 operado com temperatura controlada a 25°C, pode estar relacionada aos resultados obtidos por RIFFAT & DAGUE (1995). Em ensaios de bio-adsorção e absorção de matéria orgânica solúvel em grânulos, estes autores constataram maiores remoções de DQO em grânulos menores e a intensificação deste processo, atingindo o dobro da remoção, com o aumento da temperatura de 20 para 28°C. Além disso, os grânulos menores, a temperatura de 20°C, apresentaram maiores valores de absorção do que os grânulos maiores a 28°C, intensificando-se esta diferença com o aumento da concentração do substrato na fase líquida do reator.

No reator 2 observou-se que os grânulos eram menores do que no reator 1, devendo este comportamento estar relacionado às maiores TCOV

aplicadas no mesmo, porque, segundo ARCAND et al. (1994), a constatação de grânulos menores foi relacionada com maiores taxas de carregamento. ALPHENAAR et al. (1993) obtiveram maiores valores de AME em grânulos menores. Assim, além de adsorverem e/ou absorverem mais matéria orgânica, os grânulos menores apresentaram maior potencial para convertê-la a metano, mesmo em condições de menores temperaturas de operação.

No que diz respeito a produção de metano, SAYED (1987), no reator UASB com lodo granulado, observou que para TCOV até valores em torno de 6 kg DQO total.m<sup>-3</sup>.d<sup>-1</sup> houve relação linear com a produção volumétrica de metano e as diferenças foram reduzidas entre as temperaturas de operação de 20 e 30°C, sendo para esta última pouco superiores. Comportamento semelhante foi observado nos reatores 1 e 2.

Com relação à produção de lodo, ficou clara a restauração da capacidade dos reatores na acumulação de lodo na manta com o controle e aumento da temperatura de operação a 25 e 30°C, conforme pode ser verificado na Figura 75, item 5.4.3. Isto pode estar relacionado às melhores condições para crescimento dos microrganismos, bem como à diminuição observada na flotação de lodo em relação à operação à temperatura ambiente. Os resultados apresentados na Tabela 47, do item 5.3.1, mostram tendência contrária a esta afirmação, em virtude das estimativas de acumulação de lodo na manta (Y acumulado e remoção física no reator) terem diminuído, com o aumento e controle da temperatura de operação, em consequência do aumento da produção de metano.

SAYED (1987), no reator UASB com lodo floculento e operação intermitente, observou arraste acentuado de partículas finas de lodo disperso e a acumulação de lodo na forma de espuma no sedimentador tanto a temperatura de operação de 20 quanto à de 30°C. Nos reatores 1 e 2 também houve presença acentuada de lodo granulado na camada de espuma.

SAYED (1987) também observou relação linear crescente entre TCOV e acumulação de lodo no reator a 20 e 30°C, com a produção de lodo excedente sendo um pouco maior a 30°C, nas TCOV aplicadas de 0,5 a 2,5 kg DQO total.m<sup>-3</sup>.d<sup>-1</sup>. Supõe-se que essa diferença possa acentuar-se com a aplicação de TCOV mais altas como ocorreu nos reatores 1 e 2.



A Figura 51 ilustra o comportamento das formas de nitrogênio nos reatores 1 e 2 na fase 2 com TDH de 12 h e operação à temperatura ambiente e controlada a 25 e 30°C. A remoção de NTK diminuiu em ambos reatores com o aumento e controle da temperatura de operação (Tabelas 27 e 28). No entanto, a remoção de N-org. foi bastante influenciada pelo aumento e controle da temperatura a 25 e 30°C, aumentando, respectivamente, no reator 1 de 75 para 76 e para 90% (Tabela 27). A concentração de N-am. no efluente não aumentou proporcionalmente a amonificação do N-org., refletindo as alterações na concentração de N-am. no afluente, conforme apresentado no item 4.1.5. Conseqüentemente, isto indica que maior quantidade de N-org. removido ficou retido na biomassa do reator.

O comportamento da amonificação do N-org. em função da temperatura assemelhou-se ao da DQO e dos SST, demonstrando também influência acentuada da temperatura sobre a digestão anaeróbia dos compostos orgânicos nitrogenados, dentre os quais existem várias macromoléculas.

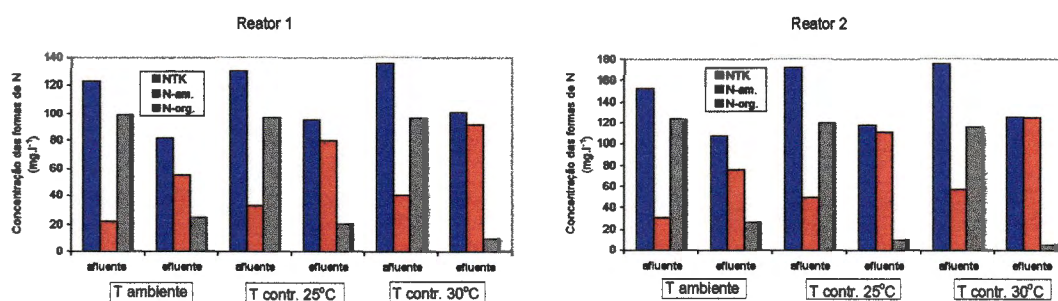


FIGURA 51. Valores médios das concentrações de NTK, N-am. e N-org. do afluente e efluente dos reatores 1 e 2 na fase 2 operados à temperatura ambiente e controlada a 25 e 30°C.

A remoção de P-total (Tabela 34) no reator 1 não foi aumentada com as mudanças da temperatura de operação dos reatores apresentando valores de 13, 8 e 14%, enquanto no reator 2 aumentou de 12 para 18 e 23%, respectivamente, a temperatura ambiente e controlada a 25 e 30°C. Porém, os CV das médias foram altos.

Desta forma, a operação com temperatura controlada permitiu melhorar o desempenho e a estabilidade dos reatores UASB 1 e 2, no que diz respeito

à eficiências de remoção de DQO, SST e N-org., produção de metano e acumulação de lodo na manta. Porém, considerando-se a relação custo/benefício o controle da temperatura a 25°C ou mais pareceu ser mais favorável para concentrações de SST do afluente de 2000 mg.l<sup>-1</sup> e necessário para obtenção de eficiências de remoção de DQO e SST superiores a 85% com TCOV acima de 5 kg DQO total.m<sup>-3</sup>.d<sup>-1</sup>.

#### **5.4. Manta de Lodo**

##### **5.4.1. Altura e volume na zona de reação, forma e aparência, e concentração de SST e SSV**

Na Figura 52 estão apresentados os valores da altura e volume ocupado pelo lodo na zona de reação, obtidos durante a operação dos reatores 1 e 2 nas fases 1 e 2.

Em conseqüência do acúmulo contínuo de lodo na manta prejudicar a qualidade do efluente, adotou-se o procedimento de seu descarte periódico da manta, conforme descrito no item 3.7.1, o qual foi realizado nos dias de operação relacionados na Tabela 12.

SAYED (1987), operando reator UASB com lodo floculento de forma intermitente, observou comportamento semelhante e verificou que apesar da retenção de lodo ter sido satisfatória, houve arraste com o efluente e formação de camada de espuma e indicou o descarte periódico de lodo do reator como uma alternativa para minimização do problema.

Os descartes periódicos de lodo foram realizados na parte superior da manta onde verificou-se o acúmulo de sólidos provenientes do afluente, não metabolizados, e o lodo floculento. Considerou-se, conforme citado por LETTINGA & HULSHOFF-POL (1991), que foi descartado o lodo excedente de baixa atividade (o que será melhor discutido no item 5.4.5), impedindo-se que o lodo granulado do leito fosse diluído com o lodo floculento excedente e, desta forma, procurando-se manter a atividade específica volumétrica inalterada.

Este procedimento foi importante para a obtenção do bom desempenho dos reatores 1 e 2 nas fases 1 e 2, sem o qual a qualidade do efluente

poderia ter sido deteriorada significativamente. O descarte periódico do lodo deve, portanto ser considerado como uma das medidas necessárias a serem tomadas quando forem operados reatores UASB com afluentes com altas concentrações de SST, como as provenientes de suinocultura.

Pode-se observar, por meio da Figura 52, que houve crescimento contínuo do lodo na zona de reação dos reatores. A velocidade de crescimento do lodo aumentou com a concentração de SST no afluente e com a diminuição do TDH e, conseqüentemente, com a taxa de carregamento de SST.

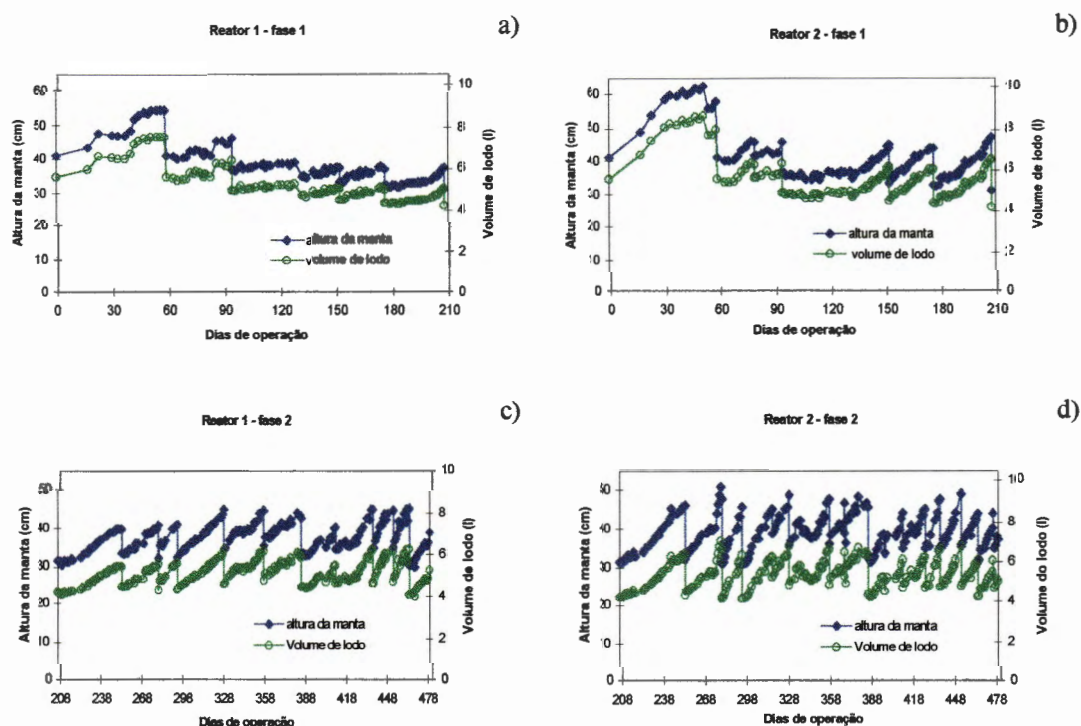


FIGURA 52. Altura da manta e volume de lodo na zona de reação dos reatores 1 e 2 nas fases 1 e 2.

Em todos os descartes, ao longo da zona de reação, foi observada a presença de lodo granulado, mesmo com altas de concentrações de SST no afluente, a qual tem sido considerada prejudicial para o estabelecimento do processo de granulação nos reatores UASB (LETTINGA & HULSHOFF-POL, 1991; LETTINGA, 1996). FANG & KWONG (1994) e KWONG & FANG (1996) também observaram a granulação do lodo em reatores UASB e híbridos de UASB, tratando

águas residuárias com altas concentrações de SST, contendo amido de milho. Estes autores atribuíram o fato à natureza de fácil biodegradação do amido de milho, como também ao período prolongado de aclimação para o desenvolvimento do lodo granulado, utilizando sacarose como co-substrato.

Segundo ARCAND et al. (1994), de acordo com a teoria da segregação de partículas, quando um leito de grânulos de densidade semelhante e com uma determinada distribuição de tamanhos é fluidificado, as partículas maiores depositam-se na base do leito, as partículas menores permanecem no topo e as partículas diminutas são arrastadas. Neste trabalho, observou-se que a granulometria do lodo aumentava do topo para a base da zona de reação nos reatores 1 e 2. O diâmetro médio dos grânulos tendeu a ser para os menores  $\leq 1$  mm, para os grandes e/ou conglomerados entre 3 e 5 mm e para maior parte dos grânulos entre 1 e 2 mm.

Apresentam-se nas Figuras 53, 54 e 55, amostras de lodo coletadas em condições de operação mais críticas (reator 2 na fase 2 com TDH de 12 h a temperatura ambiente), nas quais pode-se observar a aparência do lodo bruto, conforme foi retirado do reator (A) e submetido à lavagem para separação dos grânulos (B). Nestas figuras, nota-se que a predominância de lodo granulado aumentou do topo para a base da zona de reação, portanto, com a maior concentração dos sólidos finos ou lodo floculado no topo. Isto evidencia a ocorrência simultânea de processos biológicos e físicos de remoção dos sólidos suspensos presentes no afluente pela manta de lodo. LETTINGA et al. (1983) citaram que os sólidos inertes, que estão floculados e tem menor taxa de sedimentação do que os grânulos do lodo, acumulam-se, predominantemente, acima do leito de lodo. Para esgoto bruto, os sólidos suspensos grosseiros podem ser removidos completamente, pois acumulam-se como lodo floculento no topo do leito de lodo granulado (LETTINGA, 1996), como ocorreu para as águas residuárias de suinocultura.

Outra característica dos grânulos foi a sua coloração, predominantemente preta nas camadas superior e intermediária da manta de lodo, enquanto, na camada inferior observaram-se também grânulos cinza, principalmente os de maior diâmetro e os que se conglomeravam a partir de 2 ou 3 grânulos individuais, e que em algumas condições de operação foram os que mais flotaram (será discutido no item 5.4.4).

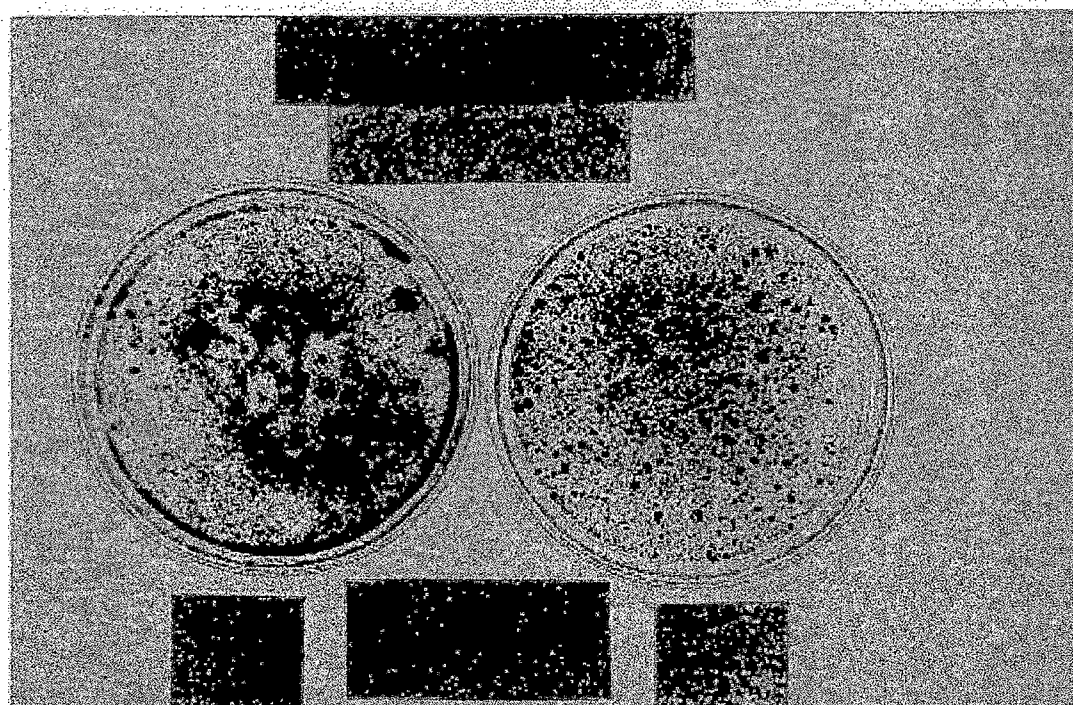


FIGURA 53. Lodo coletado no ponto 5 (parte superior da manta de lodo, conforme Figura 5) do reator 2 na fase 2 aos 387 dias de operação com TDH de 12 h e operação à temperatura ambiente (A - lodo bruto e B - lodo lavado).

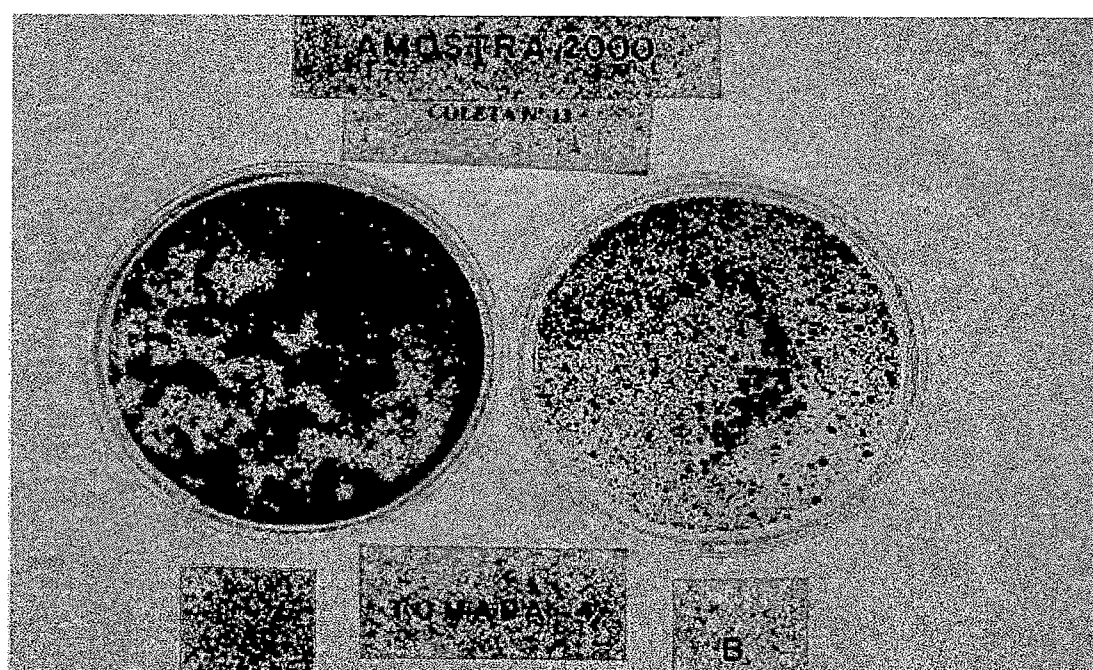


FIGURA 54. Lodo coletado no ponto 4 (parte intermediária da manta de lodo, conforme Figura 5) do reator 2 fase 2 aos 387 dias de operação com TDH de 12 h e operação à temperatura ambiente (A - lodo bruto e B - lodo lavado).

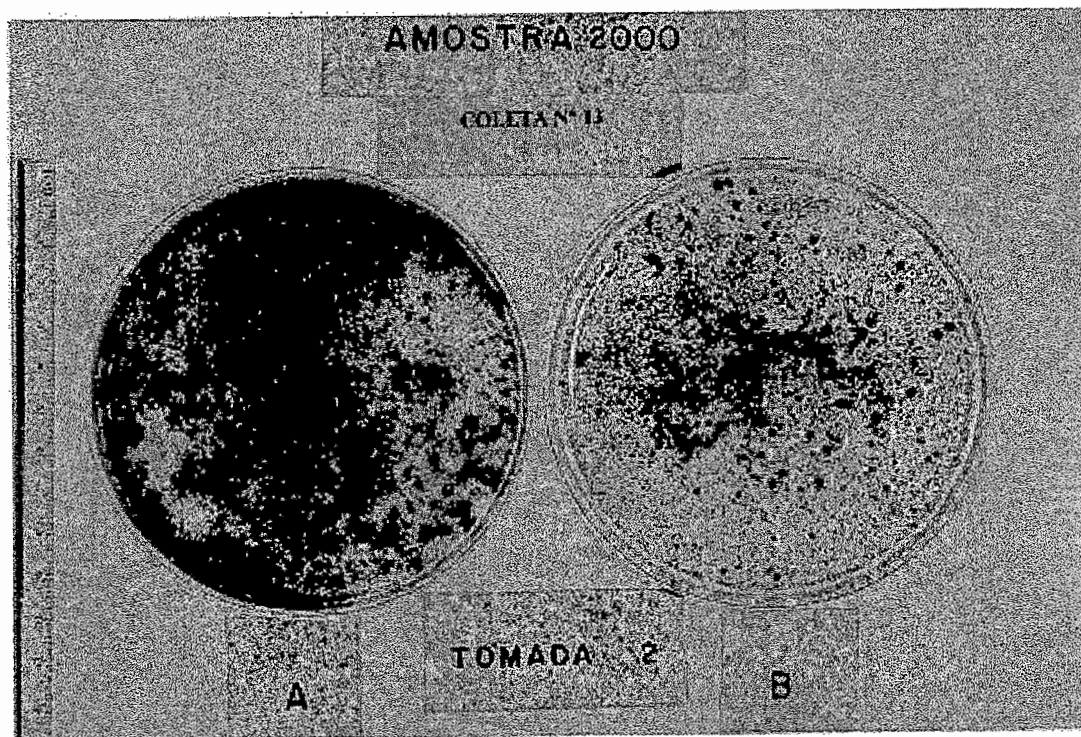


FIGURA 55. Lodo coletado no ponto 2 (parte inferior da manta, conforme Figura 5) do reator 2 na fase 2 aos 387 dias de operação com TDH de 12 h e operação à temperatura ambiente (A - lodo bruto e B - lodo lavado).

KOSARIC et al. (1990) atribuíram a variação na coloração dos grânulos à composição do afluente ao redor dos grânulos. Quando grande quantidade de grânulos concentra-se na região inferior do reator, pode ocorrer deficiência de alguns nutrientes por longos períodos ao redor dos grânulos. Isto pode resultar em mudanças irreversíveis na composição e estrutura dos grânulos. Tal fenômeno é mais freqüente à baixas taxas específicas de carregamento do lodo e baixas velocidades ascensionais. Com maiores taxas e maiores velocidades, aumenta o acesso dos grânulos a nutrientes e ocorrerá menor variação na coloração dos grânulos. KOSARIC et al. (1990) constataram que a maior porcentagem de grânulos pretos ocorreu em condições de maiores taxas específicas de carregamento do lodo, mas que a predominância de grânulos cinzentos e brancos no leito não alteraram a conversão de DQO e a produção de gás.

CAMPOS (1989) observou que as biopartículas (meio suporte areia), de um reator anaeróbio de leito fluidificado alimentado com substrato orgânico

sintético (extrato de fígado e glicose), eram predominantemente acinzentadas ou pretas, após cerca de um ano de operação. Nas primeiras fases de operação a cor predominante era somente a preta.

Esta constatação associada ao observado no presente trabalho, relaciona também a alteração de coloração de biopartículas e/ou grânulos com a sua “idade”, ou seja, com o aumento do tempo de operação dos reatores. Outro aspecto também verificado por CAMPOS (1989) foi que as biopartículas de cor cinza apresentaram-se constituídas por vários pequenos “nódulos” de biomassa, como ocorreu com os conglomerados de grânulos neste trabalho.

CAMPOS (1989) apresentou como possível causa para a ocorrência de biopartículas grandes e para a conglomeração de biopartículas, a produção elevada de polissacarídeos (exsudatos) pelas bactérias acidogênicas, a qual seria influenciada pela fonte de carbono. Conforme será apresentado no item 5.4.2, as bactérias acidogênicas e hidrolíticas parecem ter predominado na camada externa dos grânulos e na Figura 62 é ilustrada a sua associação com polímeros extracelulares.

Poder-se-ia acrescentar a estas causas, conforme observado neste trabalho, o efeito das baixas temperaturas provocando o aumento da ocorrência de grânulos cinzas e conglomerados, encontrados com maior frequência na camada de espuma formada no sedimentador e na câmara de gás (conforme será discutido no item 5.4.4). Estes subiam da base do leito para as camadas superiores da manta, algumas vezes provocando a erosão da manta de lodo, principalmente no reator 1 na fase 2 com TDH de 12 h e operação a temperatura ambiente. Esse fato pode estar associado ao reator 1 ter sido operado com menores taxas de carregamento do que o reator 2, sendo que as baixas temperaturas diminuíram a atividade metabólica dos microrganismos, diminuindo a disponibilidade de determinados compostos intermediários do processo de digestão anaeróbia. Deve-se considerar também que este período com baixas temperaturas ocorreu após 330 a 360 dias de operação dos reatores, destacando a possibilidade de efeito associado da “idade” dos grânulos.

Dessa forma, as alterações de cor (de preta para acinzentada) e a conglomeração dos grânulos parecem estar associadas ao seu “envelhecimento” e a fatores nutricionais, e que as condições de operação, como baixas TCOV, TCH e temperatura, podem acelerar e intensificar as suas ocorrências.

As alterações de cor e a conglomeração dos grânulos, assim como os possíveis fatores para sua ocorrência, também serão discutidos em relação à distribuição de populações bacterianas e flotação do lodo granulado, respectivamente, nos itens 5.4.2 e 5.4.4

As concentrações de SSV do lodo descartado estão apresentadas na Figura 56 (a, b, c, d). A concentração de SSV do lodo de inóculo foi 41,174 g.l<sup>-1</sup>. Na fase 1 no reator 1 (Figura 56a) os valores variaram de 28,460 a 37,576 g.l<sup>-1</sup> no ponto 4 e de 17,250 a 27,714 g.l<sup>-1</sup> no ponto 5; no reator 2 (Figura 20b) de 26,544 a 37,197 g.l<sup>-1</sup> no ponto 4 e de 24,552 a 31,639 g.l<sup>-1</sup> no ponto 5.

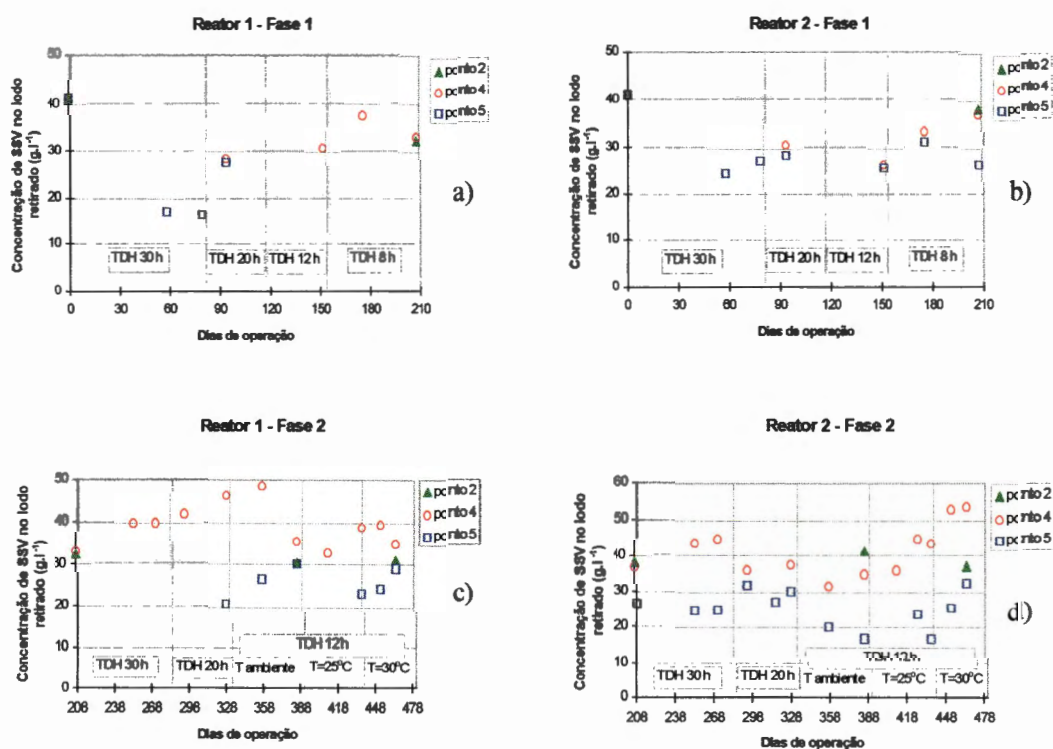


FIGURA 56. Concentração de SSV do lodo descartado da manta de lodo do: a) reator 1 na fase 1, b) reator 2 na fase 1, c) reator 1 na fase 2 e d) reator 2 na fase 2 (a localização dos pontos de retirada do lodo está apresentada na Figura 5).

Na fase 2 no reator 1 (Figura 56c) os valores variaram de 32,813 a 48,499 g.l<sup>-1</sup> no ponto 4 e de 20,815 a 30,096 g.l<sup>-1</sup> no ponto 5; no reator 2



(Figura 56d) de 31,716 a 53,684 g.l<sup>-1</sup> no ponto 4 e de 16,882 a 32,515 g.l<sup>-1</sup> no ponto 5.

Na parte inferior da manta de lodo (ponto 2) observaram-se, respectivamente, nos reatores 1 e 2 os valores da concentração de SSV de 32,395 e 38,392 g.l<sup>-1</sup> (aos 208 dias), 30,365 e 41,193 g.l<sup>-1</sup> (aos 387 dias) e 31,151 e 37,048 g.l<sup>-1</sup> (aos 466 dias). No reator 2, os valores mantiveram-se próximos ao do lodo de inóculo de 41.174 g.l<sup>-1</sup> de SSV, enquanto no reator 1 foram menores porém aparentemente estáveis em torno de 30 g.l<sup>-1</sup>. Isto porque, para um lodo bem adaptado sugere-se que a sua concentração no leito pode ser considerada constante no tempo e espaço em condições de estabilidade do reator (Buijs et al., 1982; Van der Meer & Heertjes, 1983; Bolle et al., 1986 citados por LIN & YANG, 1991).

As maiores concentrações de SSV na parte intermediária e inferior da manta (pontos de coleta 4 e 2, respectivamente) podem ser associadas à presença de lodo granulado mais denso, de maior diâmetro e em maior quantidade, refletindo-se, geralmente, na maior taxa de remoção bioquímica nestas regiões. Como foi verificado neste trabalho, na parte superior ocorreu principalmente a remoção física, com o acúmulo de sólidos finos orgânicos inertes e também microrganismos suspensos e/ou floculados num lodo volumoso e conseqüentemente menos denso.

É importante destacar que a concentração de SSV do lodo não diminuiu acentuadamente da base para o topo do reator, como esperado. Ao contrário, a concentração de SSV na região intermediária (ponto 4) foi frequentemente maior que na base (ponto 2) na fase 2.

STRONACH et al. (1986) citaram que os valores da concentração de SSV do lodo normalmente encontrados variam de 10 a 30 g.l<sup>-1</sup> na manta (parte superior) e de 40 a 70 g.l<sup>-1</sup> no leito (parte inferior).

No entanto, a relação SSV/SST do lodo descartado variou na fase 1 no reator 1 de 0,79 a 0,87 e no reator 2 de 0,78 a 0,86, e na fase 2 no reator 1 de 0,82 a 0,91 e no reator 2 de 0,80 a 0,88, apresentando tendência de aumento ao longo do tempo de operação. Estas relações evidenciam a predominância de matéria orgânica no lodo e, conseqüentemente, pela sua boa granulação, com alta participação de microrganismos (bactérias) e pequena de minerais. Isto foi favorecido pela origem

do lodo de inóculo, com relação SSV/SST de 0,73 (lodo bruto) e 0,81 (lodo lavado) (Tabela 10), e pela composição da água residuária.

Observou-se, durante a operação à temperatura ambiente, a tendência de aumento da concentração de SSV no ponto 4 com o aumento do tempo de operação e diminuição do TDH (aumento da TCOV) do reator. Maior taxa de lavagem de lodo e menor concentração do lodo no reator UASB tem sido observados a baixas taxas de carregamento orgânico (Hulshoff-Pol et al., 1983 citado por STRONACH et al., 1986).

Com o aumento e controle da temperatura de operação a 25° e 30°C com TDH de 12 h na fase 2 no reator 1, a concentração de SSV do lodo no ponto 5 não apresentou grandes variações, enquanto que, nos pontos 4 e 5 do reator 2 aumentou continuamente atingindo, respectivamente, valores máximos de 53,684 e 32,515 g.l<sup>-1</sup>. Os maiores acréscimos nas remoções de DQO e SS e produção de metano, com o aumento e controle da temperatura, foram observados também no reator 2 na fase 2 (conforme foi discutido no item 5.3.2).

#### **5.4.2. Distribuição das populações bacterianas e composição química do lodo granulado.**

Durante a operação na fase 2 dos reatores 1 e 2 com TDH de 12 h e operação a temperatura ambiente e controlada a 30°C, respectivamente, aos 387 e 464 dias de operação, foram coletados grânulos da manta de lodo e submetidos à observação em microscópio eletrônico de varredura (MEV) e microanálise de energia dispersiva de raio X (EDX).

A observação de grânulos, geralmente, com forma esférica irregular cortados transversalmente, no MEV permitiu verificar a distribuição das populações bacterianas a partir da superfície em direção ao interior do grânulo, ao longo da sua parede.

Os grânulos maiores de coloração preta e algumas vezes cinza, presentes com maior frequência nas regiões inferiores e intermediárias da manta dos reatores, apresentaram a distribuição das morfologias bacterianas de forma estruturada ao longo da parede, podendo ser dividida basicamente em três camadas.

Os grânulos pretos menores, presentes com maior freqüência nas regiões superiores da manta dos reatores, também apresentaram-se estruturados em três camadas. No entanto, em alguns exames eles apresentaram-se, aparentemente, estruturados em duas camadas, como será discutido a frente.

Para os grânulos estruturados em três camadas, observou-se que, na camada superficial predominaram populações mistas constituídas de bactérias formando filamentos longos e finos (diâmetro em torno de 0,2  $\mu\text{m}$ ), as quais normalmente estão associadas às formadoras de ácidos (FANG et al., 1994 e 1995) e às hidrolíticas (WU et al., 1993), bacilos pequenos (tamanho em torno de 1,0  $\mu\text{m}$ ), bacilos maiores que 2,0  $\mu\text{m}$  e cocos (Figura 57). A primeira camada interna era formada por bacilos de diferentes tamanhos e observou-se menor heterogeneidade de morfologias das populações (Figura 58). Observou-se a presença de bacilos retos com as extremidades achatadas, semelhantes a “gomos de bambú” e com dimensões aproximadas de 0,8  $\mu\text{m}$  de diâmetro e 2,0  $\mu\text{m}$  de comprimento, morfologia esta associada a bactérias metanogênicas do gênero *Methanosaeta* (também denominada *Methanothrix* sp), cuja predominância, em relação às outras populações, aumentou a partir das camadas medianas (Figura 59).

Nas camadas adjacentes ao centro e no centro do grânulo a morfologia associada às bactérias metanogênicas do gênero *Methanosaeta* foi predominante (Figura 60 e 61).

Esta predominância de bactérias metanogênicas semelhantes ao gênero *Methanosaeta* nos grânulos observados pode ser relacionada, entre outros fatores, com a origem do lodo de inóculo, a manutenção no reator de concentrações de ácidos voláteis totais (AVT), conforme apresentado no item 5.2.2 e 5.2.3, sempre baixos, inferiores a 100  $\text{mg.l}^{-1}$ . LETTINGA et al. (1987) recomenda que, para a ocorrência do desenvolvimento de um lodo enriquecido com bactérias do gênero *Methanothrix* (nomenclatura também adotada para o gênero *Methanosaeta*), as concentrações de acetato durante a partida devem ser mantidas bem abaixo de 500  $\text{mg.l}^{-1}$ , podendo, contudo, serem toleradas temporariamente maiores concentrações. Tal lodo enriquecido com *Methanothrix* sp exerce alta atividade a baixas concentrações de acetato e, conseqüentemente, podem ser obtidas melhores eficiências do tratamento a baixas concentrações de acetato, em condições de

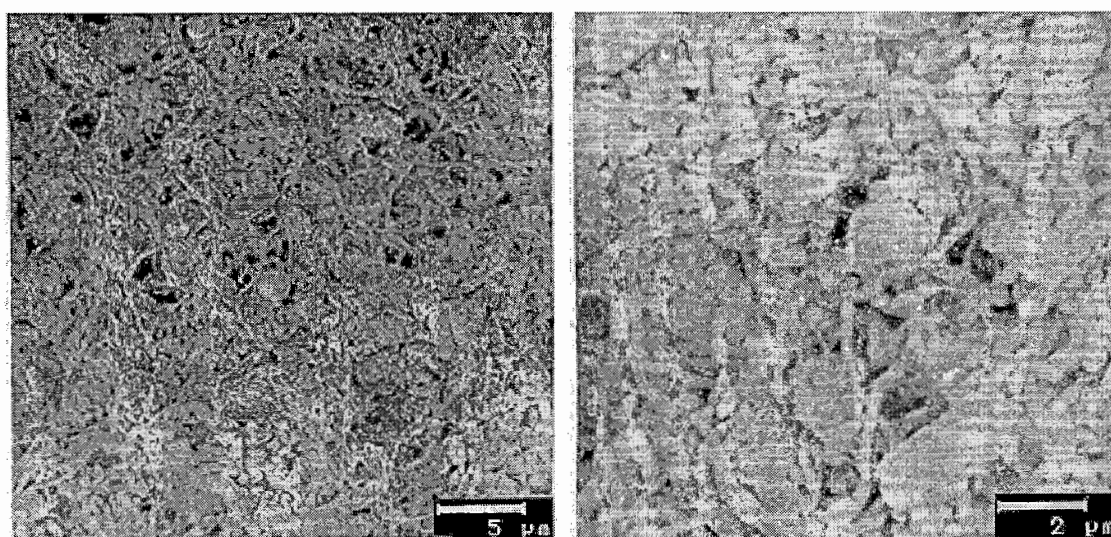
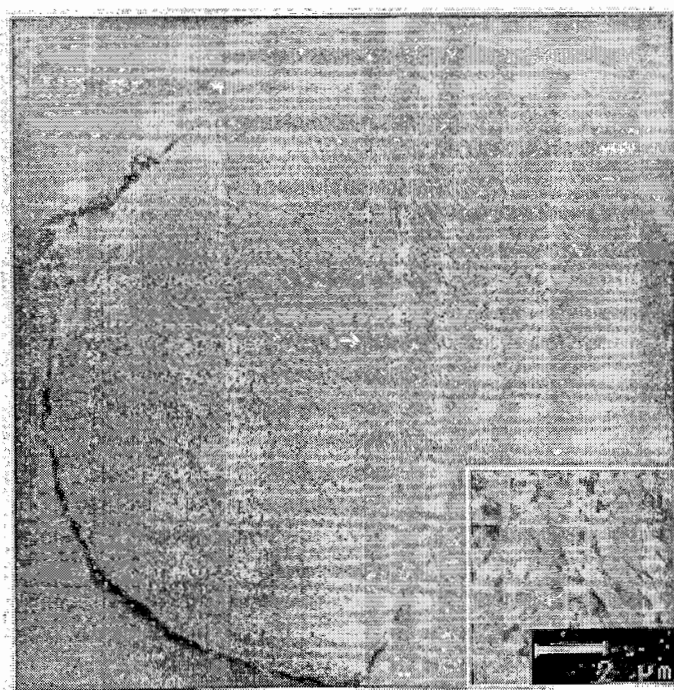


FIGURA 57. Elétron-micrografia da camada superficial do grânulo coletado na região intermediária da manta (ponto 4, indicado na Figura 5) do reator 2 na fase 2 com TDH de 12 h e operado à temperatura ambiente.

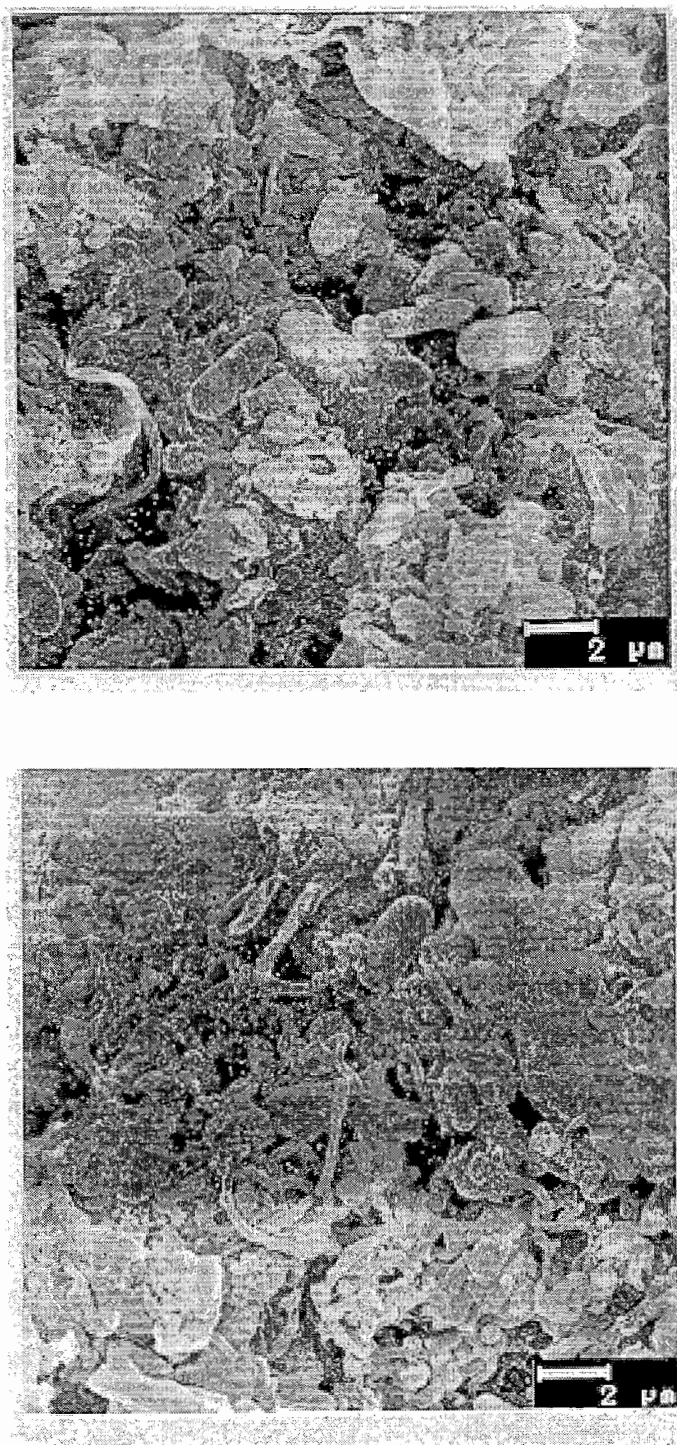


FIGURA 58. Elétron-micrografia das primeiras camadas internas da parede de grânulo coletado na região superior da manta de lodo (ponto 5, indicado na Figura 5) do reator 1 na fase 2 com TDH de 12 h e operado à temperatura ambiente.

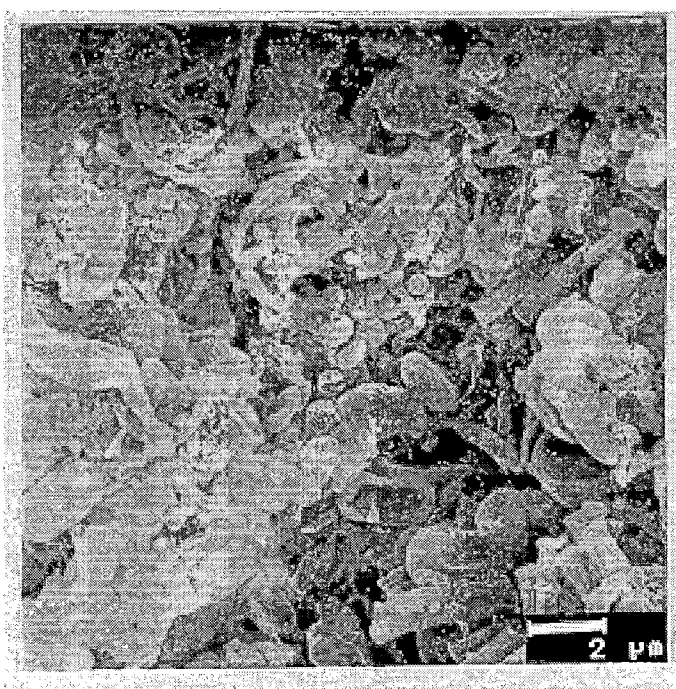


FIGURA 59. Elétron-micrografia da camada mediana da parede de grânulo coletado na região superior da manta de lodo (ponto 5, indicado na Figura 5) do reator 1 na fase 2 com TDH de 12 h e operado à temperatura ambiente.

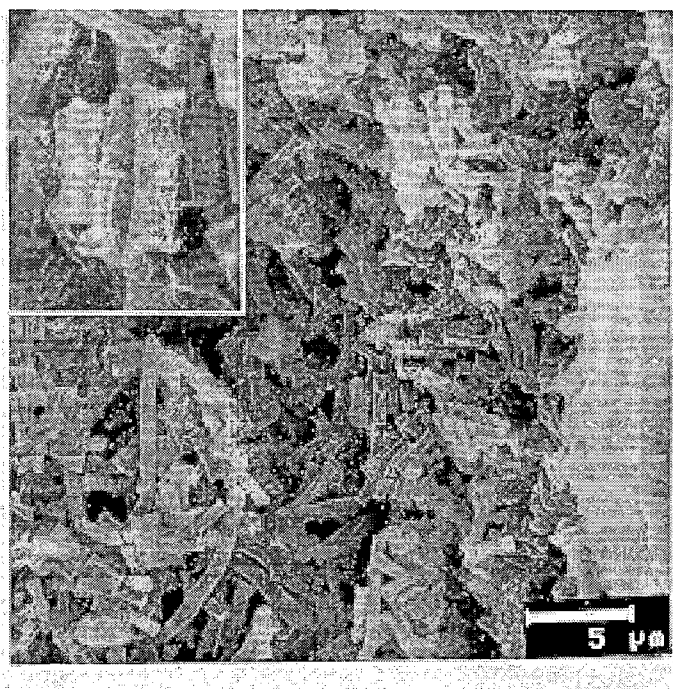
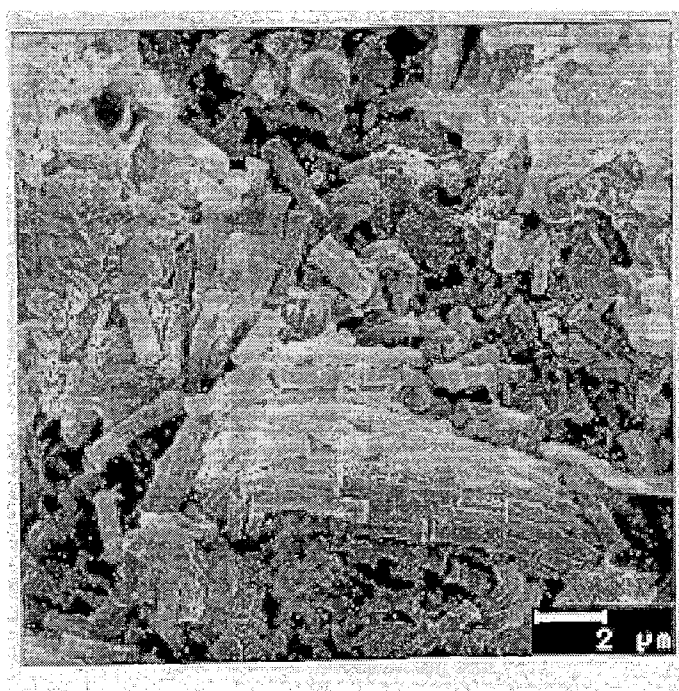


FIGURA 60. Elétron-micrografia das camadas adjacentes ao centro de grânulo coletado na região superior da manta de lodo (ponto 5, indicado na Figura 5) do reator 1 na fase 2 com TDH de 12 h e operado à temperatura ambiente

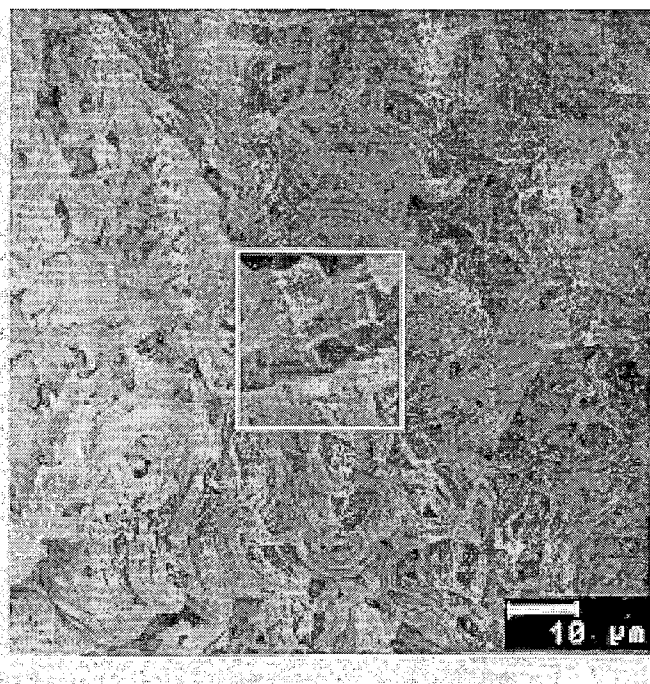
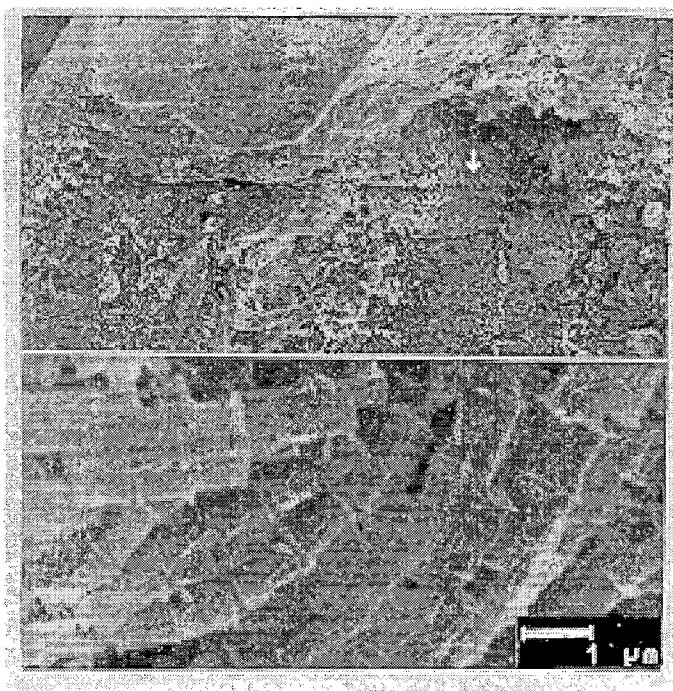


FIGURA 61. Elétron-micrografia da superfície interna de grânulo coletado na região inferior da manta de lodo (ponto 2, indicado na Figura 5) do reator 1 na fase 2 com TDH de 12 h e operado à temperatura ambiente.



maiores taxas de carregamento do lodo.

As bactérias metanogênicas semelhantes ao gênero *Methanosaeta* presentes nos grânulos examinados foram observadas na forma de bacilos isolados ou filamentos curtos (normalmente, duas a quatro células) e na forma de filamentos longos, tanto nas camadas internas do grânulo (Figura 60 e 61), onde ocorreram em maior quantidade e sempre foram predominantes, quanto nas camadas medianas (Figura 59) e superficial (Figura 65).

A presença predominante de bactérias metanogênicas semelhantes à *Methanosaeta* sp, na forma de células isoladas e filamentos curtos, ou na forma de feixes de filamentos longos nos grânulos, tem sido muito estudada, em virtude das diferenças entre os agregados formados (WIEGANT, 1988; WU et al., 1993, entre outros). Porém, em relação ao desempenho operacional, ambos os tipos de grânulos com respeito à presença de bactérias metanogênicas semelhantes à *Methanosaeta* sp (filamentosos ou bacilos isolados e filamentos curtos) apresentaram altas atividades e taxas específicas de remoção de DQO altas e semelhantes (WU et al., 1993).

A ocorrência dos grânulos com predominância de bacilos isolados ou filamentos curtos de bactérias metanogênicas semelhantes à *Methanosaeta* sp, a qual está associada a maior densidade e menor tamanho dos grânulos (WU et al., 1993), tem sido atribuída ao aumento da densidade devido ao maior crescimento bacteriano, o qual pode ser ocasionado: a) pela alta idade do lodo de inóculo; b) pelo uso de lodo de inóculo com alta densidade bacteriana, pelo uso de lodo de inóculo a partir de grânulos triturados; ou c) pelo aumento da idade (“envelhecimento”) do lodo granuloso constituído por feixes de filamentos longos de bactérias metanogênicas semelhantes à *Methanosaeta* sp (WIEGANT, 1988).

WU et al. (1993) destacaram que a presença das diferentes formas de bactérias metanogênicas semelhantes à *Methanosaeta* sp nos grânulos esteve mais relacionada ao lodo de inóculo do que à composição do substrato de alimentação. Entretanto, estes autores ressaltaram que diante de evidências, em outros trabalhos, de que a existência de glicose ou outros carboidratos no afluente estimularam o crescimento de filamentos longos de bactérias metanogênicas

semelhantes à *Methanosaeta* sp, há necessidade de mais pesquisas para esclarecer estas questões.

Como neste trabalho, ambas as formas da bactéria metanogênica semelhantes à *Methanosaeta* sp foram observadas, até nos grânulos do mesmo reator e nas mesmas condições de operação, parece que a hipótese mais provável para isto seria a o “envelhecimento” dos grânulos contendo filamentos longos. COLLERAN (1988), a partir dos resultados de WIEGANT (1988), citou que o crescimento das bactérias metanogênicas semelhantes à *Methanosaeta* sp na forma de bacilos isolados ou filamentos curtos assegurariam a formação final de grânulos densos e compactos, como se apresentaram, predominantemente, os grânulos examinados dos reatores 1 e 2.

As observações acima, com relação à divisão em camadas dos grânulos, tais como as de FANG et al. (1994 e 1995), GUIOT et al. (1991) e MACLEOD et al. (1990) convergem para substanciar a teoria de que os agregados (grânulos) anaeróbios são altamente estruturados numa consorciação concêntrica de diferentes populações bacterianas. FANG et al. (1994 e 1995) observaram que a estrutura do grânulo foi dependente da natureza do substrato e que o exame de grânulos obtidos de reatores UASB tratando águas residuárias com carboidratos solúveis (tais como sacarose) e provenientes de cervejaria apresentaram-se estruturados em três camadas. Para águas residuárias contendo altas concentrações de SST, na forma de amido de milho particulado, FANG & KWONG (1994) e FANG & KWONG (1996) também observaram grânulos com estrutura em três camadas com distribuição e populações semelhantes às encontradas nos grânulos dos reatores 1 e 2.

Assim, da mesma forma, pode-se relacionar a estrutura em três camadas à composição predominantemente orgânica das águas residuárias de suinocultura (dos SST, na média 82 a 88% foram SSV), estimando-se, de acordo com IANOTTI et al. (1979), a composição dos SSV em: 35% de polissacarídeos complexos, 20% de proteínas brutas, 15% de lipídeos e 5% de lignina, além de glicose, xilose e arabinose correspondendo a, aproximadamente, 90% dos açúcares totais.

Quanto aos mecanismos de formação do grânulo, pode-se também acrescentar a esta relação entre a composição da água residuária de

suinocultura propiciando a formação de grânulos estruturados em três camadas, o conceito de termodinâmica de superfície aplicado à granulação, apresentado por THAVEESRI et al. (1995a) e citado no item 2.2.3. Isto considerando-se que o ambiente nos reatores 1 e 2 nas fases 1 e 2 apresentaram baixa  $\lambda_{LV}$  (menor que 50  $\text{mN.m}^{-1}$ ), visto que as condições predominantes nos reatores favoreceram o processo de granulação em três camadas. A camada central, constituída por bactérias metanogênicas hidrofóbicas, entre o centro e a superfície externa por bactérias fortemente hidrofóbicas (provavelmente acetogênicas ou hidrogenotróficas) e, na camada externa, por bactérias acidogênicas hidrofílicas, favorecidas pela presença de carboidratos.

Uma vez favorecida a aderência entre as células bacterianas, elas iniciarão a divisão e a progênie ficará presa na estrutura do grânulo por meio da matriz de compostos poliméricos extracelulares (WENTZEL et al., 1994; SPEECE, 1996; SCHMIDT & AHRING, 1996). Apesar das técnicas convencionais de preparação de amostras para exame no MEV prejudicarem a observação dos compostos poliméricos extracelulares (DOLFING, 1987; MACLEOD et al., 1995), nas Figuras 62, 63 e 64 pode-se observar a sua presença nas três camadas dos grânulos dos reatores 1 e 2, como também foi constatado por MACLEOD et al. (1995) em grânulos estruturados em três camadas de reatores UASB tratando água residuária sintética (com sacarose e extrato de levedura). Estes autores ressaltaram a importância dos compostos poliméricos extracelulares na manutenção da integridade da estrutura granular do lodo, apresentando-se distribuídos em todas camadas dos grânulos.

Outra evidência da distribuição abrangente dos compostos poliméricos extracelulares será apresentada posteriormente neste item, relacionando-se com a presença de P e Ca na sua constituição e com os padrões de participação semelhantes entre estes elementos químicos ao longo de todas camadas dos grânulos dos reatores 1 e 2, submetidos à microanálise por EDX (Figura 74).

Conforme ressaltado inicialmente, alguns grânulos pretos menores apresentaram-se estruturados em duas camadas, observando-se que sua estrutura na camada externa da parede era diferente, porque a participação de bactérias metanogênicas (semelhantes à *Methanosaeta* sp) era maior (Figura 65),

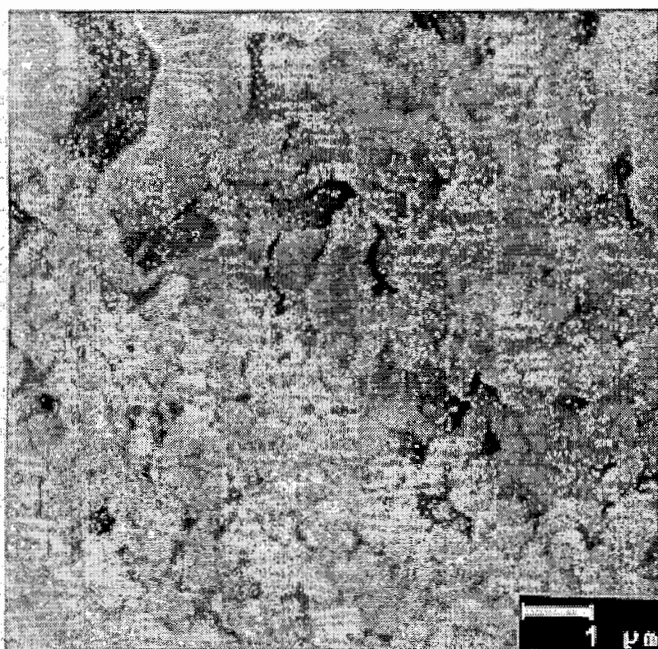
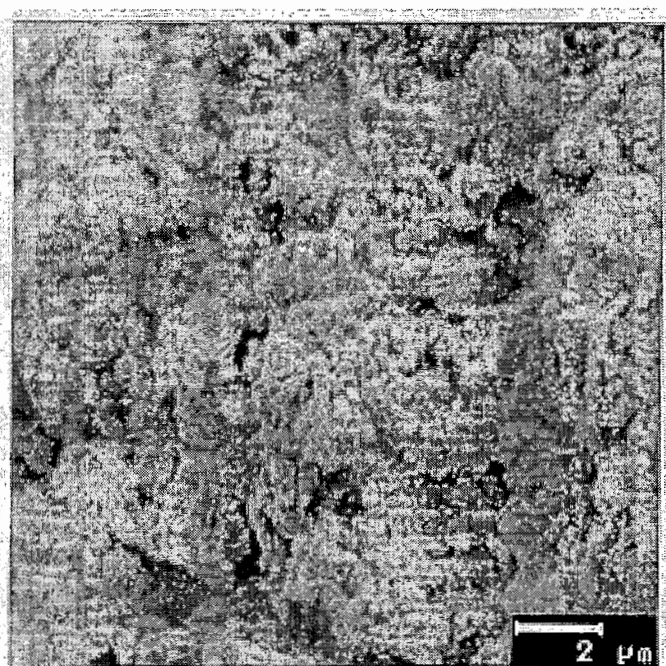


FIGURA 62. Elétron-micrografia da camada superficial de grânulo coletado na região intermediária da manta de lodo (ponto 4, indicado na Figura 5) do reator 2 na fase 2 com TDH de 12 h e operado à temperatura ambiente.

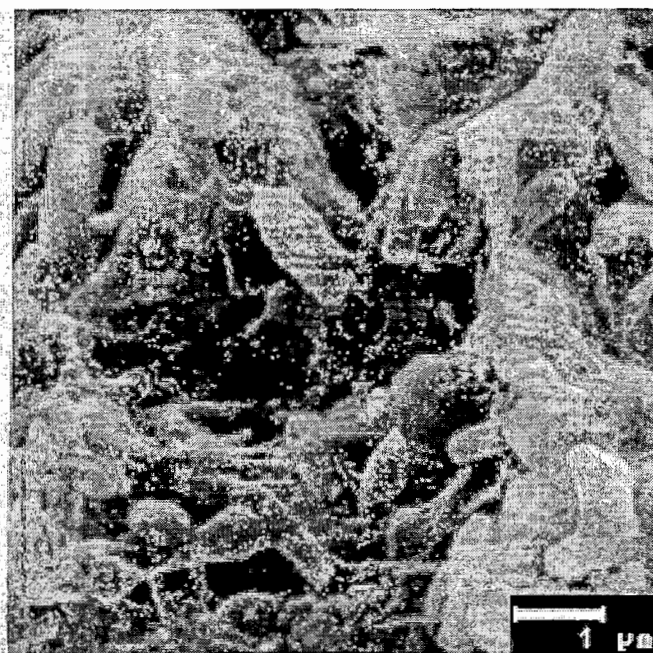


FIGURA 63. Elétron-micrografia da camada mediana de grânulo coletado na região inferior da manta de lodo (ponto 2, indicado na Figura 5) do reator 2 na fase 2 com TDH de 12 h e operado à temperatura ambiente.

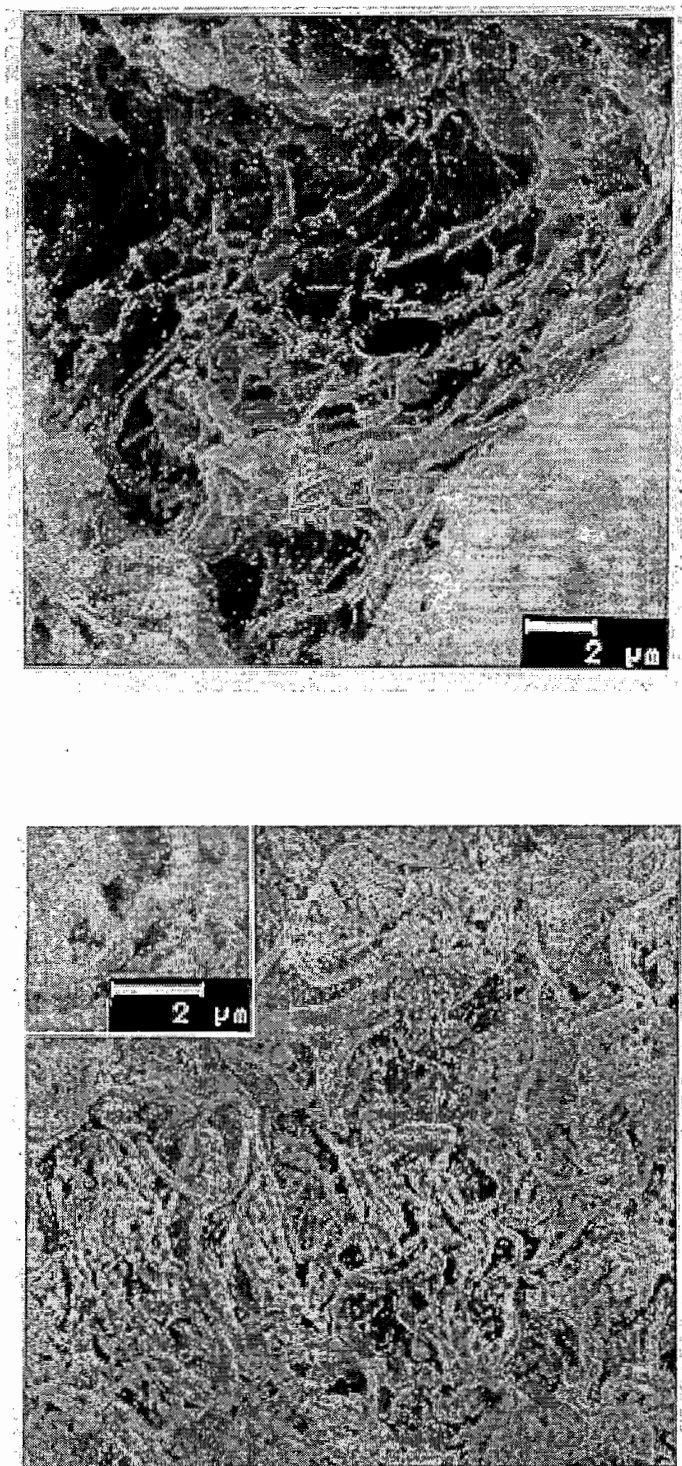


FIGURA 64. Elétron-micrografia da camada adjacente ao centro de grânulos coletados nas regiões inferior e intermediária da manta de lodo (pontos 2 e 4, indicados na Figura 5) do reator 2 na fase 2 com TDH de 12 h e operado à temperatura ambiente.

assemelhando-se à camada intermediária da parede dos grânulos estruturados em três camadas observados com maior frequência na manta de lodo e descritos anteriormente.

Consequentemente, pode-se supor que estes grânulos pretos e geralmente menores seriam mais “novos”, não tendo ainda havido a formação da camada externa, com predominância de morfologias heterogêneas e associadas às bactérias acidogênicas. Pode-se supor, ainda, que em virtude da maior agitação provocada pela concentração das bolhas de gás na região superior da manta, maiores forças de cisalhamento tenham sido impostas, dificultando a aderência de bactérias acidogênicas à superfície externa dos grânulos pretos mais “novos”. KOSARIC et al. (1990) citaram que as condições hidrodinâmicas do reator podem influenciar na coloração dos grânulos. A produção de gás pode influir nas condições hidrodinâmicas do reator e, conseqüentemente, estes processos podem estar relacionados entre si (coloração do grânulo x estrutura do grânulo x “idade” do grânulo x produção de gás x hidrodinâmica do reator).

Outro fator relacionado à formação destes grânulos pretos menores pode ser a estratificação do substrato ao longo da manta, com a diminuição das concentrações de DQO do líquido em direção ao topo da manta de lodo, distinguindo zonas de atividade diferenciada, de acordo com WENTZEL et al. (1994). Consequentemente, os grânulos menores crescendo na parte superior da manta estariam submetidos a menores concentrações de substrato para a acidogênese e baixas concentrações de ácidos voláteis, em virtude da maior parte da remoção da DQO ocorrer na região inferior da manta, conforme citado por WENTZEL et al. (1994). Esses fatores induziriam o crescimento de grânulos com maior presença de bactérias metanogênicas com alta afinidade pelo substrato (gênero *Methanosaeta*), também na camada externa. Esta presença foi mais acentuada em relação aos grânulos que cresceram nas regiões inferiores da manta de lodo dos reatores, em virtude dos diferentes gradientes de substrato ao longo das camadas em direção ao centro para os dois tipos de grânulos.

Além destes fatores, os quais podem ser considerados associados, os descartes periódicos de lodo da manta, realizados nas regiões superior (ponto 5) e intermediária (ponto 4, indicado na Figura 5), promoveram a renovação

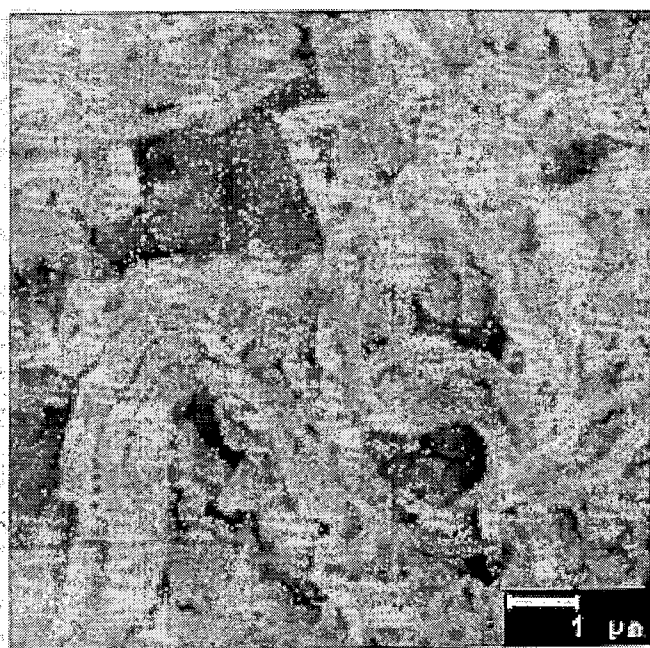
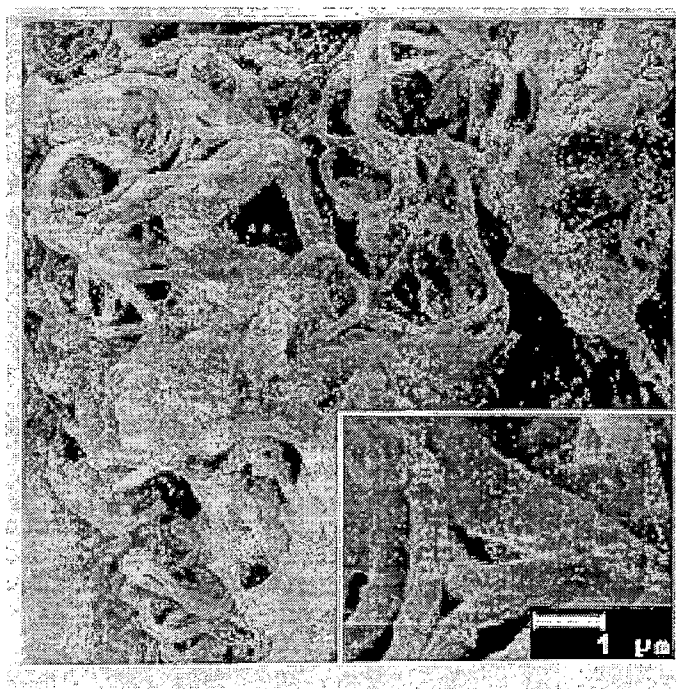


FIGURA 65. Elétron-micrografia de grânulos das regiões superior e intermediária da manta de lodo (pontos 5 e 4, indicados na Figura 5) dos reatores 1 e 2 na fase 2 com TDH de 12 h e operados à temperatura ambiente, apresentando feixes de filamentos longos de bactérias metanogênicas semelhantes ao gênero *Methanosaeta*, na camada externa do grânulo.



mais intensa de lodo nestas posições.

As associações bacterianas sintróficas, estruturadas em três camadas, as quais predominaram nos grânulos dos reatores 1 e 2, são compostas de populações heterogêneas nas camadas externas, predominantemente, associadas a bactérias acidogênicas produtoras de  $H_2$ , também incluindo bactérias utilizadoras de  $H_2$  e bactérias hidrolíticas (FANG et al., 1994 e 1995; GUIOT et al., 1991; WU et al., 1993). Em alguns exames de grânulos neste trabalho observaram-se, na camada externa, bactérias metanogênicas semelhantes ao gênero *Methanosaeta* na forma de feixes de filamentos longos, porém bastante dispersas.

FANG & KWONG (1994) e KWONG & FANG (1996) e FANG et al. (1995) encontraram na camada externa, com 10 a 20  $\mu m$  de espessura, a presença predominante de estreptococos associados a complexos enzimáticos celulosomoniais, que efetuam a hidrólise de celulose e seus derivados, aos quais foi atribuída a hidrólise do amido de milho.

Aparentemente, nos grânulos observados dos reatores 1 e 2, não foram observadas com evidência morfologias semelhantes a estas, que pudessem indicar com clareza a sua predominância na hidrólise dos SS presentes na água residuária de suinocultura. Porém, a presença predominante na camada externa do grânulo das bactérias filamentosas (Figura 57), descritas por WU et al. (1993) como hidrolíticas, podem associar a ocorrência da hidrólise à superfície do grânulo.

Também pode-se supor que a hidrólise tenha sido efetuada, predominantemente, por microrganismos em suspensão. No exame, por meio de microscopia óptica com contraste de fase, de material suspenso e de grânulos macerados, dos reatores 1 e 2 na fase 1 com TDH de 8 h, observou-se a presença constante de filamentos longos de bacilos (3 a 4  $\mu m$  de comprimento cada célula) (Figura 66), os quais poderiam estar associados à hidrólise, da mesma forma que os bacilos grandes semelhantes distribuídos na superfície externa do grânulo (Figura 57). Isto porque, HOBSON & SHAW (1974) encontraram em resíduos de suínos submetidos à digestão anaeróbia algumas bactérias na forma de bacilos grandes com atividade celulolítica, hemicelulolítica e proteolítica. Porém, seria necessário o exame mais detalhado destes e outros microrganismos presentes para definir quais são

hidrolíticos e em quais das condições (em suspensão ou no grânulo) ocorreu com predominância a hidrólise dos SS do afluente.

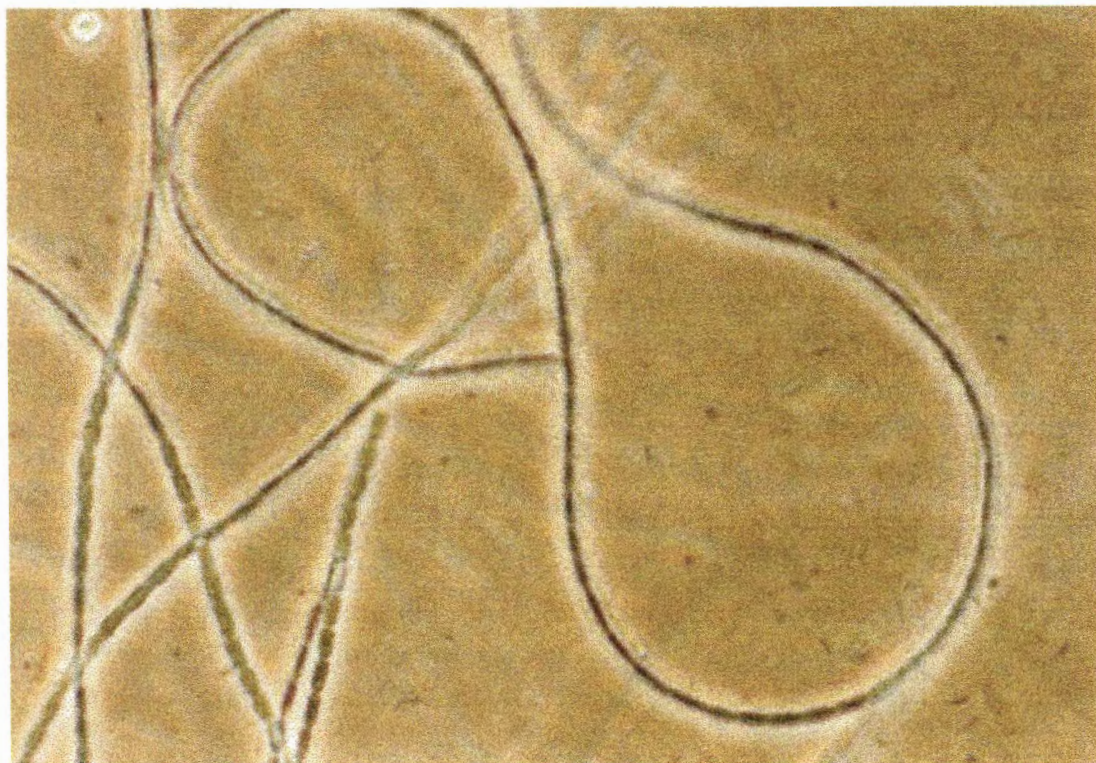


FIGURA 66. Fotografia obtida por meio de microscopia óptica com contraste de fase (ocular 10, objetiva 100 e zoom 1,25) de filamentos longos de bactérias encontradas em material suspenso da região intermediária da manta (ponto 4, indicado na Figura 5) do reator 2 na fase 1 com TDH de 8 h.

Outra constatação deste trabalho, a qual merece ser estudada com maiores detalhes, foi a observação com frequência, nas amostras de material suspenso da manta de lodo, de vários microrganismos semelhantes a um protozoário ciliado (Figura 67), o qual deve estar associado à degradação dos SS do afluente e deve ter sido introduzido com o afluente e não com o lodo de inóculo. O papel dos protozoários na degradação anaeróbia de material orgânico particulado (por exemplo: celulose) tem sido apresentada como importante em ambientes como o rúmen (WEIMER, 1992). Toerien & Hatting (1969), citados por NOVAES (1986),

indicaram a presença de pequeno número de protozoários em biodigestores. CURDS (1992) citou que protozoários anaeróbios tem sido encontrados em tanques Imhoff. MULLER & FINLAY (1994) citaram a observação de simbiose de bactérias metanogênicas com cerca de cinquenta espécies de protozoários ciliados anaeróbios, os quais são, na maior parte, originários de água doce.



FIGURA 67. Fotografia obtida por meio de microscopia óptica com contraste de fase (ocular 10, objetiva 100 e zoom 1,25) de microrganismo semelhante a protozoário ciliado observado em material suspenso da região intermediária da manta (ponto 4, indicado na Figura 5) do reator 2 na fase 1 com TDH de 8 h.

A camada mediana, de acordo com FANG et al. (1995), era constituída por dois tipos de microcolônias: uma composta somente de *Methanosaeta* sp (mais próximo à região central) e outra, uma microcolônia sintrófica, composta de

bactérias acetogênicas produtoras de hidrogênio e metanogênicas consumidoras de hidrogênio. Neste trabalho, também foram observadas microcolônias de *Methanosaeta* sp e com diferentes morfologias na camada mediana da parede dos grânulos examinados (Figuras 58 e 59).

As camadas centrais dos grânulos tiveram atividade acetoclástica, exercida por populações bacterianas compostas quase que exclusivamente por microrganismos associados ao gênero *Methanosaeta* (Figura 60).

Estas descrições possibilitaram ilustrar (Figura 68) a possível distribuição espacial e quantitativa das populações bacterianas nos grânulos estruturados em três camadas dos reatores 1 e 2, adaptando-se de FANG et al. (1994 e 1995) e GUIOT et al. (1991).

FANG et al. (1994) citaram que o perfil bacteriano dos grânulos, ou seja sua estrutura, exprime e depende dos perfis das concentrações dos substratos e metabólitos (tais como, os ácidos graxos voláteis de cadeia longa, acetato, hidrogênio e outros) através do grânulo. Estes perfis, por outro lado, são dependentes das taxas de degradação e difusão dos substratos e metabólitos.

O processo global de degradação anaeróbia das águas residuárias, como as de suinocultura, envolveu no mínimo três passos, isto é, acidogênese, acetogênese e metanogênese em virtude de sua composição, acrescentando-se a hidrólise quando considera-se a predominância de SS.

Após a hidrólise dos SS, ocorre a degradação de carboidratos solúveis, a acidogênese concentra-se nas camadas externas do grânulo, não somente pela disponibilidade dos carboidratos na solução, mas também por causa da maior taxa de acidogênese nesta região quando comparada àquela de acetogênese e metanogênese. Os ácidos graxos de cadeia longa que são produzidos pelas bactérias acidogênicas e concentram-se nas camadas externas, difundem-se para o interior do grânulo, devido aos gradientes de concentração, tornando-se substrato disponível para as bactérias acetogênicas sintróficas ou metanogênicas acetotróficas na camada mediana. Além disso, visto que o acetato é o metabólito das acetogênicas da camada intermediária, o mesmo é o substrato chave para as bactérias das camadas centrais do grânulo (FANG et al., 1994). Isto parece explicar a estrutura em três camadas dos grânulos, ilustrada na Figura 68.

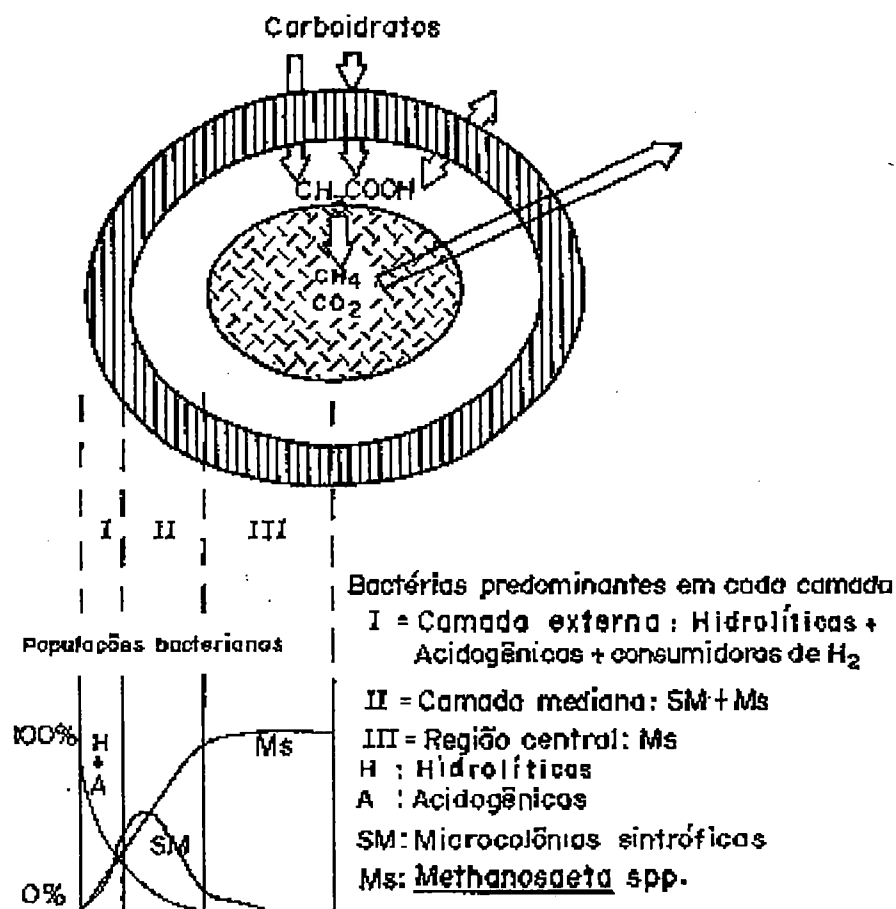


FIGURA 68. Esquema proposto de distribuição estruturada em camadas e da composição bacteriana dos grânulos examinados nos reatores 1 e 2 na fase 2 com TDH de 12 h, adaptada de FANG et al. (1994) e GUIOT et al. (1991).

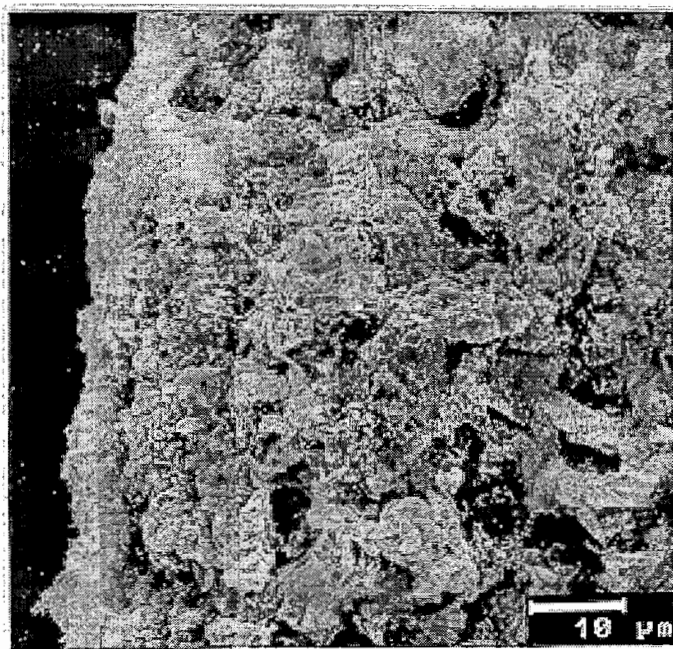
Durante a observação dos grânulos sob MEV foram encontrados incrustados nas paredes, juntamente com as bactérias, precipitados minerais, ilustrados nas Figuras 69 e 70a, os quais foram submetidos à microanálise de raio X (EDX) (Figura 70b). Nos grânulos flotados também foram observados, com maior frequência, minerais precipitados, os quais também foram elétronicografados e submetidos à microanálise por EDX (item 5.4.4. e Figuras 82, 83 e 84).

Os resultados da microanálise por EDX, apresentados neste item na Figura 70b e no item 5.4.4. nas Figuras 82, 83 e 84, mostraram a presença constante e em maior quantidade nos precipitados de P, Ca, S e Fe, e também de Si, Al, Na e Cl, excluindo-se C, H, O e N não detectados pelo equipamento utilizado. Também podem ser observados em algumas amostras (Figuras 70b, 83b e 84b) picos de Au que são devidos ao recobrimento dessas amostras com este metal para melhorar sua condutividade elétrica e a realização das elétron-micrografias. DUBOURGUIER et al. (1988a) fizeram o mapeamento de elementos em seções transversais finas (10  $\mu\text{m}$ ) de grânulos, seguido da identificação *in situ* dos precipitados observados, encontrando fosfato de cálcio e sulfeto ferroso. Silicato também esteve presente.

DUBOURGUIER et al. (1988a) citaram que as análises dos minerais mostraram que os grânulos continham grandes quantidades de sulfetos de ferro e níquel precipitados. Precipitados de carbonato ou fosfato de cálcio, representaram de 30 a 40% dos precipitados. Contudo este íon ( $\text{Ca}^{+2}$ ) estava presente em baixas quantidades na solução de alimentação (em torno de 30  $\text{mg.l}^{-1}$ ). DOLFING (1987) encontraram que 30% dos minerais foram FeS, responsáveis pela cor escura dos grânulos. Os cristais de carbonato de cálcio foram observados com facilidade em grânulos pontiagudos onde representaram em torno de 60% da matéria seca do grânulo (Grotenhius et al., 1986, citados por DUBOURGUIER et al., 1988a).

As análises de raio X dos elementos e o mapeamento sugeriu que estes minerais ocorreram em zonas definidas no grânulo, não estando uniformemente distribuídos (DUBOURGUIER et al., 1988a). Análises feitas em grânulos cortados (ALIBHAI & FORSTER, 1986a) não evidenciaram uma regra geral para a deposição mineral em zonas preferenciais associadas à superfície, região mediana ou central do grânulo. De fato a precipitação deve estar, provavelmente, associada a condições ambientais locais, as quais podem ser modificadas pelas atividades microbiológicas. Por exemplo, o desenvolvimento de bactérias redutoras de sulfato, mesmo em pequenas quantidades, concentrariam sulfeto ferroso ao seu redor. Isto foi claramente evidenciado pela microscopia eletrônica. Da mesma maneira, carbonato de cálcio precipitará associado a zonas de produção de  $\text{CO}_2$ , tal como, as microcolônias de metanogênicas (DUBOURGUIER et al., 1988a).

a)



b)

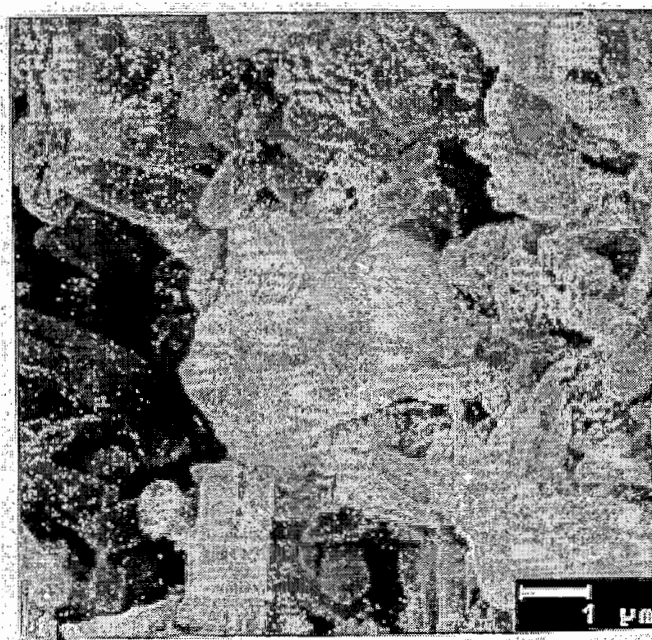
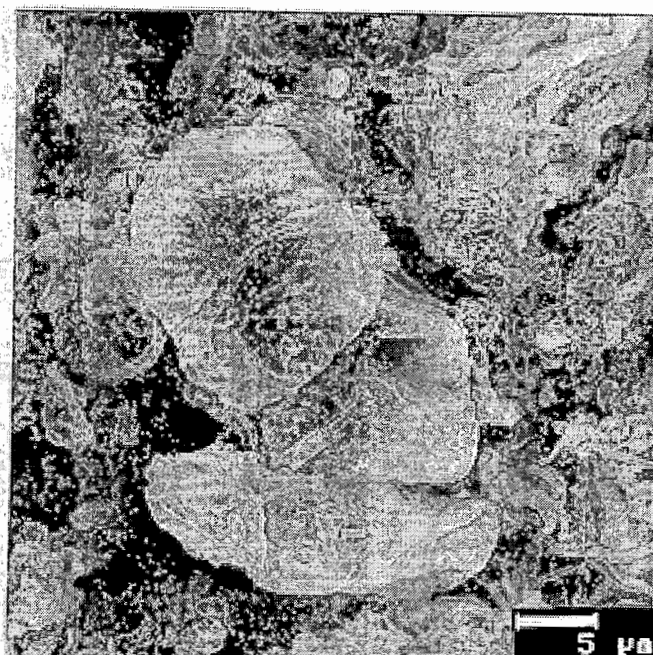


FIGURA 69. a) Elétron-micrografia de minerais precipitados em grânulos coletados nas regiões inferior e intermediária da manta de lodo (pontos 2 e 4, indicados na Figura 5) dos reatores 1 e 2 na fase 2 com TDH de 12 h e operados à temperatura ambiente.

a)



b)

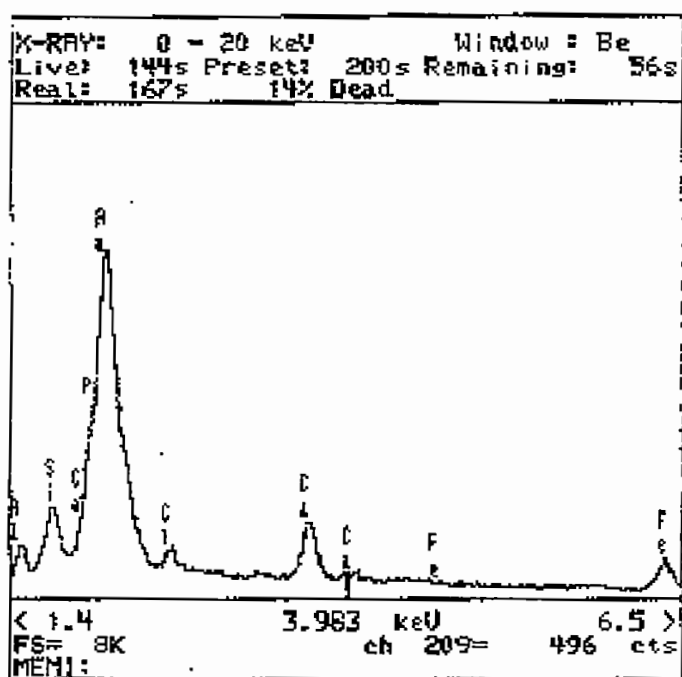


FIGURA 70. a) Elétron-micrografia e b) microanálise de raio X (EDX) de mineral precipitado no grânulo coletado na região superior da manta de lodo (ponto 5, indicado na Figura 5) do reator 1 na fase 2 com TDH de 12 h e operado à temperatura ambiente.



Na Figura 71 observa-se a presença de mineral precipitado junto aos feixes de filamentos de bactérias metanogênicas semelhantes ao gênero *Methanosaeta* no interior do grânulo.

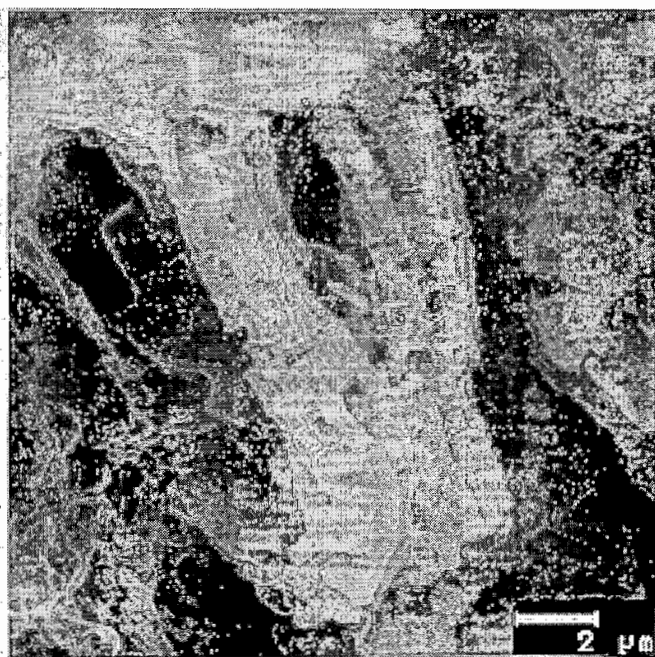


FIGURA 71. Elétron-micrografia de feixes de filamentos de bactérias metanogênicas semelhantes ao gênero *Methanosaeta* envolvendo mineral precipitado em grânulo coletado na região inferior da manta de lodo (ponto 2, indicado na Figura 5) do reator 2 na fase 2 com TDH de 12 h e operado à temperatura ambiente.

As observações dos grânulos da manta de lodo dos reatores 1 e 2, bem como dos flotados (item 5.2.4), mostraram que os minerais precipitados ocorreram com frequência na camada externa. Esse fato deve estar relacionado também, à incorporação mais intensa de minerais precipitados no meio líquido e na interface do grânulo, em virtude da sua presença ou de seus componentes no afluente e das condições ambientais no meio líquido do reator e/ou no grânulo favorecerem a sua formação. Isto pode ser um fator de enrijecimento da parede do grânulo.

Estes precipitados, assim como a presença de partículas minerais maiores podem servir como suportes inertes naturais para a aderência de bactérias.

Na Figura 72 observou-se o crescimento de um grânulo sobre partículas de material inerte mineral, cuja composição química obtida por meio de EDX mostrou a presença de P, Ca, S e Fe.

No caso de *Methanothrix soehngeni*, partículas de sulfeto ferroso são frequentemente observadas ao longo das bainhas dos filamentos protéicos nas primeiras subculturas (DUBOURGUIER et al., 1988a). Desta maneira, os minerais contribuem não somente para as características de sedimentação, como também para a estabilidade do grânulo. Por outro lado, os minerais precipitados podem limitar a disponibilidade dos íons para as células bacterianas, devido aos seus baixos produtos de solubilidade. Mas o transporte de moléculas com afinidade muito alta tem sido demonstrada em muitos gêneros bacterianos. Demonstrou-se que ZnS e FeS, no lugar de Na<sub>2</sub>S, podem servir como uma fonte alternativa de enxofre para *Methanosarcina barkeri* (Scherer & Sahn, 1981) (DUBOURGUIER et al., 1988a). Nas Figura 69, 71 e 72 observou-se a associação entre bactérias metanogênicas semelhantes ao gênero *Methanosaeta* e minerais precipitados no interior do grânulo.

Estes mecanismos de precipitação citados anteriormente, assim como outros, tais como o da estrovita (MgNH<sub>4</sub>PO<sub>4</sub>) (BOORAM et al., 1975; BUCHANAN et al., 1994; LOEWENTHAL et al., 1994; WRIGLEY et al., 1992, ) e vivianita (SINGER, 1972), podem representar formas de remoção de nutrientes, principalmente, N e P das águas residuárias, como as provenientes de suinocultura, desde que possam ser implementados, como foi discutido no item 5.2.4.

Neste trabalho também foram realizadas microanálises de raio X (EDX) pontuais e em linha ao longo da parede de grânulos cortados transversalmente. Os resultados estão apresentados na Tabela 48 e Figura 73 para EDX pontual e Figura 74 para EDX em linha. As microanálises de raio X (EDX) são consideradas como fornecendo informações sobre a composição elementar de uma camada de 1 µm de profundidade da área da amostra analisada (DUBOURGUIER et al., 1988a).

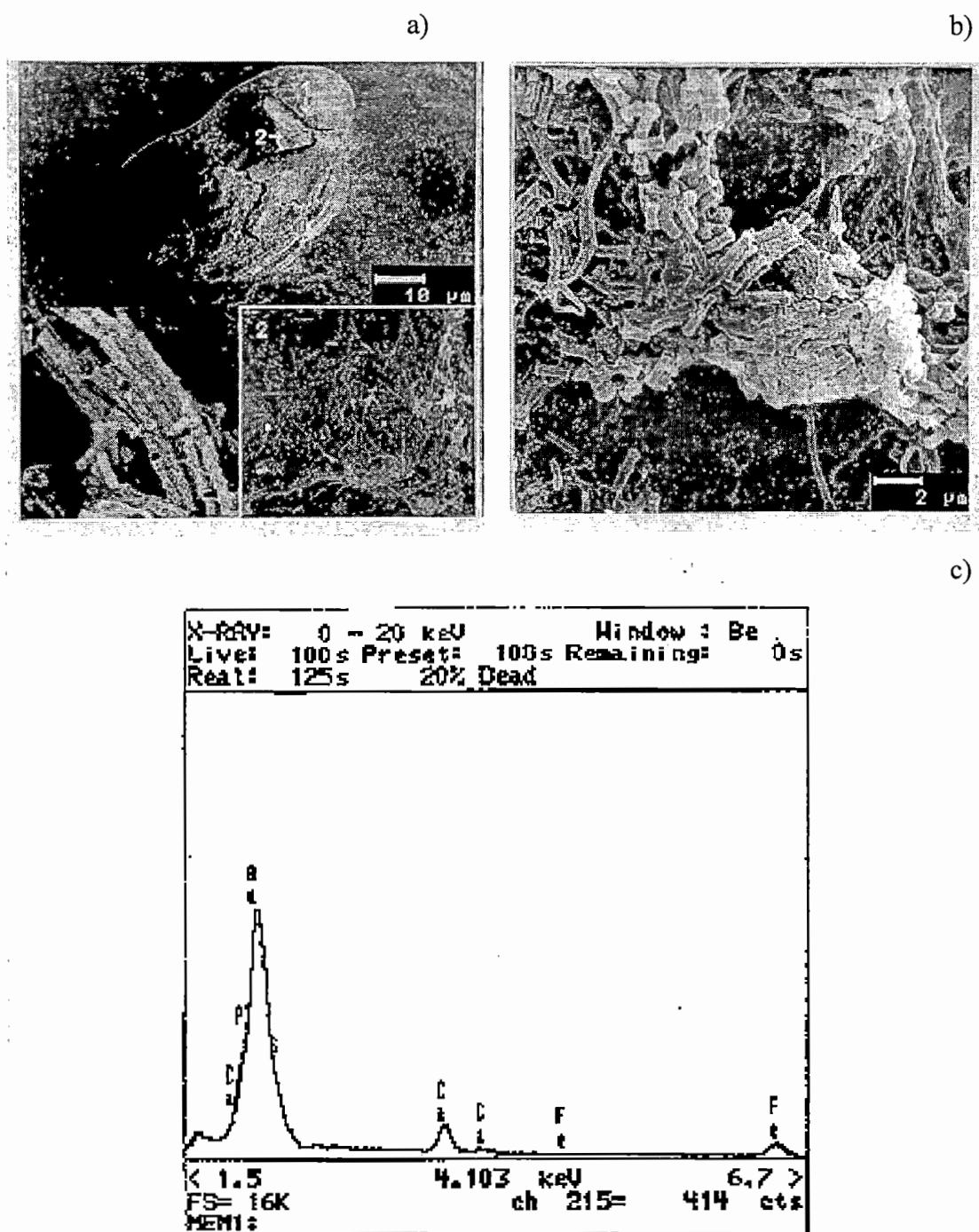


FIGURA 72. Elétron-micrografia de grânulo formado ao redor de partícula mineral (a), com crescimento aderido de bactérias semelhantes ao gênero *Methanosaeta* (b) e análise por EDX da partícula mineral (c); coletado na região inferior da manta de lodo (ponto 2, indicado na Figura 5) do reator 2 na fase 2 com TDH de 12 h e operado à temperatura ambiente.

Na Tabela 48 observa-se que a composição química da camada externa e interna apresentou P, Ca e Si como principais constituintes, seguidos de Al, Fe, S, Zn e Cu. K, Mg, Mn e Ni participaram, predominantemente, em porcentagens muito baixas. Na camada adjacente à região central e, principalmente, na superfície do núcleo vazio do grânulo (ponto 11, indicado na Figura 73) verificou-se aumento acentuado nas concentrações de Al, Fe, Ni, Cu e Mn e diminuição de P, S, Si e Zn. Distribuição semelhante foi observada para o grânulo flotado examinado por EDX (Tabela 49, item 5.4.4).

Constatou-se maior participação de P e S na camada interna em direção ao centro do grânulo, onde predominaram bactérias metanogênicas semelhantes ao gênero *Methanosaeta*, as quais, segundo DUBOURGUIER et al. (1988a), analisadas por espectro de raio X apresentaram P e S em grandes quantidades. ALIBHAI & FORSTER (1986a) também verificaram este aumento de P e S nas camadas internas de grânulos de reatores UASB tratando águas residuárias de produção de açúcar de beterraba, nos quais *Methanothrix soehngeni* foi predominante nesta região.

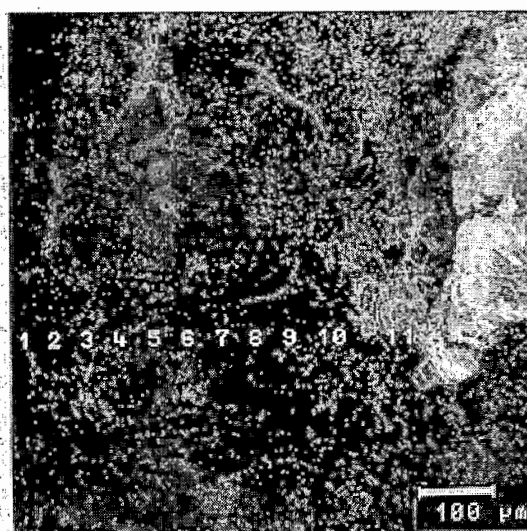


FIGURA 73. Elétron-micrografia mostrando a localização do pontos de análise da composição química, por meio de EDX, na parede de grânulo da região inferior da manta de lodo (ponto 2, indicado na Figura 5) do reator 1 na fase 2 com TDH de 12 h e operado à temperatura controlada a 30°C.

TABELA 48. Distribuição dos elementos químicos (porcentagem relativa do átomo), analisados por meio de EDX, ao longo da parede (conforme indicado na Figura 37) de grânulo da região inferior da manta do reator 1 na fase 2 com temperatura de operação a 30°C.

Elemento químico	Porcentagem relativa dos átomos										
	Camada externa → → →			Camada interna → → →				Região central <sup>(a)</sup>			
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
Al	7,1	6,9	6,9	7,9	8,0	10,7	9,7	5,7	21,8	16,4	30,0
Ca	17,0	22,1	14,9	12,0	12,2	10,0	7,4	13,1	8,2	9,2	12,7
Cu	2,6	2,2	3,0	4,2	3,0	3,6	2,0	1,8	1,5	1,3	5,4
Fe	6,2	5,6	8,1	7,9	6,8	6,5	5,8	4,1	3,4	3,7	25,1
K	0,7	0,7	1,1	0,7	0,9	1,1	0,8	1,3	1,2	1,5	1,9
Mg	1,1	1,1	n.d.	n.d.	n.d.	n.d.	4,3	n.d.	n.d.	n.d.	n.d.
Mn	0,6	0,7	0,9	0,3	0,3	0,5	0,1	0,6	0,4	0,2	3,9
Ni	n.d.	0,2	n.d.	n.d.	n.d.	n.d.	0,3	n.d.	n.d.	n.d.	9,9
P	46,9	45,7	43,2	43,0	45,6	40,5	42,0	47,8	53,8	51,5	8,5
S	5,3	4,3	7,2	8,1	8,8	9,6	8,4	9,7	4,1	6,1	0,9
Si	9,3	8,2	11,0	12,1	12,2	14,9	17,0	14,2	4,9	8,8	1,7
Zn	3,2	2,4	3,9	4,1	2,2	2,7	2,2	1,8	0,7	1,4	n.d.

a - direção da localização dos pontos de análise de EDX na parede do grânulo cortado transversalmente (Figura 73).

n.d. - não detectável.

KOSARIC et al. (1990) e KOSARIC & BLASZCZYK (1990), analisando por meio de EDX a superfície, periferia, zona mediana e zona central de grânulos pretos, cinzas e brancos obtiveram distribuição semelhante à encontrada neste trabalho, com exceção do S, o qual teve participação bem maior em virtude do lodo utilizado pelos autores citados ser originado de tratamento de efluente de indústria de reciclagem de papel. Eles verificaram que os grânulos pretos continham maiores concentrações de Si e Al em todas regiões examinadas, enquanto os grânulos cinzas continham concentrações similares na zona central e muito baixas na superfície e periferia. Eles atribuíram a melhor resistência à desintegração dos grânulos pretos a

maior participação de Al e Si e a sua cor escura à formação de sulfeto ferroso, aspectos estes que podem ser considerados para os resultados obtidos neste trabalho.

ALIBHAI & FORSTER (1986 a, b) destacaram, analisando grânulos de reatores UASB tratando águas residuárias de diferentes procedências, que houve diferenças significativas entre as concentrações de metais entre os vários lodos granulados, sugerindo que vários mecanismos podem estar envolvidos na formação e/ou estabilização de diferentes grânulos, o que justificaria algumas diferenças observadas quando comparam-se os resultados obtidos neste trabalho com alguns apresentados nos trabalhos consultados.

O aumento acentuado na participação, principalmente, de Al, Fe, Ni, Cu e Mn na superfície da região central e a presença, relativamente, constante de Ca ao longo das camadas do grânulo deve estar relacionada à formação e estabilização dos grânulos. Tem-se demonstrado que o processo de adesão bacteriana está relacionado à densidade de cargas negativas e a hidrofobicidade/ hidrofiliidade da sua superfície (KOSARIC & BLASZCZKY, 1990; THAVEESRI et al., 1995a). DUBOURGUIER et al. (1988b) citaram a aderência de *Methanothrix soehngenii* a vários suportes inertes em virtude da sua hidrofobicidade. Na Figura 72b verificou-se a presença de bactérias metanogênicas semelhantes à *Methanosaeta* sp aderidas a partícula mineral presente no centro do grânulo.

A presença de íons metálicos bivalentes pode agir como elementos de ligação entre grupos carregados negativamente na superfície das células, tendo-se provado ser isto importante no processo de agregação (KOSARIC & BLASZCZKY, 1990). HULSHOFF-POL (1989) citou a possibilidade indireta dos cátions bivalentes promoverem a agregação de bactérias, aumentando sua hidrofobicidade. Os grânulos formados em condições de maiores concentrações de  $\text{Ca}^{2+}$  sedimentaram 3 a 4 vezes mais rápido do que aqueles em condições de baixas concentrações. Observou-se, também, que a agregação de células bacterianas de lodo de esgoto anaeróbico foi induzida pelo aumento da concentração de  $\text{Fe}^{3+}$ ,  $\text{Al}^{3+}$ ,  $\text{Ba}^{2+}$ ,  $\text{Mg}^{2+}$  e  $\text{Ca}^{2+}$ . O aumento na tendência de agregação foi correlacionada com a redução nas cargas negativas na superfície celular. O cátion bivalente que promoveu a agregação mais rápida foi o  $\text{Ba}^{2+}$ , enquanto o  $\text{Al}^{3+}$  propiciou melhores características de sedimentação (KOSARIC & BLASZCZKY, 1990). Estes fatores podem ser

acrescentados aos citados neste e no item 5.1 para justificar a ocorrência de boas condições de granulação nos reatores 1 e 2 nas fases 1 e 2.

Com relação à microanálise por EDX em linha, observa-se através da Figura 74 que os elementos distribuídos em maior quantidade ao longo das paredes dos grânulos analisados, nos reatores 1 e 2 na fase 2 com TDH de 12 h e operado a temperatura controlada a 30°C, foram P, Ca e S, seguidos pelo Al, Si, Fe, Mg e Zn, excluindo-se o C, H, O e N que não eram detectados pelo equipamento utilizado. Constatou-se, como se esperava, que estes resultados estão associados aos resultados apresentados na Tabela 48. Entretanto, nesta microanálise por EDX em linha não foi determinada a composição química da superfície da região central vazia, portanto, não se observou nos gráficos os aumentos de participação do Al, Fe, Ni, Cu e Mn. Os resultados também foram semelhantes aos obtidos nos grânulos flotados, apresentados no item 5.4.4 e Figuras 86 e 87.

Poder-se-ia acrescentar a constatação de grande semelhança no padrão de distribuição ao longo da parede dos grânulos para P e S, já discutido anteriormente neste item, e para P e Ca. Este padrão pode estar associado, entre outros fatores, à presença predominante de P e Ca na composição de substâncias poliméricas extracelulares de grânulos de reatores UASB, de acordo com FORSTER (1991), tendo sido encontrado pelo autor na relação Ca:P de 1:1,2 e 1:3,6; dependendo da origem do lodo.

Como foi constatado por MACLEOD et al. (1995) e neste trabalho (conforme discutido anteriormente neste item), a presença de substâncias poliméricas extracelulares nas regiões examinadas das três camadas dos grânulos amostrados, pode ter conduzido ao mesmo comportamento para o P e o Ca, presentes na sua constituição.

No mapeamento dos elementos químicos, por meio de raio X, de seções finas de grânulos (10 µm de espessura), realizado por DUBOURGUIER et al. (1988a), também observou-se padrão de distribuição semelhante para o P e Ca, o que permitiu para os autores identificar precipitados de fosfato de cálcio, os quais ocorreram em zonas definidas no grânulo. Esta constatação pode justificar a maior participação de P e Ca na camada externa (Figuras 74), coincidindo com a ocorrência e composição dos minerais precipitados (Figuras 70, 82, 83 e 84).

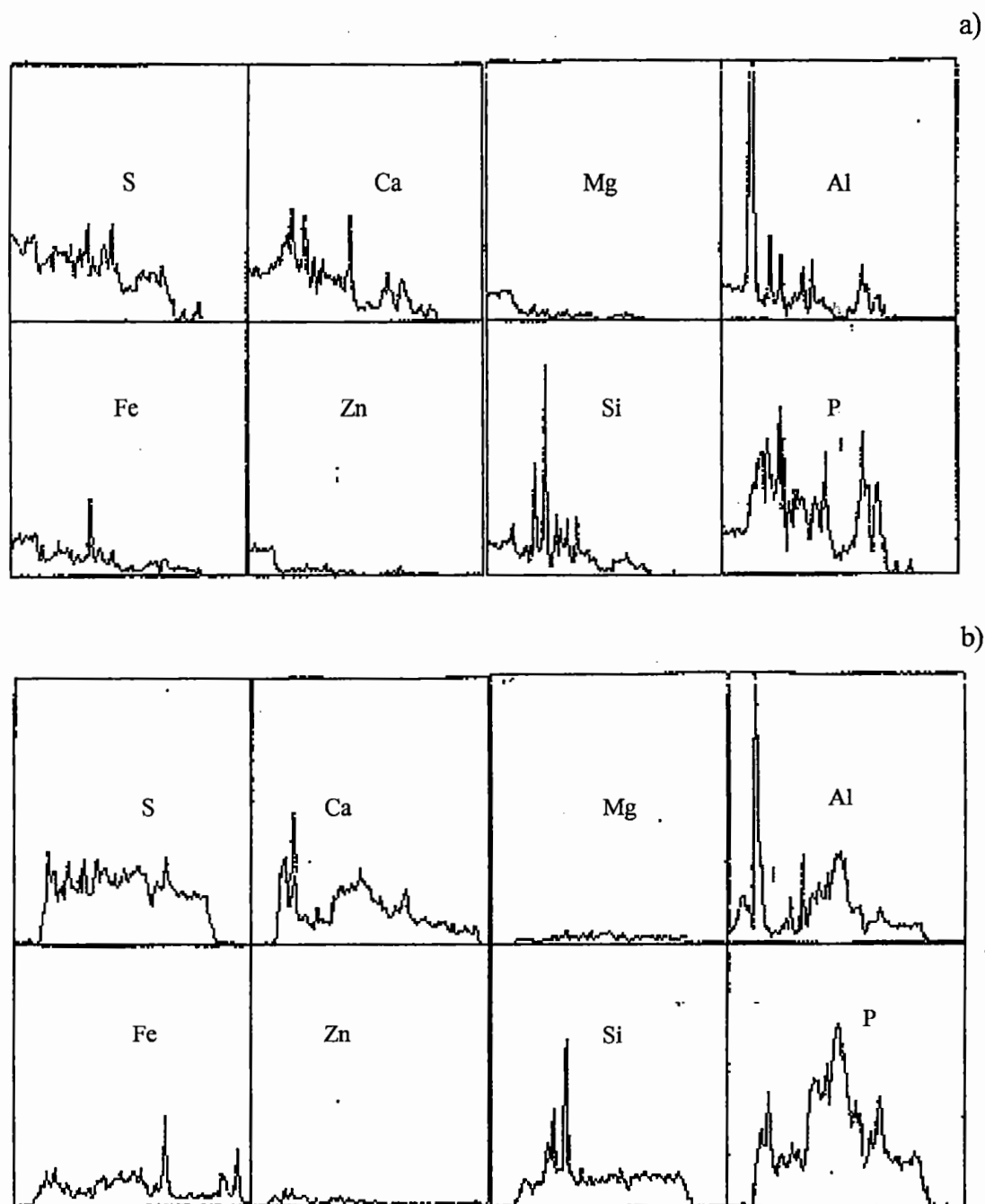


FIGURA 74. Gráficos de distribuição quantitativa, obtidos por microanálise de EDX em linha, dos elementos químicos P, Ca, S, Mg, Fe, Zn, Al e Si ao longo da parede de grânulo (camada externa → camada interna) coletado da região inferior (ponto 2, indicado na Figura 5) da manta dos reatores 1(a) e 2(b) na fase 2 operado à temperatura controlada a 30°C.



Outro aspecto não observado na Tabela 48 e evidenciado na Figura 74, diz respeito aos picos de Al na superfície externa do grânulo, os quais não foram detectados na microanálise por EDX puntual, talvez por causa da localização do primeiro ponto na camada externa, tendo sido detectados na microanálise por EDX em linha. Como não se observa pico semelhante de outro elemento químico analisado, o qual poderia estar associado formando algum composto, e considerando-se: a localização do Al na superfície externa do grânulo, sua possível presença na água de torneira utilizada para preparo do substrato e suas características químicas e da superfície do grânulo; poder-se-ia supor a sua adsorção, na forma iônica ou coloidal, às cargas negativas das bactérias ou das substâncias poliméricas extracelulares. Porém, ressalta-se a necessidade de mais estudos para fortalecer esta hipótese.

Apesar da constatação da presença freqüente de minerais precipitados na camada externa e das microanálises por EDX apresentarem elementos químicos não constituintes de moléculas orgânicas dos microrganismos, pode-se atribuir a presença quali-quantitativa da maior parte dos elementos analisados às bactérias presentes nos grânulos e seus compostos poliméricos extracelulares, e em menor proporção, aos precipitados minerais encontrados. Essa conclusão decorre da distribuição relativamente uniforme dos elementos químicos ao longo da parede dos grânulos e da constatação, por meio do exame no MEV, do fato de a constituição do grânulo ser, predominantemente, de bactérias.

#### **5.4.3. Estimativas da produção diária e da taxa de acumulação de lodo na manta**

Num sistema UASB operando em condições estacionárias, pode-se igualar a produção de lodo à soma da massa de sólidos descarregados como lodo excedente e de sólidos sedimentáveis do efluente (VAN HAANDEL & LETTINGA, 1994), acrescentando-se também, em sistemas que apresentam a flotação de lodo, esta fração. Contudo, para efeito de parâmetro indicativo da acomodação de cargas orgânicas, estabilidade e eficiência dos reatores UASB, pode ser importante o conhecimento de estimativas de produção e rendimento associadas à acumulação de lodo no reator, as quais vem sendo apresentadas em trabalhos como

os de VAN WAMBEKE et al. (1990), DEFOUR et al. (1994), WU et al. (1993) e SAYED (1987).

Baixas taxas de acumulação de lodo na manta podem indicar erros no projeto, construção e operação de reatores UASB, conduzindo a perdas de lodo em virtude de arraste com o efluente e flotação para o sedimentador e câmara de gás.

Estas estimativas de acumulação de lodo na manta não distinguem entre crescimento celular, aprisionamento e adsorção de componentes sólidos do afluente.

Os dados de concentração de SSV no lodo e dos descartes nos pontos 4 e 5 (indicados na Figura 5), respectivamente, regiões intermediária e superior da manta de lodo, permitiram estimar a produção diária de lodo acumulado na manta (em g SSV.d<sup>-1</sup>) e a taxa de acumulação de lodo na manta (em g SSV.(g DQO total removida)<sup>-1</sup>) apresentados nas Figuras 75 a, b, c, d.

A produção diária de lodo acumulado na manta dos reatores 1 e 2 nas fases 1 e 2 (Figuras 75 a e b), foi diretamente influenciada pela concentração de SS do afluente, com o reator 2 apresentando os maiores valores, exceto na fase 1 com TDH de 20 h.

O efeito do aumento da TCOV associado à diminuição da temperatura de operação provocou a inversão da tendência de aumento da produção diária de lodo, conforme pode ser observada na fase 2 com TDH de 20 e 12 h e operação à temperatura ambiente. Este comportamento esteve associado à remoção física de lodo da manta, com a flotação de lodo granulado, floculento e SS do afluente para a superfície do sedimentador e da câmara de gás (será discutido no item 5.4.4), e às condições desfavoráveis de temperatura para o crescimento dos microrganismos.

O aumento e controle da temperatura de operação a 25 e 30°C, associado às melhores condições de hidrólise dos sólidos e de crescimento para os microrganismos provocou aumento na produção diária de lodo acumulado na manta. O aumento da temperatura de operação diminui o tempo necessário para digestão dos SS em digestores de mistura completa, sendo a 20°C de 80 a 120 dias, a 25°C de 40 a 60 dias, a 30°C de 15 a 30 dias e a 35°C de 10 a 20 dias (LETTINGA & HULSHOFF-POL, 1991).

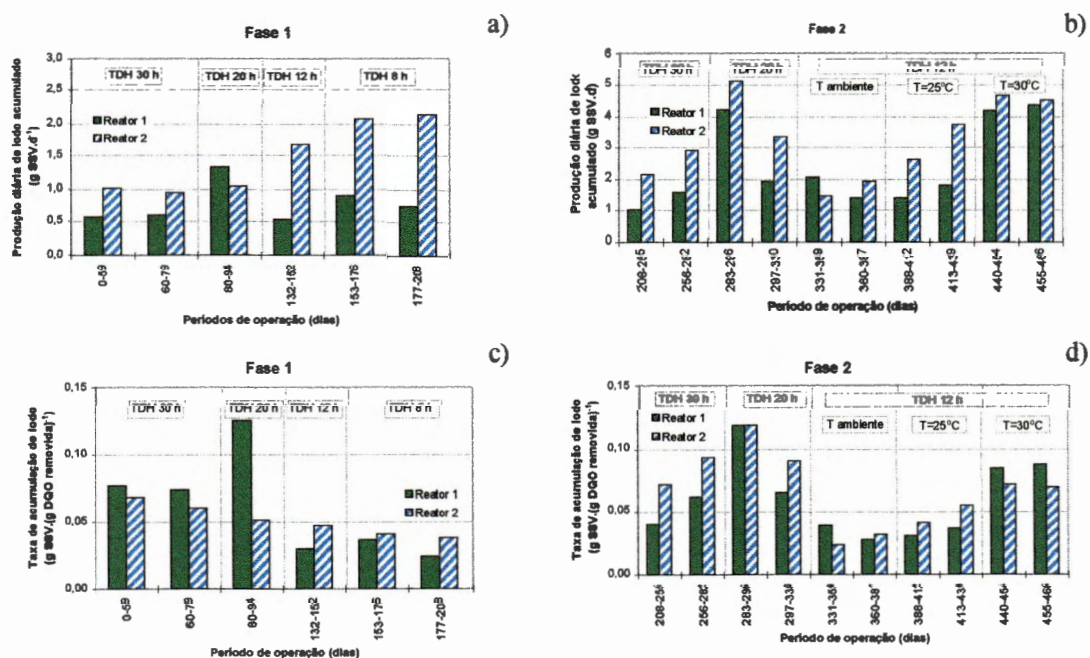


FIGURA 75. Estimativas da produção diária de lodo acumulado (a e b) e taxa de acumulação de lodo (c e d) na manta dos reatores 1 e 2 nas fases 1 e 2.

A taxa de acumulação de lodo na manta na fase 1 (Figura 75c) no reator 1 variou de 0,024 a 0,125 g SSV.(g DQO total removida)<sup>-1</sup> e no reator 2 de 0,037 a 0,068 g SSV.(g DQO total removida)<sup>-1</sup>. No reator 2, a taxa de acumulação de lodo na manta diminuiu continuamente com a diminuição do TDH (aumento da TCOV), enquanto no reator 1 apresentou valor máximo com TDH de 20 h e mínimo com TDH de 8 h.

Na fase 2 (Figura 75d), a taxa de acumulação de lodo na manta apresentou tendência idêntica em ambos reatores, durante a operação a temperatura ambiente, de forma semelhante à produção diária de lodo, alcançando valores máximos de 0,119 g SSV.(g DQO total removida)<sup>-1</sup> com TDH de 20 h e mínimos de 0,027 e 0,023 g SSV.(g DQO total removida)<sup>-1</sup> com TDH de 12 h, respectivamente, nos reatores 1 e 2. Novamente, a flotação de lodo afetou os parâmetros de acumulação de lodo na manta. O aumento e controle da temperatura de operação com TDH de 12 h aumentou a taxa de acumulação de lodo na manta atingindo valores de 0,087 e 0,071 g SSV.(g DQO total removida)<sup>-1</sup> a 30°C, respectivamente, nos reatores 1 e 2.

Comparando-se com as estimativas encontradas na literatura para reatores UASB, obtidas de forma semelhante, tem-se: VAN WAMBEKE et al. (1990) estimaram em  $0,035 \text{ kg SSV.}(\text{kg DQO total removida})^{-1}$  a taxa de acumulação de lodo na manta para a biomassa retida num reator UASB tratando águas residuárias do processamento de batatas e DEFOUR et al. (1994) encontraram o valor médio de  $0,025 \text{ kg SSV.}(\text{kg DQO total removida})^{-1}$  num reator UASB tratando águas residuárias de cervejaria.

WU et al. (1993) obtiveram, em reatores UASB de bancada, valores denominados pelos autores de taxa específica de crescimento da manta de lodo de  $0,045$  a  $0,048 \text{ g SSV.}(\text{g DQO total removida.d})^{-1}$ , para grânulos filamentosos de bactérias metanogênicas semelhantes à *Methanosaeta* sp alimentados com substrato sintético contendo mistura de ácidos graxos voláteis, etanol e glicose; e valores de  $0,022$  a  $0,048 \text{ g SSV.}(\text{g DQO total removida.d})^{-1}$ , para grânulos com bacilos isolados e filamentos curtos de bactéria metanogênica semelhante à *Methanosaeta* sp, alimentados com substrato sintético contendo mistura de ácidos graxos voláteis.

SAYED (1987), a partir de um balanço de massa, estimou valores de acumulação de lodo de  $0,11$  a  $0,35 \text{ g SSV.}(\text{g DQO total removida})^{-1}$ , para leito de lodo granuloso, e de  $0,20$  a  $0,58 \text{ g SSV.}(\text{g DQO total removida})^{-1}$ , para leito de lodo floculento, tratando águas residuárias de abatedouro.

Associando-se estes resultados com os obtidos neste trabalho, observou-se que a composição e a concentração de SST do afluente tem efeito importante na acumulação de lodo na manta em reatores UASB.

#### **5.4.4. Flotação de lodo da manta.**

Conforme citado no item 3.9, observou-se formação de camada de espuma, a qual intensificou-se com a diminuição do TDH e aumento da concentração de SST do afluente. Na camada de espuma verificou-se a presença de sólidos finos do afluente, lodo floculado e com a intensificação da formação da camada de espuma maior presença de lodo granuloso.

Como observava-se crescimento relativamente constante de lodo na manta em cada condição estudada e boas condições de desempenho dos reatores, na fase 1 e no início da fase 2, e em virtude de problemas de coleta e análise com boa confiabilidade, além da dificuldade na obtenção de dados precisos de SSV no lodo, a qual também é ressaltada por KWONG & FANG (1996), os valores de produção de lodo flotado não foram sistematicamente obtidos durante o desenvolvimento deste trabalho. Porém, diante da avaliação e discussão dos resultados obtidos, recomenda-se em trabalhos futuros que sejam elaboradas técnicas que permitam a obtenção destes valores.

Contudo, na fase 2, com operação à temperatura ambiente e TDH de 12 h, diante da diminuição acentuada da acumulação de lodo na manta (item 5.4.3. e Figura 75) e da constatação de uma das suas causas estar diretamente relacionada a intensificação da flotação de lodo, tentou-se estimar a produção de lodo flotado no período de 339 a 348 dias de operação. Esta estimativa apresentou valores médios de 4,5 g SSV.d<sup>-1</sup> no reator 1 e 6,6 g SSV.d<sup>-1</sup> no reator 2, praticamente o triplo da estimativa de produção diária de lodo acumulado na manta nas mesmas condições de operação (item 5.4.3. e Figura 75), a qual variou de 1,397 a 2,057 g SSV.d<sup>-1</sup> no reator 1 e 1,460 a 1,949 g SSV.d<sup>-1</sup> no reator 2. Diante disto, pode-se evidenciar que, em determinadas condições de operação do reator UASB, a perda de lodo pode superar a acumulação de lodo na manta e prejudicar o desempenho do reator, como ocorreu nos reatores 1 e 2 na fase 2 com TDH de 12 h e operação à temperatura ambiente.

Com relação ao arraste de lodo, apesar da intensidade com que ocorreu, principalmente nessas condições de operação, não interferiu de maneira acentuada na qualidade do efluente, em virtude do sistema de coleta do efluente no decantador ter sido projetado por meio de tubos perfurados ligados à canaleta de saída (conforme a Figura 5), o qual atenuou a saída de lodo flotado da camada de espuma junto com o efluente, ao contrário do que ocorreria no caso de coleta com canaletas com vertedores na superfície do decantador. A manutenção da camada de espuma na superfície do decantador propicia a adoção de um sistema, como raspadores ou outros, para sua retirada periódica.

Portanto, em projetos de reatores UASB onde ocorra a possibilidade de formação de camada de espuma e flotação intensa de lodo, como ocorreu com as águas residuárias de suinocultura, recomenda-se a adoção do sistema de coleta de efluente no decantador com tubos perfurados associados a um sistema de retirada da camada de espuma. LETTINGA & HULSHOFF-POL (1991) citaram que, no caso de formação de camada de espuma, o reator deve ser equipado com uma estrutura para retenção e retirada deste material.

Com o aumento e controle da temperatura de operação a 25 e 30°C observou-se diminuição da flotação de lodo e aumento na produção diária de lodo acumulado na manta, conforme apresentado no item 5.4.3. e Figura 75.

A ocorrência da formação de camada de espuma e do arraste de lodo floculento e granulado tem sido citada em outros trabalhos com águas residuárias com altas concentrações de SST (SAYED, 1987; LETTINGA & HULSHOFF-POL, 1991). ALPHENAAR et al. (1993), KOSARIC et al. (1990), KOSARIC & BLASZCZYK (1990), LETTINGA (1995, 1996), LETTINGA & HULSHOFF-POL (1991), THAVEESRI et al. (1995a) e VERSTRAETE et al. (1996) apresentaram várias causas para deterioração do lodo granulado, a qual, segundo estes autores, tem-se tornado uma das principais áreas de pesquisa. Entre estas causas, algumas podem justificar a ocorrência da flotação de lodo granulado verificada neste trabalho. A ocorrência simultânea e a intensificação destas causas devem estar associadas à acentuação da flotação de lodo da manta em determinadas condições de operação.

Assim, a composição da água residuária de suinocultura com altas concentrações de SST e as proteínas e lipídeos estimadas em 20 e 15% dos SV, de acordo com IANOTTI et al. (1979), apresentam-se como causas, porque segundo LETTINGA (1996) e LETTINGA & HULSHOFF-POL (1991) a presença de proteínas e gorduras suspensas e o aprisionamento de sólidos suspensos volumosos na manta tenderão a promover a flotação de lodo granulado e floculento.

Dentre as causas apresentadas por VERSTRAETE et al. (1996) para deterioração do lodo granulado, na Tabela 2 nos itens 4, 5 e 6; durante a operação dos reatores 1 e 2, principalmente, na fase 2 com TDH de 12 h e temperatura ambiente e controlada a 25 e 30°C, foram verificadas por meio da

observação dos grânulos na manta a olho nu e do exame no MEV de amostras coletadas aos 387 e 464 dias de operação:

a) formação de grânulos muito grandes e conglomeração de grânulos individuais, principalmente na região inferior da manta, os quais foram observados com maior frequência no reator 1 subindo para o topo da manta de lodo e, em seguida, flotando. Esse fato foi relacionado, entre outros possíveis fatores descritos nos itens 5.4.1 e 5.4.2, à baixa temperatura, que ocorreu frequentemente na fase 2 com TDH de 12 h e operação à temperatura ambiente, e à presença de bactérias acidogênicas suspensas no afluente e no reator. Este último fator pode ter ocorrido por causa da manutenção da água residuária no recipiente de alimentação, a temperatura ambiente em períodos de até dois dias, e em virtude da composição das águas residuárias de suinocultura promoverem a acidogênese na sua digestão anaeróbia. Nestas condições observou-se que a coloração dos grânulos flotados era em grande parte mais clara (cinza) e o diâmetro maior, principalmente no reator 1.

b) formação de grânulo estruturado em camadas, com predominância de biomassa acidogênica na camada externa, conforme discutido no item 5.4.2.

c) crescimento intenso de bactérias acidogênicas em suspensão ou aderidas à superfície do lodo granulado, o qual deve ter ocorrido em virtude da composição da água residuária de suinocultura (dos SV, estimou-se que 35% são polissacarídeos complexos, 20% proteínas brutas, 15% lipídeos e 5% lignina, de acordo com IANOTTI et al., 1979), cuja digestão anaeróbia dos SS e das macromoléculas solúveis implicou na ocorrência dos passos iniciais de hidrólise e acidogênese. YANG & ANDERSON (1993) observaram flotação intensa de lodo granulado, em reator UASB alimentado com sacarose, constatando por meio de MEV que os grânulos pretos tornaram-se mais claros (“amarelados”) e que na sua superfície predominaram bactérias não fluorescentes na forma de filamentos longos (não associadas ao gênero *Methanosaeta*). Na superfície dos grânulos dos reatores 1 e 2 na fase 2 com TDH de 12 h, examinados no MEV, os quais também foram encontrados na camada de espuma flotados, observaram-se com frequência bactérias filamentosas associadas a hidrolíticas e acidogênicas (conforme discutido no item 5.4.2).

Com relação às causas a e b, VERSTRAETE et al. (1996)

citaram o aprisionamento de gás em vazios do grânulo como o motivo do arraste de grânulos. Neste trabalho, no exame no MEV dos grânulos coletados aos 464 dias de operação, principalmente da região inferior da manta do reator 1, os quais eram maiores, apresentavam cor acinzentada e flotavam com maior frequência; observou-se em várias amostras de grânulos, cortados transversalmente, uma fenda concêntrica e contínua na parede do grânulo (Figura 76). Esta fenda apresentava-se separando nitidamente a camada externa, com presença de morfologias bacterianas diversificadas relacionadas, principalmente, a acidogênicas (Figura 77a); da camada interna, com predominância de morfologias bacterianas associadas ao gênero *Methanosaeta* (nomenclatura também adotada para o gênero *Methanothrix*) (Figura 77b).

Além disso, grande parte dos grânulos flotados apresentavam a região central vazia (grânulo oco) (Figura 78).

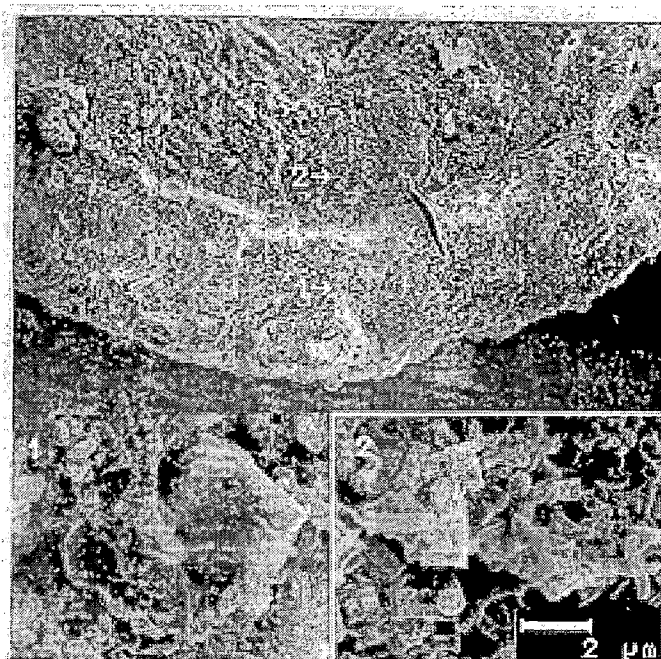
Assim, o gás com sua produção concentrada na região interior do grânulo, ou acumulou-se na região central vazia, ou no caminhamento através da camada interna para a região externa por meio de “canais” formados entre as células bacterianas, predominantemente de *Methanosaeta* sp (Figura 79), concentrou-se nos vazios formados no fendilhamento, em virtude da separação das camadas, o qual pode formar regiões impermeáveis e vazias (ALPHENAAR et al.,1993), interrompendo a continuidade dos “canais” de saída do gás.

ALPHENAAR et al. (1993) que também verificaram a existência deste fendilhamento juntamente com a ocorrência de espaços vazios ao redor, propuseram que o mesmo, possivelmente, estaria associado à formação de uma camada impermeável nesta região adjacente, limitando o transporte de substrato em direção à região central do grânulo; e que os espaços vazios resultantes também não estariam disponíveis para o transporte de substrato. Isto foi justificado pela baixa porosidade (em torno de 7%, de acordo com ALPHENAAR et al. (1992)) observada nos grânulos muito grandes, os quais foram os que mais flotaram na fase 2 com TDH de 12 h e operação a temperatura ambiente e controlada a 25 e 30°C.

CAMPOS (1989) também observou a ocorrência de espaços vazios, principalmente, nas biopartículas maiores desenvolvidas em reatores anaeróbios de leito fluidificado, alimentado com substrato orgânico sintético (extrato de fígado e glicose) e utilizando areia como meio suporte.



a)



b)

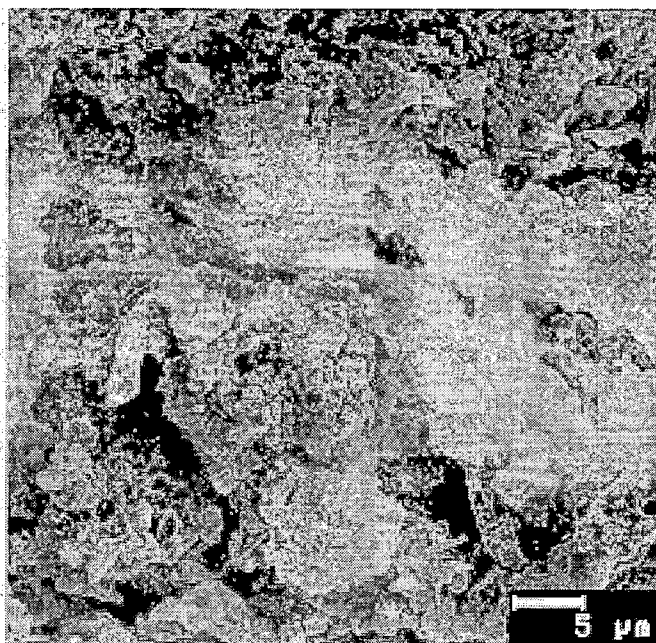
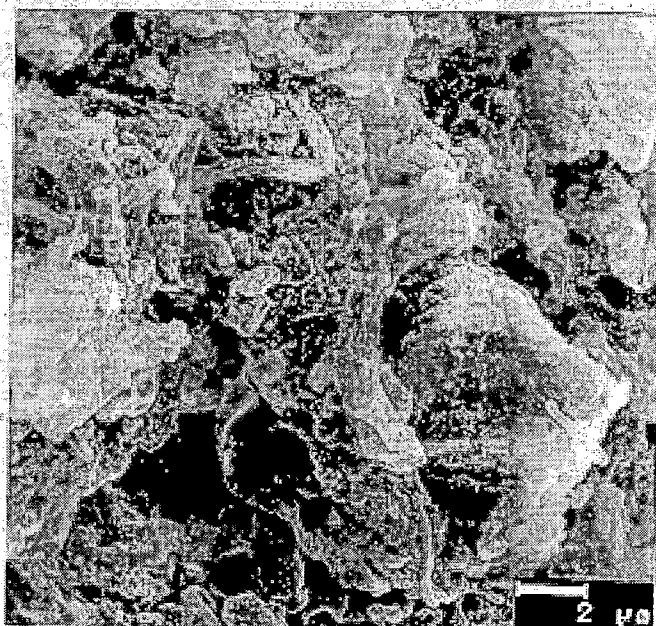


FIGURA 76. Elétron-micrografia de grânulo flotado da manta de lodo do reator 1 na fase 2 com TDH de 12 h e operado à temperatura controlada a 30°C, apresentando o fendilhamento concêntrico e contínuo: a) observação geral do grânulo cortado transversalmente e b) observação de detalhe da fenda mostrando a separação nítida das camadas.

a)



b)

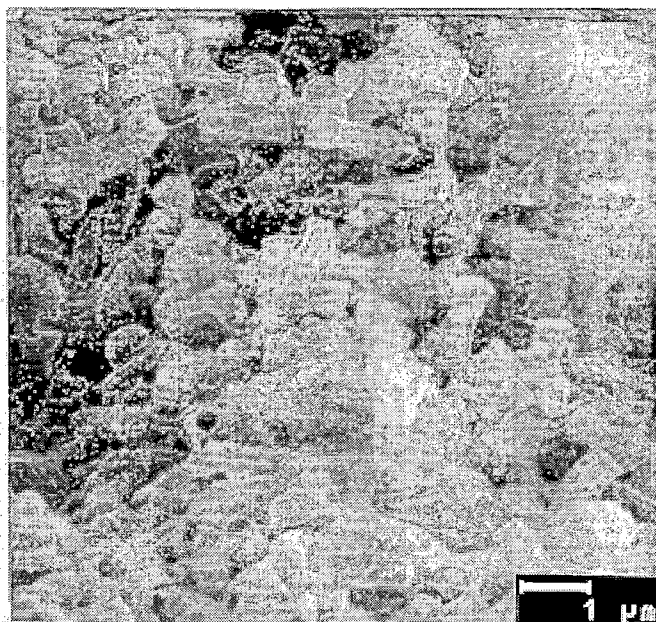


FIGURA 77. Elétron-micrografia de grânulo flotado da manta de lodo do reator 1 na fase 2 com TDH de 12 h e operado à temperatura controlada a 30°C: a) observação das populações bacterianas presentes na camada externa em relação a fenda na parede do grânulo e b) observação das populações bacterianas presentes na camada interna em relação a fenda na parede do grânulo.

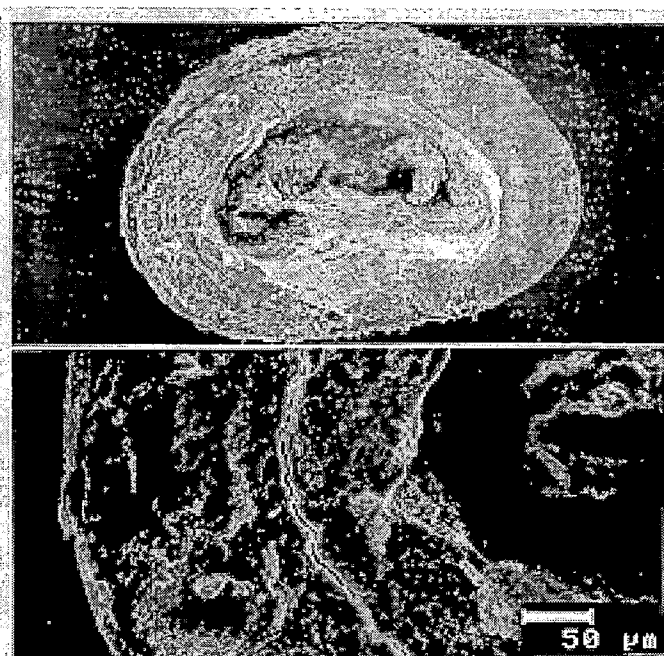


FIGURA 78. Elétron-micrografia de grânulo flotado da manta de lodo do reator 2 na fase 2 com TDH de 12 h e operado à temperatura ambiente, apresentando a região central vazia e a fenda concêntrica contínua na parede do grânulo, cortado transversalmente.

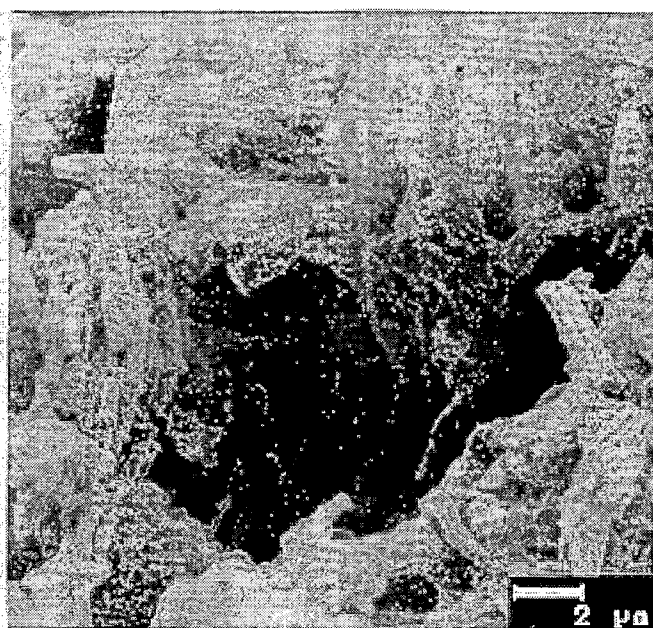


FIGURA 79. Elétron-micrografia de grânulo da região inferior da manta (ponto 2, conforme Figura 5) do reator 2 na fase 2 com TDH de 12 h e operado à temperatura ambiente, apresentando “canais” de saída do gás entre feixes de filamentos de bactérias semelhantes à *Methanosaeta* sp, na camada interior do grânulo.

Acrescentando-se que a limitação de difusão de substrato, de acordo com CAMPOS (1989), ALPHENAAR et al. (1993) e KOSARIC et al. (1990), provocaria a ocorrência de concentrações de substrato muito baixas nas camadas interiores do grânulo, resultando em menores taxas de crescimento da biomassa e, em situações extremas, a diminuição da população bacteriana no centro do grânulo em virtude de autólise de células. Esse fato está associado, em muitos casos, especialmente em grânulos grandes, à aparente diminuição de densidade em direção ao centro do grânulo, implicando na ocorrência de grânulos “ocos” (com o centro vazio). Os grânulos grandes cinzentos e pretos presentes com predominância entre os grânulos flotados nos reatores 1 e 2 na fase 2 com TDH de 12 h e operação à temperatura ambiente e controlada a 30°C, coletados aos 387 e 464 dias de operação, respectivamente, apresentaram no exame no MEV a região central vazia (Figura 78).

KOSARIC & BLASZCZYK (1990) citaram que existe pouca informação a respeito de diferenças de cores dos grânulos, mas que é possível que elas possam dar uma indicação antecipada de alterações na sua atividade, e ressaltaram que os grânulos, os quais formaram um leito bem definido com a interface líquida com poucos SS e sem conglomerados pouco densos, apresentaram cor preta, contudo alguns conglomerados mais claros também estiveram presentes.

KOSARIC et al. (1990) observaram que grânulos cinzentos e brancos com diâmetro de 1 a 2 mm predominaram no efluente e que grânulos pretos grandes (maiores que 2 mm de diâmetro) também foram observados. Esses grânulos flotaram e muitas vezes não sedimentaram mesmo após ensaio com centrifugação. Suspeitou-se que a ocorrência do centro e de outras regiões vazias nos grânulos foram a causa da sua sedimentação deficiente. O aprisionamento de gás diminuiu a densidade dos grânulos e conseqüentemente eles flotaram.

Na camada externa, com menor produção de gás e morfologias bacterianas mais diversificadas (conforme apresentado no item 5.4.2), possivelmente ocorreria menor quantidade de vazios formando canais para a saída do gás, em virtude de suprimento mais adequado de substrato, implicando em maior crescimento da biomassa, a qual sendo na sua maior parte hidrolítica e acidogênica, apresenta alta taxa de crescimento.

Também deve-se considerar que com a predominância na camada externa de bactérias hidrolíticas e acidogênicas, as quais apresentam alta taxa de morte e de decaimento, citada por LETTINGA (1995), ocorrerão produtos de lise não-permeáveis das células bacterianas, os quais, de acordo com ALPHENAAR et al. (1993), podem ser relacionados à obstrução ao transporte de substrato em virtude da baixa porosidade medida nos grânulos grandes. ALPHENAAR et al. (1993) citaram que a alta porosidade observada nos grânulos pequenos (e “novos”) indicam a alta permeabilidade de bactérias viáveis para moléculas pequenas.

Desta forma, a camada externa em consequência disto tanto obstruiria a entrada de substrato quanto a saída de gás que, mesmo reduzido a baixas quantidades por causa da limitação de substrato, seria produzido na região interior do grânulo, onde predominaram nos grânulos examinados no MEV (Figura 77b), as bactérias metanogênicas (predominantemente, associadas ao gênero *Methanosaeta*). Ambas as limitações teriam conduzido à flotação dos grânulos.

Outro aspecto a ser considerado foram as diferenças nas características do lodo flotado entre os reatores 1 e 2 na fase 2 com TDH de 12 h e operação a temperatura ambiente e controlada a 25 e 30°C. No reator 1 observou-se com bastante frequência grânulos cinzentos grandes e no reator 2 grânulos pretos menores. KOSARIC et al. (1990) observaram, na manta de reatores UASB, maior participação de grânulos cinza com menores taxas específicas de carregamento do lodo e maior porcentagem de grânulos pretos com maiores taxas. Pode-se considerar que no reator 1 a taxa de carregamento específico no lodo era menor, por causa da menor DQO do afluente.

As justificativas anteriores aplicam-se mais as causas da flotação predominante de grânulos grandes acinzentados e pretos nos reatores 1 e 2, e parcialmente, para os grânulos pretos menores, os quais, em várias observações, apresentaram o centro vazio e em alguns casos o fendilhamento concêntrico contínuo na região intermediária do grânulo (Figura 78). Porém, nos grânulos pretos menores flotados (Figura 80) foi observado que sua composição microbiológica na camada externa da parede era diferente, porque a participação de bactérias metanogênicas semelhantes a *Methanosaeta* sp era maior, conforme discutido no item 5.4.2.

Assim, o mecanismo de flotação destes grânulos pretos



menores poderia estar associado a composição microbiológica de sua camada externa (descrita no item 5.4.2), conferindo-lhe características de superfície hidrofóbica, definida por THAVEESRI et al. (1995a) pela presença de bactérias metanogênicas.

Conforme citado no item 2.2.3, as bolhas de gás tendem a aderirem-se fortemente às superfícies hidrofóbicas, conduzindo à perda de células bacterianas (suspensas e agregadas) por meio de arraste com as bolhas de gás presas à superfície externa (THAVEESRI et al., 1995a). Este mecanismo de flotação de lodo seria o predominante para os grânulos pretos menores, em virtude da composição microbiológica da sua camada externa, intensificando-se, no reator 2, por causa da maior produção de gás, além das maiores taxas específicas de carregamento no lodo terem sido relacionadas, por KOSARIC et al. (1990), com a maior participação deste tipo de lodo na manta.

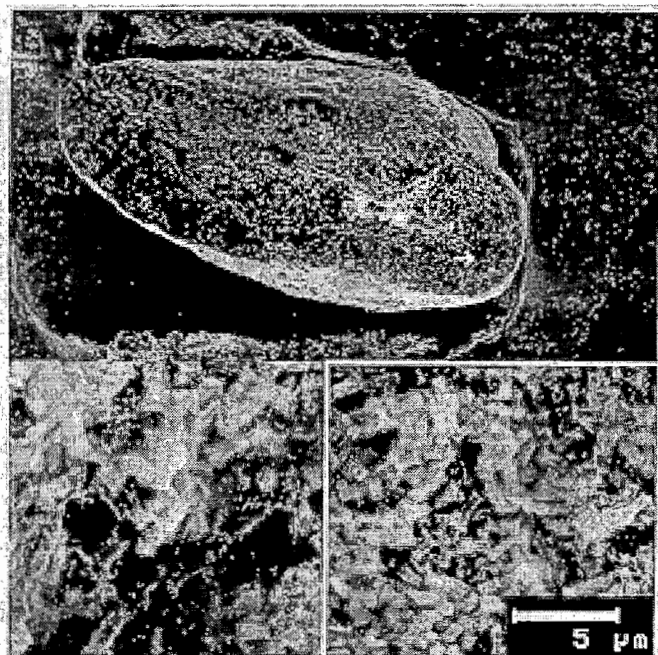


FIGURA 80. Elétron-micrografia de grânulo flotado da manta de lodo do reator 2 na fase 2 com TDH de 12 h e operado à temperatura controlada a 30°C, apresentando bactérias metanogênicas semelhantes à *Methanosaeta* sp na camada externa.

Entretanto, para os grânulos com predominância de bactérias acidogênicas e hidrolíticas na superfície externa, este mecanismo, a primeira vista, não seria importante, porque a área de contato das bolhas de gás é minimizada com superfícies hidrofílicas (relacionadas a presença de bactérias acidogênicas (THAVEESRI et al., 1995a)) e conseqüentemente elas tendem a desprenderem-se da superfície sólida. Mas, considerando-se que o surgimento da fenda concêntrica e contínua e dos vazios na região intermediária da parede do grânulo ainda não está esclarecido, estes conceitos apresentados poderiam contribuir, como segue.

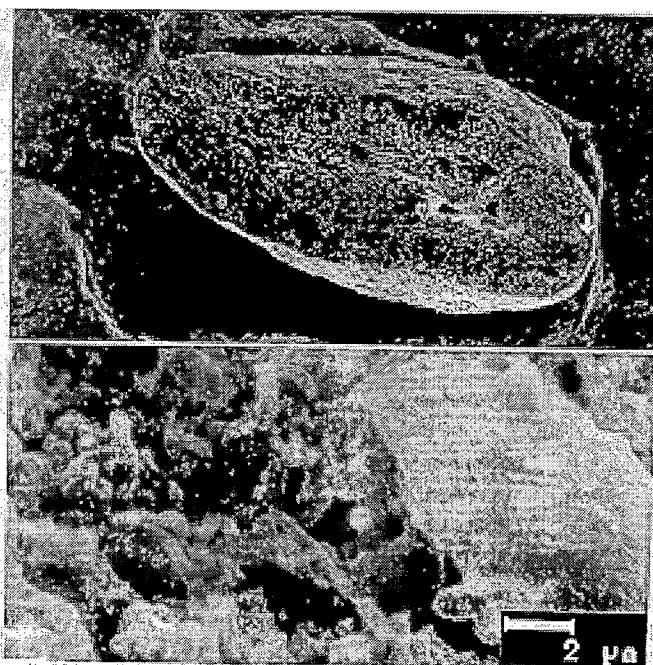
O fendilhamento ocorreu na interface das camadas interna, na qual predominaram bactérias metanogênicas com morfologia semelhante ao gênero *Methanosaeta*, as quais foram consideradas hidrofóbicas (DAFFONCHIO et al., 1995); e externa, na qual predominaram morfologias heterogêneas com participação de bactérias hidrolíticas e acidogênicas, as quais foram consideradas hidrofílicas (DAFFONCHIO et al., 1995).

A interface da camada interna comporta-se como superfície hidrofóbica, na qual as bolhas de gás tendem a prenderem-se fortemente e, conseqüentemente, acumularem-se em bolhas menores que podem juntar-se, formando bolhas maiores, as quais provocariam pressões internas promovendo o desprendimento das camadas limites e possibilitando a formação de espaços vazios. Ambos os mecanismos conduziriam ao acúmulo de gás no interior do grânulo e à sua flotação. A esta hipótese acrescentar-se-ia a anteriormente apresentada para este tipo de grânulo (grandes e com camada externa com bactérias acidogênicas), relacionada à menor porosidade na camada externa, a qual intensificaria este mecanismo.

Outra constatação, que merece ser apresentada e discutida, foi a observação freqüente de minerais precipitados na camada externa dos grânulos flotados (Figura 81). Isto deve estar relacionado, assim como nos grânulos da manta (conforme discutido no item 5.4.2 e Figura 69), à incorporação mais intensa de minerais precipitados no meio líquido e na interface do grânulo, podendo ser um fator para enrijecimento da parede do grânulo e também para dificultar a saída do gás, podendo estar relacionado à mineralização dos grânulos, promovendo a sua flotação.

Nas Figuras 82, 83 e 84 observam-se detalhes de minerais precipitados presentes em grânulos flotados e suas composições químicas.

a)



b)

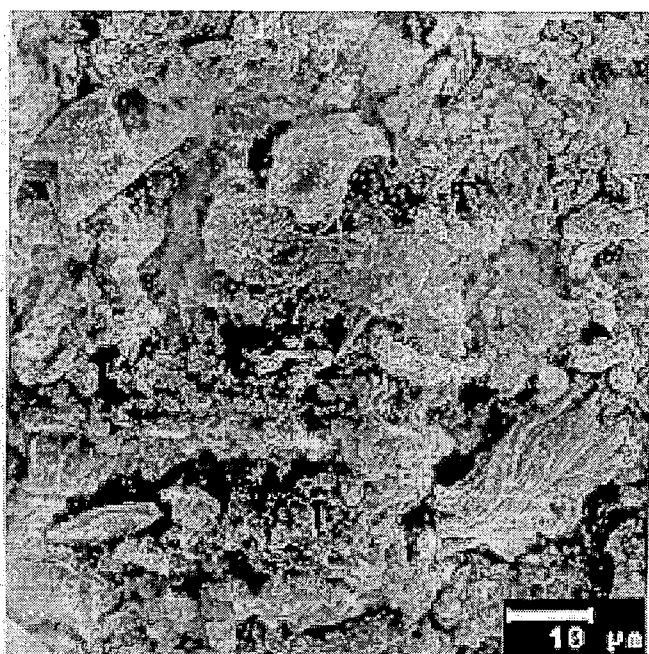
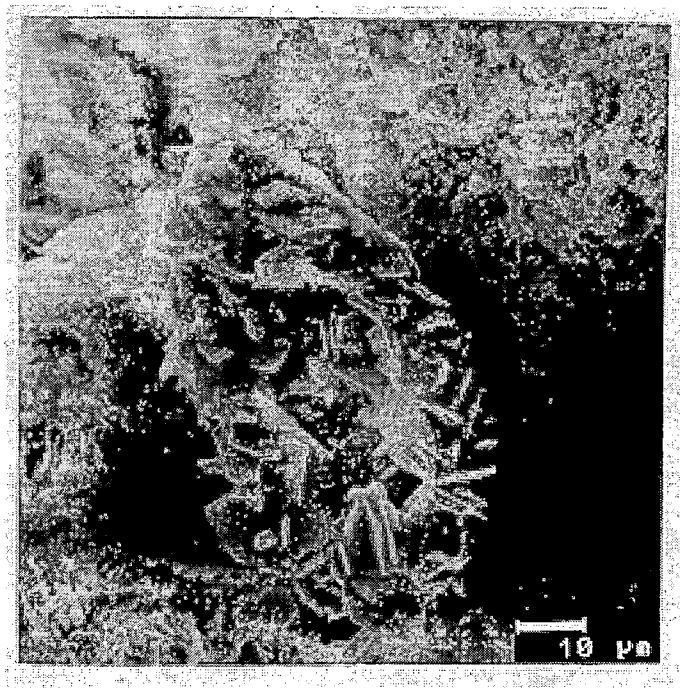


FIGURA 81. Elétron-micrografia de grânulo flotado da manta de lodo do reator 1 na fase 2 com TDH de 12 h e operado à temperatura controlada a 30°C: a) região da camada externa com presença de vários minerais precipitados e b) detalhe de minerais precipitados.



a)



b)

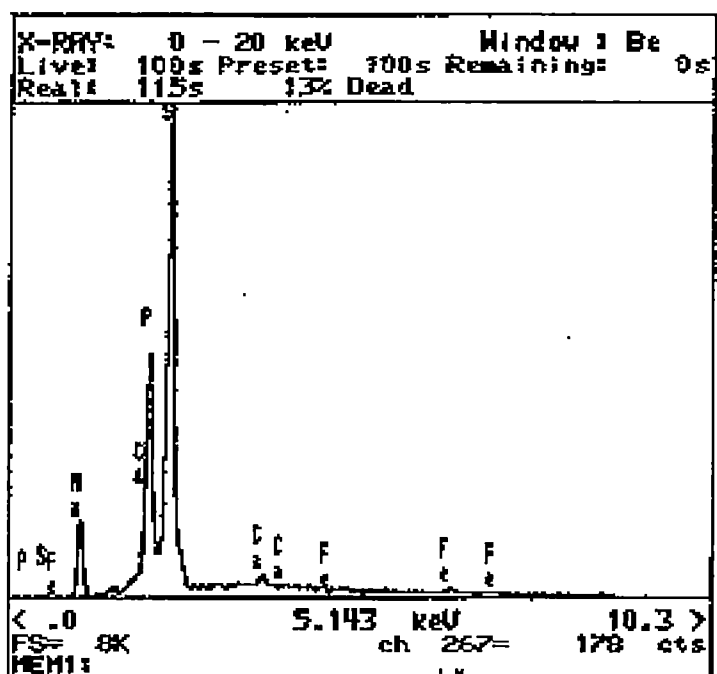
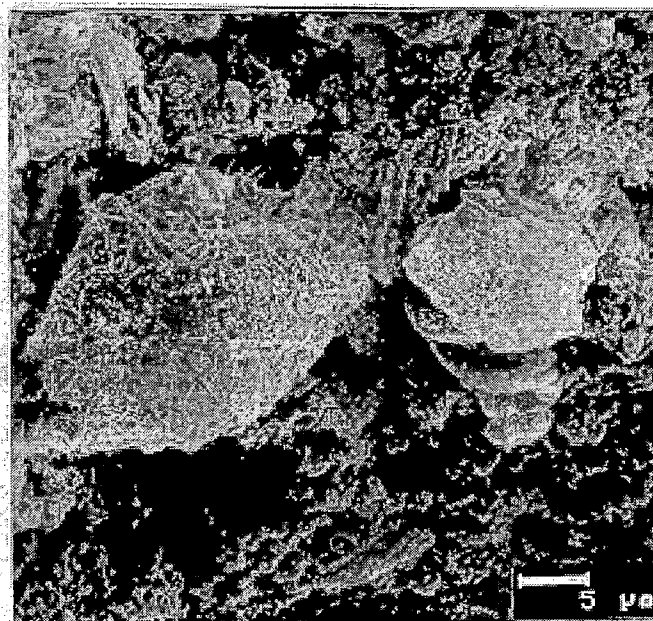


FIGURA 82. Elétron-micrografia (a) e gráfico da composição química (b), obtida por meio de EDX, de mineral precipitado em grânulo flotado da manta de lodo do reator 2 na fase 2 com TDH de 12 h e operado à temperatura controlada a 30°C.

a)



b)

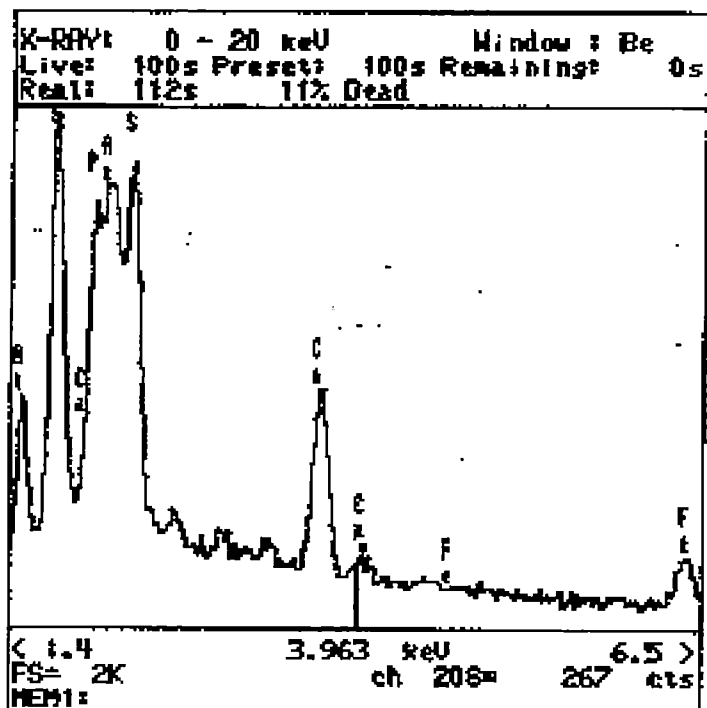
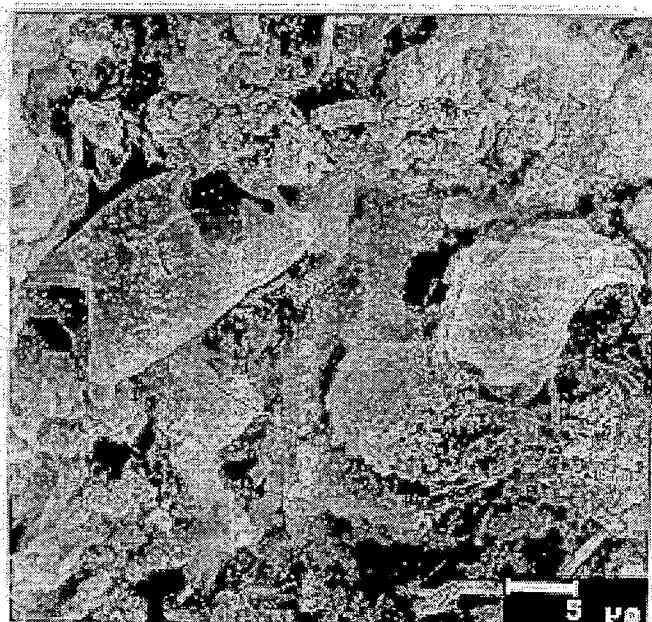


FIGURA 83. Elétron-micrografia (a) e gráfico da composição química (b), obtida por meio de EDX, de mineral precipitado em grânulo flotado da manta de lodo do reator 1 na fase 2 com TDH de 12 h e operado à temperatura controlada a 30°C.

a)



b)

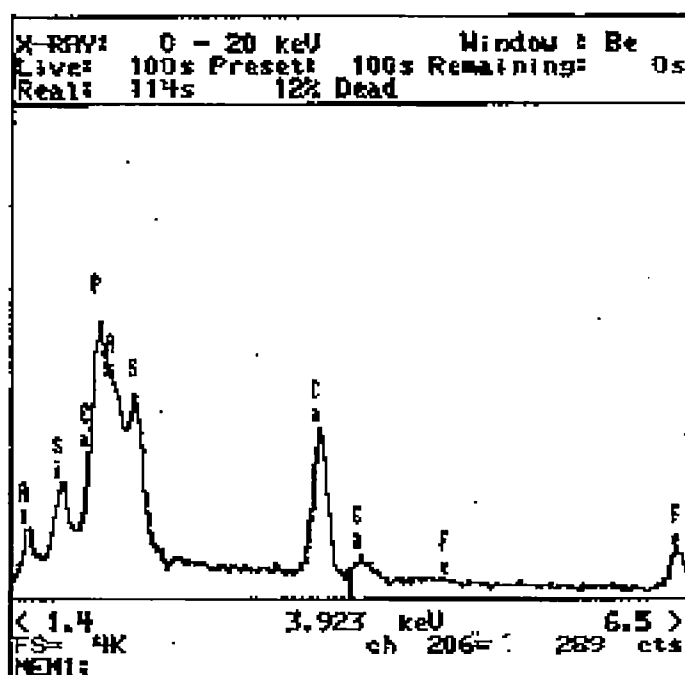


FIGURA 84. Elétron-micrografia (a) e gráfico da composição química (b), obtida por meio de EDX, de mineral precipitado em grânulo flotado da manta de lodo do reator 1 na fase 2 com TDH de 12 h e operado à temperatura controlada a 30°C.

A composição química destes minerais foi determinada por meio de microanálise de EDX e foi semelhante aos minerais precipitados nos grânulos não flotados (item 5.4.2 e Figura 70), obtendo-se P, Ca, S e Fe como os elementos presentes em maior quantidade e/ou com maior frequência, tendo-se observado também a ocorrência de Al, Si e Na, excluindo-se C, H, O e N não detectados pelo equipamento utilizado. Os aspectos relacionados à presença e composição destes minerais precipitados foram extensivamente discutidos no item 5.4.2.

Além disto, foram feitas microanálises por meio de EDX em linha e pontuais ao longo da parede de grânulos flotados, em cortes, para estimativa das suas composições químicas quali-quantitativas. Os resultados estão apresentados na Tabela 49 e Figura 85, para EDX puntual, e Figuras 86 e 87 para EDX em linha.

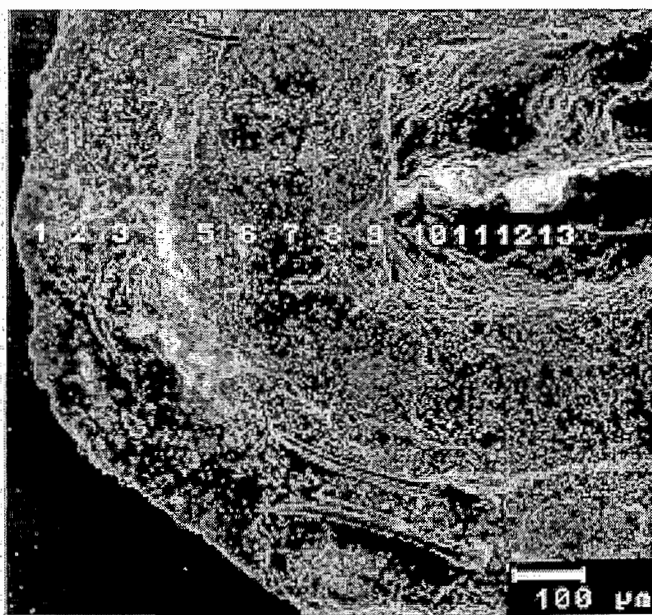


FIGURA 85. Elétron-micrografia mostrando a localização dos pontos de análise da composição química, por meio de EDX puntual, na parede de grânulo flotado da manta de lodo do reator 1 na fase 2 com TDH de 12 h e operado à temperatura controlada a 30°C.

Na Tabela 49 observa-se que a composição química da camada externa e interna apresentou o P e Ca como principais constituintes, seguidos de Fe,

Al, Si, S, Zn e Cu. K, Mg, Mn e Ni participaram, predominantemente, em porcentagens muito baixas. Na camada adjacente à região central e, principalmente, na superfície do núcleo vazio (pontos 10, 11, 12 e 13, conforme indicado na Figura 85) verificou-se aumento acentuado nas concentrações de Fe, Al e Cu e diminuição de P e Ca. Não houve diferenças muito evidentes entre os resultados para grânulos flotados (Tabela 49) e não flotados (Tabela 48), as quais pudessem demonstrar claramente composições químicas diferentes entre os grânulos examinados e assim associarem-se à flotação do lodo.

TABELA 49. Distribuição dos elementos químicos (porcentagem relativa do átomo), analisados por meio de EDX, em pontos ao longo da parede (conforme indicado na Figura 58) de grânulo flotado no reator 1 na fase 2 com temperatura de operação a 30°C.

Elemento químico	Porcentagem relativa dos átomos nos pontos analisados por meio de EDX												
	Camada externa <sup>a</sup>					Camada interna <sup>a</sup>				Região central <sup>b</sup>			
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13
Al	5,2	8,0	3,0	6,6	7,6	8,6	17,6	14,1	18,3	12,7	18,5	24,1	26,7
Ca	32,4	19,0	13,2	23,8	17,4	10,2	13,6	16,5	16,6	20,5	5,4	4,6	3,7
Cu	2,9	4,9	1,6	8,5	4,7	3,6	1,9	1,3	1,5	11,2	16,5	15,5	22,7
Fe	6,7	9,2	6,7	16,5	8,4	6,7	5,1	4,2	5,9	33,3	32,4	24,6	22,2
K	0,3	0,4	0,3	0,5	0,5	0,8	0,6	0,6	1,0	n.d.	n.d.	0,9	n.d.
Mg	n.d.	1,3	14,9	1,2	0,5	n.d.	n.d.	n.d.	n.d.	n.d.	2,7	4,2	3,9
Mn	1,2	0,8	0,6	1,4	0,4	0,5	0,3	0,3	0,5	4,1	1,8	n.d.	1,2
Ni	0,2	0,2	0,2	n.d.	n.d.	n.d.	0,1	n.d.	n.d.	n.d.	3,3	n.d.	n.d.
P	39,3	36,4	21,0	24,8	39,7	43,0	48,6	49,4	47,8	9,6	6,2	12,8	15,0
S	2,9	5,4	1,6	3,4	5,8	10,0	5,2	5,8	3,5	1,0	0,6	1,0	1,7
Si	6,0	8,4	35,3	5,6	11,3	14,3	5,7	7,1	4,3	1,4	2,3	3,6	2,9
Zn	3,0	6,0	1,7	7,8	3,8	2,5	1,3	0,7	0,6	6,0	10,4	8,7	n.d.

a - localização dos pontos de análise de EDX na parede do grânulo flotado cortado transversalmente, em relação ao fendilhamento radial (Figura 85).

b - localização dos pontos de análise de EDX na superfície da região central vazia do grânulo flotado cortado transversalmente (Figura 85).

n.d. - não detectável.

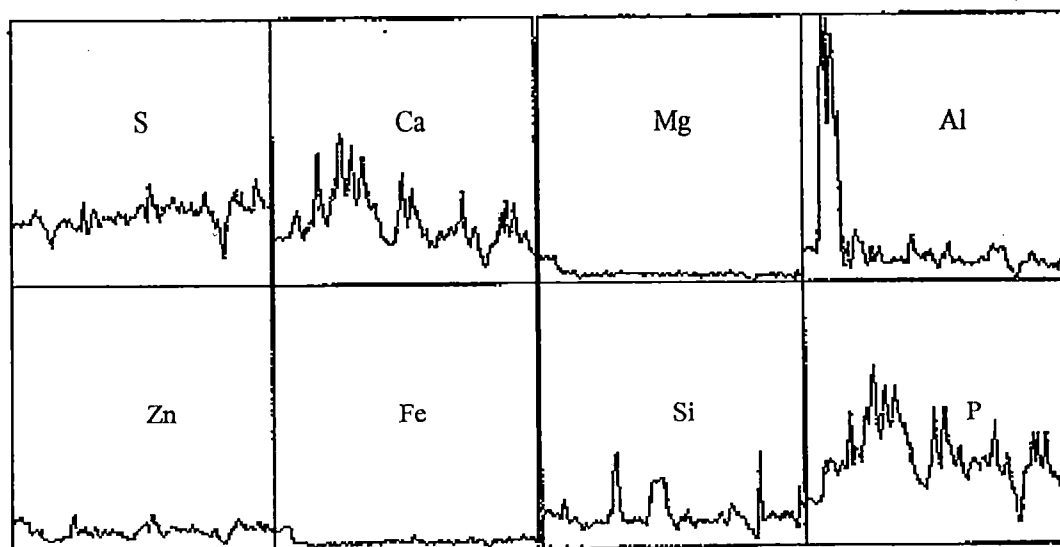
Porém, pode ter havido o acúmulo crescente de minerais precipitados nos grânulos flotados (Figura 81) enrijecendo mais a sua camada externa, em virtude da sua mineralização, dificultando o transporte de substrato para o interior do grânulo e a saída do gás produzido nas camadas internas. Alguns indícios disto, a partir da comparação dos resultados apresentados nas Tabelas 48 e 49, foram a constatação de menor participação de Ca no ponto 1 e maior participação do P e S, principalmente, na camada externa do grânulo não flotado.

Estas diferenças na participação de Ca, P e S podem estar relacionadas a maior presença de minerais precipitados com Ca na sua composição e menor participação, principalmente, de bactérias metanogênicas, semelhantes à *Methanosaeta* sp, na camada externa dos grânulos grandes acinzentados ou pretos flotados.

DUBOURGUIER et al. (1988a) verificaram a presença de fosfato de cálcio nas camadas externas de grânulos e altas participações de P e S no espectro de raio X de *Methanotherix soehngeni* (também denominada *Methanosaeta soehngeni*). Esta constatação pode justificar, também, o aumento da participação de P e S em direção à camada interna do grânulo, onde predominaram bactérias metanogênicas associadas ao gênero *Methanosaeta*, conforme foi discutido no item 5.4.2. Para os outros aspectos da composição química obtida a partir da microanálise por EDX puntual, pode ser considerada a discussão do item 5.4.2.

Nas Figuras 86 e 87 observam-se as distribuições dos elementos químicos ao longo da parede dos grânulos flotados nos reatores 1 e 2, respectivamente, na fase 2 com TDH de 12 h e temperatura controlada a 30°C, constatando-se que, como esperava-se, estão associados aos resultados apresentados na Tabela 49. Entretanto, conforme foi ressaltado no item 5.4.2, nesta microanálise por EDX em linha, também, não se determinou a composição química da superfície da região central vazia, portanto não observando-se nos gráficos os aumentos de participação do Fe, Al e Cu, apresentados na Tabela 49. Quanto aos outros aspectos discutidos anteriormente, os resultados apresentados na Figuras 86 e 87 reforçam os da Tabela 49 e estão relacionados aos apresentados no item 5.4.2 referentes a Figura 74.

a)



b)

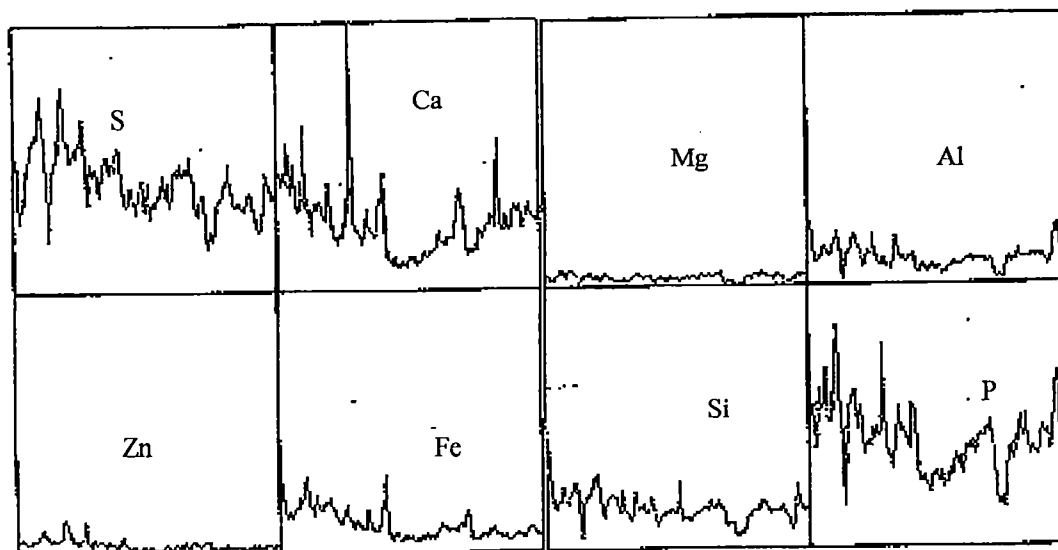
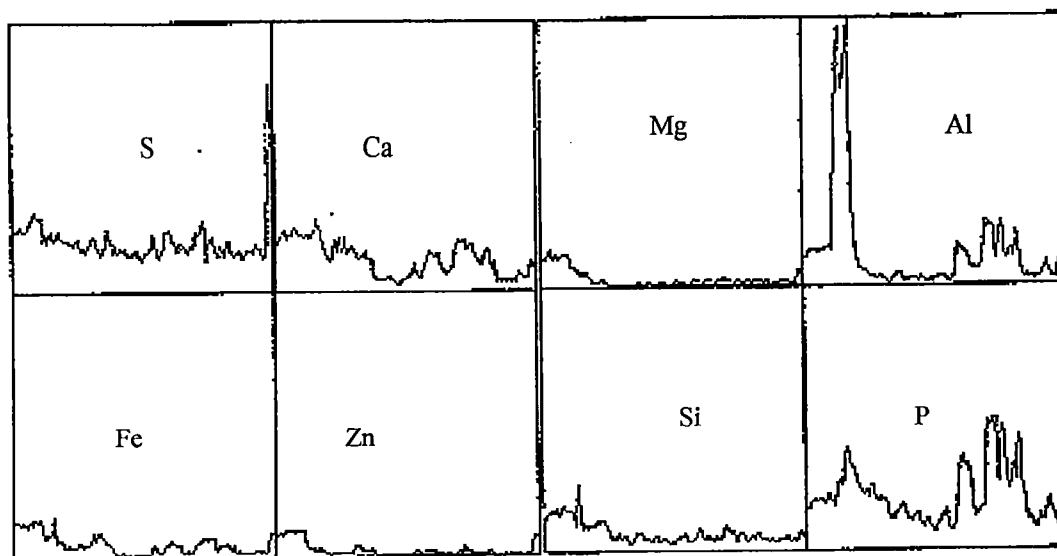


FIGURA 86. Gráficos de distribuição quantitativa, obtidos por microanálise de EDX em linha, dos elementos químicos P, Ca, S, Mg, Fe, Zn, Al e Si ao longo da parede de grânulo flotado da manta de lodo do reator 1 na fase 2 com TDH de 12 h e operado à temperatura controlada a 30°C: a) na camada externa em relação ao fendilhamento da parede do grânulo e b) na camada interna.

a)



b)

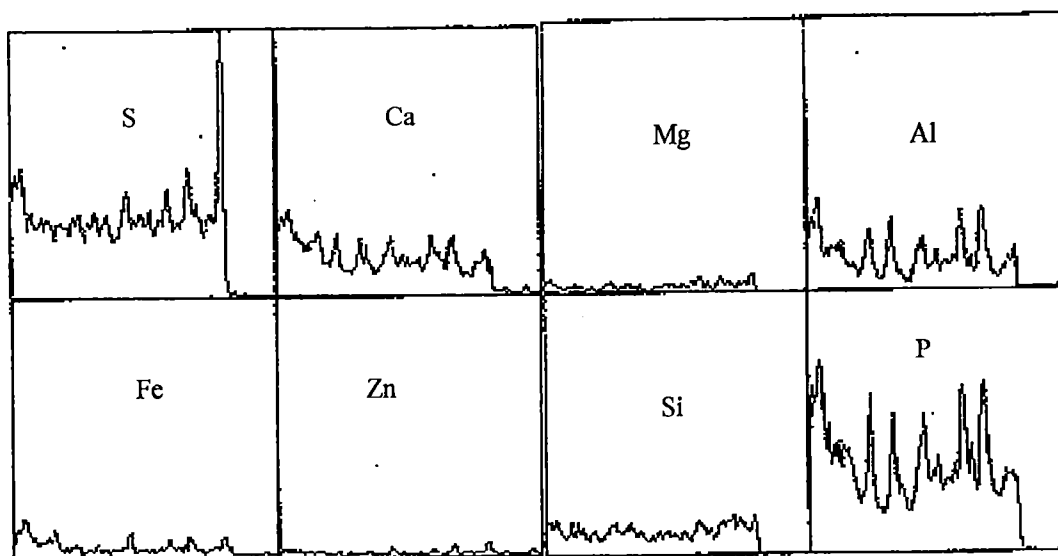


FIGURA 87. Gráficos de distribuição quantitativa, obtidos por microanálise de EDX em linha, dos elementos químicos P, Ca, S, Mg, Fe, Zn, Al e Si ao longo da parede de grânulo flotado da manta de lodo do reator 2 na fase 2 com TDH de 12 h e operado à temperatura controlada a 30°C: a) na camada externa em relação ao fendilhamento da parede do grânulo e b) na camada interna.



Desta forma, a flotação do lodo parece estar associada a vários aspectos que passam pelas características da água residuária, tipo de lodo formado e, conseqüentemente, pelos fatores que afetam a sua formação. Para o lodo granulado seria, principalmente, a composição química da água residuária e do lodo resultante, as populações de bactérias presentes e sua distribuição no grânulo, e condições operacionais impostas ao reator (por exemplo: taxa específica de carregamento do lodo e temperatura de operação) entre algumas outras mais específicas.

Para os reatores 1 e 2 tratando águas residuárias de suinocultura, todos estes fatores foram considerados e tiveram sua participação identificada, intensificando ou amenizando a flotação de lodo da manta. Entretanto, de forma geral, a estruturação do grânulo em três camadas com a predominância de bactérias acidogênicas na região externa, juntamente com os fatores que propiciaram esta arquitetura do grânulo, e suas conseqüências (por exemplo: fendilhamento e formação de regiões vazias) foram os condicionantes da flotação intensa dos grânulos maiores, os quais localizaram-se, predominantemente, na região inferior da manta de lodo. Por outro lado, a maior presença de bactérias metanogênicas semelhantes à *Methanosaeta* sp na camada externa dos grânulos menores, associados às condições que favoreceram esta situação e suas conseqüências, promoveram a flotação deste tipo de lodo, o qual predominava na região superior da manta, e que foi intensificada com a maior produção de gás, principalmente no reator 2.

A deterioração do lodo que conduz à sua flotação necessita de estudos no sentido do estabelecimento de técnicas, as quais possam atenuá-la. Particularmente, com relação a estas duas causas, respectivamente, VERSTRAETE et al. (1996) enfatizaram o controle da pré-acidificação do afluente e THAVEESRI et al. (1995a) a utilização de agentes tenso-ativos (conforme descrito no item 2.2.3). Ambas necessitam de mais estudos para fundamentarem as suas aplicações e, principalmente, estudos de caso, em virtude de vários fatores particulares, como por exemplo a composição da água residuária, estarem associados.

O controle da pré-acidificação promovendo a formação de grânulos menores, sem a camada externa composta por bactérias acidogênicas, conduzirá ao problema de superfície externa hidrofóbica (associada à presença de bactérias metanogênicas, como por exemplo, *Methanosaeta* sp) e arraste de grânulos

com bolhas de gás aderidas. A adição de surfactantes diminuindo a tensão superficial do líquido propiciará a formação de grânulos com a camada externa hidrofílica, em virtude da presença de bactérias acidogênicas e poderão ocorrer os problemas de aprisionamento do gás por causa da formação de grânulos estruturados em camadas, cobertos com biomassa acidogênica.

Assim, parece que ainda não há solução absoluta para o problema da flotação de lodo e portanto deverá ser adotada a que possibilitar menores prejuízos ao desempenho do reator. Para que isto seja feito, deverão ser estabelecidas as melhores condições operacionais (como por exemplo: taxas de carregamento orgânico volumétrico e do lodo, temperatura de operação), associadas a projetos de reatores que considerem a atenuação deste problema. A obtenção destes parâmetros necessitará de experimentação de reatores UASB em escala de bancada e piloto antes da adoção do projeto em escala real.

Particularmente, para as águas residuárias contendo altas concentrações de SST, predominantemente orgânicos, como é o caso das provenientes de suinocultura, o controle da pré-acidificação do afluente associado à experimentação de reatores UASB de bancada e piloto, apresenta-se como o próximo passo necessário antes da aplicação em escala real.

#### **5.4.5. Atividade metanogênica específica**

Na Tabela 50 estão apresentados os valores da atividade metanogênica específica máxima real (AME) do lodo da manta nas regiões: superior (ponto 5), intermediária (ponto 4) e inferior (ponto 2), conforme ilustrado na Figura 5, durante a operação dos reatores 1 e 2 nas fases 1 e 2, além dos valores para o lodo de inóculo.

No lodo de inóculo observou-se o mesmo valor da AME para o lodo bruto e lavado, sendo de  $0,03 \text{ mmol CH}_4 \cdot (\text{g SSV} \cdot \text{h})^{-1}$ . Como pode ser observado, em relação aos outros testes de AME, este valor foi bastante inferior, podendo ser atribuído ao longo período de armazenagem sob refrigeração, não havendo a total recuperação de sua atividade durante o período de aclimatação antes da realização do ensaio. Porém, as excelentes qualidades como lodo de inóculo

refletiram-se nas maiores AME atingidas com o tempo de operação e a capacidade de manter-se e produzir mais lodo granuloso, mesmo sob altas TCOV e TCS.

KWONG & FANG (1996) observaram que a AME do lodo granuloso de reatores UASB tratando águas residuárias contendo amido de milho particulado foi bem superior à do lodo de inóculo e isto foi atribuído ao desenvolvimento de grânulos densamente ocupados por biomassa ativa, a qual foi adaptada utilizando-se o amido de milho e outros intermediários da sua degradação como substrato. Esta afirmação pode ser também aplicada para este trabalho, considerando-se as características do lodo granuloso desenvolvido nos reatores 1 e 2 nas fases 1 e 2 (descritas no item 5.4.2) e das condições impostas na partida (descritas no item 5.1).

TABELA 50. Atividade metanogênica específica máxima real (AME expressa em  $\text{mmol CH}_4 \cdot (\text{g SSV} \cdot \text{h})^{-1}$ ) do lodo de inóculo e de lodo dos reatores 1 e 2 durante a operação nas fases 1 e 2, em diferentes alturas da manta de lodo na zona de reação e em amostras de lodo bruto e lavado.

Tipo de lodo	Ponto de coleta (@)	Lodo de inóculo	Fase 1 TDH = 8 h (208 dias)		Fase 2 (T amb) TDH = 12 h (387 dias)		Fase 2 (T=30°C) TDH = 12 h (466 dias)	
			Reator 1	Reator 2	Reator 1	Reator 2	Reator 1	Reator 2
Bruto	5	-	0,02	0,01	0,03	0,08	0,07	
	4	0,03	0,08	0,08	0,08	0,10	0,07	
	2		0,08	0,08	0,13	0,10	0,09	
Lava- do	5	-	0,08	0,07	0,12	0,07	0,11	
	4	0,03	0,08	0,08	0,11	0,11	0,09	0,08
	2		0,07	0,09	0,07	0,09	0,06	0,08

@ - a localização dos pontos de coleta ao longo da câmara de digestão do reator UASB está discriminada na Figura 5.

Na fase 1, para o lodo bruto, em ambos reatores a AME foi idêntica nos pontos 2 e 4, com valores de  $0,08 \text{ mmol CH}_4 \cdot (\text{g SSV} \cdot \text{h})^{-1}$ . No reator 2 no ponto 5 a AME foi bastante inferior a esses valores, sendo de 0,02

mmol CH<sub>4</sub>.(g SSV.h)<sup>-1</sup>. LETTINGA & HULSHOFF-POL (1991) citaram que a presença de SS na água residuária pode reduzir a atividade metanogênica específica do lodo quando os mesmos acumulam-se na manta de lodo, como foi observado no ponto 5.

Para o lodo lavado, nos reatores 1 e 2, mantiveram-se praticamente os valores do lodo bruto e a semelhança entre os pontos 2 e 4. Porém, observou-se grande aumento no ponto 5, para 0,08 mmol CH<sub>4</sub>.(g SSV.h)<sup>-1</sup>, atingindo os valores observados nos pontos 2 e 4.

Na fase 2, a temperatura ambiente, para o lodo bruto no reator 1, a AME aumentou claramente da região superior para a inferior da manta de lodo, sendo os valores, respectivamente, para os pontos 5, 4 e 2 de 0,01; 0,08 e 0,13 mmol CH<sub>4</sub>.(g SSV.h)<sup>-1</sup>. No reator 2, nos pontos 4 e 2, os valores foram idênticos, sendo de 0,08 mmol CH<sub>4</sub>.(g SSV.h)<sup>-1</sup>, diminuindo, acentuadamente, no ponto 5 para 0,03 mmol CH<sub>4</sub>.(g SSV.h)<sup>-1</sup>.

Para o lodo lavado, a tendência de aumento da AME nas regiões inferiores da manta não se manteve no reator 1 e, no reator 2, inverteu-se com a observação dos maiores valores, de 0,12 mmol CH<sub>4</sub>.(g SSV.h)<sup>-1</sup>, no ponto 5 (região superior da manta), seguido do ponto 4 com 0,11 mmol CH<sub>4</sub>.(g SSV.h)<sup>-1</sup>, e do ponto 2 com 0,09 mmol CH<sub>4</sub>.(g SSV.h)<sup>-1</sup>.

Este comportamento está relacionado ao maior tamanho dos grânulos da região inferior da manta de lodo, porque ALPHENAAR et al. (1993) observaram diminuição da AME com o aumento do tamanho dos grânulos, atribuindo-se ao efeito negativo da autólise de células na porosidade e, conseqüentemente, na capacidade de transporte de massa, intensificando o desenvolvimento de região central inativa em grânulos grandes.

Estes aumentos da AME do lodo lavado no ponto 5 podem ser atribuídos ao efeito da retirada dos sólidos finos com a lavagem do lodo, conduzindo à consideração de que os mesmos prejudicam a AME do lodo e que os grânulos dessa região foram os principais responsáveis pela sua AME. Porém, observando-se os valores da atividade específica máxima aparente (AMA) para o lodo bruto no ponto 5, por exemplo, do reator 2 na fase 1, verificou-se que os mesmos foram de 0,08 mmol CH<sub>4</sub>.(g SSV.h)<sup>-1</sup> para o frasco controle e de 0,09 mmol CH<sub>4</sub>.(g SSV.h)<sup>-1</sup> a

média dos frascos com as fontes de ácidos graxos voláteis. Isto mostra que a AME, que é a AMA dos frascos com ácidos graxos menos a AMA do frasco controle, para o lodo bruto no ponto 5 do reator 2 foi baixa em virtude do alto valor da AMA do controle, o qual pode ser atribuído à presença de substrato disponível para a metanogênese no frasco controle. Esta afirmação é confirmada pela observação, na tabulação dos dados, que a AMA dos frascos controle diminuiu dos pontos 5 para o 4 e para o 2. A AMA do lodo bruto no ponto 5, na presença das fontes de ácidos graxos voláteis, foi da mesma ordem de grandeza daquela dos outros pontos.

Dessa forma, a afirmação de que os sólidos finos presentes na parte superior da manta prejudicam a atividade metanogênica do lodo no reator UASB parece estar mais relacionada à menor concentração de SSV do lodo desta região, conforme mostrado na Figura 56, e ao volume ocupado pelo material orgânico suspenso não bacteriano, diminuindo a AME volumétrica da biomassa ativa presente nesta região da manta de lodo. Isto mostra que na parte superior da manta, acumulasse, mais material orgânico disponível do que nas regiões inferiores, o qual é consumido durante o teste, principalmente no frasco controle, na ausência de outro substrato solúvel para a metanogênese, diminuindo o valor final da AME; e que os microrganismos (granulados na sua maioria, floculados e/ou suspensos) que permaneceram no lodo, após sua lavagem, apresentaram AME da mesma ordem de grandeza ou superior a do lodo das regiões inferiores.

No entanto, SAYED (1987) sugeriu que a adsorção de material coloidal a superfície dos grânulos poderia impedir o suprimento de substrato para as bactérias no interior dos grânulos, resultando na deterioração da AME dos grânulos. SAYED (1987) observou diminuição da AME do lodo granulado de 0,3 para 0,1 g DQO-CH<sub>4</sub>.(g SSV.h)<sup>-1</sup> depois da sua utilização em reatores UASB para tratamento de águas residuárias de abatedouro contendo SS. Porém, KWONG & FANG (1996) não observaram efeitos adversos do amido de milho particulado nos valores da AME do lodo granulado, tendo-se atribuído as características de fácil biodegradação do amido de milho.

No trabalho de KWONG & FANG (1996), em virtude da biodegradabilidade do substrato, o acúmulo de SS na manta de lodo foi menor e, conseqüentemente, a AME do lodo granulado não foi afetada, enquanto no trabalho

de SAYED (1987) houve acúmulo de SS na manta de lodo e diminuição da AME do lodo granulado, como ocorreu neste trabalho com águas residuárias de suinocultura. Isto demonstra que a influência na AME do lodo granulado dependerá das características de biodegradabilidade dos SS do afluente.

Por outro lado, o mecanismo de deterioração da AME pelos SS não está estabelecido claramente porque, por meio dos resultados obtidos neste trabalho, a diminuição da AME deveu-se às condições do ensaio, ressaltadas anteriormente. SAYED (1987) sugeriu a adsorção de material coloidal à superfície do grânulo, a qual não pode ser descartada, em virtude de a técnica de obtenção do lodo granulado, para ensaio neste trabalho (lavagem com água), pode ter atenuado este efeito. Portanto, mais ensaios necessitam ser realizados para esclarecimento do mecanismo de ação dos SS deteriorando a AME do lodo granulado. Porém neste trabalho ficou claro que os microrganismos presentes no lodo bruto ensaiado no frasco controle consumiram o substrato (SS) presente na amostra, provocando a diminuição da AME.

No ensaio na fase 2, com os reatores sendo operados a temperatura controlada a 30°C, a tendência de aumento da AME do lodo lavado em relação ao lodo bruto, no ponto 5, praticamente não ocorreu no reator 1 e foi atenuada no reator 2. Os valores aumentaram significativamente no lodo bruto, em relação aos ensaios anteriores, para 0,08 e 0,07 mmol CH<sub>4</sub>.(g SSV.h)<sup>-1</sup>, respectivamente, podendo atribuir-se ao controle da temperatura de operação, inicialmente, a 25°C e depois a 30°C, melhorando as condições de desenvolvimento dos microrganismos e de hidrólise dos SS, conseqüentemente, diminuindo sua influência na AME. O efeito associado de maior TCOV e de aumento e controle da temperatura, propiciando acréscimos na produção de biogás, também pode ter intensificado o processo de arraste dos sólidos suspensos e/ou floculados, removendo-os da manta.

No reator 1 na fase 2, para as condições de temperatura ambiente e controlada a 30°C, no ponto 2, verificou-se que a retirada dos sólidos finos, com a lavagem do lodo, prejudicou sua AME, diminuindo-a de 0,13 (lodo bruto) para 0,07 mmol CH<sub>4</sub>.(g SSV.h)<sup>-1</sup> (lodo lavado) e de 0,10 (lodo bruto) para 0,06 mmol CH<sub>4</sub>.(g SSV.h)<sup>-1</sup> (lodo lavado), respectivamente. Segundo Hamilton

(1987) citado por ARAÚJO (1995), as células livres apresentam maior atividade em relação ao consumo de substrato que aquelas aderidas, enquanto que o inverso também é verdadeiro no que se refere ao metabolismo das reservas endógenas.

Assim, tal comportamento pode estar evidenciando que, na região inferior da manta do reator 1, os sólidos finos retirados com a lavagem do lodo representaram, na sua maior parte, microrganismos em suspensão ou floculados com alta participação no processo de metanogênese e que esta presença diminuiu em direção ao topo da manta, com o aumento da participação de material orgânico suspenso não bacteriano. Isto não foi constatado no reator 2 na fase 2, operado à temperatura ambiente, o qual foi alimentado com afluentes com maiores concentrações de SS, demonstrando que esta situação pode provocar uma distribuição mais extensa de material orgânico suspenso não bacteriano ao longo da manta, produzindo os efeitos citados para o ponto 5, porém com menor intensidade na região inferior da manta em razão da presença, relativamente, maior de lodo granulado.

No reator 2 na fase 2, operado à temperatura controlada a 30°C, a AME do lodo bruto aumentou da região superior e intermediária para a inferior da manta, sendo os valores, respectivamente, 0,07; 0,07 e 0,09 mmol CH<sub>4</sub>.(g SSV.h)<sup>-1</sup> para os pontos 5, 4 e 2. A AME do lodo lavado no ponto 5 manteve a tendência de apresentar maiores valores que no lodo bruto, porém com menores acréscimos, refletindo também os efeitos do controle da temperatura de operação a 30°C. Nos pontos 2 e 4 verificou-se a manutenção de valores semelhantes para AME no lodo bruto e lavado, confirmando a tendência do comportamento observado no lodo da região intermediária e superior da manta no reator 1.

O conjunto dos ensaios permite observar que os aumentos associados da taxa de carregamento hidráulico e orgânico e da temperatura de operação, implicando em maiores produções de biogás, incrementaram também o arraste e hidrólise de SS da manta de lodo dos reatores, podendo justificar aumentos observados na AME do lodo bruto em alguns pontos.

No ponto 2, do reator 1, houve aumento da AME entre as fases 1 e 2, com operação à temperatura ambiente. No ponto 5, em ambos reatores na fase 2, houve acréscimo acentuado na AME, com o aumento e controle da temperatura de operação a 30°C. Estes aumentos da AME com o tempo de operação devem estar

associados à adaptação e aclimação do lodo aos aumentos sucessivos das taxas de carregamento orgânico e alterações das condições ambientais (aumento e controle da temperatura de operação) refletindo-se na capacidade do reator de acomodá-las sob condições relativamente estáveis.

O conjunto dos ensaios também permitiu observar que, para o lodo bruto, nos pontos 2 e 4 do reator 2 operado à temperatura ambiente, não houve tendência de aumento da AME ao longo do tempo de operação e também o efeito positivo do aumento e controle da temperatura de operação. Isto pode estar relacionado aos menores acréscimos na TCOV e na concentração de SST do afluente no reator 2, em relação ao reator 1, na mudança das fases 1 para 2.

Com relação ao lodo lavado, esta tendência de aumento da AME, com o tempo de operação, foi observada nos pontos 5 e 4 do reator 2 e no ponto 4 do reator 1, entre as fases 1 e 2 a temperatura ambiente, relacionando-se ao comportamento do lodo bruto, podendo-se acrescentar que o lodo destes pontos sofreu renovação mais intensa devido aos descartes periódicos.

ARCAND et al. (1994) concluíram que os gradientes de atividade específica do lodo, com relação ao consumo de substrato, foram dependentes do tempo de operação e correlacionaram-se com o tamanho do grânulo. Este, por outro lado, foi função do tempo, da taxa de carregamento e do regime hidrodinâmico, de tal forma que observaram-se grânulos menores com taxas de carregamento maiores. Estes fatos associados às observações de ALPHENAAR et al. (1993) para AME e tamanho dos grânulos, citados anteriormente, consubstanciam os resultados obtidos neste trabalho.

No ponto 2 de ambos reatores, o lodo lavado tendeu a apresentar valores de AME, praticamente, idênticos, ao longo do tempo de operação. Isto pode ser atribuído à constância das características do lodo da região inferior, conforme foi observado no item 5.4.1 (para suas concentrações de SSV), estando relacionado a permanência, ao “envelhecimento” lento e/ou substituição constante dos grânulos, visto que nesta região inferior da manta não houve retiradas periódicas de lodo.

A renovação do lodo no ponto 2, aparentemente, somente se deu por meio da subida destes grânulos para a parte superior da manta e também



através de sua flotação atingindo a superfície da câmara de gás e do sedimentador, a qual foi observada com maior intensidade na fase 2 com TDH de 12 h. Principalmente no reator 1, foram observados grânulos grandes (diâmetro entre 3 e 5 mm), algumas vezes constituídos de dois ou três grânulos aderidos, os quais apresentaram menor AME e também subiram da parte inferior da manta para a superior e, em algumas situações, provocaram erosão da manta de lodo e sua flotação (discutido no item 5.4.4). Isto pode ter conduzido a observação de valores semelhantes para AME do lodo lavado dos pontos 2 e 5 no reator 1 na fase 2, com operação à temperatura ambiente e controlada a 30°C.

Para o lodo lavado, os maiores valores da AME tenderam, com o tempo de operação, a ser verificados na região intermediária e superior da manta, demonstrando maior afinidade das populações de microrganismos dos grânulos menores destas regiões pelos ácidos graxos utilizados, associado à alta permeabilidade (ALPHENAAR et al., 1993) e, conseqüentemente, maior absorção de material orgânico solúvel (RIFFAT & DAGUE, 1995). Isto está relacionado ao maior tamanho dos grânulos das regiões inferiores, que apresentaram distribuição das populações bacterianas estruturada em três camadas, enquanto, nos grânulos das regiões intermediária e superior, foram observados mais frequentemente grânulos menores e alguns com microestrutura em duas camadas, com a predominância de bactérias com morfologia semelhante à *Methanosaeta* sp (discutido no item 5.4.2).

Para o lodo bruto, que reflete melhor as condições de operação do reator, a AME tendeu, de forma geral, a ser maior na região inferior e intermediária da manta. Associado ao fato de as maiores concentrações de SSV do lodo terem sido observadas nas regiões inferiores e intermediárias da manta de lodo, demonstra-se que o maior potencial de degradação encontra-se na parte inferior da zona de reação dos reatores, como tem-se observado com freqüência nos trabalhos em que houve monitoramento da composição da água residuária ao longo da manta (WENTZEL et al., 1994).

Os valores da AME do lodo bruto, no conjunto dos experimentos, não mostraram claramente tendência de diferenças constantes e acentuadas entre os reatores 1 e 2, não caracterizando a influência dos valores das concentrações de SST do afluentes estudadas nos mesmos.

A comparação destes resultados da AME com alguns dos existentes na literatura para lodo granulado fica prejudicado, visto que a maioria deles foi realizado sob agitação, resultando, predominantemente, valores superiores (ALPHENAAR et al., 1993; DOLFING, 1987; DUBOURGUIER et al., 1988; KWONG & FANG, 1996). Algumas vezes os valores são da mesma ordem de grandeza, como os obtidos por PENNA (1994), para lodo granulado de reator UASB tratando águas residuárias de cervejaria, com valor médio de  $0,094 \text{ mmoles CH}_4 \cdot (\text{g SSV} \cdot \text{h})^{-1}$ , para ácido acético como substrato e relação DQO/SSV no frasco igual a 0,10, e de 0,232 a  $0,337 \text{ mmoles CH}_4 \cdot (\text{g SSV} \cdot \text{h})^{-1}$ , quando utilizaram-se conjuntamente os ácidos acético, propiônico e butírico e relação DQO/SSV de 0,31 a 1,76. Nos ensaios deste trabalho as relações DQO/SSV nos frascos variaram de 0,13 a 0,27. Isto também pode ter conduzido a baixos valores de AME, pois PENNA (1994) observou a existência de uma faixa mais adequada de relação DQO/SSV para o teste que conduz aos maiores valores de AME, tanto para ácidos graxos testados em separado, quanto em conjunto. Enquanto a melhor relação DQO/SSV para lodo de esgoto foi em torno de 0,40, para lodo granulado de reator UASB tratando águas residuárias de cervejaria foi 0,77.

Para condições de ensaio semelhantes, como os de ARAÚJO (1995), com biofilme anaeróbio sobre partícula de areia, pode-se considerar que os valores observados neste trabalho foram relativamente altos, demonstrando as boas características do lodo presente nos reatores. Estas possibilitaram, associadas as boas características hidrodinâmicas obtidas no projeto dos reatores (será discutido no item 5.5), a obtenção de bons resultados operacionais, mesmo em condições de altas TCOV e TCS, para afluentes com altas concentrações de SS, conforme foi discutido nos itens 5.2 e 5.3.

### **5.5. Hidrodinâmica dos reatores UASB.**

A avaliação da distribuição do tempo de detenção hidráulico para caracterização hidrodinâmica da fase líquida é muito útil na modelagem de reatores. O conhecimento do regime de escoamento e da cinética das reações conduzem ao completo entendimento do processo. O principal problema na avaliação

do regime de escoamento em reatores com biomassa é a falta de métodos confiáveis para realização de estudos com traçadores. Isto torna-se complexo quando os reatores incluem a presença de várias fases: água residuária, gás ( $\text{CO}_2$ ,  $\text{CH}_4$  ou  $\text{N}_2$ ), biomassa e espaços porosos (JIMENEZ et al., 1988a e b), como, geralmente, é o caso dos reatores UASB.

Aplicando-se o balanço de massa, aos modelos propostos para o escoamento no reator UASB (HEERTJES & VAN DER MEER, 1978; BOLLE et al., 1986a), obtém-se modelos matemáticos com muitos parâmetros experimentais, havendo necessidade de determinação dos coeficientes de recirculação, passagem direta e espaço morto, por meio de medições ao longo do reator e análise matemática complexa (PIRES & RIBEIRO, 1991). Consequentemente, alguns trabalhos (PIRES & RIBEIRO, 1990; KIMATA et al., 1993; ANDRADE, 1995; CAMPOS, 1990; ROCHA et al., 1987 entre outros) vem sendo realizados procurando-se avaliar as características do escoamento no reator UASB por meio de modelos uniparamétricos, mais simples: modelo de reatores em série com mistura completa, modelo de dispersão (escoamento pistonado disperso) de pequena e de grande intensidade (para recipiente aberto).

Considerando-se estes aspectos, serão apresentados e discutidos os resultados do ensaio de estímulo e resposta, com entrada em pulso, com o traçador cloreto de lítio ( $\text{LiCl}$ ), realizado nos reatores 1 e 2 na fase 2 com TDH de 12 h e operação à temperatura controlada a  $30^\circ\text{C}$ , cujas curvas de resposta estão ilustradas nas Figuras 88a e b, respectivamente.

Observa-se a semelhança entre as curvas de resposta, evidenciando o fato dos reatores serem construtivamente idênticos e mostrando, inicialmente, que as diferenças entre algumas características da manta de lodo, do afluente e, conseqüentemente, das condições operacionais (por exemplo: TCOV e TCS), provocando vazões diárias de biogás superiores no reator 2, aparentemente, não causaram diferenças acentuadas entre as características hidrodinâmicas. Esta constatação superficial será melhor verificada por meio das avaliações apresentadas e discutidas a seguir, neste item.

Durante o ensaio foram feitas medidas da porcentagem de  $\text{CH}_4$  no biogás e produção diária de  $\text{CH}_4$  para verificar se ocorreria alguma anormalidade,

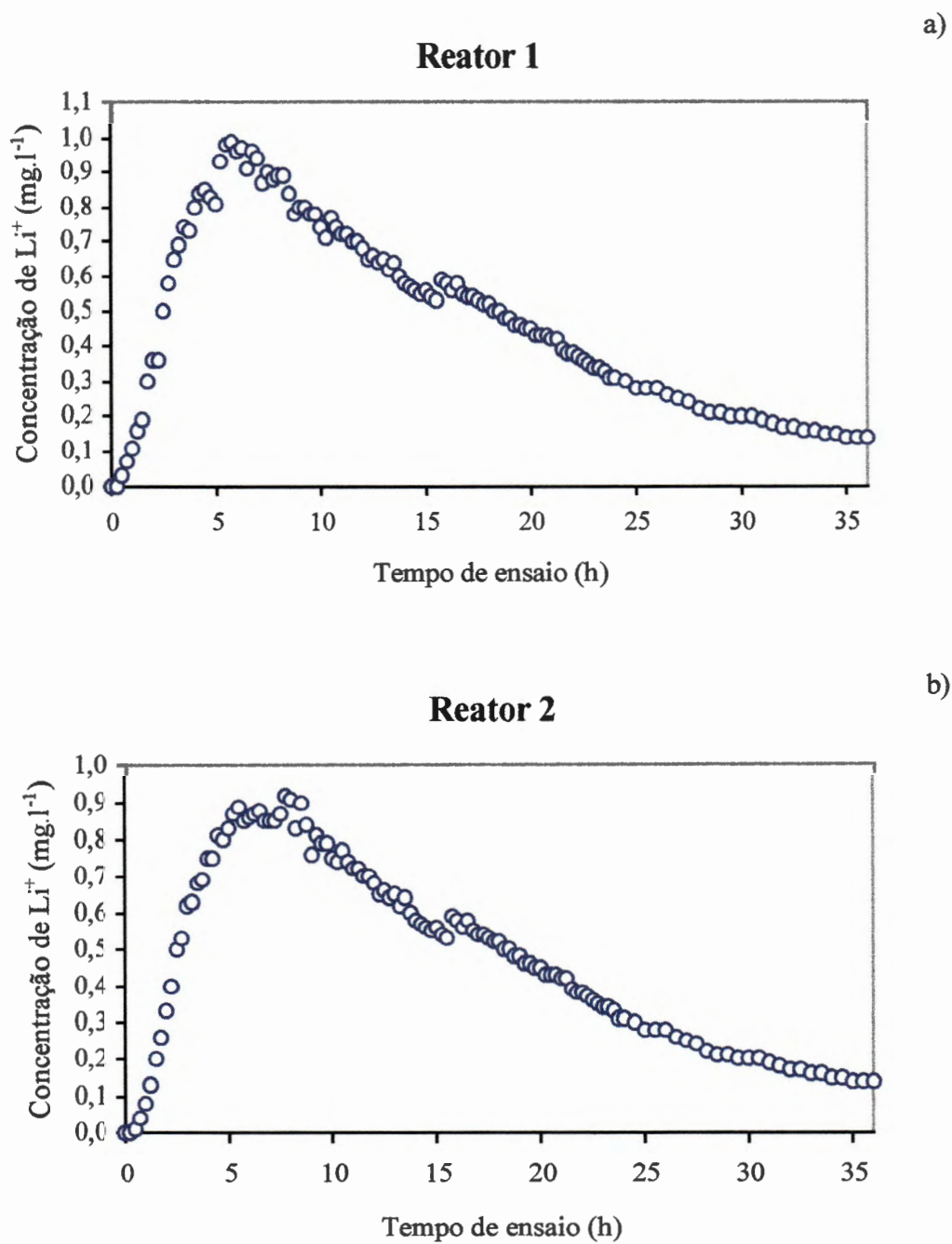


FIGURA 88. Curvas de resposta à entrada em pulso do traçador (concentração do  $\text{Li}^+$  em função do tempo), do ensaio de avaliação da distribuição do TDH, nos reatores 1 (a) e 2 (b) na fase 2 com TDH de 12 h e temperatura controlada a  $30^\circ\text{C}$ .

por exemplo, toxicidade do Li. Durante as 36 horas de ensaio, verificou-se na média, respectivamente, nos reatores 1 e 2, 80,5 e 80,6% de  $\text{CH}_4$  no biogás e produção diária de 6,796 e 12,355  $\text{NI CH}_4 \cdot \text{d}^{-1}$ , valores estes próximos às médias verificadas para as condições de operação na fase 2 com TDH de 12 h e temperatura controlada a 30°C (Tabelas 23 e 24).

Observou-se nos reatores 1 e 2, respectivamente, 92,13 e 90,51% de recuperação do traçador ao longo das 36 h de duração do ensaio, demonstrando que não houve retenção significativa do traçador no lodo no período do ensaio.

As curvas de resposta obtidas foram compatíveis com as apresentadas por ANDRADE (1995), PIRES & RIBEIRO (1991) e CAMPOS (1990) que realizaram ensaios de hidrodinâmica em reatores UASB de bancada semelhantes aos operados neste experimento e em condições operacionais parecidas.

Em ambas as curvas de resposta, podem ser observadas “caudas” prolongadas, cujas causas e consequências serão discutidas a frente, neste item.

Observaram-se, após a ocorrência do ponto de máximo, no ramo descendente de ambas as curvas de resposta (Figuras 88a e b), oscilações evidentes de alguns pontos, ocasionando o aparecimento de picos secundários. (por exemplo, para tempo de ensaio em torno de 8 e 16 h). Este modelo de curva de resposta foi apresentado por LEVENSPIEL (1974), sendo atribuído à ocorrência de recirculação interna do líquido no reator e associado ao movimento lento em reatores curtos e largos, como por exemplo, líquido em câmaras de contato gás-líquido. HEERTJES & VAN DER MEER (1978) e BOLLE et al. (1986a) verificaram a ocorrência de recirculação entre a manta e o leito de lodo e propuseram maiores alturas para a manta de lodo, a fim de amenizar este e outros distúrbios no escoamento. Isto pode indicar que a altura da zona de reação e, conseqüentemente, da manta de lodo dos reatores 1 e 2 não era suficientemente espessa para evitar esse fenômeno.

Na Tabela 51 estão apresentados os parâmetros de ajuste dos modelos matemáticos teóricos de escoamento não ideal testados (modelos de tanques em série, dispersão de pequena intensidade e dispersão de grande intensidade (para

recipiente aberto)). Observa-se que o  $\bar{t}$  foi maior que o TDH, sendo praticamente igual para os reatores 1 e 2 ( $\bar{t} = 14,0$  e  $14,2$  h, respectivamente).

Para o modelo de tanques em série o parâmetro N (número de tanques em série) apresentou valores de 2,7 e 2,8 para os reatores 1 e 2, respectivamente, e em consequência disto foram testados no modelo  $N = 2$  ou  $3$ . Neste modelo o grau de mistura é caracterizado pelo valor de N, de tal forma, que maiores valores indicam menores graus de mistura, até o caso limite de número infinito de tanques para escoamento pistonado (SWAINE & DAUGULIS, 1988). Os valores de N obtidos para os reatores 1 e 2 indicaram a ocorrência de regime de escoamento em mistura completa.

TABELA 51. Valores dos parâmetros de ajuste dos modelos de tanques em série, dispersão de grande intensidade (para recipiente aberto) e dispersão de pequena intensidade, às curvas experimentais, utilizando o traçador LiCl, nos reatores 1 e 2 na fase 2 com TDH de 12 h e temperatura controlada a 30°C.

Reator	Parâmetros <sup>(a)</sup>			
	$\bar{t}$ (h)	N	Pe <sub>g</sub>	Pe <sub>p</sub>
1	14,0	2 ou 3	10,7	5,3
2	14,2	2 ou 3	10,9	5,5

(a):  $\bar{t}$  - tempo de detenção hidráulico médio, obtido a partir das curvas experimentais; N- número de tanques em série; Pe<sub>g</sub> - número de Peclet no modelo para dispersão de grande intensidade (recipiente aberto); Pe<sub>p</sub> - número de Peclet no modelo para dispersão de pequena intensidade.

Esta indicação de característica associada a reator de mistura completa, foi em virtude da ocorrência de “caudas” prolongadas nas curvas de resposta (Figuras 88a e b), as quais podem ser atribuídas ao regime de escoamento em mistura completa existente no leito e na manta de lodo, segundo HEERTJES & VAN DER MEER (1978) e BOLLE et al. (1986a).

Após análise da distribuição do TDH de ensaios com LiCl como traçador, VAN HAANDEL & LETTINGA (1994) concluíram que, num reator

UASB em escala real tratando esgoto doméstico, o regime de escoamento aproximou-se muito mais de um reator de mistura completa do que de um reator com escoamento pistonado.

PIRES & RIBEIRO (1991), ensaiando reatores idênticos, atribuíram a longa "cauda" observada ao acúmulo de traçador na placa distribuidora e outras protuberâncias do reator, com seu lançamento posterior e lento no escoamento principal.

ANDRADE (1995), nos mesmos reatores UASB de bancada, também atribuiu a "cauda" prolongada à existência de zonas estagnadas, tendo também observado a existência de canais preferenciais. Ambos os fenômenos são responsáveis pelo aparecimento prematuro do traçador, segundo LEVENSPIEL (1974), o que foi observado com freqüência nas suas curvas de resposta.

Enquanto PIRES & RIBEIRO (1991) ensaiaram o reator com água pura (traçador: azul de metileno) e solução de carboximetilcelulose (traçador: permanganato de potássio) sem a presença de lodo biológico e de produção de gás, ANDRADE (1995) simulou a produção de gás, por meio de reação química ácido-base no interior do reator. Nos ensaios realizados por ANDRADE (1995), o leito de lodo granulado foi obtido utilizando-se polímero acrílico e álcool polivinílico como espessante. Dessa forma, mais estudos, em condições reais de operação, são necessárias para efetivar estas observações.

Outra constatação associada ao prolongamento da "cauda" das curvas de resposta (Figuras 88a e b) é a ocorrência de tempo de detenção hidráulico médio ( $\bar{t}$ ), obtido a partir das curvas de resposta experimentais (Tabela 51), maior que o tempo de detenção hidráulico teórico (TDH). Isto, segundo LEVENSPIEL (1974), está associado à possibilidade de o traçador não ser um material inerte, sendo adsorvido e/ou absorvido na biomassa (JIMENEZ et al., 1988a). ROCHA et al. (1987) atribuíram o atraso nas curvas de resposta em reatores UASB à adsorção do  $Li^+$  no lodo anaeróbio. Considerando-se a predominância de lodo granulado nos reatores 1 e 2, também poder-se-ia acrescentar, como destacado por JIMENEZ et al. (1988a) para biofilmes, a ocorrência de difusão do traçador no interior dos grânulos.

Desta forma, juntamente com as características das curvas de resposta e as avaliações feitas neste item, as quais relacionam o regime de escoamento

em mistura completa aos reatores 1 e 2, devem ser consideradas estas observações, apesar de ainda carecerem de mais estudos para sua confirmação em contraposição aos resultados experimentais de distribuição do TDH utilizando LiCl como traçador.

Para o modelo de dispersão de grande intensidade (para recipiente aberto) assim como para o modelo de dispersão de pequena intensidade, o número de Peclet ( $Pe$ ) apresentou valores semelhantes para os reatores 1 e 2, sendo, respectivamente,  $Pe_g = 10,7$  e  $10,9$  e  $Pe_p = 5,3$  e  $5,5$ . O número de Peclet define o grau de mistura nestes modelos e é obtido a partir do coeficiente de dispersão axial ( $D$ ), comprimento do reator ( $L$ ) e velocidade do líquido ( $\mu$ ), de tal forma que:  $Pe = (\mu.L).D^{-1}$ . Assim, se  $Pe = 0$  o sistema é perfeitamente misturado, enquanto se  $Pe = \infty$  o escoamento é pistonado (SWAINE & DAUGULIS, 1988). Os valores de  $Pe$  obtidos para os modelos de dispersão de pequena e grande intensidade (para recipiente aberto) indicaram alto grau de mistura nos reatores 1 e 2.

Nas Figuras 89a e b estão apresentadas as curvas experimentais de concentração *versus* tempo, normalizadas, e o conjunto de curvas ajustadas aos resultados experimentais, obtido pelos modelos de tanques em série, dispersão de grande intensidade (para recipiente aberto) e dispersão de pequena intensidade, para os reatores 1 e 2, respectivamente. Na Tabela 52 estão relacionados os coeficientes de correlação ( $r$ ) entre os valores obtidos pelos modelos matemáticos e os obtidos experimentalmente.

Observando-se as Figuras 89a e b e a Tabela 51 tem-se que o modelo de tanques em série, principalmente para  $N = 2$  ( $r = 0,97$ ), foi o mais adequado para descrição do escoamento nos reatores 1 e 2. O modelo de dispersão de pequena intensidade apresentou  $r = 0,64$  e o de dispersão de grande intensidade (para recipiente aberto) os menores valores de  $r$  ( $0,38$  e  $0,37$ , respectivamente, para os reatores 1 e 2).

PIRES & RIBEIRO (1991) indicaram o modelo de três reatores em série como o mais adequado para descrever o escoamento em reator UASB, idêntico ao utilizado neste trabalho, ensaiado com água pura e azul de metileno como traçador. KIMATA et al. (1993) observaram que o reator híbrido de UASB, ensaiado com LiCl como traçador, apresentou comportamento hidrodinâmico semelhante a reator de mistura completa ( $N = 1$ ). CAMPOS (1990) relacionou a maior tendência



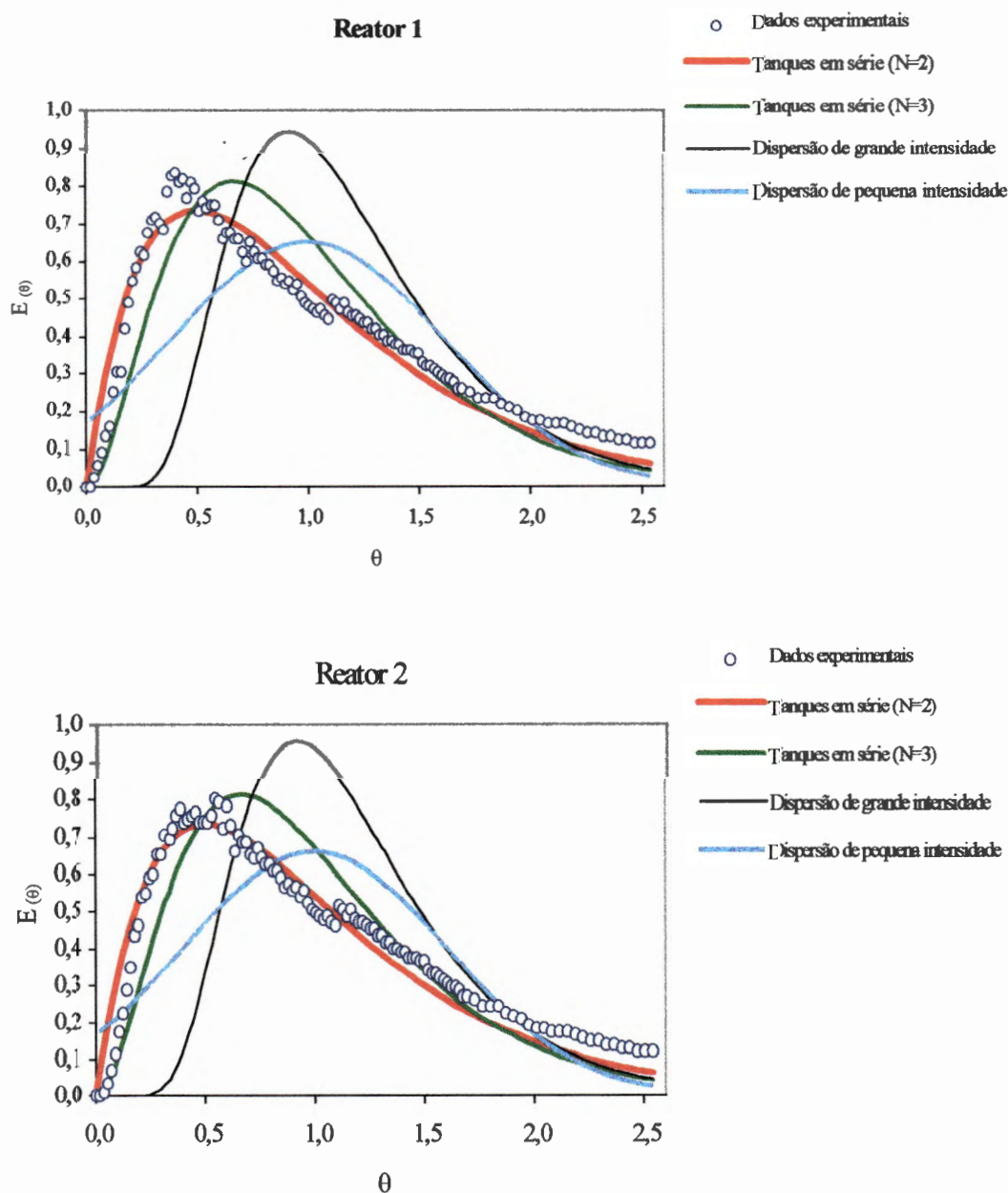


FIGURA 89. Curvas normalizadas de distribuição do tempo de detenção hidráulico obtidas experimentalmente, utilizando LiCl como traçador, e por meio dos modelos matemáticos teóricos ajustados: tanques em série (N= 2 e 3), dispersão de pequena intensidade e dispersão de grande intensidade (para recipiente aberto), para os reatores 1 e 2 na fase 2 com TDH de 12 h e temperatura controlada a 30°C.

do regime de escoamento em mistura completa, mesmo no separador de fases, em reatores UASB semelhantes aos utilizados neste trabalho, com a aplicação de menores TDH.

Assim, associando-se estas observações aos resultados obtidos neste trabalho, parece ficar clara a tendência de reatores UASB apresentarem regime de escoamento não ideal com características hidrodinâmicas mais relacionadas a reatores de mistura completa, ajustando-se melhor ao modelo matemático uniparamétrico de reatores em série, podendo o valor de  $N$  variar em virtude de condições operacionais diferentes. Nos reatores 1 e 2 apesar de algumas diferenças, como as citadas anteriormente, de concentração de sólidos na manta, atividade metanogênica específica do lodo, características do afluente (DQO e SST), TCOV, TCS e, conseqüentemente, produção de biogás, não se observaram diferenças acentuadas quanto ao ajuste dos modelos matemáticos podendo indicar que, a maior influência deve estar relacionada a diferenças no TDH, como destacado por CAMPOS (1990).

TABELA 52. Coeficientes de correlação ( $r$ ) entre os modelos de tanques em série, dispersão de grande intensidade (para recipiente aberto) e dispersão de pequena intensidade, e as curvas experimentais, utilizando o traçador LiCl, nos reatores 1 e 2 na fase 2 com TDH de 12 h e temperatura controlada a 30°C.

Reator	Coeficiente de correlação ( $r$ )			
	Tanques em série		Dispersão de grande intensidade <sup>(a)</sup>	Dispersão de pequena intensidade
	N = 2	N = 3		
1	0,97	0,90	0,38	0,64
2	0,97	0,93	0,37	0,64

(a) - modelo considerando-se recipiente aberto.

PIRES & RIBEIRO (1991) observaram que o modelo de grande dispersão (para recipiente aberto) descreveu melhor os valores iniciais da curva de resposta experimental. Associado às observações visuais dos ensaios, os

autores citaram que, ao contrário de escoamento em mistura completa, indicado pelo melhor ajuste do modelo de tanques em série ( $N = 2$  e  $3$ ) aos dados experimentais, o reator apresentava escoamento predominantemente pistonado. Porém, neste trabalho a observação das Figuras 89a e b indica que o modelo de tanques em série com  $N = 3$  ajustou-se melhor aos valores iniciais da curva de resposta experimental, e portanto reforçou as características que relacionam o regime de escoamento nos reatores 1 e 2 a mistura completa.

Aplicando-se aos dados dos ensaios de distribuição do TDH o modelo matemático para escoamento não ideal de múltiplos parâmetros proposto por REBHUN & ARGAMAN (1965) e descrito, com ampliação da aplicação, por HUDSON (1981), obtiveram-se os parâmetros  $p$  (fração de escoamento pistonado),  $(1-p)$  (fração de escoamento em mistura completa) e  $m$  (fração de espaço morto) para os reatores 1 e 2.

Para o reator 1 obtiveram-se  $p = 0,532$ ;  $(1-p) = 0,468$  e  $m = -0,62$ ; e para o reator 2  $p = 0,528$ ;  $(1-p) = 0,472$  e  $m = -0,61$ . PIRES & RIBEIRO (1991) obtiveram em reatores idênticos, ensaiados com água pura (traçador: azul de metileno) e com adição de carboximetilcelulose (traçador: permanganato de potássio), para experimentos com entrada em degrau, valores de  $p = 0,45$ ;  $(1-p) = 0,55$  e  $m = -2,65$ ; e para experimentos com entrada em pulso, como o realizado neste trabalho,  $p = 0,34$  e  $(1-p) = 0,66$ . Observa-se que os resultados de PIRES & RIBEIRO (1991) apresentaram frações de escoamento pistonado menores que os obtidos neste experimento, podendo-se atribuir a ausência da manta de lodo e de produção de gás na sua simulação.

Verificou-se a ocorrência de valores negativos para o espaço morto, na aplicação do modelo descrito por HUDSON (1981), os quais foram atribuídos por REBHUN & ARGAMAN (1965) a problemas experimentais e por HUDSON (1981), em flocladores, a problemas de projeto da saída permitindo que parte do escoamento de saída retornasse para o tanque. A verificação destes valores negativos para a fração de espaço morto ( $m$ ), entre outros fatores, sugerem que este modelo deve ser empregado com critério, o que também foi ressaltado por PIRES & RIBEIRO (1991). Além disso, a simples análise dos parâmetros  $p$  e  $m$  é insuficiente para se determinar o regime de escoamento no reator.

Porém, considerando-se: a) os resultados obtidos por HEERTJES & VAN DER MEER (1978) e BOLLE et al. (1986a), quanto ao regime de escoamento em mistura completa no leito e na manta de lodo, e o regime de escoamento pistonado no sedimentador; b) que o volume total dos reatores 1 e 2 (Figura 5) é dividido, quase que, igualmente entre a zona de reação e o separador de fases. Verifica-se portanto, que os resultados obtidos pela aplicação do modelo descrito por HUDSON (1981), com as frações  $p$  e  $(1-p)$  em torno de 0,50, pode sugerir que nos reatores 1 e 2, assim como constatado por HEERTJES & VAN DER MEER (1978) e BOLLE et al. (1986a), a região da zona de reação, ocupada na sua maior parte pelo leito e pela manta de lodo, apresentou comportamento hidrodinâmico associado ao regime de escoamento em mistura completa e o sedimentador regime de escoamento pistonado.

## 6. CONCLUSÕES

A obtenção, análise e discussão dos resultados dos experimentos com reatores UASB de bancada, tratando águas residuárias com altas concentrações de SST (500, 1000, 1500 e 2000 mg.l<sup>-1</sup>), provenientes de suinocultura, operados com TCOV de 0,82 a 8,03 kg DQO total.m<sup>-3</sup>.d<sup>-1</sup> (TCS de 0,36 a 3,37 kg SSV.m<sup>-3</sup>.d<sup>-1</sup>), em condições de temperatura ambiente e controlada a 25 e 30°C, permitiram apresentar as conclusões abaixo relacionadas, as quais serão descritas em relação aos objetivos estabelecidos e apresentados no item 1.

a) No que diz respeito ao objetivo de verificar o efeito do afluente (águas residuárias de suinocultura) com concentrações de SST de 500; 1000; 1500 e 2000 mg.l<sup>-1</sup> no desempenho de reatores UASB, operados com diferentes taxas de carregamento orgânico volumétrico (TCOV), pôde-se concluir que:

- os procedimentos adotados na fase inicial de operação: inoculação com lodo granulado, aplicação de taxas de carregamento no lodo de 0,04 e 0,08 kg DQO total.(kg SSV.d)<sup>-1</sup> e, conseqüentemente, baixas TCOV, sem recirculação do efluente, propiciaram a partida rápida dos reatores (em torno de 30 a 40 dias), a manutenção e formação de lodo granulado, mesmo com os afluentes com altas concentrações médias de SST (528 e 1081 mg.l<sup>-1</sup>) e com altas proporções de DQO devido à fração de SS (66 a 67% da DQO total);

- o principal parâmetro de projeto para afluentes com concentrações de SST variando de 1000 a 2000 mg.l<sup>-1</sup> é a TCOV e não a concentração de SST do afluente ou o TDH. Para concentrações de SST do afluente menores que 1000 mg.l<sup>-1</sup>, o parâmetro de projeto limitante pareceu ser o TDH, o qual

deve ser no mínimo 8 h, para permitir eficiências de remoção de DQO e SST da ordem de 85%;

- os reatores UASB foram eficientes na remoção da fração dissolvida e, principalmente, da fração devido à concentração de SST do afluente. Para TCOV em torno de  $5 \text{ kg DQO total.m}^{-3}.\text{d}^{-1}$  (TCS em torno de  $2 \text{ kg SSV.m}^{-3}.\text{d}^{-1}$ ), nas condições de operação à temperatura ambiente, pôde-se obter eficiências de remoção de DQO total e de SST acima de 85% e de DQO dissolvida acima de 75%. Para valores de TCOV próximos a esse estimaram-se as maiores produções específicas de metano e obtiveram-se as maiores produções diárias e taxas de acumulação de lodo na manta, independentemente da concentração de SST do afluente na faixa de 1000 a 2000  $\text{mg.l}^{-1}$ ;

- a conversão da DQO em metano no reator UASB, independentemente da água residuária, pareceu estar associada à participação da DQO dissolvida na DQO total do afluente e às características de biodegradabilidade dos SST presentes no afluente. Para TDH e temperaturas mais altas, o desempenho é melhorado, independente do tipo de reator e da água residuária com altas concentrações de SST;

- para as águas residuárias de suinocultura, a conversão da DQO em metano pareceu ser influenciada pelo tipo de reator, com o reator UASB apresentando melhor desempenho, quando comparado com os resultados, apresentados na literatura, para o filtro anaeróbio, o reator anaeróbio de chicanas e o reator anaeróbio de filme fixo e leito expandido, operados em condições semelhantes;

- os reatores UASB, em condições de operação à temperatura ambiente, não apresentaram limitações para a metabolização da fração solúvel do afluente, porque quanto maior sua concentração no afluente mais alta foi a sua eficiência de remoção, para condições de TCOV semelhantes. Com o aumento e controle da temperatura de operação a  $30^{\circ}\text{C}$ , houve tendência de diminuição da eficiência de remoção de DQO dissolvida, indicando limitações para metabolização da fração solúvel, a qual aumentou em virtude das melhores condições para hidrólise;

- as eficiências de remoção de NTK e N-org., em condições de operação à temperatura ambiente, foram mais altas para as maiores concentrações de

SST do afluente ( $1500$  e  $2000 \text{ mg.l}^{-1}$ ) e tenderam a apresentar valores máximos com TCOV de  $6 \text{ kg DQO.m}^{-3}.\text{d}^{-1}$  (TCS de  $2,4 \text{ kg SSV.m}^{-3}.\text{d}^{-1}$ );

- a relação AI:AP expressou indiretamente, com sensibilidade, alterações no comportamento dos reatores 1 e 2, apresentando-se como um parâmetro útil para o acompanhamento de reatores UASB, sendo de fácil obtenção analítica e

- o descarte periódico de lodo, da parte superior da manta, onde mais se acumulou lodo suspenso e floculento, deve ser considerado como uma medida necessária quando forem operados reatores UASB com afluentes com altas concentrações de SST, como as provenientes de suinocultura.

b) No que diz respeito ao objetivo de verificar o efeito da temperatura de operação a  $25^{\circ}\text{C}$  e  $30^{\circ}\text{C}$  no desempenho dos reatores alimentados com afluente com SST de  $1500$  e  $2000 \text{ mg.l}^{-1}$ , pôde-se concluir que:

- o aumento e controle da temperatura de operação, a  $25$  e  $30^{\circ}\text{C}$ , propiciou melhoria do desempenho e da estabilidade dos reatores UASB, no que diz respeito às eficiências de remoção de DQO, SST e N-org., produção de metano e acumulação de lodo. O efeito foi mais acentuado no reator 2, alimentado com maiores concentrações de SST no afluente ( $2000 \text{ mg.l}^{-1}$ );

- o aumento e controle da temperatura de operação, a  $25$  e  $30^{\circ}\text{C}$ , pareceu ser essencial para a acomodação de TCOV maiores que  $5 \text{ kg DQO total.m}^{-3}.\text{d}^{-1}$  (TCS  $2 \text{ kg SSV.m}^{-3}.\text{d}^{-1}$ ) e obtenção de eficiências de remoção de DQO total e SST iguais ou superiores a  $85\%$ . Considerando-se a relação custo-benefício, o controle da temperatura a  $25^{\circ}\text{C}$ , pareceu ser mais favorável para concentrações do afluente de  $2000 \text{ mg.l}^{-1}$ ;

- o efeito do aumento e controle da temperatura de operação foi maior sobre a remoção de SST. Os mecanismos de remoção foram bioquímicos, mediante a melhoria nas condições de hidrólise, que se refletiram em aumentos na produção de metano e de lodo granulado, floculado e suspenso na manta; e físicos, por meio da interceptação e/ou adsorção de material orgânico particulado no lodo da manta e flotação de lodo na superfície do sedimentador e da câmara de gás e

- a maior remoção de DQO total, dissolvida e devido à fração de SS no reator 2, nas condições de temperatura controlada a 25°C, pareceu estar relacionada à presença de grânulos menores na sua manta de lodo. Os grânulos menores tendem à apresentar maior AME, maior capacidade de absorção e adsorção de matéria orgânica, mesmo em condições de temperatura mais baixa que os grânulos maiores, implicando em remoções mais altas. O desenvolvimento destes grânulos menores pode ter sido consequência das maiores TCOV aplicadas no reator 2.

c) No que diz respeito ao objetivo de verificar o comportamento da manta de lodo, quanto ao crescimento, à atividade metanogênica, à estrutura microbiana e composição química dos grânulos, e sua deterioração causada pela flotação de lodo granulado, pôde-se concluir que:

- a composição das águas residuárias de suinocultura pode ter favorecido a manutenção e formação de lodo granulado, em virtude de conter N-amoniaco em concentrações não limitantes ao processo de digestão anaeróbia, alta participação de SSV nos SST (acima de 82%), entre outras características, como as que propiciaram a constatação de maiores concentrações de Al, Fe, Ni, Cu e Mn na região central dos grânulos;

- a operação dos reatores UASB com valores médios de concentração de SST no afluente de 467 a 2274 mg.l<sup>-1</sup> não foram prejudiciais para o estabelecimento do processo de granulação do lodo da manta. Os grânulos formados apresentaram-se constituídos predominantemente por bactérias e, em menor proporção, por polímeros extracelulares e minerais precipitados;

- a ocorrência de minerais precipitados incrustados nas paredes dos grânulos, com a presença constante de P na sua constituição, indica que a precipitação de fósforo deve ter tido participação importante na sua remoção;

- os grânulos maiores, de coloração preta e algumas vezes cinza, estiveram presentes, com maior frequência, nas regiões inferiores e intermediárias da manta de lodo. Eles apresentaram a distribuição de morfologias bacterianas de forma estruturada ao longo da parede, sendo dividida basicamente em três camadas. Os grânulos pretos menores estiveram presentes, com maior frequência, na região superior da manta de lodo e também apresentaram-se estruturados em três



camadas. Porém, em alguns exames eles apresentaram-se estruturados em duas camadas;

- a formação, predominante, de grânulos estruturados em três camadas na manta de lodo, pareceu estar associada à composição do afluente, contendo, principalmente, carboidratos, proteínas e lipídeos;

- a formação de grânulos estruturados em duas camadas, com maior presença de bactérias metanogênicas semelhantes ao gênero *Methanosaeta* na camada superficial, pareceu estar relacionada a menor "idade" destes grânulos, a estes grânulos estarem sujeitos a maiores forças de cisalhamento na superfície da manta de lodo e à estratificação do substrato ao longo da manta, com a diminuição das concentrações de DQO do líquido em direção ao topo da manta de lodo;

- nos grânulos examinados, as bactérias metanogênicas predominantes foram semelhantes ao gênero *Methanosaeta*, na forma de bacilos isolados, filamentos curtos e filamentos longos. Isto pode ser atribuído a fatores como: a origem do lodo de inóculo, a manutenção no reator de concentrações de ácidos voláteis totais, sempre baixas, inferiores a 100 mg.l<sup>-1</sup> e a composição da água residuária;

- a possível presença dos polímeros extracelulares nas três camadas dos grânulos, sugerida por meio das observações no MEV e dos padrões de distribuição de P e Ca, parece ter sido importante na manutenção da sua integridade. Os minerais precipitados foram encontrados incrustados, com maior frequência, na camada externa do grânulo e apresentaram na sua composição química P, Ca, S, Fe, Al e Si, podendo terem sido um fator de enrijecimento da parede do grânulo. Assim, ambos os componentes do grânulo podem ter contribuído para a sua estabilidade;

- a composição química dos grânulos apresentou P e Ca como principais constituintes, seguidos de S, Si, Al, Fe, Zn, Cu e Mg, excluindo-se C, H, O e N não detectados pelo equipamento utilizado;

- a maior concentração dos elementos químicos P e S foi verificada na camada interna e região central do grânulo, onde predominaram bactérias metanogênicas semelhantes ao gênero *Methanosaeta*, as quais apresentam altas concentrações desses elementos em sua composição;

- a acumulação de lodo nos reatores UASB foi diretamente influenciada pela concentração de SST do afluente. O aumento da TCOV, associado à diminuição da temperatura de operação, diminuiu a acumulação de lodo nos reatores UASB, em virtude da remoção física do lodo (flotação de lodo granulado, floculento e suspenso) e das condições desfavoráveis de temperatura para o crescimento dos microrganismos;

- os grânulos maiores, pretos e acinzentados, flotaram com maior frequência. A flotação dos grânulos esteve associada à formação de espaços vazios, em virtude do aparecimento de uma fenda concêntrica contínua, separando as camadas externa e interna, e da ocorrência de grânulos “ocos”, com a região central vazia. Nestes espaços vazios pode ter havido o aprisionamento de gás, diminuindo a densidade do grânulo e provocando a sua flotação;

- o surgimento dos espaços vazios nos grânulos flotados pareceu estar relacionado à formação de grânulos muito grandes, estruturados em camadas e com a predominância de biomassa acidogênica na camada externa, e à conglomeração de grânulos. Estes fenômenos podem estar associados às altas concentrações de bactérias acidogênicas no lodo dos reatores;

- os mecanismos de formação dos espaços vazios e do aprisionamento de gás nos grânulos flotados parecem estar relacionados à diminuição da porosidade dos grânulos e, conseqüentemente, à limitação de difusão de substrato e de saída do gás produzido no interior do grânulo. Os produtos de lise de bactérias acidogênicas e hidrolíticas, com alta taxa de morte e decaimento, presentes na camada externa dos grânulos, podem ter diminuído a sua permeabilidade;

- a presença, mais freqüente, de minerais precipitados na camada externa dos grânulos flotados, pode ter causado o seu enrijecimento e mineralização, implicando na possibilidade de diminuição da sua permeabilidade à entrada de substrato e saída de gás;

- a flotação de grânulos menores, pretos, que não apresentaram os espaços vazios internos, pareceu estar associada à presença maior de bactérias metanogênicas semelhantes ao gênero *Methanosaeta* na sua camada externa. Isto pode ter lhe conferido características de superfície hidrofóbica, a qual as bolhas de gás tendem a aderirem-se fortemente, conduzindo à perda dos grânulos por arraste;

- a atividade metanogênica específica do lodo (AME) não foi afetada pelas diferenças de concentrações de SST do afluente de 500 e 1000 mg.l<sup>-1</sup>. Para concentrações de SST do afluente de 1500 e 2000 mg.l<sup>-1</sup>, os valores da AME tenderam a ser maiores para o lodo lavado, nas regiões intermediária e superior da manta de lodo, em condições de operação à temperatura ambiente. Estes resultados indicaram o efeito negativo do material orgânico não bacteriano, acumulado nestas regiões da manta, sobre a AME volumétrica do lodo bruto;

- o aumento e controle da temperatura de operação, a 30°C, proporcionou aumentos significativos nos valores da AME do lodo bruto, na região superior da manta. Isto ocorreu em virtude da melhoria das condições para desenvolvimento dos microrganismos e hidrólise de SS, conseqüentemente, diminuindo a sua influência na AME;

- a tendência do lodo granuloso, presente nas regiões superior e intermediária da manta, de apresentar maiores valores de AME, pareceu estar relacionada ao menor tamanho dos grânulos, principalmente no reator 2 na fase 2 e

- o lodo da região inferior da manta de lodo apresentou características semelhantes, no que diz respeito à concentração de SSV e AME, durante a realização dos experimentos. Isto mostra que para um lodo bem adaptado, suas características no leito podem ser consideradas constantes no tempo e espaço em condições de estabilidade do reator.

d) No que diz respeito ao objetivo de verificar as características hidrodinâmicas dos reatores, pôde-se concluir que:

- os valores dos parâmetros de ajuste, às curvas experimentais, do modelo matemático uniparamétrico de tanques em série indicaram a ocorrência, nos reatores UASB, de regime de escoamento não ideal com características hidrodinâmicas relacionadas a reatores de mistura completa. Houve indicações da ocorrência de recirculação interna do líquido e

- O modelo matemático uniparamétrico de tanques em série, para  $N = 2$ , foi o mais adequado para descrição do escoamento nos reatores UASB, apresentando coeficiente de correlação de 0,97. As diferenças, entre os reatores 1 e 2, de concentração de SSV na manta de lodo, AME, características do afluente (DQO e

SST), TCOV, TCS e, conseqüentemente, produção de biogás, não causaram diferenças acentuadas quanto ao ajuste dos modelos matemáticos uniparamétricos.

e) No que diz respeito ao objetivo de estabelecer algumas diretrizes para o projeto e operação de reator UASB alimentado com águas residuárias de suinocultura, na faixa de concentração de SST estudada, pôde-se obter, a partir da transcrição de conclusões anteriormente apresentadas, que:

- a inoculação com lodo granulado, a aplicação de taxas de carregamento no lodo de 0,04 e 0,08 kg DQO total.(kg SSV.d)<sup>-1</sup> e, conseqüentemente, baixas TCOV, sem recirculação do efluente, podem propiciar a partida rápida dos reatores (em torno de 30 a 40 dias), a manutenção e formação de lodo granulado, mesmo com os afluentes com altas concentrações médias de SST (528 e 1081 mg.l<sup>-1</sup>) e com altas proporções de DQO devido à fração de SS (66 a 67% da DQO total);

- o principal parâmetro de projeto para afluentes com concentrações de SST variando de 1000 a 2000 mg.l<sup>-1</sup> é a TCOV. Para concentrações de SST do afluente menores que 1000 mg.l<sup>-1</sup>, o parâmetro de projeto limitante pareceu ser o TDH, o qual deve ser no mínimo 8 h, para permitir eficiências de remoção de DQO e SST da ordem de 85%;

- para TCOV em torno de 5 kg DQO total.m<sup>-3</sup>.d<sup>-1</sup> (TCS em torno de 2 kg SSV.m<sup>-3</sup>.d<sup>-1</sup>), nas condições de operação à temperatura ambiente, pôde-se obter eficiências de remoção de DQO total e de SST acima de 85% e de DQO dissolvida acima de 75%;

- o descarte periódico de lodo, da parte superior da manta, deve ser considerado como medida necessária quando forem operados reatores UASB com afluentes com altas concentrações de SST, como as provenientes de suinocultura e

- o aumento e controle da temperatura de operação, a 25 e 30°C, pareceu ser essencial para a acomodação de TCOV maiores que 5 kg DQO total.m<sup>-3</sup>.d<sup>-1</sup> (TCS 2 kg SSV.m<sup>-3</sup>.d<sup>-1</sup>) e obtenção de eficiências de remoção de DQO total e SST iguais ou superiores a 85%. Considerando-se a relação custo-benefício, o controle da temperatura a 25°C, pareceu ser mais favorável para concentrações do afluente de 2000 mg.l<sup>-1</sup>

## 7. RECOMENDAÇÕES

- Utilizar outros tipos de lodo de inóculo, mantendo-se os procedimentos de partida adotados neste trabalho para os reatores UASB tratando águas residuárias contendo altas concentrações de SST, provenientes de suinocultura. Essa recomendação deve-se a dificuldade de obtenção de lodo granulado para partida de reatores piloto e em escala real e a necessidade de mais estudos sobre a granulação do lodo nestas condições de operação.

- Caracterização física, química, bioquímica e microbiológica mais detalhada possível das águas residuárias a serem tratadas em reatores UASB e dos seus respectivos efluentes, considerando-se a necessidade do estabelecimento de relações mais precisas, por exemplo, com o processo de granulação.

- Baseando-se nos resultados obtidos neste trabalho, avaliar o desempenho de um reator UASB em escala piloto para tratamento de águas residuárias de suinocultura, introduzindo-se alguma(s) operações físicas unitárias (sedimentação e/ou peneiramento) para tratamento primário.

- Em projetos de reatores UASB onde ocorra a possibilidade de formação de camada de espuma e flotação intensa de lodo, como ocorreu com os alimentados com águas residuárias de suinocultura, deve-se adotar o sistema de coleta do efluente no decantador com tubos perfurados, associado a um sistema de retirada da camada de espuma.

- Estudar o efeito de concentrações de SST do afluente mais elevadas para operação de reatores UASB, alimentados com águas residuárias de suinocultura e outras, visando o estabelecimento de limites mais amplos, a partir de resultados experimentais, e a aproximação das condições do resíduo bruto, para diminuir os custos das estruturas de tratamento primário.

- Avaliar o desempenho de outros reatores anaeróbios de alta taxa para o tratamento de águas residuárias de suinocultura

- Desenvolver métodos para obtenção da taxa de hidrólise dos SS em reatores UASB, para avaliar-se, com maior precisão, a contribuição da remoção bioquímica e física de SS. Utilizar águas residuárias com SS com diferentes características de biodegradabilidade.

- Aprimorar as determinações das produções de biogás e de lodo, para obtenção de balanços de massa mais confiáveis e precisos.

- Prosseguir com trabalhos avaliando o efeito da temperatura de operação, na faixa mesofílica, sobre o desempenho de reatores UASB. Testar faixa mais ampla de valores de temperatura e avaliar o efeito das variações em diferentes amplitudes e faixas. Realizar estes estudos com águas residuárias solúveis e contendo SS com diferentes características de biodegradabilidade.

- Aprofundar o estudo do processo de granulação e sua deterioração em reatores UASB alimentados com águas residuárias com altas concentrações de SST.

- Aprofundar o estudo dos microrganismos hidrolíticos presentes em reatores UASB. Verificar o papel dos grânulos na hidrólise de SS.

- Estudar o papel dos protozoários anaeróbios no tratamento de águas residuárias contendo altas concentrações de SST, de diferentes procedências, em reatores UASB.

- Aprofundar o estudo dos mecanismos de precipitação de minerais nos processos anaeróbios de tratamento de águas residuárias, particularmente no reator UASB. Verificar a composição dos precipitados, a cinética química de sua formação, sua influência na AME do lodo e, conseqüentemente, no desempenho do reator. Avaliar a aplicação deste lodo como adubo organo-mineral.

- Avaliar a flotação de lodo em reatores UASB, no que diz respeito à sua quantificação e aos mecanismos envolvidos na sua ocorrência. Verificar, entre outros fatores, a influência das condições operacionais e das características das águas residuárias solúveis e complexas. A partir destes resultados, estudar procedimentos para o controle da flotação de lodo.

- Aprofundar os estudos dos mecanismos de deterioração da AME do lodo pelos SS presentes nas águas residuárias.

- Realizar mais estudos sobre métodos de avaliação da AME do lodo e a influência das variáveis envolvidas na realização do ensaio, como por exemplo, relação DQO/SSV, concentração dos ácidos voláteis, utilização conjunta de e individual dos ácidos voláteis, entre outras.

- Realizar ensaios de hidrodinâmica em reatores UASB, em condições reais de operação, utilizando outros traçadores e aplicando modelos matemáticos uniparamétricos e multiparamétricos, para comparação com os resultados obtidos com o LiCl. A partir de resultados consistentes, sendo exequível, aplicar modelos biocinéticos para obtenção de coeficientes que auxiliem no projeto e acompanhamento da operação de reatores UASB, alimentados com águas residuárias solúveis e complexas.

## 8. REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- ALIBHAI, K.R.K.; FORSTER, C.F. Physicochemical and biological characteristics of sludges produced in anaerobic upflow sludge blanket reactors. *Enzyme Microb. Techn.*, v.8, p.601-606, 1986a.
- ALIBHAI, K.R.K.; FORSTER, C.F. An examination on the granulation process in UASB reactors. *Environmental Technology Letters*, v.7, p. 193-200, 1986b.
- ALPHENAAR, P.A.; PÉREZ, M.C; LETTINGA, G. The influence of substrate transport limitation on porosity and methanogenic activity of anaerobic sludge granules. *Appl. Microbiol. Biotechnol.*, v.39, p.276-280, 1993.
- ALPHENAAR, P.A. et al. Determination of the permeability and porosity of anaerobic sludge granules by size exclusion chromatography. *Appl. Microbiol. Biotechnol.*, v.36, p.795-799, 1992.
- ALVAREZ, M.V. Tratamiento anaerobio del sobrenadante del residuales de cebadero de toros usando um processo UASB. In: TRATAMIENTO ANAEROBIO DE AGUAS RESIDUALES EN AMERICA LATINA, Ciudad de México, 1990. *Memorias*. Ciudad de México, Instituto de Ingeniería, 1990. p. 107-117.
- ANDRADE, M.A.N. *Procedimentos para simulação física de reatores anaeróbios de escoamento ascendente e manta de lodo (UASB), visando o estudo de seu comportamento hidrodinâmico*. São Carlos-SP, 1995. 146p. Dissertação (Mestrado) - Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo.
- APHA, AWWA, WPCF. *Standard methods for the examination of water and wastewater*. 15 th edition, Washington D.C, American Public Health Association, 1985.
- ARAÚJO, J.C. de. *Caracterização e evolução do biofilme em reator anaeróbio de leito fluidificado alimentado com esgoto sanitário sintético*. São Carlos-SP, 1995.



- 158p. Dissertação (Mestrado) - Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo.
- ARCAND, Y. et al. Impact of the reactor hydrodynamics and organic loading on the size and activity of anaerobic granules. *The Chemical Engineering Journal*, v.56, p. B23-B35, 1994.
- BICUDO, J.R.; SVOBODA, I.F. Intermittent aeration of pig slurry - farm scale experiments for carbon and nitrogen removal. *Wat. Sci. Tech.*, v.32, n.12, p.83-90, 1995.
- BOLLE, W.L. et al. Modeling the liquid flow in up-flow anaerobic sludge blanket reactors. *Biotechnology and Bioengineering*, v.28, p.1615-1620, 1986a.
- BOLLE, W.L. et al. An integral dynamic model for the UASB reactor. *Biotechnology and Bioengineering*, v.28, p.1621-1636, 1986b.
- BOLLE, W.L. et al. Kinetics of anaerobic purification of industrial wastewater. *Biotechnology and Bioengineering*, v.28, p.542-548, 1986c.
- BOLTE, J.P., HILL, D.T, WOOD, T.H. Anaerobic digestion of screened swine waste liquids in suspended particle attached growth reactors. *Transactions of the ASAE*, v.29, n.2, p.543-549, 1986.
- BOORAM, C.V.; SMITH, R.J.; HAZEN, T.E. Crystalline phosphate precipitation from anaerobic animal waste treatment lagoon liquors. *Transactions of the ASAE*, v.18, p.340-343, 1975.
- BORZACCONI, L.; LÓPEZ, I.; VIÑAS, M. Application of anaerobic digestion to the treatment of agroindustrial effluents in Latin America. *Wat. Sci. Tech.*, v.32, n.12, p.105-111, 1995.
- BRUMM, M.C.; SUTTON, A.L.; JONES, D.D. Effect of season and pig size on swine waste production. *Transactions of the ASAE*, v.23, n.1, p.165-168, 1980.
- BRUMM, T.J. & NYE, J.C. Dilute swine waste treatment in an anaerobic filter. In: INDUSTRIAL WASTE CONFERENCE, 36th, Purdue University, West Lafayette, USA. *Proceedings*. Ann Arbor Science Publisher, 1981. p.453-461.
- BUCHANAN, J.R.; MOTE, C.R.; ROBINSON, R.B. Thermodynamics of struvite formation. *Transactions of the ASAE*, v.37, n.2, p.617-621, 1994.

- CAETANO, L. *Proposição de um sistema modificado para quantificação de biogás*. Botucatu - SP., 1985. 75p. Dissertação (Mestrado) - Faculdade de Ciências Agrônômicas, Universidade Estadual Paulista.
- CALLADO, N.H. *Estudo da toxicidade do sulfato em reatores anaeróbios de manta de lodo (UASB)*. São Carlos - SP., 1992. Dissertação (Mestrado) - Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo.
- CALLANDER, I.J.; BARFORD, J.P. Improved anaerobic digestion of pig manure using a tower fermenter. *Agricultural Wastes*, v.11, p.1-24, 1984.
- CAMPOS, C.M.M. *Physical aspects affecting granulation in UASB reactors*. England, 1990. 461p. Tese (Ph.D) - University of Newcastle Upon Tyne.
- CAMPOS, J.R. *Remoção de DQO e de nitrogênio em um sistema de três reatores biológicos de filme fixo em série*. São Carlos - SP., 1989. 295p. Tese (Livre-Docência) - Escola de Engenharia de São Carlos - Universidade de São Paulo.
- CHATEAUBRIAND, A.D. et al. Efeito de dejetos de suínos aplicados em irrigação por sulco na cultura do milho (*Zea mays* L.). *Revista Ceres*, v.36, n.205, p.264-277, 1989.
- CHIUMENTI, R. et al. Low temperature pig slurry anaerobic digestion in an up-flow fixed bed reactor after liquid/solid separation. In: CONFERENCIA INTERNACIONAL DE MECANIZACION AGRARIA, 21, SEMINARIO DE FAO-CNRE: TECNOLOGIAS DE PRODUCCION DE BIOGAS, Zaragoza - Espanha, 10/13 abril 1989. *Annals*. Zaragoza, Asociacion Nacional de Ingenieros Agronomos, 1989. p. 33-39.
- CHOU, C.Y.; HU, Y.Y.; HUANG, J.C. Automatic control for swine wastewater treatment systems. In: INTERNATIONAL SYMPOSIUM ON AGRICULTURAL AND FOOD PROCESSING WASTES, 7th, Chicago, 1995. *Proceedings*. Chicago, ASAE, 1990. p.137-143.
- CINTOLI, R. et al. Ammonium uptake by zeolite and treatment in UASB reactor of piggery wastewater. *Wat. Sci. Tech.*, v.32, n.12, p.73-81, 1995.
- CIOLA, R. *Fundamentos de cromatografia a gás*. 2ª ed., São Paulo, Edgard Blücher, 1985.

- CLANTON, C.J. et al. Swine manure characterization as affected by environmental temperature, dietary level intake, and dietary fat addition. *Transactions of the ASAE*, v.34, n.5, p.2164-2170, 1991.
- COBB, S.A., HILL, D.T. A comparative analysis of two synthetic media for suspended particle-attached growth anaerobic fermentation. *Transactions of the ASAE*, v.32, n.1, p.223-227, 231, 1989.
- COBB, S.A., HILL, D.T. Effect of media fill ratio and hydraulic retention time on suspended particle-attached growth fermenter performance. *Transactions of the ASAE*, v.31, n.3, p.856-866, 1988.
- COLLERAN, E. Report on the technological aspects of granulation. In: GRANULAR ANAEROBIC SLUDGE; MICROBIOLOGY AND TECHNOLOGY - GASMAT, Lunterun, Netherlands, 25-27 october 1987. *Proceedings*. Wageningen, Pudoc, 1988. p.237-240.
- COLLERAN, E., BARRY, M., WILKIE, A., NEWELL, P. J. Anaerobic digestion of agricultural wastes using the upflow anaerobic filter design. *Process Biochemistry*, March/April, p.12-17, 41, 1982.
- COSTA, R.H.R. da; SILVA, F.C.M. da; OLIVEIRA, P.A.V. de. Preliminary studies on the use of lagoons in the treatment of hog waste products. In: INTERNATIONAL SPECIALIST CONFERENCE AND WORKSHOP ON WASTE STABILIZATION PONDS TECHNOLOGY AND APPLICATIONS, 3rd, João Pessoa-PB - Brasil, 1995. *Preprint volume*. João Pessoa, IAWQ, 1995. 8p.
- CURDS, C.R. *Protozoa and the water industry*. Cambridge, Universty Press, 1992.
- DAFFONCHIO, D.; THAVEESRI, J.; VERSTRAETE, W. Contact angle measurement and cell hydrophobicity of granular sludge from upflow anaerobic sludge bed reactors. *Applied and Environmental Microbiology*, v.61, n.10, p.3676-3680, 1995.
- DAGUE, R.R.; HABBEN, C.E.; PIDAPARTI, S.R. Initial studies on the anaerobic sequencing batch reactor. *Wat. Sci. Tech.*, v.26, n.9-11, p.2429-2432, 1992.
- DEFOUR, D. et al. Field experience with different systems for biomass accumulation in anaerobic reactor technology. *Wat. Sci. Tech.*, v.30, n.12, p.181-191, 1994.

- DE NARDI, I.R. *Influência das características do traçador nas curvas de distribuição de tempos de residência em reator anaeróbio horizontal de leito fixo (RAHLF)*. São Carlos-SP., 1997. 91p. Dissertação (Mestrado) - Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo.
- DILALLO, R., ALBERTSON, O.E. Volatile acids by direct filtration. *Journal WPCF*, v.33, n.4, p.356-365, abril 1961.
- DOLFING, J. *Microbiological aspects of granular methanogenic sludge*. Wageningen-The Netherlands, 1987. 70 p. Tese (Ph.D) - Agricultural University.
- DOLFING, J.; BLOEMEN, W.G.B.M. Activity measurements as a tool to characterize the microbial composition of methanogenic environments. *Journal Microbial Methods*, v.4, p.1-12, 1985.
- DUBOURGUIER, H.C. et al. Structural characteristics and metabolic activities of granular methanogenic sludge on a mixed defined substrate. In: GRANULAR ANAEROBIC SLUDGE; MICROBIOLOGY AND TECHNOLOGY - GASMAT, Lunterun, Netherlands, 25-27 october 1987. *Proceedings*. Wageningen, Pudoc, 1988a. p.78-86.
- DUBOURGUIER, H.C.; PRENSIER, G.; ALBAGNAC, G. Structure and microbial activities of granular anaerobic sludge. In: GRANULAR ANAEROBIC SLUDGE; MICROBIOLOGY AND TECHNOLOGY - GASMAT, Lunterun, Netherlands, 25-27 october 1987. *Proceedings*. Wageningen, Pudoc, 1988b. p.18-33.
- FANG, H.H.P.; KWONG, T.S. Degradation of starch particulates in a hybrid reactor. *Wat. Sci. Tech.*, v.30, n.4, p. 97-104, 1994.
- FANG, H.H.P.; CHUI, H.K.; LI, Y.Y. Effect of degradation kinetics on the microstructure of anaerobic biogranules. *Wat. Sci. Tech.*, v.32, n.8, p. 165-172, 1995.
- FANG, H.H.P.; CHUI, H.K.; LI, Y.Y. Microbial structure and activity of UASB granules treating different wastewaters. *Wat. Sci. Tech.*, v.30, n.12, p. 87-96, 1994.
- FANG, H.H.P. et al. Treatment of brewery effluent by UASB process. *Journal of Environmental Engineering*, v.116, n.3, p.454-460, 1990.

- FANNIN, K.F. Start-up, operation, stability and control. In: CHINOWETH, D.P.; ISAACSON, R. *Anaerobic digestion of biomass*. London, Elsevier Applied Science, 1987. p.171-196.
- FISCHER, J.R.; IANNOTTI, E.L.; FULHAGE, C.D. Production of methane gas from combinations of wheat straw and swine manure. *Transactions of the ASAE*, v.26, p.546-548, 1983.
- FLORENCIO, L. Comunicação pessoal, 1995.
- FLOYD, J.R.S.; HAWKES, F.R. Operation of a laboratory-scale tubular digester on piggery waste. *Agricultural Wastes*, v.18, p.39-60, 1986.
- FORSTER, C.F. Anaerobic upflow sludge blanket reactors: aspects of their microbiology and their chemistry. *Journal of Biotechnology*, v.17, p.221-232, 1991.
- FORESTI, E. *Efeitos da concentração inicial do substrato no desempenho de reatores anaeróbios de fluxo ascendente com manta de lodo*. São Carlos-SP, 1987. 147p. Tese (Livre Docência) - Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo.
- FORESTI, E. Fundamentos do processo de digestão anaeróbia. In: TALLER Y SEMINARIO LATINOAMERICANO SOBRE TRATAMIENTO ANAEROBIO DE AGUAS RESIDUALES, 3, 25-28 octubre 1994, Montevideo-Uruguai. *Anales*. Montevideo, Universidad de la Republica, 1994. p.97-110.
- GILBERTSON, C.B.; NIENABER, J.A. Evaluation of an underfloor swine manure flush system with settling basin and lagoon. *Transaction of the ASAE*, v. 22, p.1381-1384, 1979.
- GROTHENIUS, J.T.C. et al. Bacteriological composition and structure of granular sludge adapted to different substrates. *Applied and Environmental Microbiology*, v.57, p.1942-1949, 1991.
- GUIOT, S.R.; PAUSS, A.; COSTERTON, J.W. A structured model of the anaerobic granule consortium. In: INTERNATIONAL SYMPOSIUM ON ANAEROBIC DIGESTION, 6º, São Paulo, 1991. *Paper Preprints*. São Paulo, ABES/CETESB/IPT/SABESP/IAWPRC, 1991. p. 1-10.

- HASHEIDER, R.J. & SIEVERS, D. Limestone bed anaerobic filter for swine manure-Laboratory Study. *Transactions of the ASAE*, v.27, n.3, p.834-839, 1984.
- HEERTJES, P.M.; VAN DER MEER, R.R. Dynamics flow in an up-flow reactor used for anaerobic treatment of wastewater. *Biotechnology and Bioengineering*, v.20, p.1577-1594, 1978.
- HICKEY, R.F. et al. Start-up, operation, monitoring and control of high-rate anaerobic treatment systems. *Wat. Sci. Tech.*, v.24, n.8, p.207-255, 1991.
- HILL, D.T., BOLTE, I.P. Bio-retentive properties of synthetic media for anaerobic digestion of animal waste. *Transactions of the ASAE*, v.35, n.2, p.711-715, 1992.
- HILL, D.T., BOLTE, I.P. Synthetic fixed media reactor performance treating screened swine waste liquids. *Transactions of the ASAE*, v.31, n.5, p.1525-1531, 1988.
- HILL, D.T., BOLTE, I.P. Evaluation of suspended particle-attached growth fermenters treating liquid swine waste. *Transactions of the ASAE*, v.29, n.6, p.1733-1738, 1986.
- HIRATA, Y.S. Experiências e perspectivas do tratamento anaeróbico de efluentes industriais no Brasil. In: TALLER Y SEMINARIO LATINOAMERICANO "TRATAMIENTO ANAEROBIO DE AGUAS RESIDUALES", 3º, Montevideo, 1994. *Memorias*. Montevideo, Universidad de La Republica, 1994. p.281-292.
- HOBSON, P.N.; SHAW, B.G. The bacterial population of piggery-waste anaerobic digesters. *Wat. Res.*, v.8, p.507-516, 1974.
- HOLMBERG, R.D., HILL, D.T., PRINCE, T.J., VANDYKE, N.J. Potential of solid-liquid separation of swine wastes for methane production. *Transactions of the ASAE*, v.26, n.6, p.1803-1807, 1983.
- HUDSON, H.E. Residence times in pretreatment. In: \_\_\_\_\_ *Water Clarification Process: Practical Design and Evaluation*. New York, Van Nostrand Reinhold, 1981. Cap. 5, p.75-100.
- HULSHOFF POL, L.W. *The phenomenon of granulation of anaerobic sludge*. Wageningen - The Netherlands, 1989. 122p. Thesis (PhD) - Wageningen Agricultural University.

- HULSHOFF POL, L.W. et al. Granulation in UASB-reactors. *Wat. Sci. Tech.*, v.15, n.8/9, p.291-304, 1983.
- IANNOTTI, E.L. et al. Changes in swine waste during anaerobic digestion. *Developments in Industrial Microbiology*, v.20, n.49, p.519-529, 1979.
- IBGE - FUNDAÇÃO INSTITUTO BRASILEIRO DE GEOGRAFIA E ESTATÍSTICA. *Anuário Estatístico do Brasil*. 50ª ed. Rio de Janeiro, 1992.
- IZA, J. et al. International workshop on anaerobic treatment technology for municipal and industrial wastewaters: summary paper. *Wat. Sci. Tech.*, v.24, n.8, p.1-16, 1991.
- JENKINS, S.R., MORGAN, J.M., SAWYER, C.L. Measuring anaerobic sludge digestion and growth by a simple alkalimetric filtration. *Journal WPCF*, v.55, n.5, p.448-453, may 1983.
- JEWELL, W.J. & MORRIS, J.W. Agricultural wastes. *Journal WPCF*, v.51, n.6, p.1360-1366, 1979.
- JIMENEZ, B. et al. Dextran blue colorant as a reliable tracer in submerged filters. *Wat. Res.*, v.22, n.10, p.1253-1257, 1988a.
- JIMENEZ, B. et al. Selected dyes for residence time distribution evaluation in bioreactors. *Biotechnology Techniques*, v.2, n.2, p.77-82, 1988b.
- KEENAN, P.J.; IZA, J.; SWITZENBAUM, M.S. Inorganic solids development in a pilot scale anaerobic reactor treating municipal solid waste landfill leachate. *Water Environment Research*, v.65, n.2, p.181-188, 1993.
- KENNEDY, K.J. & VAN DEN BERG, L. Anaerobic digestion of piggery waste using a stationary fixed film reactor. *Agricultural Wastes*, v.4, n.2, p.151-158, 1982.
- KENNEDY, K.J. & VAN DEN BERG, L. Continuous vs slug loading of downflow stationary fixed film reactors digesting piggery waste. *Biotechnology Letters*, v.4, n.2, p.137-142, 1982a.
- KIMATA, T. et al. Anaerobic treatment of thermal sludge conditioning liquor with granular sludge. *Water Environment Research*, v.65, n.1, p.6-14, 1993.
- KONZEN, E.A. *Manejo e utilização de dejetos de suínos*. Concórdia - SC, EMBRAPA-CNPSA, 1983. 32 p. (Circular Técnica, 6).

- KONZEN, E.A. *Avaliação quantitativa e qualitativa dos dejetos de suínos em crescimento e terminação, manejados em forma líquida*. Belo Horizonte, MG, 1980. 56 p. Dissertação (Mestrado) - Escola de Veterinária, Universidade Federal de Minas Gerais.
- KOSARIC, N. et al. The characteristics of granules from upflow anaerobic sludge blanket reactors. *Wat. Res.*, v.24, n.12, p.1473-1477, 1990.
- KOSARIC, N.; BLASZCZYK, R. Microbial aggregates in anaerobic wastewater treatment. *Advances in Biochemical Engineering*, v.42, p.27-62, 1990.
- KUDO, A.; KENNEDY, K.; ANDRAS, E. Anaerobic (UASB) treatment of pulp (CTMP) wastewater and the toxicity on granules. *Wat. Sci. Tech.*, v. 23, p.1919-1928, 1991.
- KWONG, T.S.; FANG, H.H.P. Anaerobic degradation of cornstarch in wastewater in two upflow reactors. *Journal of Environmental Engineering*, v.122, n.1, p.9-17, 1996.
- LENS, P.N. et al. Heterogeneous distribution of microbial activity in methanogenic aggregates: pH and glucose microprofiles. *Applied and Environmental Microbiology*, v.59, p.3803-3815, 1993.
- LETTINGA, G. Sustainable integrated biological wastewater treatment. *Wat. Sci. Tech.*, v.33, n.3, p.85-98, 1996.
- LETTINGA, G. Anaerobic digestion and wastewater treatment systems. *Antonie van Leeuwenhoek*, v.67, p.3-28, 1995.
- LETTINGA, G. et al. High-rate anaerobic granular sludge UASB reactors for wastewater treatment. In: D.L. Wise (ed) *Bioenvironmental Systems*, Boca Raton, Florida, USA. CRC Press, Inc., 1987. v.I, p. 131-159.
- LETTINGA, G. et al. High-rate anaerobic wastewater treatment using the UASB reactor under a wide range of temperature conditions. *Biotechnology and Genetic Engineering Reviews*, v.2, p.253-283, 1984.
- LETTINGA, G. et al. Design, operation and economy of anaerobic treatment. *Wat. Sci. Tech.*, v.15, n.8/9, p.177-195, 1983a.
- LETTINGA, G. et al. Use of the upflow sludge blanket (USB) reactor concept for biological wastewater treatment especially anaerobic treatment. *Biotechnology and Bioengineering*, v.22, n.4, p.699-734, 1980.



- LETTINGA, G.; HULSHOFF-POL, L.W. UASB-process design for various types of wastewaters. *Wat. Sci. Tech.*, v.24, n.8, p.87-107, 1991.
- LETTINGA, G.; HULSHOFF-POL, L.W. Advanced reactor design, operation and economy. *Wat. Sci. Tech.*, v.18, n.12, p.99-108, 1986.
- LETTINGA, G.; ROERMA, R.; GRIN, P. Anaerobic treatment of raw domestic sewage at ambient temperatures using a granular bed UASB reactor. *Biotechnology and Bioengineering*, v.25, p.1701-1723, 1983 b.
- LEVENSPIEL, O. *Engenharia das reações químicas*. Cálculo de reatores. São Paulo-SP, Editora Edgard Blücher, 1974. v.2.
- LIN, K.C.; YANG, Z. Technical review on the UASB process. *Intern. J. Environmental Studies*, v.39, p.203-222, 1991.
- LO, K.V., LIAO, P.H., GAO, Y.C. Anaerobic treatment of swine wastewater using hybrid UASB reactors. *Bioresource Technology*, v.47, p.153-157, 1994.
- LOEWENTHAL, R.E.; KORNMÜLLER, U.R.C.; VAN HEERDEN, E.P. Modelling struvite precipitation in anaerobic treatment systems. *Wat. Sci. Tech.*, v.30, n.12, p.107-116, 1994.
- LOHER, R.C. Animal wastes - a national problem. *Journal E.E.D., ASCE*, v.95, n. SA2, p.189-219, 1969.
- LORIMOR, J.C.; MELVIN, S.W.; ADAM, K.M. Settling basin performance from two outdoor feedlots. In: INTERNATIONAL SYMPOSIUM ON AGRICULTURAL AND FOOD PROCESSING WASTES, 7th, Chicago, 1995. *Proceedings*. Chicago, ASAE, 1995. p.17-23.
- MACLEOD, F.A.; GUIOT, S.R.; COSTERTON, J.W. Electron microscopic examination of the extracellular polymeric substances in anaerobic granular biofilms. *World Journal of Microbiology & Biotechnology*, v.11, p.481-485, 1995.
- MACLEOD, F.A.; GUIOT, S.R.; COSTERTON, J.W. Layered structure of bacterial aggregates produced in a upflow anaerobic sludge bed and filter reactor. *Applied and Environmental Microbiology*, v.56, n.6, p.1598-1607, june 1990.
- MAQUEDA, C.; PÉREZ RODRIGUES, J.L.; LEBRATO, J. Study of struvite precipitation in anaerobic digesters. *Wat. Res.*, v.28, n.2, p.411-416, 1994.
- MARQUES, I.P.; PEREIRA, P.M.; NOVAIS, J.M. Pig slurry anaerobic digestion in fixed bed reactor. In: INTERNATIONAL SYMPOSIUM ON ANAEROBIC

- DIGESTION, 5°, May 22-26, 1988, Bologna, Italy. *Posters*. Bologna, 1988, p.401-404.
- MARTÍNEZ, J. et al. Treatment of slaughterhouse wastewater. *Wat. Sci. Tech.*, v.32, n.12, p.99-104, 1995.
- MATA-ALVAREZ, J.; LLABRÉS, P. A kinetic study of the anaerobic digestion of piggery waste using down-flow stationary fixed film reactors. *Appl. Microbiol. Biotechnol.*, v.28, p.311-315, 1988.
- MONTALVO, S. Industrial and rural piggeries wastewaters. In: INTERNATIONAL COURSE: TREATMENT OF AGRO-INDUSTRIAL RESIDUES. CASE STUDIES OF WASTEWATER TREATMENT, Ciudad de México, 1995. *Proceedings*. Ciudad de México, Universidad Nacional Autónoma de México, 1995. p.102-117.
- MOORE, J.A. et al. Settling solids in animal waste slurries. *Transactions of the ASAE*, v.18, p.694-698, 1975.
- MORRIS, J.W.; JEWELL, W.J. Organic particulate removal with anaerobic attached-film expanded-bed process. In: INDUSTRIAL WASTE CONFERENCE, 36th, Purdue University, 1981. *Proceedings*. Michigan, Ann Arbor Science, 1981. p.621-630.
- MÜLLER, M.; FINLAY, B.J. Protists of anaerobic environments. In: INTERNATIONAL CONGRESS OF PROTOZOOLOGY, IX, 1993, Berlin. *Proceedings*. New York, Gustav Fischer Verlag, 1994. p.101-104.
- NATION, J.L. A new method using hexamethyldisilazane for preparation of soft insect tissues for scanning electron microscopy. *Stain Technology*, v.58, n.6, p.347-351, 1983.
- NEBOT, J., ANGLADA, M.J., GUITERAS, A., MORILLA, A., RIERADEVALL, J. Start-up of some psychrophilic anaerobic high-rate reactors for pig manure treatment by using new inocula. In: CONFERENCIA INTERNACIONAL DE MECANIZACION AGRARIA - DO-CNRE: TECNOLOGIAS DE PRODUCCION DE BIOGAS, 10/13 abril 1989, Zaragoza, Spain. *Proceedings*.Asociacion Nacional de Ingenieros Agronomos, Zaragoza, 1989, p.111-115.

- NG, W.I. A sequencing batch anaerobic reactor for treating piggery wastewater. *Biological Wastes*, v.28, n.1, p.39-51, 1989.
- NG, W.I. & CHIN, K.K. Treatment of piggery wastewater by expanded -bed anaerobic filters. *Biological Wastes*, v.26, n.3, p.215-228, 1988.
- NG, W.I. & CHIN, K.K. Random-packed anaerobic filter in piggery wastewater treatment. *Biological Wastes*, v.20, p.157-166, 1987.
- NORDSTED, R.A., THOMAS, M.V. Wood block media for anaerobic fixed bed reactors. *Transactions of the ASAE*, v.28, n.6, p.1990-1996, 1985.
- NOVAES, R.F.V. Microbiology of anaerobic digestion. *Wat. Sci. Tech.*, v.18, n.12, p.1-14, 1986.
- OLESZKIEWICZ, I.A. & KOZIARSKI, S. Low temperature anaerobic biofiltration in upflow reactors. *Journal WPCF*, v.54, n.11, p.1465-1471, 1982.
- OLESZKIEWICZ, I.A. A comparison of anaerobic treatments of low concentration piggery wastewaters. *Agricultural Wastes*, v.8, n.4, p.215-231, 1983.
- OLIVEIRA, P.A.V. de; COSTA, R.H.R. da; TROGLIO, J. Lagoons for treatment of waste products from hogs: example of Coopercentral. In: INTERNATIONAL SPECIALIST CONFERENCE AND WORKSHOP ON WASTE STABILIZATION PONDS TECHNOLOGY AND APPLICATIONS, 3rd, João Pessoa-PB - Brasil, 1995. *Preprint volume*. João Pessoa, IAWQ, 1995. 6p.
- OLIVEIRA, P.A.V. de. et al. *Manual de manejo e utilização dos dejetos de suínos*. Concórdia - Santa Catarina, CNPSA-EMBRAPA, 1993. (Documentos n° 27)
- PAULA, I.F. de. *Tratamento biológico de águas residuárias de abatedouro de suínos*. São Carlos-SP, 1982. 206 p. Dissertação (Mestrado) - Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo.
- PÉREZ RODRIGUES, J.L.; CARRETERO, M.I.; MAQUEDA, C. Behaviour of septiolite, vermiculite and montmorillonite as supports in anaerobic digesters. *Applied Clay Science*, v.4, p.69-82, 1989.
- PÉREZ RODRIGUES, J.L. et al. Influence of clay minerals, used as supports in anaerobic digesters, in the precipitation of struvite. *Wat. Res.*, v.26, n.4, p.497-506, 1992.
- PIRES, E.C.; RIBEIRO, A.P. Avaliação preliminar do comportamento hidrodinâmico de reatores anaeróbios de escoamento ascendente e manta de lodo. In:

- CONGRESSO BRASILEIRO DE ENGENHARIA MECÂNICA, XI, São Paulo, 1991. *Anais*. São Paulo, ABCM, 1991. p.553-556.
- QUARMBY, J.; FORSTER, C.F. A comparative study of the internal architecture of anaerobic granular sludges. *J. Chem. Tech. Biotechnol.*, v.63, p.60-68, 1995.
- REBHUN, M.; ARGAMAN, Y. Evaluation of hydraulic efficiency of sedimentation basins. *Journal of the Sanitary Engineering Division*, v.91, n.SA5, p.37-45, 1965.
- RIFFAT, R.; DAGUE, R.R. Laboratory studies on the anaerobic biosorption process. *Water Environment Research*, v.67, n.7, p.1104-1110, 1995.
- RIPLEY, L.E., BOYLE, W.C., CONVERSE, J.C. Improved alkalimetric monitoring for anaerobic digestion of high-strength wastes. *Journal WPCF*, v.58, n.5, p.406-411, may 1986.
- ROCHA, B.B.M.; LETTINGA, G.; DE MAN, A. O uso de mais de um traçador na avaliação do comportamento hidrodinâmico para digestão anaeróbia. In: CONGRESSO BRASILEIRO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL, 14, São Paulo, 1987. *Anais*. São Paulo, ABES, 1987. p.234-245.
- SANCHEZ, E.P., WEILAND, P., TRAVIESO, L. Effect of the organic volumetric loading rate on soluble COD removal in down-flow anaerobic fixed-bed reactors. *Bioresource Technology*, v.47, p.173-176, 1994.
- SAYED, S.K.I. *Anaerobic treatment of slaughterhouse wastewater using the UASB process*. Wageningen - The Netherlands, 1987. 134p. Tese (Ph.D) - Wageningen Agricultural University.
- SAYED, S.K.I.; VAN DER SPOEL, H.; TRUIJEN, G.J.P. A complete treatment of slaughterhouse wastewater combined with sludge stabilization using two stage high rate UASB process. *Wat. Sci. Tech.*, v.29, n.9, p.83-90, 1993.
- SCHMIDT, J.E.; AHRING, B.K. Granular sludge formation in upflow anaerobic sludge blanket (UASB) reactors. *Biotechnology and Bioengineering*, v.49, p.229-246, 1996.
- SENDIC, M.V. Strategies in agroindustrial wastewater treatment. *Wat. Sci. Tech.*, v. 32, n.12, p.113-120, 1995.
- SIEVERS, D.M. & BRUNE, D.E. Carbon/nitrogen ratio and anaerobic digestion of swine waste. *Transactions of the ASAE*, v.21, n.3, p.537- 541, 1978.

- SILVA, P.R. *Lagoas de estabilização para tratamento de resíduos de suínos*. São Carlos-SP, 1973. 76 p. Dissertação ( Mestrado) - Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo.
- SINGER, P.C. Anaerobic control of phosphate by ferrous iron. *Journal Water Pollution Control Federation*, v.44, n.4, p.663-669, 1972.
- SORLINI, C., RANALLI, G., MERLO, S. Microbiological aspects of anaerobic digestion of swine slurry in upflow fixed-bed digesters with different packing materials. *Biological Wastes*, v.31, n.3, p.231-239, 1990.
- SORLINI, C.; BONFANTI, P. Digestion of animal slurries: technological, chemical, microbiological, and managerial aspects. *Advances Biotechnological Processes*, v.12, p.203-234, 1989.
- SOUZA, M.E. Criteria for the utilization, design and operation of UASB reactors. *Wat. Sci. Tech.*, v.18, n.12, p.55-69, 1986.
- SPEECE, R.E. *Anaerobic biotechnology for industrial wastewaters*. Nashville, Tennessee, Archae Press, 1996.
- SPEECE, R.E. Review - Environmental requirements for anaerobic biomass. *Advances in Solar energy*. 1983. 69 p.
- STRONACH, S.M., RUDD, T., LESTER, J.N. *Anaerobic digestion process in industrial wastewater treatment*. Berlin Heidelberg, Germany. Springer-Verlag, 1986.
- SUMMERS, R. & BOUSFIELD, S. A detailed study of piggery-waste anaerobic digestion. *Agricultural Wastes*, v.2, p.61-78, 1980.
- SWAINE, D.E.; DAUGULIS, A.J. Review of liquid mixing in packed bed biological reactors. *Biotechnology Progress*, v.4, n.3, p.134-148, 1988.
- SWITZENBAUM, M.S. Obstacles in the implementation of anaerobic treatment technology. *Bioresource Technology*, v.53, p. 255-262, 1995.
- THAVEESRI, J. et al. Granulation and sludge bed stability in upflow anaerobic sludge bed reactors in relation to surface thermodynamics. *Applied and Environmental Microbiology*, v.61, n.10, p.3681-3686, 1995a.
- THAVEESRI, J.; LIESSENS, B.; VERSTRAETE, W. Granular sludge growth under different reactor liquid surface tensions in lab-scale upflow anaerobic sludge

- blanket reactors treating wastewater from sugar-beet processing. *Appl. Microbiol. Biotechnol.*, v.43, p.1122-1127, 1995b.
- THAVEESRI, J. et al. Different types of sludge granules in UASB reactors treating acidified wastewaters. *Anthonie van Leeuwenhoek*, v.68, p.329-337, 1995c.
- URBANO, C., CAMARERO, L., MERINO, I.M., ELIAS, A., ROMERO, F., DIAZ, J.M. Energy production and COD removal of pig wastes in DSFF and C.M reactors. In: INTERNATIONAL SYMPOSIUM ON ANAEROBIC DIGESTION, 5th, May 22-26, 1988, Bologna, Italy. *Posters*. Bologna, 1988, p.425-428.
- VAN DER GRAAF, A.A. et al. Anaerobic oxidation of ammonium is a biologically mediated process. *Applied and Environmental Microbiology*, v.61, n.4, p.1246-1251, 1995.
- VAN DER MEER, R.R.; HEERTJES, P.M. Mathematical description of anaerobic treatment of wastewater in upflow reactors. *Biotechnology and Bioengineering*, v.25, p.2531-2556, 1983.
- VAN HAANDEL, A.C.; LETTINGA, G. *Tratamento anaeróbico de esgotos - Um manual para regiões de clima quente*. Campina Grande-PB, Epgraf, 1994.
- VAN WAMBEKE, M.V. et al. Sludge bed growth in an UASB reactor treating potato processing wastewater. *Process Biochemistry*, v.25, n.5, p.181-186, 1990.
- VANDERHOLM, D.H. Handling of manure from different livestock and management systems. *Journal of Animal Science*, v.48, n.1, p.113-120, 1979.
- VAZOLLER, R.F. *Ecologia da digestão anaeróbica*. São Paulo, CETESB/SBM/CNPq/FINEP, 1988 (Manual técnico do curso).
- VERSTRAETE, W. et al. Anaerobic bioprocessing of organic wastes. *World Journal of Microbiology & Biotechnology*, v.12, p.221-238, 1996.
- VIEIRA, S.M.M. Experiências e perspectivas do tratamento anaeróbico de esgotos domésticos no Brasil. In: TALLER Y SEMINARIO LATINOAMERICANO "TRATAMIENTO ANAEROBIO DE AGUAS RESIDUALES", 3rd, Montevideo, 1994. *Memorias*. Montevideo, Universidad de La Republica, 1994. p.293-301
- VIÑAS, M.; GARCIA, R.; RUBIO, N. Anaerobic digestion of animal wastes in UASB reactor. In: INTERNATIONAL SYMPOSIUM ON WASTE

- MANAGEMENT PROBLEMS IN AGRO-INDUSTRIES, 3rd, Mexico City, 1995. *Proceedings*. Mexico City, IAWQ, 1995, p. 195-201.
- WANG, K. *Integrated anaerobic and aerobic treatment of sewage*. Wageningen - The Netherlands, 1994. 145p. Tese (PhD) - Wageningen Agricultural University.
- WEILAND, P. Anaerobic digestion of solid and liquid agriculture and agroindustrial wastes. Engineering aspects and progress in reactor design. In: CONFERENCIA INTERNACIONAL DE MECANIZACION AGRARIA, 21, SEMINARIO DE FAO-CNRE: TECNOLOGIA DE PRODUCCION DE BIOGAS, Zaragoza - Espanha, 10/13 abril 1989. *Annals*. Zaragoza, Asociacion Nacional de Ingenieros Agronomos, 1989. p. 111-115.
- WEIMER, P.J. Cellulose degradation by ruminal microorganisms. *Critical Reviews in Biotechnology*, v.12, n.3, p.189-223, 1992.
- WENTZEL, M.C. et al. Tentative guidelines for waste selection, process design, operation and control of upflow anaerobic sludge bed reactors. *Wat. Sci. Tech.*, v.30, n.12, p.31-42, 1994.
- WIEGANT, W. M. The "spaghetti theory" on anaerobic granular sludge formation, or the inevitability of granulation. In: GRANULAR ANAEROBIC SLUDGE; MICROBIOLOGY AND TECHNOLOGY - GASMAT, Lunterun, Netherlands, 25-27 october 1987. *Proceedings*. Wageningen, Pudoc, 1988. p.146-152.
- WILKIE, A. & COLLERAN, E. Start-up of anaerobic filters containing different support materials using pig slurry supernatant. *Biotechnology Letters*, v.6, n.11, p.735-740, 1984.
- WILLIAMS, A.G.; STREADER, W.V. A comparison of models for predicting slurry production on a pig farm. *Biological Wastes*, v.31, p.187-197, 1990.
- WRIGLEY, T.J.; WEBB, K.M.; VENKITACHALM, H. A laboratory study of struvite precipitation after anaerobic digestion of piggery wastes. *Bioresource Technology*, v.41, p.117-121, 1992.
- WU, W.M. et al. Comparison of rod-versus filament-type methanogenic granules: microbial population and reactor performance. *Appl. Microbiol. Biotechnol.*, v.39, p.795-803, 1993.
- YANG, G.; ANDERSON, G.K. Effects of wastewater composition on stability of UASB. *Journal of Environmental Engineering*. v.119, n.5, p.958-977, 1993.

- YANG, P.Y., CHOU, C.Y. Horizontal-baffled anaerobic reactor treating diluted swine wastewater. *Agricultural Wastes*, v.14, p.221-239, 1985.
- YANG, P.Y., MOENGANGONGO, T.H. Operational stability of a horizontal baffled-anaerobic reactor for diluted swine wastewater in the tropics. *Transactions of the ASAE*, v.30, n.4, p.1105-1110, 1987.
- ZHANG, R.H.; DAGUE, R.R. Treatment of swine wastes by the anaerobic sequencing batch reactors system. In: INTERNATIONAL SYMPOSIUM ON AGRICULTURAL AND FOOD PROCESSING WASTES, 7th, Chicago, 1995. *Proceedings*. Chicago, ASAE, 1995. p.301-308.
- ZEHNDER, A.J.B., ed. *Biology of anaerobic microorganisms*. New York, John Wiley & Sons, 1988.