

EDSON RIVELINO PEREIRA

**DESEMPENHO E CARACTERIZAÇÃO MICROBIANA DO
PROCESSO DE DOIS ESTÁGIOS COM REATORES
ANAERÓBIOS DE FLUXO ASCENDENTE COM MANTA
DE LODO (UASB) TRATANDO ÁGUAS RESIDUÁRIAS DE
SUINOCULTURA**

Dissertação apresentada à Escola de
Engenharia de São Carlos, da
Universidade de São Paulo, como
parte dos requisitos para obtenção
do título de Mestre em Engenharia
Civil – Hidráulica e Saneamento

Orientadora: Profa. Dra. Maria Bernadete Varesche

São Carlos, SP
2004

“Sem o Homem, isto é, antes da história, a natureza era una. Continua a sê-lo, em si mesma, apesar das partições que o uso do planeta pelos Homens lhe infligiu. Agora, porém, há uma enorme mudança. Una, mas socialmente fragmentada, durante tantos séculos, a natureza é agora unificada pela História, em benefício de firmas, estados e classes hegemônicas. Mas não é mais a Natureza Amiga, e o Homem também não é mais seu amigo”.

Santos (1997)

*À minha esposa Selma, a quem
sempre desejei ter ao meu lado, à
minha mãe Maria e ao meu pai José,*

Pelo significado que me dão à vida,

DEDICO este trabalho
e todo meu carinho e amor.

AGRADECIMENTOS

Meus agradecimentos a todas as pessoas e instituições que contribuíram para a elaboração desta pesquisa. Aos familiares, amigos, colegas de curso e trabalho que me deram muito incentivo e apoio e de maneira especial,

Aos Profs. Drs. Roberto Alves de Oliveira e Maria Bernadete Varesche pela orientação segura, companheirismo, ensinamentos e estímulo.

Aos Profs. Drs. Marcelo Zaiat e Eugênio Foresti pelo apoio, estímulo, companheirismo e pelas sugestões valiosas para o desenvolvimento deste trabalho.

Às técnicas do Laboratório de Processos Biológicos Maria Ângela e Elizabete Moraes pela convivência agradável e pelo apoio na realização das análises.

Às colegas Júlia Shumiko e Izabel Sakamoto pelo auxílio na realização das análises microbiológicas e amizade dentro e fora do ambiente de trabalho.

À técnica do Laboratório de Reuso – LATAR, Ana Paula Paim, pelo apoio na realização das análises e pela amizade durante o período da pesquisa.

Às secretárias do Departamento de Hidráulica e Saneamento (Sá, Pavi e Rose) pela paciência e carinho sempre demonstrados.

Aos colegas do Laboratório de Processos Biológicos, Douglas, Ari, Arnaldo, Neyson, Betão, Fernando, Andréa, Dirlane, Ana Paula Miqueleto, Eduardo Catony, Luis Ricardo, Estela, Luana, Sávia e Sônia Valle pela convivência agradável durante a realização da pesquisa.

Aos amigos Ronan Contrera, Luis Hamilton e Katt Regina pelo apoio, incentivo, amizade e contribuição na redação desta pesquisa. Também pela estadia nas minhas viagens a São Carlos e aos bons pratos e comemorações acontecidos neste período.

Aos amigos Rogers e Samantha pelo apoio e contribuição na elaboração deste trabalho.

Aos amigos da Secretaria do Abastecimento de Curitiba (Braz e Georg) pelo incentivo e apoio direto ou indireto no desenvolvimento deste trabalho.

Ao meu irmão Valmir, meu eterno amigo, a quem sou muito grato pelo desenvolvimento de minhas atividades profissionais no período em que estive ausente.

À CAPES – Coordenação de Aperfeiçoamento de Pessoal de Nível Superior do Ministério da Educação, pelo auxílio financeiro para realização da pesquisa.

SUMÁRIO

LISTA DE FIGURAS	I
LISTA DE TABELAS.....	IV
LISTA DE ABREVIATURAS.....	VI
LISTA DE SÍMBOLOS	VII
RESUMO.....	VIII
ABSTRACT.....	IX
1. INTRODUÇÃO	1
2. REVISÃO DA LITERATURA.	3
2.1. PROCESSO ANAERÓBIO PARA TRATAMENTO DE ÁGUAS RESIDUÁRIAS.	3
2.2. CARACTERÍSTICAS MICROBIOLÓGICAS DO PROCESSO ANAERÓBIO.....	3
2.3. REATOR ANAERÓBIO DE FLUXO ASCENDENTE COM MANTA DE LODO (UASB).	7
2.4. PROCESSO ANAERÓBIO EM DOIS ESTÁGIOS.....	8
2.5. CARACTERÍSTICAS DOS DEJETOS DE SUÍNOS.....	9
2.6. TRATAMENTO DE ÁGUAS RESIDUÁRIAS DE SUINOCULTURA EM REATORES UASB.....	11
3. MATERIAL E MÉTODOS.....	16
3.1. LOCAL	16
3.2. INSTALAÇÕES EXPERIMENTAIS.....	16
3.3. ÁGUA RESIDUÁRIA.....	22
3.4. DESCRIÇÃO DA OPERAÇÃO DO SISTEMA DE TRATAMENTO.....	22
3.5. PROCEDIMENTOS DE PARTIDA	23
3.5.1. <i>Lodo de inóculo</i>	23
3.5.2. <i>Partida</i>	24
3.6. EXAMES FÍSICOS E DETERMINAÇÕES DE CONSTITUINTES ORGÂNICOS E INORGÂNICOS NÃO METÁLICOS	25
3.6.1. <i>Amostragem</i>	25
3.6.2. <i>Frequência de amostragem e metodologias utilizadas para monitoramento dos reatores</i>	26
3.7. MANTA DE LODO: EXAMES FÍSICOS E MICROBIOLÓGICOS	30
3.7.1. <i>Volume da manta e descarte de lodo</i>	30
3.7.2. <i>Exames microbiológicos</i>	31
3.8. OPERAÇÕES DE MANUTENÇÃO DA UNIDADE EXPERIMENTAL.....	32
4. RESULTADOS E DISCUSSÃO	34
4.1. EXAMES FÍSICOS E DETERMINAÇÕES DE CONSTITUINTES ORGÂNICOS E INORGÂNICOS NÃO METÁLICOS	34
4.1.1. <i>Partida do Sistema</i>	35
4.1.2. <i>Temperatura da câmara com os reatores UASB</i>	38
4.1.3. <i>Demanda química de oxigênio</i>	39
4.1.4. <i>Sólidos suspensos</i>	47
4.1.5. <i>Manta de lodo: sólidos totais e voláteis</i>	52
4.1.6. <i>Produção de metano</i>	57

4.1.7.	<i>Lodo - produção e taxa de acumulação na manta.....</i>	<i>63</i>
4.1.8.	<i>Nitrogênio total, orgânico e amoniacal.....</i>	<i>65</i>
4.1.9.	<i>Fósforo total</i>	<i>68</i>
4.1.10.	<i>pH, alcalinidade e ácidos voláteis.....</i>	<i>69</i>
4.1.11.	<i>Análises microbiológicas</i>	<i>77</i>
5.	CONCLUSÕES.....	95
6.	RECOMENDAÇÕES.....	98
7.	REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS.....	99

LISTA DE FIGURAS

Figura 2.1	Arranjo populacional do grânulo	4
Figura 3.1	Esquema do sistema de dois estágios com reatores UASB de bancada: (1) Reator UASB 39,0 L, (2) Reator UASB 10,5 L, (3) Bomba tipo diafragma, (4) Selo hídrico, (5) Frasco Mariot, (6) Afluente, (7) Efluente, (8) Coletor de líquido deslocado.....	17
Figura 3.2.	Vista frontal e superior do primeiro reator UASB (39,0 L) Erro! Indicador não definido	
Figura 3.3.	Vista frontal do separador de gases e amostrador do primeiro reator UASB (39,0 L).....	19
Figura 3.4.	Vista frontal e superior do segundo reator UASB (10,5 L).....	21
Figura 3.5.	Unidade experimental operada com temperatura controlada	25
Figura 4.1.	Concentrações de DQO_{total} obtidas na partida do sistema em dois estágios.....	35
Figura 4.2.	Concentrações de sólidos suspensos totais (SST) obtidas na partida do sistema em dois estágios.....	36
Figura 4.3.	Eficiências de remoção de DQO_{total} obtidas na partida do sistema em dois estágios.....	36
Figura 4.4.	Eficiências de remoção de sólidos suspensos totais (SST) obtidas na partida do sistema em dois estágios.....	37
Figura 4.5.	Concentrações de ácidos voláteis totais (AVT) nos efluentes do primeiro e segundo reatores na partida do sistema em dois estágios.....	37
Figura 4.6.	Leituras das temperaturas máxima e mínima do ar durante a operação dos reatores nos ensaios 1, 2 e 3.....	39
Figura 4.7.	Concentrações de DQO_{total} obtidas no afluente e efluentes do primeiro e segundo reatores nos ensaios 1, 2 e 3.....	41
Figura 4.8.	Concentrações de $DQO_{dissolvida}$ obtidas no afluente e efluentes do primeiro e segundo reatores nos ensaios 1, 2 e 3.....	41
Figura 4.9.	Concentrações de DQO devido à fração de sólidos suspensos obtidas no afluente e efluentes do primeiro e segundo reatores nos ensaios 1, 2 e 3...42	
Figura 4.10.	Eficiências de remoção de DQO_{total} obtidas no primeiro e segundo reatores nos ensaios 1, 2 e 3.....	44
Figura 4.11.	Eficiências de remoção de $DQO_{dissolvida}$ obtidas no primeiro e segundo reatores nos ensaios 1, 2 e 3.....	44
Figura 4.12.	Eficiências de remoção de DQO devido à fração de sólidos suspensos obtidas no primeiro e segundo reatores nos ensaios 1, 2 e 3.....	45
Figura 4.13.	Concentrações de sólidos suspensos totais (SST) obtidas no afluente e efluentes do primeiro e segundo reatores nos ensaios 1, 2 e 3.....	49
Figura 4.14.	Concentrações de sólidos suspensos voláteis (SSV) obtidas no afluente e efluentes do primeiro e segundo reatores nos ensaios 1, 2 e 3.....	50
Figura 4.15.	Concentrações de sólidos suspensos fixos (SSF) obtidas no afluente e efluentes do primeiro e segundo reatores nos ensaios 1, 2 e 3.....	50
Figura 4.16.	Eficiências de remoção de SST obtidas no primeiro e segundo reatores nos ensaios 1, 2 e 3.....	51
Figura 4.17.	Eficiências de remoção de SSV obtidas no primeiro e segundo reatores nos ensaios 1, 2 e 3.....	51
Figura 4.18.	Concentrações de sólidos totais (ST) obtidos através de perfis da manta do primeiro reator durante a operação do sistema em dois estágios nos ensaios 1, 2 e 3.....	54

Figura 4.19. Concentrações de sólidos voláteis (SV) obtidos através de perfis da manta do primeiro reator durante a operação do sistema em dois estágios nos ensaios 1, 2 e 3.	55
Figura 4.20. Concentrações de sólidos totais (ST) obtidos através de perfis da manta do segundo reator durante a operação do sistema em dois estágios nos ensaios 1, 2 e 3.	55
Figura 4.21. Concentrações de sólidos voláteis (SV) obtidos através de perfis da manta do segundo reator durante a operação do sistema em dois estágios nos ensaios 1, 2 e 3.	56
Figura 4.22. Valores de pH do afluente e efluentes do primeiro e segundo reatores, obtidos nos ensaios 1, 2 e 3.	74
Figura 4.23. Alcalinidade total (AT) do afluente e efluentes do primeiro e segundo reatores, obtidos nos ensaios 1, 2 e 3.	74
Figura 4.24. Alcalinidade parcial (AP) do afluente e efluentes do primeiro e segundo reatores, obtidos nos ensaios 1, 2 e 3.	75
Figura 4.25. Alcalinidade intermediária (AI) do afluente e efluentes do primeiro e segundo reatores, obtidos nos ensaios 1, 2 e 3.	75
Figura 4.26. Concentrações de ácidos voláteis totais (AVT) obtidas no afluente e efluentes do primeiro e segundo reatores, nos ensaios 1, 2 e 3.	76
Figura 4.27. Relação AI:AP nos efluentes do primeiro e segundo reatores, obtidos nos ensaios 1, 2 e 3.	76
Figura 4.28. Relação AVT:AT nos efluentes do primeiro e segundo reatores, obtidos nos ensaios 1, 2 e 3.	77
Figura 4.29. Morfologias observadas sob microscopia óptica de contraste de fase da manta de lodo do primeiro reator no ensaio 1: (a) bacilos retos em forma de feixe semelhantes à <i>Methanosaeta</i> e (b) cocos.	81
Figura 4.30. Morfologias observadas sob microscopia óptica de contraste de fase e fluorescência da manta de lodo do primeiro reator no ensaio 2: (a) bacilos retos semelhantes a <i>Methanosaeta</i> , (b) cocos em tétrede, (c) cocos fluorescentes e (d) bacilos fluorescentes.	81
Figura 4.31. Morfologias observadas sob microscopia óptica de contraste de fase e fluorescência da manta de lodo do primeiro reator no ensaio 3: (a) bacilos retos semelhantes a <i>Methanosaeta</i> , (b) cocos em cadeia, (c) bacilos e cocos e (d) bacilos fluorescentes.	82
Figura 4.32. Morfologias observadas sob microscopia óptica de contraste de fase da manta de lodo do segundo reator no ensaio 1: (a) bacilos retos semelhantes a <i>Methanosaeta</i> , (b) cocos e (c) filamento septado.	83
Figura 4.33. Morfologias observadas sob microscopia óptica de contraste de fase e fluorescência da manta de lodo do segundo reator no ensaio 2: (a) bacilos retos semelhantes a <i>Methanosaeta</i> , (b) cocos, (c) bacilos curvos e (d) cocos fluorescentes.	84
Figura 4.34. Morfologias observadas sob microscopia óptica de contraste de fase e fluorescência da manta de lodo do segundo reator no ensaio 3: (a) bacilos retos semelhantes a <i>Methanosaeta</i> , (b) bacilos com as extremidades arredondadas, (c) bacilos curvos e (d) bacilos fluorescentes.	85
Figura 4.35. Morfologias observadas sob microscopia óptica de contraste de fase da manta de lodo do primeiro e segundo reatores nos ensaios 1, 2 e 3: (a) filamentos longos com bainha, (b) bacilos com extremidade arredondada, (c) protozoários (c) e (d) amebas.	86

Figura 4.36. Microscopia eletrônica de varredura (MEV) do grânulo, cortado transversalmente, da manta de lodo do primeiro reator no final do experimento.	87
Figura 4.37. Microscopia eletrônica de varredura (MEV) das camadas intermediária (a) e central (b) de grânulos coletados da manta de lodo do primeiro reator, apresentando morfologia semelhante a <i>Methanosaeta</i>	88
Figura 4.38. Microscopia eletrônica de varredura (MEV) das camadas intermediária (a) e central (b) de grânulos coletados da manta de lodo do segundo reator, apresentando morfologia semelhante a <i>Methanosaeta</i>	88
Figura 4.39. Microscopia eletrônica de varredura (MEV) das camadas intermediária (a) e central (b) de grânulos coletados da manta de lodo do primeiro reator, com predomínio de cocos.	89
Figura 4.40. Microscopia eletrônica de varredura (MEV) das camadas intermediária (a) e central (b) de grânulos coletados da manta de lodo do primeiro reator, apresentando morfologias semelhantes a <i>Methanosaeta</i> e bacilos ovalados.....	89
Figura 4.41. Microscopia eletrônica de varredura (MEV) das camadas intermediária (a) e central (b) de grânulos coletados da manta de lodo do segundo reator, apresentando predomínio de cocos.	90
Figura 4.42. Microscopia eletrônica de varredura (MEV) das camadas intermediária (a) e central (b) de grânulos coletados da manta de lodo do segundo reator, apresentando predomínio de bacilos ovalados.	90
Figura 4.43. Microscopia eletrônica de varredura (MEV) da camada externa de grânulos coletados da manta de lodo do primeiro reator, com bacilos (a) e cocos (b).....	91
Figura 4.44. Microscopia eletrônica de varredura (MEV) da camada externa de grânulos coletados da manta de lodo do segundo reator, apresentando cocos (a) e bacilos ovalados (b).....	91

LISTA DE TABELAS

Tabela 2.2	Reatores anaeróbios não convencionais (de alta taxa) tratando águas residuárias de suinocultura: tipo, características, condições de operação e desempenho dos reatores e características da água residuária afluenta. ..	13
Tabela 3.1.	Condições de operação do primeiro (r1) e segundo (r2) reator UASB nos ensaios 1, 2 e 3 do sistema em dois estágios.	23
Tabela 3.2.	Exames e determinações, frequência e fontes das metodologias utilizadas.....	27
Tabela 3.3.	Variação do volume de amostra de água residuária de suinocultura.	28
Tabela 3.4.	Resultados obtidos variando a massa de persulfato de potássio.....	29
Tabela 3.5.	Relação dos dias de operação nos quais foram realizados descartes de lodo da manta dos reatores UASB.	31
Tabela 4.1.	Valores médios e coeficiente de variação (CV) da DQO_{total} e $DQO_{dissolvida}$ do afluenta e efluentes, eficiência de remoção de DQO (E) e taxa de carregamento orgânico volumétrico (TCOV), em relação à DQO_{total} e $DQO_{dissolvida}$, obtidos durante a operação do sistema em dois estágios, primeiro(r1) e segundo (r2) reator, nos ensaios 1, 2 e 3.....	40
Tabela 4.2.	Valores médios e coeficiente de variação (CV) das concentrações de SST e SSV no afluenta e efluente e eficiência de remoção (E), obtidos durante a operação do sistema em dois estágios, primeiro (r1) e segundo (r2) reatores, nos ensaios 1, 2 e 3.....	48
Tabela 4.3.	Valores médios de sólidos totais (ST) e voláteis (SV), coeficiente de variação (CV) e taxa de carregamento no lodo (TCL), obtidos através de perfis da manta do primeiro reator durante a operação do sistema em dois estágios nos ensaios 1, 2 e 3.....	53
Tabela 4.4.	Valores médios de sólidos totais (ST) e voláteis (SV), coeficiente de variação (CV) e taxa de carregamento no lodo (TCL), obtidos através de perfis da manta do segundo reator durante a operação do sistema em dois estágios nos ensaios 1, 2 e 3.....	54
Tabela 4.5.	Valores médios e coeficiente de variação (CV) da porcentagem de (CH ₄) no biogás e das produções diária, volumétrica e específica de CH ₄ obtidos durante a operação do sistema em dois estágios, primeiro reator (r1) e segundo reator (r2), nos ensaios 1, 2 e 3.....	57
Tabela 4.6	Estimativas das porcentagens da DQO_{total} afluenta e removida convertidas em metano (CH ₄) e da relação entre a produção diária de (CH ₄) medida (expressa em g DQO-CH ₄ .d ⁻¹) e a $DQO_{dissolvida}$ removida, a partir das médias diárias de DQO afluenta, efluente, removida e na forma de CH ₄ no primeiro e segundo reatores.	61
Tabela 4.7	Estimativas de balanço de massa no primeiro e segundo reatores, realizada de acordo com os procedimentos adotados por OLIVEIRA (1997) com base em SAYED (1987) e YANG & CHOU (1985).	62
Tabela 4.8.	Balanço de massa para determinação do fator de acumulação de lodo (Y acumulado) no primeiro e segundo reatores durante a operação do sistema em dois estágios, nos ensaios 1, 2 e 3.....	63
Tabela 4.9.	Valores médios e coeficiente de variação (CV) das concentrações de nitrogênio total kjeldahl (NTK), nitrogênio amoniacal (N _{am.}), nitrogênio orgânico (N _{org.}), no afluenta e efluente, e eficiência de remoção (E) de	

	NTK e N_{org} , obtidos durante a operação do sistema em dois estágios, primeiro (r1) e segundo (r2) reatores, nos ensaios 1, 2 e 3.	66
Tabela 4.10.	Valores médios e coeficiente de variação (CV) da concentração de fósforo total (P_{total}), no afluente e efluente, e eficiência de remoção (E) obtidos durante a operação do sistema em dois estágios, primeiro (r1) e segundo (r2) reatores, nos ensaios 1, 2 e 3.	68
Tabela 4.11.	Valores médios e o coeficiente de variação (CV) do pH, alcalinidade total (AT), parcial (AP) e intermediária (AI), concentração de ácidos voláteis totais (AVT) do afluente (a) e efluente do primeiro reator (r1), relações AI:AP e AVT:AT no efluente obtidos durante a operação do sistema em dois estágios nos ensaios 1, 2 e 3.	72
Tabela 4.12.	Valores médios e coeficientes de variação (CV) dos ácidos voláteis: acético, propiônico, isobutírico, butírico, isovalérico, valérico e capróico, obtidos durante a operação do sistema em dois estágios nos ensaios 1, 2 e 3.	73
Tabela 4.13.	Frequência de microrganismos observada no inóculo, lodo de descarte e na manta de lodo do primeiro reator, nos ensaios 1, 2 e 3.	78
Tabela 4.14.	Frequência de microrganismos observada no inóculo, lodo de descarte e na manta de lodo do segundo reator, nos ensaios 1, 2 e 3.	79

LISTA DE ABREVIATURAS

AI	- Alcalinidade intermediária (mg.L ⁻¹)
AP	- Alcalinidade parcial (mg.L ⁻¹)
AT	- Alcalinidade total (mg.L ⁻¹)
AVT	- Ácidos voláteis totais (mg.L ⁻¹)
CHV	- Carga hidráulica volumétrica [m ³ .(m ³ reator.d) ⁻¹]
CNTP	- Condições normais de temperatura e pressão (1 atm, 0°C)
CV	- Coeficiente de variação da média (%)
DQO _{total}	- Demanda química de oxigênio (mg.L ⁻¹)
DQO _{dissolvida}	- Demanda química de oxigênio da fração dissolvida (mg.L ⁻¹)
DQO _{SS}	- Demanda química de oxigênio da fração devido à concentração de sólidos suspensos (mg.L ⁻¹)
DQO _{coloidal}	- Demanda química de oxigênio devido à fração coloidal (mg.L ⁻¹)
EDX	- Microanálise de energia dispersiva de raio x
MEV	- Microscopia eletrônica de varredura
NTK	- Nitrogênio total kjeldahl (mg.L ⁻¹)
N _{org.}	- Nitrogênio orgânico (mg.L ⁻¹)
N _{am.}	- Nitrogênio (mg.L ⁻¹)
pH	- Potencial hidrogeniônico
P _{total}	- Fósforo total (mg.L ⁻¹)
SF	- Sólidos fixos (mg.L ⁻¹)
SSF	- Sólidos suspensos fixos (mg.L ⁻¹)
SST	- Sólidos suspensos totais (mg.L ⁻¹)
SSV	- Sólidos suspensos voláteis (mg.L ⁻¹)
SS	- Sólidos suspensos
ST	- Sólidos totais (mg.L ⁻¹ , %)
SV	- Sólidos voláteis (mg.L ⁻¹)
TCOV	- Taxa de carregamento orgânico volumétrico (kg DQO.m ⁻³ .d ⁻¹)
TCL	- Taxa de carregamento no lodo [kg DQO.(kg SV.d) ⁻¹]
TDH	- Tempo de detenção hidráulica (h)
UASB	- Reator anaeróbio de fluxo ascendente com manta de lodo

LISTA DE SÍMBOLOS

CaCO_3	- Calcita ou carbonato de cálcio
CH_3COOH	- Ácido acético
CH_4	- Metano
CO_2	- Gás carbônico ou dióxido de carbono
E (%)	- Eficiência
M	- Molar
NaOH	- Hidróxido de sódio
Y	- Fator de acumulação de lodo no reator

RESUMO

PEREIRA, E.R. (2004). *Desempenho e caracterização microbiana do processo de dois estágios com reatores anaeróbios de fluxo ascendente com manta de lodo (uasb) tratando águas residuárias de suinocultura*. 119p. Dissertação (Mestrado) – Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo.

Foram operados dois reatores UASB de bancada (volumes de 39,0 e 10,5 L) instalados em série, alimentados com águas residuárias de suinocultura com concentração de sólidos suspensos totais (SST), no primeiro reator, em torno de 5000 mg.L⁻¹, com temperatura controlada (de 25° a 30°C) e com tempo de detenção hidráulica (TDH) no primeiro reator de 62 a 16 h e no segundo de 16 a 4 h. O objetivo foi avaliar o desempenho e caracterizar física e microbiologicamente o lodo dos reatores UASB operados em dois estágios. Os resultados obtidos no ensaio 1, com TDH de 62 h no primeiro reator e SST no afluente de 5240 mg.L⁻¹, mostraram eficiências de remoção de DQO_{total} de 86% e 59% e SST de 82% e 57%, no primeiro e segundo reatores, respectivamente. A eficiência de remoção de DQO_{total} e SST no sistema, no ensaio 1, foi de 95% e 94%. No ensaio 2, com TDH de 31 h no primeiro reator e SST de 5000 mg.L⁻¹ no afluente, observou-se eficiência de remoção de DQO_{total} de 86% e 43% e SST de 85% e 58%, no primeiro e segundo reatores, respectivamente. A eficiência de remoção de DQO_{total} e SST no sistema, no ensaio 2, foi de 92% e 94%. No ensaio 3, com TDH de 16 h no primeiro reator e SST de 5490 mg.L⁻¹ no afluente, observou-se eficiência de remoção de DQO_{total} de 73% e 23% e SST de 65% e 20%, no primeiro e segundo reatores, respectivamente. A eficiência de remoção de DQO_{total} e SST no sistema, no ensaio 3, foi de 79% e 73%. A TCOV aplicada no primeiro reator, no ensaio 1, foi de 4,55 kg DQO_{total}.m⁻³.d⁻¹, no ensaio 2 de 8,75 kg DQO_{total}.m⁻³.d⁻¹ e no ensaio 3 de 18,65 kg DQO_{total}.m⁻³.d⁻¹. A produção de CH₄ no primeiro reator foi de 17,50 a 68,20 L CH₄ d⁻¹ e no segundo reator de 1,62 a 5,50 L CH₄ d⁻¹ com a diminuição do TDH. Os reatores UASB instalados em série foram eficientes na remoção da fração dissolvida e, principalmente, da fração devido à concentração de SST do afluente. Para TCOV de 4,55 kg DQO.m⁻³.d⁻¹ no primeiro reator, pôde-se obter eficiências de remoção de DQO_{total} e de SST acima de 90% e de DQO_{dissolvida} acima de 85%. Para TCOV de 18,65 kg DQO.m⁻³.d⁻¹ no primeiro reator, as eficiências de remoção de DQO_{total} e de SST foram acima de 70% e DQO_{dissolvida} acima de 75%. As maiores produções específicas de metano foram obtidas com TCOV de 2,55 kg DQO.m⁻³.d⁻¹ para o segundo reator e de 8,65 kg DQO.m⁻³.d⁻¹ para o primeiro reator. A operação dos reatores UASB com valores de concentração de SST no afluente em torno de 5000 mg.L⁻¹ foram prejudiciais ao processo de granulação do lodo. Os grânulos apresentaram distribuição dispersa das morfologias microbianas ao longo da parede, não caracterizando a divisão em camadas definidas. As arqueas metanogênicas predominantes foram as semelhantes à *Methanosaeta*.

PALAVRAS-CHAVE: digestão anaeróbia, reatores anaeróbios de dois estágios, arqueas metanogênicas, resíduos de suínos.

ABSTRACT

PEREIRA, E.R. (2004). *Performance and microbial characterization of the two stage process with upflow anaerobic sludge blanket reactors (UASB) treating swine wastewater*. 119p. Dissertação (Mestrado) – Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo.

Two bench scale UASB reactors (volumes of 39,0 and 10,5 L) were operated in sequence, fed with swine wastewater with total suspended solids (TSS) concentration around 5000 mg.L⁻¹ in the first reactor, with controlled temperature (from 25° to 30°C) and operating with hydraulic detention time (HDT) in the first reactor varying from 62 to 16 h and in the second reactor from 16 to 4 h. The objective was to evaluate the performance and to characterize physically and microbiologically the sludge from UASB reactors operated in two stages treating swine wastewater. The results obtained in phase 1, with HDT of 62 h in the first reactor and TSS in the influent of 5240 mg.L⁻¹, presented totalCOD removal efficiencies of 86% and 59% and TSS reduction efficiency of 82% and 57%, in the first and second reactors, respectively. The removal efficiency of totalCOD and TSS in the system, in phase 1, was 95% and 94%, respectively. In the phase 2, using HDT of 31 h in the first reactor and TSS of 5000 mg.L⁻¹ in the influent, it was observed a totalCOD removal efficiency of 86% and 43% and TSS reduction efficiency of 85% and 58%, in the first and second reactors, respectively. The system removal efficiency of totalCOD and TSS in phase 2, was 92% and 94%, respectively. In phase 3, with a HDT of 16 h in the first reactor and TSS of 5490 mg.L⁻¹ in the influent, it was observed a totalCOD removal efficiency of 73% and 23% and TSS reduction efficiency of 65% and 20%, in the first and second reactors, respectively. The totalCOD removal efficiency and TSS reduction efficiency in the system, in phase 3, was 79% and 73%, respectively. The volumetric organic loading rate (VOLR) applied in the first reactor, in phase 1, was 4,55 kg totalCOD.m⁻³.d⁻¹, in phase 2 was 8,75 kg totalCOD.m⁻³.d⁻¹ and in phase 3 was 18,65 kg totalCOD.m⁻³.d⁻¹. The CH₄ production in the first reactor was from 17,50 to 68,20 L CH₄ d⁻¹ and in the second reactor from 1,62 to 5,50 L CH₄ d⁻¹ decreasing the HDT in the experiment phases. The UASB reactor installed in sequence were efficient in the dissolved fraction removal and, mainly, to the fraction due to the TSS influent concentration. The total VOL value of 4,55 kg CDO.m⁻³.d⁻¹ was measured in the first reactor, it was achieved TSS and total CDO removal efficiencies above 90% and dissolved COD above 85%. For the OVL of 18,65 kg CDO.m⁻³.d⁻¹ in the first reactor the TSS and total COD removal were above 70% and dissolved COD above 75%. The larger methane specific production was obtained with a total VOL of 2,55 kg CDO.m⁻³.d⁻¹ in the second reactor and 8.65 kg CDO.m⁻³.d⁻¹ in the first reactor. The UASB reactors operation with the TSS concentration values pf 5000 mg.L⁻¹ in the influent was prejudicing the sludge granulation process. The granules present a microbial morphology disperse distribution that doesn't characterize a layers defined distribution. The predominant Metonogenic Archeas were similar to Methanosaeta.

KEY-WORD: anaerobic digestion, two stage anaerobic reactor, methanogenic arqueas, swine wastewater.

1. INTRODUÇÃO

A aplicação da biotecnologia anaeróbia, utilizando reatores anaeróbios de alta taxa, encontra-se praticamente consolidada para tratamento de determinadas águas residuárias, principalmente orgânicas. Têm-se várias configurações de reatores estudadas com parâmetros e modelos para projeto claramente definidos, com experiências bem sucedidas em escala de bancada, piloto e real; o conhecimento da bioquímica e microbiologia, principalmente da metanogênese, com grandes avanços recentes; muitos estudos com biofilmes e grânulos; o conhecimento do controle de reatores propiciando operação segura, com resultados de desempenho satisfatórios; o pós-tratamento dos efluentes sendo estudado. Além destes, outros temas relacionados têm despertado interesse e trabalhos de pesquisa recentes, visando ampliar o conhecimento e a aplicabilidade dos processos anaeróbios para tratamento de resíduos.

As limitações relacionadas à hidrólise dos sólidos nos reatores anaeróbios de alta taxa, como por exemplo, no reator anaeróbio de fluxo ascendente com manta de lodo (UASB), são aspectos que se superado possibilitaria, principalmente, o tratamento de águas residuárias do setor agroindustrial e da agropecuária em grande escala, o esgoto sanitário bruto, o lodo de decantador secundário em sistemas de lodos ativados, entre outras, que apresentam altas concentrações de sólidos suspensos. A avaliação do desempenho aplicando-se o estudo de configurações inovadoras de reatores anaeróbios, como o processo em dois estágios com reatores UASB aliado a avaliação das populações microbianas participantes do processo, podem propiciar conhecimentos que permitam ampliar o entendimento e a aplicação dos processos anaeróbios.

As águas residuárias de suinocultura apresentam altas concentrações de sólidos suspensos e provocam impactos ambientais acentuados em várias regiões no Brasil e em outros países. Para o seu tratamento requerem uma alternativa tecnológica simplificada, robusta, versátil e de baixo custo, características que têm sido verificadas com a aplicação do processo UASB.

Portanto, pesquisas com os reatores UASB em dois estágios tratando águas residuárias de suinocultura associam objetivos científicos e tecnológicos na área de processos anaeróbios, atendendo a problemas graves de poluição com necessidade de solução a curto prazo.

Desta forma, pretende-se com a operação de dois reatores UASB de bancada instalados em série e alimentados com águas residuárias de suinocultura:

- verificar o efeito do afluente, com concentração de sólidos suspensos totais (SST) em torno de 5000 mg.L^{-1} , no desempenho dos reatores UASB operados em dois estágios e sob diferentes taxas de carregamento orgânico volumétrico (TCOV) e TDH;
- verificar o comportamento da manta de lodo dos reatores UASB operados em dois estágios, a partir das suas características físicas e microbiológicas, tais como crescimento da manta e distribuição de populações microbianas;
- sugerir valores de taxas de carregamento orgânico volumétrico (TCOV) e tempo de detenção hidráulica (TDH) para o projeto e operação de reatores UASB em dois estágios tratando águas residuárias de suinocultura, nas condições estudadas.

2. REVISÃO DA LITERATURA

2.1. Processo anaeróbio para tratamento de águas residuárias

A digestão anaeróbia pode ser considerada como uma das tecnologias mais antigas para a estabilização de resíduos e águas residuárias. A necessidade de sistemas de tratamento de águas residuárias viáveis para a indústria alimentícia, na década de 70, estimulou as maiores realizações da pesquisa na área de digestão anaeróbia. Os modernos reatores anaeróbios de alta taxa, nos quais o tempo de detenção hidráulica está dissociado do tempo de retenção dos sólidos, permitiram a ampla aceitação mundial da tecnologia anaeróbia como alternativa viável para sistemas de tratamento de águas residuárias (VAN LIER et al., 2001).

A seqüência de reações do processo anaeróbio sugere sua divisão em etapas: hidrólise, acidogênese, acetogênese e metanogênese. Entre os microrganismos existem interações tão estreitas que a atividade do metabolismo metanogênico influi sobre os produtos da hidrólise e fermentação. A eficiência global de conversão da matéria orgânica depende da eficiência de cada reação e do equilíbrio entre as diversas espécies de microrganismos presentes. A velocidade de cada reação influi na velocidade do processo e as reações mais lentas, denominadas etapas limitantes, irão determinar a velocidade da reação global (PAVLOSTATHIS e GIRALDO-GOMEZ, 1991).

2.2. Características microbiológicas do processo anaeróbio

Muitas teorias relacionadas com o início da formação de grânulos têm sido propostas. De acordo com Schmidt e Ahring (1996), vários pesquisadores têm sugerido que células filamentosas de *Methanosaeta sp.* são precursoras de grânulos. Esses filamentos podem funcionar como centros de nucleação para posterior desenvolvimento dos agregados. Outros pesquisadores têm sugerido que durante o início do processo de granulação, *Methanosaeta sp.* coloniza a cavidade central de aglomerados de *Methanosarcina sp.* Isso está baseado na

observação de grânulos pequenos e presumivelmente jovens que apresentam *Methanosaeta sp.* no centro (SCHMIDT e AHRING, 1996).

McLeod et al. (1990), estudando a estrutura de agregados bacterianos, os quais apresentavam três camadas bem características, sugeriram que a presença de células de *Methanosaeta* no núcleo central dos grânulos indicavam que estes microrganismos poderiam funcionar como “centros de nucleação” ou “motores” que iniciariam o desenvolvimento do grânulo. Uma série de filamentos soltos de *Methanosaeta*, desenvolvidos em culturas puras, proporcionou excelente estrutura colonizada por uma série de organismos de outras espécies.

Guiot et al. (1991), observando grânulos provenientes de reator mesofílico alimentado com sacarose, observou estrutura dividida em três camadas, cada uma possuindo diferentes morfologias microbianas características. Por meio da microscopia eletrônica, observou que as associações microbianas estavam encaixadas entre uma camada externa composta de populações heterogêneas, predominantemente de bactérias acidogênicas produtoras de hidrogênio, e também microrganismos utilizadores de hidrogênio como *Methanosarcina*, *Methanococcus*, *Methanobrevibacter*, *Syntrophobacter* e *Methanospirillum*, e um núcleo acetoclástico composto, quase que exclusivamente, de organismos semelhantes à *Methanosaeta*. O arranjo populacional proposto pelo autor está ilustrado na Figura 2.1.

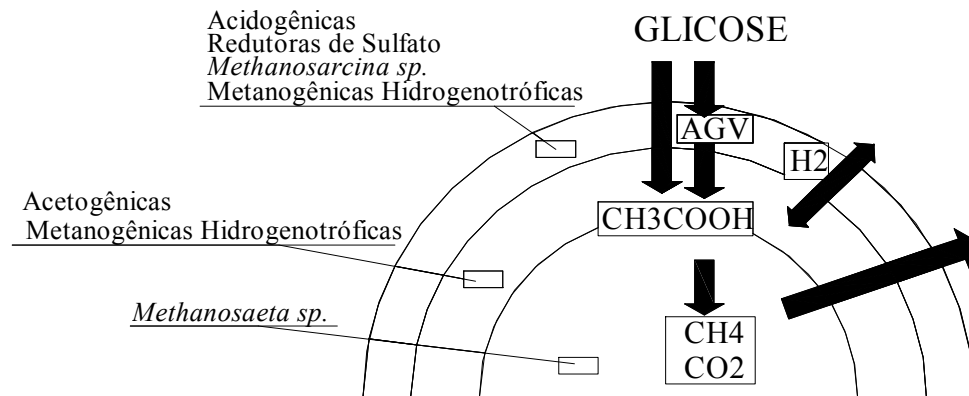


Figura 2.1 Arranjo populacional do grânulo

Fonte: Guiot (1991)

Segundo Guiot et al. (1991) este modelo de estrutura estratificada e sua composição biológica já tinha sido reportado para grânulos alimentados com águas residuárias industriais como usinas de açúcar e amido de milho, para grânulos mesofílicos alimentados com mistura de ácidos graxos voláteis e grânulos termofílicos com acetato como substrato.

Banik et al. (1997) compararam o desenvolvimento de grânulos a temperaturas de 5, 15 e 25°C com objetivo de elucidar e comparar a composição e as características de três tipos de lodos granulares, tendo a mesma origem e tratando os mesmos resíduos orgânicos em três reatores sob diferentes condições de temperatura e carga. A alimentação dos reatores foi feita com resíduo sintético de leite desnatado e adicionados bicarbonato de sódio e metais traço. Os três reatores foram operados com TDH de 24 e 12 h, 16 e 8 h e 12 e 6 h, respectivamente. O tamanho dos grânulos crescidos a 5°C foi de aproximadamente 1,8 a 2,8 mm, com superfície de composição microbiana complexa com algumas cavidades, possivelmente resultantes da produção de gás. As arqueas metanogênicas da camada externa eram de diversas morfologias, incluindo cocos, bacilos e alguns filamentos. O interior dos grânulos era densamente aglomerado com bactérias de várias morfologias e o centro frouxamente aglomerado com dois tipos de estrutura celular típica de *Methanosaeta*.

Os grânulos crescidos a 15°C, com TDH de 16 e 8 h, eram de forma irregular e os desenvolvidos a taxas de carga mais altas eram ligeiramente maiores. Não havia diferença significativa entre o interior e o exterior do grânulo. O tamanho dos grânulos crescidos a 25°C era de aproximadamente 1,5 a 2,5 mm, sem exibir estrutura em camadas. A parte mais externa era compreendida predominantemente de cocos, alguns bacilos e filamentos. Os exames em microscópio eletrônico de transmissão mostraram que os grânulos não tinham larga variedade de espécies e eram predominantemente compostos por amontoados frouxos de células semelhantes a *Methanosaeta*, material inorgânico e polímeros extracelulares (BANIK et al., 1997).

Os grânulos crescidos a 5°C tinham maior diversidade de espécies no seu interior, possivelmente indicando a existência de uma estrutura em camadas. Os autores também observaram que os grânulos, em todas as temperaturas, consistiam predominantemente de microrganismos semelhantes a *Methanosaeta* e sugeriram que a mesma exerce um papel central na granulação e retenção do lodo em processos anaeróbios de alta taxa.

Oliveira (1997) estudando grânulos, com forma esférica irregular, de reatores UASB tratando águas residuárias de suinocultura, por meio de microscopia eletrônica de varredura, observou que a distribuição das morfologias microbianas apresentaram-se de forma estruturada ao longo da parede e dividida em três camadas. Na camada superficial

predominaram populações mistas constituídas de bactérias formando filamentos longos e finos, normalmente associadas às formadoras de ácidos e às hidrolíticas. Observaram-se bacilos retos com as extremidades retas, morfologia esta associada às arqueas metanogênicas e semelhantes à *Methanosaeta sp.*, cuja predominância, aumentou a partir das camadas medianas. Na camada adjacente ao centro e no centro do grânulo predominaram microrganismos semelhantes à *Methanosaeta*.

Sekiguchi et al. (1999) aplicaram a metodologia de Hibridação Fluorescente *in situ* (FISH), com sondas de oligonucleotídeos com RNAr 16S, no estudo da distribuição espacial dos microrganismos no lodo de reatores UASB, em condições mesofílica e termofílica, alimentados com sacarose, acetato e propionato. Com o microscópio confocal a laser verificaram o arranjo dos microrganismos na forma de biofilme esférico, no qual observaram-se a presença predominante de metanogênicas acetoclásticas, semelhantes à *Methanosaeta sp.*, na camada interna e células semelhantes a *Syntrophobacter* e *Desulfobulbus* na camada externa.

A formação de grânulos divididos em três camadas deve-se, provavelmente, à composição predominantemente orgânica das águas residuárias de suinocultura, estimando 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 (IANOTTI¹ et al., 1979 apud OLIVEIRA, 1997).

Samson et al. (1990) citaram que em águas residuárias contendo açúcares e altos teores de ácidos voláteis o desenvolvimento do lodo granular é mais rápido. Enquanto que composições com elevadas frações de sólidos em suspensão ou materiais refratários podem não desenvolver grânulos.

Vanderhaegen et al. (1991) realizaram estudos em escala de laboratório com reatores UASB de 2,0 litros usando substrato com diferente conteúdo energético; ou seja, glicose, metanol, etanol, ácido propiônico e ácido acético. Testaram também diferentes substratos: vinhaça fresca e vinhaça pré acidificada durante dois dias. Os testes mostraram melhor produção de lodo granular com a vinhaça fresca. Esse aspecto sugeriu que para atingir o crescimento do lodo granular nos reatores UASB, o substrato deve conter quantidade substancial de açúcares fermentáveis para que as bactérias acidogênicas, presentes no grânulo, recebam suficiente quantidade destes substratos de alta energia. Em uma série de testes adicionais, os autores também estudaram o efeito de altos níveis de proteínas, o qual resultou

¹ IANNOTTI, E.L. et al. (1979). *Changes in swine waste during anaerobic digestion*. Developments in Industrial Microbiology, v.20, n.49, p.519-529.

em deterioração da qualidade do lodo produzido e em redução considerável da produção de lodo granular.

Os resultados obtidos por Vanderhaegen et al. (1991), suportam o conceito do grânulo composto de múltiplas camadas como proposto por Mcleod (1990). No entanto, os autores postularam a teoria que as bactérias acidogênicas fermentadoras de açúcares formam biomassa e polímeros suficientes para atuar como “centros de nucleação”, nos quais subseqüentemente, o restante das associações metanogênicas chega a se desenvolver.

2.3. Reator anaeróbio de fluxo ascendente com manta de lodo (UASB)

A digestão anaeróbia utilizando reatores UASB tem potencial de aplicação para muitos resíduos. Além disso, os reatores UASB oferecem muitas vantagens, tais como: taxas de carregamento maiores que aquelas admitidas pelos sistemas de mistura completa, implicando em volumes necessários de reator bem menores; não necessita de mistura artificial, uma operação difícil e dispendiosa; e não necessita de tanque de sedimentação (LETTINGA et al., 1980).

A utilização de reatores UASB para tratar, principalmente, águas residuárias solúveis tem sido suficientemente demonstrada, tanto em escala piloto quanto em escala real. Diante disto, vários pesquisadores têm destacado a necessidade de trabalhos com reatores UASB para tratamento de águas residuárias complexas, inclusive no que diz respeito ao conteúdo de sólidos suspensos, os quais prejudicam o desenvolvimento e manutenção das características granulares do lodo. Assim como outras configurações de reatores anaeróbios, o reator UASB também está sujeito a limitações relacionadas à concentração de sólidos suspensos totais (SST) do afluente, as quais variam de 500 a 1000 mg.L⁻¹. Posteriormente, foram apresentadas recomendações de 6000 a 8000 mg.L⁻¹ de SST (LETTINGA et al., 1980, LETTINGA e HULSHOFF-POL, 1991, LETTINGA, 1996).

Nestas condições, o processo metanogênico é limitado pela taxa de hidrólise dos sólidos orgânicos. Isto tem maior importância no tratamento anaeróbio de resíduos sólidos, esterco, lodos e águas residuárias com altas concentrações de sólidos suspensos, tais como o esgoto sanitário bruto (VAN LIER et al., 2001) e as águas residuárias de suinocultura (OLIVEIRA, 1997).

Para isso, podem ser esperados avanços no campo da utilização de sistemas de leito de lodo (UASB e outros) em estágios para o tratamento de águas residuárias específicas (VAN LIER et al., 2001). Assim, para tratar água residuária com alta participação de fração

orgânica particulada pode ser vantajoso aplicar-se o processo anaeróbio em dois estágios (SEGHEZZO et al., 1998).

2.4. Processo anaeróbio em dois estágios

No tratamento de águas residuárias com elevada concentração de sólidos suspensos (SST), como esgoto sanitário bruto e águas residuárias de suinocultura, em reatores UASB, a principal restrição são os altos arrastes de sólidos suspensos e a baixa taxa de hidrólise em condições de baixas temperaturas. O incremento da hidrólise do material orgânico complexo é fundamental, por ser o passo limitante, para estes e outros substratos como os resíduos sólidos, semi-sólidos, lodos e dejetos da produção animal (OLIVEIRA, 1997, VAN LIER et al., 2001).

A retenção dos sólidos suspensos no reator conduzirá a maiores tempos de retenção do lodo, propiciará aumentos na eficiência do tratamento e diminuirá a quantidade de sólidos no efluente, minimizando as necessidades de pós-tratamento. Assim, a otimização da configuração dos reatores poderá envolver o processo em estágios separados em tanques, para propiciar condições ótimas para os grupos específicos de microrganismos envolvidos nas etapas desejadas (VAN LIER et al., 2001).

O processo anaeróbio de dois estágios, segundo Van Haandel e Lettinga (1994), consiste em dois reatores em série, um para hidrólise parcial da matéria orgânica particulada e o outro para digerir os compostos solúveis formados no primeiro reator. O primeiro reator hidrolítico, com velocidade ascensional relativamente baixa, conterà lodo floculento. A matéria orgânica particulada do afluente poderá ser adsorvida e parcialmente hidrolisada nos flocos e reintroduzida como compostos solúveis na fase líquida, os quais serão tratados no segundo reator. A eficiência de remoção de sólidos suspensos no primeiro reator será maior do que a remoção da matéria orgânica solúvel e será necessário a descarga periódica do excesso de lodo (SEGHEZZO et al., 1998).

Sayed et al. (1993) pesquisaram o tratamento anaeróbio em dois estágios para águas residuárias de abatedouro, contendo 55% da DQO devido à fração de SST grosseiros insolúveis. Utilizaram reator UASB de bancada com lodo floculento seguido de reator UASB com lodo granulado, à temperatura de 18°C, com TCOV de 5, 10 e 15 kg DQO.m⁻³.d⁻¹ e com TDH no primeiro reator de 12, 8 e 4 h e no segundo de 4,2; 2,1 e 1,4 h. Os resultados indicaram que no primeiro reator foi possível remover satisfatoriamente a DQO devido às frações de SST grosseiros e coloidais, com eficiência em torno de 70%, porém para a

DQO_{solúvel} a remoção foi moderada, ou seja, de 55%. No segundo reator foi observado bom desempenho na remoção das três frações, sendo 80, 80 e 90%, respectivamente. Isto foi atribuído à baixa concentração das frações de SST grosseiros e coloidal na alimentação do segundo reator, as quais foram removidas no primeiro reator, prevalecendo mecanismos não biológicos de entrelaçamento e adsorção. Para todo o sistema a eficiência de remoção atingiu 90% para DQO_{total}, 95% para DQO devido à fração de SST grosseiros, 80% para DQO_{coloidal} e 80% para DQO_{solúvel}.

Sayed e Fergala (1995) utilizando o processo em dois estágios com reatores UASB (o primeiro com lodo floculento e o segundo com lodo granulado), para tratamento de esgoto sanitário bruto (DQO_{total} de 200 a 700 mg.L⁻¹ com 55% correspondendo à DQO_{ss}), com temperatura de 18° a 20°C, verificaram eficiências de remoção de DBO_{total} e DQO_{total} de 90 e 80%, respectivamente, com TCOV de 2 e 6 kg DQO.m⁻³.d⁻¹, no primeiro e segundo reatores, respectivamente.

Observa-se que a proposta de aplicação de sistemas em dois estágios é recente, e não significa o mesmo que sistemas em duas fases. Existe alguma controvérsia a respeito das vantagens da instalação de reator acidogênico separado para a eficiência global do processo. Embora certa pré-acidificação da água residuária seja, certamente, benéfica, existem evidências claras de que a acidificação completa, proposta nos sistemas em duas fases, pode ser prejudicial em alguns aspectos (LETTINGA e HULSHOFF-POL, 1991, SEGHEZZO et al., 1998).

2.5. Características dos dejetos de suínos

A adoção de sistemas confinados de produção de suínos, com uso intensivo de água para higienização, tem produzido grandes quantidades de dejetos líquidos e semi-sólidos. A inadequação dos sistemas de manejo e armazenamento destes dejetos induzem o seu lançamento em cursos d'água sem tratamento, causando graves problemas de poluição, no Brasil e outros países, em virtude das altas concentrações de matéria orgânica, nutrientes, metais pesados e patógenos. No Estado de Santa Catarina, 85% das fontes de água do meio rural das regiões produtoras estão poluídas e/ou contaminadas por coliformes fecais. Estes problemas são relatados, em menor proporção, no Paraná, São Paulo e Minas Gerais (OLIVEIRA et al., 1993, OLIVEIRA, 1997).

Zhu et al. (2000) examinaram as populações de microrganismos nas fezes de suínos observando: 39% para cocos Gram-positivos, 27% de *Eubacterium sp.*, 20% de *Lactobacillus*

sp., 8% de *Escherichia* Gram-negativa, 4% de *Clostridium sp.* e menos de 2% de *Propionibacterium acnes* e *Bacteroides*. Entre estas populações, as bactérias anaeróbias e facultativas predominaram.

Em 2002, o rebanho brasileiro de suínos foi estimado em 38 milhões de cabeças (IBGE, 2002), distribuídos pelo país, conforme relacionado na Tabela 2.1.

Tabela 2.1 Rebanho de suínos por região geográfica do Brasil

Região	Nº Cabeças		Estados
	(milhões)	(%)	
Sul	13,00	34,21	RS, SC, PR.
Sudeste	7,20	18,95	MG, ES, RJ, SP.
Nordeste	8,75	23,03	MA, PI, CE, RN, PB, AL, SE, BA, PE.
Centro	6,15	16,18	MT, MS, GO, DF.
Norte	2,90	7,63	RO, AC, AM, RR, PA, AP, TO.
TOTAL	38,00	100,00	

Fonte: (IBGE, 2002), adaptado de ABCS (2004).

Os dejetos de suínos são constituídos por fezes, urina, água dos bebedouros e resíduos de alimentos. O volume total de dejetos de uma criação depende, ainda do sistema de manejo adotado, bem como do volume de água utilizado na higienização das baias. Montalvo (1995) citou valores de uso de água para limpeza de instalações de suínos variando de 6 a 50 L d⁻¹ por animal. Dependendo da frequência de lavagem das baias, o teor de resíduos sólidos nos dejetos de suínos pode variar. Holmberg et al. (1983) e Kalyuzhnyi et al. (2000) citaram concentrações de sólidos, nas águas residuárias de suinocultura, de 0,5 a 4,0%. No Brasil, Oliveira et al. (1995) citaram concentrações de ST de 26885 mg.L⁻¹ e SST de 14610 mg.L⁻¹ e Oliveira et al. (2000) citaram concentrações de ST de 2400 mg.L⁻¹, em águas residuárias de suinocultura.

A recomendação para a utilização e tratamento sustentável destes dejetos é a separação mecânica preliminar das frações sólida e líquida e o tratamento biotecnológico da fração líquida em processos secundários, tais como, os anaeróbios de alta taxa (MONTALVO, 1995, KALYUZHNYI et al., 2000); ou a aplicação do tratamento anaeróbio diretamente aos dejetos líquidos brutos.

Holmberg et al. (1983) utilizaram peneiras vibratórias (malha de 0,01 a 0,25 cm), para dejetos de suínos com ST de 1,5 a 5,4%, e verificaram a retenção nas peneiras de 41% dos

sólidos voláteis, 37% da DQO e 41% do carbono total. Dos compostos inorgânicos, 91% do N_{am} e 75% do P_{total} permaneceram na fração líquida.

Kalyuzhnyi et al. (2000) utilizaram filtro com palha de trigo para separação sólido-líquido de dejetos de suínos com SST de 30000 mg.L^{-1} , N_{total} de 2000 mg.L^{-1} e P_{total} de 500 mg.L^{-1} e obtiveram, com 4 h de operação e com ciclo de 4 d, eficiências de remoção de SST, N_{total} e P_{total} , de 97, 45 e 75% e 65, 27 e 32%, respectivamente. Ensaíram o filtro com dejetos mais diluídos (DQO_{total} de 8300 a 10000 mg.L^{-1} , DQO_{ss} de 1800 a 2100 mg.L^{-1} e $DQO_{coloidal}$ de 1900 a 4200 mg.L^{-1}) e observaram eficiências de remoção de 15 a 17%, 38 a 67% e 58 a 64%, respectivamente.

No Brasil, Oliveira et al. (1995) observaram que, respectivamente, os ST e SST de 26885 e 14610 mg.L^{-1} das águas residuárias de suinocultura, diminuíram para 13400 e 1640 mg.L^{-1} após uma peneira vibratória e para 6770 e 1430 mg.L^{-1} após o sedimentador instalado em série. A instalação do tanque de equalização aumentou a eficiência de remoção de SST da peneira de 47 para 89%.

Brandão et al. (2000) utilizaram filtros preenchidos com bagaço de cana, casca de arroz, casca de café, sabugo de milho, serragem de madeira e carvão vegetal, para afluente com ST de 5500 mg.L^{-1} e sólidos sedimentáveis (Ssed) de $88,25 \text{ mL.L}^{-1}$. Verificaram eficiência de remoção máxima de 33% para os ST, com o fino de carvão vegetal, e superior a 90% para os Ssed, em todos materiais filtrantes.

2.6. Tratamento de águas residuárias de suinocultura em reatores

UASB

O tratamento dos dejetos de suínos é um desafio mundial. Diante dos impactos ambientais provocados pela atividade, países como Holanda e Alemanha deixaram de produzir suínos e, no Brasil, algumas granjas já foram fechadas e outras estão ameaçadas. Estas medidas comprometem o setor suinícola, inibindo novos investimentos. Não há processo único capaz de tratar os dejetos de suínos com a facilidade que se deseja. A disposição dos dejetos, na forma bruta, ao solo é o tratamento mais difundido, porém têm encontrado sérias limitações econômicas e ambientais (JÚNIOR, 1999). Oliveira et al. (2000) concluíram que o aumento da concentração de ST (2400 ; 7000 ; 16300 e 26900 mg.L^{-1}) dos dejetos de suínos provocaram redução na capacidade de infiltração do solo e que as aplicações sucessivas ocasionaram selamento superficial.

Na Tabela 2.2 estão apresentados os resultados de trabalhos com resíduos diluídos de suinocultura, tratados em reatores anaeróbios não convencionais.

O tratamento anaeróbio das águas residuárias de suinocultura, com concentrações de sólidos de 250 a 3500 mg.L⁻¹, utilizando-se os reatores anaeróbios de alta taxa foi intensivamente revisado por Oliveira (1997). Pôde-se evidenciar que o tratamento com remoções de DQO próximas a 80%, com o afluente com SST ao redor de 5000 mg.L⁻¹, foi obtido com o reator anaeróbio de leito expandido, com TDH de 24 a 48 h (NG & CHIN, 1988). Para ST ao redor de 10000 mg.L⁻¹ o melhor desempenho foi verificado nos filtros anaeróbios, com TDH de 40 a 72 h (OLESZKIEWICZ, 1983). Para ST de 15000 a 20000 mg.L⁻¹, o reator anaeróbio de mistura completa com crescimento da biomassa aderida às partículas em suspensão (COBB & HILL, 1989), apresentou os melhores resultados.

A faixa de 480 a 3500 mg.L⁻¹ de SST do afluente foi abrangida no trabalho de Hasheider e Sievers (1984) com filtro anaeróbio, cujas melhores remoções médias máximas de DQO e ST foram, respectivamente, 86 e 74%. Yang e Chou (1985), com o reator anaeróbio de chicanas, utilizaram afluente na faixa de 250 a 1450 mg.L⁻¹ de SST obtendo eficiências médias de remoção de DQO de 81,2%, com TDH de 19 h. Com TDH de 32 h obtiveram remoção de SST de 88,2%.

Ng e Chin (1988) destacaram que com exceção do reator de chicanas, as outras configurações de reatores anaeróbios estudadas até aquela data para tratamento de águas residuárias de suinocultura poderiam requerer nível de operação, a qual não estaria prontamente disponível nas propriedades rurais. Além disso, os custos de construção poderiam ser altos e isto seria uma das desvantagens dos filtros anaeróbios, associado aos cuidados necessários para evitar entupimentos.

Tabela 2.2 Reatores anaeróbios não convencionais (de alta taxa) tratando águas residuárias de suinocultura: tipo, características, condições de operação e desempenho dos reatores e características da água residuária afluyente.

Tipo de reator Publicação	Volume	Temp.	TDH	Características do afluyente			Eficiência de remoção			Produção de CH ₄	
	reator	Op.		(mg.L ⁻¹)			(%)			volumétrica	específica
	(L)	(°C)	(h)	DQO	SST	ST	DQO	SST	ST	(a)	(b)
Filtro anaeróbio											
HASHEIDER & SIEVERS (1984)	3,3	35	72	2487		1412	86		74	0,156	0,325
Horizontal com chicanas											
YANG & CHOU (1985)	20	30	19	1800	770		81,2	78,9			0,052
			32	3090	1140		80,9	88,2		0,08	0,036
UASB											
VIÑAS <i>et al.</i> (1995)	18	26	36	13080			57			1,66	0,19
			96	15200			73			0,91	0,24
CINTOLI <i>et al.</i> (1995)	3,5	mesof.	21,2	11000			70				
SANCHEZ <i>et al.</i> (1995)	6,75	35		4400 a	1900 a		12,1 a	11,5 a			
				11800	43200		58,3	59,1			
KALYUZHNYI <i>et al.</i> (2000)	2,6	20 a 30	24 a	7100 a			60 a				
			33,6	10000			85				
KALYUZHNYI <i>et al.</i> (1999)	2,6	35	28,6	14700	2000		77			4,14	
OLIVEIRA (1997)	10,5	amb.	8	952	467		85	88			
		amb.	27	3015	1630		92	95		0,301	0,124
		amb.	29	3971	2274		90	93		0,400	0,139
			25	3832	1978		85	89		0,931	0,146
			30	3709	1993		87	91		1,151	0,179
OLIVEIRA (2000)	705	21 a 25	14,7		750 a			70 a 90		0,393 a	
					2300					0,589	
OLIVEIRA (2001)	705	19,8	7,3	3361	1338		71	69		0,886	
		24,9	7,3	3731	2197		81	85		0,862	
Híbrido de UASB											
CINTOLI <i>et al.</i> (1995)	3,5	mesof.	46,7	11000			78				
LO <i>et al.</i> (1994)	14,75	22 a 28	79	12000			57 - 61			0,71	
Filme fixo e leito expandido											
NG & CHIN (1988)	14,75	30	24	8140	4620		89	82		0,333	0,046
			48	4140	3250		78	88		0,166	0,103

(a) L CH₄ (L reator.d⁻¹), (b) L CH₄ (g DQO total removida)⁻¹.

Fonte: Adaptado de OLIVEIRA (1997).

Em virtude disto, têm sido realizados trabalhos utilizando-se os reatores UASB e híbridos de UASB, os quais combinam construção e operação simplificada com a capacidade de acomodar altas cargas orgânicas e hidráulicas (LETTINGA *et al.*, 1980), para tratamento de águas residuárias de suinocultura.

Lo *et al.* (1994) com afluyente com DQO de 12000 mg.L⁻¹ e TDH de 79 h obtiveram remoção de DQO de 57 a 61%. Cintoli *et al.* (1995), utilizando sedimentação ou centrifugação

da água residuária bruta, adição de zeólitos ao afluente e recirculação do efluente ($Q_r/Q_i = 0,7$ a $4,0$); observaram no reator UASB remoção de DQO de 70%, com TDH de 21,2 h, e no reator híbrido de UASB remoção de DQO de 78%, com TDH de 46,7 h, para afluente com SST de 2000 a 5000 mg.L⁻¹. Viñas et al. (1995) obtiveram, em reator UASB, remoção de DQO de 57 a 73%, com TDH variando de 36 a 96 h e DQO do afluente de 13080 a 15200 mg.L⁻¹. Sanchez et al. (1995) aplicaram TCOV de 5 kg DQO.m⁻³.d⁻¹ em reator UASB, com afluente com DQO de 4400 a 11800 mg.L⁻¹ e SST de 1900 a 43200 mg.L⁻¹, obtendo eficiências de remoção de DQO e SST de 12 a 59%.

Kalyuzhnyi et al. (2000), em reator UASB de bancada (2,6 L), aplicaram TCOV de 4 a 6 kg DQO_{total}.m⁻³.d⁻¹, com TDH de 24,0 a 33,6 h e afluente, pré-acidificado ou filtrado, com DQO_{total} de 7100 a 10000 mg.L⁻¹ e DQO devido à fração de sólidos suspensos de 600 a 2100 mg.L⁻¹, e alcançaram eficiências de remoção de DQO_{total} de 60 a 85% e de DQO devido a sólidos suspensos de 67 a 89%. Kalyuzhnyi et al. (1999) aplicaram TCOV de 12,39 kg DQO_{total}.m⁻³.d⁻¹, com o afluente, pré-acidificado, com concentrações de SST de 2000 mg.L⁻¹ e DQO_{total} de 14700 mg.L⁻¹, com TDH de 28,6 h, e observaram eficiência de remoção de DQO_{total} de 77% e produção volumétrica de 4,14 m³ CH₄.m⁻³ reator.d⁻¹.

No Brasil, Oliveira (1997) obteve bons resultados, utilizando reatores UASB de bancada (10,5 L), para tratamento de águas residuárias de suinocultura com concentrações de DQO_{total} de 952 a 4013 mg.L⁻¹ e de SST de 467 a 2274 mg.L⁻¹, com TDH de 8 a 30 h, observando eficiências de remoção de DQO_{total} de 75 a 92% e de SST de 77 a 95% e produções volumétricas de 0,072 a 1,151 m³ CH₄.m⁻³ reator.d⁻¹.

Oliveira (2000) obteve eficiências de remoção de DQO_{total} e SST de 70 a 90% e produções volumétricas de 0,393 a 0,589 m³ CH₄.m⁻³ reator.d⁻¹, operando dois reatores UASB de 705 L cada, instalados em série, com TDH de 14,7 h em cada reator, TCOV de 5 a 8 kg DQO.m⁻³.d⁻¹ no primeiro reator, e concentração de SST do afluente de 750 a 2300 mg.L⁻¹. Dando continuidade ao trabalho, Oliveira (2001) operou os dois reatores UASB de 705 L, instalados em série, com TDH de 7,3 h em cada reator, TCOV de 11 a 14 kg DQO.m⁻³.d⁻¹ no primeiro reator, com o afluente com valores médios de SST de 1338 a 2197 mg.L⁻¹, e adotou a prática de descarte periódico do excesso de lodo. Os valores médios da eficiência de remoção de DQO_{total} foram de 71 e 81% e de SST de 69 e 85%, e as produções volumétricas de 0,886 e 0,862 m³ CH₄.m⁻³ reator.d⁻¹, com temperaturas médias de 19,8 e 24,9 °C, respectivamente.

Assim, a possibilidade de utilização do reator UASB para tratamento de águas residuárias de suinocultura com valores de remoções de DQO e sólidos acima de 70% e

rendimentos satisfatórios de CH_4 está configurando-se como promissora. Na maioria dos trabalhos utilizou-se reator UASB em um estágio abrangendo concentrações de SST do afluente de 500 a 5000 mg.L^{-1} , considerando-se a utilização de tratamento primário com boa eficiência para a separação sólido-líquido, tendo em vista que a concentração de sólidos do resíduo bruto varia de 0,5 a 4,0%. Apesar das limitações do reator UASB relacionadas à concentração de SST do afluente, existem indicações (OLIVEIRA, 2000, 2001, VAN LIER et al., 2001, VAN HAANDAL e LETTINGA, 1994,) para ampliar estes limites, que não foram estabelecidos, com a alternativa de sua aplicação em dois estágios. Melhorando-se as condições para hidrólise dos sólidos orgânicos e, com isso, minimizando-se os efeitos negativos sobre a manta de lodo, abre-se a possibilidade de diminuição ou até eliminação da infra-estrutura para tratamento primário dos dejetos brutos de suinocultura e de outras águas residuárias industriais.

3. MATERIAL E MÉTODOS

3.1. Local

A pesquisa foi desenvolvida no Laboratório de Processos Anaeróbios do Departamento de Hidráulica e Saneamento da Escola de Engenharia de São Carlos-EESC/USP, no Município de São Carlos-SP.

3.2. Instalações experimentais

A unidade experimental em dois estágios foi constituída por dois reatores UASB de bancada, instalados em série (escala 4:1), com volume total de 39,0 L (primeiro estágio) e 10,5 L (segundo estágio), tanque de alimentação com agitação, tanque para armazenamento do efluente, bomba tipo diafragma, selos hidráulicos e dispositivos para monitoramento da produção de biogás, medindo-se o deslocamento de líquido (frascos Mariot), conforme ilustrado na Figura 3.1. A unidade experimental foi montada em compartimento construído em madeira sobre bancada com sistema para controle da temperatura na faixa de 25 a 30°C.

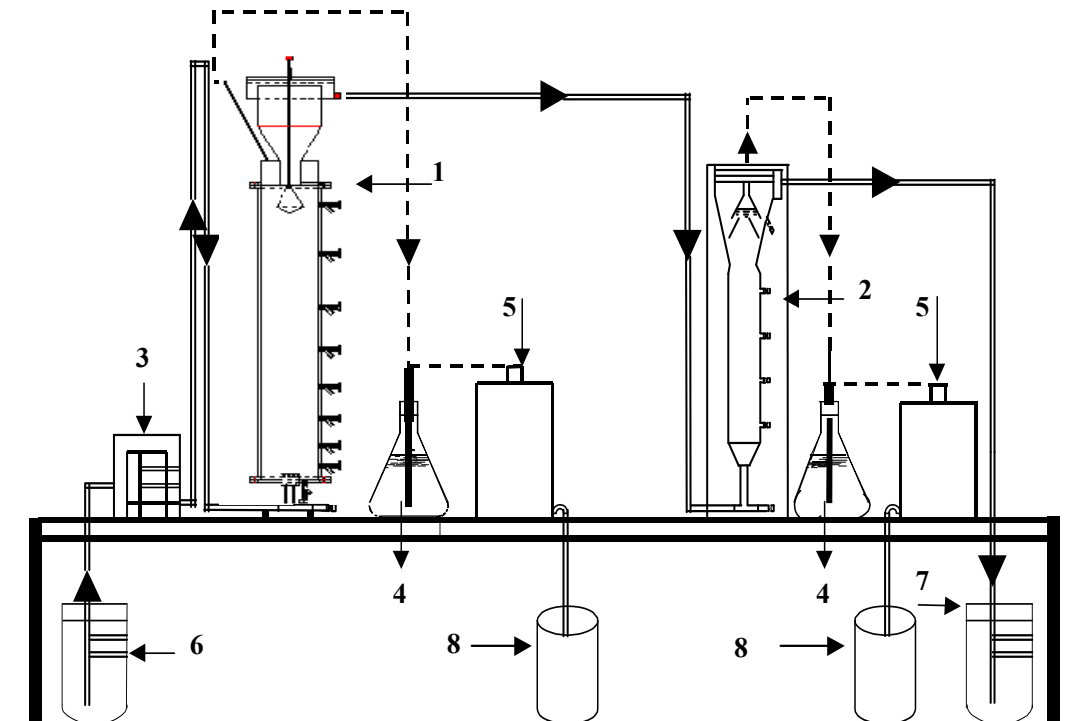


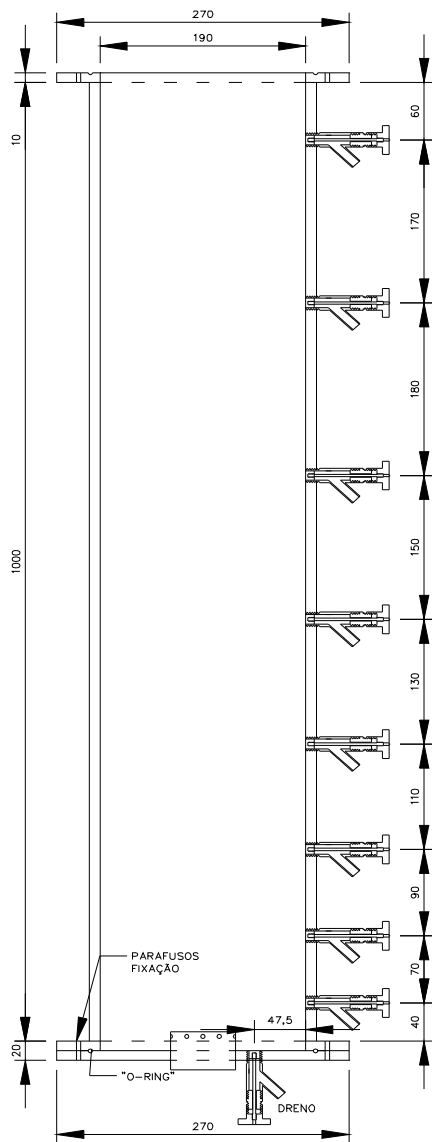
Figura 3.1 Esquema do sistema de dois estágios com reatores UASB de bancada: (1) Reator UASB 39,0 L, (2) Reator UASB 10,5 L, (3) Bomba tipo diafragma, (4) Selo hídrico, (5) Frasco Mariot, (6) Afluente, (7) Efluente, (8) Coletor de líquido deslocado.

O primeiro reator UASB, com volume total de 39,0 L, descrito por Matsumoto (1995) e esquematizado nas Figuras 3.2 e 3.3, foi construído com tubo de acrílico de diâmetro interno de 190 mm e altura de 1,00 m. Foram instalados dispositivos de entrada e saída do reator. O dispositivo de entrada tem forma de tampa e foi construído de acrílico, provido de um difusor de oito furos, em PVC, instalado no centro da tampa, com a finalidade de homogeneizar a entrada do substrato no reator. Este dispositivo foi acoplado ao tubo através de flange e anel de vedação.

O dispositivo de saída foi construído com folhas de latão de 1,02 mm de espessura, em forma de funil, subdividido em três partes: zona de sedimentação, câmara de gás e separador de fases.

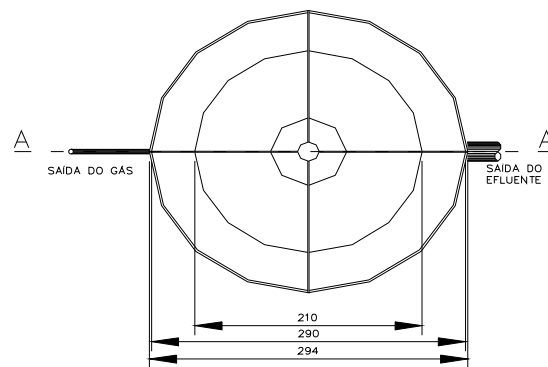
O separador de fases foi construído com polímero a base de óleo de mamona, na forma de dois cones contrapostos e suspenso por haste regulável.

O segundo reator UASB, com volume total de 10,5 L, construído por Del Nery (1993) e esquematizado na Figura 3.4, foi construído com duas faces paralelas em acrílico comprimidas contra o contorno das paredes laterais, em aço inoxidável e fixadas com parafusos. Entre os contornos de aço inoxidável e as faces de acrílico foram colocados cordões de borracha para selar as interfaces das placas.



CORTE REATOR UASB

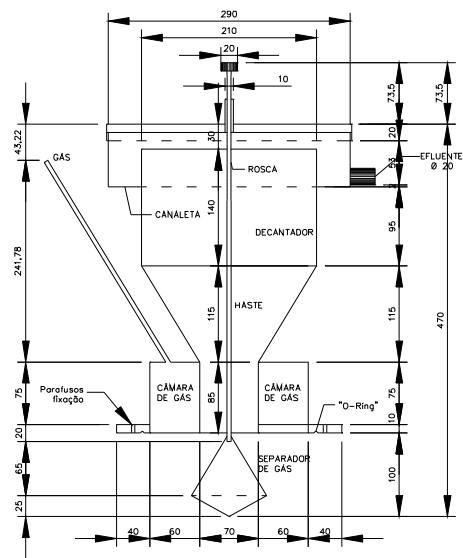
ESC.:
DIMENSÕES EM mm



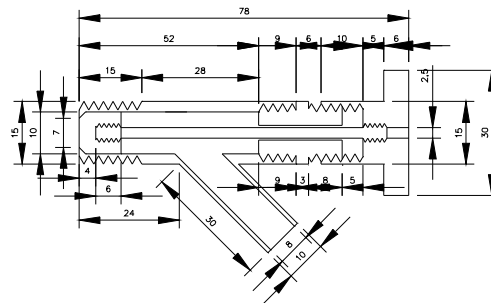
PLANTA BAIXA
DECANTADOR COM SEPARADOR DE GÁS

ESC.:
DIMENSÕES EM mm

Figura 3.2. Vista frontal e superior do primeiro reator UASB (39,0 L)



CORTE AA
DECANTADOR COM SEPARADOR DE GÁS
DIMENSÕES EM mm



DETALHE DO AMOSTRADOR
DIMENSÕES EM mm

Figura 3.3. Vista frontal do separador de gases e amostrador do primeiro reator UASB (39,0 L)

O reator foi composto de uma zona de entrada divergente na parte inferior, com forma de tronco de pirâmide de 5 cm de altura, provida, na parte superior, de placa de aço inoxidável perfurada, com a finalidade de homogeneizar a distribuição do afluente. Acima tem-se a zona de reação, com forma prismática de seção longitudinal retangular, com 45 cm de altura e seção transversal quadrada, com 12 cm de lado, a qual tem sua largura gradualmente aumentada para formar a zona de sedimentação no topo. O separador sólido/gás/líquido localizado acima e adjacente à zona de reação tem forma piramidal, ocupa parte da zona de sedimentação e é formado por placas de aço inoxidável com inclinação de aproximadamente 55°.

O efluente líquido foi coletado por três tubos de aço inoxidável, com 1 cm de diâmetro, perfurados e submersos, uniformemente, na superfície do líquido no sedimentador e conectados à canaleta de saída no topo do reator, a partir de onde o líquido é descartado por meio de mangueira de silicone, armazenado em recipiente plástico e, após, lançado na rede de esgotos do laboratório.

O gás foi coletado no topo do primeiro e segundo reatores, na câmara de gás, por mangueira de plástico e conduzido para os frascos Mariot, após passar por selos hidráulicos construídos com erlenmeyer de 5000 e 1000 mL, respectivamente, os quais mantiveram o gás sob pressão.

O primeiro reator foi construído com nove dispositivos intermediários para a coleta de amostras, oito ao longo da zona de reação e um no fundo, próximo à tubulação de entrada do reator. O segundo reator foi provido de seis tomadas intermediárias, quatro ao longo da zona de reação, uma na tubulação de entrada do reator e uma no sedimentador.

Para tanque de armazenamento do afluente foi utilizado recipiente plástico com capacidade de 30,0 L. O afluente era agitado, durante uma hora, por bomba de aquário, controlada por timer, marca Multi-Timer, com doze programas, com intervalos de uma hora entre cada período de agitação. O afluente foi bombeado para o primeiro reator por meio de mangueiras de silicone, utilizando-se bomba tipo diafragma, marca Guarujá.

Os frascos Mariot, dispositivos de deslocamento de líquido para medida do volume de gás produzido, foram construídos com galões de plástico de água mineral e acoplados aos selos hidráulicos por meio de mangueiras plásticas. Os galões foram graduados para medida do volume de gás produzido e possuíam capacidade para 20,0 e 10,0 L e foram instalados no primeiro e segundo reatores, respectivamente.

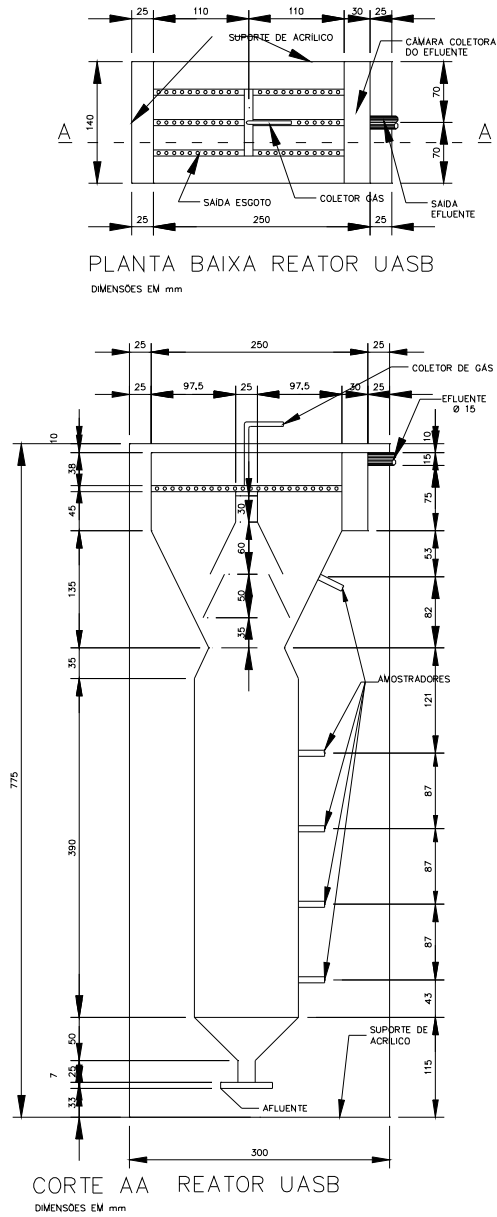


Figura 3.4. Vista frontal e superior do segundo reator UASB (10,5 L)

3.3. Água residuária

A água residuária utilizada para alimentação dos reatores UASB foi o esterco de suínos diluído com água de torneira e pré-peneirado (peneira com malha quadrada de abertura 2 mm), para obtenção de concentração de sólidos suspensos totais (SST) em torno de 5000 mg.L⁻¹.

O esterco bruto utilizado para preparar o resíduo diluído foi coletado em confinamento de suínos na fase de terminação, alimentados com ração à base de milho e soja com complemento vitamínico e mineral, na Fazenda Itaiúba, município de São Carlos. O esterco bruto foi acondicionado em sacos plásticos e mantido sob refrigeração de 0 a -10°C para utilização diária. De cada lote de esterco coletado foram feitas análises de sólidos totais (ST) e voláteis (SV).

Sabendo-se a concentração de ST, foi pesada quantidade de esterco bruto, pré-diluído e homogeneizado na concentração de ST em torno de 1%, e mantido em repouso por 15 min para que a maior parte das partículas discretas sedimentasse.

O líquido sobrenadante foi então peneirado para separação dos sólidos que pudessem entupir a linha de alimentação do reator. Depois foram tomadas amostras para determinação de SST, tornando possível calcular os volumes de água a serem adicionados para se obterem as concentrações de SST desejadas. Este procedimento foi realizado para cada lote de esterco bruto coletado.

A água residuária, com a concentração de SST desejada, foi preparada diariamente.

3.4. Descrição da operação do sistema de tratamento

O experimento foi dividido em 3 ensaios, com temperatura controlada na faixa de 25 a 30°C. As instalações do experimento com temperatura controlada estão ilustradas na Figura 3.5.

O primeiro reator foi alimentado com o afluente com concentração de SST de 5240 mg.L⁻¹ no ensaio 1; 5000 mg.L⁻¹ no ensaio 2; e 5490 mg.L⁻¹ no ensaio 3. O efluente do primeiro reator foi conduzido por meio de mangueiras de silicone, por gravidade, para o segundo reator.

Os reatores foram submetidos a tempos de detenção hidráulico (TDH) de 62, 31 e 16 h no primeiro e no segundo de 16, 8 e 4 h. A diminuição do TDH permitiu a operação com

aumentos da taxa de carregamento orgânico volumétrico (TCOV), da taxa de carregamento no lodo (TCL) e da carga hidráulica volumétrica (CHV).

Os ensaios do experimento tiveram duração de no mínimo 41 e no máximo 59 dias.

Na diminuição do TDH de 62 para 31 h, o primeiro e segundo reatores foram submetidos a TDH intermediários de 46 e 12 h, respectivamente, sendo operados por período de 21 dias nesta condição. Foi adotado o mesmo procedimento na troca de TDH de 31 para 16 h, aplicando-se TDH de 18 h no primeiro reator e 5 h no segundo reator por período de 24 dias. Esse procedimento foi adotado para evitar sobrecarga orgânica no sistema.

Na Tabela 3.1 estão apresentadas as condições operacionais para os ensaios 1, 2 e 3 do experimento, nas quais foram verificadas o desempenho dos reatores UASB operados em série no sistema de dois estágios.

Tabela 3.1. Condições de operação do primeiro (r1) e segundo (r2) reator UASB nos ensaios 1, 2 e 3 do sistema em dois estágios.

Ensaio	TDH		Duração (d)	SST	DQO _{total}	TCOV		CHV	
	(h)			afluente	afluente	(kg DQO _{total} (m ³ d) ⁻¹)		(h ⁻¹)	
	r1	r2		(mg L ⁻¹)	(mg L ⁻¹)	r1	r2	r1	r2
Ensaio 1	62	16	46	5240	11740	4,55	2,55	0,016	0,06
Ensaio 2	31	8	59	5000	11292	8,75	4,75	0,032	0,12
Ensaio 3	16	4	41	5490	12306	18,65	21,03	0,063	0,24

TCOV – taxa de carregamento orgânico volumétrico e CHV – carga hidráulica volumétrica

3.5. Procedimentos de partida

3.5.1. Lodo de inóculo

Para inóculo foi utilizado lodo de reatores UASB, em escala piloto, tratando dejetos de suínos, instalados no Depto. de Engenharia Rural da FCAV/UNESP, Campus de Jaboticabal. Foi adicionado lodo na quantidade necessária para ocupar 50% do volume dos reatores, para manter-se no primeiro reator taxa de carregamento orgânico no lodo (TCL) de 0,1 a 0,2 kg DQO_{total}.kg SV⁻¹.d⁻¹.

A concentração de SV do lodo de inóculo foi de 41000 mg.L⁻¹.

O lodo apresentou-se com poucos grânulos e pequenos, com grande quantidade de sólidos finos.

3.5.2. Partida

Na partida, com TDH de 62 h no primeiro reator e afluente com concentração de sólidos suspensos totais (SST) em torno 2000 mg.L^{-1} , os reatores foram inoculados, respectivamente, com 15,0 e 5,0 L de lodo, no primeiro e segundo reatores, correspondendo a, aproximadamente, 600000 mg e 200000 mg de SV. O volume restante dos reatores foi completado com o afluente com concentração de SST em torno de 2000 mg.L^{-1} .

A operação foi iniciada com taxa de carregamento orgânico volumétrico (TCOV) de $1,79 \text{ kg DQO.m}^{-3}.\text{d}^{-1}$ para o primeiro reator. O sistema foi operado nessas condições por um período de 19 dias.

Após, quando verificou-se a estabilidade do sistema (Item 4.1.1), por meio dos parâmetros de controle: ácidos voláteis totais, produção e composição do biogás, remoção de DQO e SS, aumentou-se a concentração de SST para valores em torno de 5000 mg.L^{-1} e iniciou-se o ensaio 1 do experimento (TDH 62 h no primeiro reator).



Figura 3.5. Unidade experimental operada com temperatura controlada

3.6. Exames físicos e determinações de constituintes orgânicos e inorgânicos não metálicos

3.6.1. Amostragem

Os afluentes e efluentes foram coletados nas mangueiras de alimentação e de saída do primeiro reator, e na saída do segundo reator. Para os exames e determinações foram utilizadas amostras compostas com sub-amostras de 50 a 100 mL, coletadas a cada meia hora, no período das 7:00 as 13:00 h, para atenderem-se os limites de tempo para armazenamento

de amostras líquidas. O volume coletado para cada amostra foi em torno de 500 mL, sendo suficiente para a realização de todos os exames e determinações.

Foram coletadas amostras de lodo dos reatores, no início do experimento, do lodo de inóculo e ao longo do experimento a cada quinze dias, aproximadamente, para determinação de ST, SV e SF. As amostras foram retiradas por meio das tomadas intermediárias laterais 1, 3, 5, 7 e 8, no primeiro reator, e 1, 2, 3, 4 e 5, no segundo reator (Figuras 3.2 e 3.4). O volume de amostras coletadas da manta dos reatores foi de 100 mL em cada tomada de amostragem.

O volume de gás produzido, diariamente, foi determinado medindo-se o deslocamento de líquido dos frascos Mariot, por meio de escala graduada, construída nos frascos, e simultaneamente a temperatura da câmara, para correção dos valores para as CNTP.

As coletas de amostras de biogás para cromatografia foram feitas, com seringa de 1 mL, em ponto de coleta instalado entre a mangueira de saída do biogás e o selo hidráulico. Utilizou-se cromatógrafo série 150, modelo 69-152 marca Gow-Mac equipado com coluna Poropak-Q, comprimento 2 m, diâmetro interno ¼”, temperatura de operação 70°C, corrente 150mA, acoplado a integrador HP 3396 série II. Marca Hewlett-Packard. Os resultados referem-se à porcentagem de CH₄ em relação à mistura metano, gás carbônico e ar (predominantemente N₂).

Foi instalado um termômetro de máxima e mínima no interior do compartimento da unidade experimental para monitoramento diário da temperatura.

3.6.2. Freqüência de amostragem e metodologias utilizadas para monitoramento dos reatores

Na Tabela 3.2 estão apresentados os exames físicos e as determinações de constituintes orgânicos e inorgânicos não metálicos a serem efetuadas nas amostras compostas coletadas, a freqüência de realização e as fontes das metodologias utilizadas.

Tabela 3.2. Exames e determinações, frequência e fontes das metodologias utilizadas.

Exames e determinações:	Periodicidade					Referência Bibliográfica
	diária	três por semana	semanal	quinzenal	cada TDH	
Afluentes e efluentes						
pH		X				APHA, (1992)
Temperatura	X					APHA, (1992)
Alcalinidades: total (AT), intermediária (AI) e parcial (AP)		X				APHA, (1992) Jenkins et al. (1983)
Ácidos voláteis totais (AVT)		X				Dilallo e Albertson (1961)
Concentrações individuais dos ácidos voláteis intermediários					X	Moraes et al. (2000) (cromatografia gasosa)
Demanda quím. de oxig. total (DQO _t) e da fração dissolvida (DQO _{diss}) e devido aos sólidos suspensos (DQO _{ss})		X				APHA, (1992) Oliveira (1997) (método colorimétrico e digestão com refluxo fechado)
Sólidos suspensos totais (SST), voláteis (SSV), fixos (SSF)		X				APHA, (1992)
Nitrogênio total, amoniacal e orgânico					X	APHA, (1992) (método titulométrico com digestão semi-micro-Kjeldahl)
Fósforo total					X	APHA, (1992) (método colorimétrico do ác. ascórbico e digestão com persulfato)
Biogás						
Produção de biogás	X					Oliveira (1997)
Composição do biogás			X			APHA, (1992) (cromatografia gasosa)
Lodo						
Sólidos totais (ST), voláteis (SV), fixos (SF)				X		APHA, (1992)
Esterco						
ST, SV e SF					X	APHA, (1992)

A temperatura no interior da câmara foi medida por meio de termômetro de máxima e mínima, de vidro com enchimento de mercúrio, diariamente, no interior da câmara.

Para a determinação do P_{total} utilizou-se o método colorimétrico do ácido ascórbico e digestão com persulfato de potássio. Para a digestão utilizou-se 10 mL de amostra afluyente e efluente e 1 mL de solução saturada de persulfato de potássio. As amostras foram autoclavadas à temperatura de 120 °C por trinta minutos. Após o processo de digestão verificou-se a presença de resíduos nos tubos e coloração amarelada, para as amostras do

afluente e efluente do primeiro reator. Pela alta concentração de sólidos suspensos presentes na água residuária de alimentação com SST em torno de 5000 mg.L^{-1} , a presença de impurezas poderia indicar uma digestão incompleta e conseqüentemente valores de P_{total} abaixo dos reais. O procedimento adotado para a confirmação dos dados obtidos foi variar o volume das amostras (Tabela 3.3). Utilizaram-se volumes do afluente e efluente brutos de 0,3; 0,4; 0,5; 1,0; 2,0; 4,0; 6,0; 8,0 e 10,0 mL. Substituiu-se a solução saturada por persulfato em pó, fixando-se massa de 0,2 g por amostra. A etapa de digestão seguiu a metodologia citada acima. As amostras de soluções padrões foram digeridas da mesma forma que as amostras afluentes e efluentes de suinocultura.

A seguir, estudou-se a variação da massa de persulfato (Tabela 3.4) não observando variação significativa ao variar a massa de persulfato de 0,05 a 0,50 g, mantendo-se o volume de amostra de água residuária de suinocultura em 0,4 mL.

Tabela 3.3. Variação do volume de amostra de água residuária de suinocultura.

Amostra (mL)	Persulfato de Potássio (mg.L^{-1})	P-total (mg.L^{-1})	
		Afluente	Efluente
0,3	666	149,4	95,9
0,4	500	164,3	97,0
0,5	400	105,6	99,8
1,0	200	77,5	97,2
2,0	100	76,9	91,8
4,0	50	72,6	89,2

Estudou-se, ainda, o efeito da acidez adicionando-se 0,2 mL de ácido sulfúrico 30% nas amostras para digestão. Verificou-se que as concentrações de fosfato foram maiores para as amostras onde o ácido foi adicionado, visto que a presença do ácido faz com que os polifosfatos sejam convertidos a fosfatos. Para um volume de 0,4 mL de amostra de água residuária bruta de suinocultura, fixou-se o volume de ácido em 0,2 mL.

Após a digestão, as amostras foram diluídas e analisadas pela metodologia do FIA (Flow Injection Analysis) (APHA, AWWA, WPCF, 1992). Os melhores resultados foram obtidos com volumes de amostras de 0,4 mL, os quais foram adotados e serão apresentados no item resultados.

Tabela 3.4. Resultados obtidos variando a massa de persulfato de potássio.

Persulfato de Potássio (g)	Persulfato de Potássio (mg.L ⁻¹)	P-total (mg.L ⁻¹)
0,05	100	7,6
0,10	200	7,8
0,20	400	7,9
0,30	600	7,9
0,40	800	8,0
0,50	1000	7,8

Para determinação de alcalinidade, ácidos voláteis totais e DQO_{dissolvida} as amostras de afluente e efluente foram centrifugadas por 15 minutos com rotação de 4500 rpm. Esse procedimento foi adotado devido à dificuldade de filtrar as amostras brutas em membranas. Após a centrifugação as amostras eram submetidas à filtração em membrana e o filtrado utilizado para determinação das variáveis acima.

As concentrações individuais dos ácidos voláteis foram determinadas em cromatógrafo gasoso HP 6890, equipado com detector de ionização de chama; coluna HP INNOWAX, 30m x 0,25mm x 0,25 µm de espessura de filme; fluxo de gás de arraste (hidrogênio): 2,0 mL/min.; temperatura do forno: 100 °C (3 min.) - 180°C (5 min.), 5 °C/min.; temperatura do injetor: 250°C; “split”: 20; temperatura do detector: 300°C; fluxo de ar sintético: 300 mL/min.; fluxo de hidrogênio: 30 mL/min.; fluxo de gás auxiliar (nitrogênio): 33 mL/min.; range:1.

As amostras brutas do afluente e efluentes, em volume de 1,00 mL, foram destiladas, em capela, através de microdestilador colocado sobre manta aquecedora e conectado à água de refrigeração do condensador. No frasco coletor, adicionou-se 0,50 mL de solução de NaOH 0,1 M e fechou-se com tampa de vidro esmerilhado, envolta por película de teflon. Adicionou-se ao balão, volume de 1,00 mL de amostras, 100 µL de solução de ácido crotônico (3500 mg.L⁻¹) e 100 µL de solução de ácido sulfúrico 6,0 M, e fechou-se com tampa de vidro esmerilhado envolta em película de teflon. Imediatamente, um tampão de algodão hidrófilo foi colocado no frasco lavador de vapores, ao qual adicionou-se 0,40 mL de solução de NaOH 0,1 M.

O aquecimento máximo da manta permitiu que o final da destilação fosse atingido após cerca de 3 minutos, quando 1,00 mL de amostra foi destilada, constatando-se pela

ausência de ebulição do líquido remanescente (ácido sulfúrico) e pela presença de resíduos escuros não voláteis.

O volume de amostra injetado no cromatógrafo foi de 1,0 μL .

3.7. Exames físicos e microbiológicos

3.7.1. Volume da manta e descarte de lodo

Foi adotada a prática de descarte do lodo ao final de cada TDH ou quando do comprometimento da qualidade do efluente do segundo reator devido ao arraste de sólidos, ocasionado pelo crescimento da manta de lodo e conseqüente enchimento do reator.

Nos primeiros 65 dias de operação, considerando o período de partida, com concentração média de SST de 5240 mg.L^{-1} e TDH de 62 h, no ensaio 1 do experimento, na troca de TDH para 31 h, no primeiro reator, observou-se o crescimento da manta nos dois reatores, atingindo o sedimentador, com acúmulo contínuo de sólidos. Nesta condição não foi observado o comprometimento da qualidade do efluente do segundo reator pelo arraste de sólidos. Antes da diminuição do TDH foi efetuado o 1º descarte de lodo do primeiro e segundo reatores, sendo o volume descartado de 16,0 e 5,0 L de lodo, respectivamente.

No ensaio 2 do experimento com concentração média de SST de 5000 mg.L^{-1} e TDH de 31 h, no primeiro reator, aos 107 dias de operação observou-se o crescimento da manta de lodo, a qual atingiu o sedimentador e ocasionou o comprometimento da qualidade do efluente do segundo reator. Assim, procedeu-se o 2º descarte de lodo da manta dos reatores. O volume descartado do primeiro e segundo reatores foi de 16,0 e 5,5 L de lodo, respectivamente. Aos 137 dias de operação, ainda com TDH de 31 h, foi necessário o 3º descarte de lodo da manta do primeiro e segundo reatores sendo, respectivamente, o volume descartado de 24,0 e 5,5 L.

Nesta etapa da operação, com TDH de 31 h, devido ao constante arraste e acúmulo de sólidos do primeiro para o segundo reator, ocorreu entupimento na tubulação de entrada do segundo reator. A desobstrução da tubulação ocasionou maior velocidade hidráulica do efluente na entrada do segundo reator e, conseqüentemente, o revolvimento da manta de lodo. O volume de sólidos acumulado no sedimentador foi removido com seringa e reintroduzido no reator.

Antes do início do ensaio 3, com TDH de 16 h, os reatores foram operados por um período de 24 dias, para adaptação do sistema ao aumento da carga orgânica, com TDH de 18 h. Antes da troca de TDH para 16 h, no primeiro reator, aos 171 dias de operação, foi

efetuado o 4º descarte de lodo da manta dos reatores. Os volumes descartados no primeiro e segundo reatores foram, respectivamente, de 10,0 e 2,0 L.

No final do ensaio 3, término da operação do sistema, aos 210 dias de operação, foi realizado o 5º descarte da manta de lodo dos reatores. O volume de lodo descartado do primeiro reator foi de 20,0 L e do segundo reator de 3,0 L. Neste ensaio a concentração média de SST foi de 5490 mg.L⁻¹.

Na Tabela 3.5 estão discriminados os dias nos quais foram realizados os descartes de lodo.

Tabela 3.5. Relação dos dias de operação nos quais foram realizados descartes de lodo da manta dos reatores UASB.

Reator	Dias de operação					
	Ensaio 1		Ensaio 2		Ensaio 3	
	TDH (h)		TDH (h)		TDH (h)	
	62 r1	16 r2	31 r1	8 r2	16 r1	4 r2
r1	65		107		171	
			137		210	
r2	65		107		171	
			137		210	

3.7.2. Exames microbiológicos

Na caracterização morfológica das bactérias e arqueas metanogênicas presentes no lodo granulado dos reatores UASB foi utilizada a microscopia óptica de contraste de fase e fluorescência, através de microscópio Olympus modelo BH2. As amostras para realização dos exames microscópicos foram coletadas da região inferior, intermediária e superior da manta de lodo do primeiro reator (tomadas 1, 3 e 5) e do segundo reator (tomadas 1, 2 e 3), no início e ao final dos ensaios 1, 2 e 3 do experimento. As amostras foram coletadas instantes antes da realização dos exames e maceradas para preparação das lâminas. Após a preparação, as foram levadas ao microscópio para observação.

As amostras do lodo de descarte também foram coletadas para os exames microscópicos.

Para estudo da distribuição espacial das morfologias, no interior, ao longo da parede do grânulo, foi utilizada a microscopia eletrônica de varredura (MEV), por meio de microscópio eletrônico digital Zeiss DSM-960.

Para o exame de microscopia eletrônica de varredura as amostras foram previamente preparadas, conforme metodologia descrita por Oliveira (1997). Inicialmente, as amostras de lodo para exame foram lavadas em proveta com água de torneira para retirada de sólidos finos dispersos e a separação dos grânulos.

Em seguida foram colocados alguns grânulos inteiros em tubo de ensaio de 10 mL, submersos por solução tampão fosfato com concentração 0,1 M (pH = 7,3) contendo 2,5% de glutaraldeído durante 12 horas e resfriado a 4°C. Depois de retirado o glutaraldeído, as amostras fixadas foram submetidas a três lavagens com solução tampão fosfato por 10 minutos. Após a lavagem com solução tampão, as amostras foram desidratadas com soluções de etanol a 50%, 70%, 80%, 90%, 95% e 100%, mantendo-se os grânulos imersos em cada uma das soluções por 10 minutos, repetindo-se o último passo (etanol 100%) por três vezes. Após a desidratação, os grânulos foram imersos, duas vezes, por 30 segundos em solução de hexametildesilazane (HMDS) e em seguida secos ao ar.

Terminada a secagem, os grânulos foram seccionados ao meio com auxílio de agulha e lâmina e dispostos sobre suportes de alumínio, fixados com fita adesiva dupla face e levados para metalização no Laboratório de Microscopia Eletrônica de Varredura – IQSC/USP, com cobertura de fina camada de ouro, para tornarem-se materiais eletricamente condutivos. Então, os suportes com as amostras, foram levados ao MEV para o exame microbiológico e realização de eletromicrografias.

3.8. Operações de manutenção da unidade experimental

O sistema foi monitorado diariamente. A vazão afluyente foi verificada três vezes por semana por meio de proveta e cronômetro e, diariamente, pelo volume de afluyente bombeado para o reator. As mangueiras de silicone foram periodicamente pressionadas para desprendimento de sólidos finos aderidos à parede. Este procedimento evitou possíveis entupimentos e diminuição da vazão. As mangueiras foram substituídas a cada troca de TDH.

Os tanques de armazenamento de afluyente e efluyente foram lavados diariamente, juntamente com o reabastecimento do substrato para alimentação dos reatores.

No ensaio 1, com TDH de 62 h no primeiro reator, houve formação de fina camada de sólidos no topo dos reatores. Esta camada de sólidos foi removida, diluída com efluyente para

que não ocasionasse problemas de entupimento das mangueiras e introduzida no segundo reator. Com o crescimento da manta de lodo e enchimento dos reatores, sólidos finos depositavam-se nos sedimentadores e foram retirados periodicamente com auxílio de seringa e espátula, retornando-os para os reatores.

Com a diminuição do TDH para 31 h no primeiro reator, ensaio 2, houve formação de camadas mais espessas de sólidos arrastados para os sedimentadores. Estas camadas de sólidos ocasionavam selamento nas saídas dos separadores e nos sedimentadores, muitas vezes impedindo a saída do efluente, principalmente no primeiro reator, por períodos curtos. No rompimento desta camada havia maior arraste de sólidos, o que provocava entupimentos na mangueira de entrada do segundo reator.

Para evitar o transbordamento do efluente dentro da câmara foi instalado funil plástico na saída do primeiro reator. A este funil foi conectada mangueira de silicone e ligada a balde plástico. Este procedimento, além de evitar o derrame do efluente no interior da câmara, permitiu medir o volume deslocado para fora do segundo reator.

Com o crescimento da manta dos reatores os entupimentos tornaram-se constantes, impedindo a realização das análises. O volume de efluente deslocado para fora do segundo reator, nos períodos noturnos, foi em média de 15 L com duração de até 8 dias consecutivos.

Com o aumento da produção de gás devido ao aumento da carga orgânica, no ensaio 2 do experimento, o volume do reator sofria abaixamento, em torno de 5 cm, verificado no topo do primeiro reator sempre que grandes volumes de gases foram produzidos no reator. Como consequência ocorreram entupimentos freqüentes da mangueira de saída de gases do reator, as quais foram retiradas e lavadas. Com o aumento do *headspace* do reator, até o limite do tubo de acrílico com o separador, não foram mais observados entupimentos freqüentes.

No ensaio 3, com TDH de 16 h no primeiro reator, os problemas de entupimentos continuaram pelo arraste de sólidos para os sedimentadores. Frequentemente foi retirada a camada de sólidos finos formada no topo dos reatores para que não houvesse comprometimento do efluente final.

4. RESULTADOS E DISCUSSÃO

Neste item são apresentados os resultados obtidos nos três ensaios do experimento, os quais compreenderam o TDH de 62 h (ensaio 1), TDH de 31 h (ensaio 2) e TDH 16 h (ensaio 3), no primeiro reator. A concentração de SST do afluyente na alimentação do primeiro reator nos ensaios foi em torno de 5000 mg.L⁻¹.

4.1. Exames físicos e determinações de constituintes orgânicos e inorgânicos não metálicos

As variações observadas nos valores médios das variáveis analisadas nos afluentes, dentro de cada ensaio, podem ser atribuídas às alterações da composição das águas residuárias, devido às dificuldades de diluição, no preparo do substrato, para obtenção das concentrações desejadas. Também pela mudança das características do estercor bruto coletado ao longo do experimento.

No período de partida dos reatores, com TDH de 62 h no primeiro reator e SST em torno de 2000 mg.L⁻¹, com tempo de operação de 19 dias, o sistema apresentou eficiência de remoção de DQO_{total}, no primeiro e segundo reatores, de 94 e 38%, respectivamente, com eficiência do sistema de 96%. Os dados não foram apresentados nas tabelas de resultados para obtenção dos valores médios dos ensaios. Da mesma forma, não foram considerados os dados obtidos na mudança para o ensaio 2 (TDH 31 h) e 3 (TDH 16 h), quando o primeiro reator foi operado por 21 e 24 dias com TDH intermediário de 46 e 18 h apresentando valores médios de remoção de DQO_{total} de 95% e 80%, respectivamente. O segundo reator apresentou eficiência de remoção de DQO_{total} de 36% e 37%, sendo a eficiência do sistema de 96% e 88%. Isto porque determinariam valores de coeficiente de variação (CV) muito altos, não refletindo o desempenho dos reatores nestas condições operacionais.

4.1.1. Partida do Sistema

As condições impostas ao primeiro e segundo reatores no início de suas operações: afluentes com valores médios de 1460 e 90 mg.L⁻¹ de SST, 4625 e 242 mg.L⁻¹ de DQO, TCOV médias de 1,79 e 0,36 kg DQO_{total}.m⁻³.d⁻¹, TCL de 0,10 e 0,04 kg DQO_{total}.kg SSV⁻¹.dia⁻¹, respectivamente, lodo de inóculo granulado com SV de 41000 mg.L⁻¹ e sem recirculação do efluente, propiciaram partida rápida do sistema.

Após 19 dias do início da operação, observou-se, no primeiro reator, os valores de DQO e SST do efluente constantes, na faixa de 242 e 0,07 mg.L⁻¹, respectivamente, com eficiências de remoção superiores a 90% (Figuras 4.1, 4.2, 4.3 e 4.4), concentrações de metano no biogás acima de 70% em ambos os reatores, a concentração média de AVT tendendo a estabilizar-se em valores inferiores a 80 mg.L⁻¹ (Figura 4.5) e pH dos efluentes mantendo-se acima de 7,0.

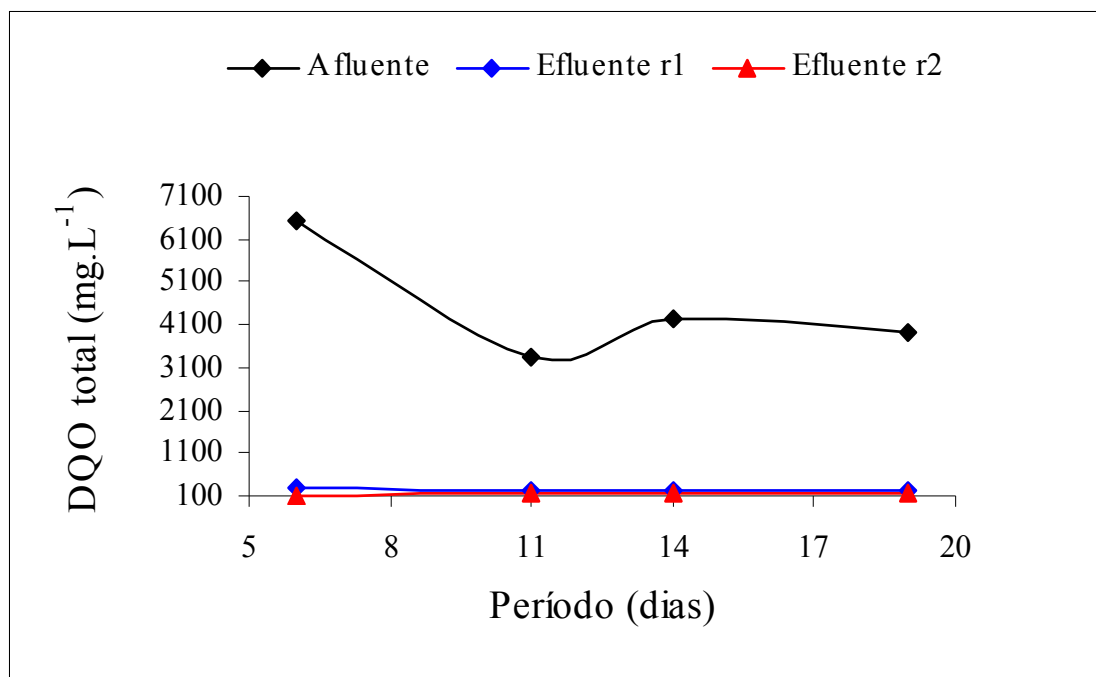


Figura 4.1. Concentrações de DQO_{total} obtidas na partida do sistema em dois estágios.

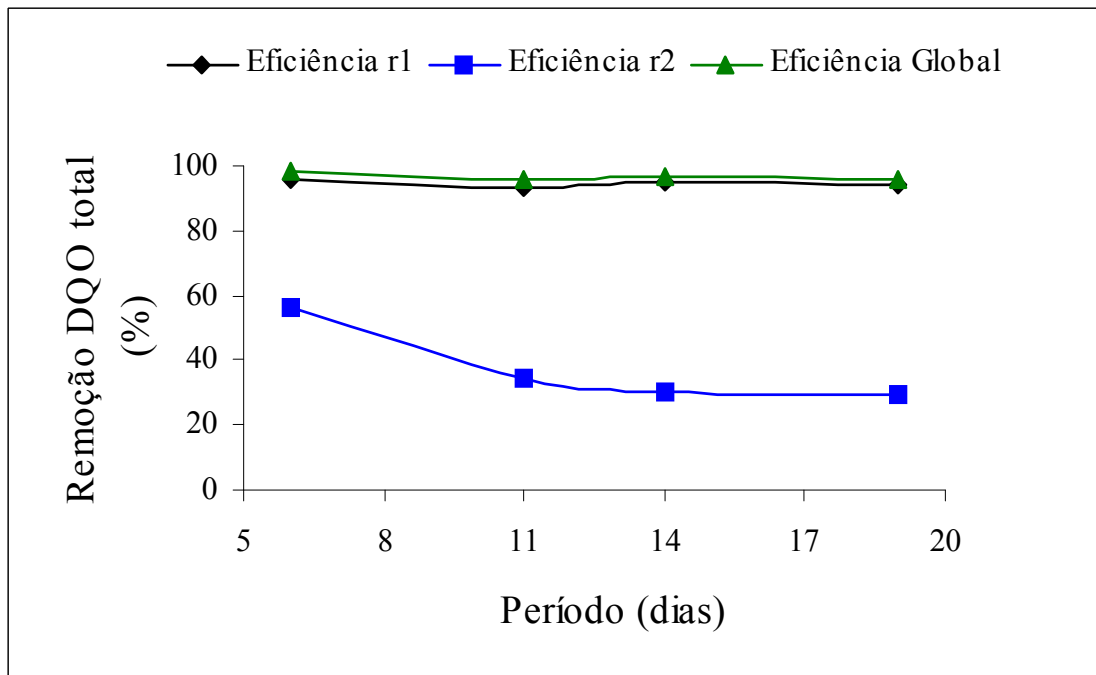


Figura 4.2. Eficiências de remoção de DQO_{total} obtidas na partida do sistema em dois estágios.

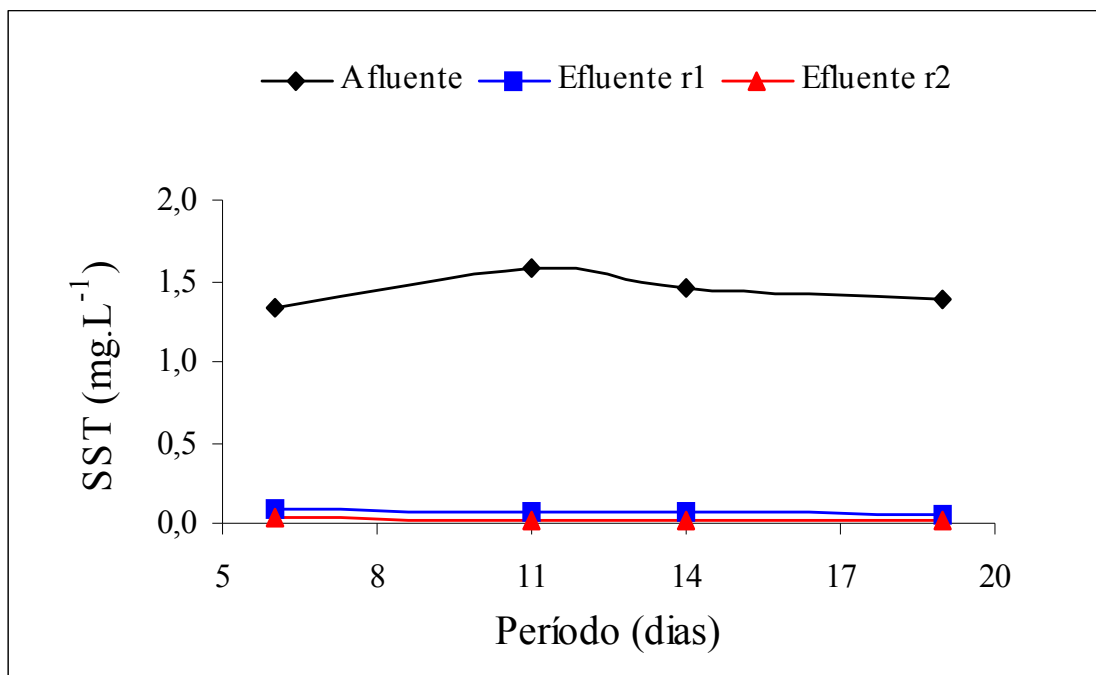


Figura 4.3. Concentrações de sólidos suspensos totais (SST) obtidas na partida do sistema em dois estágios.

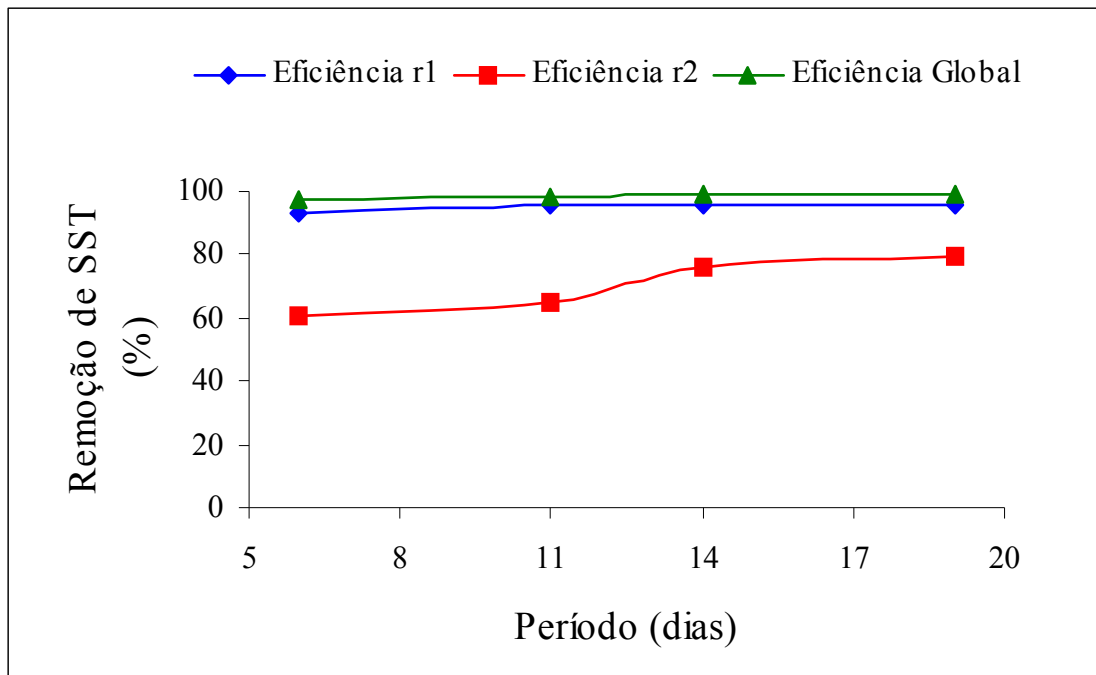


Figura 4.4. Eficiências de remoção de sólidos suspensos totais (SST) obtidas na partida do sistema em dois estágios.

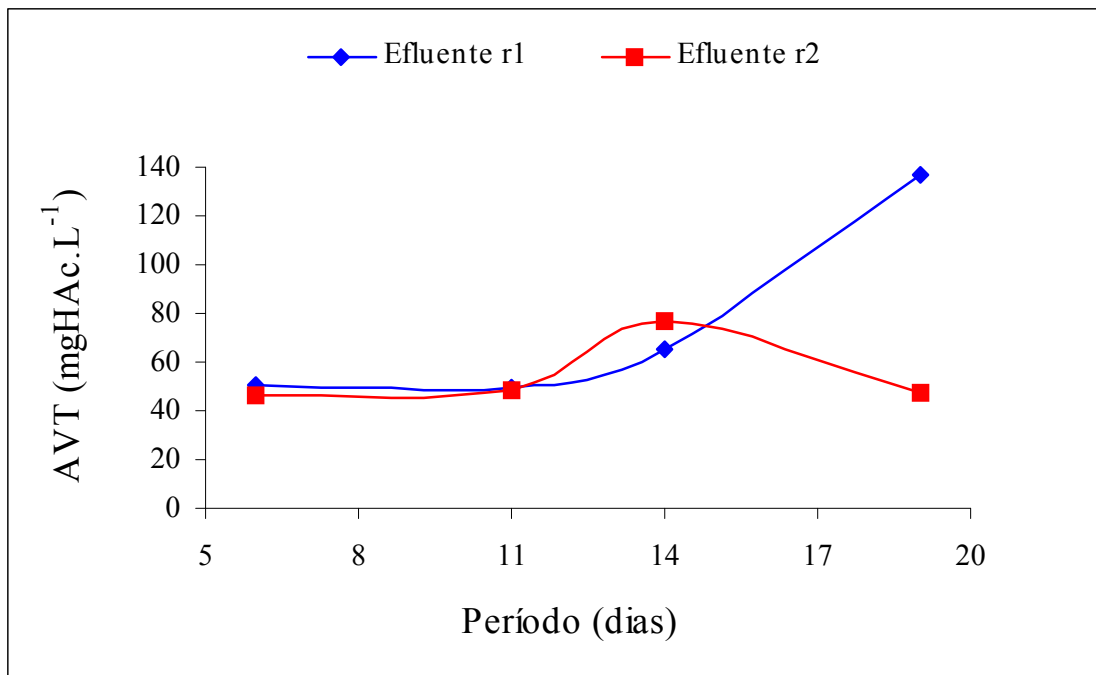


Figura 4.5. Concentrações de ácidos voláteis totais (AVT) nos efluentes do primeiro e segundo reatores na partida do sistema em dois estágios.

A partida rápida com manutenção de lodo granulado pode ser atribuída inicialmente ao lodo de inóculo granulado e adaptado ao efluente tratado, proveniente de reator UASB tratando águas residuárias de suínos, com concentração de SV de 41000 mg.L⁻¹ correspondendo a 90% dos ST. De acordo com Schmidt e Ahring (1996), o conteúdo mineral do lodo pode variar de 10 a 90% do seu peso seco.

4.1.2. Temperatura da câmara com os reatores UASB

Na Figura 4.6 estão apresentados os valores das temperaturas máximas e mínimas do ar, dentro da câmara contendo os reatores UASB, obtidos durante a operação do sistema em dois estágios, respectivamente, nos ensaios 1, 2 e 3 do experimento.

No início do ensaio 1 com TDH de 62 h e 16 h, no primeiro e segundo reatores, respectivamente, o sistema foi operado com controle da temperatura por meio de termostato. Observaram-se temperaturas na faixa de 27,1°C a 30,4 °C.

A partir do 44º dia foi instalado no interior da câmara um termômetro de máxima e mínima, o que permitiu controle mais adequado da temperatura na faixa de 25 a 30°C. As temperaturas máximas situaram-se na faixa de 26°C a 29°C e mínimas de 20°C a 25°C, no ensaio 1.

No ensaio 2, com TDH de 31 h no primeiro reator, observaram-se aumentos nas temperaturas máximas e mínimas, respectivamente, com valores de 25°C a 30°C e 21°C a 28°C.

No ensaio 3, com TDH de 16 h no primeiro reator, as temperaturas máximas e mínimas observadas foram, respectivamente, de 29°C a 31°C e 25°C a 30°C. Isto pode ser explicado pelo aumento da temperatura ambiente no período de operação, nos ensaios 2 e 3, e conseqüente elevação dos valores da temperatura no interior da câmara.

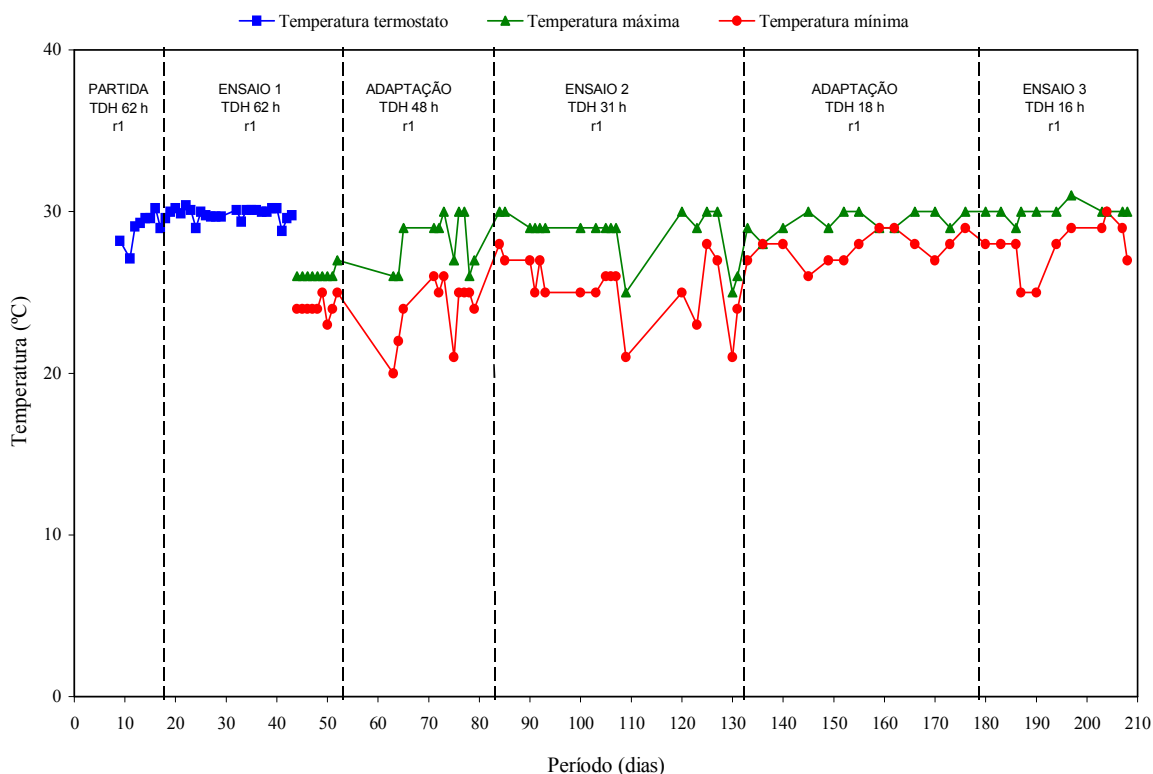


Figura 4.6. Leituras das temperaturas máxima e mínima do ar durante a operação dos reatores nos ensaios 1, 2 e 3 do experimento.

4.1.3. Demanda química de oxigênio

Na Tabela 4.1 estão apresentados os resultados médios e os coeficientes de variação (CV) da DQO_{total} e $DQO_{dissolvida}$ do afluente e efluente, eficiência de remoção de DQO (E) e taxa de carregamento orgânico volumétrico (TCOV) em relação a DQO_{total} e $DQO_{dissolvida}$, obtidos durante a operação do sistema em dois estágios nos ensaios 1, 2 e 3 do experimento.

A DQO_{total} do afluente apresentou valores médios semelhantes de 11740 mg.L^{-1} e 11292 mg.L^{-1} , nos ensaios 1 e 2, respectivamente. No ensaio 3 houve aumento do valor médio de DQO_{total} para 12306 mg.L^{-1} , podendo-se atribuir ao lote de esterco bruto utilizado para alimentação dos reatores, o qual foi coletado no final do ciclo dos animais em confinamento, apresentando-se mais consistente e menos diluído que o dos lotes anteriores.

Tabela 4.1. Valores médios e coeficiente de variação (CV) da DQO_{total} e dissolvida do afluente e efluentes, eficiência de remoção de DQO (E) e taxa de carregamento orgânico volumétrico (TCOV), em relação à DQO_{total} e dissolvida, obtidos durante a operação do sistema em dois estágios, primeiro(r1) e segundo (r2) reator, nos ensaios 1, 2 e 3.

Ensaio	TDH		DQO _{Total}						DQO _{dis.}						TCOV	
	(h)		afl.		efluente		E (%)		afl.		efluente		E (%)		* total	* dissolv.
	r1	r2	r1	r2	r1	r2	global	r1	r2	r1	r2	global				
1	62	16	11740	1681	574	86	59	95	3476	501	395	85	22	88	4,55	1,35
2	31	8	11292	1569	861	86	43	92	3050	487	415	84	14	86	8,75	2,36
3	16	4	12306	3365	2581	73	23	79	3140	832	740	73	11	76	18,65	4,76
C	62	16	11,9	65,4	19,9	11,6	28,8	1,1	13,2	24,8	18,7	11,8	77,3	3,4	15,4	17,1
V	31	8	12,4	30,0	25,2	5,8	32,6	2,2	10,5	10,5	10,6	6,0	100,0	2,3	16,0	13,5
(%)	16	4	8,8	15,0	16,5	5,5	13,0	5,1	16,1	6,1	7,4	6,8	72,7	3,9	8,74	15,97

Unidades: DQO: mg.L⁻¹, TCOV: kg DQO*. m³d⁻¹

Em todos os ensaios, as médias situaram-se dentro do estipulado na metodologia. Na Figura 4.7 estão apresentados os resultados da DQO_{total} obtidos nos ensaios. Os coeficientes de variação do afluente para os ensaios 1, 2 e 3 foram, respectivamente, de 11,9%; 12,4% e 8,8%.

Os valores médios da DQO_{dissolvida} do afluente foram de 3476 mg.L⁻¹, 3050 mg.L⁻¹ e 3140 mg.L⁻¹ nos ensaios 1, 2 e 3, respectivamente, seguindo variação similar à DQO_{total} afluente. Os resultados da DQO_{dissolvida} e devido à fração de sólidos suspensos obtidos nos ensaios do experimento estão apresentados na Figura 4.8 e 4.9, respectivamente.

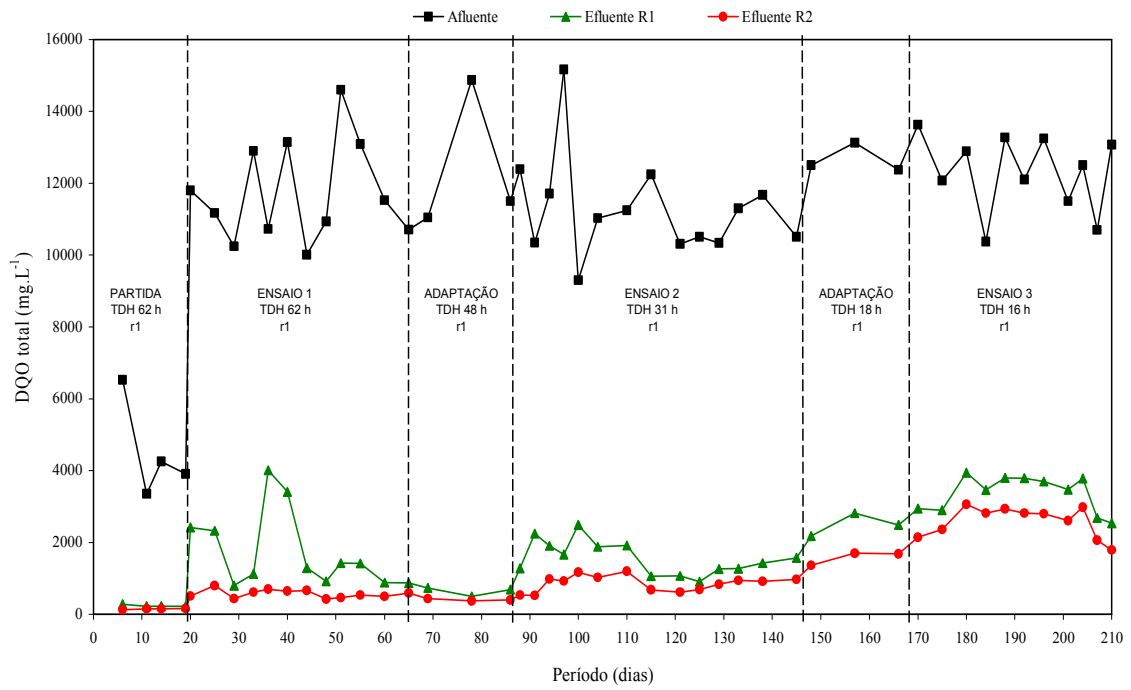


Figura 4.7. Concentrações de DQO_{total} obtidas no afluente e efluentes do primeiro e segundo reatores nos ensaios 1, 2 e 3.

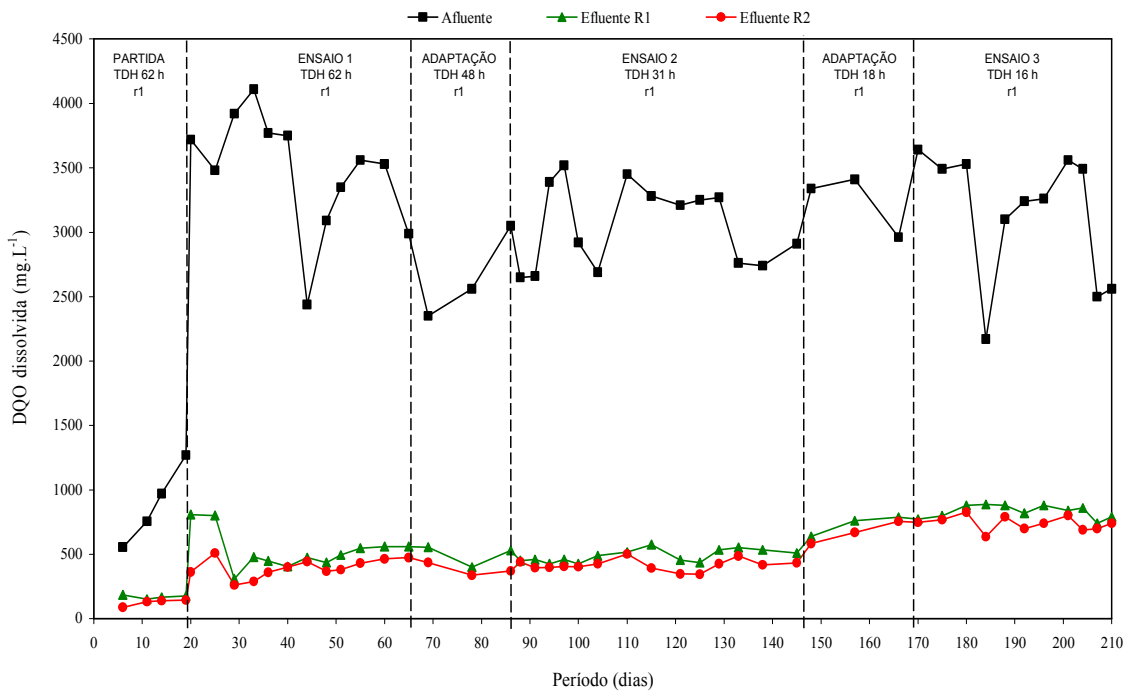


Figura 4.8. Concentrações de $DQO_{dissolvida}$ obtidas no afluente e efluentes do primeiro e segundo reatores nos ensaios 1, 2 e 3.

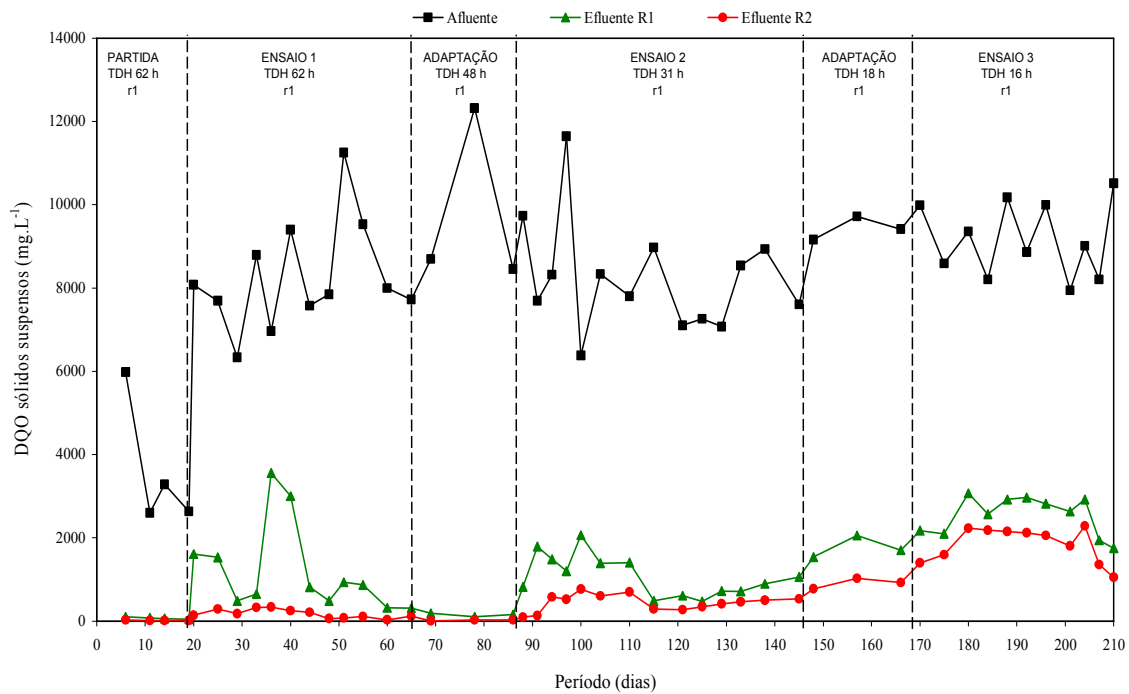


Figura 4.9. Concentrações de DQO devido à fração de sólidos suspensos obtidas no afluente e efluentes do primeiro e segundo reatores nos ensaios 1, 2 e 3.

A DQO devido à fração de sólidos suspensos (SS), resultante da diferença entre a DQO_{total} e $DQO_{dissolvida}$, correspondeu em média 70% a 75% da DQO_{total} afluente, resultados estes similares aos obtidos por Oliveira (1997), que em trabalho realizado com águas residuárias de suinocultura, em reator UASB, obteve DQO da fração de sólidos suspensos (SS) entre 66% a 80%.

Nos ensaios 1 e 2, a DQO_{total} do efluente do primeiro reator permaneceu praticamente constante, apresentando valores médios semelhantes de 1681 mg.L^{-1} e 1569 mg.L^{-1} , respectivamente, e eficiências de remoção de 86% para ambos os ensaios. No ensaio 3 houve aumento do valor médio para 3365 mg.L^{-1} , resultando em queda da eficiência de remoção para 73%. A queda de eficiência foi devida ao aumento da taxa de carregamento orgânico no primeiro reator, de $4,55$ a $18,65 \text{ kg DQO}_{total} \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{dia}^{-1}$, impondo sobrecarga orgânica (OLIVEIRA, 1997). Ainda, segundo o autor, essa redução de eficiência pode estar associada à elevação da CHV (carga hidráulica volumétrica) e aumento da produção de biogás e conseqüente aumento do arraste de sólidos no sistema, o qual pode ser confirmado observando-se o aumento da participação da DQO devido à fração de sólidos suspensos na

DQO_{total} dos efluentes do primeiro e segundo reatores. Sendo assim, a maior eficiência de remoção de DQO_{total} obtida no sistema foi verificada nos ensaios 1 e 2.

Os valores médios de DQO_{dissolvida} do efluente decresceram, respectivamente, de 501 mg.L⁻¹ para 487 mg.L⁻¹, ensaios 1 e 2, e apresentou aumento médio para 832 mg.L⁻¹, no ensaio 3.

No segundo reator, nos ensaios 1 e 2, com DQO_{total} do efluente com valores médios de 574 mg.L⁻¹ e 861 mg.L⁻¹ houve queda da eficiência de remoção de 59% para 43%. No ensaio 3 houve aumento do valor médio da DQO_{total} do efluente para 2581 mg.L⁻¹ e conseqüente queda da eficiência de remoção para 23%.

Com o aumento da taxa de carregamento orgânico de 2,55 a 21,03 kg DQO_{total}.m⁻³.dia⁻¹, o efluente do segundo reator apresentou aumento nos valores médios de DQO_{dissolvida} de 395 mg.L⁻¹ para 740 mg.L⁻¹, resultando em queda da eficiência de remoção do sistema de 88 para 76%. Para a DQO_{total} a diminuição na eficiência de remoção do sistema foi de 95% para 79%.

Esses resultados são similares aos obtidos no primeiro reator, confirmando que, quando ocorre aumento da carga orgânica no sistema a eficiência da degradação da matéria orgânica diminui.

A DQO devido à fração de sólidos suspensos (SS) no efluente do primeiro reator correspondeu em média 62%, 66% e 75% e no efluente do segundo reator a 30%, 49% e 71% da DQO_{total}, respectivamente, para os ensaios 1, 2 e 3. As eficiências de remoção de DQO_{total}, dissolvida e devido à fração de sólidos suspensos obtidos nos ensaios do experimento, estão apresentados nas Figuras 4.10, 4.11 e 4.12, respectivamente.

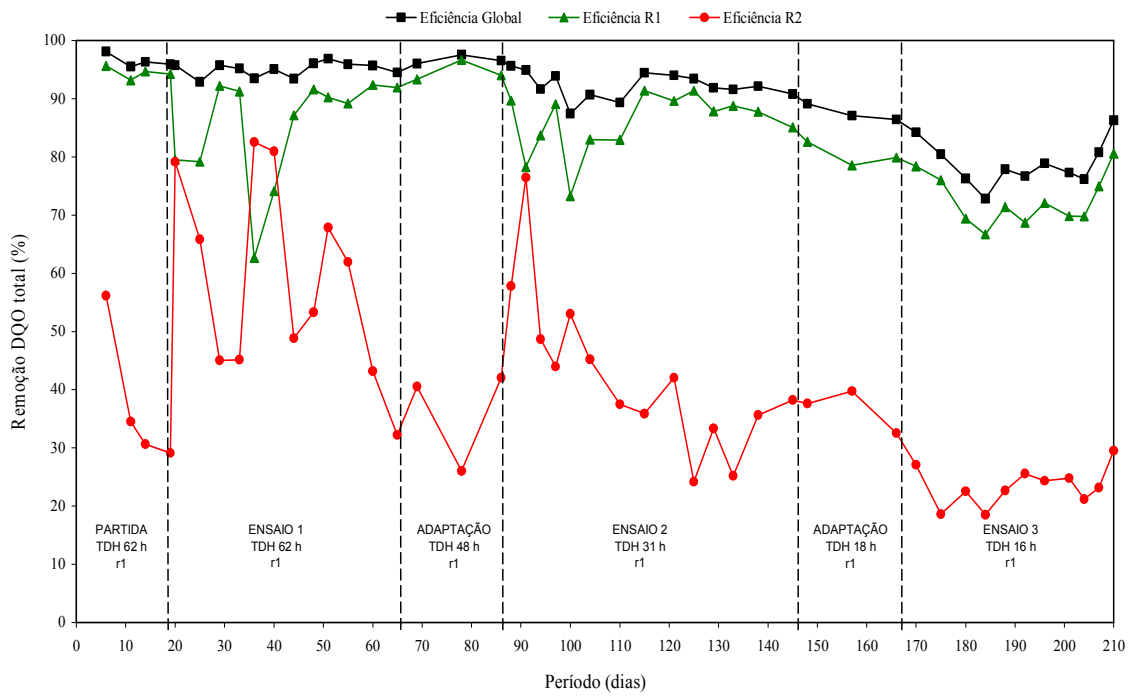


Figura 4.10. Eficiências de remoção de DQO_{total} obtidas no primeiro e segundo reatores nos ensaios 1, 2 e 3.

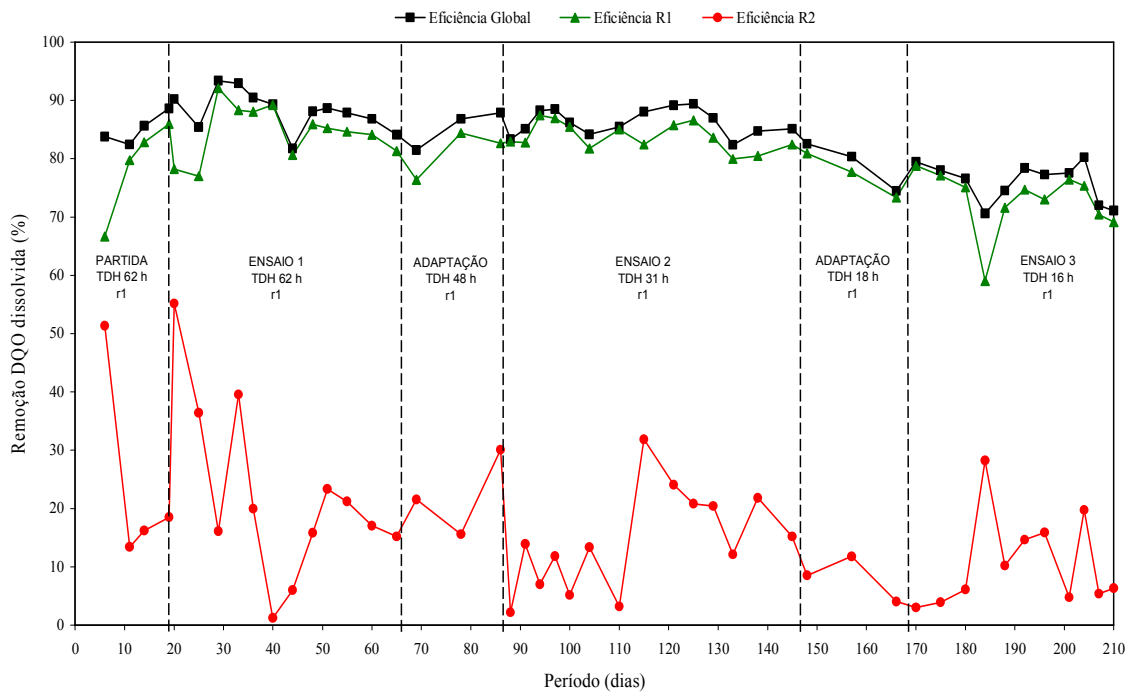


Figura 4.11. Eficiências de remoção de $DQO_{dissolvida}$ obtidas no primeiro e segundo reatores nos ensaios 1, 2 e 3.

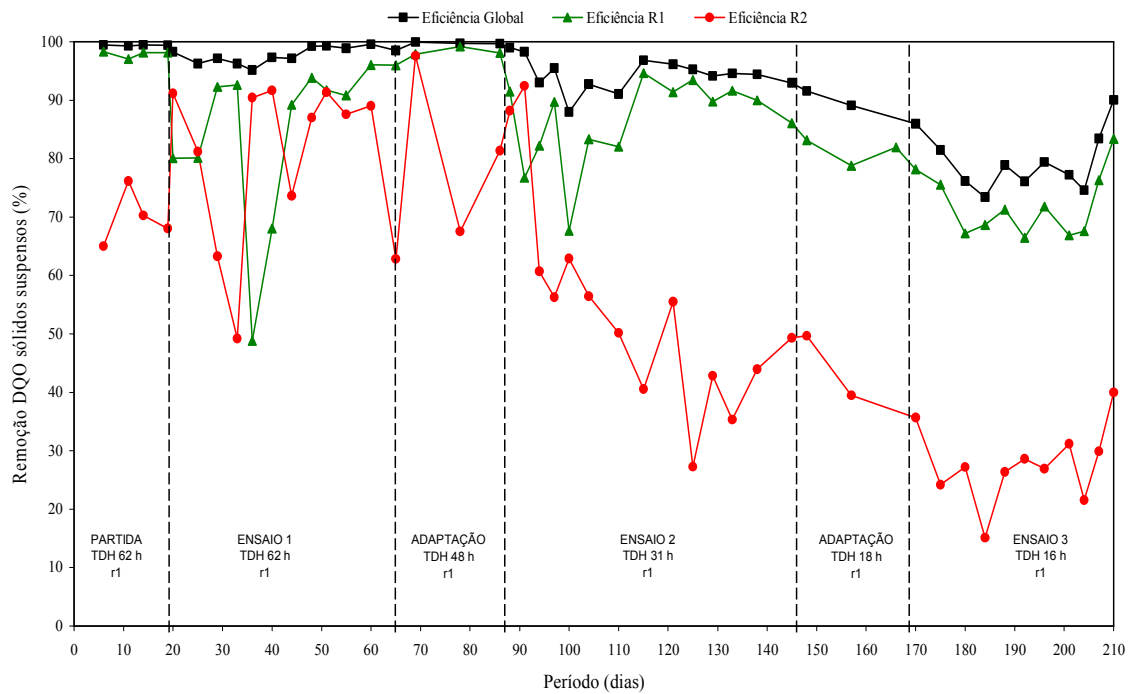


Figura 4.12. Eficiências de remoção de DQO devido à fração de sólidos suspensos obtidas no primeiro e segundo reatores nos ensaios 1, 2 e 3.

Os valores numéricos obtidos no primeiro reator situaram-se próximos aos obtidos por Oliveira (1997) em termos percentuais de DQO formada por fração sólida em suspensão. Por outro lado, no segundo reator, ocorreu elevação da DQO formada por fração sólida em suspensão em 41%, do ensaio 1 para o ensaio 3, devido, provavelmente, ao arraste de sólidos no sistema proporcionado pelo aumento da taxa de carregamento orgânico e da produção de biogás.

A variação da taxa de carregamento orgânico volumétrico (TCOV), no primeiro reator, de 4,55 a 18,65 kg DQO_{total}.m⁻³.dia⁻¹ e de 2,55 a 21,03 kg DQO_{total}.m⁻³.dia⁻¹, no segundo reator, não foram limitantes para obtenção de altas eficiências de remoção de DQO_{total} no sistema (superiores a 79 %).

No processo anaeróbico, valores superiores a 65% na remoção de matéria orgânica são considerados como satisfatórios para o tratamento de águas residuárias (CHERNICHARO, 1997).

Através das Figuras 4.10, 4.11 e 4.12, observa-se que a eficiência de remoção global do sistema manteve-se praticamente constante ao longo do experimento apresentando CV baixos de 2,3 a 3,9 %. Nota-se que quando ocorria queda de eficiência do primeiro reator, em termos de remoção de DQO_{total} , o segundo reator apresentava aumento da eficiência, absorvendo as variações de cargas impostas na saída do primeiro reator. Os valores de CV médios de 13,0 a 32,6 %, observados no segundo reator, foram maiores que os valores médios obtidos no primeiro reator, de 5,5 a 11,6 %, devido, provavelmente, as maiores instabilidades operacionais como: entupimentos, sobrecargas hidráulicas e maior arraste de sólidos, verificadas no segundo reator, o que não afetou a obtenção de altas eficiências de remoção de DQO_{total} no sistema (acima de 79 %) e valores de CV no sistema baixos, de 1,1 a 5,1. As frações de $DQO_{dissolvida}$ e devida a sólidos suspensos apresentaram tendência similar à apresentada pela DQO_{total} .

Observa-se então, nos resultados obtidos, a vantagem de se usar sistemas de tratamento em dois estágios em relação aos sistemas de único estágio, onde o segundo reator trabalharia absorvendo as variações de eficiência do primeiro reator, melhorando a qualidade do efluente final e proporcionando maior eficiência e melhor estabilização da matéria orgânica.

Sayed e Fergala (1995), utilizando reatores UASB em série, verificaram considerável aumento da eficiência de remoção de DQO com a diminuição do TDH, com eficiência de tratamento do sistema de 75% para TDH de 10 h e 84% para TDH de 6 h. Kalyuzhnyi et al. (1998) utilizaram reatores UASB no tratamento de resíduos de aves, com TCOV de 11 a 12 $kg DQO_{total}.m^{-3}.d^{-1}$, TDH de 24 a 48 h, e obtiveram eficiências de remoção de DQO_{total} de 70 a 75 %.

Oliveira (2000) utilizando dois reatores UASB em série com TDH de 14,7 h em cada reator, TCOV de 5 a 8 $kg DQO_{total}.m^{-3}.d^{-1}$, no primeiro reator, e concentração de SST do afluente de 750 a 2300 $mg.L^{-1}$ obteve eficiências de remoção de DQO e SST no sistema de 80 a 64% e 79 a 65%, respectivamente. Dando seqüência ao trabalho, Oliveira (2001) operou o mesmo sistema com TDH de 7,3 h em cada reator, TCOV de 11 a 14 $kg DQO_{total}.m^{-3}.d^{-1}$ no primeiro reator, com o afluente com valores médios de SST de 1338 a 2197 $mg.L^{-1}$ e adotou a prática do descarte periódico do excesso de lodo. Obteve eficiência de remoção de DQO_{total} de 71 e 81% e SST de 69 e 85%. O segundo reator sempre apresentou menor eficiência que o primeiro reator na remoção de DQO e SST nas condições estudadas pelo autor.

Os resultados obtidos por Oliveira (2000, 2001) são semelhantes aos obtidos neste estudo, com eficiências de remoção de DQO e SST no sistema acima de 79 e 73%, respectivamente. Embora o segundo reator tenha apresentado menor eficiência na remoção da

matéria orgânica, contribuiu para a manutenção da eficiência de remoção do sistema estudado. A contribuição do segundo reator deveu-se, principalmente, a acomodação de sobrecargas e atenuação dos arrastes de lodo da manta do primeiro reator (OLIVEIRA, 2001).

Comparativamente aos resultados obtidos neste estudo, observa-se o contrário daqueles obtidos por Sayed e Fergala (1995), com queda da eficiência de tratamento pelo sistema quando da diminuição do TDH. A queda da eficiência de tratamento foi mais acentuada no segundo reator com a diminuição do TDH e conseqüente aumento da TCOV, indicando tendências de redução de eficiência quando aumentada a carga orgânica.

Sayed et al. (1993) obtiveram remoção de DQO_{total} no sistema superiores a 90%, com TCOV até $15 \text{ kg } DQO_{total} \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{d}^{-1}$, semelhantes aos resultados obtidos neste estudo nos ensaios 1 e 2. Entretanto, diferentemente dos resultados apresentados por Sayed et al. (1993), o segundo reator apresentou baixas remoções das frações de DQO_{total} e $DQO_{dissolvida}$, sendo de 23% a 59% e 11% a 22%. Em relação à remoção de DQO devido à fração de sólidos suspensos, o resultado obtido foi igual ao observado pelos autores, para o ensaio 1 deste experimento. Com a diminuição do TDH e o aumento da taxa de carregamento orgânico para $21,03 \text{ kg } DQO_{total} \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{d}^{-1}$, no ensaio 3, houve queda acentuada da eficiência de remoção no segundo reator, para 28%, devido, provavelmente, ao arraste de sólidos.

4.1.4. Sólidos suspensos

Na Tabela 4.2 estão apresentados os resultados médios, as eficiências de remoção (E) e os coeficientes de variação (CV) das concentrações de SST e SSV, obtidos durante a operação do sistema em dois estágios nos ensaios 1, 2 e 3 do experimento. Os resultados utilizados para o cálculo dos valores médios de SST, SSV e SSF, obtidos durante os ensaios, estão apresentados nas Figuras 4.13, 4.14 e 4.15.

Tabela 4.2. Valores médios e coeficiente de variação (CV) das concentrações de SST e SSV no afluente e efluente e eficiência de remoção (E), obtidos durante a operação do sistema em dois estágios, primeiro (r1) e segundo (r2) reatores, nos ensaios 1, 2 e 3.

Ensaio	TDH		SST						SSV					
	(h)		(mg.L ⁻¹)						(mg.L ⁻¹)					
	r1	r2	afl.	efluente		E (%)			afl.	efluente		E (%)		
r1				r2	r1	r2	global	r1		r2	r1	r2	global	
1	62	16	5240	960	300	82	57	94	4740	830	260	83	58	95
2	31	8	5000	820	590	85	58	94	4600	730	510	85	59	95
3	16	4	5490	1880	1490	65	20	73	5000	1700	1320	65	21	73
C	62	16	13,0	75,0	30,0	15,7	38,1	2,1	13,7	78,3	30,8	15,1	34,4	2,0
V	31	8	15,6	43,9	137,3	8,4	25,4	1,4	13,7	45,2	147,1	8,1	25,6	1,2
(%)	16	4	10,9	20,7	14,8	17,5	55,8	6,8	14,4	20,0	15,9	19,4	50,4	7,2

De acordo com os resultados pode-se observar que as concentrações de SST no afluente apresentaram valores, em média, sempre próximos ao esperado de 5000 mg.L⁻¹ e coeficiente de variação (CV) de 10,9% a 15,6%. A concentração de SSV representou, em média, 91 a 92% da concentração de SST do afluente.

O coeficiente de variação (CV) da concentração de SST no efluente do primeiro reator, nos ensaios do experimento, variou de 20,7% a 75,0% e no efluente do segundo reator de 14,8% a 137,3%. Para SSV a variação foi de 20,0% a 78,3%, no efluente do primeiro reator, e de 15,9% a 147,1%, no efluente do segundo reator. De acordo com Oliveira (1997) estes valores altos podem ser atribuídos à imprecisão da metodologia de análise utilizada para a faixa de SS encontrada e também às variações intrínsecas do parâmetro no processo. O arraste de sólidos do reator, nos dias finais de cada ensaio, contribuiu para aumento significativo da concentração de sólidos no efluente, ocasionando altos valores de CV.

A eficiência de remoção de SST nos ensaios 1, 2 e 3 do experimento, no primeiro reator foi, respectivamente, de 82%, 85% e 65%; e no segundo reator de 57%, 58% e 20%. Para SSV a eficiência de remoção nos ensaios 1 e 2 foi semelhante à remoção de SST, sendo, respectivamente, de 83% a 85% para o primeiro reator e 58% a 59% para o segundo reator. Com a diminuição do TDH, no ensaio 3, observou-se queda da eficiência de remoção de SSV, no primeiro e segundo reatores, para 65% e 21%, respectivamente. Isso deve-se,

provavelmente, ao aumento do arraste de sólidos do sistema provocado pela diminuição do TDH e aumento da produção de biogás.

A eficiência de remoção média de SST e SSV do sistema foi, respectivamente, de 94% e 95% para os ensaios 1 e 2, apresentando queda para 73% no ensaio 3. As eficiências de remoção de SST e SSV estão apresentadas na Figuras 4.16 e 4.17.

A relação de SSV/SST no efluente variou, nos ensaios do experimento, de 0,84 a 0,89 no primeiro reator e de 0,85 a 0,90 no segundo reator.

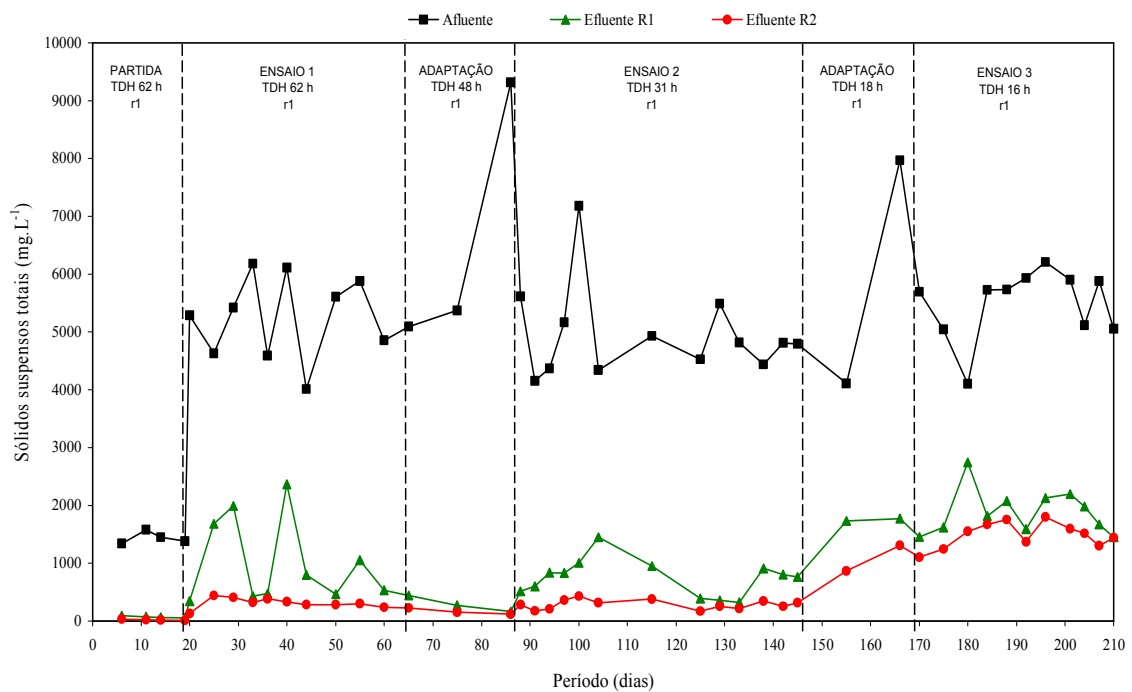


Figura 4.13. Concentrações de sólidos suspensos totais (SST) obtidas no afluente e efluentes do primeiro e segundo reatores nos ensaios 1, 2 e 3.

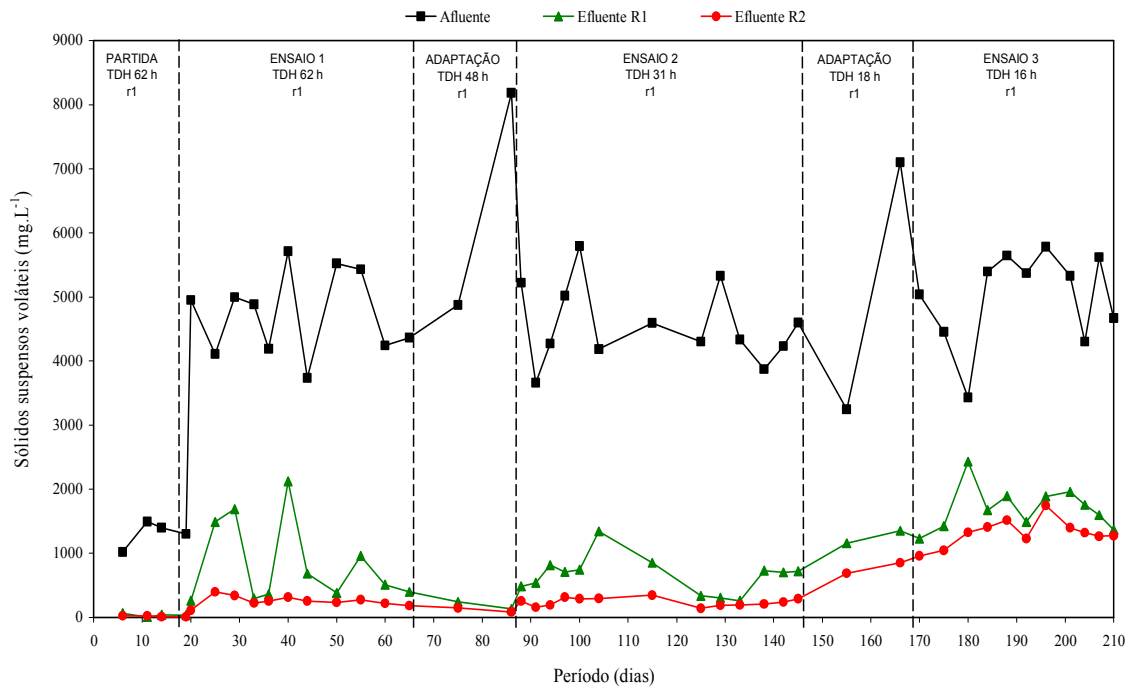


Figura 4.14. Concentrações de sólidos suspensos voláteis (SSV) obtidas no afluente e efluentes do primeiro e segundo reatores nos ensaios 1, 2 e 3.

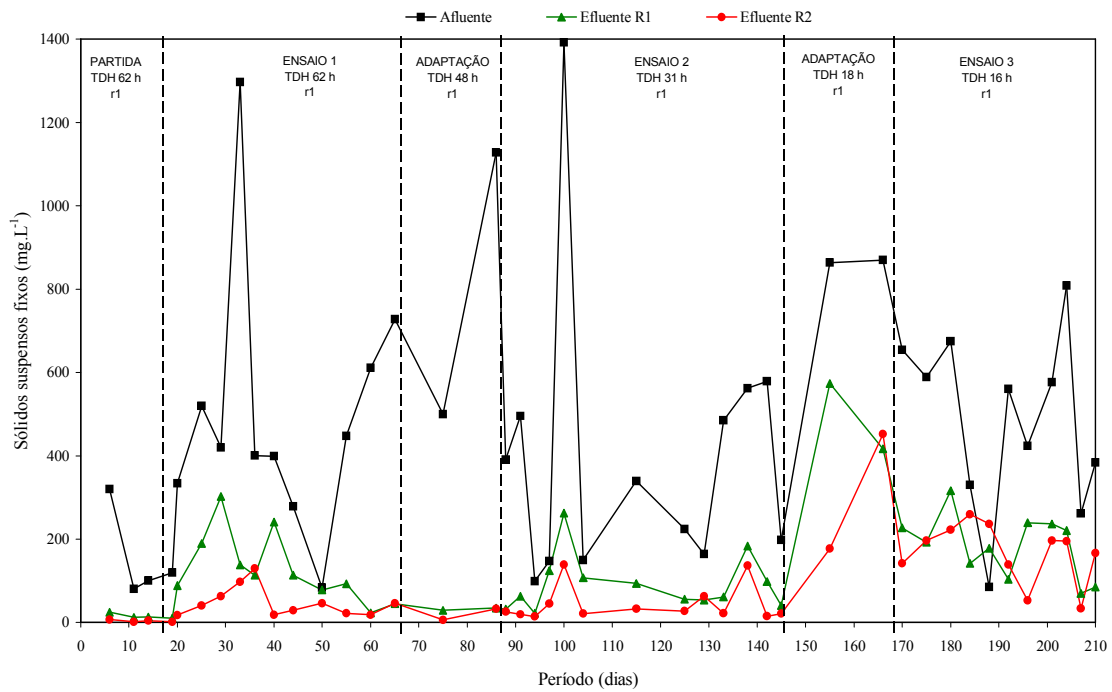


Figura 4.15. Concentrações de sólidos suspensos fixos (SSF) obtidas no afluente e efluentes do primeiro e segundo reatores nos ensaios 1, 2 e 3.

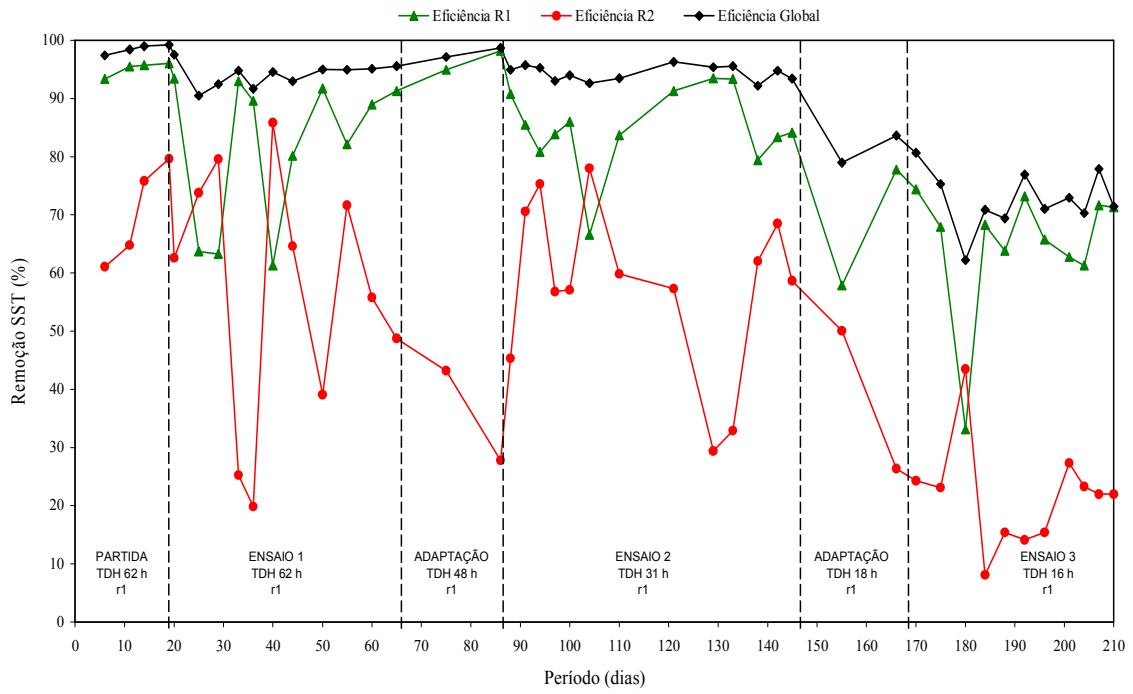


Figura 4.16. Eficiências de remoção de SST obtidas no primeiro e segundo reatores nos ensaios 1, 2 e 3.

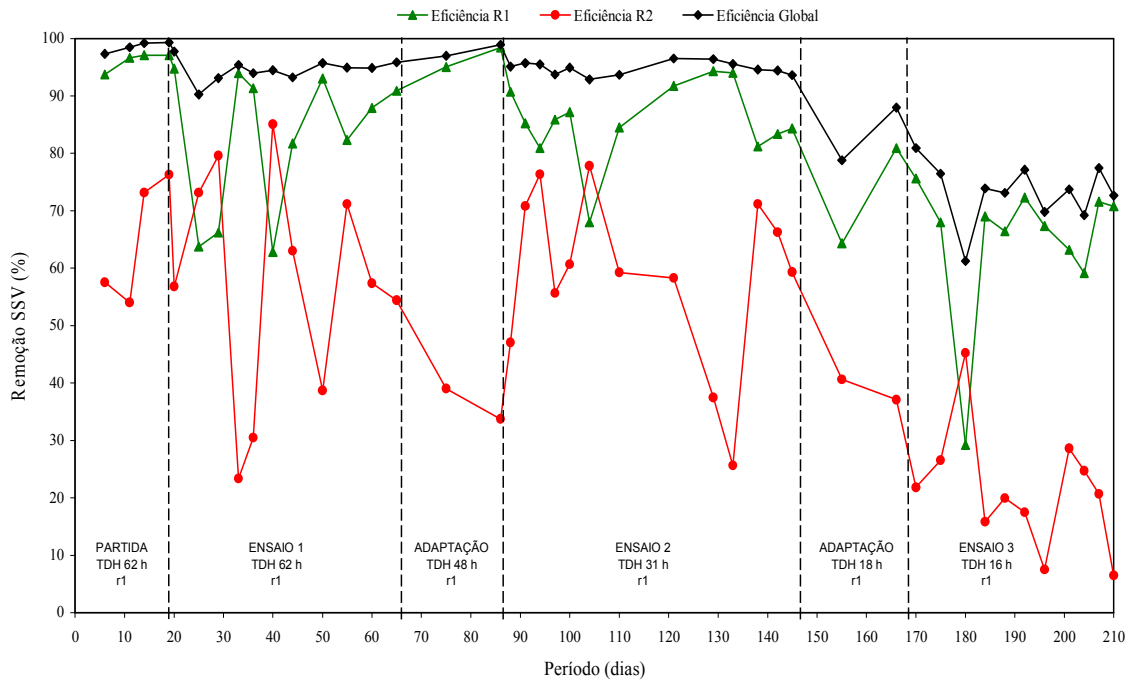


Figura 4.17. Eficiências de remoção de SSV obtidas no primeiro e segundo reatores nos ensaios 1, 2 e 3.

Nas Figuras 4.16 e 4.17, observa-se que a eficiência de remoção global de sólidos do sistema manteve-se praticamente constante durante os ensaios 1 e 2 com TCOV de 4,55 a 8,75 kg DQO_{total}.m⁻³.d⁻¹, apresentando redução de eficiência no ensaio 3 com o aumento da TCOV para 18,65 kg DQO_{total}.m⁻³.d⁻¹. Pôde-se observar que quando ocorreu redução de eficiência no primeiro reator, na remoção de sólidos suspensos, o segundo reator apresentou aumento da eficiência, absorvendo as variações de cargas impostas na saída do primeiro reator, como também observado para remoção de DQO. Os valores de CV médios de SST e SSV de 25,4 a 55,8 % e 25,6 a 50,4, respectivamente, observados no segundo reator, foram maiores que os valores médios obtidos no primeiro reator, de 8,4 a 15,7 % e 8,1 a 19,4, respectivamente, devido, provavelmente, as maiores instabilidades operacionais como: entupimentos, sobrecargas hidráulicas e maior arraste de sólidos, verificadas no segundo reator, o que não afetou a obtenção de altas eficiências de remoção de sólidos suspensos no sistema (acima de 73 %) e valores de CV no sistema baixos, de 1,2 a 7,2 %.

4.1.5. Manta de lodo: sólidos totais e voláteis

Nas Tabelas 4.3 e 4.4 estão apresentados os valores médios da concentração de sólidos totais (ST) e voláteis (SV) ao longo da manta de lodo, obtidos das amostras retiradas nos pontos de coleta, indicados na Figura 3.2, para o primeiro reator, e na Figura 3.4, para o segundo reator. A taxa de carregamento no lodo (TCL) foi obtida utilizando-se os valores médios de SV do lodo e da DQO afluyente do primeiro e segundo reatores. Os resultados utilizados para o cálculo dos valores médios de ST e SV, para o primeiro e segundo reatores, obtidos durante os ensaios, estão apresentados nas Figuras 4.18 e 4.19; 4.20 e 4.21, respectivamente.

No primeiro reator observou-se, nos ensaios 1 e 2, que os valores de ST do lodo nos pontos 1, 3 e 5 decresceram na média com a diminuição do TDH e aumento da TCOV sendo, respectivamente, de 48000 a 43000 mg.L⁻¹, 47000 a 41000 mg.L⁻¹ e 46000 a 43000 mg.L⁻¹. Os valores de SV apresentaram o mesmo comportamento com queda de 38000 para 34000 mg.L⁻¹, 38000 para 33000 mg.L⁻¹ e 37000 para 35000 mg.L⁻¹. No ensaio 3 observou-se aumento dos valores de ST e SV, nos pontos 1 e 3, atingindo 66000 e 47000 mg.L⁻¹; 63000 e 45000 mg.L⁻¹, respectivamente.

Nos pontos 7 e 8 os valores de ST e SV aumentaram com a diminuição do TDH e aumento da TCOV, nos ensaios 1 e 2, apresentando valores médios de 22000 a 34000 mg.L⁻¹

e 17000 a 27000 mg.L⁻¹; 9000 a 28000 mg.L⁻¹ e 6000 a 23000 mg.L⁻¹, respectivamente, e decresceram novamente no ensaio 3.

No segundo reator, nos ensaios 1 e 2, os valores médios de ST nos pontos 2, 3 e 4 apresentaram decréscimo de 49000 a 36000 mg.L⁻¹, 40000 a 31000 mg.L⁻¹ e 32000 a 25000 mg.L⁻¹; os SV tiveram a mesma tendência de queda apresentando valores de 38000 a 28000 mg.L⁻¹, 32000 a 24000m g.L⁻¹ e 25000 a 19000 mg.L⁻¹, respectivamente. No ponto 1 os valores de ST e SV não sofreram alterações com a diminuição do TDH e aumento da TCOV, sendo de 55000 e 40000 mg.L⁻¹, respectivamente, e no ponto 5 houve acréscimo de 22000 para 26000 mg.L⁻¹ e 17000 para 20000 mg.L⁻¹.

No ensaio 3 observou-se aumento dos valores de ST e SV nos pontos 1 e 2, sendo de 74000 e 48000 mg.L⁻¹; 42000 e 34000 mg.L⁻¹, respectivamente, e diminuição dos valores nos pontos 3, 4 e 5 para 25000 e 21000 mg.L⁻¹; 18000 e 14000 mg.L⁻¹; 19000 e 15000 mg.L⁻¹.

Tabela 4.3. Valores médios de sólidos totais (ST) e voláteis (SV), coeficiente de variação (CV) e taxa de carregamento no lodo (TCL), obtidos através de perfis da manta do primeiro reator durante a operação do sistema em dois estágios nos ensaios 1, 2 e 3 do experimento.

Ensaio	TDH		Ponto1		Ponto 3		Ponto 5		Ponto 7		Ponto 8		TCL
	(h)		ST	SV	ST	SV	ST	SV	ST	SV	ST	SV	
	r1	r2	(mg L ⁻¹)										
1	62	16	48000	38000	47000	38000	46000	37000	22000	17000	9000	6000	0,26
2	31	8	43000	34000	41000	33000	43000	35000	34000	27000	28000	23000	0,80
3	16	4	65600	47060	63210	45060	36070	29010	15500	13110	14960	12360	3,83
C	62	16	3,1	3,5	6,4	6,9	9,7	9,8	93,8	98,6	87,6	100,7	7,7
V	31	8	11,3	9,1	3,1	3,2	2,1	1,9	38,3	39,3	39,0	40,3	12,5
(%)	16	4	12,8	7,0	22,8	8,9	18,1	16,1	8,8	4,8	7,3	3,9	8,6

Unidade: TCL: Kg DQO (kg SV.d)⁻¹

Tabela 4.4. Valores médios de sólidos totais (ST) e voláteis (SV), coeficiente de variação (CV) e taxa de carregamento no lodo (TCL), obtidos através de perfis da manta do segundo reator durante a operação do sistema em dois estágios nos ensaios 1, 2 e 3.

Ensaio	TDH		Ponto1		Ponto 2		Ponto 3		Ponto 4		Ponto 5		TCL
	(h)		ST	SV	ST	SV	ST	SV	ST	SV	ST	SV	
	r1	r2	(mg L ⁻¹)										
1	62	16	55000	40000	49000	38000	40000	32000	32000	25000	22000	17000	0,06
2	31	8	55000	39000	36000	28000	31000	24000	25000	19000	26000	20000	0,09
3	16	4	74050	47630	41870	34180	24630	20500	17590	14130	18690	14810	2,23
C	62	16	6,1	3,3	6,3	5,3	25,4	23,7	63,5	65,4	71,1	74,1	66,7
V	31	8	5,9	3,1	3,2	2,7	1,3	0,5	14,0	14,6	19,0	18,8	44,4
(%)	16	4	34,6	8,4	18,6	24,4	21,4	28,8	25,7	31,2	8,1	10,0	14,8

Unidade: TCL: Kg DQO (kg SV.d)⁻¹

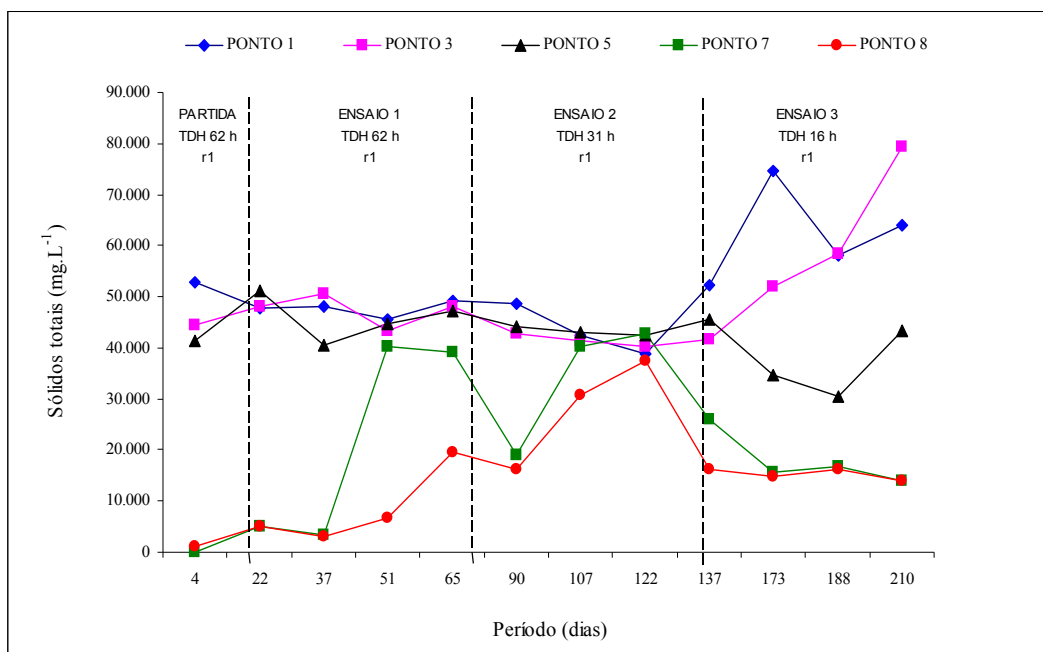


Figura 4.18. Concentrações de sólidos totais (ST) obtidos através de perfis da manta do primeiro reator durante a operação do sistema em dois estágios nos ensaios 1, 2 e 3.

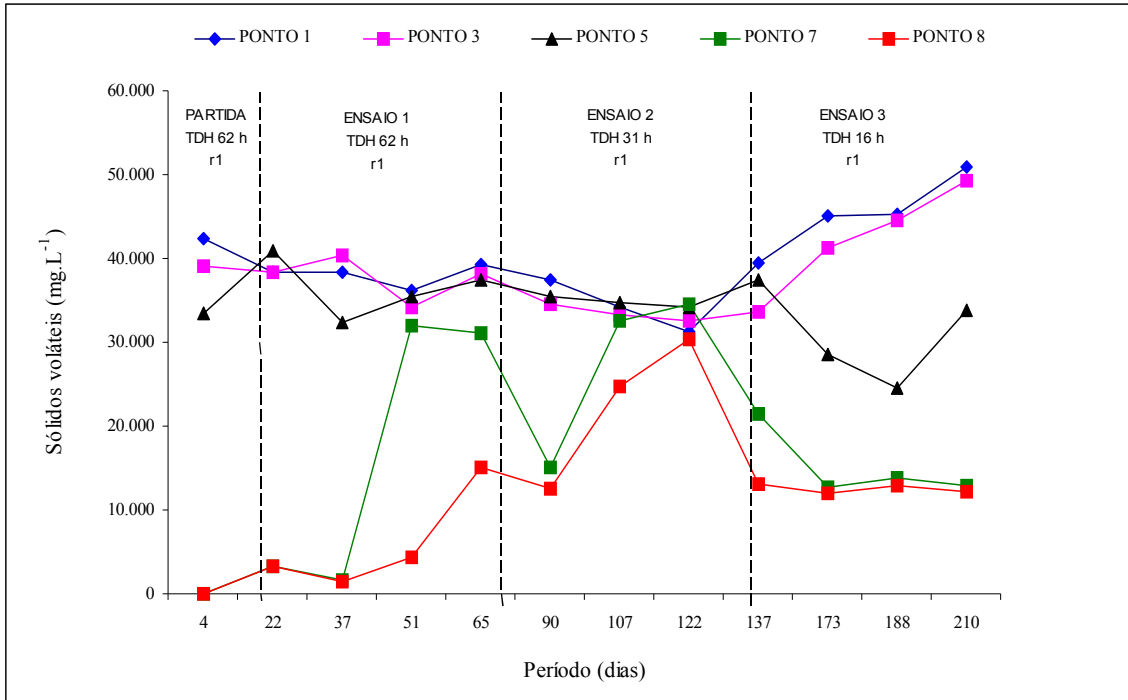


Figura 4.19. Concentrações de sólidos voláteis (SV) obtidos através de perfis da manta do primeiro reator durante a operação do sistema em dois estágios nos ensaios 1, 2 e 3.

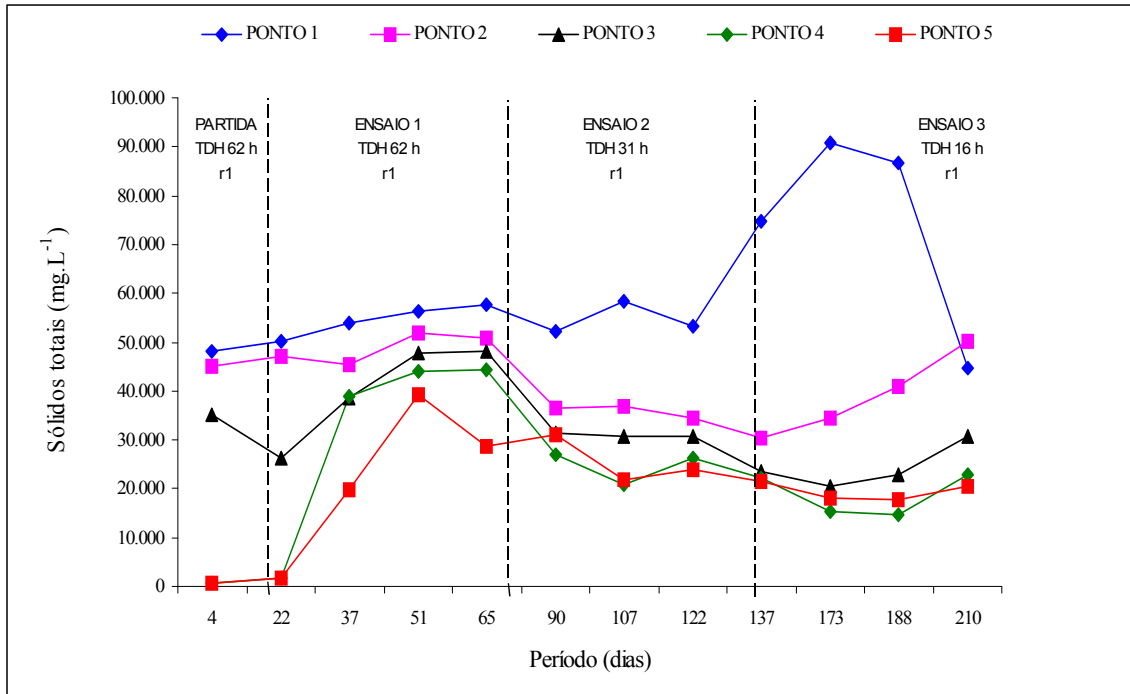


Figura 4.20. Concentrações de sólidos totais (ST) obtidos através de perfis da manta do segundo reator durante a operação do sistema em dois estágios nos ensaios 1, 2 e 3.

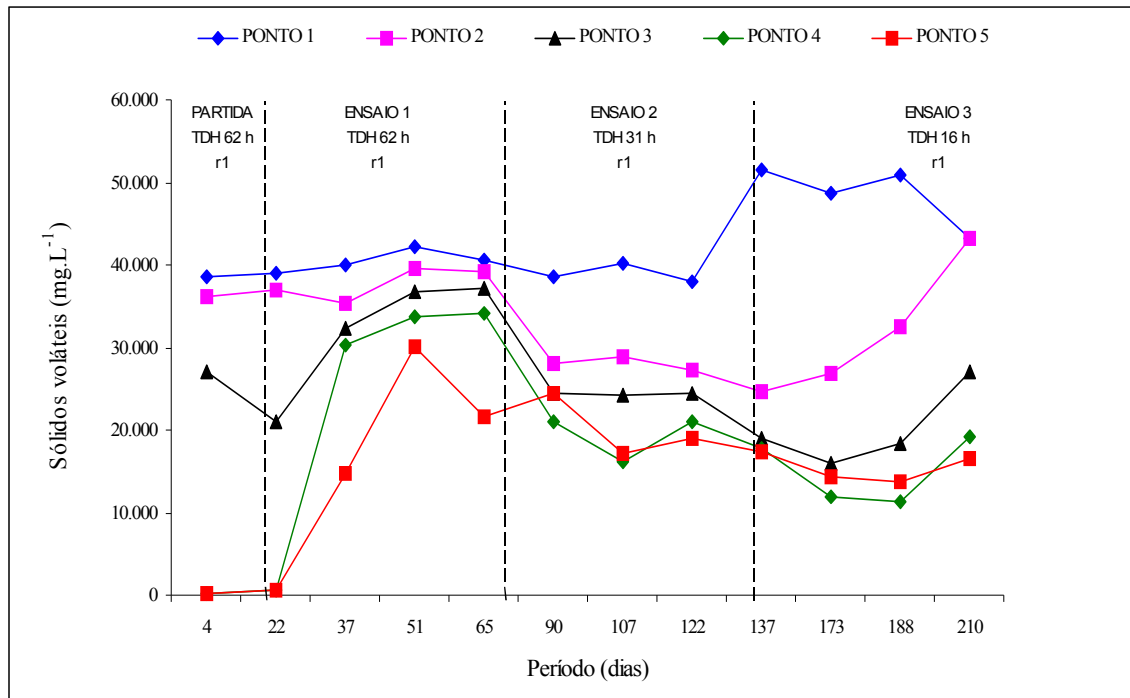


Figura 4.21. Concentrações de sólidos voláteis (SV) obtidos através de perfis da manta do segundo reator durante a operação do sistema em dois estágios nos ensaios 1, 2 e 3.

Observa-se que as variações nas concentrações de ST e SV na manta de lodo dos reatores, provavelmente, ocorreram devido a dois fatores. O primeiro fator foi a retenção de sólidos no sistema e o crescimento celular observado através do aumento da manta de lodo. O segundo fator foi o revolvimento da manta de lodo, principalmente no segundo reator, provocado por entupimentos da mangueira que ligava os dois reatores. Quando da limpeza da mangueira ocorria uma sobrecarga hidráulica com o efluente do primeiro passando para o segundo reator ocasionando a mistura da manta de lodo no segundo reator. Outro fator que pode ter contribuído para o revolvimento da manta de lodo foram as altas produções de gás observadas no sistema, que ocorriam na forma de pulsos.

Oliveira (1997) observou maiores concentrações de SSV na parte intermediária e inferior da manta de lodo de reatores UASB tratando águas residuárias de suinocultura e associou 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. As observações do autor também foram evidenciadas neste estudo e os valores de SV obtidos estão de acordo com as constatações de Stronach² et al. (1986 apud OLIVEIRA, 1997), onde

² STRONACH, S.M., RUDD, T., LESTER, J.N. (1986). *Anaerobic digestion process in industrial wastewater treatment*. Berlin Heidelberg, Germany. Springer-Verlag.

a concentração de SV do lodo normalmente encontrada varia de 10000 a 30000 mg.L⁻¹ na parte superior da manta e de 40000 a 70000 mg.L⁻¹ na parte inferior do leito.

4.1.6. Produção de metano

Na Tabela 4.5 estão apresentados os resultados médios e os coeficientes de variação (CV) da porcentagem de metano (CH₄) no biogás e das produções diária, volumétrica e específica de CH₄ obtidos durante a operação do sistema em dois estágios nos ensaios 1, 2 e 3 do experimento.

Tabela 4.5. Valores médios e coeficiente de variação (CV) da porcentagem de (CH₄) no biogás e das produções diária, volumétrica e específica de CH₄ obtidos durante a operação do sistema em dois estágios, primeiro reator (r1) e segundo reator (r2), nos ensaios 1, 2 e 3.

Ensaio	TDH		CH ₄		Produção diária		Prod. volumétrica		Prod. específica			
	(h)		(%)		(L CH ₄ .d ⁻¹)		(L CH ₄ .(L reator.d) ⁻¹)		(L CH ₄ .(g DQO total) ⁻¹)			
	r1	r2	r1	r2	r1	r2	r1	r2	adicionada		removida	
	r1	r2	r1	r2	r1	r2	r1	r2	r1	r2	r1	r2
1	62	16	72	85	17,50	1,62	0,45	0,15	0,100	0,094	0,119	0,199
2	31	8	70	74	45,50	2,67	1,17	0,25	0,136	0,063	0,160	0,173
3	16	4	72	75	68,20	5,50	1,80	0,50	0,096	0,029	0,133	0,124
C	62	16	2,4	4,7	24,5	42,6	24,5	38,9	30,0	85,1	25,2	100,5
V	31	8	1,4	4,4	6,6	22,5	6,9	23,6	14,7	47,6	18,8	69,4
(%)	16	4	0,0	0,7	9,4	18,2	8,9	20,0	10,4	34,5	15,0	32,3

Nos 3 ensaios, no primeiro reator, a porcentagem de CH₄ no biogás manteve-se estável, na faixa de 70 %, com CV de 0,0 % a 2,4 % e no segundo reator observou-se decréscimo de 85 % para 74 %, com CV de 0,7 % a 4,7 %, com a diminuição do TDH.

As produções diária e volumétrica de CH₄ aumentaram com a diminuição do TDH e aumento da TCOV, variando de 17,50 a 68,20 L CH₄ .d⁻¹ e 0,45 a 1,80 L CH₄ (L reator.d⁻¹), respectivamente, para o primeiro reator e 1,62 a 5,50 L CH₄ .d⁻¹ e 0,15 a 0,50 L CH₄ (L reator.d⁻¹) para o segundo reator.

O primeiro reator apresentou maiores produções específicas de CH₄ no ensaio 2, com valores de 0,136 L CH₄ (g DQO_{total} adicionada)⁻¹ e 0,160 L CH₄ (g DQO_{total} removida)⁻¹ . No

segundo reator as maiores produções específicas foram observadas no ensaio 1, com valores de $0,094 \text{ L CH}_4 (\text{g DQO}_{\text{total}} \text{ adicionada})^{-1}$ e $0,199 \text{ L CH}_4 (\text{g DQO}_{\text{total}} \text{ removida})^{-1}$.

Oliveira (1997) obteve produções volumétricas de $0,072$ a $1,151 \text{ L CH}_4 (\text{L reator.d}^{-1})$ com reatores UASB tratando águas residuárias de suinocultura, com $\text{DQO}_{\text{total}}$ de 952 a 4013 mg.L^{-1} e TDH de 8 a 30 h .

Oliveira (2000) utilizando reatores UASB em série, com TDH de $14,7 \text{ h}$ em cada reator, $\text{DQO}_{\text{total}}$ de 2514 a 3252 mg.L^{-1} , no primeiro reator, e temperatura média de 23 a 21°C , obteve produções volumétricas de $0,393$ a $0,589 \text{ m}^3 \text{ CH}_4 (\text{m}^3 \text{ reator.d}^{-1})$. Oliveira (2001) utilizando o mesmo sistema, com TDH de $7,3 \text{ h}$ em cada reator e concentração de DQO de 3361 e 3731 mg.L^{-1} , obteve produções volumétricas de $0,886$ e $0,862 \text{ m}^3 \text{ CH}_4 (\text{m}^3 \text{ reator.d}^{-1})$, com temperatura média de $19,8$ a $24,9^\circ\text{C}$.

Comparando os resultados com os valores obtidos por Oliveira (1997, 2000 e 2001), observa-se que as produções de volumétricas de metano também aumentaram de $0,45$ a $1,80 \text{ L CH}_4 (\text{L reator.d}^{-1})$, no primeiro reator, e de $0,15$ a $0,50 \text{ L CH}_4 (\text{L reator.d}^{-1})$, no segundo reator, com a diminuição do TDH e conseqüente aumento da TCOV de $4,55$ a $18,65 \text{ kg DQO.m}^3.\text{d}^{-1}$, com temperatura controlada entre 25 e 30°C .

Oliveira (1997) obteve maior produção volumétrica de metano, $1,151 \text{ L CH}_4 (\text{L reator.d}^{-1})$, com temperatura de 30°C e TDH de 12 h .

Os CV das médias apresentadas para as produções diária e volumétrica de CH_4 no primeiro reator, no ensaio 1, foram altos com valores de $24,5\%$ para ambas as produções. No ensaio 2, os valores de CV permaneceram na faixa de $6,8\%$ e no ensaio 3 permaneceram abaixo de 10% , indicando maior estabilidade do reator em relação à produção de CH_4 .

Os CV das médias das produções diária e volumétrica de CH_4 no segundo reator decresceram, respectivamente, de $42,6\%$ a $18,2\%$ e $38,9\%$ a $20,0\%$ com a diminuição do TDH de 62 h para 16 h e aumento da TCOV de $2,55$ a $21,03 \text{ kg DQO.m}^3.\text{d}^{-1}$, ainda apresentando valores altos.

Porém, deve-se considerar que nessas médias estão incluídos valores medidos em períodos onde houve causas de instabilidade dos reatores, como descarte de lodo da manta, as mudanças de TDH, as variações de temperatura no ensaio 1 antes do controle por termômetro e os problemas operacionais observados, principalmente no segundo reator, como a falta de alimentação ocasionada por entupimentos do sistema por períodos superiores a cinco dias, o que acarretava variações na produção de gás.

Na Tabela 4.6 são apresentados, para o primeiro e segundo reatores nos ensaio 1, 2 e 3, 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 $DQO-CH_4$ 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 27,1 a 38,4% e 33,3 a 44,6%, para o primeiro reator, e de 8,0 a 18,3% e 27,7 a 35,8%, para o segundo reator, os quais segundo Oliveira (1997), podem ser considerados relativamente baixos. Oliveira (1997) atribuiu os baixos valores obtidos às perdas de gases 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. Segundo Van Haandel e Lettinga³ (1994 apud OLIVEIRA, 1997), 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.

Oliveira (1997) obteve valores de DQO_{total} do afluente e removida, convertidas em metano, respectivamente, de 27,4 a 37,2% e 33,8 a 44,1%, em reator UASB com TCOV de 5,72 a 6,07 kg $DQO_{total}.m^{-3}.d^{-1}$ e TDH de 12 h. Comparando-se os valores obtidos com os apresentados por Oliveira (1997), observam-se conversões semelhantes em relação à DQO_{total} do afluente e DQO_{total} removida, no primeiro reator com TCOV variando de 4,55 a 18,65 kg $DQO_{total}.m^{-3}.d^{-1}$ e TDH de 62 a 16 h.

Entretanto, o segundo reator apresentou valores inferiores aos obtidos por Oliveira (1997), podendo-se atribuir aos mesmos fatores citados anteriormente, neste item. Deve-se ressaltar que ocorria constantes distúrbios no segundo reator, decorrentes do aumento da velocidade de entrada do efluente do primeiro reator, o que ocasionava entupimentos e revolvimento freqüente da manta de lodo e possivelmente menores conversões de DQO_{total} e removida a metano.

Observa-se na Tabela 5.6 que a relação $DQO-CH_4$ por $DQO_{dissolvida}$ removida variou de 1,12 a 1,69, no primeiro reator, e de 2,88 a 3,45, no segundo reator. Os valores observados no segundo reator foram maiores do que no primeiro reator, podendo-se atribuir as menores TCOV em relação a $DQO_{dissolvida}$ e também as possíveis maiores taxas de hidrólise ocorridas no segundo reator, conduzindo ao maior consumo de compostos solúveis formados, evitando-se acúmulos.

³ VAN HAANDEL, A.C, LETTINGA, G. (1994). *Tratamento anaeróbio de esgotos – Um manual para regiões de clima quente*. Campina Grande-PB, Epgraf.

Utilizando-se procedimento adotado por Oliveira (1997), conforme apresentado na Tabela 4.7, observam-se eficiências de remoção física decrescentes para o primeiro e segundo reatores. Com o controle da temperatura média de operação entre 25 e 30°C nos ensaios do experimento, evidenciando a melhoria nas condições de hidrólise e metanogênese, verificou-se a diminuição na remoção física nos reatores e, conseqüentemente, a acumulação de lodo na manta por este mecanismo.

Ressalta-se, porém, que o segundo reator no ensaio 3, apresentou maior remoção física de lodo, possivelmente ao baixo TDH aplicado diminuindo a hidrólise dos sólidos retidos.

Tabela 4.6 Estimativas das porcentagens da DQO_{total} afluente e removida convertidas em metano (CH_4) e da relação entre a produção diária de (CH_4) medida (expressa em g $DQO-CH_4.d^{-1}$) e a $DQO_{dissolvida}$ removida, a partir das médias diárias de DQO afluente, efluente, removida e na forma de CH_4 no primeiro e segundo reatores.

Reator	TDH	TCOV	Afluente			Efluente			Remoção			Prod. Diária CH_4 (b)	DQOtotal afluente convertida em CH_4 (%)	DQOtotal removida convertida em CH_4 (%)	Relação $DQO-CH_4$ por $DQO_{dissolvida}$ removida
			DQO_{total} (g.d-1)	DQO_{oss} (g.d-1)	$DQO_{dis.}$ (g.d-1)	DQO_{total} (g.d-1)	DQO_{oss} (g.d-1)	$DQO_{dis.}$ (g.d-1)	DQO_{total} (g.d-1)	DQO_{oss} (g.d-1)	$DQO_{dis.}$ (g.d-1)				
62	4,55	176,1	52,1	124,0	25,2	7,5	17,7	150,9	44,6	106,3	50,0	28,4	33,3	1,12	
1	31	8,75	338,8	91,5	247,3	47,1	14,6	32,5	291,7	76,9	214,8	130,0	38,4	44,6	1,69
16	18,65	719,8	183,7	536,1	196,8	48,7	148,2	522,9	135,0	387,9	195,1	27,1	37,3	1,45	
16	2,55	25,2	7,5	17,7	8,6	5,9	2,7	16,6	1,6	15,0	4,6	18,3	27,7	2,88	
2	8	4,75	47,1	14,6	32,5	25,8	12,5	13,4	2,2	19,1	7,6	16,1	35,8	3,45	
4	21,03	196,8	48,7	148,2	151,0	43,3	107,7	45,9	5,4	40,5	15,7	8,0	34,2	2,91	

a - unidade: kg $DQO_{total}.m^3.d^{-1}$

b - cálculo: a partir da produção diária de CH_4 ($L.d^{-1}$) nas CNTP tem-se: ((produção diária de CH_4 x 16)/22,4) x 4 = (g $DQO-CH_4.d^{-1}$)

Tabela 4.7 Estimativas de balanço de massa no primeiro e segundo reatores, realizada de acordo com os procedimentos adotados por OLIVEIRA (1997) com base em SAYED (1987) e YANG & CHOU (1985).

Reator	TDH (h)	TCOV (kg DQO total.m ³ .d ⁻¹)	DQO total removida (I) (g.d ⁻¹)	Produção diária de CH4 medida (II) (g DQO-CH ₄ .d ⁻¹) ^(a)	I - II (III) ^(b) (g DQO total.d ⁻¹)	(III / I) x 100 (%) ^(c)	(III / 1,48) / I (%) ^(d)
	62	4,55	150,9	50,0	100,9	67	0,45
1	31	8,75	291,7	130,0	161,7	55	0,37
	16	18,65	522,9	195,1	327,8	37	0,42
	16	2,52	16,6	4,6	12	72	0,49
	8	4,71	21,2	7,6	13,6	64	0,43
	4	21,03	45,9	15,7	30,2	66	0,44

^(a) - cálculo: a partir da produção diária medida de CH₄ (L.d⁻¹) nas CNTP tem-se: (produção diária de CH₄ x 16) / 22,4 x 4 = (g DQO-CH₄.d⁻¹)

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

^(c) - 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.

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

4.1.7. Lodo - produção e taxa de acumulação na manta

Considerando-se os resultados de conversão de DQO em metano, o efeito da temperatura e de altas concentrações de SST no afluente sobre o crescimento da manta de lodo, e da mesma forma que foi evidenciado por Sayed⁴ (1987 apud OLIVEIRA, 1997) e Yang e Chou⁵ (1985 apud OLIVEIRA, 1997), ressalta-se a importância da acumulação de lodo nos reatores. Na Tabela 4.8 estão apresentados os resultados médios de Y acumulado obtidos por meio do balanço de massa do lodo de excesso, descartado durante a operação dos reatores no sistema em dois estágios nos ensaios 1, 2 e 3.

Tabela 4.8. Balanço de massa para determinação do fator de acumulação de lodo (Y acumulado) no primeiro e segundo reatores durante a operação do sistema em dois estágios, nos ensaios 1, 2 e 3.

Reator	Ensaio	TDH (h)	DQO (mg.L ⁻¹)		T. oper. (d)	Lodo descarte (L) (mg.L ⁻¹)		SSV (mg.L ⁻¹)		Y acumulado (*)
			afluente	efluente		afluente	efluente			
r1	1	62	11740	1681	46	16	515	4740	830	0,220
	2	31	11292	1569	59	40	1218	4600	730	0,205
	3	16	12306	3365	41	30	945	5000	1700	0,340
r2	1	16	1681	574	46	5	173	830	260	0,647
	2	8	1569	861	59	11	281	730	510	1,365
	3	4	3365	2581	41	5	125	1700	1320	2,581

(*) g SSV.(g DQO removida)⁻¹

O fator de acumulação de lodo no reator (Y acumulado) foi obtido a partir do valor da concentração de sólidos suspensos voláteis (SSV) no efluente e sólidos voláteis (SV) no lodo de descarte, proveniente do primeiro e segundo reatores. O cálculo foi obtido a partir da expressão 1:

⁴ SAYED, S.K.I. (1987). *Anaerobic treatment of slaughterhouse wastewater using the UASB process*. Wageningen – The Netherlands. 1987, 134p., Tese (Ph.D) – Wageningen Agricultural University.

⁵ YANG, P.Y., CHOU, C.Y. (1985). *Horizontal-baffled anaerobic reactor treating diluted swine wastewater*. *Agricultural Wastes*, v.14, p.221-239.

$$Y_{obs\ rem} = \frac{(Q * SSV_{efluente} * t_{operação} + V_{lodo} * SVT * f_{correção}) * 1,48}{Q * (DQO_{afluente} - DQO_{efluente}) * t_{operação}} \quad (1)$$

$Y_{obs\ rem}$ – fator de acumulação de lodo no reator

Q – vazão afluyente

$SSV_{efluente}$ – sólidos suspensos voláteis no efluente

$T_{operação}$ – tempo de operação do ensaio

SVT – sólidos voláteis totais do lodo

$f_{correção}$ – fator de correção (0,9)

1,48 – g DQO.(g SSV)⁻¹

No procedimento adotado não foi executado o balanço global de lodo para o sistema, pois o aporte de sólidos nos reatores foi elevado, inviabilizando o cálculo da produção de lodo. Neste sentido, optou-se por considerar na determinação de Y acumulado apenas o lodo de excesso. A determinação do valor de Y acumulado foi executado de acordo com a cinética da produção microbiana e utilização do substrato, expresso em termos da DQO removida.

Os valores de Y acumulado obtidos em relação a DQO removida, para o primeiro reator (0,20 a 0,34 g SSV.(g DQO removida)⁻¹), foram menores que os valores de Y acumulado estimados (0,37 a 0,45 g SSV.(g DQO removida)⁻¹) (Tabela 4.7) para a produção de lodo a partir dos valores da produção de metano.

Estes valores foram menores devido, provavelmente, a valores subestimados da produção de metano, ocasionada por perdas de gás por meio de vazamentos, com o efluente e para a atmosfera, aprisionamento na manta de lodo e arraste do sistema, as quais não foram incluídas nas estimativas de rendimento de lodo acumulado na manta e não foram analisadas durante o desenvolvimento do estudo. Ainda, parte dos sólidos podem ter sido hidrolisados e não foram computados no balanço, além de não ter sido considerado no cálculo de Y acumulado a energia necessária para a manutenção celular.

Em virtude dos aspectos apresentados, a estimativa de um balanço de massa global com boa confiabilidade nos parâmetros considerados fica bastante prejudicada, em consequência da adoção de premissas não totalmente verdadeiras. Assim, a obtenção de conclusões mais definitivas sobre o destino das frações componentes das águas residuárias com altas concentrações de SST fica impossibilitada (OLIVEIRA, 1997).

Wang⁶ (1994 apud OLIVEIRA, 1997) apresentou preocupações neste sentido e destacou que suas estimativas de balanço de massa foram grosseiras, em consequência dos erros inevitáveis nas amostragens de lodo para medidas dos perfis da manta e do lodo descartado, conseqüentemente, nos cálculos dos parâmetros.

As preocupações de Oliveira (1997) e Wang⁶ (1994 apud Oliveira, 1997) também podem ser estendidas para este estudo. Contudo, os resultados obtidos foram bastante úteis para avaliações e comparações de desempenho dos reatores UASB utilizados no tratamento das águas residuárias de suinocultura com altas concentrações de SST, permitindo observar uma remoção efetiva de sólidos no sistema, não apenas devido à retenção física, mas também pela solubilização das partículas e consumo pela biomassa presente nos reatores.

No segundo reator os valores de Y acumulado observados aumentaram de 0,64 a 2,58 g SSV.(g DQO_{total} removida)⁻¹ com a diminuição do TDH, podendo-se atribuir, além dos aspectos citados para o primeiro reator, ao arraste de sólidos do reator devido a maior velocidade ascensional (de 0,048 a 0,193 m/h) aplicada, evidenciado pelo aumento da participação de sólidos suspensos no efluente do segundo reator (Tabela 4.2) e conseqüente redução da eficiência de remoção de SSV.

Segundo Chernicharo (1997), para reatores operando com lodo tipo flocculento e com cargas orgânicas de até 5 a 6 kg DQO.m⁻³.d⁻¹, as velocidades superficiais médias devem ser da ordem de 0,5 a 0,7 m/h. Para reatores operando com lodo tipo granular, as velocidades superficiais podem ser da ordem de até 10 m/h. O autor cita velocidades superficiais máximas, para reatores UASB tratando esgotos domésticos, de 0,9 a 1,1 m/h.

As velocidades superficiais obtidas no primeiro e segundo reatores estão abaixo da faixa indicada por Chernicharo (1997). No entanto, a taxa de carregamento orgânico (TCOV) aplicada no segundo reator, no ensaio 3, foi de 21,03 kg DQO.m⁻³.d⁻¹, o que, provavelmente, tenha contribuído para o arraste de sólidos do reator e conseqüente aumento dos valores de Y acumulado calculados.

4.1.8. Nitrogênio total, orgânico e amoniacal

Na Tabela 4.9 estão apresentados os valores médios e o coeficiente de variação (CV) das concentrações de nitrogênio total (NTK), nitrogênio amoniacal (N_{am.}), nitrogênio orgânico (N_{org.}) do afluente e efluente e das eficiências de remoção (E) de NTK e N_{org.}, obtidos durante

⁶ WANG, K. (1994). *Integrated anaerobic and aerobic treatment of swage*. Wageningen – The Netherlands, 1994. 145p., Tese (Ph.D) – Wageningen Agricultural University.

a operação do sistema em dois estágios, no primeiro (r1) e segundo (r2) reatores, nos ensaios 1, 2 e 3.

Tabela 4.9. Valores médios e coeficiente de variação (CV) das concentrações de nitrogênio total kjeldahl (NTK), nitrogênio amoniacal (N_{am}), nitrogênio orgânico (N_{org}), no afluente e efluente, e eficiência de remoção (E) de NTK e N_{org} , obtidos durante a operação do sistema em dois estágios, primeiro (r1) e segundo (r2) reatores, nos ensaios 1, 2 e 3.

Ensaio	TDH		NTK				N-am.				N-org.				NTK		N-org.	
	(h)		(mg.L ⁻¹)				(mg.L ⁻¹)				(mg.L ⁻¹)				sistema		sistema	
			afl.		efluente		E (%)		afl.		efluente		E (%)		E (%)		E (%)	
	r1	r2	r1	r2	r1	r2	r1	r2	r1	r2	r1	r2	r1	r2	r1 + r2	r1 + r2	r1 + r2	r1 + r2
1	62	16	455	397	357	13	10	255	306	336	205	95	25	54	74	22	88	
2	31	8	443	388	354	12	9	191	277	313	270	123	49	55	60	20	82	
3	16	4	491	445	407	9	9	227	341	350	273	111	64	60	42	17	76	
C	62	16	1,1	1,3	1,7	6	10,1	2,0	1,8	1,8	2,5	5,6	17,4	2,7	4,2	3,0	2,0	
V	31	8	2,4	2,5	3,5	1,2	11,1	8,9	4,1	3,5	3,7	8,0	18,4	3,6	7,0	4,6	3,3	
(%)	16	4	2,0	3,2	1,8	11,2	17,8	4,1	3,0	2,1	3,0	7,6	11,6	3,2	5,8	3,4	2,7	

Nos ensaios 1, 2 e 3 os valores médios de NTK e N_{am} observados no afluente foram de 443 a 491 mg.L⁻¹ e de 191 a 255 mg.L⁻¹, respectivamente. O N_{org} apresentou valores médios de 205 a 273 mg.L⁻¹.

No efluente do primeiro reator os valores médios de NTK e N_{am} decresceram, com a diminuição do TDH de 62 a 31 h, de 397 para 388 mg.L⁻¹ e 306 para 277 mg.L⁻¹, respectivamente, e os valores de N_{org} aumentaram de 95 para 123 mg.L⁻¹. No ensaio 3, com TDH de 16 h, observou-se acréscimo dos valores médios de NTK para 491 mg.L⁻¹ e N_{org} , em relação ao ensaio 2, para 227 mg.L⁻¹. O N_{am} no ensaio 3 decresceu, em relação ao ensaio 2, para 111 mg.L⁻¹.

Nos ensaios 1 e 2, no efluente do segundo reator, os valores médios de NTK e N_{am} diminuíram de 357 para 354 mg.L⁻¹ e 336 para 313 mg.L⁻¹, respectivamente, e aumentaram, no ensaio 3, para 445 e 350 mg.L⁻¹. Os valores médios de N_{org} aumentaram de 25 para 64 mg.L⁻¹ na diminuição do TDH. Isto pode estar associado às alterações na composição da água residuária afluente e também à redução verificada na remoção de N_{org} com a diminuição do

TDH. A amonificação do $N_{org.}$ ocasionou os acréscimos nos valores médios de $N_{am.}$ para TDH de 16 h.

As remoções médias de NTK variaram de 9 a 13% no primeiro reator e de 9 a 12% no segundo reator com a diminuição do TDH. Os valores médios de remoção do $N_{org.}$ variaram, no primeiro e segundo reatores, respectivamente, de 54 a 60% e 42 a 74%. As remoções médias de NTK e $N_{am.}$ observadas no sistema foram, respectivamente, de 17 a 22% e 76 a 88%.

Oliveira (1997) obteve eficiências de remoção de NTK e $N_{org.}$, com temperatura controlada de 25 e 30°C, respectivamente, de 28 e 31% e 90 e 95%, com TDH de 12 h. Trabalhando à temperatura ambiente obteve maiores eficiências de remoção de NTK, variando entre 30 e 35%, com TDH de 12 h. O autor observou, também, que o aumento na eficiência de remoção de NTK esteve relacionada com o aumento da TCOV e concentração de SST no afluente, atingindo maior valor de remoção com TCOV em torno de 6 kg $DQO_{total}.m^{-3}.d^{-1}$.

Comparando-se os resultados, com os obtidos por Oliveira (1997), verifica-se que as eficiências de remoção de NTK são menores e apresentaram tendência de redução com o aumento da TCOV. De acordo com Sayed⁷ (1987 apud OLIVEIRA, 1997), o processo anaeróbio é ineficiente para a redução de NTK, sendo a remoção decorrente da imobilização bacteriana para crescimento.

Conforme constatado por Oliveira (1997) e também observado neste estudo, 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. Conseqüentemente, isto indicou que maior quantidade de $N_{org.}$ removido ficou retido na biomassa dos reatores (OLIVEIRA, 1997).

Segundo Singh et al. (1999), concentrações de nitrogênio inferiores a 300 $mg.L^{-1}$ provocam reduções drásticas no crescimento celular e concentrações superiores a 1000 $mg.L^{-1}$ de $N_{am.}$ inibiram a granulação em reatores UASB. Ainda, segundo os autores, para águas residuárias domésticas, concentrações de $N_{am.}$ superiores a 1200 $mg.L^{-1}$ são tóxicas aos microrganismos dependendo do pH.

Portanto, através dos resultados obtidos verifica-se que as concentrações de NTK e $N_{am.}$ estão dentro da faixa de valores relatada por Singh et al. (1999).

⁷ SAYED, S.K.I. (1987). *Anaerobic treatment of slaughterhouse wastewater using the UASB process*. Wageningen – The Netherlands. 1987, 134p., Tese (Ph.D) – Wageningen Agricultural University.

4.1.9. Fósforo total

Na Tabela 4.10 estão apresentados os valores médios e o coeficiente de variação (CV) das concentrações de fósforo total (P_{total}), no afluente e efluente, e eficiência de remoção (E), obtidos durante a operação dos reatores em dois estágios nos ensaios 1, 2 e 3 do experimento.

Tabela 4.10. Valores médios e coeficiente de variação (CV) da concentração de fósforo total (P_{total}), no afluente e efluente, e eficiência de remoção (E) obtidos durante a operação do sistema em dois estágios, primeiro (r1) e segundo (r2) reatores, nas fases 1 e 2.

Ensaio	TDH		P-total (mg.L ⁻¹)						
	(h)		reator 1			reator 2			sistema
			afl.	efluente	E (%)	afl.	efluente	E (%)	E (%)
	r1	r2	r1 + r2						
1	62	16	127	76	39	76	50	34	60
2	31	8	157	97	38	97	60	38	62
3	16	4	151	88	41	88	77	12	48
C	62	16	19,7	8,4	43,8	8,4	8,7	33,1	7,3
V	31	8	6,2	1,5	12,6	1,5	20,8	36,4	9,0
(%)	16	4	37,0	36,1	22,0	36,1	35,3	25,0	14,6

Nos ensaios 1 e 2 observou-se que os valores médios de P_{total} no afluente variaram de 127 mg.L⁻¹ a 157 mg.L⁻¹ e no efluente, do primeiro e segundo reatores, de 76 mg.L⁻¹ a 97 mg.L⁻¹ e 50 mg.L⁻¹ a 60 mg.L⁻¹, respectivamente, apresentando ambos tendência de aumento com a diminuição do TDH. No ensaio 3, o valor médio do efluente do primeiro reator sofreu pequeno decréscimo para 88 mg.L⁻¹ e no segundo reator houve aumento para 77 mg.L⁻¹. O coeficiente de variação (CV) para o efluente do primeiro reator variou de 1,5% a 36,1% e do segundo reator de 8,7 a 35,3%.

A eficiência de remoção de P_{total} no primeiro reator foi semelhante nos ensaios 1, 2 e 3, variando de 38% a 41%. No segundo reator a eficiência de remoção aumentou de 34% a 38% com a diminuição do TDH, no ensaio 1 e 2, e apresentou queda para 12% no ensaio 3. A eficiência de remoção do sistema variou na média de 48% a 62% com coeficiente de variação de 7,3% a 14,6%.

Pereira-Ramirez et al. (2003) observaram eficiência de remoção de P_{total} de 60% em sistema combinado, composto por um reator UASB, Filtro Anaeróbio, Reator Anóxico e Contactador Biológico Rotatório. Os autores atribuíram a remoção do nutriente por ação biológica por meio do metabolismo celular e adsorção pela biomassa, através do sistema. Oliveira (1997) obteve eficiência de remoção de P_{total} de 8 a 23%, em reator UASB tratando água residuária de suinocultura, com temperatura de 25 e 30°C e TDH de 12 h.

Comparando-se os resultados, verifica-se eficiência de remoção de P_{total} semelhante à obtida por Pereira-Ramirez et al. (2003), nos ensaios 1 e 2 e superior a observada por Oliveira (1997), nos três ensaios do experimento.

A remoção de P_{total} verificada nos ensaios 1 e 2, pode estar associada ao alto crescimento da manta, sendo incorporado pela biomassa (PEREIRA-RAMIREZ et al., 2003) e também pela retenção de sólidos no sistema. Além disso, existe a possibilidade de parte deste fósforo ter sido removido por meio de precipitação, conforme observado por Oliveira (1997). O autor verificou a presença de precipitados incrustados nas paredes de grânulos, analisados por meio de EDX, com a presença constante de P na sua constituição. Entretanto, no ensaio 3, a queda de eficiência, provavelmente, ocorreu devido ao maior arraste de sólidos observados nos efluentes dos reatores.

4.1.10. pH, alcalinidade e ácidos voláteis

Na Tabela 4.11 estão apresentados os valores médios e o coeficiente de variação (CV) do pH, alcalinidade total (AT), parcial (AP) e intermediária (AI), concentração de ácidos voláteis totais (AVT) do afluente e efluente, relações AI:AP e AVT:AT no efluente obtidos durante a operação dos reatores em dois estágios nos ensaios 1, 2 e 3 do experimento. Os resultados utilizados para o cálculo dos valores médios, obtidos durante os ensaios, estão apresentados nas Figuras 4.22, 4.23, 4.24, 4.25, 4.26, 4.27 e 4.28.

No primeiro reator, observou-se que o pH no afluente apresentou valores médios de 7,33; 7,12 e 7,16 para TDH de 62 h, 31 h e 16 h, respectivamente. No efluente os valores decresceram de 7,79 a 7,52 com a diminuição do TDH de 62 a 16 h, com coeficiente de variação de 1,3% a 2,9%.

A alcalinidade total, parcial e intermediária no afluente apresentou variação de 950 a 689 $mg.L^{-1}$, 318 a 267 $mg.L^{-1}$ e de 631 a 422 $mg.L^{-1}$, respectivamente, nos ensaios 1 e 2. No ensaio 3, com TDH de 16 h, os valores de AT, AP e AI apresentaram valores médios de 825 $mg.L^{-1}$, 302 $mg.L^{-1}$ e 523 $mg.L^{-1}$, respectivamente.

No efluente do primeiro reator observou-se decréscimo de AT, AP e AI, na diminuição do TDH de 62 h a 31 h e aumento da TCOV de 4,55 a 8,75 kg DQO.m⁻³.d⁻¹, de 1714 para 1470 mg.L⁻¹, 1290 para 1098 mg.L⁻¹ e 424 para 372 mg.L⁻¹, respectivamente. No ensaio 3, TDH de 16 h e TCOV de 18,65 kg DQO.m⁻³.d⁻¹, observou-se pequeno aumento na AT e AP, em relação ao ensaio 2, para 1529 mg.L⁻¹ e 1195 mg.L⁻¹, respectivamente, e redução no valor de AI para 334 mg.L⁻¹.

A concentração de ácidos voláteis totais no afluente do primeiro reator variou de 767 a 1148 mg.L⁻¹ e no efluente houve diminuição de 156 para 128 mg.L⁻¹ mesmo com a diminuição do TDH e aumento da TCOV de 4,55 a 18,65 kg DQO.m⁻³.d⁻¹, indicando estabilidade com geração de alcalinidade, melhorando a capacidade de tamponamento do reator e não permitindo o acúmulo de ácidos voláteis.

A relação AI:AP variou de 0,28 a 0,36 e AVT:AT de 0,08 a 0,09 com a diminuição do TDH e aumento da TCOV.

No segundo reator, o pH do efluente decresceu de 7,97 para 7,74 com a diminuição do TDH e aumento da TCOV, mantendo-se maior que o pH do efluente do primeiro reator. O coeficiente de variação (CV) foi de 1,3% a 2,0%.

Observou-se decréscimo nas alcalinidades total, parcial e intermediária no efluente do segundo reator, com a diminuição do TDH de 62 h a 31 h e aumento da TCOV de 2,55 a 4,75 kg DQO.m⁻³.d⁻¹, de 1693 mg.L⁻¹ para 1430 mg.L⁻¹, 1318 mg.L⁻¹ para 1068 mg.L⁻¹ e de 376 mg.L⁻¹ para 361 mg.L⁻¹, respectivamente. No ensaio 3, TDH de 16 h e TCOV de 21,03 kg DQO.m⁻³.d⁻¹, os valores de AT e AP aumentaram para 1502 mg.L⁻¹ e 1182 mg.L⁻¹, respectivamente, e AI apresentou redução para 320 mg.L⁻¹.

A concentração de ácidos voláteis totais no efluente do segundo reator aumentou de 96 mg.L⁻¹ para 113 mg.L⁻¹ com a diminuição do TDH de 16 a 4 h e aumento da TCOV de 2,55 a 21,03 kg DQO.m⁻³.d⁻¹. As relações AI:AP e AVT:AT variaram de 0,28 a 0,34 e de 0,06 a 0,08, respectivamente.

Oliveira (1997) obteve valores de pH no efluente na faixa de 7,2 a 7,6 e observou decréscimo nos valores de AT, AP e AI com a diminuição do TDH. Observou valores de AVT sempre baixos no efluente (menores que 100 mg.L⁻¹) e relações AI:AP e AVT:AT com valores médios máximos de 0,40 a 0,45 e 0,12 a 0,18, respectivamente. O autor atribuiu os maiores valores da relação AI:AP para os menores TDH estudados e associou 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, ocasionando queda da eficiência dos reatores.

Segundo Ripley et al. (1986), o valor de relação AI:AP de 0,30 e de AVT:AT de 0,10 a 0,35 é típica de digestores operados em condições de equilíbrio.

Comparando-se os resultados, houve tendência de diminuição de AT, AP e AI com a diminuição do TDH, conforme verificado por Oliveira (1997), e as relações AI:AP e AVT:AT estiveram sempre abaixo dos valores máximos apresentados pelo autor, para o primeiro e segundo reatores.

Os resultados obtidos neste estudo concordam com as indicações de RIPLEY et al. (1986), demonstrado na estabilidade da operação do sistema durante os ensaios do experimento.

Na Tabela 4.12 estão apresentados os valores médios de ácidos voláteis: acético, propiônico, isobutírico, butírico, isovalérico, valérico e capróico e seus coeficientes de variação (CV), obtidos durante a operação do sistema em dois estágios nos ensaios 1, 2 e 3 do experimento.

Para TDH de 62 h e 31 h, no afluente, observou-se valores médios dos ácidos acético, propiônico e butírico de 685 a 722 mg.L⁻¹, 197 a 236 mg.L⁻¹ e 204 a 234 mg.L⁻¹ com coeficiente de variação (CV) de 9,9% e 28,5%, 7,2% e 18,9% e 26,9% e 40,4%, respectivamente. Isto pode ser atribuído à variação da composição da água residuária afluente e ao maior tempo entre a coleta e armazenamento do esterco bruto em geladeira. No ensaio 3, com TDH 16 h, os valores médios dos ácidos butírico e propiônico permaneceram na mesma faixa do ensaio 2, com TDH 31 h, e o ácido acético apresentou valor médio de 519 mg.L⁻¹.

No efluente do primeiro reator os valores médios dos ácidos acético e propiônico aumentaram com a diminuição do TDH para 31 h e aumento da TCOV para 8,75 kg DQO.m⁻³.d⁻¹, de 62 para 84 mg.L⁻¹ e de 13 para 16 mg.L⁻¹ e sofreram redução na troca de TDH para 16 h, TCOV de 18,65 kg DQO.m⁻³.d⁻¹, apresentando valores de 51 e 6 mg.L⁻¹, respectivamente. No segundo reator decresceram de 25 para 21 mg.L⁻¹ e 8 para 3 mg.L⁻¹, respectivamente, e manteve valores semelhantes ao ensaio 2 na troca de TDH para 16 h, ensaio 3. Os demais ácidos: butírico, isobutírico, isovalérico, valérico e capróico, no efluente dos reatores, decresceram para valores médios abaixo de 8 mg.L⁻¹ com a diminuição do TDH e aumento da TCOV, indicando a estabilidade dos reatores por meio do consumo dos ácidos voláteis no sistema.

Tabela 4.11. Valores médios e o coeficiente de variação (CV) do pH, alcalinidade total (AT), parcial (AP) e intermediária (AI), concentração de ácidos voláteis totais (AVT) do afluente (a) e efluente do primeiro reator (r1), relações AI:AP e AVT:AT no efluente obtidos durante a operação do sistema em dois estágios nos ensaios 1, 2 e 3.

Ensaio	TDH	pH		AT		AP		AI		AVT		AI:AP		AVT:AT							
		r1	r2	a	r1	r2	a	r1	r2	a	r1	r2	r1	r2	r1	r2					
(h)																					
1	62	16	7,33	7,79	7,97	950	1714	1693	318	1290	1318	631	424	376	1148	156	96	0,33	0,28	0,09	0,06
2	31	8	7,12	7,61	7,85	689	1470	1430	267	1098	1068	422	372	361	767	130	94	0,36	0,34	0,09	0,07
3	16	4	7,16	7,52	7,74	825	1529	1502	302	1195	1182	523	334	320	966	128	113	0,28	0,28	0,08	0,08
C	62	16	1,6	1,4	1,3	14,5	12,8	12,1	20,4	8,3	12,2	16,9	29,8	18,2	15,1	3,9	9,8	21,3	17,5	43,8	17,6
V	31	8	2,9	2,9	2,0	14,8	15,6	14,2	22,3	21,7	20,6	15,9	16,5	18,2	15,2	11,5	11,3	30,6	32,5	22,6	15,1
(%)	16	4	1,8	1,3	1,3	5,8	6,7	4,1	10,5	7,5	7,4	11,0	15,1	23,9	16,4	10,9	15,1	17,9	28,6	12,5	12,5

Unidades: AT, AP e AI: mg.CaCO₃.L⁻¹; AVT: mg.CH₃COO.L⁻¹

Tabela 4.12. Valores médios e coeficientes de variação (CV) dos ácidos voláteis: acético, propiônico, isobutírico, isovalérico, butírico, isovalérico, valérico e capríco, obtidos durante a operação do sistema em dois estágios nos ensaios 1, 2 e 3.

Ensaio	TDH	Ácido Acético		Ácido propiônico		Ácido Isobutírico		Ácido Butírico		Ácido Isovalérico		Ácido Valérico		Ácido Capríco									
		afl.	r1	r2	afl.	r1	r2	afl.	r1	r2	afl.	r1	r2	afl.	r1	r2							
(h)		(mg L-1)		(mg L-1)		(mg L-1)		(mg L-1)		(mg L-1)		(mg L-1)		(mg L-1)									
1	62	16	685,5	24,9	196,6	13,2	7,8	34,3	5,8	5,4	203,7	6,6	8,3	53,6	6,4	5,4	36,1	6,1	6,1	17,1	6,6	6,4	
2	31	8	722,2	83,9	21,5	236,4	16,2	3,4	12,4	2,0	0,5	233,9	2,6	1,1	37,0	3,4	0,3	25,6	0,7	0,6	8,8	0,5	0,1
3	16	4	518,5	50,8	26,0	235,4	6,3	3,0	25,6	0,0	0,0	233,5	0,0	0,0	39,6	0,0	0,0	43,7	0,0	0,0	8,4	0,0	0,0
C	62	16	9,9	24,6	28,2	7,2	15,0	9,4	3,2	2,2	7,4	26,9	1,2	34,4	11,5	2,8	57,7	12,6	1,1	0,3	17,3	0,3	0,9
V	31	8	28,5	46,3	71,8	18,9	46,3	5,0	123,1	30,7	13,4	40,4	27,7	2,5	4,9	42,3	54,2	9,1	48,2	50,9	44,6	59,3	48,3
(%)	16	4	12,9	22,8	2,7	32,0	22,8	23,8	38,7	0,0	0,0	10,1	0,0	0,0	30,6	0,0	0,0	55,7	0,0	0,0	57,0	0,0	0,0

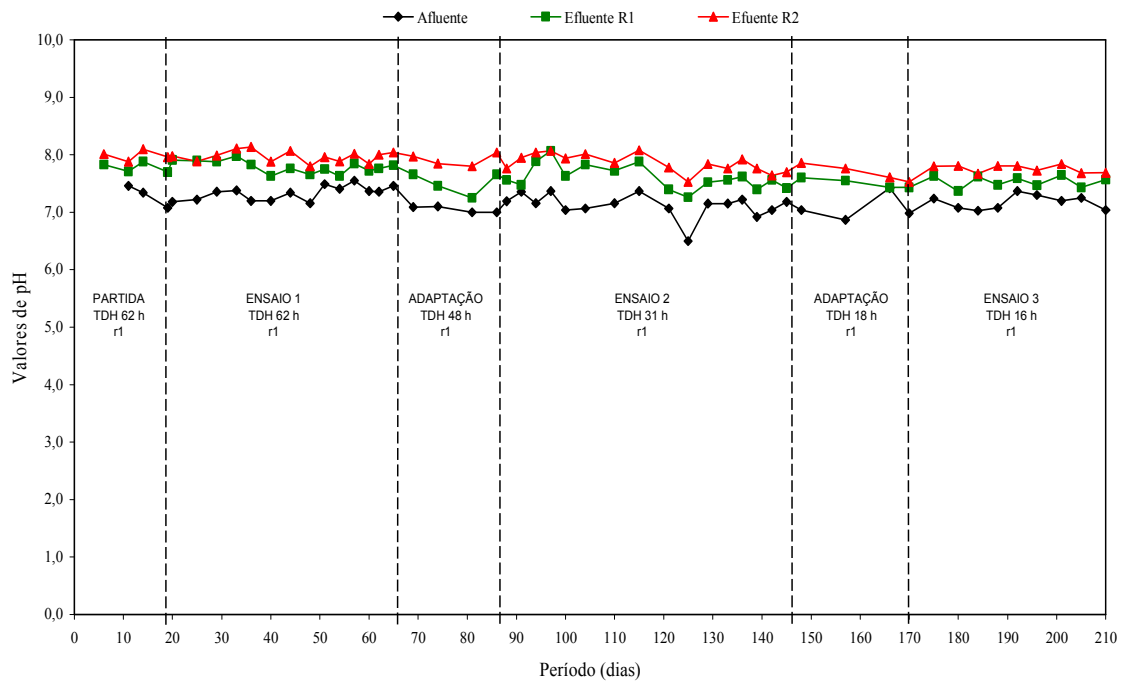


Figura 4.22. Valores de pH do afluente e efluentes do primeiro e segundo reatores, obtidos nos ensaios 1, 2 e 3.

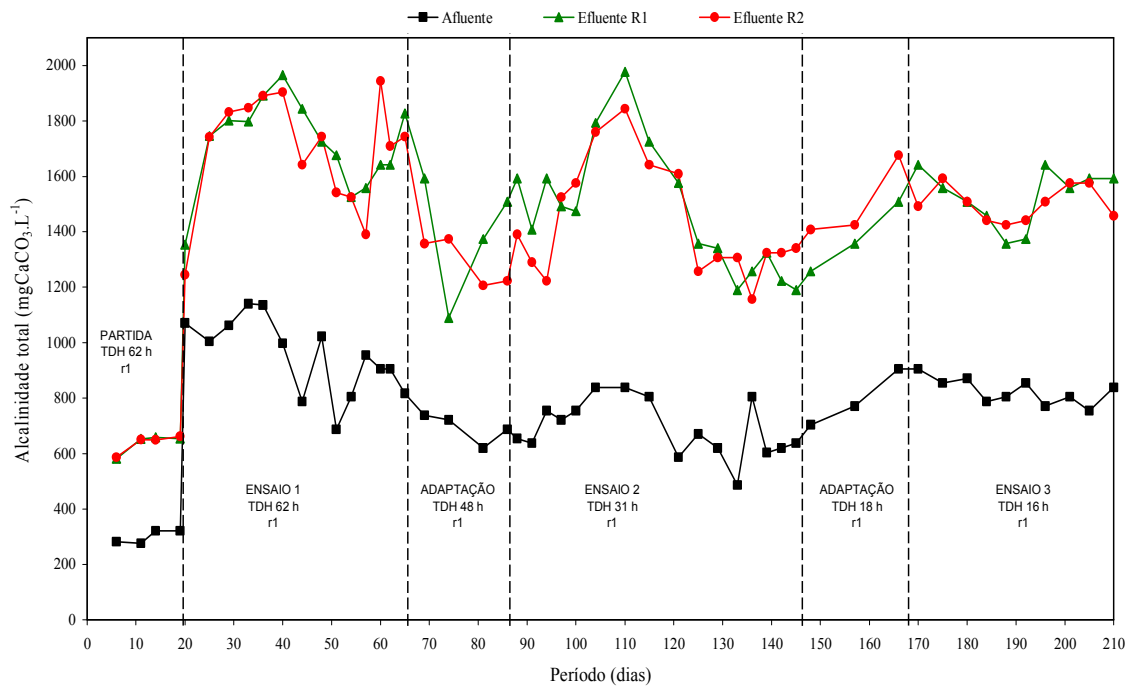


Figura 4.23. Alcalinidade total (AT) do afluente e efluentes do primeiro e segundo reatores, obtidos nos ensaios 1, 2 e 3.

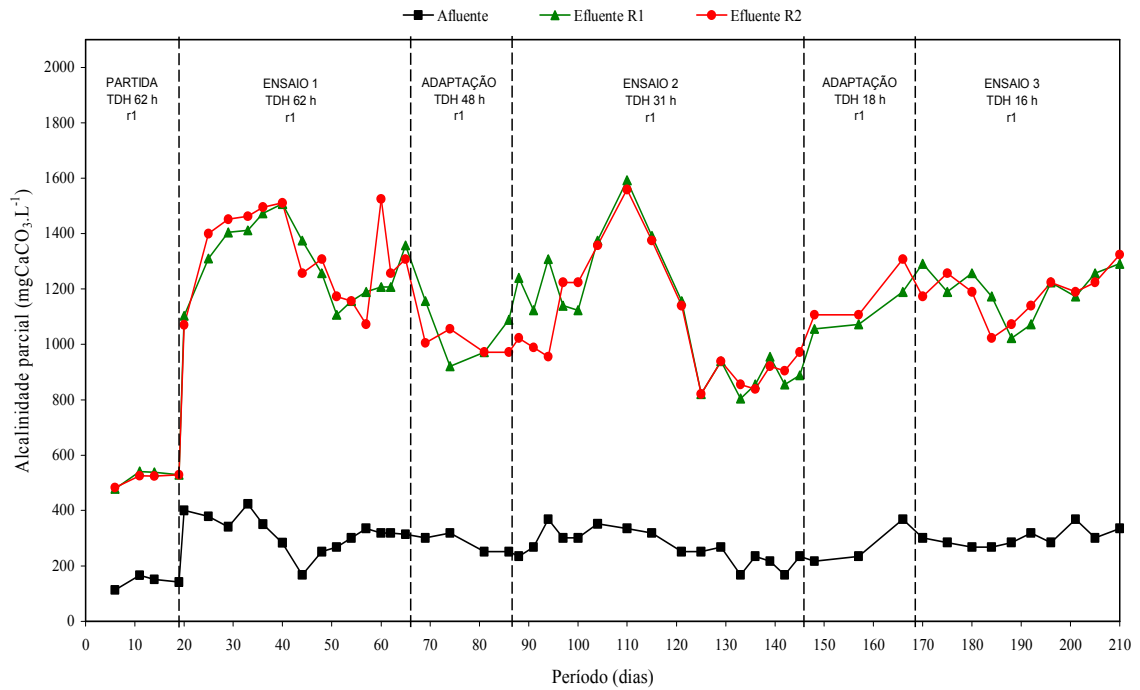


Figura 4.24. Alcalinidade parcial (AP) do afluente e efluentes do primeiro e segundo reatores, obtidos nos ensaios 1, 2 e 3.

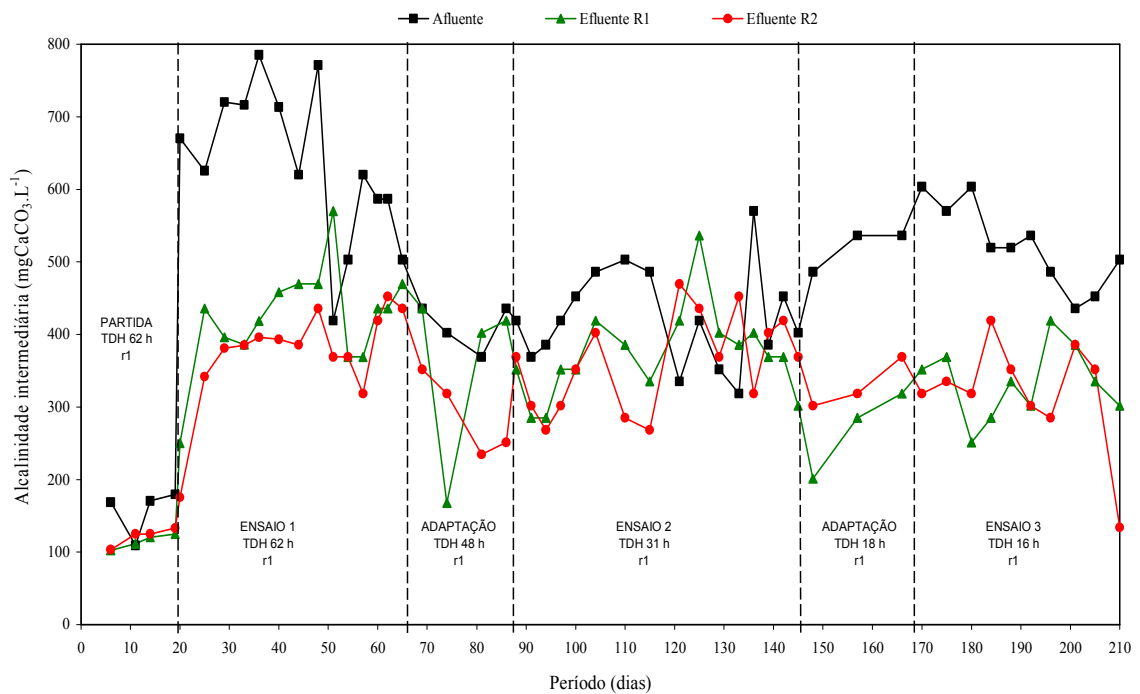


Figura 4.25. Alcalinidade intermediária (AI) do afluente e efluentes do primeiro e segundo reatores, obtidos nos ensaios 1, 2 e 3.

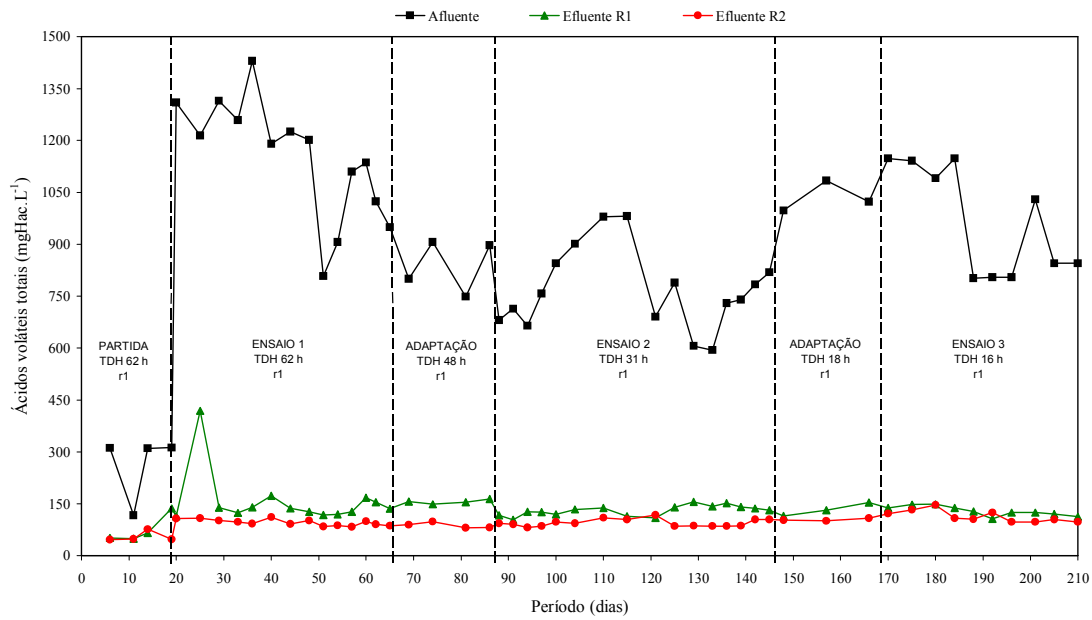


Figura 4.26. Concentrações de ácidos voláteis totais (AVT) obtidas no afluente e efluentes do primeiro e segundo reatores, nos ensaios 1, 2 e 3.

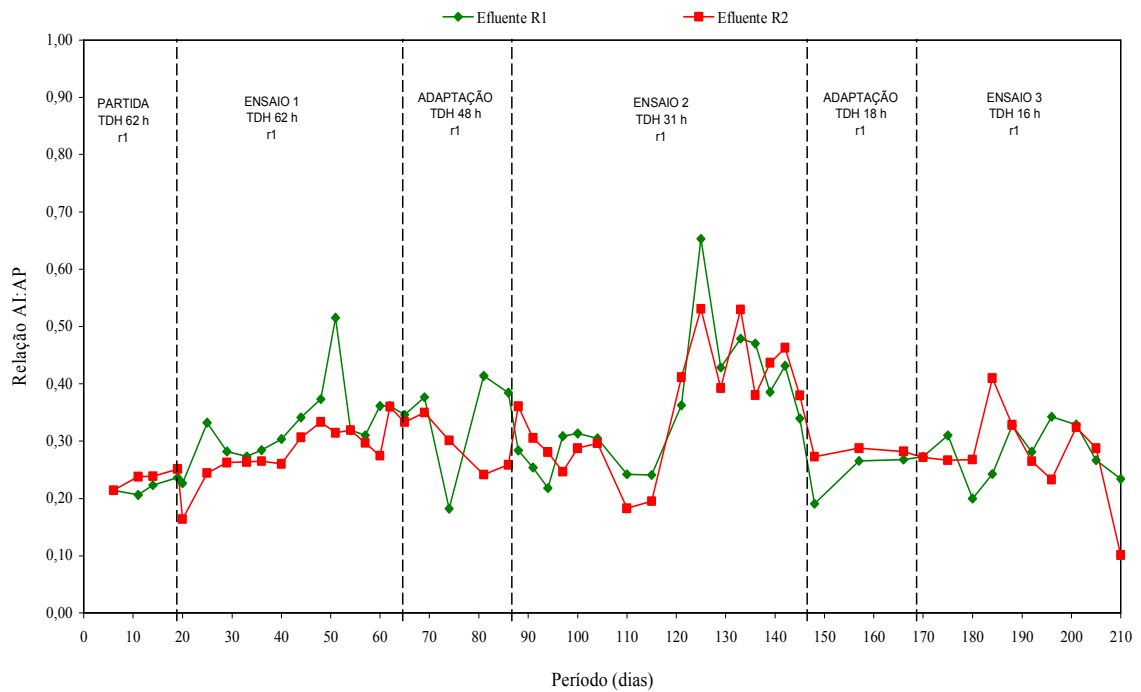


Figura 4.27. Relação AI:AP nos efluentes do primeiro e segundo reatores, obtidos nos ensaios 1, 2 e 3.

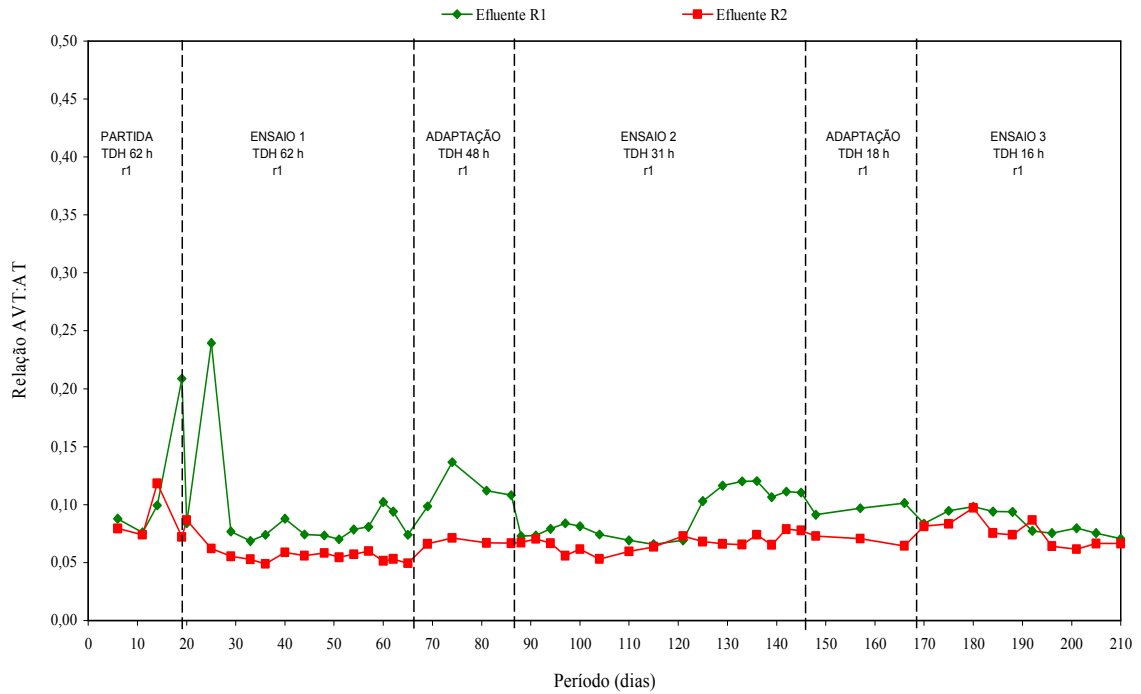


Figura 4.28. Relação AVT:AT nos efluentes do primeiro e segundo reatores, obtidos nos ensaios 1, 2 e 3.

4.1.11. Análises microbiológicas

Nas Tabelas 4.13 e 4.14 estão apresentadas a frequência dos microrganismos presentes na manta de lodo do primeiro e segundo reatores, no início e final de cada ensaio através da observação por microscopia óptica de contraste de fase e fluorescência.

Tabela 4.13. Frequência de microrganismos observada no inóculo, lodo de descarte e na manta de lodo do primeiro reator, nos ensaios 1, 2 e 3.

MORFOLOGIA	Inóculo	Lodo		Ensaio 1		Ensaio 2		Ensaio 3	
		Descarte	Início	Final	Início	Final	Início	Final	
ARQUEAS METANOGÊNICAS									
<i>Methanosarcina sp.</i>	++	++	+++	++	++	++	++	++	++
<i>Methanosaeta sp.</i>	++	+++	++	+++	++	++	+++	+++	+++
Cistos de sarcinas	-	-	+++	+++	++	+	-	-	-
Bacilos fluorescentes	++	++	++	++	+	++++	+++	++++	++++
BACTÉRIAS									
Bacilos curvos 1	++	++	++	++	+	++	++	++	++
Bacilos curvos 2	++	++	++	+	+	+++	++	++	++
Bacilos delgados	++	++	++	++	++	++	+++	++++	++++
Bacilos ovalados	+++	+++	+++	+++	+++	++	+++	+++	+++
Bacilos	++	++	++	++	++	++	+++	+++	+++
Cocos	+++	+++	++++	++++	+++	++++	+++	++++	++++
Cocos em cadeia	++	+++	+++	++	+++	+++	+++	+++	+++
Filamentos	++	++	++	++	++	++	++	++	++
Filamento com bainha	+++	++++	++++	++++	++++	++++	++++	++++	++++
EUCARIA									
Protozoários	++	++	+++	++	++	+++	+++	++	++
Amebas	-	-	-	-	-	+++	++	+	+

(++++) predominantes, (+++) freqüentes, (++) pouco freqüentes, (+) raros, (-) não foram observados

Tabela 4.14. Frequência de microrganismos observada no inóculo, lodo de descarte e na manta de lodo do segundo reator, nos ensaios 1, 2 e 3.

MORFOLOGIA	Inóculo	Lodo	Ensaio 1		Ensaio 2		Ensaio 3	
		Descarte	Início	Final	Início	Final	Início	Final
ARQUEAS METANOGENÉTICAS								
<i>Methanosarcina sp.</i>	++	++	+++	++	++	++	+++	++
<i>Methanosaeta sp.</i>	++	++	++	+++	++	+++	+++	+++
Cistos de sarcinas	-	-	++	+	+	+	-	-
Bacilos fluorescentes	++	++	+	+++	+	++++	+++	++++
BACTÉRIAS								
Bacilos curvos 1	++	++	++	++	++	+++	++	++++
Bacilos curvos 2	++	++	++	++	++	+++	++	+++
Bacilos delgados	+	+++	++	++	++	++	+++	+++
Bacilos ovalados	+++	+++	++	+++	+++	+++	+++	+++
Bacilos	++	++	++	+++	+++	+++	+++	+++
Cocos	+++	+++	++	+++	++++	++++	++	+++
Cocos em cadeia	-	++	+	++	+++	+++	++	++
Filamentos	++	+++	++	++	++	++	++	++
Filamento com bainha	+++	++++	++++	++++	++++	++++	++++	++++
EUCARIA								
Protozoários	++	++	+++	+++	++	+++	+++	+++
Amebas	-	-	-	-	-	+++	+++	+++

(++++) predominantes, (+++) freqüentes, (++) pouco freqüentes, (+) raros, (-) não foram observados

No inóculo verificou-se diferentes morfologias microbianas. Células associadas a *Methanosaeta*, bacilos livres e cocos não fluorescentes foram observadas com maior freqüência que células semelhantes a *Methanosarcina*. Filamentos longos com bainha foram predominantes.

No ensaio 1 (Figura 4.29), TCOV de 4,55 kg DQO_{total}.m³.d⁻¹, no primeiro reator, as morfologias observadas na manta de lodo do primeiro reator foram praticamente semelhantes no início e final do ensaio. Houve predominância de cocos não fluorescentes, *Methanosaeta* e filamentos longos com bainha.

No ensaio 2 (Figura 4.30), com diminuição do TDH e conseqüente aumento da TCOV para 8,75 kg DQO_{total}.m³.d⁻¹, no primeiro reator, as morfologias associadas à *Methanosarcina*

foram observadas com pouca frequência. As células semelhantes a *Methanosaeta*, bacilos não fluorescentes e fluorescentes apresentaram maior frequência nas condições impostas neste ensaio. Cocos e filamentos longos com bainha continuaram predominantes. Foram observados também protozoários e amebas.

No ensaio 3 (Figura 4.31), com TCOV de $18,65 \text{ kg DQO}_{\text{total}} \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{d}^{-1}$, no primeiro reator, observou-se aumento da frequência de quase todas as morfologias, principalmente bacilos delgados, bacilos fluorescentes, cocos e filamentos longos com bainha. Outras morfologias observadas nos ensaios anteriores também estiveram presentes, porém em menor frequência.

As morfologias observadas nas amostras de lodo do segundo reator (Figuras 4.32, 4.33 e 4.34) foram semelhantes às observadas no primeiro reator. Verificou-se que houve presença de vários tipos morfológicos e com predominância das mesmas morfologias em ambos os reatores (Tabelas 4.12 e 4.13). Entretanto no ensaio 3, com TDH de 16 h no primeiro reator e 4 h no segundo reator, observou-se que houve seleção de alguns grupos microbianos tais como bacilos com extremidades retas e com extremidades arredondadas, bacilos curvos e bacilos fluorescentes.

Amostras do lodo de descarte, da região superior da manta do primeiro e segundo reatores, também foram coletadas para exames microscópicos. Constatou-se a presença de todas as morfologias observadas nas amostras da manta de lodo dos reatores, porém em menor frequência.

Na Figura 4.35 estão apresentadas as morfologias semelhantes a filamentos longos com bainha, protozoários e amebas, presentes nas amostras da manta de lodo do primeiro e segundo reatores nos três ensaios.

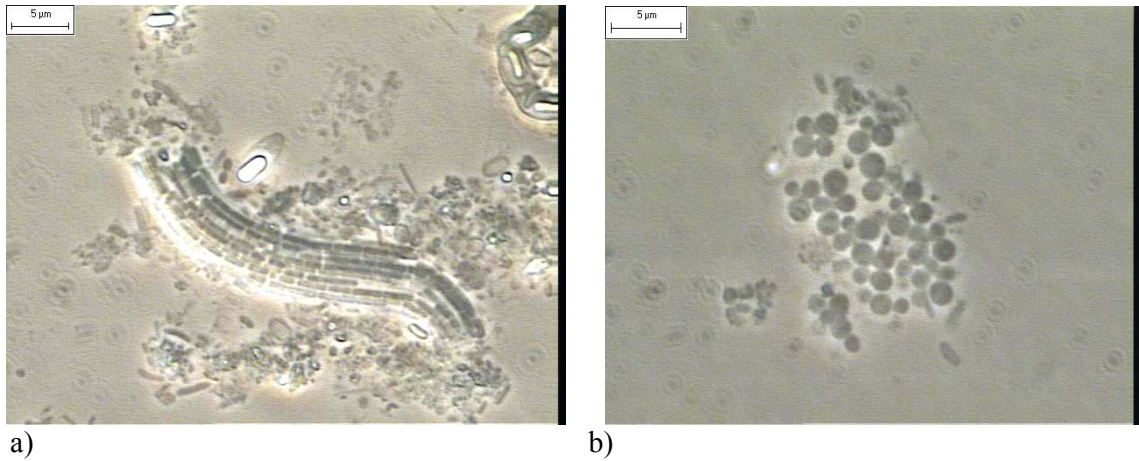


Figura 4.29. Morfologias observadas sob microscopia óptica de contraste de fase da manta de lodo do primeiro reator no ensaio 1: (a) bacilos retos em forma de feixe semelhantes à *Methanosaeta* e (b) cocos.

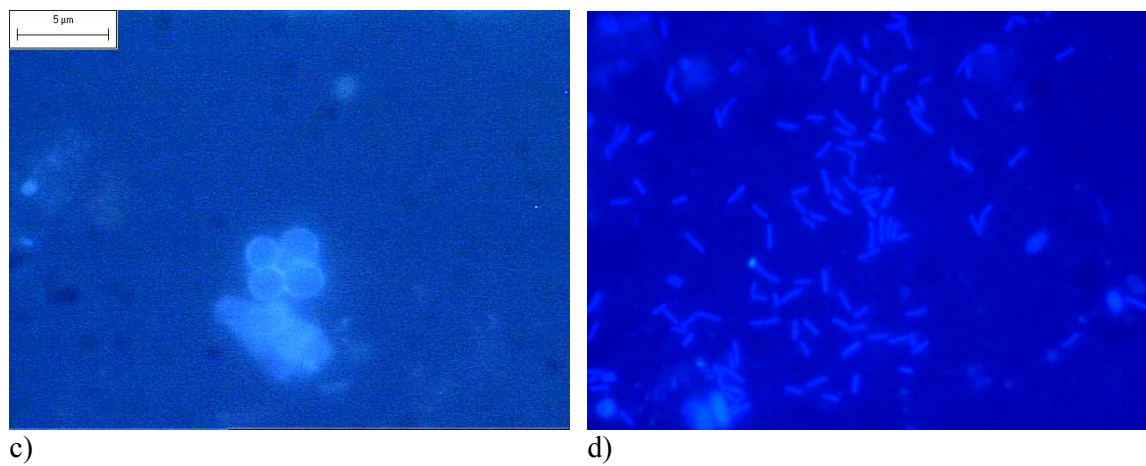
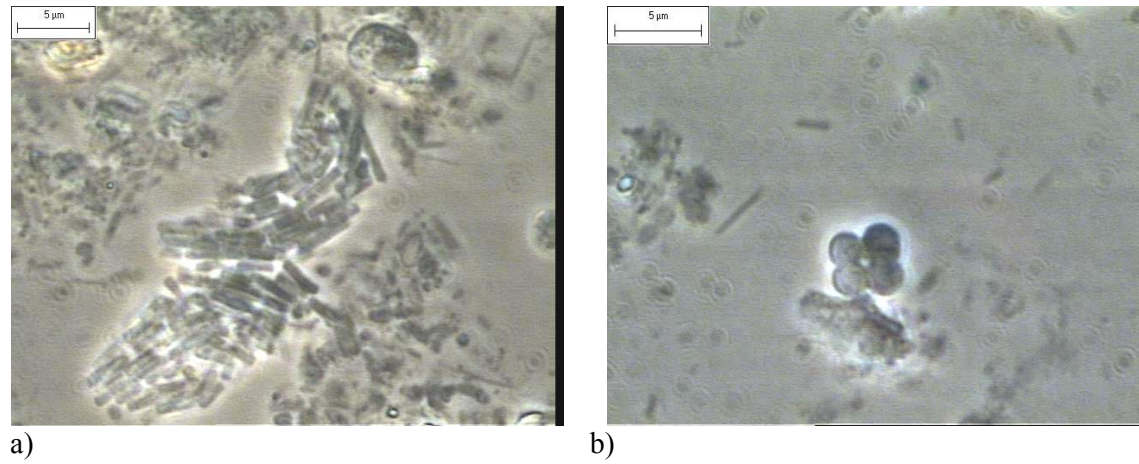


Figura 4.30. Morfologias observadas sob microscopia óptica de contraste de fase e fluorescência da manta de lodo do primeiro reator no ensaio 2: (a) bacilos retos semelhantes a *Methanosaeta*, (b) cocos em tétrede, (c) cocos fluorescentes e (d) bacilos fluorescentes.

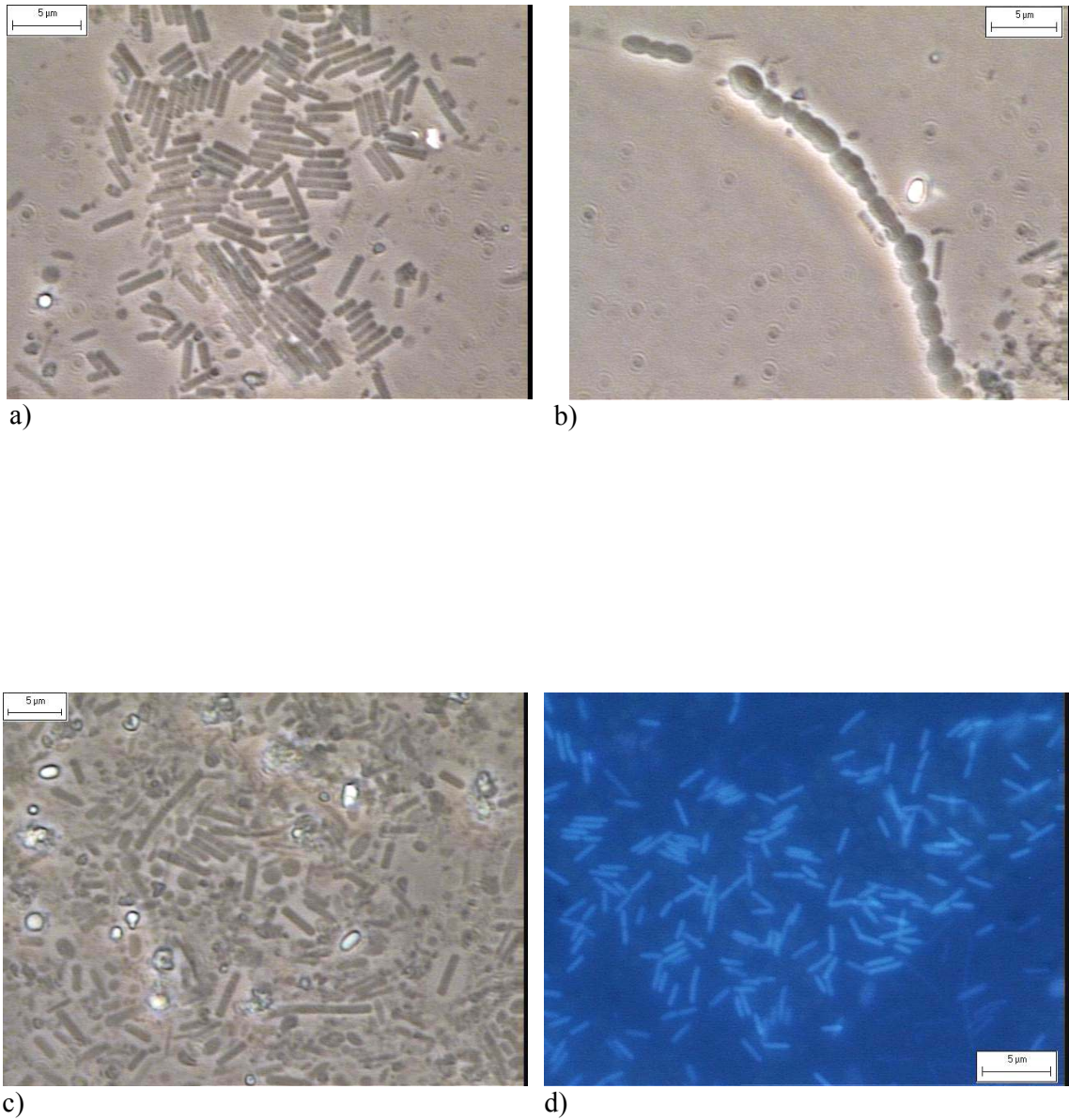


Figura 4.31. Morfologias observadas sob microscopia óptica de contraste de fase e fluorescência da manta de lodo do primeiro reator no ensaio 3: (a) bacilos retos semelhantes a *Methanosaeta*, (b) cocos em cadeia, (c) bacilos e cocos e (d) bacilos fluorescentes.

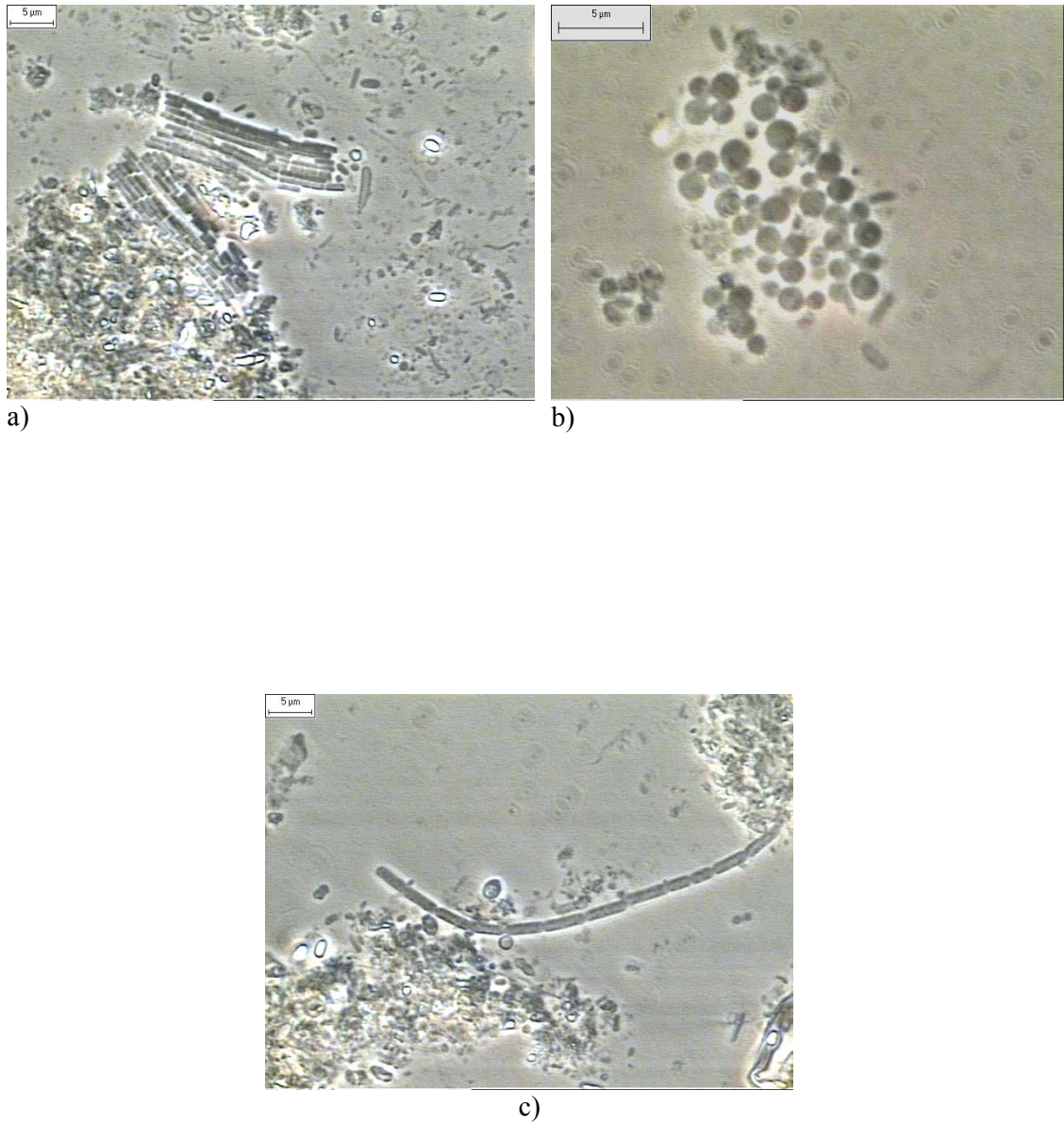


Figura 4.32. Morfologias observadas sob microscopia óptica de contraste de fase da manta de lodo do segundo reator no ensaio 1: (a) bacilos retos semelhantes a *Methanosaeta*, (b) cocos e (c) filamento septado.

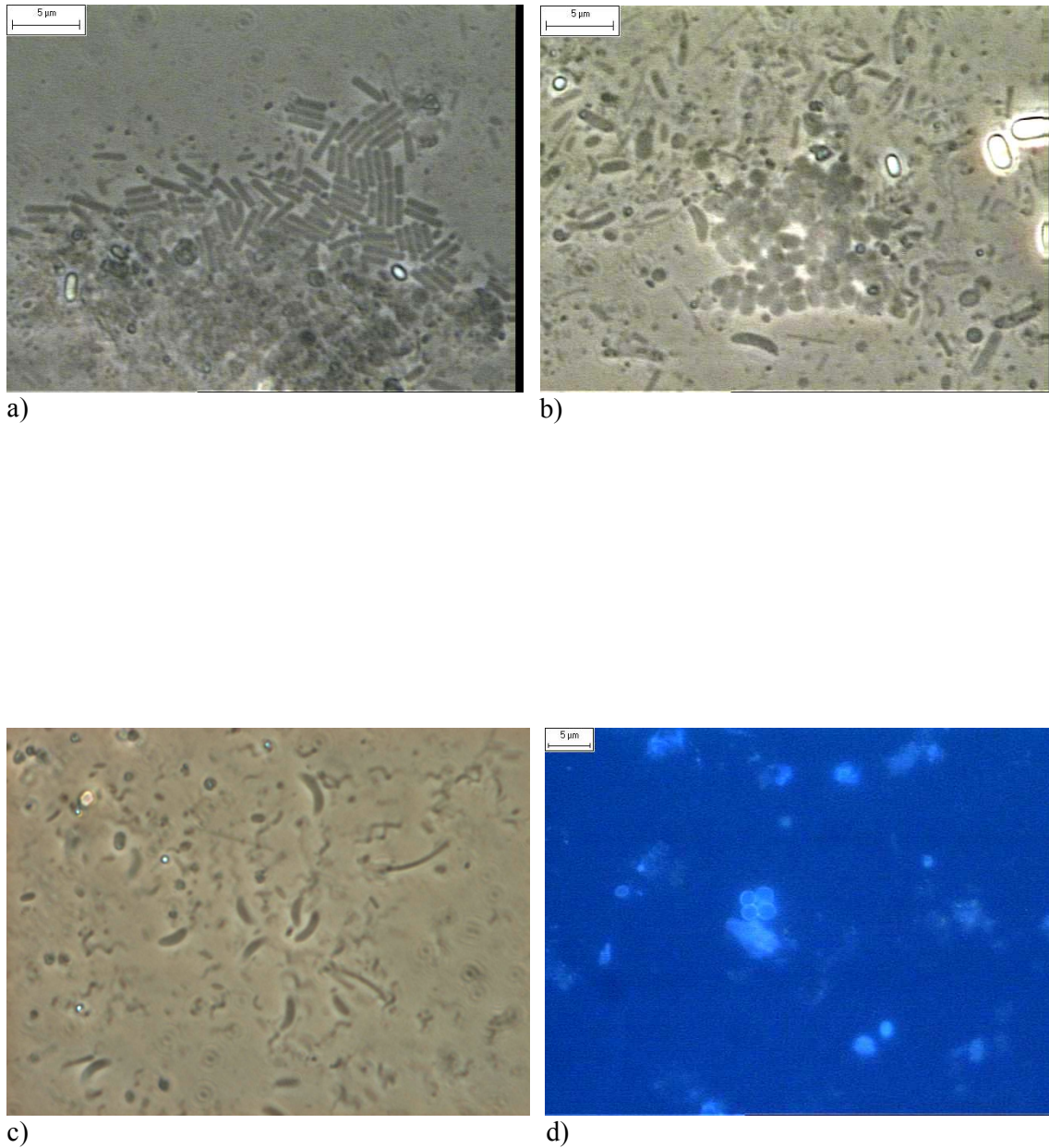


Figura 4.33. Morfologias observadas sob microscopia óptica de contraste de fase e fluorescência da manta de lodo do segundo reator no ensaio 2: (a) bacilos retos semelhantes a *Methanosaeta*, (b) cocos, (c) bacilos curvos e (d) cocos fluorescentes.

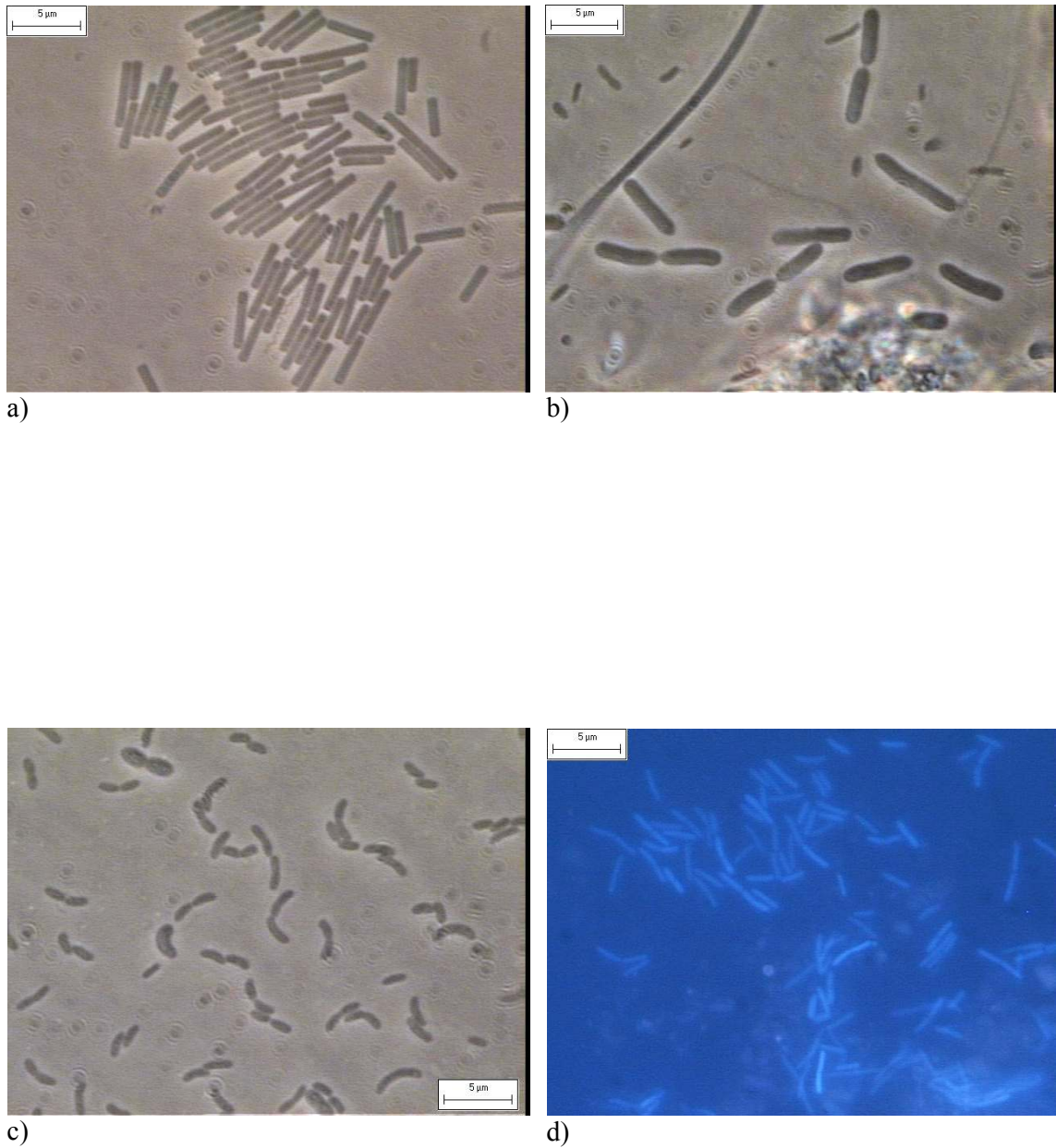


Figura 4.34. Morfologias observadas sob microscopia óptica de contraste de fase e fluorescência da manta de lodo do segundo reator no ensaio 3: (a) bacilos retos semelhantes a *Methanosaeta*, (b) bacilos com as extremidades arredondadas, (c) bacilos curvos e (d) bacilos fluorescentes.

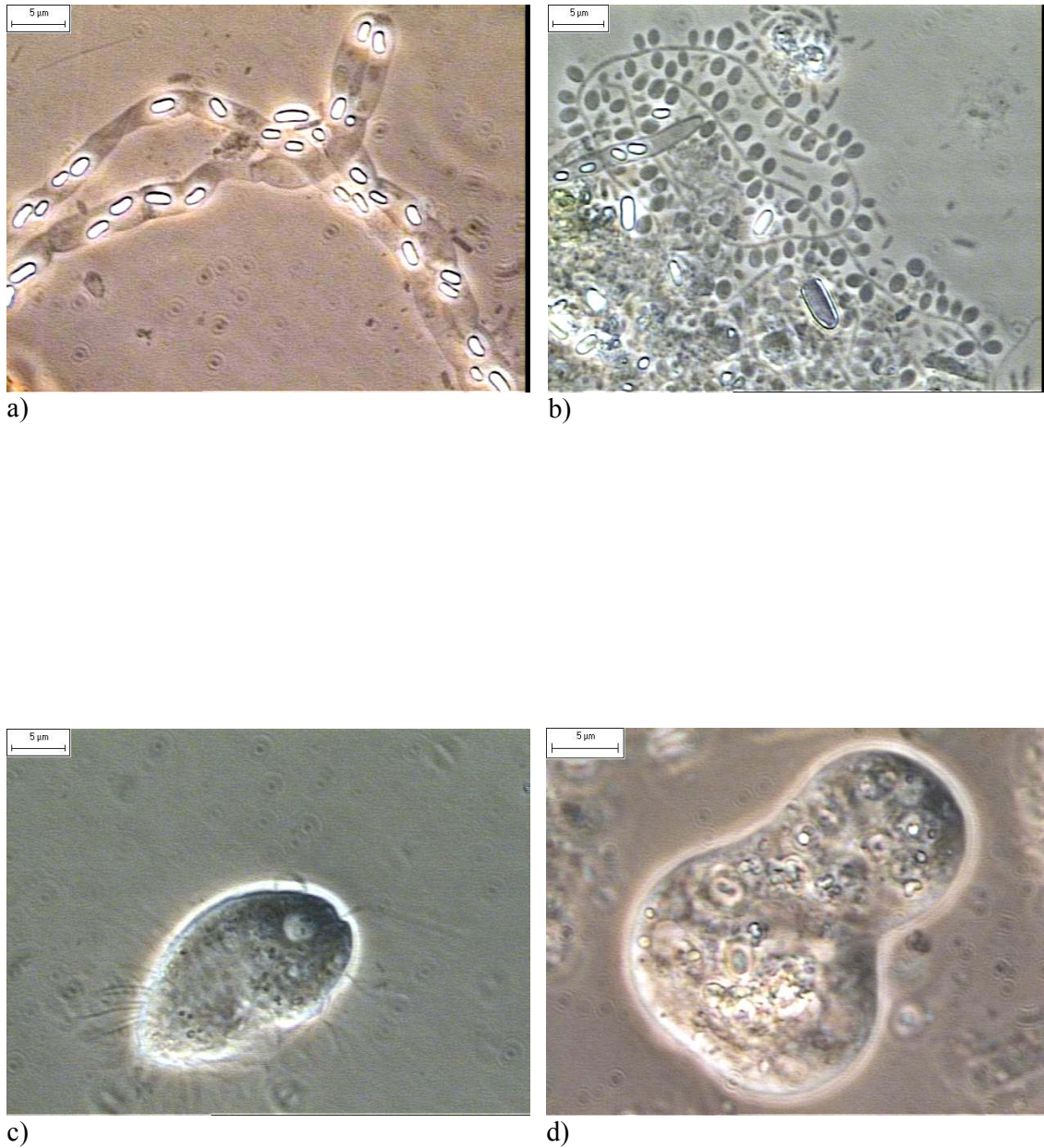


Figura 4.35. Morfologias observadas sob microscopia óptica de contraste de fase da manta de lodo do primeiro e segundo reatores nos ensaios 1, 2 e 3: (a) filamentos longos com bainha, (b) bacilos com extremidade arredondada, (c) protozoários (c) e (d) amebas.

Os grânulos com forma esférica irregular foram cortados transversalmente (Figura 4.36), para observação no MEV, com intuito de verificar a distribuição das populações microbianas a partir da superfície em direção ao interior do grânulo.

Os grânulos foram selecionados das regiões inferiores, intermediárias e superior da manta de lodo do primeiro e segundo reatores e apresentaram tamanhos semelhantes não

superiores a 1 mm e de coloração preta, observados visualmente. Não foi verificada a distribuição das morfologias microbianas em três camadas definidas ao longo da parede do grânulo de ambos os reatores. Observou-se morfologias semelhantes nos grânulos do primeiro e segundo reatores.

As observações utilizando o MEV, em grânulos coletados no primeiro e segundo reatores, em determinados pontos da região intermediária e no centro, permitiram verificar maior presença de bacilos com as extremidades retas, semelhantes a *Methanosaeta* (Figuras 4.37 e 4.38). Cocos e bacilos ovalados (Figuras 4.39, 4.40, 4.41 e 4.42) também foram observados com muita frequência nestas regiões. Na região externa do grânulo do primeiro e segundo reatores (Figuras 4.43 e 4.44), próximo à superfície, observou-se à presença mais acentuada de cocos e bacilos ovalados e menor frequência de morfologias associadas a *Methanosaeta*.



Figura 4.36. Microscopia eletrônica de varredura (MEV) do grânulo, cortado transversalmente, da manta de lodo do primeiro reator no final do experimento.

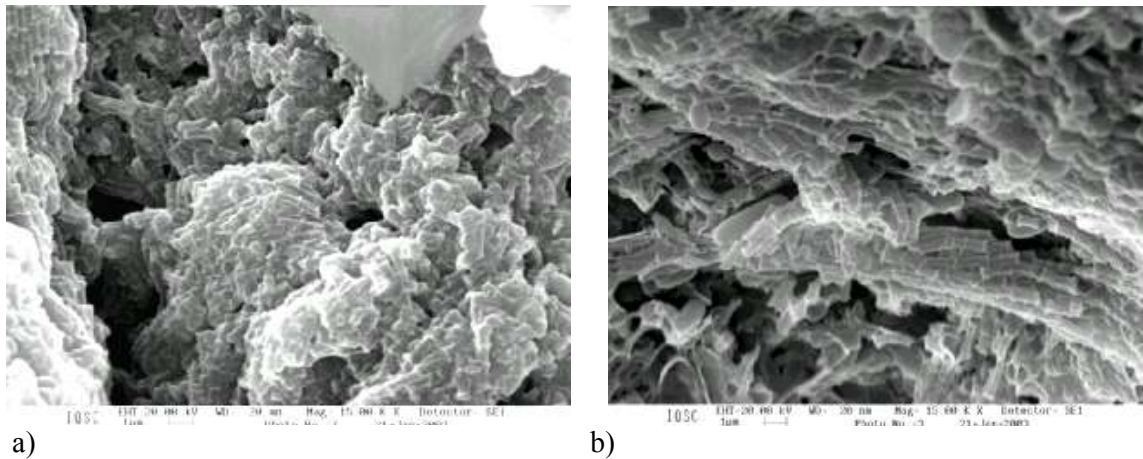


Figura 4.37. Microscopia eletrônica de varredura (MEV) das camadas intermediária (a) e central (b) de grânulos coletados da manta de lodo do primeiro reator, apresentando morfologia semelhante a *Methanosaeta*.

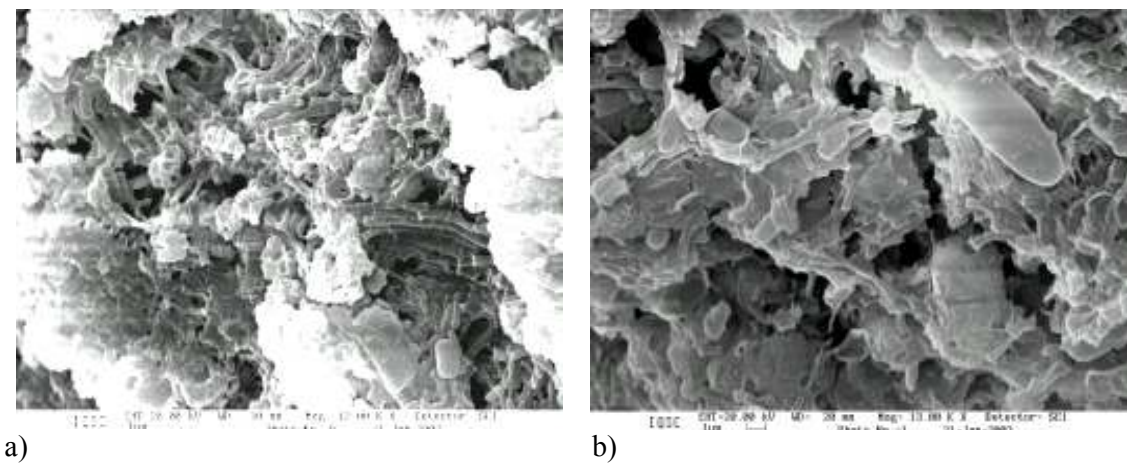


Figura 4.38. Microscopia eletrônica de varredura (MEV) das camadas intermediária (a) e central (b) de grânulos coletados da manta de lodo do segundo reator, apresentando morfologia semelhante a *Methanosaeta*.

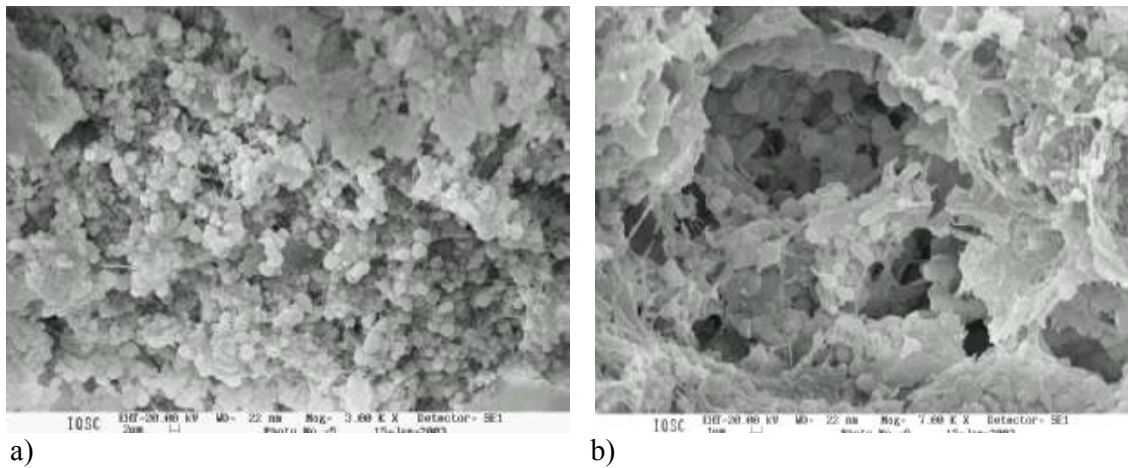


Figura 4.39. Microscopia eletrônica de varredura (MEV) das camadas intermediária (a) e central (b) de grânulos coletados da manta de lodo do primeiro reator, com predomínio de cocos.

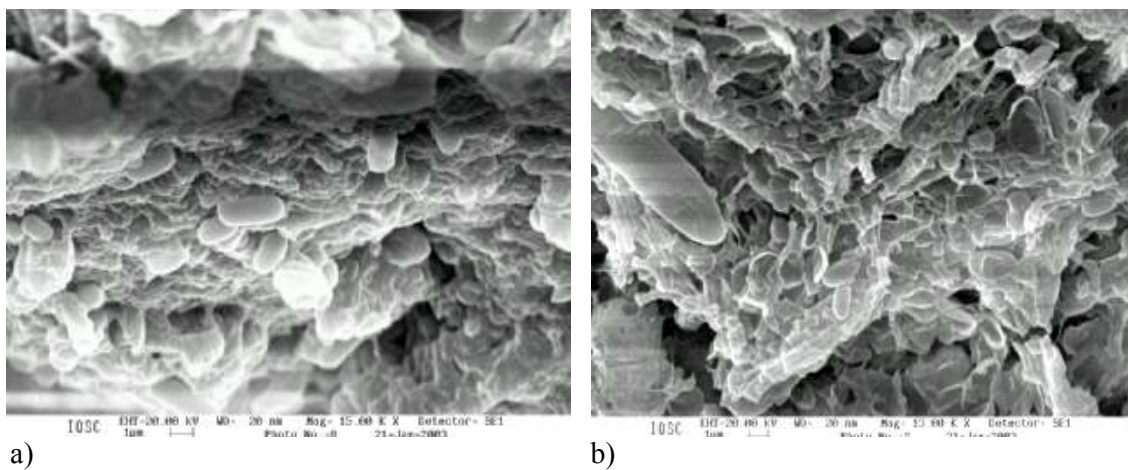


Figura 4.40. Microscopia eletrônica de varredura (MEV) das camadas intermediária (a) e central (b) de grânulos coletados da manta de lodo do primeiro reator, apresentando morfologias semelhantes a *Methanosaeta* e bacilos ovalados.

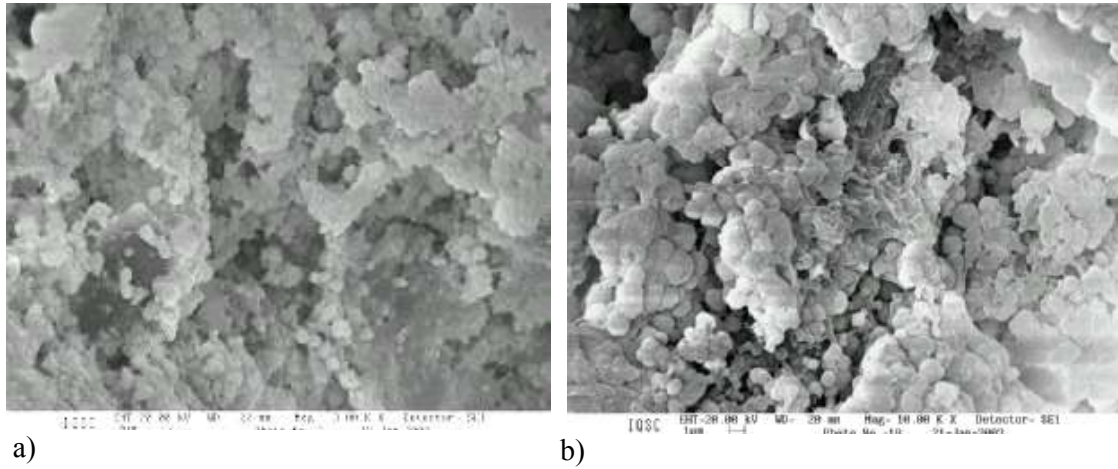


Figura 4.41. Microscopia eletrônica de varredura (MEV) das camadas intermediária (a) e central (b) de grânulos coletados da manta de lodo do segundo reator, apresentando predomínio de cocos.

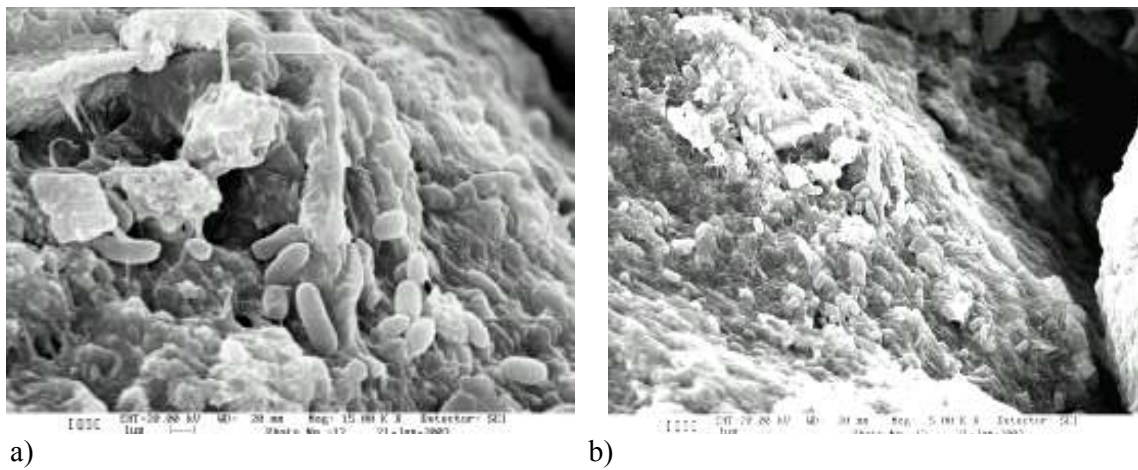


Figura 4.42. Microscopia eletrônica de varredura (MEV) das camadas intermediária (a) e central (b) de grânulos coletados da manta de lodo do segundo reator, apresentando predomínio de bacilos ovalados.

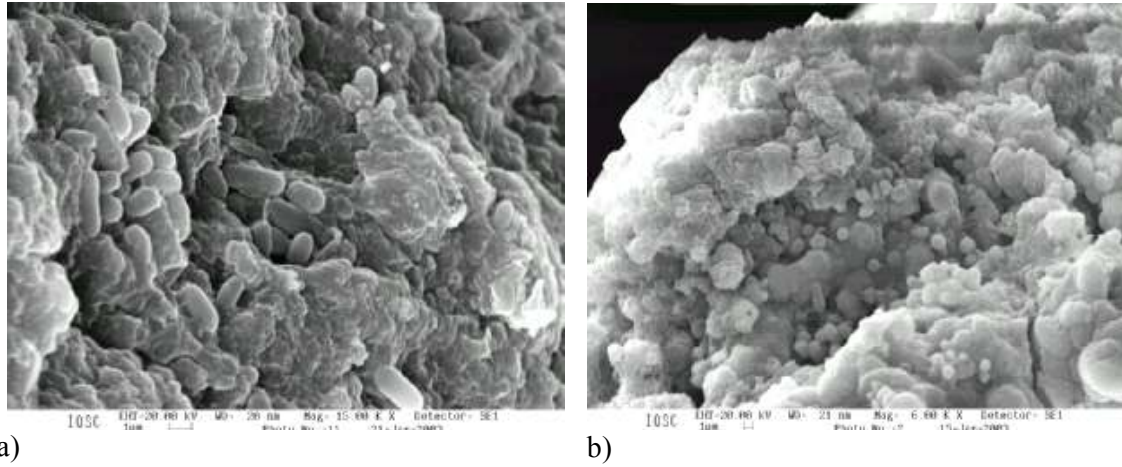


Figura 4.43. Microscopia eletrônica de varredura (MEV) da camada externa de grânulos coletados da manta de lodo do primeiro reator, com bacilos (a) e cocos (b).

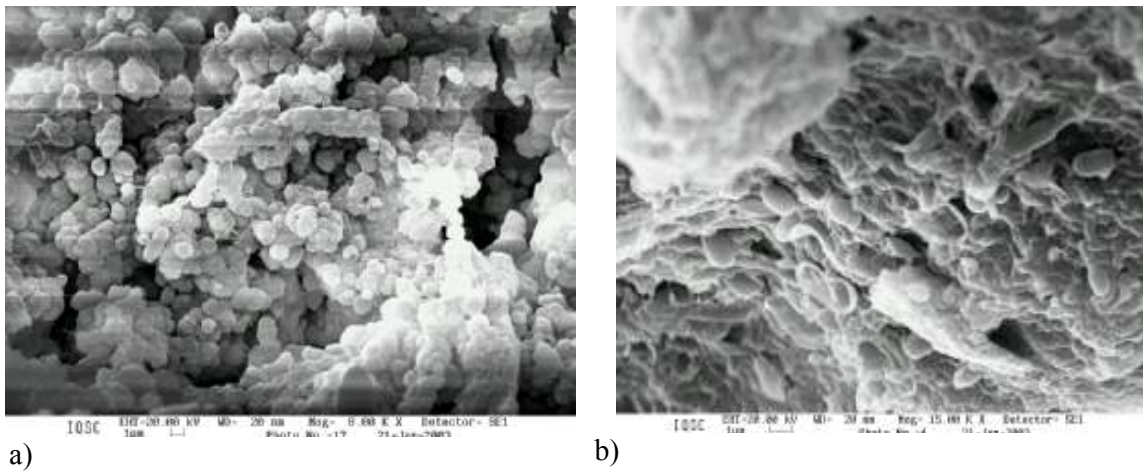


Figura 4.44. Microscopia eletrônica de varredura (MEV) da camada externa de grânulos coletados da manta de lodo do segundo reator, apresentando cocos (a) e bacilos ovalados (b).

A partir do exame por meio do MEV, verificou-se arranjo disperso das morfologias semelhantes a *Methanosaeta*, bacilos e cocos por todas as regiões do grânulo. Porém, as células associadas a *Methanosaeta* foram observadas em pontos isolados nas regiões centrais dos grânulos.

Comparativamente às observações de Samson et al. (1990) e Hulshoff (1989), supõe-se que as altas concentrações de SST utilizadas neste estudo (em torno de 5000 mg.L^{-1}) prejudicaram a formação de grânulos nos reatores durante a operação. Assim, a formação de grânulos pequenos e irregulares na manta dos reatores durante os ensaios do experimento, apresentando arranjo “frouxo” de morfologias, pode estar relacionada com a agitação da manta provocada pela concentração de bolhas de gás e, conseqüentemente, maiores forças de cisalhamento tenham sido impostas, devido à alta concentração de SST no afluente, dificultando a aderência de bactérias acidogênicas à superfície externa dos grânulos.

Segundo Samson et al. (1990) e Hulshoff (1989), composições com elevadas frações de sólidos em suspensão ou materiais refratários e o aumento na velocidade ascensional do líquido e do volume de gás, levam à seleção dos componentes das partículas do lodo e podem prejudicar a formação de grânulos.

Comparando-se ao estudo efetuado por Oliveira (1997), não foi possível observar estrutura em camadas definidas. Os grânulos coletados nas regiões da manta de lodo dos reatores não apresentaram tamanhos diferentes e as morfologias observadas estavam distribuídas de forma dispersa no interior dos grânulos. A presença de arqueas metanogênicas semelhantes a *Methanosaeta*, observadas em pontos isolados da região central dos grânulos examinados, pode estar associada à manutenção de concentrações de ácidos voláteis totais (AVT) nos reatores, quase sempre superiores a 100 mg.L^{-1} .

Neste trabalho os reatores foram operados com temperatura controlada de 25 a 30°C, o que não deve estar relacionado com a formação de grânulos sem estrutura em camadas definidas. Como mencionado anteriormente, Oliveira (1997) trabalhando com reatores UASB a temperatura controlada de 25 e 30°C, tratando água residuária de suinocultura com concentrações de SST de 1000 a 2000 mg.L^{-1} , observou a formação de grânulos com estrutura definida em três camadas. Isto reforça a suposição de ter sido a concentração de SST do afluente (em torno de 5000 mg.L^{-1}) o fator prejudicial na formação e distribuição microbiana no grânulo e não a temperatura.

No entanto, segundo Banik et al. (1997), a faixa de temperatura de 25°C também pode exercer efeito negativo sobre a composição e distribuição microbiana de grânulos. Os autores compararam o desenvolvimento de grânulos a diferentes temperaturas (5, 15 e 25°C) em reatores alimentados com resíduo sintético de leite desnatado. Os grânulos crescidos a 25°C não exibiram estrutura em camadas. A parte externa apresentou predomínio de cocos, bacilos e filamentos. Os grânulos não apresentaram larga variedade de espécies e eram

predominantemente compostos por amontoados frouxos de células semelhantes a *Methanosaeta*, material inorgânico e polímeros extracelulares.

Aparentemente, nos grânulos do primeiro e segundo reatores, não foram observadas com evidência morfologias semelhantes a estreptococos, que pudessem indicar com clareza a sua predominância na hidrólise dos SS presentes na água residuária de suinocultura.

No entanto, Fang e Kwong⁸ (1994 apud OLIVEIRA, 1997), Kwong e Fang⁹ (1996 apud OLIVEIRA, 1997) e Fang¹⁰ et al. (1995 apud OLIVEIRA, 1997), encontraram na camada externa de grânulos a presença predominante de estreptococos associados a complexos enzimáticos, que efetuam a hidrólise de celulose e seus derivados, aos quais foi atribuída a hidrólise do amido de milho.

Por não ter sido observado orientação espacial das morfologias, de forma estruturada em camadas definidas, e pela maior presença de sólidos finos na manta dos reatores, possivelmente a hidrólise dos SS tenha sido efetuada, predominantemente, por microrganismos em suspensão.

No exame por meio de microscopia óptica de material suspenso e de grânulos macerados do primeiro e segundo reatores, observou-se a presença predominante de filamentos, os quais poderiam estar associados à hidrólise, da mesma forma que os bacilos distribuídos na superfície externa do grânulo.

Hobson e Shaw¹¹ (1974 apud OLIVEIRA, 1997) encontraram em resíduos de suínos submetidos à digestão anaeróbia algumas bactérias na forma de bacilos com atividade celulolítica, hemicelulolítica e proteolítica. Porém, de acordo com Oliveira (1997), seria necessário o exame mais detalhado destes e outros microrganismos presentes, como os observados na manta dos reatores, para definir quais são hidrolíticos e em quais das condições (em suspensão ou no grânulo) ocorreu com predominância a hidrólise dos SS do afluyente.

Por meio das observações, pôde-se observar a presença de vários tipos morfológicos (Tabelas 4.12 e 4.13), não observados no interior dos grânulos, levando a supor que tenha ocorrido atividade mais intensa de microrganismos na degradação dos compostos orgânicos

⁸ FANG, H.H.P., KWONG, T.S. (1994). *Degradation of starch particulates in a hybrid reactor*. Water Science of Technology, v.30, n.4, p. 97-104.

⁹ KWONG, T.S., FANG, H.H.P. (1996). *Anaerobic degradation of cornstarch in wastewater in two upflow reactors*. Journal of Environmental Engineering, v.122, n.1, p. 9-17.

¹⁰ FANG, H.H.P., CHUI, H.K., LI, Y.Y. (1995). *Effect of degradation kinetics on the microstructure of anaerobic biogranules*. Water Science of Technology, v.32, n.8, p. 165-172.

¹¹ HOBSON, P.N., SHAW, B.G. (1974). *The bacterial population of piggery-waste anaerobic digesters*. Water Resource, v.8, p. 507-516.

no material em suspensão da manta de lodo, o que não afetou o desempenho dos reatores na remoção de matéria orgânica.

5. CONCLUSÕES

A obtenção, análise e discussão dos resultados dos ensaios do experimento com reatores UASB de bancada, instalados em série (sistema em dois estágios) para o tratamento de águas residuárias, operados com altas concentrações de SST (5000 mg.L^{-1}) e TCOV de $4,55$ a $18,65 \text{ kg DQO.m}^{-3}.\text{d}^{-1}$ no primeiro reator e de $2,55$ a $21,03 \text{ kg DQO.m}^{-3}.\text{d}^{-1}$ no segundo reator, permitiram apresentar as conclusões abaixo relacionadas, as quais serão descritas em relação aos objetivos estabelecidos e apresentados no item 1.

a) Em relação ao objetivo de verificar o efeito do afluente (águas residuárias de suinocultura) com concentração de SST em torno de 5000 mg.L^{-1} no desempenho dos reatores UASB operados em dois estágios e com diferentes TCOV, pode-se concluir que:

- as condições impostas aos reatores na fase inicial de operação: inoculação com lodo granulado, aplicação de taxas de carregamento no lodo (TCL) no primeiro reator de $0,1$ a $0,2 \text{ kg DQO}_{\text{total}}.\text{kg SV}^{-1}.\text{d}^{-1}$ e baixas TCOV ($1,79 \text{ kg DQO.m}^{-3}.\text{d}^{-1}$ no primeiro reator), sem recirculação do efluente, propiciaram partida rápida do sistema (em torno de 20 dias) e manutenção do lodo granulado, mesmo com o afluente com altas concentrações de SST (em torno de 2000 mg.L^{-1});
- os reatores UASB instalados em série foram eficientes na remoção de DQO da fração dissolvida e, principalmente, da fração devido à concentração de SST do afluente. Para TCOV de $4,55$ e $2,55 \text{ kg DQO.m}^{-3}.\text{d}^{-1}$ no primeiro e segundo reatores, respectivamente, pôde-se obter eficiências de remoção de $\text{DQO}_{\text{total}}$ e de SST acima de 90% e de $\text{DQO}_{\text{dissolvida}}$ acima de 85%. Para TCOV de $18,65$ e $21,03 \text{ kg DQO.m}^{-3}.\text{d}^{-1}$ no primeiro e segundo reatores, respectivamente, as eficiências de remoção de $\text{DQO}_{\text{total}}$ e de SST foram acima de 70% e $\text{DQO}_{\text{dissolvida}}$ acima de 75%. As maiores produções específicas de metano foram obtidas com TCOV de $2,55 \text{ kg DQO.m}^{-3}.\text{d}^{-1}$ para o segundo reator e de $8,65 \text{ kg DQO.m}^{-3}.\text{d}^{-1}$ para o primeiro reator;

- a conversão da DQO em metano nos reatores UASB pareceu estar associada à participação da $DQO_{\text{dissolvida}}$ na DQO_{total} do afluente e às características de biodegradabilidade dos SST presentes no afluente. Para TDH mais altos e temperatura controlada na faixa de 25 a 30°C, o desempenho é melhorado, mesmo com o afluente com altas concentrações de SST;
- as eficiências de remoção de NTK e $N_{\text{org.}}$ foram mais altas para os maiores TDH e menores TCOV (4,55 e 8,75 kg DQO.m⁻³.d⁻¹ no primeiro reator);
- a relação AI:AP apresentou-se como um parâmetro útil para o acompanhamento da estabilidade dos reatores UASB, permanecendo próxima da faixa indicada para reatores operados em condições de equilíbrio e tendo sido de fácil obtenção analítica;
- o descarte periódico de lodo, da parte superior da manta onde houve maior acúmulo de 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 da suinocultura. A periodicidade de descarte do lodo para a concentração de SST utilizada (em torno de 5000 mg.L⁻¹) foi de 30 a 40 dias.

b) Com relação ao objetivo de verificar o comportamento da manta de lodo, dos reatores UASB operados em dois estágios, quanto ao crescimento e distribuição de populações microbianas, pode-se concluir que:

- a composição das águas residuárias de suinocultura pode ter favorecido a manutenção do lodo granulado, em virtude de conter $N_{\text{am.}}$ em concentrações não limitantes ao processo de digestão anaeróbia e alta participação de SSV nos SST (acima de 90%);
- a operação dos reatores UASB com valores de concentração de SST no afluente em torno de 5000 mg.L⁻¹ foram prejudiciais ao processo de granulação do lodo. Os grânulos apresentaram-se pequenos e irregulares, constituídos predominantemente de arqueas e bactérias;
- os grânulos observados, de coloração preta, estiveram presentes em todas as regiões da manta de lodo dos reatores. Apresentaram distribuição dispersa das morfologias microbianas ao longo da parede, não caracterizando a divisão em camadas definidas;
- a formação do grânulo sem apresentar estrutura em camadas definidas pareceu estar associada às altas concentrações de SST no afluente (em torno de 5000 mg.L⁻¹) e às altas proporções de DQO devido a fração de SS (70 a 75% da DQO_{total});
- nos grânulos examinados, as arqueas metanogênicas predominantes foram as semelhantes à *Methanosaeta* na forma de bacilos curtos aglomerados. Isto pode ser

atribuído a fatores como: a origem do lodo de inóculo, a manutenção nos reatores de concentrações de AVT sempre baixas, em torno de 100 mg.L^{-1} e a composição da água residuária afluente, contendo, principalmente, carboidratos, proteínas e lipídeos;

- a acumulação de lodo nos reatores UASB foi diretamente influenciada pela concentração de SST do afluente. O aumento da TCOV, em torno de $18 \text{ kg DQO.m}^{-3}.\text{d}^{-1}$, diminuiu a acumulação de lodo nos reatores UASB, em virtude da remoção física do lodo por arraste de lodo granulado e floculento suspensos.

c) Em relação ao objetivo de sugerir valores de taxas de carregamento orgânico volumétrico (TCOV) e tempo de detenção hidráulica (TDH) para o projeto e operação de reatores UASB em dois estágios para o tratamento de águas residuárias provenientes da 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, aplicação de taxas de carregamento no lodo (TCL) no primeiro reator de $0,1$ a $0,2 \text{ kg DQO}_{\text{total}}.\text{kg SV}^{-1}.\text{d}^{-1}$ e baixas TCOV ($1,79 \text{ kg DQO.m}^{-3}.\text{d}^{-1}$ no primeiro reator), sem recirculação do efluente, podem propiciar a partida rápida do sistema (em torno de 20 dias) e manutenção do lodo granulado, mesmo com o afluente com altas concentrações de SST (em torno de 2000 mg.L^{-1});
- o principal parâmetro de projeto para afluentes com concentrações de SST em torno de 5000 mg.L^{-1} é a TCOV e o TDH e não a concentração de SST do afluente;
- o descarte periódico de lodo, da parte superior da manta onde houve maior acúmulo de 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 da suinocultura. A periodicidade de descarte do lodo para a concentração de SST utilizada (em torno de 5000 mg.L^{-1}) foi de 30 a 40 dias.

6. RECOMENDAÇÕES

- Utilizar outros tipos de lodo de inóculo, em virtude da dificuldade de obtenção de lodo granulado, mantendo-se os procedimentos de partida adotados neste trabalho para os reatores UASB tratando águas residuárias contendo altas concentrações de SST, provenientes da suinocultura.
- Estudar o efeito de concentrações de SST do afluente mais elevadas, com os mesmos TDH utilizados neste trabalho, para a operação de reatores UASB alimentados com águas residuárias de suinocultura, visando o estabelecimento de limites mais amplos.
- Avaliar o desempenho de outros reatores anaeróbios de alta taxa, no sistema em dois estágios, para o tratamento de águas residuárias de suinocultura.
- Estudar a utilização de outros volumes de reatores UASB em dois estágios. Verificar o desempenho do sistema com a utilização de reatores com menor volume no primeiro estágio e maior volume no segundo estágio (escala de volume 3:1, 2:1 e 1:1).
- Aprimorar as determinações das produções de biogás e de lodo, para obtenção de balanços de massa mais confiáveis e precisos.
- Aprofundar o estudo de microrganismos hidrolíticos presentes em reatores UASB.

7. REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

ABCS – Associação Brasileira de Criadores de Suínos. Rebanho Suíno. (2004). Concórdia-SC, SNDS.

APHA, AWWA, WPCF. Standard methods for the examination of water and wastewater. (1992). 18th edition, Washington D.C, American Public Health Association.

ARAÚJO, J.C. et al. (2000). *The use of fluorescence in situ hybridization to evaluate microbial composition of the anaerobic sludge and biofilms in wastewater treatment systems*. In: OFICINA E SEMINÁRIO LATINO-AMERICANO DE DIGESTÃO ANAERÓBIA, VI, 05 a 09 de novembro de 2000, Recife-PE. Anais, Recife-PE, Editora Univ. da UFPE, p.285-292, v.1.

BANIK, G.C., ELLIS, T.G., DAGUE, R.R. (1997). *Structure and methanogenic activity of granules from an ASBR treating dilute wastewater at low temperatures*. Department of Civil and Construction Engineering, Iowa State University Ames. Water Science and Technology, v.36, n. 6-7, p.149–156.

BRANDÃO, V.S. et al. (2000). *Tratamento de águas residuárias da suinocultura utilizando-se filtros orgânicos*. Revista Brasileira de Engenharia Agrícola e Ambiental, v.4, n.3, p. 327-333.

CHERNICHARO, C.A.L. (1997). *Reatores Anaeróbios*. Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental – UFMG. Belo Horizonte. 246p.

CINTOLI, R. et al. (1995). *Ammonium uptake by zeolite and treatment in UASB reactor of piggery wastewater*. Water Science and Technology, v.32, n.12, p.73-81.

COBB, S.A., HILL, D.T. (1989). *A comparative analysis of two synthetic media for suspended particle-attached growth anaerobic fermentation*. Transactions of ASAE, v.32, n.1, p.223-227.

DEL NERY, V. (1993). *Digestão anaeróbia em duas fases com culturas mistas acidogênicas e metanogênicas imobilizadas separadamente em gel agar*. Tese (doutorado). Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, São Carlos-SP.

DILALLO, R., ALBERTSON, O.E. (1961). *Volatile acids by direct titration*. Journal WPCF, v.33, p.356-365.

GUIOT, S.R., PAUSS, A., COSTERTON, J.W. (1991). *A structured model of the anaerobic granule consortium*. Water Science and Technology, 25,7, p.1-7.

HASHEIDER, R.J., SIEVERS, D. (1984). *Limestone bed anaerobic filter for swine manure - laboratory study*. Transactions of the ASAE, v.27, n.3, p.834-839.

HOLMBERG, R.D., HILL, D.T., PRINCE, T.J., VANDYKE, N.J. (1983). *Potential of solid-liquid separation of swine wastes for methane production*. Transactions of the ASAE, v.26, n.6, p.1803-1807.

HULSHOFF POL, L.W. (1989). *The phenomenon of granulation of anaerobic sludge*. (Ph.D). thesis. Agricultural University of Wageningen. Wageningen. The Netherlands, 122 p.

JENKINS, S.R., MORGAN, J.M., SAWYER, C.L. (1983). *Measuring anaerobic sludge digestion and growth by a simple alkalimetric titration*. Journal WPCF, v.55, n.5, p.448-453.

JÚNIOR, C.B. (1999). *Suinocultura e meio ambiente*. Florianópolis-SC, Ecoltec.

KALYUZHNYI, S. et al. (2000). *Integrated mechanical, biological and physico-chemical treatment of liquid manure streams*. Water Science and Technology, v.41, n.12, p.175-182.

KALYUZHNYI, S. et al. (1999). *The development of biological methods for utilisation and treatment of diluted manure streams*. Water Science and Technology, v.40, n.1, p.223-230.

LETTINGA, G. (1996). *Sustainable integrated biological wastewater treatment*. Water Science and Technology, v.33, n.3, p.85-98.

LETTINGA, G., HULSHOFF-POL, L.W. (1991). *UASB-process design for various types of wastewaters*. Water Science and Technology, v.24, n.8, p.87-107.

LETTINGA, G. et al. (1980). *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.

LO, K.V., LIAO, P.H., GAO, Y.C. (1994). *Anaerobic treatment of swine wastewater using hybrid UASB reactors*. Bioresource Technology, v.47, p.153-157.

MACLEOD, F.A., GUIOT, S.R., COSTERTON, J.W. (1990). *Layered structure of bacterial aggregates produced in a upflow anaerobic sludge bed and filter reactor*. Applied and Environmental Microbiology, v.6, p.1598-1607.

MONTALVO, S. (1995). *Industrial and rural piggeries wastewaters*. In: INTERNATIONAL COURSE: TREATMENT OF AGRO-INDUSTRIAL RESIDUES, Ciudad de México. Proceedings. Ciudad de México, Universidad Nacional Autónoma de México, p.102-117.

MORAES, E. M. et al. (2000). *Determinação de Ácidos Voláteis por Cromatografia Gasosa em Efluentes de Reatores Anaeróbios Tratando Resíduos Líquidos e Sólidos*. In: OFICINA E SEMINÁRIO LATINO-AMERICANO DE DIGESTÃO ANAERÓBIA, VI, 05 a 09 de novembro de 2000, Recife-PE. Anais, Recife-PE, Editora da UFPE, , p.235-238, v.2.

NG, W.I., CHIN, K.K. (1988). *Treatment of piggery wastewater by expanded-bed anaerobic filters*. Biological Wastes, v.26, n.3, p.215-228.

OLESZKIEWICZ, I.A. (1983). *A comparison of anaerobic treatments of low concentration piggery wastewaters*. Agricultural Wastes, v.8, n.4, p.215-231.

OLIVEIRA, P.A.V., COSTA, R.H.R., TROGLIO, J. (1995). *Lagoons for treatment of waste products from hogs: example of Coopercentral*. In: INTERNATIONAL CONFERENCE AND WORKSHOP ON WASTE STABILIZATION PONDS TECHNOLOGY AND APPLICATIONS, 3rd, João Pessoa-PB – Brasil. Preprint volume. João Pessoa, IAWQ, 6p.

OLIVEIRA, P.A.V. et al. (1996). *Impacto ambiental causado pelos dejetos de suínos*. Concórdia, SC., Embrapa-CNPSA, 13p.

OLIVEIRA, P.A.V. et al. (1993). *Manual de manejo e utilização dos dejetos de suínos*. Concórdia - Santa Catarina, CNPSA-EMBRAPA, (Documento no. 27).

OLIVEIRA, R.A. (2001). *Efeito da carga hidráulica volumétrica, da temperatura climatológica e do descarte do excesso de lodo da manta no desempenho de reatores UASB tratando águas residuárias de suinocultura*. Jaboticabal, FCAV - UNESP, Campus de Jaboticabal, 125 p. (Relatório final de pesquisa CPA/UNESP).

OLIVEIRA, R.A. (2000). *Tratamento anaeróbio em reatores UASB do resíduo bruto de suinocultura com uso intensivo de água de higienização*. Jaboticabal, FCAV - UNESP, Câmpus de Jaboticabal, 240 p. (Relatório final de pesquisa CPRT/UNESP).

OLIVEIRA, R.A. (2000). *Influência da aplicação de águas residuárias de suinocultura na capacidade de infiltração de um solo Podzólico Vermelho-Amarelo*. Revista Brasileira de Engenharia Agrícola e Ambiental, v.4, n.2, p.263-267.

OLIVEIRA, R. A. (1997). *Efeito da concentração de sólidos suspensos do afluente no desempenho e características do lodo de reatores anaeróbios de fluxo ascendente com manta de lodo tratando águas residuárias de suinocultura*. São Carlos-SP, 389p, v.1 e 2, Tese (Doutorado). Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo.

PAVLOSTATHIS, S.G., GIRALDO-GOMEZ, G.E. (1991). *Kinetics of anaerobic treatment*. *Water Science and Technology*, v.24, n.8, p.35-59.

PEREIRA-RAMIREZ, O., QUADRO, M.S., ANTUNES, R.M., KOETZ, P.R. (2003). *Remoção de carga orgânica e nitrogênio dos dejetos de suínos*. Sociedade Brasileira de Engenharia Agrícola. XXXII Congresso Brasileiro de Engenharia Agrícola – CONBEA, Goiânia.

RIPLEY, L.E., BOYLE, WC., CONVERSE, J.C. (1986). *Improved alkalimetric monitoring for anaerobic digestion of high-strength wastes*. *Journal WPCF*, v.58, n.5, p.406-411.

SANCHEZ, E.P. et al. (1995). *Piggery waste treatment by anaerobic digestion and nutrient removal by ionic exchange*. *Resources, Conservation and Recycling*, v.15, p.235-244.

- SAMSON, R., PAUSS, A., GUIOT, S.R. (1990). *Immobilized systems in anaerobic digestion processes*. In: R. D. Tyagi and K. Vembu (ed). Wastewater treatment by immobilized cells. CRC Press. Boca Raton, FL., p. 153-190.
- SAYED, S.K.I., FERGALA, M.A.A. (1995). *Two-stage UASB concept for treatment of domestic sewage including sludge stabilization process*. Water Science and Technology, v.32, n.11, p.55-60.
- SAYED, S.K.I., VAN DER SPOEL., H., TRUIJEN, G.J.P. (1993). *A complete treatment of slaughterhouse wastewater combined with sludge stabilization using two stage high rate UASB process*. Water Science and Technology, v.29, n.9, p.83-90.
- SAYED, S.K.I. (1987). *Anaerobic treatment of slaughterhouse wastewater using the UASB process*. Wageningen – The Netherlands, 134p. Tese (Ph.D) – Wageningen Agricultural University.
- SCHMIDT, J.E., AHRING, B.K. (1996). *Granular sludge formation in upflow anaerobic sludge blanket (UASB) reactors*. Biotechnology and Bioengineering, v.49. p.229-246.
- SEGHEZZO, L. et al. (1998). *A review: the anaerobic treatment of sewage in UASB and EGSB reactors*. Bioresource Technology, v.65, p.175-190.
- SEKIGUCHI, Y. et al. (1999). *Fluorescence in situ hybridization using 16S rRNA-targeted oligonucleotides reveals localization of methanogens and thermophilic sludge granules*. Applied and Environmental Microbiology, p. 1280-1288.
- SINGH, R.P., KUMAR,S., OJHA,C.S.P. (1999). *Nutrient requirement for UASB process: a review*. Biochemical Engineering Journal, v.3, p. 35-54.
- VANDERHAEGEN, B. et al. (1991). *Acidogenesis in relation to in reactor granule yield*. In: Anaerobic digestion, São Paulo, Brazil, p. 21-30.
- VAN HAANDEL, A.C., LETTINGA, G. (1994). *Anaerobic sewage treatment. A practical guide for regions with a hot climate*. Chichester, John Wiley and Sons Ltda.
- VAN LIER, J.B. et al. (2001). *New perspectives in anaerobic digestion*. Water Science and Technology, v. 43, n.1, p.1-18.

VARESCHE, M.B.A. et al. (2000). *Quantificação da biomassa de um bioreator termofílico utilizando a técnica do número mais provável (NMP) com diferentes substratos orgânicos e fonte de enxofre*. In: OFICINA E SEMINÁRIO LATINO-AMERICANO DE DIGESTÃO ANAERÓBIA, VI, 05 a 09 de novembro de 2000, Recife-PE. Anais, Recife-PE, Ed. Univ. UFPE, p.285-292, v.2.

VIÑAS, M., GARCIA, R., RUBIO, N. (1995). *Anaerobic digestion of animal wastes in UASB reactor*. In: INTERNATIONAL SYMPOSIUM ON WASTE MANAGEMENT PROBLEMS IN AGRO-INDUSTRIES, 3rd, Mexico City,. Proceedings. Mexico City, IAWQ, p. 195-201.

YANG, P.Y., CHOU, C.Y. (1985). *Horizontal-baffled anaerobic reactor treating diluted swine wastewater*. Agricultural Wastes, v.14, p.221-239.

ZHU, J. (2000). *A review of microbiology in swine manure odor control*. Agriculture, Ecosystems and Environment, v.78, p.93-106.