

**DESEMPENHO DE UM SISTEMA COMPOSTO
DE REATOR UASB FILTRO ANAERÓBIO E
LAGOA AERADA FACULTATIVA PARA O
TRATAMENTO DAS ÁGUAS RESIDUÁRIAS DA
SUINOCULTURA**

AGUINALDO MENEGASSI PEREIRA LOURENÇO

2006

AGUINALDO MENEGASSI PEREIRA LOURENÇO

**DESEMPENHO DE UM SISTEMA COMPOSTO DE REATOR UASB
FILTRO ANAERÓBIO E LAGOA AERADA FACULTATIVA PARA O
TRATAMENTO DAS ÁGUAS RESIDUÁRIAS DA SUINOCULTURA**

Dissertação apresentada à Universidade Federal de Lavras como parte das exigências do Curso de mestrado em Engenharia Agrícola, área de concentração em Construções Rurais e Ambiente, para a obtenção do título de “Mestre”.

Orientador

Prof. Cláudio Milton Montenegro Campos PhD

**LAVRAS
MINAS GERAIS – BRASIL
2006**

Biblioteca Central da UFLA

Lourenço, Aguinaldo Menegassi Pereira

Desempenho de um sistema composto de reator UASB filtro anaeróbio e lagoa aerada facultativa para o tratamento das águas residuárias da suinocultura / Aguinaldo Menegassi Pereira Lourenço. – Lavras : UFLA, 2006.
129 p. : il.

Orientador: Cláudio Milton Montenegro Campos
Dissertação (Mestrado) – UFLA.
Bibliografia.

1. Água residuária. 2. Sistema anaeróbio. 3. Suinocultura. I. Universidade Federal de Lavras. II. Título.

CDD-628.35

AGUINALDO MENEGASSI PEREIRA LOURENÇO

**DESEMPENHO DE UM SISTEMA COMPOSTO DE REATOR UASB
FILTRO ANAERÓBIO E LAGOA AERADA FACULTATIVA NO
TRATAMENTO DAS ÁGUAS RESIDUÁRIAS DA SUINOCULTURA**

Dissertação apresentada à Universidade Federal de Lavras como parte das exigências do Curso de mestrado em Engenharia Agrícola, área de concentração em Construções Rurais e Ambiente, para a obtenção do título de “Mestre”.

APROVADA em 20 de outubro de 2006

Prof. Dr. Roberto Alves de Oliveira – UNESP-Jaboticabal

Prof. Dr. Vitor Hugo Teixeira – UFLA

**Prof. Cláudio Milton Montenegro Campos PhD
UFLA
Orientador**

**LAVRAS
MINAS GERAIS – BRASIL**

Sumário

LISTA DE TABELAS.....	iii
LISTA DE FIGURAS.....	iv
LISTA DE ABREVIATURAS, SIGLAS E SÍMBOLOS	vi
RESUMO.....	viii
ABSTRACT	ix
1 INTRODUÇÃO	1
2 REFERENCIAL TEÓRICO	3
2.1 Panorama da produção de suínos no Brasil e no mundo.....	3
2.2 Manejo e nutrição animal versus produção e características do efluente	5
2.3 Processo da digestão anaeróbia.....	10
2.4 Remoção de nutrientes.....	14
2.5 Remoção de carga orgânica	19
2.6 Hidráulica de reatores	22
2.6.1 Mistura em reatores, segundo regimes ideais de escoamento.....	23
2.6.2 Mistura em reatores segundo regime real de escoamento (fluxo disperso).....	25
2.6.3 Distribuição do tempo de residência de fluidos em reatores (DTR).....	27
2.6.3.1 Relação entre as curvas C_N e E para recipientes fechados.....	29
2.6.3.2 Instrumentos matemáticos utilizados no estudo de curvas-resposta	29
2.6.3.3 Modelos para escoamento não ideal	31
2.6.3.3.1 Ajuste do modelo para dispersão de pequena intensidade.....	33
2.6.3.3.2 Ajuste do modelo para dispersão de grande intensidade.....	35
2.7. A utilização do lítio como elemento traçador em reatores UASB.....	37
3 MATERIAL E MÉTODOS	39
3.1 Local	39
3.2 Instalação experimental	39
3.2.1 Separação de fases (peneiramento).....	41
3.2.2 Tanque de decantação, acidificação e equalização (TAE).....	41
3.2.3 Sistema de bombeamento	41
3.2.4 Sistema de aquecimento.....	42
3.2.5 Reator anaeróbio de manta de lodo (UASB)	42
3.2.6 Filtro anaeróbio (FA).....	43

3.2.7 Lagoa aerada facultativa (LAF)	46
3.2.8 Sistema de coleta, armazenamento e medição do biogás.....	47
3.3 Caracterização do efluente	47
3.4 Operação e acompanhamento do sistema de tratamento	48
3.4.1 Amostragem.....	49
3.4.2 Frequência de amostragem	49
3.4.3 Metodologia de análises.....	50
3.4.3.1 Temperatura	50
3.4.3.2 pH e alcalinidade	50
3.4.3.3 Demanda química de oxigênio	51
3.4.3.4 Produção teórica de biogás	52
3.4.3.5 Análise qualitativa do biogás	53
3.4.3.6 Sólidos totais, fixos e voláteis dos efluentes.....	56
3.4.3.7 Sólidos totais, fixos e voláteis do lodo (UASB)	56
3.4.3.8 Análise de macronutrientes (NTK e P_{tot})	57
3.4.3.9 Determinação da mistura do reator UASB	58
4 RESULTADOS E DISCUSSÃO.....	60
4.1 Tempo de detenção hidráulica (TDH)	60
4.2 Temperatura	60
4.3 Potencial hidrogeniônico	65
4.4 Alcalinidade	68
Unidade.....	69
4.5 Sólidos totais (ST), fixos (SFT) e voláteis (SVT) do efluente.....	72
4.6 Sólidos da manta de lodo do reator UASB	77
4.7 Desenvolvimento de biofilme e lodo intersticial no FA	83
4.8 Remoção de carga orgânica e produção de biogás	86
4.9 Remoção de macronutrientes (N e P)	97
4.10 Determinação do tipo de mistura do reator UASB	99
5 CONSIDERAÇÕES FINAIS	104
6 REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS.....	106
7 APÊNDICES	111

LISTA DE TABELAS

TABELA 1. Produção média diária de dejetos, por diferentes categorias de suínos.....	7
TABELA 2. Nível de proteína bruta (PB) na dieta de suínos em crescimento versus consumo de água e balanço fisiológico de nitrogênio (N).....	8
TABELA 3. Tipo de bebedouro e desperdício de água, em litros por dia ($L d^{-1}$) para diferentes categorias de suínos	9
TABELA 4. Dejetos líquidos produzidos, em litros por dia ($L d^{-1}$) em confinamento com 44 matrizes.	10
TABELA 5. Características dos dejetos líquidos de suínos produzidos por uma granja com 44 matrizes em ciclo completo, com teor de matéria seca entre 2% e 3%.	10
TABELA 6 Análises físico-químicas e respectivas frequências realizadas durante o experimento.	50
TABELA 7 Valores médios de temperatura e respectivos desvios obtidos nas unidades tanque de acidificação (TAE), reator UASB, filtro anaeróbio (FA) e lagoa aerada facultativa (LAF), durante a operação do sistema de tratamento	65
TABELA 8 Valores médios de pH e respectivos desvios obtidos nas unidades tanque de acidificação (TAE), reator UASB, filtro anaeróbio (FA) e lagoa aerada facultativa (LAF), durante a operação do sistema de tratamento.....	66
TABELA 9 Valores médios da alcalinidade parcial ($mg L^{-1}$), e respectivos desvios obtidos nas unidades tanque de acidificação (TAE), reator UASB e filtro anaeróbio (FA), durante a operação do sistema de tratamento.....	69
TABELA 10 Valores médios da relação entre as alcalinidades intermediária e parcial (AI/AP) e respectivos desvios obtidos nas unidades tanque de acidificação (TAE), reator UASB e filtro anaeróbio (FA) durante a operação do sistema de tratamento.....	72

LISTA DE FIGURAS

FIGURA 1. Percentagem de DQO nas etapas do processo anaeróbio (Campos, 1990).	13
FIGURA 2. Remoção de um composto segundo reação de primeira ordem, num reator de modelo hidráulico de fluxo disperso (von Sperling, 1996b).	27
FIGURA 3. Curva C em recipientes fechados para vários graus de dispersão (Levenspiel, 1988).	37
FIGURA 4. Foto do sistema de tratamento de efluentes (FA, UASB e acessórios) e desenho esquemático cotado (centímetros) de cada uma das unidades componentes do sistema.	40
FIGURA 5. Resultado da curva de calibração do cromatógrafo, utilizando-se o software Varian Star 4.5 #1	54
FIGURA 6 Valores da vazão afluente ao sistema de tratamento	60
FIGURA 7 Valores de temperatura ambiente atual, máxima e mínima, observados ao longo do experimento no LAADEG- UFLA	62
FIGURA 8 Valores de temperatura de operação em cada unidade componente do sistema, observados ao longo do experimento	63
FIGURA 9 Valores médios de temperatura observados nas quatro unidades componentes do sistema e no ambiente	64
FIGURA 10 Valores de pH em cada unidade componente do sistema, em função do período operacional	67
FIGURA 11 Gráfico do comportamento da alcalinidade (TAE)	70
FIGURA 12 Gráfico do comportamento da alcalinidade (UASB)	70
FIGURA 13 Gráfico do comportamento da alcalinidade (FA)	71
FIGURA 14 Concentração de sólidos no afluente do TAE	74
FIGURA 15 Concentração de sólidos no efluente do TAE	74
FIGURA 16 Concentração de sólidos no efluente do UASB	75
FIGURA 17 Concentração de sólidos no efluente do FA	75
FIGURA 18 Concentração de sólidos no efluente do LAF	76
FIGURA 19 Relação entre o desenvolvimento do lodo e a COV no reator UASB	80
FIGURA 20 Variação da massa de SVT do perfil para diferentes TDH no lodo	81
FIGURA 21 Perfil UASB (TDH-55h)	82
FIGURA 23 Perfil UASB (TDH-21h)	82
FIGURA 22 Perfil UASB (TDH-40h)	82
FIGURA 24 Perfil UASB (TDH-11h)	82
FIGURA 25 Perfil de sólidos – FA	85
FIGURA 26 COV aplicada a cada uma das unidades avaliadas no sistema	88

FIGURA 27 COB aplicada ao reator UASB	88
FIGURA 28 DQO afluente e efluente na unidade TAE	90
FIGURA 29 DQO afluente e efluente na unidade UASB	90
FIGURA 30 DQO afluente e efluente na unidade FA	91
FIGURA 31 DQO afluente e efluente na unidade LAF.....	91
FIGURA 32 Dados simulados	92
FIGURA 33 Produção teórica de metano e biogás, em função da COV	95
FIGURA 34 Produção teórica de metano e biogás, em função da COB	95
FIGURA 35 Concentração de P-tot no efluente de cada unidade.....	97
FIGURA 36 Concentração de NTK no efluente de cada unidade	98
FIGURA 37 Curva de saída do Li^+ na avaliação do tipo de mistura	100

LISTA DE ABREVIATURAS, SIGLAS E SÍMBOLOS

afl	Afluente
AI	Alcalinidade intermediária
AP	Alcalinidade parcial
atm	Atmosfera
CaCO ₃	Carbonato de cálcio
CH ₄	Metano
cm	Centímetros
cm ²	Centímetro quadrado
CNTP	Condições normais de temperatura e pressão
COB	Carga orgânica biológica
COT	Carbono orgânico total
COV	Carga orgânica volumétrica
d	Dia
d	Número de dispersão
DBO ₅	Demanda bioquímica de oxigênio, aos cinco dias de incubação a 20°C
DQO _{tot}	Demanda química de oxigênio total
DTR	Distribuição do tempo de residência
efl	Efluente
FA	Filtro anaeróbio
g	Gramas
h	Hora
K	Coefficiente de remoção de DBO
kg	Quilograma
LAF	Lagoa aerada facultativa
Li	Lítio
L	Litro

m	Metro
m ²	Metro quadrado
m ³	Metro cúbico
min	Minuto
mm	Milímetros
mg	Miligramas
N	Nitrogênio
NH ₄ ⁺	Amônia ionizada
NTK	Nitrogênio total Kjeldahl
PR	Paraná
PB	Proteína bruta
pH	Potencial hidrogeniônico
P _{tot}	Fósforo total
s	Segundo
SC	Santa Catarina
SFT	Sólidos fixos totais
SST	Sólidos suspensos totais
ST	Sólidos Totais
SVT	Sólidos voláteis totais
\bar{t}	Tempo médio de residência
TAE	Tanque de acidificação e equalização
TDH	Tempo de detenção hidráulica
UASB	Upflow Anaerobic Sludge Blanket

RESUMO

LOURENÇO, Aguinaldo Menegassi Pereira. **Desempenho de um sistema composto de reator UASB filtro anaeróbio e lagoa aerada facultativa no tratamento das águas residuárias da suinocultura, MG, 2006, 129p.** Dissertação (Mestrado em Engenharia Agrícola) Universidade Federal de Lavras, Lavras – MG ¹

O estudo foi realizado entre 1^o de outubro de 2005 e 30 de maio de 2006, no Laboratório de Análise de Água do Departamento de Engenharia na Universidade Federal de Lavras (UFLA), para avaliar a performance de um sistema anaeróbio em escala laboratorial, constituído por um tanque de acidificação e equalização (TAE), um reator UASB, um filtro anaeróbio (FA) e uma lagoa aerada facultativa (LAF), na remoção de poluentes e produção de biogás. As unidades, dispostas em série, foram alimentadas continuamente com águas residuárias do confinamento de suínos. O monitoramento do sistema foi feito por meio de análises físico-químicas de amostras retiradas em cinco pontos de interesse. A temperatura média operacional no sistema foi de 25,8°C e os tempos de detenção hidráulica (TDH) avaliados no reator UASB foram: 55, 40, 21 e 11 horas. As análises físico-químicas realizadas foram: DQO_{tot}, sólidos totais (fixos e voláteis), sólidos da manta de lodo, temperatura, pH, nitrogênio total Kjeldahl (NTK), fósforo total e alcalinidade. A carga orgânica volumétrica (COV) no reator UASB variou de 0,114 a 2,112 kg de DQO_{tot} m⁻³ d⁻¹, apresentando, sob tais condições, eficiência de remoção de DQO_{tot} média de 83,3% e boa estabilidade e tamponamento. O valor médio da DQO_{tot} na entrada do TAE foi de 783 mg.L⁻¹, considerando o pré-tratamento do efluente bruto coletado (separação de sólidos). A carga orgânica biológica aplicada ao reator UASB variou de 0,033 a 0,080 kg DQO_{tot} kg⁻¹ SVT d⁻¹. A produção diária média de biogás e metano no reator UASB foram de 1,81 e 1,17 L d⁻¹ e a percentagem de metano presente no biogás assumiu valores entre 55% e 73%, variação devido a condições diversas que ocorreram durante o processo. O sistema apresentou, em termos de remoção de NTK e P_{tot}, eficiências médias de 66% e 26,8%, respectivamente. Foram determinados também alguns parâmetros hidrodinâmicos do reator UASB, sob condições de baixo TDH (12 h), como: tempo médio de residência $\bar{t} = 38,3$ h, número de dispersão $d = 0,27$ e tipo de fluxo, que foi caracterizado como disperso. Tais parâmetros foram obtidos por meio de análise com traçador utilizando injeção de cloreto de lítio. De modo geral, os valores encontrados estão de acordo com os mencionados na literatura específica citada neste trabalho.

¹ Comitê orientador: Cláudio Milton Montenegro – DEG/UFLA (Orientador),.

ABSTRACT

LOURENÇO, Aguinaldo Menegassi Pereira. **Performance of a system assembled with an UASB reactor Anaerobic Filter and Aerated Facultative Pond treating swine wastewater.** LAVRAS: UFLA, 2006. 129 p. Dissertation (Master degree in Agricultural Engineering) – Federal University of Lavras, Lavras, MG.²

The present study was carried out in period comprehend between 1st October 2005 and 30 May 2006 in the Laboratory of Water Analysis at the Engineering Department (LWAED) at the Federal University of Lavras (UFLA). In order to evaluate the performance of a lab-scale anaerobic system, it was assembled an acidification and equalization tank (AET), an UASB reactor, an anaerobic filter (AF) and an aerated facultative pond (AFP), for removing wastewater pollutants and also biogas producing. All units were disposed in series and the system was fed continuously with liquid effluent from swine manure with solids separation. The system was monitored through physical-chemical analysis in five points of the system. The operational average temperature in the system was 25,8°C and the hydraulic retention times (HRT) adopted in the UASB reactor were: 55; 40; 21; and 11 hours. The physical-chemical analysis carried out, were: COD, total solids (fixes and volatile), profile volatile solids, temperature, pH, total nitrogen Kjeldahl (TNK), total phosphorus (P_{tot}) and alkalinity. The volumetric organic loading rate in the UASB reactor ranged from 0,114 to 2,112 kg COD $m^{-3} d^{-1}$ presenting, under these conditions, an average COD removal efficiency of 83,3%, a good stability and buffering conditions. The average COD value in the AET affluent was 783mg L^{-1} , considering the pre-treatment of the wastewater (solids separation). The biological loading rate in the UASB reactor, ranged from 0,033 to 0,080 kg COD kg TVS⁻¹ d^{-1} . The average biogas and methane production in UASB reactor were 1,81 and 1,17 $L.d^{-1}$, respectively and the methane percentage in the biogas presented values varying from 55 to 73%, these variations were caused by several conditions concerning the treatment process. The system showed, in terms of TNK and P_{tot} an average removal efficiency of 66 and 26,8%, respectively. There were determined also, some hydrodynamic parameters in the UASB reactor under low HRT conditions (12 h), using LiCl (Lithium Chloride) as a tracer. It was found an average residence time (\bar{t}) of 38,3 h, number of dispersion $d= 0,27$, and the flow type was characterized as dispersed flow. The values found were within the range appointed in the specific literatures mentioned in this work.

² Guidance Committee: Cláudio Milton Montenegro Campos – DEG/UFLA (Adviser).

1 INTRODUÇÃO

O ritmo de crescimento da produção agroindustrial brasileira tem sido acentuado nas últimas décadas e, com isso, tem se verificado a utilização dos recursos naturais, em especial o recurso água, de forma predatória. No caso abordado neste trabalho, o da produção confinada de suínos, grande atenção tem sido dada, pelos órgãos de fiscalização ambiental, devido ao elevado potencial poluidor deste tipo de atividade antrópica, quando comparado com outras. Em termos comparativos, Oliveira (1993) citou que os dejetos de suínos podem conter alta concentração de material orgânico, atingindo patamares em torno de 50.000 mg L⁻¹ de DBO₅ (demanda bioquímica de oxigênio), correspondendo a um potencial poluidor cerca de 260 vezes superior ao do esgoto doméstico.

Por outro lado, Konzen (1983), citado por Oliveira (1993), relata que 1m³ de dejetos bruto de suíno, fermentado anaerobiamente em digestores apropriados, produz em torno de 0,5 m³ de biogás, quantidade esta que corresponde em termos energéticos, a 0,33 litros de óleo diesel ou 0,35 litros de gasolina. Portanto, depreende-se que, apesar desses dejetos hoje serem considerados um fator de poluição, tanto da água quanto do solo, eles podem, de certa maneira, com a utilização de tecnologia apropriada, virem a ser utilizados como fonte renovável de energia (bioenergia) em setores específicos da sociedade, com características ímpares no meio rural (Maekawa,1999).

O grande desafio atual do suinocultor brasileiro é, portanto, o de produzir, de forma intensiva, alimento com qualidade, a fim de que a produção se dê de forma sustentável no que diz respeito às questões ambientais, já que de um lado existe a pressão pela concentração de animais em pequenas áreas de produção e pelo aumento da produtividade e, do outro, que esse aumento não afete o meio ambiente (Oliveira, 2000). Porém, tais desafios são antagônicos e de solução complexa, sendo necessários vultosos investimentos para essa

adequação ambiental, que não cabem na matriz econômica do suinocultor, em função das características de mercado próprias deste setor, as quais não permitem o repasse destes custos ao consumidor. Em países mais desenvolvidos, como França, Holanda e Escandinávia, os investimentos em tecnologia para a adequação ambiental são financiados pelo poder público e estes abrangem não só o desenvolvimento de tecnologias apropriadas mas também a aquisição desta por parte do produtor e, sobretudo, a qualificação de mão-de-obra para gerenciar e operar unidades de tratamento no âmbito da propriedade rural. A culpa da não aquisição de tais soluções recai sobre o suinocultor, como se o mesmo agisse com negligência (Bley Jr, 2001). O referido autor conclui, ainda, que a saída para esse problema está no desenvolvimento de tecnologias ambientais apropriadas para a suinocultura e, é claro, com apoio de investimentos governamentais para o desenvolvimento e a implantação das mesmas.

O objetivo deste trabalho foi, portanto, avaliar, de maneira sucinta, um sistema de tratamento de efluentes, composto por três unidades anaeróbias e uma aeróbia, a saber, tanque de decantação, acidificação e equalização (TAE), reator anaeróbio de manta de lodo (UASB), filtro anaeróbio de fluxo ascendente (FA) e lagoa aerada facultativa (LAF). As referidas unidades, dispostas em série, operam com efluentes líquidos provenientes das unidades de gestação e maternidade da granja de suínos, localizada no Departamento de Zootecnia da Universidade Federal de Lavras (UFLA).

2 REFERENCIAL TEÓRICO

2.1 Panorama da produção de suínos no Brasil e no mundo

A suinocultura, no Brasil, é uma atividade predominante de pequenas propriedades rurais. Cerca de 81,7% dos suínos são criados em unidades de até 100 hectares. Essa atividade se encontra presente em 46,5% das 5,8 milhões de propriedades existentes no país, emprega mão-de-obra tipicamente familiar e constitui uma importante fonte de renda e de estabilidade social. A sua importância, no contexto nacional, reside não só no grande contingente de produtores envolvidos, como também no volume de empregos diretos e indiretos gerados (2,5 milhões somente na região Sul e nos estados de Minas Gerais e São Paulo), além da capacidade de produzir grande quantidade de proteína de alta qualidade em reduzido espaço físico e curto espaço de tempo, quando comparada com outras espécies animais de médio e grande porte (Oliveira, 1993).

No estado de Minas Gerais, o início da suinocultura tecnificada data das décadas de 1950 e 1960 e, a partir de 1975, passou por um desenvolvimento acelerado, com a adoção de manejo, nutrição e controle sanitário eficientes, alcançando elevados índices de produtividade (Miranda, 1995). O estado possui, hoje, o quarto maior rebanho de suínos do país, com 187 mil matrizes, ficando atrás somente dos três estados sulinos (PR, SC, RG) que, juntos, detêm aproximadamente 60% do rebanho nacional. Porém, diferente destes, o estado de Minas Gerais apresentou, no último ano, um crescimento do seu plantel de quase 24%, taxa cinco vezes superior à verificada para a média dos estados do Sul do país (ABIPECS, 2006). Esse crescimento tem se dado não somente em função das facilidades logísticas que o estado apresenta, já que Minas se localiza entre os maiores centros consumidores do país, como São Paulo e Rio de

Janeiro, além da proximidade em relação às grandes regiões produtoras de grãos, mas, sobretudo, à condição de saturação em que o tradicional núcleo de produção intensiva de suínos se encontra, nesse caso, a região Sul do país. Com relação a essa condição, Dalavéquia (2000) salientou que cerca de 85% das fontes de água na zona rural da região do oeste catarinense, onde se encontram instaladas grandes empresas integradoras, como Sadia e Perdigão, estão contaminadas por coliformes fecais e nitratos, oriundos do lançamento dos dejetos de suínos em cursos ou mananciais de água.

Possuindo o quarto maior rebanho mundial de suínos, com aproximadamente 36 milhões de cabeças, o Brasil ocupa, conseqüentemente, a quarta posição no ranking produtivo mundial, com 2,82 milhões de toneladas equivalentes de carcaças produzidas em 2006, de acordo com estimativas da Associação Brasileira das Indústrias Produtoras e Exportadoras de Carne Suína (ABIPECS, 2006).

A carne suína é a proteína animal mais consumida mundialmente e, nos últimos seis anos, foi constatado um crescimento de aproximadamente 16% na produção da mesma. O maior crescimento da produção suinícola foi observado em países de economia emergente, particularmente a China e o Brasil, que cresceram em torno de 20%. Mas, o grande destaque foi o Vietnã que, apesar de seu reduzido espaço territorial, cresceu aproximadamente 52%. A melhora da qualidade genética e nutricional, aliada a um manejo animal adequado, colabora para o incremento destas cifras, resultando numa maior taxa de desfrute. Na Europa, também presencia-se um crescimento da produção na casa dos 20%, enquanto que, em países como Rússia e Japão, a redução é marcante (ABIPECS, 2006).

Mesmo sendo a China a grande responsável pela maior parte da produção mundial de carne suína, não se pode afirmar que seu consumo restringe-se ao continente asiático. Países europeus e norte-americanos também

são significativos produtores e consumidores. O “boom” de crescimento econômico vivido pelos países asiáticos, elevando o poder aquisitivo da população, tende a transformar estes países de exportadores em eventuais importadores de alimentos (Ferreira, 1998).

Concluindo, diante desse cenário mundial, o Brasil surge com um excepcional potencial produtivo e, apesar das atuais barreiras sanitárias impostas, principalmente por nações européias, poucos países no mundo serão capazes de oferecer tal produto a preços competitivos. Porém, esse aumento da demanda de consumo, com conseqüente aumento da produção, inevitavelmente trará ao país enorme passivo ambiental, desde que não se comece a pensar, desde já, em alternativas para problemas deste tipo, que atualmente são muito significativos.

2.2 Manejo e nutrição animal versus produção e características do efluente

Os sistemas confinados constituem a base de expansão e da maior produtividade da suinocultura, porém, induzem a adoção de manejo de dejetos na forma líquida, favorecendo o lançamento de efluentes na natureza sem tratamento prévio, ocasionando intenso processo de degradação ambiental (Oliveira, 2003). Além disso, uma característica marcante da agroindústria nacional de produção de suínos é a elevada concentração desses estabelecimentos em algumas poucas regiões do país, cada uma delas com rebanhos consideráveis e que, juntas, possuem um potencial enorme de geração de resíduos, excedendo, assim, a capacidade de absorção dos ecossistemas locais, gerando, inclusive, problemas de saúde, além da degradação ambiental já mencionada.

A concepção das edificações, alimentação, tipo de bebedouros, sistema de limpeza e manejo determina, basicamente, as características e o volume total

dos dejetos produzidos. Considerando esses aspectos, deve-se prever a instalação de bebedouros adequados, a aquisição de equipamentos de limpeza de baixa vazão e alta pressão, a construção de sistemas que escoem a água de desperdício dos bebedouros e de limpeza para sumidouros, evitem a entrada da água das chuvas e das enxurradas nas calhas e esterqueiras (Dartora et al., 1998).

A quantidade total de dejetos produzidos por um suíno em determinada fase do seu desenvolvimento é um dado fundamental para o planejamento das instalações de coleta e de estocagem, e definição dos equipamentos a serem utilizados para o transporte e distribuição do mesmo na lavoura, quando for o caso. Esta pode ainda ser afetada por fatores zootécnicos (tamanho, sexo, raça e atividade), ambientais (temperatura e umidade) e dietéticos (digestibilidade, conteúdo de fibra e proteína), além das condições de manejo animal e da granja. Os dejetos de suínos são constituídos por fezes, urina, água desperdiçada pelos bebedouros e de higienização, resíduos de ração, pêlos, poeiras e outros materiais decorrentes do processo criatório; já o esterco é constituído pelas fezes dos animais (Diesel,2002).

Segundo Jelinek (1977), citado por Oliveira (1993), a quantidade de dejetos produzida diariamente pelos suínos varia entre 4,9% e 8,5% de seu peso vivo. A maior parte deste vem da urina, cujo volume depende da quantidade de água ingerida pelo animal. A quantidade média de dejetos sólidos e líquidos produzidos por diferentes categorias de suínos encontra-se na Tabela 1.

Com relação ao volume de dejetos, um componente importante que pode afetar significativamente os valores é o desempenho dos animais. Penz Jr (2000), mencionando o trabalho de Oliveira (1993), comentou que o volume total de dejetos produzidos pelos suínos depende do ganho de peso e da eficiência de transformação dos nutrientes pelos animais. Observou que, suínos com peso entre 28 e 102 kg, com ganho médio de peso diário de 740 g,

produziram um total de dejetos de 370 litros e aqueles com um ganho de peso diário de 800 g produziram 310 litros.

TABELA 1. Produção média diária de dejetos, por diferentes categorias de suínos.

Categoria	Esterco kg.dia⁻¹	Esterco+Urina kg.dia⁻¹	Dejetos líquidos Litros.dia⁻¹
Porcas (lactação)	6,40	18,00	27,00
Porcas (gestação)	3,60	11,00	16,00
Macho	3,00	6,00	9,00
Leitões	0,35	0,95	1,40
25 a 100kg	2,30	4,90	7,00
Média	2,35	5,80	8,60

Fonte: Oliveira (1993).

O referido autor considerou, ainda, que os valores propostos como exigências nutricionais cada vez mais têm se tornado determinantes nos problemas de poluição. Formular rações com margem de segurança para exigência nutricional é caro e aumenta a quantidade de nutrientes perdidos. Nesse sentido, Pfeifer e Henkel (1991), citados por Penz Jr (2000), avaliaram o consumo de água e a excreção de nitrogênio na urina, em função de diferentes dietas, sendo uma com baixo teor de proteína (12,54%) e outra com alto teor protéico (23,79%). Esses autores identificaram que o aumento do consumo de proteína causou, nos suínos de 20 a 30 kg de peso corporal, um aumento significativo no consumo de água e uma perda maior de nitrogênio urinário, como pode ser verificado pelos dados da Tabela 2.

TABELA 2. Nível de proteína bruta (PB) na dieta de suínos em crescimento versus consumo de água e balanço fisiológico de nitrogênio (N).

Parâmetros (gramas.dia⁻¹)	12,54%PB	23,79%PB
Consumo de PB	319,0	433,0
Consumo de N	49,7	76,7
Consumo água	4.318,0	5.427,0
Excreção de água na urina	1.873,0	2.893,0
Excreção de água nas fezes	1.186,0	1.189,0
Excreção de N na urina	13,3	32,1
Excreção de N nas fezes	12,6	16,0

Fonte: Pfeifer e Henkel (1991) apud Penz Jr (2000).

Dourmad (1999) observou que o conhecimento do fluxo de nitrogênio é de fundamental importância para o manejo correto dos dejetos nas granjas produtoras de suínos, tanto para o uso agrícola como na previsão do potencial de risco de poluição dos mananciais em função dos excedentes de nitrogênio que podem ocorrer. Admite, ainda, que, 60% a 70% da quantidade de nitrogênio ingerida pelo suíno é excretada e que, em termos gerais, este nutriente representa pouco menos de um terço das fezes e pouco mais de dois terços da urina do animal. Esse autor, em experimento avaliando diferentes níveis protéicos na ração de suínos em fase de crescimento e terminação, e relacionando-os à excreção de nitrogênio nas fezes e ao desenvolvimento do animal, concluiu também que, com a diminuição do teor de proteína da ração, houve uma menor excreção deste nutriente pelas fezes sem, no entanto, alterar o desempenho produtivo do animal.

Oliveira (2003) fez menção ao desperdício de água que, em função do tipo de bebedouro utilizado, pode ser considerável e, exemplificando, citou uma diferença de até 364 litros de água desperdiçada por suíno terminado, quando se utiliza um modelo ruim de bebedouro. O autor concluiu que, para uma granja terminadora com capacidade anual para mil suínos, há um acréscimo de 364 mil

litros no volume de efluente gerado, aumentando a necessidade de estrutura de armazenamento. Esse exemplo comparativo pode ser visualizado na Tabela 3.

TABELA 3. Tipo de bebedouro e desperdício de água, em litros por dia (L d⁻¹) para diferentes categorias de suínos

Peso (kg)	Tipo de bebedouro		Desperdício(L d ⁻¹)
	Bom	Ruim	
	Consumo (L d ⁻¹)		
5 – 10	0,91	1,59	0,68
11 – 100	4,98	8,32	3,34
5 –10 (21dias)	11,11	25,39	14,28
11 – 100 (109dias)	542,82	906,88	364,06

Fonte: Oliveira (2003)

As perdas ou desperdícios de água que ocorrem nos sistemas de produção de suínos, além de diluírem os dejetos, tornando-os economicamente inviáveis para a utilização como fertilizante orgânico e aumentando seu volume, têm importância fundamental, do ponto de vista do potencial de risco de poluição, considerando que 75% do nitrogênio contido no efluente se apresenta diluído na fase líquida, o que potencializa o risco ambiental desse tipo de despejo.

Nas Tabelas 4 e 5 são mostradas as quantidades de dejetos líquidos produzidos e suas características físico-químicas, respectivamente, por 44 matrizes em ciclo completo, de acordo com a categoria do rebanho.

TABELA 4. Dejetos líquidos produzidos, em litros por dia (L d⁻¹) em confinamento com 44 matrizes.

Categoria	Nº animais/ Categoria	Dejetos líquidos (L d⁻¹ animal⁻¹)	Total (L d⁻¹)
Porcas (lactação)	12	27	324
Porcas (gestação)	32	16	512
Cachaços	3	9	27
Leitões na creche	152	1,4	212,8
Suínos 25 a 100kg	296	7	2.072
Total	495		3.147,8

Fonte: Dartora et al. (1998)

TABELA 5. Características dos dejetos líquidos de suínos produzidos por uma granja com 44 matrizes em ciclo completo, com teor de matéria seca entre 2% e 3%.

Características	Concentração (mg L⁻¹)
Sólidos totais	25.000
DBO ₅	21.000
Nitrogênio	3.100
Fósforo	2.300
Potássio	1.900

Fonte: Dartora et al. (1998)

2.3 Processo da digestão anaeróbia

Nas últimas décadas, o interesse pelo conhecimento a respeito do processo de digestão anaeróbia tem crescido de forma considerável no Brasil, admitindo que esse tipo de processo biológico de estabilização da matéria orgânica se faz adequado sob condições de clima tropical, além de apresentar balanço energético otimizado em relação às tecnologias aeróbias. Considera-se, ainda, a produção de biogás e biofertilizante como subprodutos do processo e a baixa demanda energética deste tipo de tecnologia (Chernicharo, 1997). Esse

processo biológico ocorre na ausência de oxigênio e envolve uma série de grupos de microrganismos, os quais interagem entre si, convertendo a matéria orgânica complexa em metano e dióxido de carbono (Campos, 1990). A eficiência do processo anaeróbio é, portanto, função de uma série de interações entre diversos grupos de microrganismos, os quais possuem diferentes capacidades degradativas, em que os intermediários metabólicos de um grupo irão servir como substrato para o desenvolvimento de outros (Vazzoler, 2006).

Depreende-se, portanto, que o processo de biodigestão anaeróbia é, na verdade, composto por uma série de reações seqüenciais e que a velocidade de cada reação influi na velocidade global do processo, com destaque para as reações mais lentas, denominadas limitantes, que irão influenciar de forma determinante o retardo do processo. Na Figura 1, proposta por Gujer & Zehnder (1982), citados por Campos (1990), nota-se a percentagem, em termos de concentração de DQO, que contribui para a formação de metano. Verifica-se também que, em um sistema anaeróbio, as populações de microrganismos podem ser divididas em quatro grupos principais: hidrolíticas, acidogênicas, acetogênicas, e um quarto, o das metanogênicas, que se divide em outros dois, o das acetotróficas e das hidrogenotróficas, cada um com características fisiológicas diferenciadas.

O primeiro grupo, formado por bactérias hidrolíticas, age na primeira fase do processo, hidrolisando e liquefazendo moléculas complexas, como proteínas, carboidratos e lipídeos, por ação de enzimas específicas, transformando-as em outras mais simples, como aminoácidos, açúcares e ácidos graxos, disponibilizando-as para assimilação bacteriana. Sabe-se que a hidrólise de polímeros em ambiente anaeróbio se dá de forma lenta e isso faz com que esta fase se torne a mais limitante de todo o processo de conversão da matéria orgânica em metano (Ramires, 2005).

Já o segundo e o terceiro grupos são compostos pelas bactérias acidogênicas e acetogênicas, respectivamente. As primeiras, a partir da digestão de substratos solubilizados, irão produzir ácidos graxos, como o acético, o propiônico, o butírico e outros, além dos gases, dióxido de carbono e hidrogênio. Durante a formação de ácidos graxos de baixo peso molecular, como acético e butírico, ocorre liberação de grandes quantidades de hidrogênio no meio, o que leva a uma queda de pH no sistema. Essas bactérias, quando comparadas às acetogênicas, possuem taxa metabólica maior e, em função disso, parâmetros cinéticos de crescimento bacteriano diferenciados.

De todos os produtos metabolizados pelas bactérias acidogênicas, como ácidos, álcoois e compostos aromáticos, apenas o hidrogênio e o acetato podem ser utilizados pelas arqueias metanogênicas para a formação do metano. Contudo, os demais metabólitos gerados na etapa anterior serão oxidados pelas bactérias acetogênicas, proporcionando, assim, substrato adequado para a produção de metano na fase seguinte do processo (McCarty, 1964, citado por Campos, 1990).

As bactérias acetogênicas redutoras de prótons obrigatórias são capazes de produzir ácido acético e hidrogênio a partir de ácidos graxos de cadeia maior como propiônico e butírico. Mas, para que isso ocorra, são necessárias baixas pressões de hidrogênio no meio, condição essa que é função do consumo deste pelas arqueias metanogênicas hidrogenotróficas e homoacetogênicas. Esse é apenas um exemplo de quão interdependentes são os diferentes grupos bacterianos que interagem num sistema como esse (Campos, 1990).

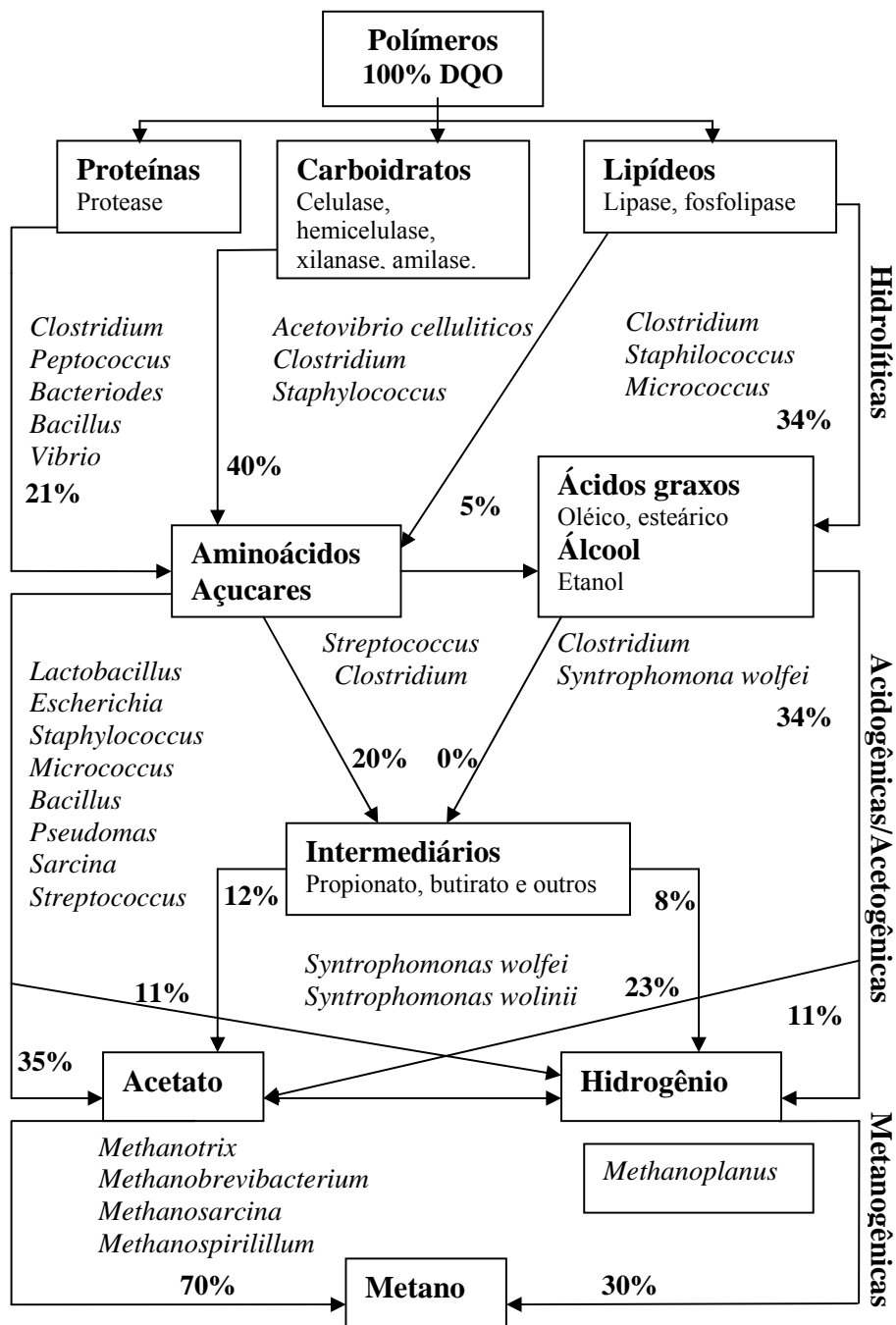


FIGURA 1. Percentagem de DQO nas etapas do processo anaeróbico (Campos, 1990).

O quarto grupo de microrganismos é o das metanogênicas, que são responsáveis pela última fase do processo anaeróbio e que se divide em dois grupos importantes: as acetotróficas ou acetoclásticas, que produzem metano a partir da redução do ácido acético e as hidrogenotróficas, que se utilizam do dióxido de carbono e do hidrogênio para produzir metano. Esta última rota metabólica descrita é utilizada para produzir somente 30% de todo metano, mas, mesmo assim, é de suma importância para o processo, pois propicia condições de baixas pressões de hidrogênio, no momento em que o utiliza para a formação do metano. Também esta última fase do processo de transformação da matéria orgânica em metano é considerada limitante, já que a taxa de crescimento específico dessas colônias é baixa. Na realidade, 90% a 95% do material orgânico biodegradável (DBO_5) se transforma em metano e apenas 5% a 10% é sintetizado como biomassa bacteriana (Campos, 1990).

2.4 Remoção de nutrientes

Atualmente, o grande desafio para a otimização dos processos de tratamento de águas residuárias é a remoção dos nutrientes, uma vez que as diversas tecnologias disponíveis apresentam elevada eficiência na remoção de carga orgânica. Entretanto, as concentrações de nitrogênio e fósforo permanecem extremamente altas, o que ainda representa risco ambiental (Perdomo, 2003).

O nitrogênio inorgânico presente no efluente pode ser rapidamente oxidado a nitrato, ainda no processo de condução do mesmo e parte deste, sob condições anóxicas, é desnitrificada, passando para a atmosfera como nitrogênio gasoso (N_2).

Segundo von Sperling (1996a), de todos os mecanismos de remoção de nitrogênio em lagoas de estabilização, o mais importante é o da volatilização da

amônia livre (NH_3) para a atmosfera, fenômeno que ocorre sob condições alcalinas ($\text{pH} > 9$). Tais condições são proporcionadas pela elevada atividade fotossintética de algas que retiram gás carbônico (CO_2) do meio líquido e, conseqüentemente, a acidez carbônica. Lembra, porém, que em condições de pH neutro, praticamente toda a amônia se apresenta sob a forma ionizada (NH_4^+), não sendo passível de volatilização.

Outros mecanismos são ainda citados pelo mesmo autor, como assimilação da amônia e dos nitratos pelas algas, nitrificação/desnitrificação e sedimentação do nitrogênio orgânico particulado. Todos estes processos são considerados de menor importância, apesar de atuarem simultaneamente.

Com relação ao fósforo, o referido autor afirma que, no esgoto doméstico, esse nutriente se apresenta principalmente na forma de fosfatos, os quais, sob condições alcalinas ($\text{pH} > 8$), são precipitados na forma de complexos cristalinos como hidroxiapatita ($\text{Ca}_5\text{OH}(\text{PO}_4)_3$) e estruvita ($\text{MgNH}_4\text{PO}_4 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$) sendo assim removidos do meio líquido. von Sperling (1996a) considera, ainda, que, para lagoas facultativas e aeradas facultativas, a eficiência de remoção de fósforo pode variar dentro de uma ampla faixa, de 20% a 60%.

Kishida et al. (2003), observando o comportamento de um reator em batelada seqüencial (SBRs) em escala de bancada, operando com dejetos líquidos de suínos (peneirados e coagulados), com fonte suplementar de carbono (fezes suínas), concluíram que a eficiência na remoção de nitrogênio é função da relação carbono nitrogênio (C/N) que, quando se apresenta baixa, promove acúmulo de amônia e nitrato no sistema. Concluíram, ainda, que com a adição de dejetos sólidos de suínos à água residuária, com conseqüente elevação da relação C/N, foram alcançadas eficiências da ordem de 95% na remoção de nitrogênio. Observaram também que, para as condições operacionais de granjas com escala de produção elevada e que usualmente utilizam dispositivos para a separação das fases sólida e líquida, como peneiras e outros mecanismos, não dispõem de fonte

suficiente de carbono no efluente líquido, sendo bastante provável a ocorrência de acúmulo de nitrogênio no sistema, seja na forma de amônia ou de nitrato. Concluíram, portanto, que a relação carbono nitrogênio no afluente do sistema é o principal fator limitante para a remoção de nitrogênio.

Suzuki et al. (2002) avaliaram a efetividade da elevação do pH da água residuária proveniente da produção confinada de suínos na remoção de nutrientes (fosfato, magnésio e cálcio). Para isso operaram, em escala piloto, um tanque de aeração para promover a elevação do pH do afluente, proporcionando ambiente favorável para a formação de complexos cristalinos a partir de íons que antes se apresentavam na forma solúvel (nutrientes), resultando, por exemplo, em estruvita ($MgNH_4PO_4 \cdot 6H_2O$) e hidroxiapatita ($Ca_5OH(PO_4)_3$). Na sequência, foi realizada a operação de sedimentação, sendo os complexos cristalinos removidos do sistema. Atingiram, assim, eficiências de remoção da ordem de 65% para PO_4-P , 51% para Mg e 34% para Ca. Os autores concluíram que a realização deste processo no início da linha do sistema de tratamento correspondeu a uma forma efetiva de prevenção contra incrustações e entupimentos causados por esses cristais em bombas e tubulações componentes do sistema, além da redução na carga de fósforo afluente ao sistema. Salientaram, ainda, que a elevação do pH a patamares próximos de oito é uma forma consistente para proporcionar condição ideal para a formação de tais complexos cristalinos.

Ferreira et al. (2003), citando Headriksen & Ahring (1996), relataram a avaliação da performance de um reator UASB na redução de nitratos em águas residuárias, o qual operou com elevada eficiência na remoção dos mesmos, alcançando valores acima de 99%. Ainda os mesmos autores, operando um “sistema integrado de biodigestão” em escala piloto, composto por cinco unidades básicas em série, dentre elas um decantador, dois reatores UASB (TDH=14 horas), além de tanques de aeração, com água residuária de

suinocultura apresentando concentração média de sólidos totais igual a 2.934 mg L⁻¹, observaram eficiência média de 93% na remoção de nitratos e de 96% na de nitritos. Concluíram também que as concentrações médias de nitrogênio (NO₃⁻) no efluente do segundo reator UASB estavam de acordo com as normas brasileiras vigentes (CONAMA, 2005) e permitiam a reutilização do mesmo na irrigação de culturas. Essa prática, no entanto, é inviabilizada pela parcela correspondente ao nitrito.

Operando um sistema de tratamento de efluentes em escala laboratorial, composto por um tanque de acidificação e equalização, um reator anaeróbio de manta de lodo e uma lagoa aerada facultativa, alimentado em fluxo contínuo com efluente líquido de suinocultura, com concentração média de sólidos totais igual a 2490mg L⁻¹, Campos et al. (2006) observaram eficiências de remoção de nitrogênio total Kjeldhal (NTK) e fósforo total da ordem de 41,7% e 36,6%, respectivamente. Cabe frisar que, no caso do nitrogênio, a maior eficiência obtida dentre as unidades do sistema correspondeu à lagoa aerada facultativa e, no caso do fósforo, as maiores eficiências de remoção ficaram por conta do reator UASB.

Lee et al. (1997), avaliaram a remoção biológica de nitrogênio e fósforo em reatores em bateladas seqüenciais (SBRs) operando com água residuária de suinocultura diluída, em função da adição de diferentes fontes suplementares de carbono ao sistema, tais como dejetos fermentados de suínos e acetato, além do tratamento controle (sem suplementação). Estes autores observaram não haver diferença entre as performances do sistema, quando suplementados com qualquer das duas fontes de carbono, considerando que o mesmo operou com elevadas eficiências de remoção (90%) para ambos os nutrientes avaliados (N e P), em ambos os tratamentos. Com relação ao tratamento controle, no qual não se utilizou fonte suplementar de carbono, foram observadas eficiências de remoção da ordem de 76% e 15%, para nitrogênio e fósforo, respectivamente.

Concluíram esses autores que a adição de dejetos fermentados de suínos como fonte suplementar de carbono otimizou a performance do reator, sendo esta uma estratégia efetiva e capaz de proporcionar efluentes com menores concentrações de nitratos e ortofosfatos.

Utilizando a medida do potencial de oxirredução como forma de controlar em tempo real o processo de tratamento de águas residuárias da suinocultura em reatores em bateladas seqüenciais em escala de bancada, operados em dois estágios, Ra et al. (1999) observaram eficiências na remoção de nitrogênio total Kjeldhal e também do fósforo total acima de 96%. Esses autores concluíram que, adotando-se baixos valores para o potencial de oxirredução como forma de parametrizar o momento de interrupção do carregamento do reator, material carbonáceo suficiente foi adicionado ao sistema, proporcionando substrato adequado para uma elevada desnitrificação biológica do efluente quando submetido à fase anóxica, não havendo, portanto, necessidade de adicionar fontes externas de carbono ao sistema.

Já Kim et al. (2004) operaram reatores bateladas sequenciais (SBRs), sob mesmas condições de afluente e controle em tempo real, todavia utilizando tempo fixo para o carregamento do reator, o que se traduz em volume constante. Observaram a necessidade de introduzir uma fonte externa de carbono na fase anóxica do tratamento, para que o processo de desnitrificação ocorresse de forma completa. Dessa forma, os autores verificaram eficiência na remoção de nitrogênio total da ordem de 96% e concluíram que, para as águas residuárias de suínos pré-peneiradas e, portanto, com baixa relação carbono nitrogênio (C/N), a eficiência de remoção de nitrogênio (N) seria prejudicada.

Higarashi (2005), avaliando a possibilidade de utilizar filtros com material adsorvente (aluminossilicatos hidratados) na remoção física de amônia livre (N-NH₃), durante o tratamento terciário de efluentes suinícolas, conduziu ensaios em escala de bancada utilizando agitação magnética e efluente sintético

com concentrações médias de N-NH_3 igual a 100 mg L^{-1} . Após agitação por dez minutos, foi observada eficiência de remoção de aproximadamente 60% para a parcela correspondente aos nitratos. A autora ressaltou que este processo é reversível, podendo o meio adsorvente ser reutilizado.

Importante consideração feita por Vanotti et al. (2005) para o bom andamento do processo de desnitrificação por meio biológico, diz respeito à relação DQO/nitrogênio oxidado, a qual deve ser mantida em patamares em torno de 5 a 7, levando o sistema a apresentar performance constante.

2.5 Remoção de carga orgânica

O lançamento de grandes quantidades de dejeções em rios e lagos pode levar a sérios desequilíbrios ecológicos e poluição, em função da redução do teor de oxigênio dissolvido na água, devido à alta concentração de material orgânico, que, para a sua degradação, remove do meio líquido grande quantidade de oxigênio dissolvido. A redução do poder poluente a níveis aceitáveis, requer investimentos significativos, normalmente acima da capacidade do produtor de suínos, sem a garantia, no entanto, do atendimento das exigências dos órgãos ambientais e de saúde pública (Oliveira, 1993).

No entanto, na atualidade, diversos trabalhos concernentes à avaliação de diferentes processos de estabilização dos resíduos de suínos têm sido publicados e trazem em seu bojo resultados significativos em termos de eficiência. Dentre as tecnologias anaeróbias, Metcalf & Eddy (2003) consideraram que a grande vantagem dos reatores UASB é que este processo permite a formação de grânulos densos no lodo, os quais possibilitam a operação com elevadas cargas orgânicas volumétricas. Os referidos autores complementaram que, em função da formação destes grânulos de lodo, a

concentração de sólidos na manta pode variar de 50.000 a 100.000 mg L⁻¹, na base do reator e de 5.000 a 40.000 mg. L⁻¹, em uma zona mais difusa no topo.

Santana (2004), citando trabalho realizado por Holmberg et al. (1983), em que foi avaliada a eficiência do processo de separação das frações sólida e líquida dos dejetos de suínos com concentração média de sólidos totais (ST) de 3,4%, por meio de peneiras vibratórias, verificaram retenção nas peneiras de 46% dos sólidos voláteis e 37% da DQO. A referida autora citou, ainda, trabalho desenvolvido por Oliveira et al. (1995), também com peneira vibratória, no qual foram observadas eficiências para remoção de ST, SST e DBO₅, da ordem de 50%, 89% e 55%, respectivamente. Ainda com relação ao teor de sólidos suspensos desejável no efluente utilizado, Ramires (2005) considera que, dependendo da concentração de sólidos suspensos presente nas águas residuárias, o sistema de tratamento anaeróbio de alta taxa pode ser afetado negativamente pela redução da atividade metanogênica do lodo, diminuição da taxa ou até inibição do crescimento do lodo granulado, em razão da flotação com formação de espuma podendo ocasionar arraste da manta de lodo. Sendo assim, estes aspectos agem sinergicamente, prejudicando o desempenho do reator UASB.

Campos et al. (2005b), operando sistema de bancada alimentado com água residuária de suinocultura, constituído por tanque de acidificação e equalização (TAE), reator UASB e lagoa aerada facultativa (LAF), dispostos nesta ordem em série, com TDH no reator UASB igual a 30 horas, observaram eficiências de 75% e 78% para remoção de DQO_{tot} e DBO₅, respectivamente, considerando apenas a remoção obtida no reator UASB. Campos et al. (2005a) levando em consideração o sistema completo (TAE, UASB e LAF), observaram eficiências para a remoção da DQO_{tot} da ordem de 84% e, para a parcela de sólidos voláteis totais, da ordem de 73%. Cabe acrescentar que, em ambos os

casos, a temperatura de operação do reator UASB foi mantida em 30°C, por meio de um sistema de aquecimento do afluente.

Operando, em escala piloto, um sistema anaeróbio em dois estágios, composto por dois reatores UASB em série (705L e 175L), alimentado com efluente líquido de suinocultura, Santana (2004) relatou eficiência para a remoção de DQO_{tot} de até 92,7%, para um TDH total de 30 horas, considerando os dois estágios e concentração de DQO_{tot} no afluente igual a 9.625 mg L^{-1} . A mesma autora, em outra fase do experimento, agora operando com DQO_{tot} no afluente da ordem de 18.717 mg L^{-1} , relatou eficiência para o sistema da ordem de 86,6%.

Belli Filho et al. (2001), utilizando dejetos de suínos micropeneirados ($\#=0,1\text{mm}$) e equalizados, para a alimentação de um reator UASB em escala piloto, operado durante 150 dias com TDH de 36 horas e COV de $2,0 \text{ kg DQO. m}^{-3}.\text{d}^{-1}$, encontraram valores para eficiência de remoção de DQO_{tot} de 85% e concluíram que o reator UASB pode apresentar-se como alternativa às lagoas anaeróbias, por apresentar menor TDH. Em se tratando da estabilização de efluentes suínolas por meio de lagoas anaeróbias, Sedyama et al. (2005) citaram que esta tecnologia pode alcançar eficiências entre 50% e 80%, para a remoção de DBO_5 .

Ra et al. (1999), operando reatores bateladas seqüenciais em dois estágios em escala laboratorial, alimentados com dejetos de suínos peneirados em malha de 0,5 mm, obtiveram elevadas eficiências para a remoção de carbono orgânico total (COT), alcançando patamares em torno dos 98% no primeiro estágio. Porém, quando considerados os dois estágios, a eficiência observada foi de 97% (COT). Estes autores observaram elevadas concentrações de material inorgânico, em torno de 27% dos sólidos totais. No entanto, para a fração de sólidos suspensos, encontraram parcela significativa de material volátil, que alcançou valores de até 96%.

Kim et al. (2004), avaliando um reator batelada seqüencial em escala de bancada, operado com dejetos de suínos diluídos com concentração média de DBO_5 igual a 90 mg L^{-1} , observaram, para este parâmetro, eficiência média de remoção de 99,6%.

Campos et al. (2006), operando um sistema anaeróbio com polimento aeróbio em escala de bancada, alimentado com água residuária de suinocultura com concentração média de DQO_{tot} de 2.297 mg L^{-1} e TDH variando de 15 a 55 horas, observaram eficiência média de 93% na remoção de DQO_{tot} , 84% para remoção de DBO_5 e 85% para remoção de SVT.

2.6 Hidráulica de reatores

O modelo hidráulico de um reator é função do tipo de fluxo e do padrão de mistura da unidade. O padrão de mistura, por sua vez, depende da forma geométrica do reator, da quantidade de energia introduzida por unidade de volume e da escala da unidade dentre outros fatores. Em termos de fluxo no reator, tem-se as duas seguintes condições: fluxo intermitente (batelada) e fluxo contínuo. Já em termos do padrão de mistura, há dois modelos hidráulicos básicos (ideais), o de fluxo em pistão e o de mistura completa. No entanto, estes dois modelos ideais servem para configurar os extremos de uma ampla faixa, dentro da qual os reatores se enquadram na prática (real). As razões que fazem com que os reatores reais não sigam os modelos ideais podem estar relacionadas aos seguintes aspectos (Campos, 1990, von Sperling, 1996b,):

- dispersão, que é o transporte longitudinal do material devido à turbulência e difusão molecular;
- curto-circuitos hidráulicos, que envolvem parte do fluxo e são o resultado de estratificação, por exemplo, diferença de densidade, e não apenas de uma

característica física do sistema. O principal efeito é a redução no tempo de residência efetivo;

- zonas mortas, cujo efeito é similar aos curto-circuitos, mas estas são predominantemente função das características físicas do sistema (muito comum nos cantos de reatores prismáticos).

2.6.1 Mistura em reatores, segundo regimes ideais de escoamento

O primeiro regime ideal de escoamento é o de fluxo em pistão, no qual cada elemento de fluido deixa o reator na ordem em que entrou. Nenhum elemento se antecipa a outro ou sofre atraso no percurso. O fluxo se dá em frentes de avanço que fluem de montante para jusante, sem mistura entre elas e sem dispersão. Conseqüentemente, cada elemento é exposto ao tratamento pelo mesmo período de tempo, o qual é idêntico ao tempo de detenção hidráulica teórico. Para este tipo de fluxo, a concentração varia ao longo do tempo e do espaço, ao passo que, no regime de mistura completa, a variação é apenas ao longo do tempo. Sob condições estacionárias, ou seja, com concentração afluente constante, a concentração efluente permanece também constante ao longo do tempo.

O perfil de concentração no reator e, por conseguinte, a concentração de saída dependem do tipo e da taxa de reação do composto. Para substâncias biodegradáveis com reações de primeira ordem ao longo do reator, o coeficiente de remoção de substrato (K) é constante e proporcional à concentração do substrato, mas esta decresce gradualmente à medida que o fluxo flui através do reator. Na entrada do reator, a concentração é elevada, fazendo com que a taxa de remoção seja também elevada. Na extremidade final do reator a concentração é reduzida e, em conseqüência, a taxa de remoção é também inferior (Levenspiel, 1988, von Sperling, 1996b).

No outro extremo estão os reatores de fluxo contínuo e mistura completa ideal, em que todos os elementos que adentram o reator são instantânea e totalmente dispersos. Assim, o conteúdo no reator é homogêneo ou, ainda, a concentração de qualquer substância é a mesma em qualquer ponto do reator. Em comparação com o reator de fluxo em pistão, a concentração efluente é diferente apenas para reações de primeira ordem (ou superiores). Para tais ordens de reação, o reator de mistura completa é menos eficiente que o reator de fluxo em pistão, já que a taxa de remoção é função da concentração em determinado ponto e que a concentração no reator de mistura completa é inferior à concentração média ao longo do reator de fluxo em pistão (von Sperling, 1996b).

No entanto, os dois padrões supracitados são considerados como de escoamento ideal, os quais não ocorrem em condições reais de operação. Embora grande parte dos reatores nunca siga completamente esses padrões de escoamento, uma grande parte deles se aproxima, com erro desprezível, do comportamento ideal. Em outros casos, o desvio em relação ao ideal pode ser considerável, podendo ser causado pela formação de canais (curto circuito) ou pelo reciclo de fluido ou, ainda, pela formação de regiões estagnadas no recipiente (Levenspiel, 1988).

Os problemas de escoamento não ideal (fluxo disperso) estão intimamente ligados ao aumento de escala, pois a questão de partir-se ou não para a escala piloto reside, em grande parte, em possuir o controle de todas as variáveis mais importantes envolvidas no processo. Frequentemente, o fator não controlado no aumento de escala é a grandeza da não-idealidade do escoamento e, esta, infelizmente, com bastante frequência, é muito diferente para unidades pequenas ou grandes. Portanto, o desconhecimento desse fator pode levar a erros grosseiros no projeto (Levenspiel, 1988).

2.6.2 Mistura em reatores segundo regime real de escoamento (fluxo disperso)

O fluxo disperso ou arbitrário é obtido em um sistema qualquer com um grau de mistura intermediário entre os dois extremos já descritos. Devido à maior dificuldade na sua modelagem, freqüentemente são feitas aproximações para um dos modelos hidráulicos ideais. No entanto, a modelagem de reatores sob regime de fluxo disperso é factível e, para isso, é necessária a determinação de dois parâmetros, o coeficiente de remoção de DBO (K) e o número de dispersão (d) (von Sperling, 1996b).

Os reatores encontrados na prática possuem valores de “ d ” situados entre 0 e ∞ , caracterizando os fluxos ideais em pistão e mistura completa, respectivamente. Unidades que apresentam valores de “ d ” em torno de 0,2 ou menos aproximam-se das condições de fluxo em pistão. Por outro lado, unidades com valores de “ d ” em torno de 3,0 ou mais podem ser consideradas como aproximando-se das condições de mistura completa.

Outros fatores podem ainda afetar a dispersão em unidades de tratamento, como: magnitude da mistura, geometria da unidade, tipo de disposição das entradas e saídas, velocidade do fluxo de entrada e suas flutuações, diferenças de temperatura e densidade entre o fluxo de entrada e o conteúdo do reator, e o número de Reynolds (o qual é função de vários dos fatores citados acima). É importante notar que a caracterização entre as condições de fluxo em pistão e mistura completa é função também da dinâmica do composto em análise.

A solução analítica da equação para fluxo disperso com reações de cinética de primeira ordem foi proposta por Wehner e Wilhem (1956), citados por von Sperling (1996b) e está representada na Equação 1.

$$C = C_0 \times \frac{4ae^{1/2d}}{(1+a)^2 e^{a/2d} - (1-a)^2 e^{-a/2d}} \quad (1)$$

em que, $a = \sqrt{1 + 4 \times K \times t \times d}$

para,

C = concentração do efluente (g/m^3);

C_0 = concentração do afluente (g/m^3);

d = número de dispersão (d/uL);

K = constante de remoção de substrato (d^{-1});

t = tempo de detenção hidráulica (d).

A vantagem dessa equação é permitir uma solução contínua entre os limites de fluxo em pistão e mistura completa. Quando “ d ” é pequeno, ela fornece resultados bem próximos à equação específica para fluxo em pistão e, por outro lado, quando “ d ” é bastante elevado, produz valores similares aos obtidos por meio da equação para mistura completa. Na Figura 2 são apresentadas as curvas geradas pela fórmula do fluxo disperso demonstrada anteriormente, resultantes do produto adimensional $K.t$ versus a eficiência de remoção de DBO (von Sperling, 1996b).

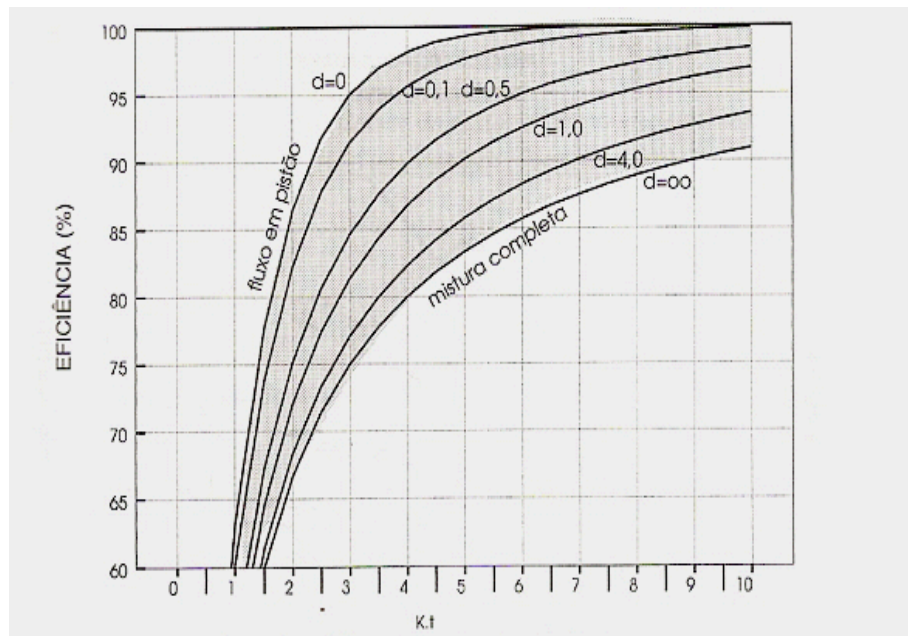


FIGURA 2. Remoção de um composto segundo reação de primeira ordem, num reator de modelo hidráulico de fluxo disperso (von Sperling, 1996b).

2.6.3 Distribuição do tempo de residência de fluidos em reatores (DTR)

O conhecimento da distribuição do tempo de residência do fluido no interior de um recipiente é condição única para o estabelecimento do comportamento deste no reator. Essa informação pode ser determinada facilmente por um método de investigação amplamente utilizado: o teste de estímulo e resposta.

É evidente que elementos do fluido que percorrem diferentes caminhos no reator podem gastar tempos diferentes para passar através do recipiente. A distribuição desses tempos para a corrente de fluido que deixa o recipiente é chamada distribuição de idade de saída, E , ou a distribuição do tempo de residência (DTR) do fluido. É conveniente representar a DTR de tal maneira que

a área sob a curva seja unitária, isto é, $\int_0^{\infty} E = 1$. Tal procedimento é chamado de normalização da distribuição e é necessário para levar-se em conta o escoamento não ideal. O estímulo do sistema é dado por meio da entrada de um traçador no afluente do reator, enquanto que a resposta é um registro de tempo do traçador que deixa o mesmo ($C(t)$).

Nesse sentido, qualquer material que possa ser detectado e que não perturbe o escoamento no recipiente e, ainda, que não combine ou reaja com o meio em estudo, pode ser usado como traçador. Qualquer tipo de sinal de entrada pode ser utilizado – casual, periódico, em degrau ou em pulso, admitindo que, dentre estes, os dois últimos são de tratamento matemático simplificado, fornecendo, portanto, à entrada da corrente fluida um sinal de pulso ideal de traçador. A resposta normalizada é chamada de curva C_N . Tal normalização é obtida dividindo-se a concentração observada por Q , fornecendo a área sob a curva concentração-tempo, como apresentado na Equação 2 (Levenspiel, 1988).

$$\int_0^{\infty} C_N dt = \int_0^{\infty} \frac{C(t)}{Q} dt = 1 \quad (2)$$

em que, $Q = \int_0^{\infty} C(t) dt$

para,

C_N = concentração normalizada do traçador para um sinal de entrada em pulso;

$C(t)$ = equação que descreve o comportamento da concentração do traçador em função do tempo na saída do reator (mg L^{-1});

Q = área sob a curva descrita pela equação $C(t)$ ($\text{mg L}^{-1} \cdot \text{h}$).

2.6.3.1 Relação entre as curvas C_N e E para recipientes fechados

O recipiente fechado é definido como sendo aquele no qual o fluido entra ou sai apenas por escoamento tubular (pistonado), portanto, com um perfil de velocidades plano. Não se permite, na entrada ou saída do recipiente, variação de velocidade, ocorrência de difusão ou turbilhões. Em geral, os recipientes reais satisfazem razoavelmente esta suposição. Para relacionar E com C_N para o escoamento em regime permanente, é importante notar que a DTR, para qualquer lote de fluido que entra, deve ser a mesma que para qualquer lote que sai. Do contrário, haveria acúmulo de materiais com várias “idades” dentro do recipiente, contrariando a suposição inicial de regime permanente. Assim sendo, $C_N = E$ ($t = t_c = t_e$). No entanto estas relações se mantêm apenas para recipientes fechados. Quando esta condição não é satisfeita, a curva C_N pode diferir de maneira apreciável da curva E ($t \neq t_c = t_e$) (Levenspiel, 1988).

2.6.3.2 Instrumentos matemáticos utilizados no estudo de curvas-resposta

Quando se trabalha com traçadores, muitos dos resultados são obtidos por intermédio de conceitos matemáticos, que caracterizam a distribuição por meio de alguns poucos valores numéricos. Para esta finalidade, a medida mais importante é a locação da distribuição. Esta é chamada valor médio da distribuição, a qual é dada pela Equação 3.

$$\bar{t} = \frac{\int_0^{\infty} tC(t)dt}{\int_0^{\infty} C(t)dt} \quad (3)$$

para,

\bar{t} = tempo médio de residência do fluido no interior do recipiente (horas);

t = tempo decorrido durante a análise com traçador (horas);

$C(t)$ = equação que descreve o comportamento da concentração do traçador em função do tempo na saída do reator (mg L^{-1}).

A quantidade descritiva seguinte de maior importância é a dispersão da distribuição. Esta é comumente medida pela variância, definida na Equação 4.

$$\sigma^2 = \frac{\int_0^{\infty} t^2 C(t) dt}{\int_0^{\infty} C(t) dt} \quad (4)$$

para,

σ^2 = variância da distribuição do tempo de residência do fluido no interior do recipiente (horas^2);

t = tempo decorrido durante a análise com traçador (horas);

$C(t)$ = equação que descreve o comportamento da concentração do traçador em função do tempo na saída do reator (mg L^{-1}).

A variância representa o quadrado da amplitude da distribuição e tem unidades de $(\text{tempo})^2$. Ela é particularmente útil quando se pretende ajustar curvas experimentais a uma de várias famílias de curvas teóricas. Quando utilizadas com distribuições normalizadas para recipientes fechados, estas expressões tornam-se bastante simplificadas. Assim, para uma curva contínua ou para medidas discretas dentro de intervalos de tempo iguais, a média pode ser dada pela Equação 5,

$$\bar{t} = \int_0^{\infty} t E dt, \quad (5)$$

para,

\bar{t} = tempo médio de residência do fluido no interior do recipiente (horas);

t = tempo decorrido durante a análise com traçador (horas);

E = distribuição normalizada do tempo de residência do fluido no interior do recipiente.

e a variância pela Equação 6,

$$\sigma^2 = \int_0^{\infty} t^2 E dt - \bar{t}^2 . \quad (6)$$

para,

σ^2 = variância da distribuição do tempo de residência do fluido no interior do recipiente (horas²);

t = tempo decorrido durante a análise com traçador (horas);

\bar{t} = tempo médio de residência do fluido no interior do recipiente (horas);

E = distribuição normalizada do tempo de residência do fluido no interior do recipiente.

2.6.3.3 Modelos para escoamento não ideal

Diversos modelos podem ser utilizados para caracterizar o escoamento não ideal em recipientes e estes podem variar em complexidade. Modelos com um parâmetro, por exemplo, representam adequadamente leitos de enchimento ou recipientes tubulares. Os denominados modelos de dispersão baseiam-se na analogia entre a mistura no escoamento efetivo e um processo de difusão. No tratamento destes modelos, com freqüência, considera-se conveniente medir o tempo em unidades de tempo médio de residência, dando, então, uma medida adimensional, conforme a Equação 7.

$$\theta = \frac{t}{\bar{t}}, \text{ e } d\theta = \frac{dt}{\bar{t}} \quad (7)$$

para,

θ = tempo médio normalizado de residência do fluido no interior do recipiente (adimensional);

t = tempo decorrido durante a análise com traçador (horas);

\bar{t} = tempo médio de residência do fluido no interior do recipiente (horas).

O modelo de escoamento tubular disperso ou, simplesmente, modelo de dispersão é caracterizado pelo escoamento tubular de um fluido ao qual é sobreposta alguma mistura, cuja grandeza é independente na porção dentro do recipiente, implicando na não existência de bolsões estagnantes, regiões não banhadas (zona morta) ou curto circuito do fluido no recipiente. No entanto, com a variação das intensidades de turbulência ou mistura, as previsões desse modelo podem variar desde o escoamento tubular em um extremo até o escoamento contínuo e uniforme no outro (Levenspiel, 1988).

Desde que o processo de mistura envolve uma redistribuição do material por desligamento ou por turbilhão e uma vez que isso se repete um número considerável de vezes durante o escoamento do fluido através do recipiente, essas perturbações são consideradas de natureza estatística, analogamente à difusão molecular. A Equação 8 é uma equação diferencial que rege a difusão molecular na direção x , dada pela Lei de Fick.

$$\frac{\partial C}{\partial \theta} = D \frac{\partial^2 C}{\partial x^2}, \quad (8)$$

em que D (coeficiente de difusão molecular) é um parâmetro que caracteriza o processo. De maneira análoga, podem-se considerar todas as contribuições à mistura do fluido escoando na direção x , representadas pela Equação 9

$$\frac{\partial C}{\partial t} = d \frac{\partial^2 C}{\partial x^2}, \quad (9)$$

em que o parâmetro d (coeficiente de dispersão) caracteriza o grau de mistura durante o escoamento. Na forma adimensional, em que $z = x/L$ e $\theta = t/\bar{t} = tu/L$, a equação diferencial básica que representa esse modelo de dispersão é

$$\frac{\partial C}{\partial \theta} = \left(\frac{d}{uL} \right) \frac{\partial^2 C}{\partial z^2} - \frac{\partial C}{\partial z} \quad (10)$$

em que o grupo adimensional (d/uL), chamado número de dispersão do recipiente, é o parâmetro que mede a extensão da dispersão axial. Portanto,

- $d/uL \rightarrow 0$, dispersão desprezível, portanto, escoamento tubular ou pistonado;
- $d/uL \rightarrow \infty$, grande dispersão, portanto, escoamento em mistura completa.

Esse modelo, em geral, representa satisfatoriamente o escoamento que não se desvia muito do pistonado (Levenspiel, 1988).

2.6.3.3.1 Ajuste do modelo para dispersão de pequena intensidade

Para dispersão de pequena intensidade, a curva do traçador não muda sua forma significativamente à medida que este passa pelo ponto de medida. Sob essas condições, a solução da Equação 10 dá uma curva C_N simétrica que representa uma família de curvas gaussianas, normais ou de erro com média e variância, conforme as Equações 11, 12 e 13, respectivamente.

$$C_{N(\theta)} = \frac{1}{2\sqrt{\pi(d/uL)}} \exp\left[-\frac{(1-\theta)^2}{4(d/uL)}\right] \quad (11)$$

em que, $d/uL = \mathbf{d}$;

para,

$C_{N(\theta)}$ = distribuição normalizada do tempo de residência do fluido no interior do recipiente;

θ = tempo médio normalizado de residência do fluido no interior do recipiente (adimensional);

\mathbf{d} = número de dispersão (adimensional);

d = coeficiente de dispersão do fluido na direção do escoamento ($\text{m}^2 \cdot \text{hora}^{-1}$);

u = velocidade média do fluido no reator ($\text{m} \cdot \text{hora}^{-1}$);

L = comprimento do percurso no reator (m).

$$\bar{\theta}_c = \frac{\bar{t}_c}{\bar{t}} = 1 \quad (12)$$

para,

$\bar{\theta}_c$ = tempo médio normalizado de residência do fluido no interior do recipiente para a curva C_N (adimensional);

\bar{t}_c = tempo médio de residência do fluido no interior do recipiente para a curva C_N (horas);

\bar{t} = tempo médio de residência do fluido no interior do recipiente (horas).

$$\sigma_\theta^2 = \frac{\sigma^2}{\bar{t}^2} = 2 \left(\frac{d}{uL} \right) \text{ ou } \sigma^2 = 2 \left(\frac{dL}{u^3} \right) \quad (13)$$

para,

σ_θ^2 = variância normalizada da distribuição do tempo de médio de residência para modelos de dispersão de pequena intensidade;

σ^2 = variância da distribuição do tempo de médio de residência para modelos de dispersão de pequena intensidade.

Para pequenas intensidades de dispersão, são possíveis várias simplificações e aproximações na análise da curva do traçador, já que esta não depende das condições de contorno (entrada e saída) quer o recipiente seja aberto ou fechado. Assim independente da forma da curva de entrada, podem ser encontrados a curva correspondente de saída e o valor de “ d/uL ” para o recipiente (Levenspiel, 1988).

2.6.3.3.2 Ajuste do modelo para dispersão de grande intensidade

Quando a curva que descreve o comportamento do traçador modifica sua forma significativamente, à medida que este passa pelo ponto de registro, apresentando formato não simétrico e prolongamento em forma de cauda, as condições de escoamento no ponto de injeção e no ponto de medida (chamados condições de contorno) influirão na forma da curva C_N obtida, não sendo possível a obtenção de expressões analíticas para as curvas C_N , sob condições de recipiente fechado. No entanto, por meio de métodos numéricos, a condição é inversa. Na Figura 3 são apresentados exemplos de curvas sob diferentes condições de dispersão. Nota-se que à medida que d/uL cresce, a curva se torna mais oblíqua. A média e a variância dessa família de curvas são dadas segundo as Equações 14 e 15 (Levenspiel, 1988):

$$\bar{\theta}_c = \frac{\bar{t}_c}{\bar{t}} = 1 \quad (14)$$

para,

$\bar{\theta}_c$ = tempo médio normalizado de residência do fluido no interior do recipiente para a curva C_N (adimensional);

\bar{t}_c = tempo médio de residência do fluido no interior do recipiente para a curva C_N (horas);

\bar{t} = tempo médio de residência do fluido no interior do recipiente (horas).

$$\sigma_{\theta}^2 = \frac{\sigma^2}{\bar{t}^2} = 2 \frac{d}{uL} - 2 \left(\frac{d}{uL} \right)^2 (1 - e^{-uL/d}) \quad (15)$$

para,

σ_{θ}^2 = variância normalizada da distribuição do tempo de médio de residência para modelos de dispersão de pequena intensidade;

σ^2 = variância da distribuição do tempo de médio de residência para modelos de dispersão de pequena intensidade;

\bar{t} = tempo médio de residência do fluido no interior do recipiente (horas);

d = coeficiente de dispersão do fluido na direção do escoamento ($m^2 \cdot \text{hora}^{-1}$);

u = velocidade média do fluido no reator ($m \cdot \text{hora}^{-1}$);

L = comprimento do percurso no reator (m).

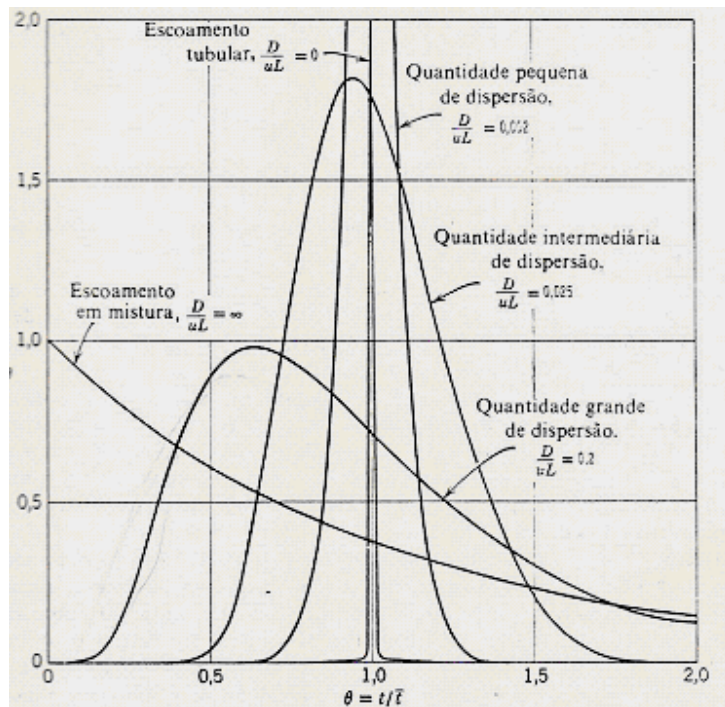


FIGURA 3. Curva C em recipientes fechados para vários graus de dispersão (Levenspiel, 1988)

2.7. A utilização do lítio como elemento traçador em reatores UASB

Heertzes & van der Meer (1978), citados por Campos (1990), foram pioneiros na modelagem de reatores UASB (escala plena-30m³), utilizando a técnica de estímulo e resposta por meio do elemento lítio (Li). Os referidos autores descreveram o tipo de mistura para as três partes distintas do reator. São elas: uma combinação de regiões com mistura completa e fluxo em by-pass no leito de lodo, mistura completa na manta de lodo, e próximo ao regime pistonado na região do separador trifásico. A partir desta avaliação, estes autores concluíram que a taxa de produção de gás por volume de reator, de 2m³.m⁻³.d⁻¹, seria suficiente para propiciar boas condições de mistura no leito de lodo influenciando diretamente a performance do reator. Concluíram, finalmente, que

a região mais sensível às condições de mistura é a do leito de lodo, por estar sob influência das condições instáveis presentes na entrada do reator (ex.: variação da temperatura do líquido afluente) e onde a formação de curto-circuitos deve ser evitada a qualquer custo.

Campos (1990), lançando mão da análise de traçador, utilizando o cloreto de lítio, avaliou a condição de mistura em três reatores UASB, em escala laboratorial e caracterizou-a como não ideal. No entanto, para a condição de reduzidos TDH, o regime de mistura se aproximou do completamente misturado. Os TDH calculados segundo o experimento se aproximaram bastante dos valores de TDH teóricos. O autor observou, ainda, por meio de simulações, que o comportamento do leito de lodo se aproximou ao modelo pistonado, enquanto a manta de lodo se comportou como completamente misturado. Segundo o referido autor, esse comportamento já era esperado, em função da estrutura compacta do leito de lodo, por onde o substrato é difundido, absorvido e digerido, enquanto a manta de lodo sofre a influência de todo o biogás produzido pelo leito, o qual proporciona boas condições de mistura fazendo com que esta região se comporte como um reator de mistura completa.

Anderson et al. (1991), avaliando a exposição do lodo a concentrações de até 1.000 mg L⁻¹ de Li⁺, em regime contínuo de alimentação, operado em fluxo pistonado, não observaram qualquer efeito inibitório deste com relação à atividade metanogênica específica (AME) do lodo, tornando factível este tipo de estudo em reatores UASB.

3 MATERIAL E MÉTODOS

3.1 Local

A pesquisa foi desenvolvida no Laboratório de Análise de Água, do Departamento de Engenharia da Universidade Federal de Lavras, situado na cidade de Lavras, Sul de Minas Gerais, com coordenadas geográficas locais de 21°14' e 45°00', para latitude e longitude, respectivamente e altitude de 920 metros. O clima, segundo classificação de Köppen, é do tipo Cwa (temperado com verões quentes e úmidos e invernos secos e frios).

3.2 Instalação experimental

O aparato experimental compõe-se de um sistema de tratamento de efluentes, do qual fazem parte as unidades descritas a seguir: **1)** tanque de decantação, acidificação e equalização (TAE) com volume útil de 55 L, alimentado por batelada, com dejetos de suínos peneirados em malha de náilon de 2 x 2mm; **2)** reator anaeróbio de manta de lodo (UASB), com volume útil de 12,1 L e sistema de aquecimento do efluente a montante; **3)** filtro anaeróbio com fluxo ascendente e volume útil de 12,14 L e **4)** lagoa aerada facultativa com volume útil de 16 L.

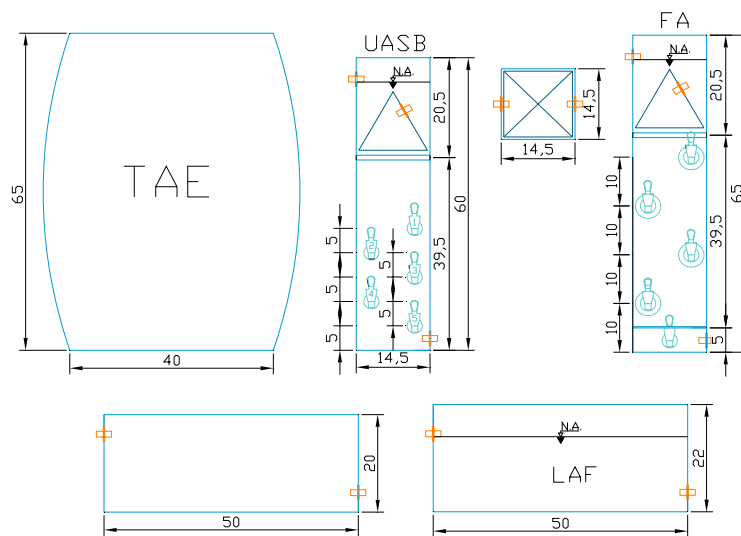
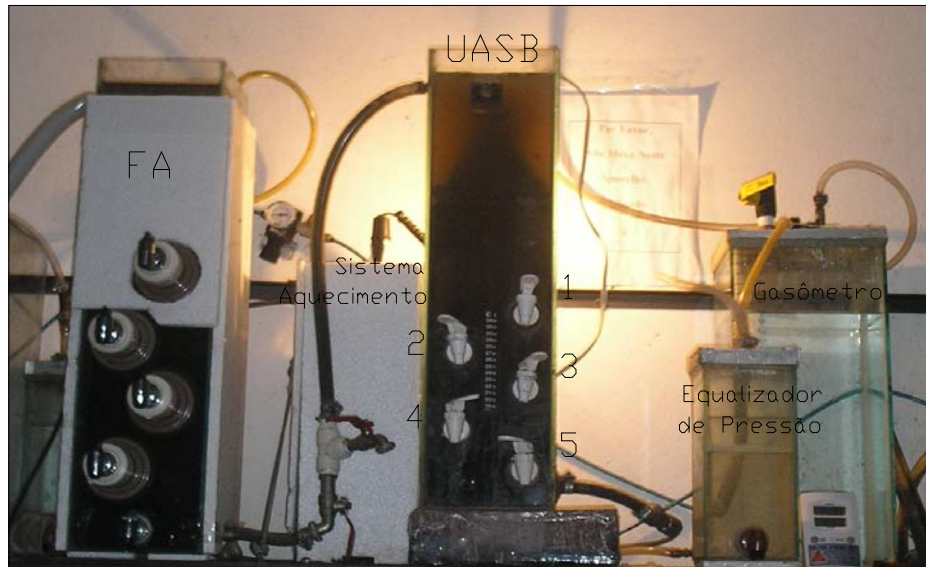


FIGURA 4. Foto do sistema de tratamento de efluentes (FA, UASB e acessórios) e desenho esquemático cotado (centímetros) de cada uma das unidades componentes do sistema.

3.2.1 Separação de fases (peneiramento)

Para a separação das fases sólida e líquida foi utilizada, no momento da coleta do efluente, uma peneira manual com malha quadrada de 2 x 2 mm, feita em tela de náilon tipo mosquiteira. Essa separação inicial foi realizada de forma a simular uma peneira estática, normalmente empregada em sistemas de tratamento, além de facilitar a operação do sistema de bancada, devido à suscetibilidade de entupimento de válvulas, mangueiras e bomba, propriamente dita, em função dos altos teores de sólidos suspensos presentes.

3.2.2 Tanque de decantação, acidificação e equalização (TAE)

Depois de coletado e peneirado, o efluente líquido dos dejetos de suínos era transportado até o laboratório para ser adicionado ao TAE, este representado por uma bombona plástica com volume útil de 55 L. Neste recipiente, se dava a primeira fase do sistema de tratamento, correspondente à hidrolização e à acidificação do efluente. Procurou-se, assim, propiciar ambiente adequado ao desenvolvimento dos microrganismos responsáveis por estas fases, os quais exigem condição diferenciada em relação à fase seguinte, metanogênese, principalmente no que diz respeito ao pH e ao tipo substrato.

3.2.3 Sistema de bombeamento

Para o bombeamento do efluente, foi utilizada uma bomba dosadora de membrana com deslocamento positivo, da marca Pro-minent, modelo GALA 1602, com capacidade de operar com vazões de até 2,1L h⁻¹. Esse equipamento é dotado de interface digital, por meio da qual é possível ajustar de forma precisa a vazão, desde que previamente calibrada.

3.2.4 Sistema de aquecimento

O sistema de aquecimento foi utilizado somente ao final do experimento como forma de manter a temperatura média do afluente do reator UASB, que até aquele momento havia sido de $25 \pm 3^\circ\text{C}$. Essa decisão foi tomada em função da queda brusca da temperatura ambiente, no mês de maio de 2006, relacionada a uma frente fria fora de época, fator que poderia vir a mascarar os resultados referentes ao desempenho do sistema, já que o mesmo operava, neste momento, com cargas relativamente elevadas.

O sistema de aquecimento, instalado a jusante do TAE e a montante do reator UASB, consistiu de uma serpentina de cobre, pela qual passava o efluente e que ficava imersa em água mantida à temperatura constante de 28°C por meio de aquecedor elétrico conectado a um termostato analógico. Com isso, obteve-se um melhor controle da temperatura média no reator UASB, mantendo-se assim, as características operacionais do sistema ao longo de todo o experimento.

3.2.5 Reator anaeróbio de manta de lodo (UASB)

O reator UASB utilizado no experimento foi feito em vidro de 2,5mm de espessura e possui volume útil de 12,1 L, com seção transversal quadrada com dimensões externas de 15 x 15 cm (dimensões externas). Na parte superior do reator foi instalado o separador trifásico, também feito em vidro de 2,5mm de espessura, com formato piramidal, por meio do qual, o biogás produzido era coletado e conduzido ao equalizador de pressão por mangueira de silicone. O separador trifásico exerceu também a função de defletor de sólidos. Quando da ascensão de partículas sólidas de lodo junto às bolhas de biogás, o choque das mesmas com as paredes do separador trifásico fez com que as duas se separassem, forçando o retorno dos sólidos por sedimentação, para o fundo do

reator, fenômeno esse essencial na eficiência operacional de reatores de alta taxa, elevando, assim, o tempo de retenção do lodo. Para a realização da amostragem de lodo, foram instalados, na parede frontal do reator, cinco amostradores, distribuídos de maneira uniforme ao longo do reator.

3.2.6 Filtro anaeróbio (FA)

Segundo Chernicharo (1997), os experimentos tecnológicos com FA datam do final da década de 1960 e, desde então, têm tido uma aplicação crescente, representando, hoje, uma tecnologia avançada no tratamento de efluentes em geral. O FA com fluxo ascendente é, basicamente, uma unidade de contato, na qual o efluente passa através de uma massa de sólidos biológicos contida no interior deste, a qual pode apresentar-se sob três formas distintas:

- na forma de uma fina camada de biofilme aderido às superfícies do meio suporte;
- na forma de biomassa dispersa retida nos interstícios do material suporte;
- na forma de flocos ou grânulos retidos no fundo falso.

Ainda segundo o referido autor, existem diferentes tipos de meio suporte plásticos disponíveis no mercado, variando desde anéis corrugados até blocos de placas corrugadas, com área superficial específica média de $100 \text{ m}^2 \text{ m}^{-3}$ e que, embora uns sejam mais eficientes que outros na retenção de biomassa, a adoção de um ou outro é função da viabilidade econômica, além de fatores operacionais.

O filtro anaeróbio utilizado no experimento, também construído com vidro de 2,5 mm de espessura e com volume útil de 12,14 L, descontado aquele ocupado pelo meio suporte (volume real), que foi de 0,8 litros. Semelhante ao reator UASB, o FA era prismático, com seção transversal de 15 x 15 cm (dimensões externas). Na parte superior do FA, foi instalado o separador

trifásico, também feito em vidro de 2,5mm de espessura, com formato piramidal, por meio do qual o biogás produzido, tanto pelo biofilme como pelo lodo disperso no meio, foi coletado e conduzido ao equalizador de pressão por meio de mangueira de silicone conectada no topo do separador trifásico.

Como a característica principal do FA é a presença de meio suporte, no qual ocorre a adesão do lodo (biofilme), foram utilizados, neste experimento, anéis plásticos corrugados provenientes de eletroduto, com comprimento médio igual a $1,12 \pm 0,14$ cm e diâmetro nominal de 19 mm ($\frac{3}{4}$ ""). Estas determinações foram realizadas com auxílio de escalímetro a partir de 25 amostras aleatórias.

Para a determinação da superfície específica do meio suporte, foram tomadas, aleatoriamente, cinco amostras (anéis), as quais foram submetidas a um seccionamento no sentido longitudinal realizado com tesoura, dando origem a dez semicírculos. Estes, com o auxílio de uma espátula, tiveram suas superfícies regularizadas sem que suas dimensões reais fossem prejudicadas. Cada amostra então, teve seus quatro lados mensurados por meio de escalímetro e, a partir destas dimensões, foi realizado o cálculo da superfície específica de cada amostra (anel). Determinada a área superficial de cada semicírculo e, somando-a à de seu complementar foi determinada a área de uma das faces da amostra que multiplicada dois (considerando as faces interna e externa), resultou no valor da superfície específica de cada anel. que, somadas e divididas pelo número de amostras, resultaram em valor médio de $18,29 \text{ cm}^2$ por anel. Admitindo que este valor corresponde a um anel com comprimento médio de 1,12 cm, foi realizada a correção, tomando-se o valor da superfície encontrado e dividindo-o pelo comprimento médio dos anéis. Concluindo, o valor encontrado para a superfície específica do meio suporte utilizado foi de $16,33 \text{ cm}^2 \text{ cm}^{-1}$ linear de anel.

O número total de anéis utilizados para o preenchimento do reator foi de 1.633 unidades que, multiplicadas pelo comprimento médio de cada unidade

(1,12 cm), perfizeram um comprimento total de 1.835,5 cm lineares, apresentando uma área superficial total de 2,997 cm² e ocupando um volume total de 8 litros.

Para a determinação da relação volume total volume real (VT:VR) do meio suporte, foram utilizados dois béqueres de 600 mL, graduados de 10 em 10 mL. O primeiro (B1) foi preenchido com o meio suporte até a marca de 500 mL (VT) e o segundo (B2) com 500 mL de água. Com a água contida em B2 foi realizado o preenchimento dos vazios de B1, até que o líquido alcançasse a marca dos 500 mL. Assim, foi determinado o volume correspondente ao ocupado pelos anéis plásticos (VR), tomado como a própria leitura do volume restante em B2, que foi de 50 mL. Portanto, a relação VT:VR determinada para o meio suporte em questão, foi de 10:1.

Já a determinação da massa total do meio suporte foi realizada, após secagem deste em estufa durante 3 horas, a 80°C e, posteriormente, levado à incubadora por 24 horas a 20°C. A determinação da massa foi realizada por lotes, num total de dez, sendo cada um composto por 163 anéis plásticos. Todos os lotes foram submetidos ao processo em balança analítica da marca **Sartorius**, modelo **BP221S**, com aproximação de quatro casas decimais. A massa total encontrada, de 467,2760 gramas, serviu de base para que, ao final do experimento, fosse determinada a massa de lodo aderida ao meio suporte (biofilme). Para tanto, após a realização da amostragem do lodo intersticial e caracterização do mesmo, o FA foi esvaziado e submetido a um enxágüe em água corrente para a retirada do lodo restante, procurando evitar o cisalhamento com conseqüente desprendimento do biofilme. Logo após, todo o meio suporte foi retirado do reator por meio dos amostradores instalados no mesmo, para, então, ser submetido ao processo de secagem, realizado em duas etapas distintas: uma primeira em câmara incubadora a 20°C, durante 24 horas e uma segunda, em estufa a 80°C, durante 3 horas. Após a secagem de todo o material, o mesmo

foi novamente conduzido para a incubadora, a 20°C, onde permaneceu por 24 horas até ser submetido novamente ao processo de pesagem. Após a determinação da massa final do meio suporte, esta foi comparada à massa inicial e, por diferença, determinou-se a massa de biofilme.

Foi ainda ajustado o valor do parâmetro “ S_k ” (coeficiente do sistema) da relação proposta por Young (1991) e citada por Chernicharo (1997), sendo esta representada pela Equação 1, capaz de descrever o desempenho de FA, tratando diferentes tipos de efluentes.

$$E = 100 \times (1 - S_k * TDH^{-m}) \quad (16)$$

E = eficiência do sistema (%);

TDH = tempo de detenção hidráulica (h);

S_k = coeficiente do sistema;

m = coeficiente do meio suporte.

Young (1991), citado por Chernicharo (1997), propõe, ainda, que, para reatores que utilizem meio suporte sintético do tipo “crossflow”, os coeficientes S_k e m assumam valores de 1,0 e 0,55, respectivamente.

3.2.7 Lagoa aerada facultativa (LAF)

A lagoa aerada facultativa, também construída em vidro com 2,5 mm de espessura e com volume útil 15,72 litros, foi operada como um sistema de polimento para o efluente que provinha do filtro anaeróbio. Nesse caso, a oxigenação do meio foi provida por um sistema de mangueiras perfuradas dispostas no fundo da lagoa, alimentadas por ar comprimido provido por um conjunto motocompressor da marca Schulz, com capacidade de armazenamento para 130 L e vazão de 187 L min⁻¹. Na lagoa, procurou-se manter a concentração de oxigênio dissolvido em patamares abaixo dos 2,0 mg L⁻¹.

3.2.8 Sistema de coleta, armazenamento e medição do biogás

Foram utilizados dois equalizadores de pressão de coluna d'água, um para o UASB e um para o FA, ambos construídos em vidro de 2,5 mm de espessura. Para a determinação do volume de biogás produzido foram utilizados dois gasômetros com coluna d'água variável, um para cada reator, com volume útil de 20L cada. Os gasômetros operaram com fluxo constante em função do deslocamento de água causado pela introdução do biogás. O fluxo de água foi ajustado periodicamente em função da vazão do sistema e da carga orgânica removida no mesmo, já que, com a conjugação destes dois parâmetros e a adoção de um valor padrão para a produção teórica de biogás, obtém-se a vazão deste último, em cada um dos sistemas anaeróbios operados. O valor padrão adotado no presente trabalho foi de 0,350 m³ de metano para cada quilograma de DQO removida, valor este obtido para as condições normais de temperatura e pressão (CNTP) (Chernicharo, 1997 e Metcalf & Eddy, 2003). No entanto, diariamente eram feitas checagens para verificar a necessidade de alguma correção para os valores lidos diretamente no gasômetro, considerando a ocorrência de qualquer variação na vazão ajustada.

3.3 Caracterização do efluente

Para a alimentação do sistema foi utilizado efluente da granja de produção de suínos localizada no Departamento de Zootecnia da UFLA. A água residuária era coletada na primeira caixa de passagem do efluente após sua saída das baias durante a lavagem da granja, realizada três vezes por semana, nas primeiras horas da manhã. O método de limpeza utilizado pela granja era o de jato d'água sob pressão com alta vazão, fator que veio a proporcionar elevada diluição do efluente. Outro fator que veio a comprometer a diluição dos dejetos

por algumas vezes foi a ausência de calhas coletoras de águas pluviais, provocando a mistura destas ao efluente, quando da coleta em dias chuvosos.

Nesta pesquisa, o efluente compunha-se de fezes, urina, restos de ração e cama (maravalha e serragem), provenientes de animais em fase de gestação e maternidade.

3.4 Operação e acompanhamento do sistema de tratamento

A duração do experimento deu-se num período de 242 dias, iniciado em 1º de outubro de 2005 e finalizado em 30 de maio de 2006. Com isso, as condições proporcionadas pela estação quente do ano (outubro a março) foram favoráveis ao desempenho do sistema. No entanto, o referido sistema já vinha sendo operado, com exceção do FA, que foi adicionado ao sistema no início desta avaliação. Portanto, para dar início ao trabalho, no dia 07/10/2005 (7º dia de avaliação), a vazão do sistema foi dobrada, reduzindo-se o TDH nos reatores UASB e FA para 75 horas, o que ocorreu sem provocar danos à manta de lodo, por se tratar de um lodo já utilizado em trabalhos anteriores e bastante aclimatizado à água residuária da suinocultura (Campos et al., 2005a; Campos et al., 2005b; Campos et al., 2006). Esta nova condição permaneceu por duas semanas, durante as quais foi realizado apenas o acompanhamento de alguns parâmetros físico-químicos, como vazão, pH e temperatura. A partir do dia 24/10/2005, a vazão do sistema foi novamente aumentada, passando o reator UASB e o FA a operar com TDH de 55 horas e o TAE com 250 horas, dando início, definitivamente, ao experimento.

Foram avaliados quatro TDH no sistema UASB/FA; 55, 40, 21 e 11 horas e seus respectivos intervalos estão detalhados a seguir:

- 1) 24/10/2005 a 13/12/2005 (24º ao 74º dia)-TDH= 55 horas;
- 2) 14/12/2005 a 08/03/2006 (75º ao 159º dia)-TDH= 40 horas;

3)09/03/2006 a 16/04/2006 (160^o ao 198^o dias)- TDH= 21 horas;

4)24/04/2006 a 30/05/2006 (206^o ao 240^o dia)- TDH= 11 horas.

OBS.: Do dia 17/04/2006 ao dia 23/04/2006 (199^o ao 206^o dia), foi utilizada uma vazão intermediária, de 0,8 L h⁻¹, que correspondeu a um TDH de 15 horas. Este artifício teve como objetivo evitar um choque brusco de carga no sistema, preservando as características do perfil do lodo.

Para cada um deles, foram realizadas, pelo menos, três amostragens do perfil de lodo no reator UASB. Com relação ao TDH aplicado às demais unidades do sistema, denominadas TAE e LAF, estas operaram com TDH de 250, 182, 96 e 50 horas e 73, 53, 28 e 15 horas respectivamente.

3.4.1 Amostragem

A operação de amostragem dos afluentes e efluentes de cada uma das quatro unidades componentes do sistema deu-se de forma pontual. Para tanto, foram instaladas, nas entradas e saídas de cada unidade, torneiras para a retirada das amostras. Devido à configuração em série do sistema, em algumas unidades, o efluente era o afluente da unidade seguinte. Assim, o efluente do TAE era o afluente do UASB, o efluente do UASB era afluente do FA e o efluente do FA era o afluente da LAF. Além desses, também foram caracterizados o efluente da LAF e o afluente do TAE. Neste último, por ser operado em bateladas, as caracterizações eram feitas por ocasião do seu carregamento.

3.4.2 Frequência de amostragem

As análises e determinações realizadas durante o experimento e suas respectivas frequências estão resumidas na Tabela 6.

TABELA 6 Análises físico-químicas e respectivas freqüências realizadas durante o experimento.

Análises e determinações	Freqüência
Afluentes e efluentes	
Temperatura	Diária
PH	3x / semana
Alcalinidade	3x / semana
Sólidos totais, fixos e voláteis	2 ou 3 x / semana
DQO _{tot}	2 ou 3 x / semana
DBO ₅	Quinzenal
P _{tot}	Semanal
NTK	Semanal
Lodo	
Sólidos totais, fixos e voláteis	Quinzenal

3.4.3 Metodologia de análises

3.4.3.1 Temperatura

Os valores das temperaturas foram medidos diariamente, entre 7 e 8 horas da manhã, sendo eles referentes ao ambiente (temperatura atual, máxima e mínima). Para tanto, foi utilizado aparelho portátil digital da marca **TFA**, com intervalo de leitura entre -10°C e 60°C , e memória para valores mínimos e máximos. Também para cada uma das unidades de tratamento (TAE, UASB, FA e LAF), foram medidos os valores de temperatura dos afluentes e efluentes por meio de aparelho portátil multifuncional da marca **Schott**, modelo **Handlab LF1**.

3.4.3.2 pH e alcalinidade

A medição do potencial hidrogeniônico (pH) foi realizada com auxílio de sonda acoplada em aparelho da marca **Hach**, modelo **Sension 4**, calibrado de

acordo com o proposto por APHA, AWWA e WPCF (1998). As determinações de pH eram realizadas em conjunto com as de alcalinidade.

A determinação dos valores de alcalinidade parcial e intermediária foi realizada de acordo com a metodologia de Ripley et al. (1986), descrita por Chernicharo (1997), por meio da titulação parcial da amostra. A primeira parte da titulação foi feita até pH 5,75, denominada alcalinidade parcial (AP) e faixa de real interesse para reações anaeróbias; a segunda parte da amostra foi titulada até pH 4,3, alcalinidade intermediária (AI). Segundo Ripley et al. (1986), a relação estabelecida entre os valores de AP e AI para reatores anaeróbios deve estar próxima de 0,3, para que o processo anaeróbio possa se dar adequadamente.

3.4.3.3 Demanda química de oxigênio

A demanda química de oxigênio (DQO_{tot}) foi determinada utilizando-se o método de digestão ácida, realizada em blocos digestores por um período de duas horas, de acordo com metodologia proposta por APHA (1998). A leitura era realizada em espectrofotômetro modelo **DR/2010** da marca **Hach**, cuja curva de calibração foi preestabelecida na faixa de 600 nanômetros.

Para efeito de comparação das eficiências médias observadas no reator UASB foram realizadas simulações matemáticas por meio de programa computacional em software Visual Basic®, compartilhado com a planilha eletrônica Excel® versão 2000. O modelo de remoção da matéria carbonácea utilizado foi proposto por von Sperling (1996b) e baseia-se no modelo ideal de mistura completa. Para as simulações, foram levados em consideração os valores médios das concentrações de DBO_5 afluente e efluente, observados em cada uma das quatro etapas da avaliação do sistema, além do coeficiente de remoção de DBO_5 ($K=0,15$), proposto pelo referido autor.

3.4.3.4 Produção teórica de biogás

A produção teórica de biogás foi determinada diariamente em função da carga orgânica aplicada ao reator (vazão x concentração de DQO_{tot}). Foi adotado valor padrão para a produção específica de metano, citado por Campos et al. (2005b), Chernicharo (1997), Metcalf & Eddy (2003) ($0,35 \text{ m}^3$ de CH_4 por kg de $DQO_{removida}$, nas CNTP).

A correção do volume de biogás para as condições de temperatura e pressão locais foi efetuada por meio das equações 17, 18 e 19, a seguir. A Equação 17 foi apresentada por Campos et al. (2005b) e as demais, 18 e 19, propostas por Chernicharo (1997).

$$P = P_0 \exp^{-Mgz/RT} \quad (17)$$

em que:

P = pressão corrigida (atm);

P_0 = pressão atmosférica ao nível do mar (1atm);

M = massa molar média do ar ($0,0289 \text{ kg/mol}$);

g = constante gravitacional ($9,806 \text{ m.s}^{-2}$);

z = altitude local (m);

R = constante dos gases ($0,08206 \text{ atm.L/mol.}^\circ\text{K}$);

T = temperatura ($^\circ\text{K}$).

$$V_{CH_4} = \frac{DQO_{CH_4}}{K(t)} \quad (18)$$

em que:

V_{CH_4} = volume de metano produzido (L);

DQO_{CH_4} = DQO removida no reator e convertida em CH_4 (g DQO);

K(t) = fator de correção da temperatura do reator (gDQO.L^{-1}).

$$K(t) = \frac{PK}{R(273 + t)} \quad (19)$$

em que:

K(t) = fator de correção da temperatura do reator (gDQO.L⁻¹);

P = pressão atmosférica local (atm);

K = DQO correspondente a um mol de CH₄ (64g de DQO. mol⁻¹);

R = constante dos gases (0,08206 atm.L.mol⁻¹.°K⁻¹);

t = temperatura operacional do reator (°C).

3.4.3.5 Análise qualitativa do biogás

As análises do biogás se deram praticamente todas no mês de junho e serão apresentadas neste trabalho mais a título de complementação e avaliação da atividade metanogênica no reator UASB.

As análises foram realizadas em cromatógrafo de fase gasosa da marca Varian Chrompack, modelo CP3800, pertencente à Central de Análises e Prospecção Química (CAPQ), do Departamento de Química da Universidade Federal de Lavras. O equipamento operou em conjunto com o software Varian Star 4.5#1, que processa os dados e fornece o resultado em forma de gráfico que relaciona o teor de metano da amostra à área delimitada por integralização abaixo da curva resposta.

O cromatógrafo utilizado estava equipado com coluna da marca Restek, modelo RT-QPLOT, com comprimento de 15 m e diâmetro interno de 0,53 mm. O aparelho utilizou o nitrogênio como gás de arraste e hidrogênio e ar sintético no detector de ionização de chama (FID), cuja detectividade era de até 1x10⁻¹² g.s⁻¹. As amostras foram coletadas em seis datas diferentes, em tubos com vácuo com volume nominal de 10 ml, da marca Vaccuntainer, normalmente utilizados para coleta de sangue em laboratórios de análises clínicas. A coleta era realizada

a partir de um catéter comum, de uso hospitalar, conjugado à mangueira de condução do biogás, ao qual era conectado um conjunto de agulhas (duas) adaptadas de forma oposta uma a outra, permitindo, assim, a conexão do tubo com vácuo. No momento da coleta, foram anotados os dados referentes à data e à temperatura ambiente.

Foi realizada a calibração do equipamento para a análise do biogás utilizando-se um padrão de gás metano, 2.5 cil G, de 99,50% mol/mol de pureza da White Martins.

Para a calibração do aparelho foram ajustadas curvas de calibração, referentes a cada dia de análise, com sua respectiva equação e coeficiente de ajuste (R^2). Na Figura 5 é apresentado um exemplo desta curva com sua respectiva equação e coeficiente de ajuste, a partir da qual é estabelecida a relação entre a concentração de metano da amostra analisada e a área correspondente ao gráfico plotado a partir do software Varian Star 4.5 #1, quando da injeção da amostra no cromatógrafo.

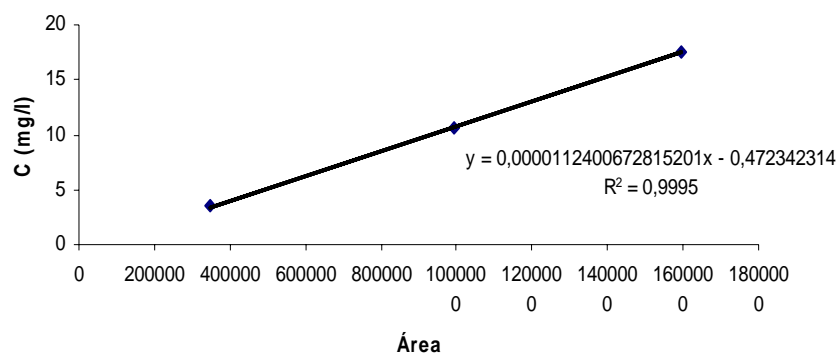


FIGURA 5. Resultado da curva de calibração do cromatógrafo, utilizando-se o software Varian Star 4.5 #1

Nota-se, na equação “Y” apresentada junto ao gráfico, que esta segue o modelo linear $Y = ax + b$, em que a representa a inclinação da curva e assume o valor de $1,12401 \times 10^{-5}$ e b fornece o ponto de intersecção da curva com o eixo Y e, no exemplo apresentado, assume o valor 0,47234232. Esses valores foram obtidos segundo metodologia proposta por Vogel (1992). A concentração de CH_4 na amostra é dada pela Equação 20 (Castellan, 1986 e Russel, 1981)

$$C = Va/Vi \times [(A \times a) + b] \quad (20)$$

em que:

C = concentração de CH_4 na amostra (mg L^{-1});

Va = volume coletado de amostra (mL);

Vi = volume da amostra injetado no cromatógrafo (mL);

A = área delimitada abaixo da curva resposta;

a = inclinação da curva resposta;

b = ponto de intersecção da curva com o eixo y.

A percentagem de metano presente na amostra, concentração com base volume (L L^{-1}), pôde, então, ser determinada relacionando-se o valor da concentração de CH_4 obtido a parâmetros termodinâmicos locais, tais como pressão atmosférica, temperatura e constante dos gases, além do peso molecular do metano. Tal relação pode ser resumida pela Equação 21.

$$P = \left[\frac{C}{(1000 \times PM)} \right] \times \frac{R \times T}{P_{ATM}} \times 100 \quad (21)$$

em que:

P = percentagem de metano na amostra (%);

C = concentração de CH_4 na amostra (mg L^{-1});

PM = peso molecular do metano (16,043g);

R = constante dos gases ($0,08206 \text{ atm.L.mol}^{-1}.\text{°K}^{-1}$)

T = temperatura (°K)

P_{ATM} = pressão atmosférica corrigida (atm);

3.4.3.6 Sólidos totais, fixos e voláteis dos efluentes

A caracterização da concentração de sólidos presentes nos efluentes de cada unidade do sistema foi realizada, em média, duas vezes por semana, segundo metodologia descrita por APHA (1998). Foram tomadas amostras com volume variado, em função da concentração do próprio efluente. Em geral, para as amostragens realizadas no TAE, eram coletadas amostras com volume de 10 mL e, para as demais unidades, 20 mL. Para a realização da análise de sólidos, as amostras eram coletadas na saída de cada unidade, mensuradas em provetas de 50 mL e acondicionadas em cadinhos de 25 mL, previamente preparados e tarados. Para a realização destas análises, foram utilizados os seguintes equipamentos: 1) estufa da marca **Fanem**, modelo **315-SE**; 2) mufla da marca **Fornitec**, modelo **15x15x30**; 3) dessecador com leito de sílica gel e 4) balança de precisão da marca **Sartorius**, modelo **BP221S**, com aproximação de quatro casas decimais.

3.4.3.7 Sólidos totais, fixos e voláteis do lodo (UASB)

Ao longo do experimento foram realizadas quinze amostragens na manta de lodo no reator UASB, resultando, no mínimo, em três caracterizações para cada TDH avaliado. As amostras foram tomadas ao longo da manta de lodo do reator UASB, por meio de amostradores instalados no mesmo. As amostras foram coletadas em provetas com volume nominal de 10 mL, após realização de descarte (5 mL) em cada um dos amostradores. O volume destas variou de 3 a 7 mL, em função da variação da concentração do lodo nos diferentes extratos do perfil do reator. Para a realização da análise de SVT do perfil, foi utilizada a mesma metodologia e os mesmos equipamentos citados no item anterior. Nesse

caso, a concentração de sólidos voláteis totais é tomada como sendo proporcional à concentração de microrganismos ativos no lodo (Saleh, 2003).

A massa total de lodo foi determinada relacionando-se o seu volume à concentração média deste no interior do reator. O volume de lodo, por sua vez, foi calculado tomando-se a altura deste no corpo do reator, facilmente visualizada com o auxílio de uma lâmpada, e relacionando-a à seção transversal do mesmo. Uma vez que o lodo, normalmente, se posiciona de maneira estratificada no interior do reator, ficando o lodo mais denso nos estratos mais profundos, foi previamente definido um padrão de amostragem, iniciando esta na parte superior (torneira 1) passando pelos amostradores intermediários até finalizar no amostrador posicionado mais próximo à sua base (torneira 5).

3.4.3.8 Análise de macronutrientes (NTK e P_{tot})

Ambas as análises de macronutrientes foram realizadas segundo metodologias propostas por APHA (1998) e se baseiam no método da digestão ácida da amostra. Na metodologia do nitrogênio total Kjeldahl, após a digestão da amostra em meio ácido, em que todo o nitrogênio orgânico é transformado em amônia, esta era submetida à destilação em meio alcalino (NaOH 40%) e o destilado recolhido em recipiente contendo solução ácida. Em seguida, a amostra foi submetida à reação colorimétrica por trinta minutos e, desenvolvida a cor, procedia-se a leitura da amostra, por absorvância, em espectrofotômetro modelo **DR/2010** da marca **Hach**. Com relação à análise de fósforo total, após a digestão ácida da amostra, esta foi neutralizada e, em seguida, submetida à reação colorimétrica realizada com a adição do ácido vanadomolibdofosfórico. Após o desenvolvimento da cor, era realizada a leitura da amostra em espectrofotômetro modelo **DR/2010** da marca **Hach**.

3.4.3.9 Determinação da mistura do reator UASB

Para a determinação do tipo de mistura presente no reator UASB, foi realizada uma análise de traçador utilizando o elemento o lítio. A técnica de uso de traçadores é citada por diversos autores, como Anderson et al. (1991), Campos (1990), Levenspiel (1988), Séguret et al. (2000) e von Sperling (1996b). O preparo da solução de cloreto de lítio (LiCl) foi realizado segundo metodologia proposta por Campos (1990), com elevada concentração, possibilitando a injeção de volume mínimo no reator, evitando maiores distúrbios no fluxo afluente. A concentração utilizada foi de 100 mg L^{-1} do íon Li^+ e o volume injetado na entrada do reator UASB igual a 7,4 mL, procedimento realizado com auxílio de seringa e agulha. A injeção do lítio no sistema foi feita segundo metodologia citada por Campos (1990) e Levenspiel (1988) e denomina-se técnica de injeção em pulso. Segundo os referidos autores, a informação obtida por esta metodologia é de tratamento mais simples.

Foram, portanto, injetados 740 mg de Li^+ na entrada do reator, com um volume útil de 12,1 L, proporcionando uma concentração máxima de Li^+ de aproximadamente 61 mg L^{-1} . No mesmo instante em que foi injetada a solução no duto de acesso do afluente ao reator UASB, deu-se início à coleta das amostras (3 ml) na saída do mesmo, para que fossem detectados possíveis curtos-circuitos (Campos, 1990). Estas foram realizadas em intervalos constantes de 12 minutos, por meio de pipeta laboratorial com volume nominal de 5 mL. Logo após cada coleta, a amostra era analisada em um fotômetro de chama da marca **Micronal**, modelo **45**, o qual opera com o princípio de célula fotossensível, capaz de distinguir, por meio da cor produzida pela chama, quando da queima da solução, as diferentes concentrações do íon Li^+ na solução. Para isso, o equipamento exige uma prévia calibração, realizada em função da concentração máxima do elemento no interior do reator que, neste caso, foi de

60 mg L⁻¹. Foram, assim, preparadas cinco amostras padrões, com concentração de lítio variando de 0 a 60 mg L⁻¹ (0, 15, 30, 45, 60 mg L⁻¹). Há que se considerar que o equipamento fornece uma leitura indireta da concentração observada, leitura esta que foi ajustada para uma faixa entre 0 e 100 (adimensional), que é proporcional ao intervalo de variação da concentração esperada (0 a 60 mg L⁻¹). Tal calibração foi realizada durante toda avaliação, ou seja, para cada amostra a ser analisada, procedia-se a leitura dos padrões como forma de aferir a calibração do equipamento durante os quase cinco dias de análise. Os padrões foram feitos em função do peso molecular do lítio, relativo ao peso molecular do sal (LiCl). Portanto, o preparo da solução foi realizado com base na massa de LiCl e na massa de água destilada necessária para se atingir as concentrações desejadas para cada uma das cinco soluções padrão utilizadas.

As simulações matemáticas com os dados obtidos desta análise foram realizadas por meio das ferramentas computacionais (software) MAT-LAB[®] e Maple[®].

4 RESULTADOS E DISCUSSÃO

4.1 Tempo de detenção hidráulica (TDH)

Na Figura 6 é apresentado o gráfico que descreve o comportamento da vazão do sistema ao longo de toda a avaliação, além da curva representativa da vazão média, para cada condição (TDH) avaliada. Os dados obtidos estão apresentados detalhadamente no Apêndice I, Tabela I.3.

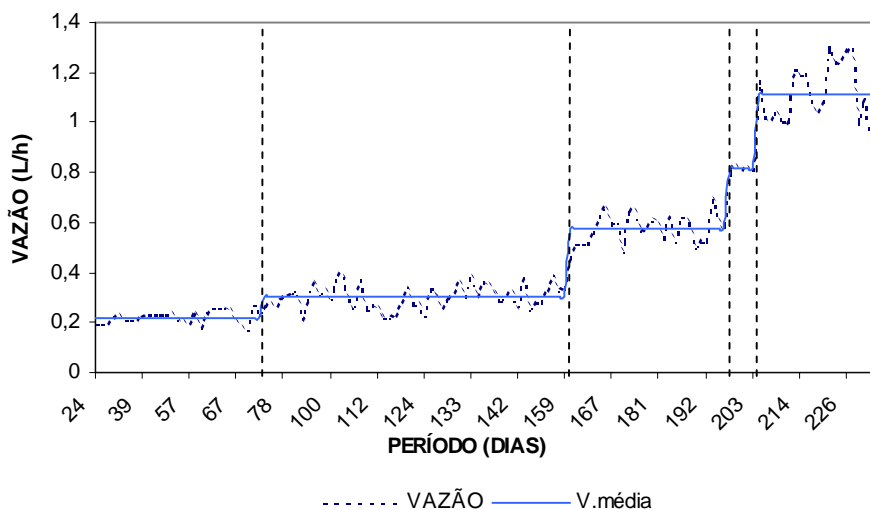


FIGURA 6 Valores da vazão afluente ao sistema de tratamento

4.2 Temperatura

São apresentados, nas figuras 7 e 8, os valores da temperatura ambiente (laboratório), além das máximas e mínimas diárias e de cada unidade do sistema, respectivamente, coletadas ao longo de todo o experimento. Tais valores estão também apresentados detalhadamente no Apêndice I, tabelas I.1 e I.2. Em

função da condição ambiente no interior do laboratório, foram verificadas pequenas amplitudes térmicas diárias, considerando a média geral observada para cada uma delas, ambiente $26,4 \pm 2,2^\circ\text{C}$, máxima, $27,2 \pm 2,1^\circ\text{C}$ e por último, a mínima, $25,9 \pm 2,1^\circ\text{C}$. Esse fator contribuiu com o desenrolar dos processos, químicos e biológicos inerentes à tecnologia, proporcionando, assim, condições estáveis e adequadas para uma eficiente estabilização do efluente (Chernicharo, 1997).

Observam-se, na Figura 7, valores mais elevados da temperatura ambiente durante praticamente todo o mês de janeiro (102° ao 123° dia), atingindo patamares em torno dos 30°C e que correspondem à ocorrência de um fenômeno climático muito comum nesta época do ano, o veranico, que é caracterizado pela completa ausência de precipitações durante um determinado período, no qual estas normalmente ocorreriam. Verificou-se, ainda, uma elevação discreta, em torno de dois graus Celsius, das médias observadas no período de novembro/dezembro (primavera), para as observadas entre fevereiro e março (verão), e posterior declínio, agora de forma mais acentuada, para 22°C , no período de abril/maio (outono). Essas mudanças são consideradas normais, em função das diferentes estações do ano.

Partindo de valores médios, obtidos dos dados lançados nas Figuras 7 e 8, foi elaborada uma terceira, a Figura 9, contendo duas novas curvas, uma obtida por meio da média entre as temperaturas ambiente, máxima e mínima e outra representando a temperatura média das quatro unidades, para cada dia de observação. Estas curvas foram submetidas, entre si, a um teste de correlação por meio de planilha eletrônica Excel®, o qual apresentou um valor de 0,958. Isso demonstra que a variação térmica nas unidades componentes do sistema foi diretamente proporcional à do ambiente, o que evidencia pequena inércia térmica do sistema, e que pode ser considerado normal, em função dos baixos volumes envolvidos.

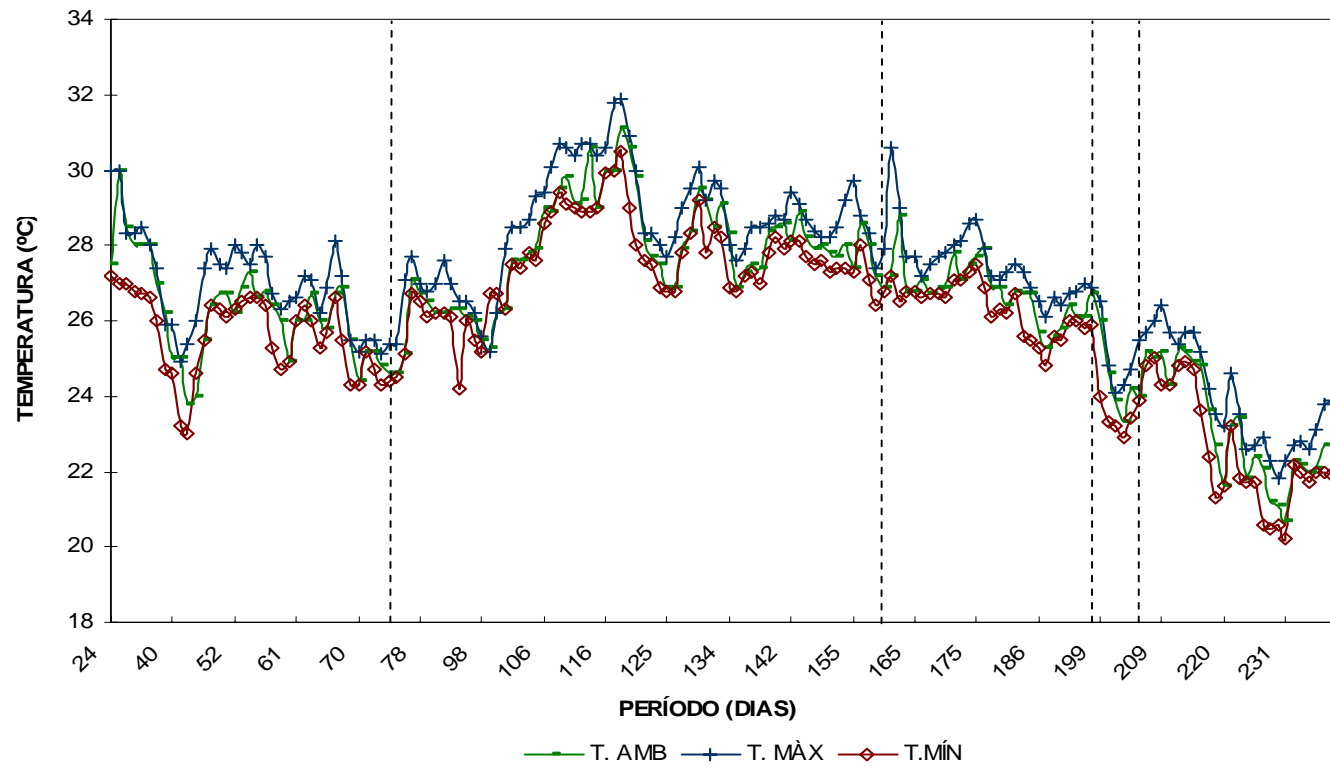


FIGURA 7 Valores de temperatura ambiente atual, máxima e mínima, observados ao longo do experimento no LAADEG- UFLA

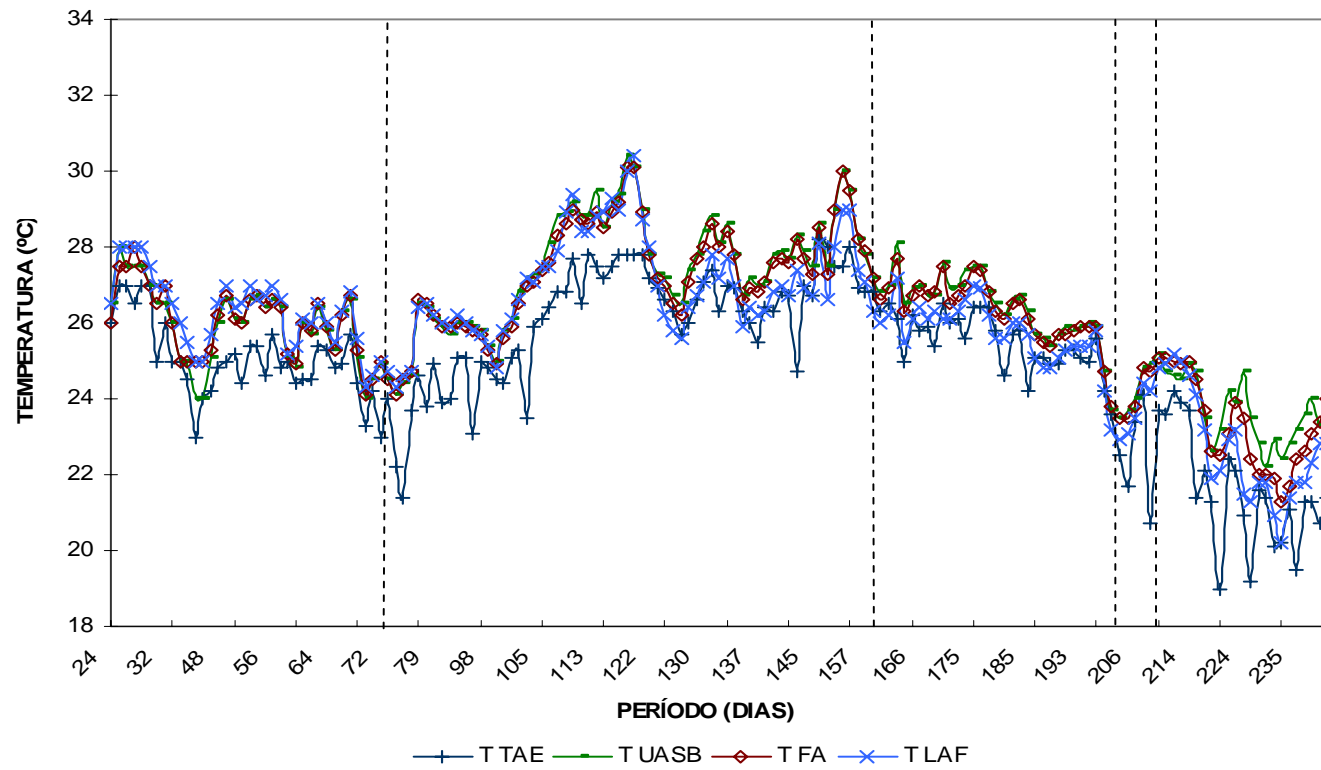


FIGURA 8 Valores de temperatura de operação em cada unidade componente do sistema, observados ao longo do experimento

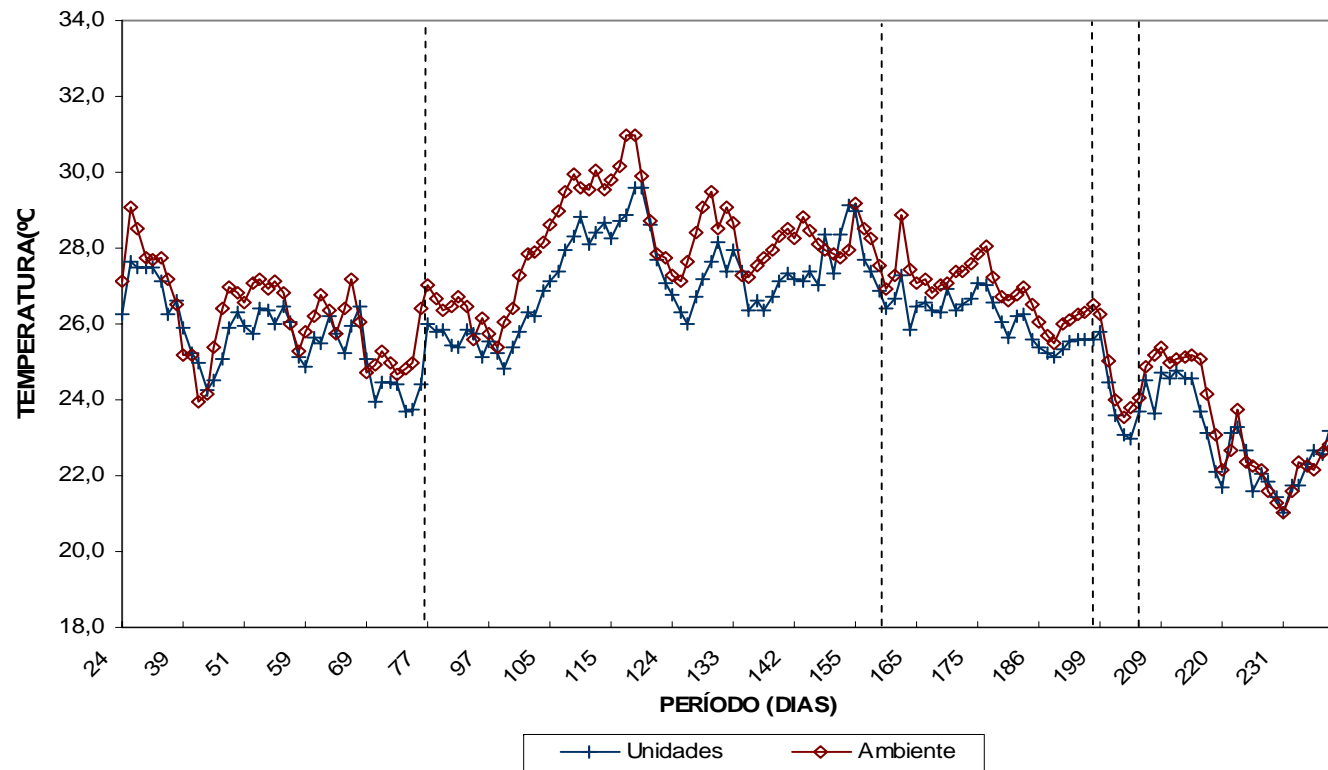


FIGURA 9 Valores médios de temperatura observados nas quatro unidades componentes do sistema e no ambiente

Conforme os dados da Tabela 7, a temperatura média do efluente ao longo de todo o experimento, considerando as quatro unidades, foi de 25,8°C, com um coeficiente de variação entre as médias de cada unidade igual a 7,2%. Dessa forma, conclui-se que o sistema operou na faixa mesofílica, considerada adequada à implementação de processos anaeróbios (Campos, 1990, Chernicharo 1997 e Speece 1996).

São apresentados, na Tabela 7, os valores médios observados em cada unidade do sistema, para o parâmetro temperatura, com seus respectivos desvios.

TABELA 7 Valores médios de temperatura e respectivos desvios obtidos nas unidades tanque de acidificação (TAE), reator UASB, filtro anaeróbio (FA) e lagoa aerada facultativa (LAF), durante a operação do sistema de tratamento

Unidade	Média (°C)	Desvio padrão (°C)	Coefficiente de variação(%)
TAE	24,9	2,0	8,1
UASB	26,3	1,7	6,6
FA	26,1	1,8	6,9
LAF	25,9	1,9	7,4
Média	25,8	1,9	7,2

4.3 Potencial hidrogeniônico

A Figura 10 demonstra a condição homogênea e próxima à neutralidade dos valores de pH observados durante a realização do trabalho, a qual, em reatores anaeróbios, é condição indispensável para um bom desempenho da atividade metanogênica. Esta fase do processo anaeróbio é considerada como a mais sensível dentre todas e, quando a condição ambiente não é adequada, ocorre um declínio imediato da taxa de produção de metano, com conseqüente diminuição no consumo de ácidos graxos, substrato principal das bactérias

metanogênicas, acarretando em acúmulo destes no sistema, levando a uma queda do pH (Speece 1996).

O comportamento do pH no decorrer do experimento foi estável, como pode ser observado na Tabela 8, mesmo quando o sistema foi operado com cargas mais elevadas, o que evidenciou a capacidade de tamponamento da água residuária de suinocultura. Apesar da ocorrência de alguns valores extremos, principalmente na unidade TAE, estes não chegaram a menos que seis, proporcionando condições adequadas ao desenvolvimento do processo anaeróbio e, conseqüentemente, elevadas eficiências na remoção de carga orgânica. Contudo, é na remoção de nutrientes que o pH se torna um aliado, considerando que, sob condições alcalinas (pH 8), ocorre a formação de cristais a partir de íons inicialmente solubilizados, como PO_4^{-3} , Mg^{+2} e Ca^{+2} que, posteriormente, são retirados do meio líquido por decantação ou adesão, como foi aqui observado (Suzuki et al., 2002). Os valores observados ao longo do experimento são apresentados integralmente no Apêndice I, Tabela I.4 e, na Figura 10, são apresentadas as curvas com os valores do pH, para cada uma das quatro unidades. As médias observadas para o pH, com seus respectivos desvios, em cada uma das quatro unidades estão sumarizadas na Tabela 8.

TABELA 8 Valores médios de pH e respectivos desvios obtidos nas unidades tanque de acidificação (TAE), reator UASB, filtro anaeróbio (FA) e lagoa aerada facultativa (LAF), durante a operação do sistema de tratamento.

Unidade	Média	Desvio padrão	Coefficiente de variação(%)
TAE	7,31	0,58	8,00
UASB	7,40	0,34	4,60
FA	7,57	0,39	5,20
LAF	7,81	0,49	6,30
Média	7,52	0,45	6,00

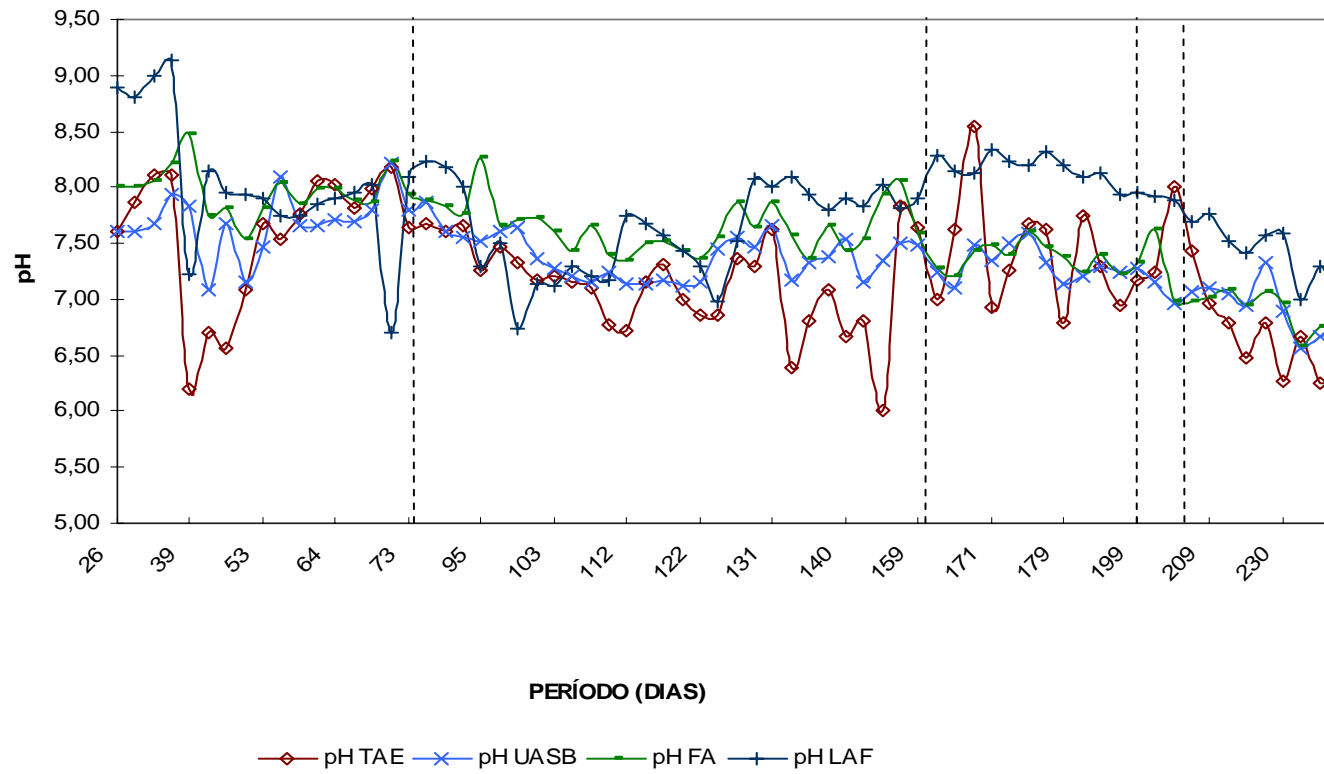


FIGURA 10 Valores de pH em cada unidade componente do sistema, em função do período operacional

4.4 Alcalinidade

Tratando-se de processos anaeróbios, a alcalinidade parcial é de extrema importância, já que possui um intervalo de ação próximo à neutralidade ($\text{pH} > 5,75$), proporcionando boas condições de tamponamento ao sistema e incrementando a metanogênese (Chernicharo, 1997).

Considerando os valores médios de alcalinidade, parcial e intermediária, obtidos no reator UASB e FA e apresentados na Tabela 9, e que Anderson & Yang (1992), citados por Ramires (2005), referem-se a valores para alcalinidade total entre 1.000 e 1.500 $\text{mg CaCO}_3 \cdot \text{L}^{-1}$ como desejáveis para reatores anaeróbios, conclui-se que as condições observadas no decorrer do experimento propiciaram um ambiente adequado para os diversos grupos de microrganismos envolvidos no processo, favorecendo o desempenho do sistema.

Porém, o comportamento das curvas de alcalinidade para as três unidades anaeróbias foi bastante instável, provavelmente em função do maior ou menor grau de diluição da água residuária nos diferentes dias de coleta, proporcionando maior ou menor concentração de sólidos e, conseqüentemente, de proteínas no efluente as quais são precursoras da alcalinidade bicarbonato (Ramires, 2005 e Speece, 1996). Esse fenômeno é melhor explicado por Speece (1996) que relatou: para um grama de proteína que é degradada, 0,1 grama de $\text{NH}_4^+ \text{-N}$ é formado, o qual, complexado a bicarbonato de amônia, equivale a 0,36 g L^{-1} de CaCO_3 , o que é vantajoso em se tratando de reatores anaeróbios, que operam com água residuária de suinocultura. Como discutido anteriormente, as condições de alcalinidade do sistema proporcionaram pequenas variações no pH ao longo de todo o experimento, corroborando a afirmação a respeito da facilidade particular de se operar reatores anaeróbios com dejetos de suínos.

Na Tabela 9 são apresentados os valores médios da parcela referente à alcalinidade parcial, para as três unidades anaeróbias avaliadas neste estudo, com seus respectivos desvios padrões e coeficientes de variação. Os valores de alcalinidade parcial e intermediária também estão detalhados no Apêndice I, Tabela I.5

TABELA 9 Valores médios da alcalinidade parcial (mg L^{-1}), e respectivos desvios obtidos nas unidades tanque de acidificação (TAE), reator UASB e filtro anaeróbio (FA), durante a operação do sistema de tratamento.

Unidade	Média	Desvio padrão	Coefficiente de variação(%)
TAE	509,5	297,6	58,40
UASB	730,17	342,80	47,00
FA	725,41	331,34	45,70
Média	655,0	323,9	50,30

Nas Figuras 11, 12 e 13 estão representadas as curvas referentes à alcalinidade parcial e à intermediária, correspondentes a cada uma das unidades anaeróbias que compunham o sistema.

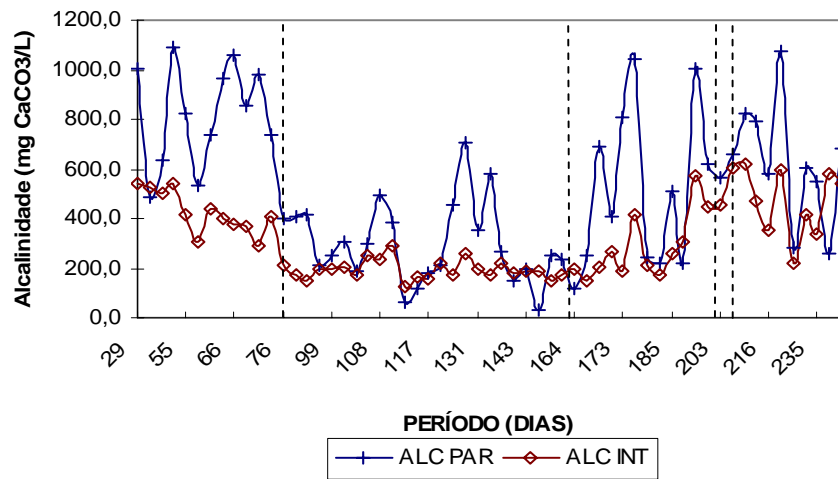


FIGURA 11 Gráfico do comportamento da alcalinidade (TAE)

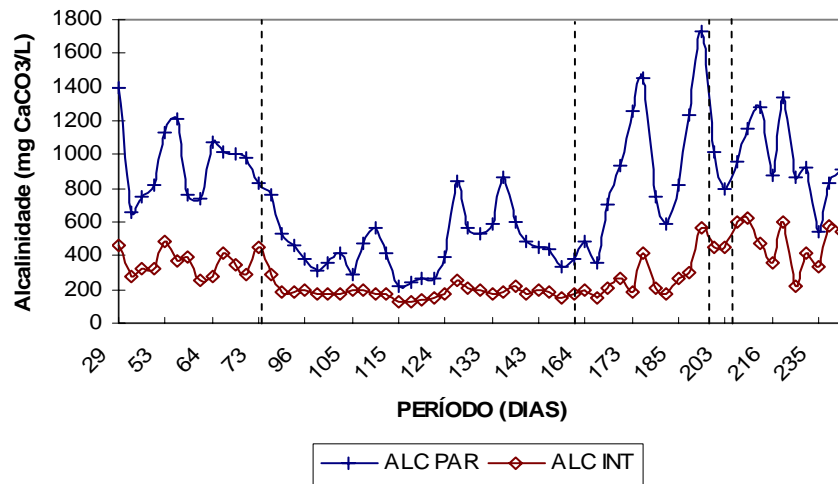


FIGURA 12 Gráfico do comportamento da alcalinidade (UASB)

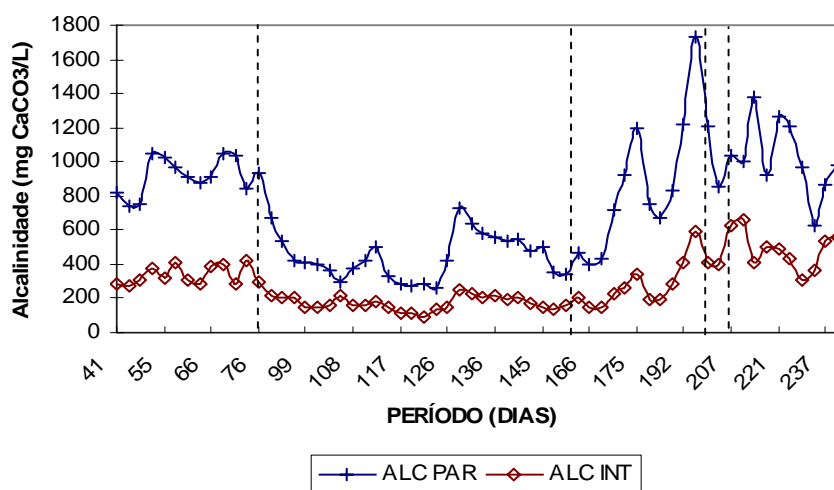


FIGURA 13 Gráfico do comportamento da alcalinidade (FA)

Notou-se que, com a diminuição do TDH, ocorreram variações mais acentuadas, acompanhadas do aumento na concentração das parcelas correspondentes à alcalinidade parcial e à intermediária. Estas ocorreram, provavelmente, em função do menor tempo de equalização a que foi submetido o efluente quando da sua chegada ao laboratório, considerando a capacidade do TAE e os valores de vazão impostos ao sistema. Segundo Oliveira (1997) e Pereira (2003), citados por Santana (2004), com a diminuição do TDH foram observadas diminuições nos valores da AI e AP, situação inversa da que ocorreu no presente trabalho onde foi observado o aumento nos valores da alcalinidade em função da diminuição do TDH. Na Tabela 10 é apresentada a relação estabelecida entre as alcalinidades intermediária e parcial (AI/AP), que assumiu valor médio de 0,4 para os reatores UASB e FA. Entretanto, no tanque de equalização, o valor médio observado foi de 0,68, ficando acima de 0,3, valor proposto por Ripley et al. (1986) e citado por Chernicharo (1997), para reatores anaeróbios. No entanto, Ramires (2005) afirmou que este valor pode ser

diferente de 0,3, em função das condições específicas de cada sistema de tratamento. Oliveira (1997), citado por Santana (2004), tratando águas residuárias da suinocultura com reatores UASB em série, observou valores médios para a relação AI/AP de 0,40 a 0,45. Portanto, pode-se verificar uma tendência para a relação AI/AP em torno de 0,4, para reatores UASB operados com água residuária de suinocultura. São ainda apresentados na Tabela 10 os valores médios observados para a relação AI/AP para cada uma das três unidades anaeróbias constantes do sistema com seus respectivos desvios e coeficientes de variação. Os elevados coeficientes de variação apresentados se devem como abordado anteriormente, ao maior ou menor grau de diluição da água residuária para os diferentes dias de coleta.

TABELA 10 Valores médios da relação entre as alcalinidades intermediária e parcial (AI/AP) e respectivos desvios obtidos nas unidades tanque de acidificação (TAE), reator UASB e filtro anaeróbio (FA) durante a operação do sistema de tratamento.

Unidade	Média	Desvio padrão	Coefficiente de variação(%)
TAE	0,68	0,29	42,00
UASB	0,41	0,12	29,00
FA	0,40	0,10	25,00

4.5 Sólidos totais (ST), fixos (SFT) e voláteis (SVT) do efluente

O sistema se comportou de forma satisfatória quanto à remoção de sólidos do efluente, operando com eficiência média de 73%, 43% e 86% para a remoção de ST, SFT e SVT, respectivamente. A baixa eficiência para a remoção de sólidos fixos deve-se, principalmente, à característica inerte deste material que, quando submetido a sistemas biológicos de tratamento, não sofre alterações em sua concentração inicial. Os resultados observados ao longo do experimento,

são apresentados no Apêndice I, Tabela I.6. Nas Figuras 14, 15, 16, 17 e 18 são apresentadas as curvas que representam as variações observadas durante o experimento, para os parâmetros ST, SFT e SVT, em cada uma das unidades do sistema.

Dentre as quatro unidades avaliadas, a que apresentou melhores resultados foi o reator UASB (Figura 16), com eficiências da ordem de 43%, 16% e 59% para a remoção de ST, SFT e SVT, respectivamente. O valor médio apresentado para a remoção de SVT é representativo, admitindo-se que, no sistema de tratamento, os valores de eficiência observados para cada TDH, 40, 21 e 11 horas, foram de 64%, 55% e 45%, respectivamente, considerando um valor médio no afluente do reator de 1.190 mg L^{-1} .

Campos et al. (2005a), operando reator UASB com água residuária de suinocultura, em escala de bancada com TDH de 30 horas, temperatura do efluente de 30°C e concentração média de SVT no afluente do reator de 1.240 mg L^{-1} , observaram eficiência de 73,2%. Operando, durante 250 dias, um sistema de tratamento de efluentes composto por TAE, UASB e LAF, alimentado com efluentes líquidos de suinocultura, com TDH variando de 55 a 15 horas, Campos et al. (2006) encontraram um valor médio para a eficiência de remoção de SVT do efluente de 85%; para o reator UASB, o valor observado foi de 71%.

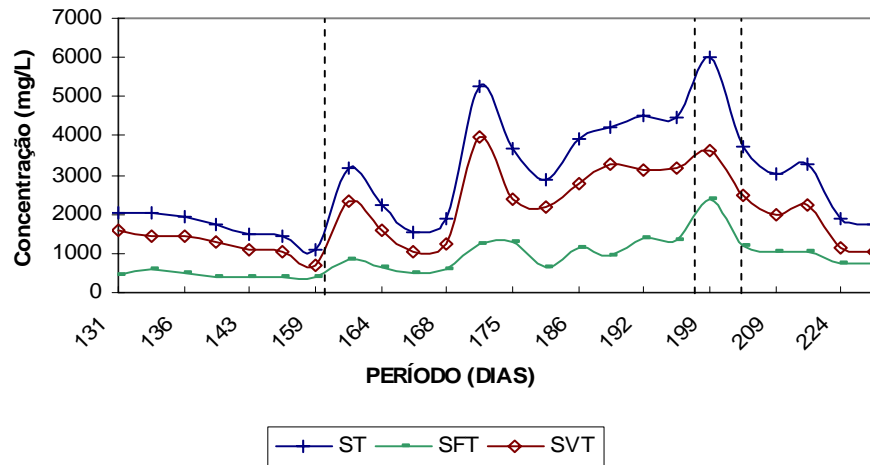


FIGURA 14 Concentração de sólidos no afluente do TAE

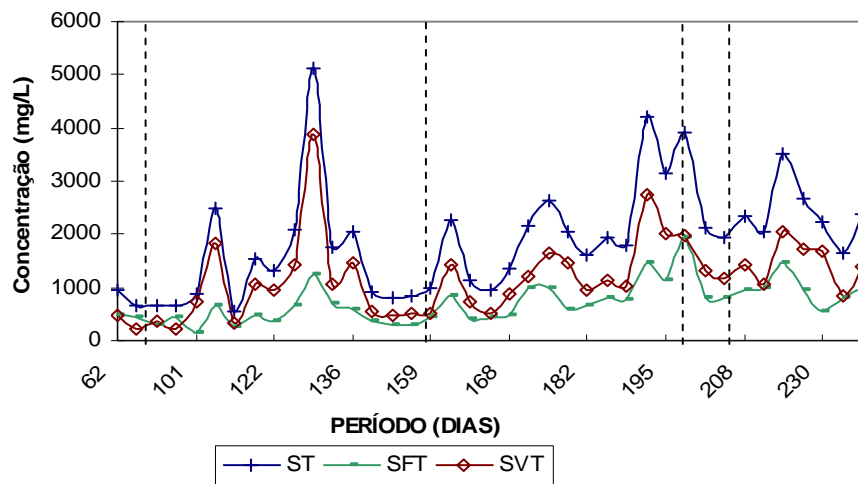


FIGURA 15 Concentração de sólidos no efluente do TAE

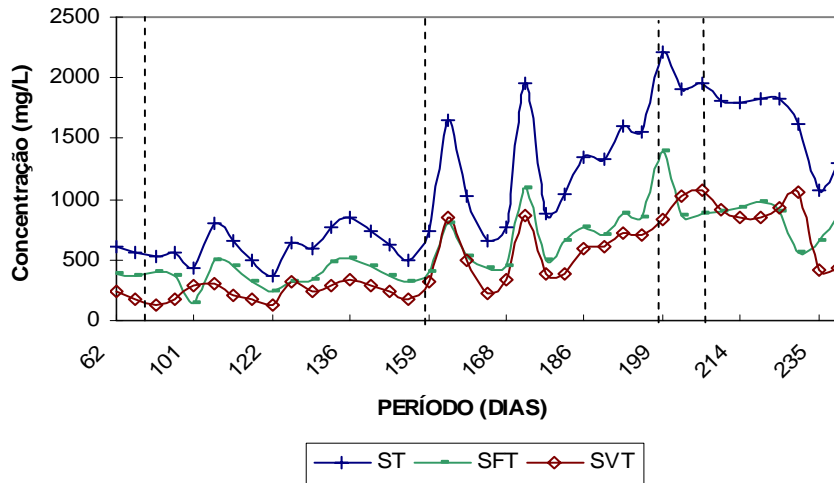


FIGURA 16 Concentração de sólidos no efluente do UASB

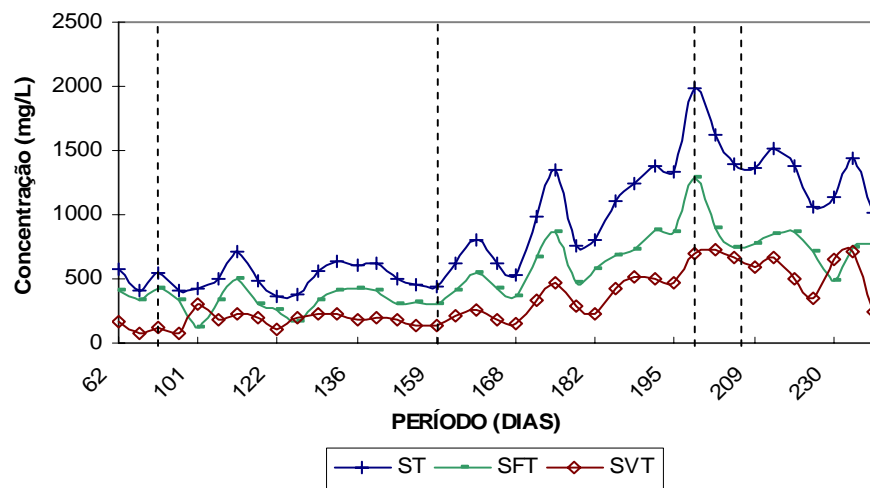


FIGURA 17 Concentração de sólidos no efluente do FA

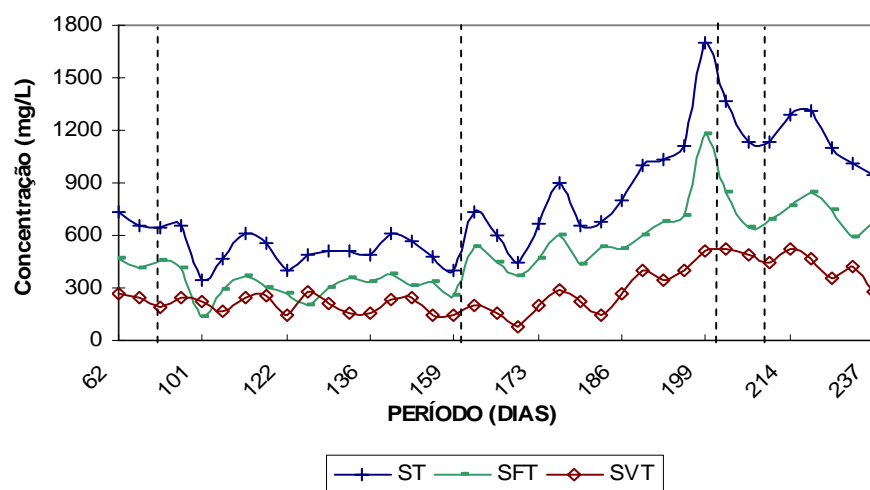


FIGURA 18 Concentração de sólidos no efluente do LAF

Os valores obtidos são, portanto, coerentes com os já observados em estudos anteriores, considerando que, na atual avaliação, a temperatura média do afluente foi de 27,4°C, 26,6°C e 23,9°C, para os três TDH avaliados, o que levou a uma já esperada diminuição da eficiência do sistema.

Os coeficientes de variação (CV) da concentração de SVT nos afluentes e efluentes de cada uma das quatro unidades foram elevados, com valor médio de 55% para as quatro unidades. Além das variações intrínsecas ao efluente em função do manejo diferenciado na granja, no que diz respeito ao tempo de lavagem das baias influenciando diretamente na diluição do efluente para as diferentes coletas, que eram realizadas três vezes por semana, há também que se considerar o arraste de lodo, ocorrido, principalmente, na última etapa da avaliação, quando o sistema foi operado com vazão da ordem de 1,1 L h⁻¹. Abordando a questão de arraste de lodo, Shayegan et al. (2005), avaliando diferentes velocidades ascensionais em reatores UASB em escala laboratorial, observaram que, para velocidades maiores que 1 m h⁻¹, houve arraste de lodo,

mais especificamente das bactérias redutoras de sulfato, as quais possuem pequena habilidade para a formação de grânulos firmes e densos, comparadas às arqueias produtoras de metano e que, em geral, se agregam na forma de flocos, que são facilmente rompidos sob condições de elevadas velocidades ascensionais.

4.6 Sólidos da manta de lodo do reator UASB

No início da avaliação, a concentração de sólidos apresentava-se bem homogênea ao longo do reator, a não ser no estrato correspondente ao amostrador 4 ($h=10\text{cm}$). Na Figura 21, pode-se visualizar uma concentração de sólidos 15% menor, quando comparada à média dos demais, o que poderia representar, desde o início, uma tendência de ocorrência de caminhos preferenciais no interior do reator, com conseqüente diluição no perfil. Porém, na primeira etapa do experimento, correspondente ao TDH de 55 horas, a carga orgânica aplicada ao reator UASB era baixa, justificando as concentrações observadas. Estas, em média, atingiram valores da ordem de 16.403 mg L^{-1} , para os amostradores 1,2,3 e 5, enquanto, no amostrador 4, a concentração média de SVT foi de 14.250 mg L^{-1} .

Constata-se, por meio da Figura 22, correspondente à segunda etapa do experimento (TDH de 40 horas), que houve pequeno aumento na concentração de SVT do lodo, ainda justificado pelas baixas cargas orgânicas aplicadas ao mesmo. Além disso, a hipótese inicial da presença de caminho preferencial (curto-circuito) tornou-se mais evidente, já que, naquele momento, no lodo coletado nos amostradores 2 e 4, ambos dispostos no lado esquerdo do reator, os valores de concentração foram bem abaixo dos demais.

Outro fator que chamou a atenção foi a elevada concentração de sólidos observada no topo do reator, amostrador 1 ($h=25\text{cm}$). Campos (1990),

observando este comportamento em reatores de bancada, propôs a hipótese de carreamento de sólidos do leito de lodo para as partes superiores do reator, em função das elevadas velocidades ascensionais do líquido, aliadas à intensa produção de biogás, em função das elevadas cargas aplicadas ao mesmo, que proporcionaram condições de intensa mistura. Sob tais condições, até mesmo grânulos de maior tamanho foram carreados e, ao se chocarem com o separador trifásico, sedimentavam, depositando-se nas camadas mais elevadas da manta de lodo. Como, para a situação em estudo, a carga aplicada ao sistema não poderia justificar tal fenômeno, a hipótese de existência de caminhos preferenciais poderia, já que nesses a velocidade de ascensão é elevada.

Há ainda outro fator que poderia facilitar o arraste de lodo, ou seja, a velocidade elevada do líquido logo na entrada do reator, devido ao reduzido diâmetro desta. Também a falta de um mecanismo de distribuição do fluxo ao longo da seção do reator, associada à condição de velocidade de entrada do líquido, potencialmente causaria excessiva turbulência no leito de lodo, facilitando o arranque e o transporte de partículas do leito.

Na Figura 22 verifica-se excesso de diluição em alguns pontos do perfil. Suas possíveis causas podem ser resumidos pelos valores observados para os seguintes parâmetros; concentração média de SVT verificada nos amostradores 2 e 4, 10.370 mg L^{-1} ; concentração média observada nos demais amostradores, 16.910 mg L^{-1} ; velocidade do líquido na entrada do reator para o TDH de 40 horas, $3,2 \text{ m h}^{-1}$ (vazão média na entrada do reator: $0,3 \text{ L h}^{-1}$; diâmetro do tubo de chegada na base do reator: $1,0 \text{ cm}$). Ainda durante esta etapa, foram observadas velocidades de até 5 m h^{-1} na entrada do reator, proporcionando condições inadequadas no leito de lodo (Campos, 1990). A diluição observada nos estratos inferiores do perfil ocorreram durante todo o experimento, consolidando a hipótese de turbulência causada pela excessiva velocidade do líquido na entrada do reator, com conseqüente arraste de sólidos nestes estratos.

Na etapa do experimento correspondente ao TDH de 21 horas iniciada no dia 09/03/2006, observa-se acentuado aumento na concentração de SVT do lodo associado ao aumento da carga orgânica aplicada ao reator, proporcionando maior disponibilidade de substrato para os microrganismos, comportamento que pode ser visualizado nas Figuras 19 e 23. Nesta fase, a concentração média de SVT na manta de lodo aumentou de 14.290 mg L^{-1} para 22.950 mg L^{-1} . Com a duplicação da velocidade de ascensão do líquido, teve início o processo de seleção do lodo, no qual a fração floculenta foi arrastada para fora do reator UASB, prejudicando a eficiência do mesmo que, para esta fase, foi de 55% para a remoção de DQO_{tot} , significando uma redução em relação à etapa anterior (TDH de 40 horas) de 33%. Contudo, a eficiência do sistema como um todo não foi prejudicada, já que a carga orgânica efluente ao reator UASB foi amortecida nas unidades FA e LAF.

Admitindo que já se aproximava a etapa final da avaliação e que o sistema como um todo se comportava de maneira adequada, no dia 13/04/2006 a vazão do sistema foi aumentada para $0,8 \text{ L h}^{-1}$ e, passada uma semana, um novo aumento da vazão foi realizado ($1,1 \text{ L h}^{-1}$), submetendo os reatores UASB e FA ao TDH de 11 horas. Sob tal condição, observou-se o aumento ainda mais acentuado da concentração de SVT do lodo, como demonstrado na Figura 24, atingindo uma condição homogênea nos estratos, com concentração média de 32.900 mg L^{-1} , representando um aumento, em relação à etapa anterior (TDH de 21 horas), de 43%. Com isso, intensificou-se o processo de produção de biogás, ocasionando intensa mistura no reator que, aliada às elevadas velocidades ascensionais impostas, deu início ao processo de seleção do lodo com melhor decantabilidade (grânulos) e remoção daquele de menor densidade (flocos). Este último, ao atingir o separador trifásico, aderiu ao mesmo, provocando entupimento da saída do biogás, fazendo com que este “transbordasse”. Como consequência, por diversas vezes, o sistema teve que ser parado por alguns

minutos para a limpeza do separador trifásico. Novamente, a eficiência na remoção de DQO_{tot} do reator UASB foi prejudicada e assumiu valor médio de 22%. Considerando as demais unidades, o sistema operou, durante esta fase, com eficiência média de 66% para remoção de DQO.

Observa-se, na Figura 20, o aumento acentuado da concentração de SVT do lodo com a redução do TDH no reator UASB e, conseqüentemente, do sistema. Para esta relação, foi utilizado o TDH correspondente ao volume ocupado pelo lodo, parâmetro que atingiu valores mínimos aproximados de 5 horas, demonstrando o grau de especialização do lodo utilizado.

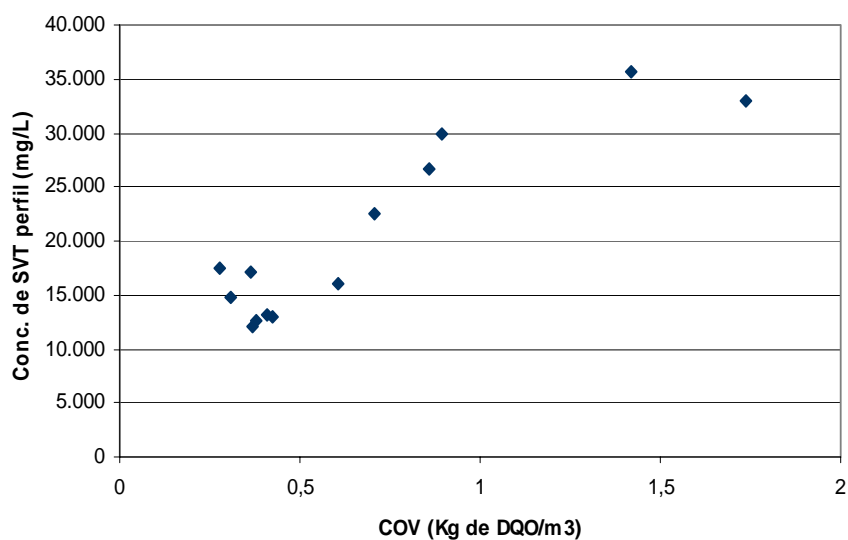


FIGURA 19 Relação entre o desenvolvimento do lodo e a COV no reator UASB

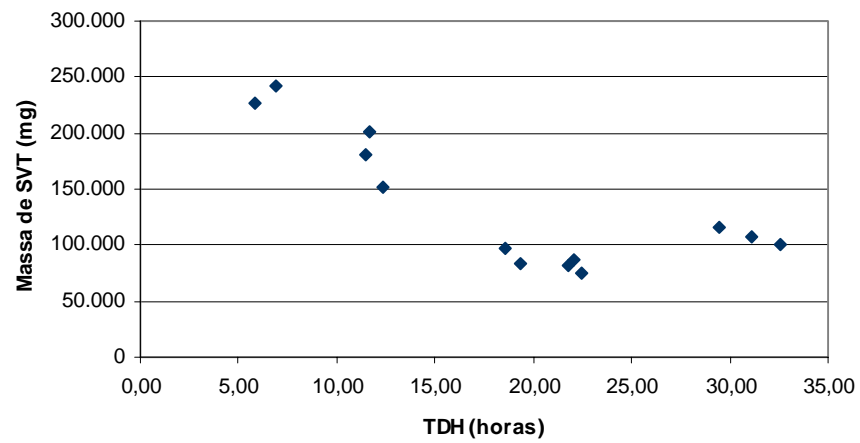


FIGURA 20 Variação da massa de SVT do perfil para diferentes TDH no lodo

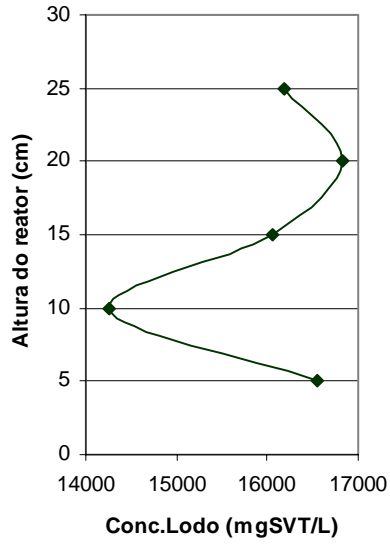


FIGURA 21 Perfil UASB (TDH-55h)

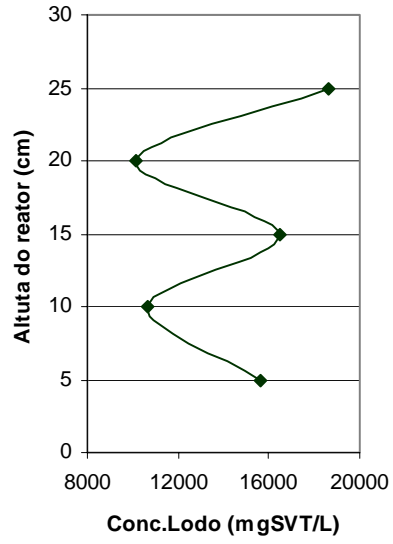


FIGURA 22 Perfil UASB (TDH-40h)

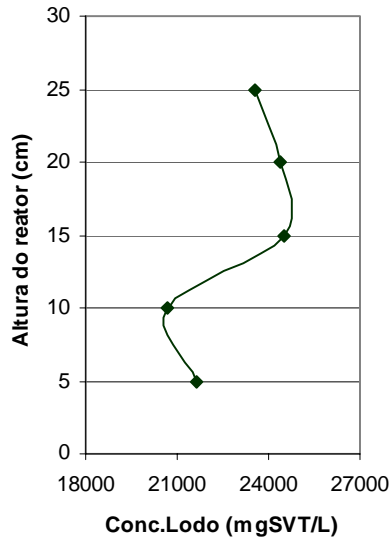


FIGURA 23 Perfil UASB (TDH-21h)

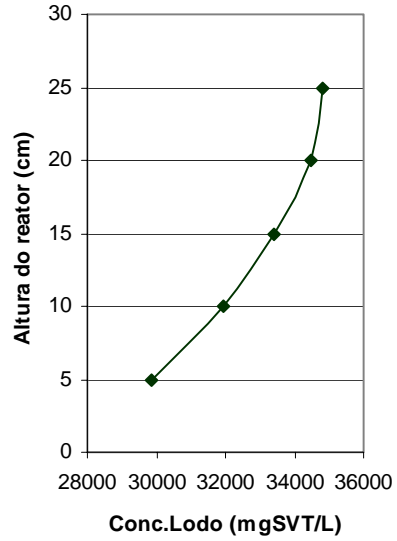


FIGURA 24 Perfil UASB (TDH-11h)

4.7 Desenvolvimento de biofilme e lodo intersticial no FA

Para o caso abordado, em que foram utilizados anéis de PVC corrugados, a área superficial específica encontrada foi de $375 \text{ m}^2 \text{ m}^{-3}$, valor bastante além do proposto por Chernicharo (1997). Esse fato, provavelmente, está associado ao diâmetro dos anéis utilizados como meio suporte que, neste caso, foi de 19 mm ($\frac{3}{4}$ "), ainda que o autor, em nenhum momento, especifique em seu trabalho as dimensões relativas ao diâmetro e comprimento de cada unidade componente do meio suporte por ele utilizado. Portanto, admitindo as reduzidas dimensões das unidades de meio suporte utilizadas nesta avaliação, é conveniente concluir que, para um determinado volume, haveria, neste caso, maior número de unidades proporcionado, automaticamente, maior superfície de meio suporte por unidade de volume ocupado no reator.

Determinada a massa meio suporte ao final do experimento, esta foi comparada à massa inicial e, por diferença, determinou-se a massa de biofilme, que foi de 10.493 mg. Esta, quando relacionada à superfície específica do meio suporte, que foi de $29.973,6 \text{ cm}^2$, resultou no valor aproximado de $0,35 \text{ mg cm}^{-2}$. No entanto, a distribuição do biofilme na superfície do meio suporte não ocorreu de maneira uniforme, tendo sido constatado maior acúmulo nas suas rugosidades, principalmente na parte interna do anel, onde o biofilme não sofria nenhum tipo de solicitação dos anéis circunvizinhos. Isso não ocorria na face externa, que estava em constante contato com os demais anéis. Há que se considerar, ainda, que, apesar da superfície irregular do meio suporte, a qual apresenta pequenos canais que facilitam o acúmulo de lodo, o mesmo apresenta textura bastante lisa, dificultando o processo de adesão do lodo.

Observa-se, na Figura 25, a baixa concentração de sólidos no lodo intersticial do FA, com valores médios de 1.213 e 900 mg L^{-1} , para ST e SVT, respectivamente. Para este último, o coeficiente de variação encontrado foi de

1%. Os valores observados para concentração de SVT em cada um dos estratos do perfil, estão demonstrados na Figura 25, podendo-se notar elevadas concentrações de SVT na base do reator (fundo falso). Esta concentração mais elevada deveu-se, principalmente, aos sucessivos arrastes ocorridos na manta de lodo do reator UASB ao final da avaliação, quando o sistema foi submetido a cargas orgânicas mais elevadas. Portanto, os sólidos carregados da manta de lodo eram conduzidos ao FA, além, é claro, do aumento na concentração de SVT do lodo dentro do mesmo.

Pelo fato de o sistema ser operado, na maior parte do tempo, com cargas relativamente baixas, as quais eram absorvidas com eficiência pelo reator UASB, pouco substrato passava para o FA, impossibilitando a formação de um lodo mais concentrado neste e, conseqüentemente, fazendo com que ocorressem baixas remoções de DQO_{tot} . Estas foram, em média, da ordem de 21%, 31%, 44% e 36%, para os TDH 55, 40, 21 e 11 horas, respectivamente. Tal constatação pode ser extraída pela simples observação das Figuras 16 e 17, que dizem respeito à concentração de cada uma das parcelas de sólidos presentes no efluente de ambas as unidades (UASB e FA). Observou-se baixa concentração de sólidos voláteis no afluente do FA, proporcionando, assim, ambiente pouco favorável ao desenvolvimento bacteriano. Ainda assim, este reator apresentou elevada eficiência na retenção dos sólidos provenientes da manta do reator UASB, especialmente quando este foi submetido a vazões mais elevadas, permitindo ao sistema operar com boa eficiência. Prova disso foram as maiores concentrações de SVT observadas no lodo do fundo falso do FA ao final do experimento, com concentração média de $2.360 \text{ mg SVT L}^{-1}$.

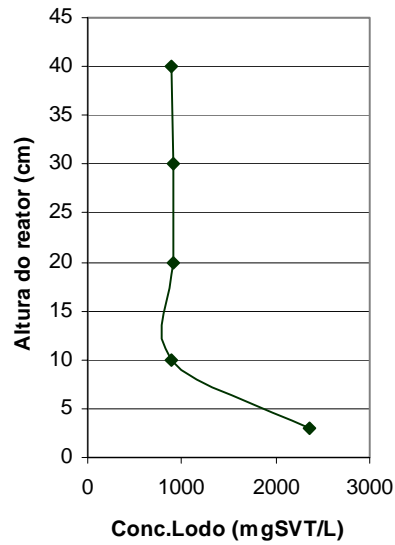


FIGURA 25 Perfil de sólidos – FA

Como, para as condições em que o estudo foi realizado, a utilização dos valores propostos para os parâmetros não corresponderam, procurou-se determinar o coeficiente do sistema (S_k) para cada um dos TDH utilizados, mantendo-se constante o coeficiente do meio suporte ($m=0,55$). Adotando-se os valores médios de eficiência na remoção de DQO_{tot} observados para cada etapa da pesquisa e substituindo-os na Equação 16 proposta por Young (1991) e citada por Chernicharo (1997), foram encontrados os valores de 7,20; 5,25; 3,00 e 2,40, para os TDH 55, 40, 21 e 11 horas, respectivamente. Sendo assim, não se considerou coerente propor um só valor para o parâmetro S_k , considerando as condições diferenciadas às quais foi submetida a unidade, ao longo deste experimento.

4.8 Remoção de carga orgânica e produção de biogás

Todas as avaliações de eficiência de remoção de material orgânico foram feitas em função do parâmetro DQO_{tot} . Porém, como forma de avaliar a biodegradabilidade aeróbia do efluente líquido utilizado, foram feitas caracterizações esporádicas da DBO_5 , as quais forneceram os seguintes valores médios:

- E-TAE – 65%;
- E-UASB – 67%;
- E-FA – 49%;
- E-LAF – 29%.

O sistema de tratamento avaliado foi operado de forma bastante estável e com elevada eficiência na remoção de DQO_{tot} , durante a maior parte do experimento, devido, principalmente, à diluição excessiva da água residuária utilizada que, em média, apresentou concentração afluente ao TAE de 783 mg $DQO_{tot} L^{-1}$ (entrada do sistema). Esse fator, aliado às baixas vazões a que o sistema foi submetido nas duas primeiras fases (TDH de 55 e 40 horas), proporcionaram eficiências médias na remoção de DQO_{tot} de 80% e 91%, para as primeira e segunda etapas, respectivamente. O valor de 80%, apresentado para a primeira etapa do experimento, não possui representatividade, pois sofreu bastante influência por parte de dois valores observados nos dias 23/11/2005 (54º dia) e 08/12/2005 (69º dia). Esses baixos valores ocorreram em virtude das baixas concentrações presentes no afluente ao TAE (entrada do sistema), em que a parte biodegradável foi praticamente toda removida ainda no reator UASB e que, em função de o FA estar ainda em condições de partida, apresentou baixa eficiência na remoção de material dissolvido. As cargas orgânicas volumétrica e biológica, aplicadas no reator UASB durante as duas etapas abordadas, foram de

0,49 kg DQO_{tot} m⁻³reator d⁻¹ (nesta etapa não era realizado o peneiramento do efluente) e 0,045 kg DQO_{tot} kg⁻¹ SVT d⁻¹ e 0,37 kg DQO_{tot} m⁻³reator d⁻¹ e 0,061 kg DQO kg⁻¹ SVT d⁻¹, para a primeira e a segunda etapas, respectivamente. Até o final da terceira etapa do experimento (TDH=21h), o sistema operava com eficiência média de 87% para a remoção de DQO_{tot}, mas já apresentava sinais de instabilidade, causados pela fase transiente de operação que, dessa vez, em função das maiores cargas aplicadas, (0,82 kg DQO_{tot} m⁻³reator d⁻¹ e 0,056 kg DQO kg⁻¹ SVT d⁻¹), provocou uma discreta queda de eficiência, atingindo um valor médio de 83%. Nas Figuras 26 e 27 visualiza-se o comportamento dos parâmetros COV, para as unidades UASB, FA e LAF e COB, no reator UASB.

Praticamente 30 dias após o início da terceira etapa, na qual foi observado bom desempenho para o sistema, com destaque ainda para o reator UASB, mas, dessa vez, com presença relevante do FA, a vazão do sistema foi novamente aumentada para 0,8 L h⁻¹, condicionando um TDH para os reatores UASB e FA de 15 horas. No entanto, este aumento foi realizado como forma de submeter o sistema a uma fase de transição, já que o objetivo real era atingir TDH de 10 horas. Esta fase de “condicionamento” do reator prolongou-se por uma semana, após a qual o sistema foi submetido a uma vazão média de 1,1 L h⁻¹, proporcionando TDH de 11 horas no reator UASB e no FA. Sob tal condição, o reator UASB foi operado com COV média de 1,72 kg DQO_{tot} m⁻³reator d⁻¹ e 0,078 kg DQO kg⁻¹SVT d⁻¹. Os valores de eficiência do sistema na remoção de DQO_{tot}, apesar de terem variado bastante ao longo desta fase, em função da saída excessiva de sólidos suspensos discutida anteriormente, chegaram a atingir valores acima de 70%. Infelizmente, o prazo de 47 dias, utilizado para a avaliação do sistema sob essa nova condição, não foi suficiente para que o mesmo atingisse o estado estacionário de operação, apresentando eficiência média do sistema de 62%, com destaque para o FA, que amorteceu boa parte da carga orgânica efluente do reator UASB.

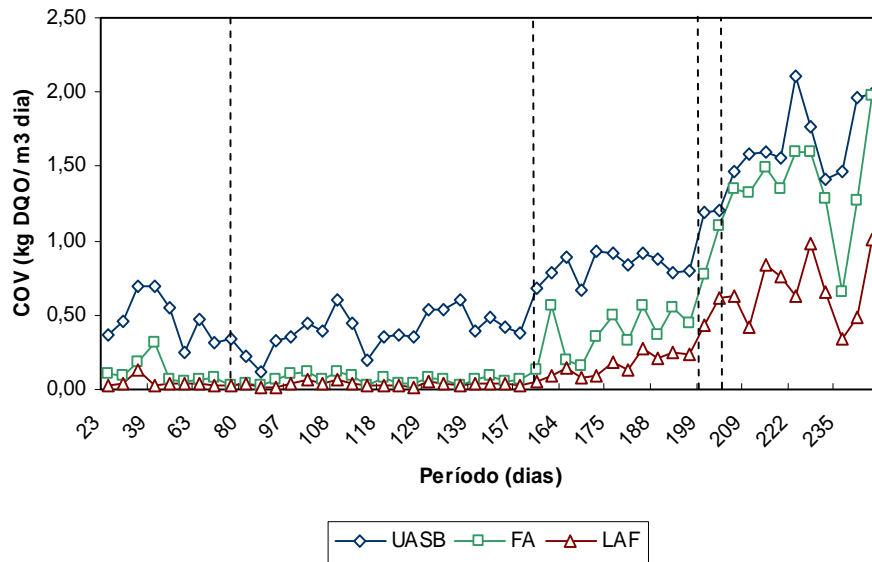


FIGURA 26 COV aplicada a cada uma das unidades avaliadas no sistema

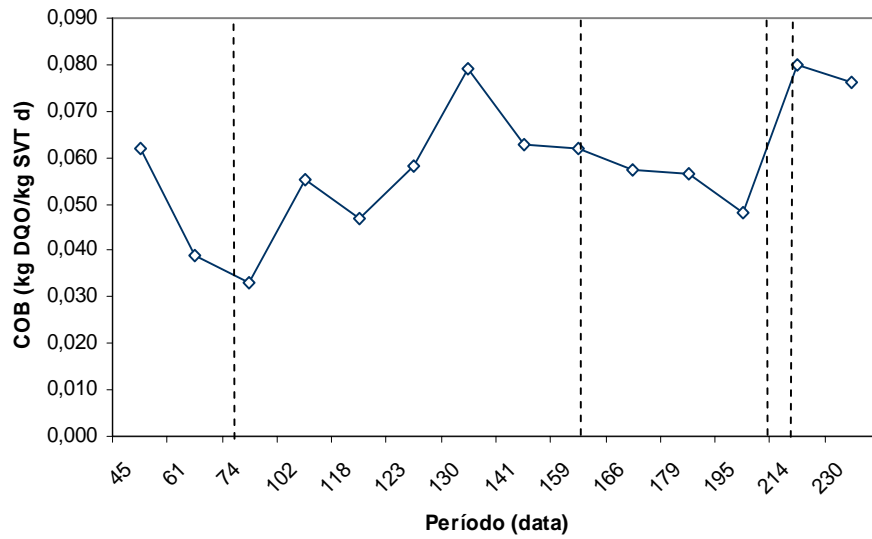


FIGURA 27 COB aplicada ao reator UASB

Vale frisar que os baixos valores observados para a remoção de DQO_{tot} nesta etapa da avaliação não foram em função da ineficiência do lodo, já que a produção de biogás era intensa e podia ser observada pelo equalizador de pressão. A intensa produção de biogás, aliada às elevadas velocidades ascensionais do líquido, proporcionou elevado grau de mistura no interior do reator, facilitando o desprendimento e o carregamento do lodo de menor densidade que inicialmente se apresentava preso nos interstícios formados pelo agrupamento dos grânulos. Também foram observadas, em algumas oportunidades, grandes quantidades de grânulos com diâmetro de 2 a 3mm flotando na parte superior do reator UASB. Grânulos deste tamanho, normalmente, possuem boas condições de decantabilidade, mas, em função do arranjo destes, proposto por Campos (1990), em que as arquéias metanogênicas se posicionam nas partes mais internas, seria razoável propor que uma taxa de produção de metano maior que a taxa de difusão do mesmo para a parte externa do grânulo causasse um acúmulo de biogás no seu interior, diminuindo sua densidade com conseqüente flotação. As condições de operação, em termos de concentração de DQO_{tot} do afluente e do efluente, para cada uma das unidades avaliadas, são apresentadas nas Figuras 28, 29, 30 e 31 e no Apêndice I, Tabela I.7.

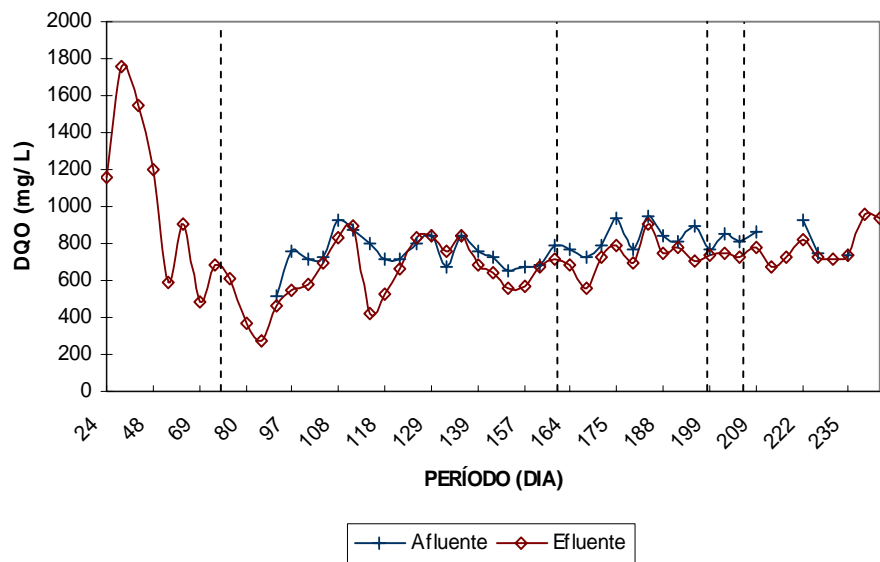


FIGURA 28 DQO afluente e efluente na unidade TAE

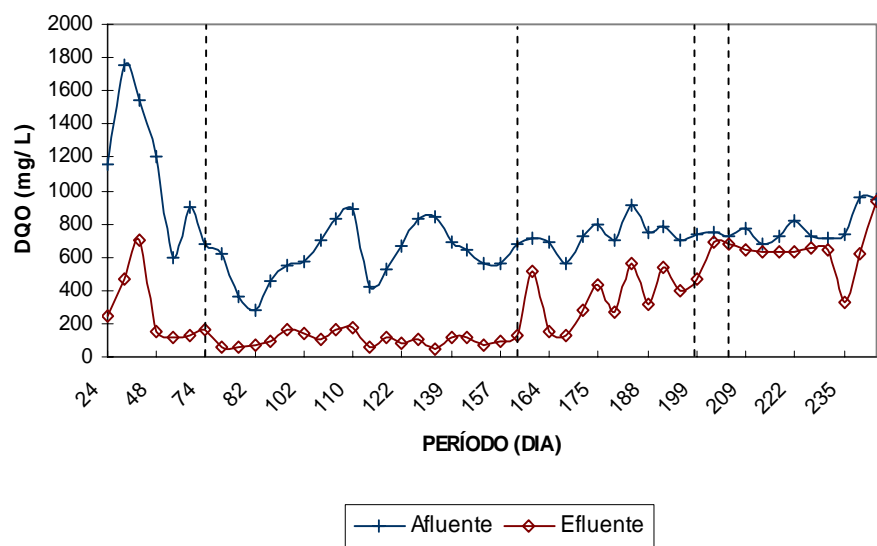


FIGURA 29 DQO afluente e efluente na unidade UASB

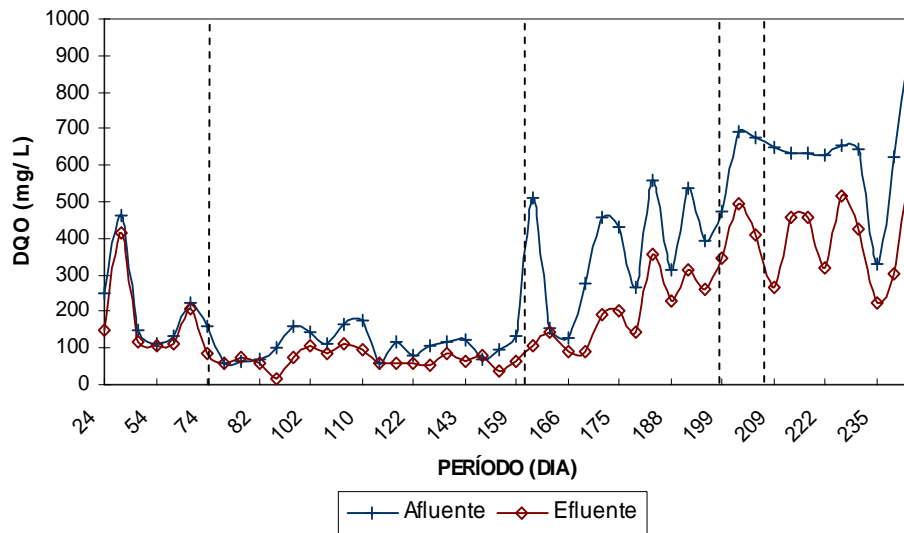


FIGURA 30 DQO afluente e efluente na unidade FA

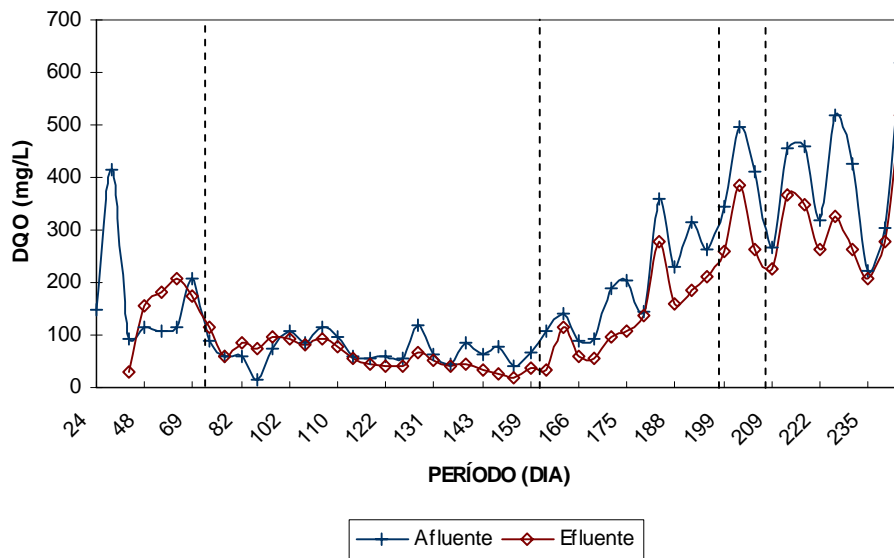


FIGURA 31 DQO afluente e efluente na unidade LAF

A partir de simulação matemática, proposta por von Sperling (1996b), para descrever o comportamento de reatores operando em condições estacionárias (concentrações constantes) e em regime de mistura completa, foram simuladas as condições médias de operação observadas no reator UASB, para cada etapa do experimento. Na simulação dos dados, realizada pelo software Visual Basic®, foram considerados apenas os valores observados sob condições estacionárias (DBO_{afl} e DBO_{enl}) impossibilitando a realização desta, na última fase do experimento. Foram utilizados os seguintes parâmetros de entrada: vazão, concentração efluente ($mg\ DBO.L^{-1}$), dias decorridos sob condição estacionária, coeficiente de remoção da DBO_5 proposto por Chernicharo (1996) $K=0,15$, e passo de integração para o método de Euler (0,001). Os resultados obtidos pela simulação proposta por von Sperling (1996b) são apresentados na Figura 32 e também no Apêndice III, Tabela III.1. Já os detalhes da programação são apresentados no Apêndice III, Figura III.1

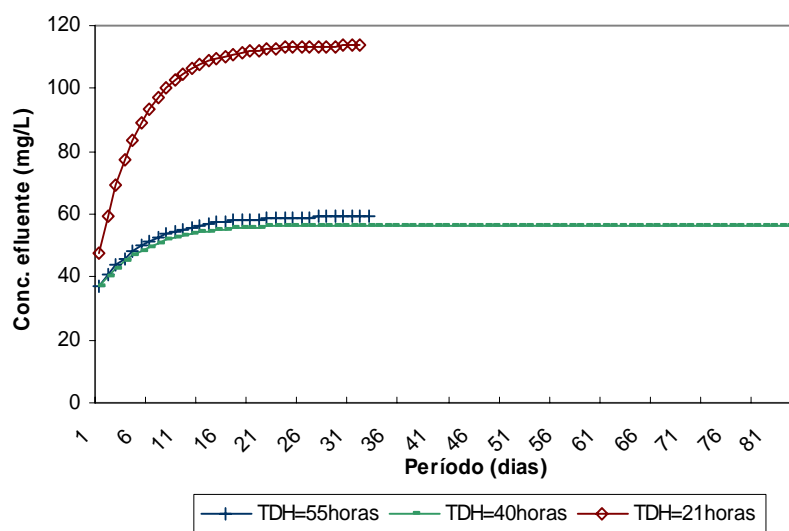


FIGURA 32 Dados simulados

Os resultados obtidos na simulação, quando comparados aos observados ao longo do experimento, diferiram razoavelmente para os TDH de 55 e 21 horas. Para a concentração do efluente calculada para o TDH de 55 horas, o valor estimado foi de 59 mg L^{-1} , enquanto o observado foi de 91 mg L^{-1} . Para o TDH de 40 horas, os resultados foram mais próximos, sendo o calculado de 57 mg L^{-1} e o observado 68 mg L^{-1} . No caso do TDH de 21 horas, os resultados obtidos diferiram muito; o observado foi de 237 mg L^{-1} e o calculado de 114 mg L^{-1} . Apesar da simulação ter sido realizada para as condições de mistura completa, pôde-se observar razoável aproximação dos resultados quando estes foram simulados em períodos mais longos, como no caso do TDH de 40 horas, proporcionando ao reator tempo suficiente para operação em estado estacionário.

Com relação a produção de biogás no reator UASB foram alcançados valores diários de até $4,73 \text{ L}$, representando uma taxa de $0,391 \text{ m}^3$ de biogás m^{-3} de reator, quando o reator foi submetido a uma COV de $1,46 \text{ kgDQO}_{\text{tot}} \text{ m}^{-3}$ de reator. Contudo, o cálculo da produção teórica diária de biogás baseou-se na remoção de DQO_{tot} observada e foi determinada segundo metodologia proposta por Campos et al. (2005b) e Chernicharo (1997).

Admitindo, portanto, que a altitude local onde se deu o experimento é de, aproximadamente, 920 metros e que a temperatura média ambiente ao longo do experimento foi de $26,4^\circ\text{C}$ e substituindo-se estes valores na Equação 17, obteve-se o valor de $0,898 \text{ atm}$ para a pressão atmosférica local.

$$P = 1 \exp^{(-0,0289 \times 9,806 \times 920 / 0,08206 \times 279,4)} = 0,898 \text{ atm} \quad (17)$$

A temperatura média operacional do reator foi de $26,3^\circ\text{C}$ e, por meio da Equação 2, obtém-se o valor do parâmetro de correção da temperatura local $K(t)$, que foi igual a $2,34 \text{ g DQO L}^{-1}$.

$$K(t) = \frac{0,898 \times 64}{0,08206 \times (273 + 26,3)} = 2,34 \text{ gDQO.L}^{-1} \quad (19)$$

Com o intuito de desconsiderar a parcela de DQO_{tot} removida e que foi utilizada para crescimento bacteriano, foi utilizado o coeficiente de crescimento bacteriano “Y” de $0,34 \text{ mg SVT mg DQO}_{removida}^{-1}$ proposto por Saleh (2003). O valor foi determinado para reatores UASB operando com água residuária de suinocultura em escala de bancada e diz respeito ao mesmo lodo utilizado nesta avaliação. Considerando que a remoção média de DQO_{tot} observada ao longo do experimento foi de 441 mg L^{-1} , concluiu-se que a parcela da $DQO_{removida}$ e que foi utilizada para o crescimento bacteriano foi, em média, de $149,3 \text{ mg DQO}_{tot} \cdot \text{L}^{-1}$ de efluente estabilizado. Portanto, considerando que a parcela restante da DQO removida foi totalmente utilizada para a produção de metano e o valor médio foi de $291,7 \text{ mg DQO}_{tot} \text{ L}^{-1}$, e substituindo-se este valor na Equação 3, juntamente com o valor de $K(t)$, o valor encontrado para a produção média teórica de metano foi de $0,125 \text{ L de CH}_4 \cdot \text{L}^{-1}$ de efluente estabilizado, o que corresponde a uma produção teórica específica de $0,428 \text{ L de CH}_4 \cdot \text{g}^{-1} \text{ DQO}_{tot}$ removida, valor maior que o apresentado por Cherniharo (1997) devido à condição de menor pressão atmosférica local. Ou seja, em média, foram necessários $3,42 \text{ L}$ de efluente estabilizado para a remoção de 1 g de DQO_{tot} do mesmo.

$$V_{CH_4} = \frac{0,292}{2,34} = 0,125 \text{ L CH}_4 \text{ L}^{-1} \quad (18)$$

Com isso, embora a taxa de produção de biogás tenha sido elevada na quarta etapa do experimento (TDH=11 horas), condição observada por meio do equalizador de pressão, para efeito de cálculo teórico, isso não ocorreu, devido às reduzidas eficiências apresentadas pelo reator nesta etapa do experimento. Os gráficos das Figuras 33 e 34, relacionam a produção teórica de metano e biogás às cargas orgânicas volumétrica e biológica aplicadas ao reator, respectivamente.

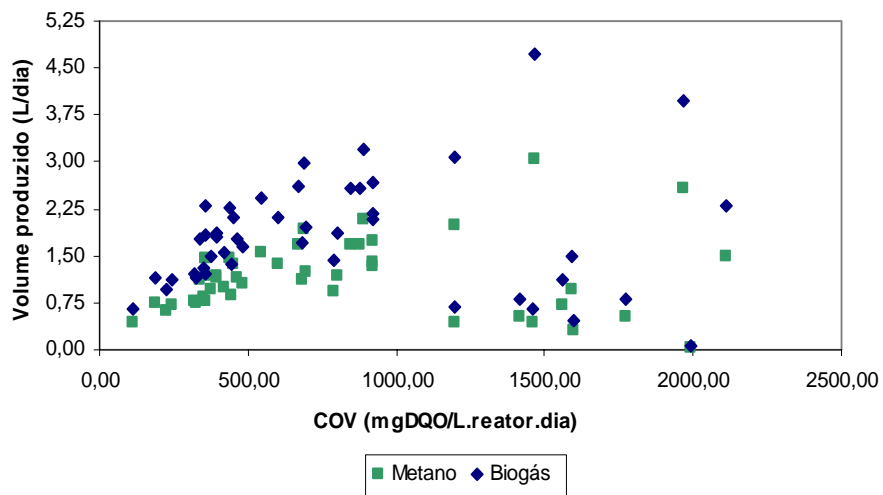


FIGURA 33 Produção teórica de metano e biogás, em função da COV

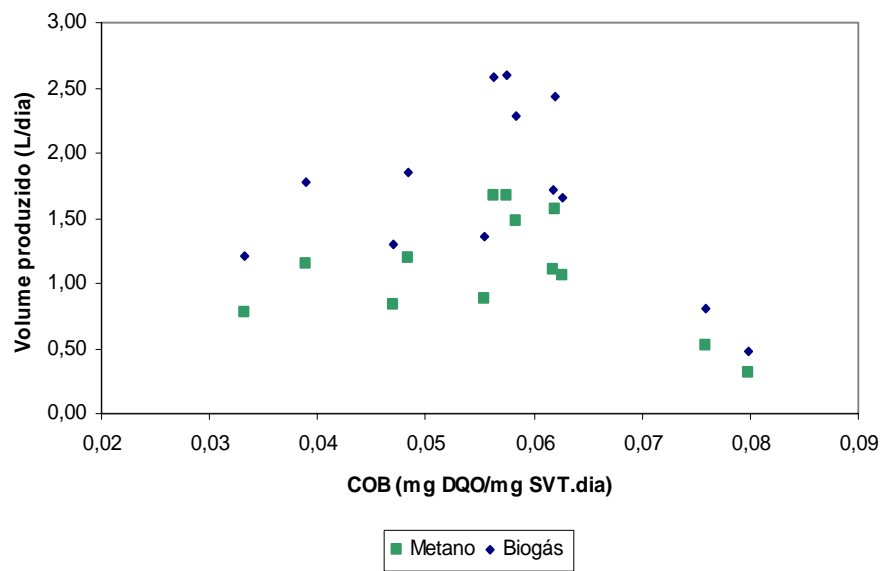


FIGURA 34 Produção teórica de metano e biogás, em função da COB

Verifica-se, pela Figura 33, que o sistema predominantemente foi operado com COV relativamente baixas ($<1,0 \text{ kg DQO}_{\text{tot}} \text{ m}^{-3}$ de reator), proporcionando uma produção diária teórica média de 1,16 e 1,8 litros de metano e biogás, respectivamente e que a produção teórica máxima foi alcançada sob condição de COV igual a $1,5 \text{ kgDQO}_{\text{tot}} \text{ m}^{-3}$ de reator, em que foram alcançadas taxas de produção de metano da ordem de $0,096 \text{ m}^3 \text{ de CH}_4 \cdot \text{m}^{-3}$ de reator.

Por meio da Figura 34, depreende-se que a COB que proporcionou as maiores produções de biogás foi de, aproximadamente, $0,06 \text{ kgDQO} \cdot \text{kg}^{-1} \text{ SVT} \cdot \text{dia}^{-1}$, sob a qual o reator produziu um volume médio diário de 2,5 litros de biogás, o que corresponde a uma taxa de produção de metano da ordem de $0,134 \text{ m}^3 \text{ de CH}_4 \cdot \text{m}^{-3} \text{ de reator} \cdot \text{d}^{-1}$.

A produção de metano em função dos SVT do perfil do reator foi decrescente, devido ao aumento da vazão, apresentando valores de $0,012 \text{ m}^3 \text{ CH}_4 \cdot \text{kg}^{-1} \text{ SVT} \cdot \text{d}^{-1}$, para os TDH de 55 e 40 horas, respectivamente. Já para o TDH de 21 horas, foi observado um valor médio de produção de metano da ordem de $0,09 \text{ m}^3 \text{ CH}_4 \cdot \text{kg}^{-1} \text{ SVT} \cdot \text{d}^{-1}$ e, finalmente, para o TDH de 11 horas, esse parâmetro alcançou o menor valor observado, que foi de $0,005 \text{ m}^3 \text{ CH}_4 \cdot \text{kg}^{-1} \text{ SVT} \cdot \text{d}^{-1}$. Os valores mais baixos observados nas duas últimas etapas da avaliação foram devido ao aumento considerável da massa microbiana no interior do reator, além da queda do desempenho deste, observada na última etapa do experimento. Foram ainda calculadas as produções teóricas de metano relacionadas à secção interna do reator. Estas assumiram valores da ordem de 0,006, 0,005, 0,007 e 0,005 L de $\text{CH}_4 \cdot \text{cm}^{-2}$ de reator $\cdot \text{d}^{-1}$, para cada uma das quatro etapas do experimento, ou seja, 1°, 2°, 3° e 4° respectivamente.

4.9 Remoção de macronutrientes (N e P)

A remoção de macronutrientes no sistema atingiu eficiências médias da ordem de 66% e 27% para o nitrogênio (NTK) e o fósforo (P_{tot}), respectivamente, admitindo que as maiores eficiências na remoção de nitrogênio foram obtidas no reator UASB (44%), enquanto que, para o fósforo, estas foram na LAF (15%). Na Figura 35 pode-se visualizar o comportamento da concentração de P_{tot} no efluente de cada uma das unidades componentes do sistema. Os valores observados durante o experimento são apresentados no Apêndice I, Tabela I.8.

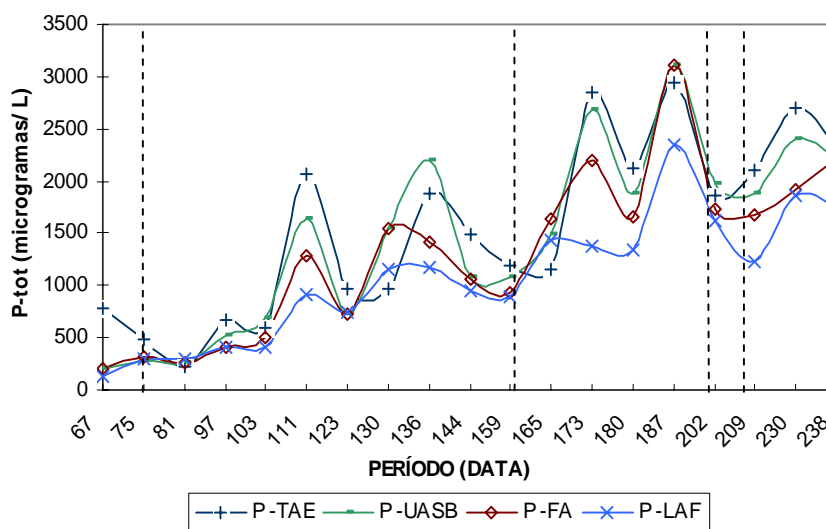


FIGURA 35 Concentração de P-tot no efluente de cada unidade

Diesel (2002) considerou que a concentração de N, P e K nos esterco animais está relacionada com a qualidade dos alimentos consumidos pelos mesmos e com o tamanho do animal (peso vivo) e que, em média, 80% do P_2O_5

presente nos alimentos, são excretados nas fezes e que está presente mais na forma de compostos orgânicos, enquanto que a urina contém apenas traços. Os valores médios observados neste trabalho, na entrada e saída do sistema, respectivamente, foram de 1,55 e 1,10 mg L⁻¹, os quais, apesar de estarem bem abaixo dos observados por Oliveira (2003) para um sistema de lagoas em escala plena, continuam bastante acima da concentração máxima permitida pela legislação, que é de 0,15 mg L⁻¹, para águas doces da classe 3 (CONAMA, 2005). Com relação ao NTK, os valores médios observados na entrada e saída do sistema foram de 182 e 84 mg L⁻¹, sendo este último ainda bastante elevado no que diz respeito ao permitido pela legislação ambiental, que é de 24 mg L⁻¹. Na Figura 36 é mostrado o comportamento da concentração do NTK nos efluentes de cada uma das unidades avaliadas ao longo do estudo.

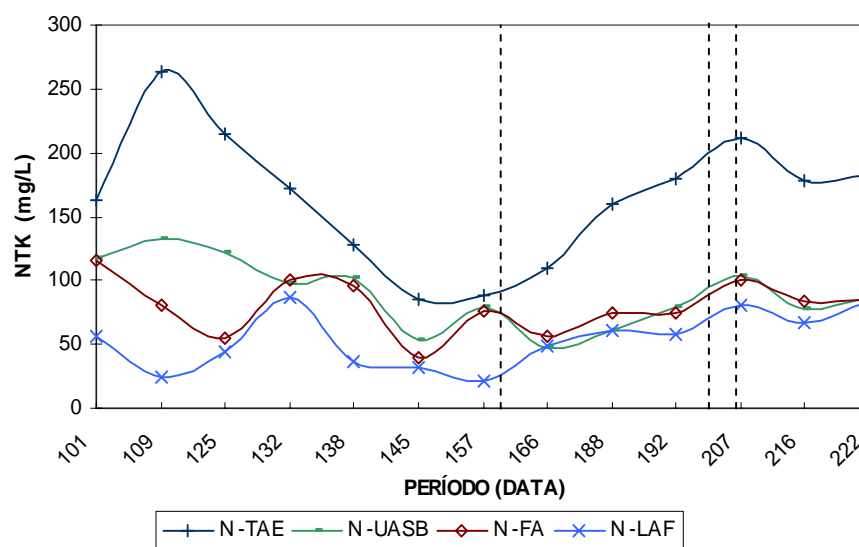


FIGURA 36 Concentração de NTK no efluente de cada unidade

As baixas eficiências observadas na unidade LAF podem ter ocorrido em função do baixo TDH, proporcionando pouco tempo para a formação de complexos cristalinos e, ainda, a ausência de coescência, devido ao tipo de sistema de aeração utilizado, dificultando o processo de sedimentação.

4.10 Determinação do tipo de mistura do reator UASB

A determinação do tipo de mistura presente no reator UASB sob o TDH de 12 horas foi realizada por meio da injeção do elemento traçador lítio na entrada do reator UASB. Ela foi realizada segundo a metodologia proposta por Campos (1990) e Levenspiel (1988) e denominada técnica de injeção em pulso. Ainda, seguindo a metodologia proposta por Campos (1990), deu-se início à coleta do efluente no mesmo instante da injeção, como forma de constatar possível curto circuito no interior do reator.

As amostragens foram realizadas na saída do reator por meio de pipeta graduada, em intervalos constantes de 12 minutos. Após coletadas, as amostras foram acondicionadas em tubos de vidro previamente enxaguados com água destilada e devidamente secos. Tais coletas foram realizadas durante 124 horas, de forma ininterrupta.

A utilização do equipamento fotômetro de chama em estudos desta natureza foi proposta por Séguret et al. (2000).

Com os pares de valores obtidos (concentração e tempo), foi gerada a curva representativa do comportamento destes com sua respectiva equação, por meio do software matemático Matlab-R12[®]. A curva obtida está apresentada abaixo na Figura 37.

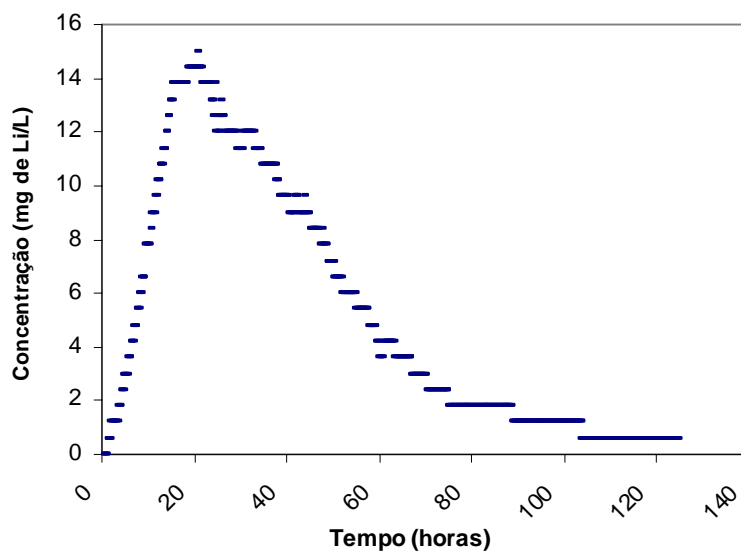


FIGURA 37 Curva de saída do Li^+ na avaliação do tipo de mistura

A Equação 22, encontrada por meio da regressão dos valores observados, apresentou coeficiente de regressão 0,971 (R^2) e denomina-se $C(t)$. Ela está representada a seguir.

$$C(t) = 90,97 \exp^{(-0,0441t)} - 95,28 \exp^{(-0,0676t)} \quad (22)$$

A partir desta equação, foram desenvolvidas todas as simulações matemáticas propostas por Levenspiel (1988), por meio das quais foram determinados diversos parâmetros, como média e desvio padrão da distribuição que caracterizaram o tipo de mistura envolvida ao reator UASB, dentre os quais o número de dispersão. As simulações foram realizadas por meio do software matemático Maple 8[®].

Integrando-se a equação $C(t)$, no intervalo de 0 a 124 horas e multiplicando-se o valor obtido pela vazão média do sistema ao longo da

avaliação, obteve-se a massa de lítio recuperada. Estes cálculos, com seus respectivos resultados, são apresentados nas Equações 23 e 24, respectivamente.

$$\int_0^{124} C(t)dt = \int_0^{124} [90,97 \exp^{(-0,0441t)} - 95,28 \exp^{(-0,0676t)}] dt \quad (23)$$

$$\int_0^{124} C(t)dt = 644,97 \text{mg} \cdot \text{L}^{-1} \cdot \text{hora}$$

$$M_{Li} = 644,97 \text{mg} \cdot \text{L}^{-1} \cdot \text{hora} \times 1,03 \text{L} \cdot \text{hora}^{-1} = 664,32 \text{mg} \quad (24)$$

Admitindo que a massa total de lítio injetada no reator UASB foi de 740 mg e que a massa recuperada foi de 664,32 mg, conclui-se que foi recuperado 89,77% do total injetado no sistema.

Utilizando-se o processo de normalização da equação descrito na Equação 2, proposta por Levenspiel (1988), foi encontrada a equação $E(t)$, denominada função normalizada da distribuição do tempo de residência do fluido no interior do reator, a qual é apresentada na Equação 25.

$$E(t) = \frac{C(t)}{\int_0^{124} C(t)} dt \quad (2)$$

$$E(t) = 0,1410462 \exp^{(-0,0441t)} - 0,1477287 \exp^{(-0,0676t)} \quad (25)$$

$$\text{Como, } \int_0^{124} E(t) = 1$$

O tempo médio de residência de uma partícula no interior do reator pôde então ser calculado segundo a relação demonstrada na Equação 3, proposta por Levenspiel (1988).

$$\bar{t} = \frac{\int_0^{124} tE(t) dt}{\int_0^{124} E(t) dt} = 38,287 \text{ horas} \quad (3)$$

A variância é determinada por meio da Equação 4, a qual dividida pelo valor médio da distribuição, fornece o valor da variância para o valor da média normalizada (Equação 15)

$$\sigma^2 = \int_0^{124} t^2 E dt - \bar{t}^2 \quad (4)$$

$$\sigma^2 = 2045,231559 - 1465,894369 = 579,287974 \text{ horas}^2$$

$$\sigma^2_{\theta} = \frac{\sigma^2}{\bar{t}^2} = 0,39516389 \quad (15)$$

Considerando a característica assimétrica de distribuição observada na curva resposta obtida na avaliação, além da presença de prolongamento em forma de cauda, o modelo foi caracterizado como de dispersão de grande intensidade, para o qual o número de dispersão pode ser determinado pela Equação 15, proposta por Levenspiel (1988).

$$\sigma^2_{\theta} = 0,39516389 = 2 \frac{d}{uL} - 2 \left(\frac{d}{uL} \right)^2 (1 - \exp^{-uL/d}) \quad (15)$$

$$\text{portanto, } \frac{d}{uL} = 0,2675 .$$

Portanto, o escoamento no interior do reator UASB, para as condições avaliadas, foi caracterizado como em fluxo disperso apresentando um número de dispersão (**d**) de 0,2675. A partir deste valor e relacionando-o à Equação 1, apresentada por von Sperling (1996b), foi possível determinar o coeficiente de

remoção de DBO (K) para o reator UASB em cada uma das etapas avaliadas neste experimento.

$$C = C_0 \times \frac{4ae^{1/2d}}{(1+a)^2 e^{a/2d} - (1-a)^2 e^{-a/2d}} \quad (1)$$

em que, $a = \sqrt{1 + 4 \times K \times t \times d}$

Adotando-se portanto, as concentrações do afluente e do efluente (C_0 e C) observadas em cada etapa do experimento (TDH) e relacionando-as, por meio da Equação 10, ao número de dispersão (d) obtido anteriormente, pôde-se determinar o coeficiente K. Foram encontrados os seguintes valores para cada uma das três etapas do experimento,:

- TDH = 55 horas – K = 1,075;
- TDH = 40 horas – K = 1,45;
- TDH = 21 horas – K = 0,91.

Para o TDH de 11 horas, não foi possível estabelecer o coeficiente K já que o sistema não atingiu o estado estacionário de funcionamento, impossibilitando a determinação de um valor consistente para o parâmetro C.

O TDH (\bar{t}) observado na avaliação por elemento traçador foi de 38,287 horas. Este valor foi, aproximadamente, três vezes superior ao TDH imposto ao sistema. Portanto, pode-se concluir que houve, no interior do reator, presença de zonas estagnadas (mortas), as quais, provavelmente, ocorreram em função do formato prismático (presença de cantos). Durante a avaliação, foi observada a saída de Li^+ , ainda na primeira hora de avaliação, dando a entender que, além da presença de zonas estagnadas, ocorrem também caminhos preferenciais (curto-circuito).

Os resultados obtidos durante a análise com traçador são apresentados no Apêndice II, Tabelas II.1 e II.2.

5 CONSIDERAÇÕES FINAIS

- A utilização de sistemas anaeróbios, e principalmente de reator UASB operando em conjunto com tanque de acidificação (TAE), no tratamento dos efluentes líquidos da produção de suínos, se faz vantajoso em relação às tecnologias aeróbias, considerando o baixo consumo energético daqueles comparado a estas últimas. Deve-se levar em conta, também, a produção de biogás em sistemas anaeróbios, insumo energético de ampla aplicação na propriedade rural;
- Os efluentes líquidos de suínos apresentaram boa concentração de material biodegradável, 65% em média, além de propiciar boas condições de tamponamento ao sistema, fatores que agiram sinergicamente, otimizando o desempenho do sistema. Este, quando submetido à TDHs de até 20 horas, operou com eficiências médias de 87% e 86%, relativas à remoção de DQO_{tot} e SVT, respectivamente;
- O efluente utilizado apresentou balanço adequado de nutrientes, proporcionando condições adequadas ao desenvolvimento do lodo (aumento na concentração de SVT do lodo). Com relação à toxidez por amônia livre, relatada por alguns autores, esta não foi observada neste experimento;
- A principal limitação do sistema avaliado está relacionada à remoção de nitrogênio e fósforo. Portanto, faz-se necessária a realização de novos estudos, abrangendo esta particularidade dos sistemas de tratamento envolvendo efluentes da suinocultura;

- Questões relacionadas à parâmetros de projeto, tais como, sistema de coleta, transporte e armazenamento do biogás, dispositivo de separação de sólidos, disposição e bitolas das entradas e saídas de efluente nas unidades de tratamento e ainda, o formato da unidade, interferem de maneira decisiva nas características hidrodinâmicas desta, influenciando o desempenho da unidade de tratamento;
- Para otimizar o desempenho de reatores UASB, operados com efluentes líquidos da suinocultura, é indispensável a utilização de um pré tratamento para a remoção de sólidos em suspensão (caixa de areia ou peneira). Estes, após separados, devem ser estabilizados via compostagem, para, então, serem reutilizados;
- A reutilização do efluente, após o tratamento, como fonte de macro e micronutrientes é factível, porém, são necessários estudos abordando este tipo de prática. Nesse contexto, cabe lembrar, que esse tipo de resíduo contém elevadas concentrações de coliformes, mesmo após serem submetidas ao tratamento (Ramires, 2005). Também, a produção e reutilização do biogás na propriedade rural, devem ser melhor avaliadas, admitindo o potencial de uso desse insumo energético na propriedade rural.

6 REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

AMERICAN PUBLIC HEALTH ASSOCIATION - APHA. **Standard methods for the examination of water and wastewater**. 15. ed. Washington, 1998. 1134 p.

ANDERSON, G. K.; CAMPOS, C. M. M.; CHERNICHARO, C. A. L.; SMITH, L. C. Evaluation of the inhibitory effects of lithium when used as a tracer for anaerobic digesters. **Water Research**, Oxford, v. 25, n. 7, p. 755-760, July 1991.

ASSOCIAÇÃO BRASILEIRA DA INDÚSTRIA PRODUTORA E EXPORTADORA DE CARNE SUÍNA - ABIPECS. Disponível em: <<http://www.abipecs.com.br/relatórios.php>>. Acesso em: 5 jul. 2006

BELLI F^o, P.; CASTILHOS Jr, A. B.; COSTA, R. H. R.; SOARES, S. R.; PERDOMO, C. C. Tecnologias para o tratamento de dejetos de suínos. **Revista Brasileira de Engenharia Agrícola e Ambiental**, Campina Grande, v. 5, n. 1, p. 166-170, jan./abr. 2001.

BLEY JR, C. Questões a resolver, para a adequação ambiental da propriedade suinícola. In: SEMINÁRIO NACIONAL DE DESENVOLVIMENTO DA SUINOCULTURA, 9., 2001, Gramado. **Anais...** Concórdia: CNPSA, 2001. Disponível em: <<http://www.cnpsa.embrapa.br>>. Acesso em: 25 abr. 2004.

CAMPOS, C. M. M. **Physical aspects affecting granulation in UASB reactors**, 1990. 459 p. Tese (PhD.) - University of Newcastle upon Tyne, Newcastle.

CAMPOS, C. M. M.; CARMO, F. R. do; BOTELHO, C. G. Desenvolvimento e operação de reator anaeróbio de manta de lodo (UASB) no tratamento dos efluentes da suinocultura em escala laboratorial. **Ciência e Agrotecnologia**, Lavras, v. 30, n. 1, p. 140-147, jan./fev. 2006.

CAMPOS, C. M. M.; DAMASCENO, L. H. S.; MOCHIZUKI, E. T.; BOTELHO, C. G. Avaliação do desempenho do reator anaeróbio de manta de lodo (UASB) em escala laboratorial na remoção da carga orgânica de águas residuárias da suinocultura. **Ciência e Agrotecnologia**, Lavras, v. 29, n. 2, p. 390-399, mar./abr. 2005a.

CAMPOS, C. M. M.; MOCHIZUKI, E. T.; DAMASCENO, L. H. S.; BOTELHO, C. G. Avaliação do potencial de produção de biogás e da eficiência de tratamento do reator anaeróbio de manta de lodo (UASB) alimentado com dejetos de suínos. **Ciência e Agrotecnologia**, Lavras, v. 29, n. 4, p. 848-856, jul./ago 2005b.

CASTELLAN, G. **Fundamentos de físico-química**. Rio de Janeiro: Livros Técnicos e Científicos, 1986. 529 p.

CHERNICHARO, C. A. de L. Reatores anaeróbios. In: _____. **Princípios do tratamento biológico de águas residuárias**. Belo Horizonte: DESA/UFMG, 1997. v. 5.

CONSELHO NACIONAL DO MEIO AMBIENTE - CONAMA. **Resolução 357 de 17 de março de 2005**. Dispõe sobre a classificação dos corpos d'água, diretrizes ambientais para o seu enquadramento bem como estabelece as condições e padrões de lançamento e da outras providências. Disponível em: <<http://www.assemae.org.br/res35705.pdf>>. Acesso em: 15 jun. 2006.

DALAVÉQUIA, M. A. **Avaliação de lagoas de estabilização para tratamento de dejetos de suínos**. 2000. 121 p. Dissertação (Mestrado) – Universidade Federal de Santa Catarina, Florianópolis, SC.

DARTORA, V.; PERDOMO, C. C.; TUMELERO, I. L. **Manejo de dejetos de suínos**. Concórdia: EMATER-RS/ EMBRAPA-CNPSA, 1998. 33 p.

DIESEL, R.; MIRANDA, C. R.; PERDOMO, C. C. **Coletânea de tecnologias sobre dejetos suínos**. Concórdia: EMATER-RS/ EMBRAPA-CNPSA, 2002. 31 p.

DOURMAD, J. Y. Matrise des pollutions de l'eau: reduction à la source par une meilleure alimentation des porcs. **Comment concilier production porcine et protection de l'environnement**. Paris: Cemagref, 1999. p. 75-84.

FERREIRA, F. L. A.; LUCAS JR. J. de; AMARAL L. A. do. Partial characterization of the polluting load of swine wastewater treated with an integrated biodigestion system. **Bioresource technology**, Oxford, v. 90, n. 2, p.101-108, Nov. 2003.

FERREIRA, R. C. **Competitividade do sistema agroindustrial suínica brasileiro**. 1998. 109 p. Dissertação (Mestrado) - Escola Superior de Agricultura "Luiz de Queiroz", Universidade de São Paulo, Piracicaba.

HIGARASHI, M. M. Utilização de adsorventes naturais na remoção de nutrientes. In: WORKSHOP SOBRE TECNOLOGIAS PARA A REMOÇÃO DE NUTRIENTES DE DEJETOS DE ORIGEM ANIMAL, 2005, Florianópolis.

KIM, J. H.; CHEN, M.; KISHIDA, N.; SUDO, R. Integrated real-time control strategy for nitrogen removal in swine wastewater treatment using sequencing batch reactors. **Water research**, Saitama, v. 38, n. 14/15, p. 3340-3348, Aug./Sept. 2004.

KISHIDA, N.; KIM, J. H.; CHEN, M.; SASAKI, H.; SUDO, R. Effectiveness of oxidation-reduction potential and pH as monitoring and control parameters for nitrogen removal in swine wastewater treatment by sequencing batch reactors. **Journal of Bioscience and Bioengineering**, Osaka, v. 96, n. 3, p. 285-290, Sept. 2003.

LEE, S.; PARK, J.; KO, K.; KOOPMAN, B. Effect of fermented swine wastes on biological nutrient removal in sequencing batch reactors. **Water Research**, Oxford, v. 31, n. 7, p. 1807-1812, July 1997.

LEVENSPIEL, O. **Cálculo de reatores (tradução)**. São Paulo: POLI/USP, 1988, v. 2, cap. 9, p. 205-233. (Engenharia das reações químicas).

MAEKAWA, T. Biomass gas fuels. In: KITANI O. **Energy and biomass engineering**. Michigan: CIGR, 1999, v. 5, cap. 3, p. 201-222. (CIGR Handbook of agricultural engineering).

METCALF; EDDY. **Wastewater engineering: treatment, disposal, reuse**. 4 ed. [S.l.]: Metcalf & Eddy, 2003. 1819 p.

MIRANDA, G. M. C. Cenário futuro para a cadeia produtiva de suínos em Minas Gerais. **SEAPA**, Belo Horizonte, v. 13, 1995. 36 p.

OLIVEIRA, P. A. V. de. Impacto ambiental causado pela suinocultura. In: _____. **Gestão ambiental na pecuária**. Concórdia, 2003. p. 142-161.

OLIVEIRA, P. A. V. de. **Manual de manejo e utilização dos dejetos de suínos**. Concórdia: EMBRAPA-CNPSA, 1993. 188 p. (EMBRAPA-CNPSA. Documentos, 27).

OLIVEIRA, P. A. V. de. Produção de suínos em sistema deep bedding: experiência brasileira. In: SEMINÁRIO INTERNACIONAL DE SUINOCULTURA, 5., 2000, São Paulo. **Anais...** São Paulo, 2000. p. 89-100.

PENZ JR, A. M. A influência da nutrição na preservação do ambiente. In: **Seminário internacional de suinocultura**, 2000, São Paulo. **Anais...** São Paulo, 2000.

PERDOMO, C. C.; OLIVEIRA, P. A. V. de.; KUNZ, A. **Sistemas de tratamento de dejetos de suínos: inventário tecnológico**. Concórdia: EMBRAPA-CNPSA, 2003. 83 p. (EMBRAPA-CNPSA. Documentos, 85).

RA, C. S.; LO, K. V.; MAVINIC D. S. Control of a swine manure treatment process using a specific feature of oxidation reduction potential. **Bioresource technology**, Oxford, v. 70, n. 2, p.117-127, Nov. 1999.

RAMIRES, R. D. **Produção de metano e remoção de matéria orgânica, nutrientes e microrganismos patogênicos em reatores anaeróbios de fluxo ascendente com manta de lodo (UASB) em dois estágios tratando águas residuárias de suinocultura**. 2005. 119 p. Dissertação (Mestrado em microbiologia agropecuária) – Faculdade de ciências agrárias e veterinárias-UNESP, Jaboticabal.

RUSSEL, J. B. **Química Geral**. São Paulo: Mc Graw Hill do Brasil, 1981. 897 p.

SALEH, B. B. **Parâmetros cinéticos de reatores anaeróbios de manta de lodo (UASB) operando com efluentes líquidos agroindustriais**. 2003. 66 p. Dissertação (Mestrado em Construções Rurais e Ambientação) – Universidade Federal de Lavras, Lavras, MG.

SANTANA, A. M. **Atividade da microbiota e desempenho de reatores anaeróbios de fluxo ascendente com manta de lodo (UASB) em dois estágios tratando águas residuárias de suinocultura**. 2004. 113 p. Dissertação (Mestrado em Microbiologia Agropecuária) – Universidade Estadual de São Paulo. Faculdade de Ciências Agrárias e Veterinárias, Jaboticabal.

SEDIYAMA, M. A. N.; VIDIGAL, S. M.; PINHEIRO, N. C. Utilização de resíduos da suinocultura na produção agrícola. **Informe Agropecuário**, Belo Horizonte, v.26, n. 224, p. 52-64, 2005.

SEGURÉT, F.; RACAULT, Y.; SARDIN, M. Hydrodynamic behaviour of full scale trickling filters. **Water Research**, Oxford, v. 34, n. 5, p. 1151-1558, Apr. 2000.

SHAYEGAN, J.; GHAVIPANJEH, F.; MIRJAFARI, P. The effect of influent COD and upward flow velocity on the behaviour of sulphate-reducing bacteria. **Process Biochemistry**, Oxford, v.40, n. 7, p. 2305-2310, June 2005.

SPEECE, R. E. **Anaerobic biotechnology for industrial wastewaters**. Nashville: Vanderbilt University, 1996. 394 p.

SUZUKI, K.; TANAKA, Y.; OSADA, T.; WAKI, M.. Removal of phosphate, magnesium and calcium from swine wastewater through crystallization enhanced by aeration. **Water Research**, Oxford, v. 36, n. 12, p. 2991-2998, July 2002.

VANOTTI, M. B.; SZOGI, A. A. Advanced technologies for removal of nitrogen from animal manure- Experiences of the USDA agricultural research services. In: WORKSHOP SOBRE TECNOLOGIAS PARA A REMOÇÃO DE NUTRIENTES DE DEJETOS DE ORIGEM ANIMAL, 9., 2005, Florianópolis.

VAZOLLER, R. T. **Biodiversidade**: perspectivas e oportunidades tecnológicas, microbiológicas e saneamento ambiental. Disponível em: <<http://www.bdt.fat.org.br/publicações/padct/bio/cap.o/3/rossbio.html>>. Acesso em: 5 jul. 2006

VOGEL, A. I. **Análise química quantitativa**. 5. ed. Rio de Janeiro: Livros Técnicos Científicos, 1992. 712 p.

von SPERLING, M. Lagoas de estabilização. In: _____. **Princípios do tratamento biológico de águas residuárias**. Belo Horizonte: DESA/UFMG, 1996a. v. 3, cap. 7, p. 105-106.

von SPERLING, M. Princípios básicos do tratamento de esgotos. In: _____. **Princípios do tratamento biológico de águas residuárias**. Belo Horizonte: DESA/UFMG, 1996b, v. 2, cap. 2, p. 50-78.

7 APÊNDICES

APÊNDICE I

Os dados na Tabela I-1 estão apresentados de acordo com a legenda abaixo:

P = Dias;

P1 = Temperatura no TAE;

P2 = Temperatura no UASB;

P3 = Temperatura no FA;

P4 = Temperatura na LAF.

Tabela I.1 Temperatura das unidades (°C)

P	P1	P2	P3	P4	47	24,2	25,1	25,3	25,7	77	24,6	26,5	26,6	26,4
2	*	25	*	*	48	24,8	26,0	26,2	26,5	78	23,8	26,4	26,5	26,5
3	*	24	*	*	49	25,0	26,6	26,7	27,0	79	24,9	26,1	26,2	26,2
6	*	26,0	*	*	51	25,2	26,1	26,1	26,4	80	23,9	25,9	25,9	26,0
7	*	26,0	*	*	52	24,4	26,0	26,0	26,5	81	24,0	25,7	25,9	25,9
10	*	25,5	*	*	53	25,4	26,6	26,6	27,0	82	25,1	26,0	26,0	26,2
11	*	26,8	*	*	54	25,4	26,7	26,7	26,6	95	25,1	26,0	25,9	26,0
12	*	27,5	*	*	55	24,6	26,4	26,4	26,7	96	23,1	25,9	25,8	25,8
14	*	27,5	*	*	56	25,7	26,6	26,6	27,0	97	25,0	25,8	25,7	25,7
15	*	27,5	*	*	57	24,8	26,4	26,4	26,6	98	24,8	25,4	25,3	25,4
17	*	27,5	*	*	58	25,0	25,1	25,2	25,2	99	24,5	25,0	24,9	24,8
18	*	28,0	*	*	59	24,4	24,8	24,9	25,4	100	24,4	25,8	25,6	25,8
22	*	27,5	27,0	*	61	24,5	26,0	26,0	26,1	101	25,1	26,1	25,9	26,1
23	*	27,0	26,5	*	62	24,5	25,7	25,8	26,0	102	25,3	26,8	26,5	26,6
24	26,0	26,5	26,0	26,5	63	25,4	26,4	26,5	26,5	103	23,5	27,2	27,0	27,2
26	27,0	28,0	27,5	28,0	64	25,3	25,8	25,9	26,0	104	25,9	27,3	27,1	27,1
27	27,0	27,5	27,5	28,0	66	24,8	25,3	25,3	25,5	105	26,1	27,5	27,4	27,5
28	26,5	27,5	28,0	28,0	67	24,9	26,3	26,2	26,3	106	26,4	28,1	27,6	27,5
29	27,0	27,5	27,5	28,0	68	25,7	26,6	26,7	26,8	108	26,8	28,8	28,3	27,9
30	27,0	27,0	27,0	27,5	69	24,4	25,1	25,3	25,6	109	26,8	28,9	28,6	28,9
31	25,0	26,5	26,5	27,0	70	23,3	24,0	24,1	24,3	110	27,7	29,2	29,0	29,4
32	26,0	26,5	27,0	27,0	71	24,2	24,5	24,5	24,6	111	26,5	28,8	28,7	28,4
39	25,0	26,0	26,0	26,5	72	23,0	24,9	25,0	25,0	112	27,8	28,8	28,6	28,4
40	25,0	25,0	25,0	26,0	73	24,0	24,5	24,5	24,7	113	27,5	29,5	28,9	28,8
41	24,5	25,0	25,0	25,5	74	22,2	24,1	24,1	24,3	115	27,2	28,5	28,5	28,9
42	23,0	24,0	25,0	25,0	75	21,4	24,4	24,5	24,6	116	27,5	29,2	28,9	29,3
45	24,0	24,0	25,0	25,0	76	23,7	24,6	24,7	24,7	117	27,8	29,4	29,2	29,0

118	27,8	30,4	30,1	30,0	172	26,0	26,9	26,5	26,1	230	20,1	22,9	21,9	20,9
119	27,8	30,1	30,1	30,4	173	26,1	27,0	26,7	26,3	231	20,2	22,4	21,3	20,2
120	27,8	29,0	28,9	28,7	174	25,6	27,4	27,0	26,6	234	21,1	22,8	21,7	21,4
122	27,2	27,8	27,8	28,0	175	26,4	27,5	27,5	27,0	235	19,5	23,2	22,4	21,8
123	26,9	27,3	27,2	27,0	177	26,4	27,5	27,4	26,9	236	21,3	23,6	22,6	21,8
124	26,6	27,2	27,0	26,2	178	26,4	26,8	26,8	26,2	237	21,3	24,0	23,1	22,3
125	26,3	26,7	26,5	25,8	179	25,8	26,5	26,3	25,6	238	20,7	23,3	23,4	22,8
126	25,7	26,5	26,2	25,6	180	24,6	26,2	26,1	25,6	239	21,4	24,5	24,0	22,8
127	26,0	27,4	27,1	26,4	181	25,7	26,6	26,5	26,0	240	21,3	22,5	22,8	21,9
129	26,6	27,8	27,7	26,7	182	25,8	26,7	26,6	26,0					
130	27,1	28,4	28,0	27,1	185	24,2	26,3	26,1	25,7					
131	27,4	28,8	28,6	27,8	186	25,1	25,7	25,7	25,1					
132	26,3	28,1	28,0	27,2	187	25,1	25,6	25,5	24,8					
133	27,0	28,6	28,4	27,7	188	24,9	25,4	25,4	24,8					
134	26,9	27,8	27,8	27,0	189	24,9	25,7	25,7	25,1					
135	26,3	26,7	26,6	25,9	191	25,3	25,9	25,7	25,3					
136	26,0	27,2	26,9	26,4	192	25,3	25,8	25,8	25,4					
137	25,5	27,0	26,8	26,2	193	25,1	25,9	25,9	25,4					
138	26,4	27,1	27,1	26,3	195	25,0	26,0	25,9	25,4					
140	26,3	27,8	27,6	26,8	199	25,6	25,9	25,9	25,8					
141	26,8	27,9	27,7	27,0	200	24,2	24,7	24,7	24,2					
142	26,7	27,7	27,6	26,7	201	23,6	23,7	23,8	23,2					
143	24,7	28,3	28,2	27,4	202	22,5	23,5	23,5	22,9					
144	27,0	27,9	27,7	26,9	203	21,7	23,7	23,5	23,1					
145	26,7	27,5	27,3	26,7	206	23,4	24,0	23,8	23,5					
147	28,2	28,6	28,5	28,1	207	24,1	24,8	24,8	24,4					
149	28,0	27,5	27,3	26,6	208	20,7	24,9	24,7	24,2					
150	27,5	29,0	29,0	28,0	209	23,7	25,2	25,1	24,8					
153	27,5	30,0	30,0	29,0	210	23,6	24,7	25,1	24,9					
155	28,0	29,5	29,5	29,0	211	24,2	24,6	25,0	25,2					
156	26,9	28,2	28,2	27,4	212	23,9	24,5	24,9	25,0					
157	26,8	27,8	27,9	27,1	214	23,7	24,9	25,0	24,6					
158	26,8	27,2	27,2	26,3	215	21,4	24,7	24,5	24,1					
159	26,3	26,8	26,6	26,0	216	22,1	23,5	23,7	23,2					
160	26,5	27,0	26,9	26,2	217	21,3	22,6	22,6	21,9					
161	26,1	28,1	27,7	27,2	220	19,0	23,2	22,5	22,1					
164	25,0	26,5	26,3	25,5	221	22,4	24,2	23,1	22,9					
165	26,2	26,9	26,7	26,1	223	22,1	23,9	23,9	23,2					
166	25,8	27,0	27,0	26,4	224	20,9	24,7	23,5	21,5					
167	25,9	26,7	26,7	26,1	225	19,2	23,5	22,4	21,3					
168	25,4	26,7	26,8	26,3	226	21,6	22,8	22,0	21,8					
171	26,5	27,6	27,5	26,1	228	21,4	22,2	22,0	21,8					

Os dados na Tabela I-2 estão apresentados de acordo com a legenda abaixo:

P = Dias;

P1 = Temperatura ambiente;

P2 = Temperatura máxima diária;

P3 = Temperatura mínima diária

Tabela I.2 Temperatura ambiente (°C)

P	P1	P2	P3									
2	22,0	*	*	56	26,8	28,0	26,6	104	27,8	28,5	27,4	
3	24,5	*	*	57	26,4	27,7	26,4	105	27,9	28,7	27,8	
6	25,0	*	*	58	26,0	26,7	25,3	106	29,0	29,3	27,6	
7	23,0	*	*	59	24,9	26,3	24,7	108	28,9	29,4	28,6	
10	29,5	*	*	61	26,0	26,5	24,9	109	29,5	30,1	28,9	
11	22,5	*	*	62	26,0	26,6	26,0	110	29,8	30,7	29,4	
12	23,0	*	*	63	26,7	27,2	26,4	111	29,1	30,6	29,1	
14	23,0	*	*	64	26,0	27,1	26,0	112	29,2	30,4	29,0	
15	28,0	*	*	66	25,8	26,2	25,3	113	30,6	30,7	28,9	
17	29,0	*	*	67	26,7	26,9	25,7	115	29,0	30,7	28,9	
18	29,0	*	*	68	26,9	28,1	26,6	116	30,0	30,4	29,0	
22	29,0	*	*	69	25,5	27,2	25,5	117	30,0	30,6	29,9	
23	28,5	*	*	70	24,4	25,5	24,3	118	31,1	31,8	30,0	
24	27,5	27,6	26,3	71	25,2	25,2	24,3	119	30,6	31,9	30,5	
26	30,0	30,0	27,2	72	25,2	25,5	25,2	120	29,8	30,9	29,0	
27	28,5	30,0	27,0	73	24,8	25,5	24,7	122	28,1	30,0	28,0	
28	28,0	28,3	27,0	74	24,6	25,1	24,3	123	27,7	28,3	27,6	
29	28,0	28,3	26,8	75	24,6	25,4	24,4	124	27,5	28,3	27,5	
30	28,0	28,5	26,7	76	25,1	25,4	24,5	125	26,9	28,0	26,9	
32	27,0	28,0	26,6	77	27,1	27,1	25,1	126	26,9	27,7	26,8	
39	26,2	27,4	26,0	78	26,7	27,7	26,7	127	27,9	28,2	26,8	
40	25,0	25,9	24,7	79	26,5	27,0	26,5	129	28,4	29	27,8	
41	25,0	25,9	24,6	80	26,2	26,8	26,1	130	29,5	29,5	28,3	
42	23,8	24,9	23,2	81	26,2	27,0	26,2	131	29,2	30,1	29,2	
45	24,0	25,4	23,0	82	26,3	27,6	26,2	132	28,5	29,2	27,8	
47	25,5	26,0	24,6	95	26,3	27,0	26,1	133	29,1	29,7	28,5	
48	26,4	27,4	25,5	96	26,1	26,5	24,2	134	28,3	29,5	28,2	
49	26,7	27,9	26,4	97	26,0	26,5	26,0	135	26,9	28	26,9	
51	26,7	27,5	26,3	98	25,5	26,2	25,5	136	27,3	27,6	26,8	
52	26,2	27,4	26,1	99	25,3	25,6	25,2	137	27,5	27,9	27,2	
53	26,9	28,0	26,3	100	26,2	25,2	26,7	138	27,4	28,5	27,3	
54	27,3	27,8	26,5	101	26,3	26,2	26,7	139	28,4	28,5	27	
55	26,6	27,5	26,6	102	27,6	27,9	26,3	140	28,5	28,6	27,8	
				103	27,6	28,5	27,5	141	28,6	28,8	28,2	

142	28,1	28,7	27,9	201	23,9	24,8	23,3
143	28,9	29,4	28,1	202	23,3	24,1	23,2
144	28,2	29,1	28,1	203	24,2	24,3	22,9
145	27,9	28,7	27,7	206	24	24,7	23,4
147	28	28,4	27,5	207	25,2	25,5	23,9
149	27,8	28,2	27,6	208	25	25,7	24,8
150	27,7	28,2	27,3	209	25,2	26	25
152	28	28,5	27,4	210	24,3	26,4	24,3
155	27,4	29,2	27,4	211	25,3	25,7	24,3
156	28,6	29,7	27,3	212	25,2	25,4	24,8
157	28	28,8	28	214	24,9	25,7	24,9
158	27,2	28,3	27,1	215	24,8	25,7	24,7
159	26,9	27,4	26,4	216	23,6	25,2	23,6
160	27,2	27,9	26,8	217	22,7	24,2	22,4
161	28,8	30,6	27,2	220	21,6	23,5	21,3
164	26,8	29	26,5	221	23,2	23,2	21,6
165	26,8	27,7	26,8	223	23,4	24,6	23,2
166	27,1	27,7	26,8	224	21,8	23,5	21,8
167	26,7	27,2	26,6	225	22,4	22,6	21,7
168	26,9	27,5	26,7	226	22,1	22,7	21,7
171	26,9	27,7	26,7	228	21,2	22,9	20,6
172	27,8	27,8	26,6	230	21,1	22,3	20,5
173	27,1	28	27,1	231	20,7	21,8	20,6
174	27,5	28,1	27,1	234	22,3	22,3	20,2
175	27,7	28,6	27,3	235	22,2	22,7	22,2
177	27,9	28,7	27,5	236	22	22,8	22
178	26,9	27,9	26,9	237	22,1	22,6	21,7
179	26,9	27,2	26,1	238	22,7	23,1	22
180	26,4	27,1	26,3	239	22,7	23,8	22
181	26,8	27,3	26,2	240	22,2	23,9	21,9
182	26,7	27,5	26,7				
185	26,7	27,3	25,6				
186	25,7	26,9	25,5				
187	25,3	26,5	25,3				
188	25,6	26,1	24,8				
189	25,8	26,6	25,6				
191	26,4	26,4	25,5				
192	26,1	26,7	26				
193	26,1	26,8	26				
195	26,7	27	25,8				
199	26	26,9	25,9				
200	24,6	26,5	24				

Os dados na Tabela I-3 estão apresentados de acordo com a legenda abaixo:
P = Dia; P1 = Vazão

Tabela I.3 Vazão (L.hora⁻¹)

P	P1	66	0,25	130	0,32	185	0,63
1	0,08	67	0,20	131	0,36	186	0,51
2	0,08	68	0,18	132	0,30	187	0,62
3	0,08	72	0,27	133	0,38	188	0,59
6	0,08	74	0,24	134	0,30	189	0,50
7	0,16	75	0,26	136	0,36	191	0,52
10	0,16	76	0,28	137	0,35	192	0,51
11	0,16	77	0,26	138	0,32	193	0,69
12	0,16	78	0,30	139	0,29	194	0,61
14	0,16	79	0,31	140	0,31	195	0,58
17	0,16	80	0,32	141	0,32	199	0,82
18	0,16	81	0,21	142	0,26	200	0,83
22	0,16	94	0,29	143	0,38	201	0,81
23	0,17	95	0,36	144	0,25	202	0,82
24	0,20	96	0,32	145	0,28	203	0,80
26	0,20	97	0,33	155	0,28	206	1,15
27	0,19	100	0,29	156	0,32	207	1,01
28	0,22	102	0,39	157	0,38	208	1,01
29	0,22	103	0,38	158	0,33	209	1,03
30	0,21	104	0,29	159	0,33	210	1,00
31	0,21	105	0,26	160	0,46	211	0,99
32	0,21	109	0,37	161	0,51	212	1,22
39	0,23	110	0,25	162	0,51	214	1,19
40	0,23	111	0,26	163	0,51	215	1,19
41	0,23	112	0,26	164	0,56	216	1,08
42	0,23	113	0,22	165	0,63	217	1,04
45	0,23	114	0,22	166	0,65	220	1,07
47	0,23	115	0,23	167	0,59	221	1,29
55	0,21	116	0,28	168	0,60	224	1,24
56	0,20	117	0,34	174	0,48	225	1,25
57	0,20	120	0,27	175	0,64	226	1,28
58	0,23	121	0,27	176	0,64	228	1,30
61	0,18	124	0,22	177	0,57	230	1,00
62	0,23	125	0,34	178	0,59	231	1,10
63	0,26	126	0,30	179	0,61	234	0,93
64	0,26	127	0,26	181	0,59	235	1,01
65	0,26	128	0,30	182	0,54	239	1,07

Os dados na Tabela I-4 estão apresentados de acordo com a legenda abaixo:
P = Dias; P1 = pH no TAE; P2 = pH no UASB; P3 = pH no FA; P4 = pH na LAF.

Tabela I.4 pH das unidades

P	P1	P2	P3	P4					
6	8,3				122	6,9	7,2	7,4	7,3
7	8,2				124	6,9	7,5	7,6	7,0
11	7,9	8,2			126	7,4	7,6	7,9	7,5
15	8,2	7,7			129	7,3	7,5	7,6	8,1
17	8,2	8,0			131	7,6	7,7	7,9	8,0
26	7,6	7,6	8,0	8,9	133	6,4	7,2	7,6	8,1
28	7,9	7,6	8,0	8,8	136	6,8	7,3	7,4	7,9
32	8,1	7,9	8,2	9,1	138	7,1	7,4	7,7	7,8
39	6,2	7,8	8,5	7,2	140	6,7	7,5	7,4	7,9
40	6,7	7,1	7,8	8,2	143	6,8	7,2	7,5	7,8
42	6,6	7,7	7,8	8,0	145	6,0	7,4	7,9	8,0
45	7,1	7,2	7,5	7,9	157	7,8	7,5	8,1	7,8
53	7,7	7,5	7,8	7,9	159	7,6	7,5	7,6	7,9
55	7,5	8,1	8,0	7,8	164	7,0	7,3	7,3	8,3
59	7,8	7,7	7,9	7,8	166	7,6	7,1	7,2	8,1
63	8,1	7,7	8,0	7,9	168	8,6	7,5	7,4	8,1
66	7,8	7,7	7,9	8,0	171	6,9	7,3	7,5	8,3
68	8,0	7,8	7,9	8,0	173	7,3	7,5	7,4	8,2
71	8,2	8,2	8,2	6,7	175	7,7	7,6	7,6	8,2
73	7,6	7,8	7,9	8,1	178	7,6	7,3	7,5	8,3
76	7,7	7,9	7,9	8,2	179	6,8	7,1	7,4	8,2
79	7,6	7,6	7,8	8,2	182	7,8	7,2	7,3	8,1
81	7,7	7,6	7,8	8,0	185	7,3	7,3	7,4	8,1
95	7,3	7,5	8,3	7,3	192	7,0	7,2	7,2	7,9
96	7,5	7,6	7,7	7,5	199	7,2	7,3	7,3	8,0
99	7,3	7,6	7,7	6,7	201	7,3	7,2	7,6	7,9
101	7,2	7,4	7,7	7,1	203	8,0	7,0	7,0	7,9
103	7,2	7,3	7,6	7,1	207	7,4	7,1	7,0	7,7
105	7,2	7,2	7,4	7,3	209	7,0	7,1	7,0	7,8
108	7,1	7,2	7,7	7,2	216	6,8	7,1	7,1	7,5
110	6,8	7,2	7,4	7,2	221	6,5	6,9	7,0	7,4
112	6,7	7,1	7,4	7,7	223	6,8	7,3	7,1	7,6
115	7,2	7,1	7,5	7,7	230	6,3	6,9	7,0	7,6
117	7,3	7,2	7,5	7,6	235	6,7	6,6	6,6	7,0
119	7,0	7,1	7,4	7,4	237	6,3	6,7	6,8	7,3
					239	6,4	6,7	6,7	7,0

Os dados na Tabela I-5 estão apresentados de acordo com a legenda abaixo:

P = Dias;

P1 = Alcalinidade Parcial-TAE;

P2 = Alcalinidade Intermediária-TAE;

P3 = Alcalinidade Parcial-UASB;

P4 = Alcalinidade Intermediária-UASB;

P5 = Alcalinidade Parcial-FA;

P6 = Alcalinidade Intermediária-FA.

Tabela I.5 Alcalinidade (mg CaCO₃.L⁻¹)

P	P1	P2	P3	P4	P5	P6
29	1003,5	541,0	1394,5	466,0	*	*
41	*	*	662,6	282,4	825,1	284,7
45	488,7	522,1	750,1	322,1	735,3	276,3
47	634,2	500,5	818,3	324,4	752,4	307,3
53	1091,0	538,1	1132,0	488,1	1047,9	373,3
55	827,4	418,3	1210,4	370,6	1024,0	318,3
59	530,7	308,1	763,7	396,8	974,0	407,0
61	736,5	439,1	742,1	259,5	913,7	310,7
64	967,9	398,5	1074,7	279,2	873,6	283,7
66	1062,2	375,8	1017,9	414,4	913,3	382,6
68	854,0	365,3	1008,5	351,6	1046,0	396,0
71	979,3	291,7	977,0	289,5	1040,7	288,3
73	737,1	409,8	825,8	451,9	847,4	425,7
76	397,3	215,5	763,3	289,4	939,4	293,9
79	406,0	173,0	526,4	188,9	667,4	212,8
81	417,7	146,0	462,0	180,1	531,3	200,6
96	211,5	195,9	378,4	192,0	425,0	201,7
99	249,8	198,3	315,8	170,1	409,0	152,7
101	306,9	203,0	363,2	171,0	403,0	148,6
103	189,6	176,0	414,8	169,2	361,4	158,5
105	295,2	249,6	286,5	190,4	294,3	213,7
108	494,7	235,4	477,2	201,5	378,2	153,9
110	388,1	287,1	560,9	167,7	424,9	159,9
112	59,9	125,0	418,2	177,4	497,8	187,1
115	119,3	161,0	218,3	121,2	326,1	153,3
117	179,2	156,9	237,5	130,7	281,2	110,3
119	*	*	262,5	137,3	269,3	111,1
122	208,2	222,8	262,6	151,9	285,9	86,8
124	451,3	174,6	392,1	174,6	257,1	133,8
126	708,1	256,6	842,0	256,6	421,6	146,9

129	*	*	567,9	211,9	729,9	245,8
131	349,4	193,2	530,8	193,2	643,3	227,2
133	579,4	175,9	591,1	175,9	577,5	205,0
136	*	*	860,8	178,9	556,2	215,8
138	264,6	221,9	603,1	221,9	530,3	192,8
140	150,4	178,6	486,9	178,6	541,3	201,9
143	198,9	191,0	448,1	191,0	484,0	172,6
145	32,4	186,6	435,2	186,6	503,8	144,7
157	252,4	145,9	340,0	145,9	357,1	132,6
159	236,2	168,8	382,9	168,8	340,0	159,3
164	114,3	196,9	486,7	196,9	468,6	206,4
166	254,3	148,0	359,0	148,0	393,3	151,8
168	692,4	202,7	708,6	202,7	437,1	146,5
171	411,4	265,4	934,3	265,4	715,2	224,4
173	804,8	190,1	1257,1	190,1	917,1	265,4
175	1040,0	415,8	1455,2	415,8	1193,3	340,6
178	244,8	209,6	746,7	209,6	751,4	199,1
179	217,1	173,4	582,9	173,4	670,5	195,3
185	510,1	262,2	820,8	262,2	829,4	283,1
192	223,4	302,2	1237,9	302,2	1219,7	408,4
199	1002,8	571,1	1726,7	571,1	1731,3	591,7
201	618,3	448,1	1013,0	448,1	1211,7	409,3
203	562,4	451,7	798,3	451,7	854,2	400,3
207	658,8	601,7	962,7	601,7	1031,2	624,5
209	827,4	619,6	1158,0	619,6	1000,4	665,3
214	789,3	470,7	1279,0	470,7	1378,4	413,6
216	577,3	355,7	875,9	355,7	927,3	499,6
221	1071,6	598,8	1332,7	598,8	1267,6	486,9
223	284,8	219,8	866,4	219,8	1211,8	436,8
230	605,2	413,7	921,8	413,7	964,8	305,6
235	549,6	334,3	542,2	334,3	628,3	364,1
237	259,4	578,3	829,5	578,3	869,9	535,3
239	683,3	544,5	915,6	544,5	982,4	562,1

Os dados na Tabela I-6 estão apresentados de acordo com a legenda abaixo:

P = Dias;

P1 = Sólidos Totais-TAE;

P2 = Sólidos Fixos-TAE;

P3 = Sólidos Voláteis-TAE;

P4 = Sólidos Totais -UASB;

P5 = Sólidos Fixos -UASB;

P6 = Sólidos Voláteis-UASB;

P7 = Sólidos Totais -FA;

P8 = Sólidos Fixos -FA;

P9 = Sólidos Voláteis-FA;

P10 = Sólidos Totais-LAF;

P11 = Sólidos Fixos-LAF;

P12 = Sólidos Voláteis-LAF

Tabela I.6 Sólidos do efluente (mg L⁻¹)

P	P1	P2	P3	P4	P5	P6	P7	P8	P9
62	*	*	*	953	480	473	615	378	237
64	*	*	*	651	422	229	558	376	182
73	*	*	*	669	297	372	528	405	123
95	*	*	*	651	422	229	558	376	182
101	*	*	*	867	133	734	425	143	282
109	*	*	*	2497	670	1827	794	497	297
112	*	*	*	560	243	317	663	453	210
117	*	*	*	1540	467	1073	500	318	182
122	*	*	*	1323	357	967	365	233	133
125	*	*	*	2073	663	1410	645	327	318
131	2013	437	1577	5120	1243	3877	585	337	248
133	2023	587	1437	1757	680	1077	765	477	288
136	1923	493	1430	2067	603	1463	850	508	342
139	1715	410	1305	897	363	533	737	455	282
143	1467	373	1093	790	310	480	618	375	243
157	1460	410	1050	833	307	526	493	322	171
159	1103	407	696	970	453	517	732	408	324
161	3167	830	2337	2280	837	1443	1656	800	856
164	2223	637	1586	1147	420	727	1020	530	490
166	1547	520	1027	957	453	504	652	432	220
168	1863	617	1246	1340	467	873	772	442	330
173	5247	1257	3990	2170	980	1190	*	*	*
175	3673	1283	2390	2630	1000	1630	1950	1087	863
179	2857	667	2190	2060	593	1467	888	502	386
182	*	*	*	1623	673	950	1035	652	383

P	P1	P2	P3	P4	P5	P6	P7	P8	P9
188	4220	947	3273	1800	773	1027	1327	712	615
192	4507	1370	3137	4203	1463	2740	1598	880	718
195	4490	1337	3153	3147	1140	2007	1547	845	702
199	6000	2370	3630	3910	1923	1987	2213	1387	827
201	*	*	*	2127	797	1330	1905	872	1033
207	3713	1213	2500	1940	787	1153	1948	875	1073
208	3017	1043	1973	2350	933	1417	1808	893	915
214	*	*	*	2060	1003	1057	1788	932	857
221	3257	1030	2227	3503	1457	2047	1833	982	852
224	1873	733	1140	2683	963	1720	1825	898	927
230	*	*	*	2230	543	1687	1613	557	1057
235	1760	723	1037	1633	800	833	1077	665	412
237	*	*	*	2363	980	1383	1297	858	438

P	P10	P11	P12	P13	P14	P15	P	P10	P11	P12	P13	P14	P15
62	582	412	170	735	467	268	188	1245	725	520	998	602	397
64	409	333	76	658	416	242	192	1377	875	502	1030	682	348
73	543	428	115	645	455	190	195	1332	863	468	1112	710	402
95	409	333	76	658	416	242	199	1983	1292	692	1695	1180	515
101	425	122	303	350	130	220	201	1622	897	725	1367	842	525
109	503	328	175	463	292	172	207	1397	737	660	1128	645	483
112	718	495	223	608	363	245	208	1360	772	588	1130	683	447
117	487	296	191	557	298	258	214	1515	842	673	1293	768	525
122	363	258	105	403	263	140	221	1375	870	505	1307	843	463
125	372	173	198	487	203	283	224	1058	708	350	1098	747	352
131	553	333	220	510	300	210	230	1135	482	653	1008	592	417
133	632	408	223	510	357	153	235	1445	737	708	*	*	*
136	610	425	185	493	333	160	237	1017	775	242	948	675	273
139	617	413	203	607	373	233							
143	498	310	188	563	315	248							
157	452	312	140	483	337	146							
159	435	303	132	400	257	143							
161	623	412	211	*	*	*							
164	808	548	260	737	532	205							
166	615	428	187	602	448	154							
168	525	368	157	447	370	77							
173	992	660	332	668	467	201							
175	1342	870	472	897	603	294							
179	757	472	285	652	432	220							
182	808	577	231	677	530	147							

Os dados na Tabela I-7 estão apresentados de acordo com a legenda abaixo:

P = Dias;

P1 = DQO afluente-TAE;

P2 = DQO afluente-UASB (efluente-TAE);

P3 = DQO afluente-FA (efluente-UASB);

P4 = DQO afluente-LAF (efluente-FA);

P5 = DQO efluente-LAF.

Tabela I.7 DQO (mg L⁻¹)

P	P1	P2	P3	P4	P5						
24	*	1156	248	149	*	161	791	711	509	108	34
26	*	1754	462	414	*	164	773	689	156	141	113
39	*	1544	702	115	30	166	728	561	130	88	61
48	*	1200	150	*	155	168	790	724	278	93	56
54	*	591	112	107	180	175	941	792	432	204	109
63	*	903	134	114	206	178	771	697	267	146	137
69	*	482	*	206	173	186	946	907	559	358	278
74	*	684	161	87	114	188	845	745	316	230	160
76	*	615	*	61	58	192	812	778	539	314	187
80	*	366	59	73	*	195	893	703	395	263	211
82	*	276	*	60	85	199	765	736	473	344	261
95	516	460	61,6	16	74	201	852	750	691	496	387
97	758	545	68	74	97	207	807	730	674	410	263
102	713	575	99	106	92	209	859	776	649	265	227
104	726	697	160	86	80	214	*	675	634	457	366
108	922	832	145	113	94	216	*	728	633	458	349
110	878	890	111	95	79	222	930	823	626	318	262
115	805	426	166	58	54	224	751	724	655	518	325
118	713	529	175	56	45	230	*	715	646	425	263
122	713	665	59	61	42	235	740	733	328	222	206
124	805	830	116	54	40	237	*	962	621	305	276
129	847	847	82	*	68	239	*	942	938	617	519
131	675	756	104	*	53						
136	845	845	44	*	39						
139	756	685	117	84	45						
143	731	644	120	62	35						
150	650	556	69	78	26						
157	673	565	97	39	20						
159	680	675	131	66	37						

Os dados na Tabela I-8 estão apresentados de acordo com a legenda abaixo:

P = Dias;

P1 = Nitrogênio -TAE (mg L^{-1});

P2 = Nitrogênio -UASB (mg L^{-1});

P3 = Nitrogênio -FA (mg L^{-1});

P4 = Nitrogênio -LAF (mg L^{-1});

P5 = Fósforo-TAE ($\mu\text{g.L}^{-1}$).

P6 = Fósforo-UASB ($\mu\text{g.L}^{-1}$).

P7 = Fósforo-FA ($\mu\text{g.L}^{-1}$).

P8 = Fósforo-LAF ($\mu\text{g.L}^{-1}$).

Tabela I.8 Nitrogênio (NTK) e Fósforo (P_{tot})

P	P1	P2	P3	P4	P5	P6	P7	P8
67	*	*	*	*	787	202	212	137
75	*	*	*	*	491	288	315	297
81	*	*	*	*	223	269	269	298
97	*	*	*	*	662	530	409	404
101	162,7	116,9	115,9	56,1	*	*	*	*
103	*	*	*	*	587	680	499	414
109	262,9	132,0	80,9	24,7	*	*	*	*
111	*	*	*	*	2070	1640	1290	910
123	*	*	*	*	964	729	727	738
125	215,2	122,6	54,4	44,5	*	*	*	*
130	*	*	*	*	963	1554	1543	1158
132	172,7	97,8	100,4	86,4	*	*	*	*
136	*	*	*	*	1877	2204	1411	1181
138	127,6	102,5	96,6	35,9	*	*	*	*
144	*	*	*	*	1493	1089	1059	941
145	85,6	53,4	39,4	32,7	*	*	*	*
157	87,8	79,4	76,9	21,5	*	*	*	*
159	*	*	*	*	1196	1077	923	891
165	*	*	*	*	1148	1486	1635	1437
166	110,3	47,1	56,5	49,2	*	*	*	*
173	*	*	*	*	2848	2677	2205	1383
180	*	*	*	*	2131	1875	1654	1337
187	*	*	*	*	2937	3114	3114	2340
188	159,9	61,4	74,2	61,2	*	*	*	*
192	180,4	79,2	75,2	57,1	*	*	*	*
202	*	*	*	*	1867	1971	1728	1627
207	212,4	103,1	100,4	80,2	*	*	*	*

209	*	*	*	*	2103	1885	1681	1234
216	178,7	78,0	84,2	66,5	*	*	*	*
222	182,2	86,8	85,0	84,2	*	*	*	*
230	*	*	*	*	2700	2408	1926	1870
238	*	*	*	*	2343	2241	2220	1774

APÊNDICE II

Resultados obtidos a partir do estudo com traçador, no qual foi utilizado o Cloreto de Lítio (LiCl) como traçador. O tempo é apresentado em fração decimal de hora. Nas Tabelas II-1 e II-2 são apresentados os dados observados neste estudo.

Tabela II.1 Resultados dos estudos com traçador

TDH calculado (horas)	Concentração do padrão (mg/L)	Volume injetado (ml)	Massa Li injetada (mg)	Tempo entre amostragens (minutos)	Massa Li Recuperada (%)	TDH real (horas)
12	100	7,4	740	12	89,8	38,3

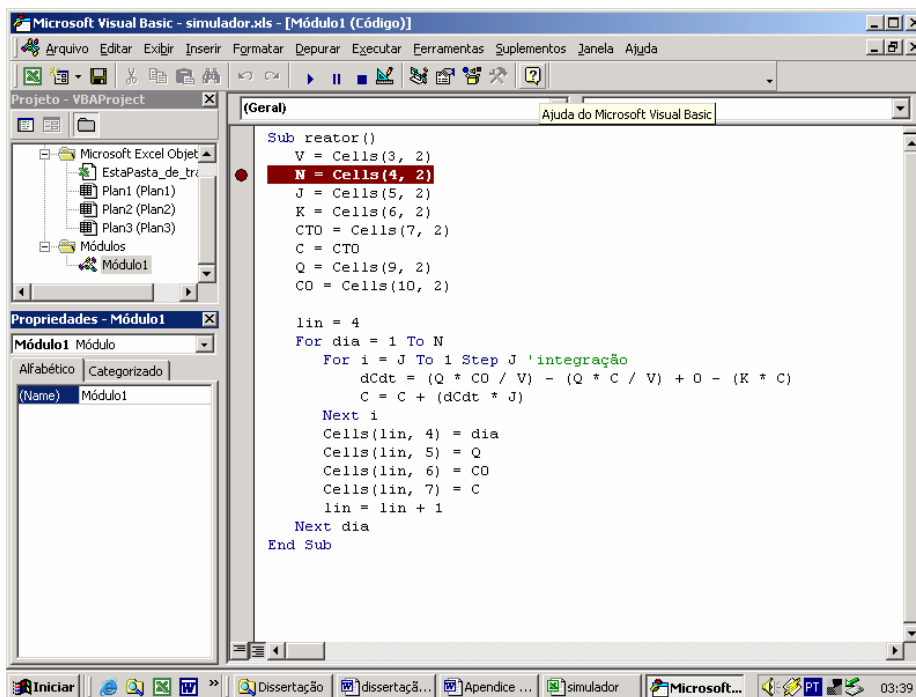
Tabela II.2 Concentração observada em cada amostragem

0,0	cont.	cont.	cont.	cont.	cont.	cont.	cont.	cont.	cont.	cont.	cont.
0,0	3,6	9,0	13,8	15,0	13,2	12,0	10,8	9,0	8,4	6,6	5,4
0,0	3,6	9,0	13,8	14,4	12,6	12,0	10,8	9,0	8,4	6,6	5,4
0,0	3,6	9,0	13,8	14,4	12,6	12,0	10,8	9,0	8,4	6,6	5,4
0,6	4,2	9,0	13,8	14,4	12,6	12,0	10,8	9,0	8,4	6,6	5,4
0,6	4,2	9,6	13,8	14,4	12,0	12,0	10,8	9,6	8,4	6,6	5,4
0,6	4,2	9,6	13,8	13,8	12,0	12,0	10,8	9,6	8,4	6,6	5,4
1,2	4,8	10,2	13,8	13,8	12,0	12,0	10,8	9,0	8,4	6,0	5,4
1,2	4,8	10,2	13,8	13,8	12,0	12,0	10,8	9,6	7,8	6,0	5,4
1,2	4,8	10,2	13,8	13,8	12,0	12,0	10,8	9,6	7,8	6,0	5,4
1,2	5,4	10,8	13,8	13,8	12,0	12,0	10,8	9,0	8,4	6,0	4,8
1,2	5,4	10,8	13,8	13,8	12,0	12,0	10,2	9,0	7,8	6,0	4,8
1,2	5,4	10,8	13,8	13,8	12,0	11,4	10,2	9,0	7,8	6,0	4,8
1,2	6,0	10,8	13,8	13,8	12,0	11,4	10,2	9,0	7,8	6,0	4,8
1,2	6,0	11,4	13,8	13,8	12,0	11,4	9,6	9,0	7,8	6,0	4,8
1,8	6,6	11,4	14,4	13,2	12,0	11,4	9,6	9,0	7,8	6,0	4,8
1,8	6,6	11,4	14,4	13,2	12,0	11,4	9,6	9,6	7,2	6,0	4,8
1,8	6,6	12,0	14,4	13,2	12,0	11,4	9,6	9,0	7,2	6,0	4,8
2,4	6,6	12,0	14,4	12,6	11,4	11,4	9,6	9,0	7,2	6,0	4,8
2,4	7,8	12,6	14,4	12,0	11,4	11,4	9,6	9,0	7,2	6,0	4,2
2,4	7,8	12,6	14,4	13,8	11,4	10,8	9,6	9,0	7,2	6,0	4,2
3,0	7,8	13,2	14,4	12,6	11,4	10,8	9,6	9,0	7,2	6,0	4,2
3,0	7,8	13,2	14,4	12,0	11,4	10,8	9,6	8,4	7,2	5,4	3,6

APÊNDICE III

Programa de computador feito em linguagem Visual Basic®, para simulação de resultados operacionais do reator UASB sob condições estacionárias em regime de mistura completa. Na Figura III-1 é apresentada a programação, onde:

- V = volume do reator (L);
- N = Dias de simulação (dias);
- J = passo da integração (0,001);
- K = Coeficiente de remoção de DBO (d^{-1});
- C = Concentração DBO efluente ($mg L^{-1}$);
- Q = Vazão do sistema ($L.h^{-1}$);
- Co = Concentração DBO afluente ($mg L^{-1}$)



```
Sub reator()  
V = Cells(3, 2)  
N = Cells(4, 2)  
J = Cells(5, 2)  
K = Cells(6, 2)  
CTO = Cells(7, 2)  
C = CTO  
Q = Cells(9, 2)  
CO = Cells(10, 2)  
  
lin = 4  
For dia = 1 To N  
    For i = J To 1 Step J 'integração  
        dCdt = (Q + CO / V) - (Q + C / V) + 0 - (K * C)  
        C = C + (dCdt * J)  
    Next i  
    Cells(lin, 4) = dia  
    Cells(lin, 5) = Q  
    Cells(lin, 6) = CO  
    Cells(lin, 7) = C  
    lin = lin + 1  
Next dia  
End Sub
```

Figura III-1 Programa “Simulador” desenvolvido em linguagem Visual Basic

Tabela III.1 Resultados obtidos pelo programa para cada TDH

TDH=55horas				TDH=40horas				TDH=21horas			
Dia	Q (L/h)	C0 (mg/L)	C (mg/L)	Dia	Q (L/h)	C0 (mg/L)	C (mg/L)	Dia	Q (L/h)	C0 (mg/L)	C (mg/L)
1	0,22	549	37,3	1	0,3	399	37,0	1	0,57	476	47,7
2	0,22	549	40,7	2	0,3	399	40,2	2	0,57	476	59,5
3	0,22	549	43,6	3	0,3	399	42,8	3	0,57	476	69,2
4	0,22	549	46,0	4	0,3	399	45,0	4	0,57	476	77,2
5	0,22	549	48,1	5	0,3	399	46,9	5	0,57	476	83,7
6	0,22	549	49,8	6	0,3	399	48,4	6	0,57	476	89,1
7	0,22	549	51,3	7	0,3	399	49,7	7	0,57	476	93,5
8	0,22	549	52,6	8	0,3	399	50,8	8	0,57	476	97,1
9	0,22	549	53,6	9	0,3	399	51,8	9	0,57	476	100,1
10	0,22	549	54,5	10	0,3	399	52,5	10	0,57	476	102,5
11	0,22	549	55,2	11	0,3	399	53,2	11	0,57	476	104,5
12	0,22	549	55,9	12	0,3	399	53,7	12	0,57	476	106,2
13	0,22	549	56,4	13	0,3	399	54,2	13	0,57	476	107,5
14	0,22	549	56,9	14	0,3	399	54,6	14	0,57	476	108,7
15	0,22	549	57,3	15	0,3	399	54,9	15	0,57	476	109,6
16	0,22	549	57,6	16	0,3	399	55,2	16	0,57	476	110,3
17	0,22	549	57,9	17	0,3	399	55,4	17	0,57	476	110,9
18	0,22	549	58,1	18	0,3	399	55,6	18	0,57	476	111,4
19	0,22	549	58,3	19	0,3	399	55,8	19	0,57	476	111,9
20	0,22	549	58,4	20	0,3	399	55,9	20	0,57	476	112,2
21	0,22	549	58,6	21	0,3	399	56,0	21	0,57	476	112,5
22	0,22	549	58,7	22	0,3	399	56,1	22	0,57	476	112,7
23	0,22	549	58,8	23	0,3	399	56,2	23	0,57	476	112,9
24	0,22	549	58,9	24	0,3	399	56,2	24	0,57	476	113,0
25	0,22	549	59,0	25	0,3	399	56,3	25	0,57	476	113,2
26	0,22	549	59,0	26	0,3	399	56,3	26	0,57	476	113,3
27	0,22	549	59,1	27	0,3	399	56,4	27	0,57	476	113,4
28	0,22	549	59,1	28	0,3	399	56,4	28	0,57	476	113,4
29	0,22	549	59,2	29	0,3	399	56,4	29	0,57	476	113,5
30	0,22	549	59,2	30	0,3	399	56,5	30	0,57	476	113,5
31	0,22	549	59,2	31	0,3	399	56,5	31	0,57	476	113,6
32	0,22	549	59,2	32	0,3	399	56,5	32	0,57	476	113,6
33	0,22	549	59,2	33	0,3	399	56,5				
				34	0,3	399	56,5				
				35	0,3	399	56,5				

36	0,3	399	56,6
37	0,3	399	56,6
38	0,3	399	56,6
39	0,3	399	56,6
40	0,3	399	56,6
41	0,3	399	56,6
42	0,3	399	56,6
43	0,3	399	56,6
44	0,3	399	56,6
45	0,3	399	56,6
46	0,3	399	56,6
47	0,3	399	56,6
48	0,3	399	56,6
49	0,3	399	56,6
50	0,3	399	56,6
51	0,3	399	56,6
52	0,3	399	56,6
53	0,3	399	56,6
54	0,3	399	56,6
55	0,3	399	56,6
56	0,3	399	56,6
57	0,3	399	56,6
58	0,3	399	56,6
59	0,3	399	56,6
60	0,3	399	56,6
61	0,3	399	56,6
62	0,3	399	56,6
63	0,3	399	56,6
64	0,3	399	56,6
65	0,3	399	56,6
66	0,3	399	56,6
67	0,3	399	56,6
68	0,3	399	56,6
69	0,3	399	56,6
70	0,3	399	56,6
71	0,3	399	56,6
72	0,3	399	56,6
73	0,3	399	56,6
74	0,3	399	56,6

75	0,3	399	56,6
76	0,3	399	56,6
77	0,3	399	56,6
78	0,3	399	56,6
79	0,3	399	56,6
80	0,3	399	56,6
81	0,3	399	56,6
82	0,3	399	56,6
83	0,3	399	56,6
84	0,3	399	56,6