



UNIVERSIDADE FEDERAL DA PARAÍBA
CENTRO DE CIÊNCIAS E TECNOLOGIA
CURSO DE PÓS GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA CIVIL
CAMPUS II - CAMPINA GRANDE

COMPARAÇÃO DO DESEMPENHO DE UM SISTEMA DE
REATOR UASB UNITÁRIO COM DOIS SISTEMAS DE
REATORES EM SÉRIE TRATANDO ESGOTO DOMÉSTICO

MALBA LINETE BATISTA DE ARAÚJO

CAMPINA GRANDE

MARÇO - 2000

Malba Linete Batista de Araújo

COMPARAÇÃO DO DESEMPENHO DE UM SISTEMA DE REATOR UASB UNITÁRIO
COM DOIS SISTEMAS DE REATORES EM SÉRIE TRATANDO ESGOTO DOMÉSTICO

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

Área de Concentração – Recursos Hídricos

Sub-área – Engenharia Sanitária

Orientadores:

Adrianus C. van Haandel

Paula Frassinete F. Cavalcanti

Campina Grande 2000

CGBC 010



A663c

Araújo, Malba Linete Batista de.

Comparação do desempenho de um sistema de reator UASB unitário com dois sistemas de reatores em série tratando esgoto doméstico / Malba Linete Batista de Araújo. - Campina Grande, 2000.

83 f.

Dissertação (Mestrado em Engenharia Civil) - Universidade Federal da Paraíba, Centro de Ciências e Tecnologia, 2000.

"Orientação : Prof. Dr. Adrianus Cornelius Van Haandel, Profa. Paula Frassinetti F. Cavalcanti".

Referências.

1. Esgotos Domésticos. 2. Reatores Anaeróbicos. 3. Esgotos Domésticos - Tratamento - Reatores Anaeróbicos. 4. Dissertação - Engenharia Civil. I. Haandel, Adrianus Cornelius Van. II. Cavalcanti, Paula Frassinete F. III. Universidade Federal da Paraíba - Campina Grande (PB). IV. Título

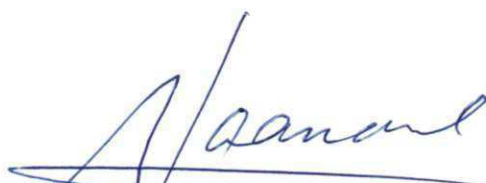
CDU 628.3.033(043)

COMPARAÇÃO DO DESEMPENHO DE UM SISTEMA DE REATOR UASB
UNITÁRIO COM DOIS SISTEMAS DE REATORES EM SÉRIE TRATANDO
ESGOTO DOMÉSTICO

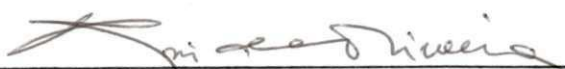
Malba Linete Batista de Araújo

Dissertação Aprovada em 30/03/2000

COMISSÃO EXAMINADORA



Prof.º Dr.º Adrianus Cornelius van Haandel
Orientador



Prof.º Dr.º Rui de Oliveira
Examinador Interno



Prof.º Dr.º José Tavares de Sousa
Examinador Externo

Campina Grande - 2000

AGRADECIMENTOS

Agradeço:

A Deus, por ter estado comigo em todos os instantes e mais especialmente nos momentos difíceis desse mestrado, esse trabalho é para Sua honra e para Sua glória.

À minha família:

Meu pai, que mesmo não estando vivo para ver o fim deste mestrado foi uma das pessoas mais importantes neste meu caminho;

Minha mãe, por seu zelo e cuidado para comigo,

Minha irmã Leuzene, por sua companhia e ajuda indispensáveis,

Demais familiares.

Ao meu noivo, pelo seu amor, cuidado, incentivo e compreensão tão preciosos.

Aos orientadores:

Adrianus C. van Haandel e Paula Frassinete F. Cavalcanti pela orientação e compreensão nos momentos mais difíceis.

Ao PROSAB

Nélia, pela amizade incondicional que sempre veio cheia de muito amor.

Romário, pela ajuda tão importante no experimento e pelas palavras de incentivo.

A AESA

Aos professores, por se disporem a transferir seus ensinamentos com seriedade

Cristina, pela resolução imediata de tantos problemas e por seu carinho.

Aos amigos de turma

Stella, pela tão preciosa e verdadeira amizade,

Francisco, pelo carinho e pelo exemplo de coragem e determinação,

Erly e Gilson, pela sincera ajuda na solução dos problemas durante o experimento.

Aos amigos Rosendo e Franklin por todo apoio durante o experimento.

A CAPES pelo apoio financeiro que sempre esteve em dia.

SUMÁRIO

AGRADECIMENTOS	3
RESUMO	6
ABSTRACT	7
CAPÍTULO I	8
INTRODUÇÃO	8
CAPÍTULO II	10
REVISÃO BIBLIOGRÁFICA	10
2.1 – Introdução	10
2.2 – Esgoto Doméstico	11
2.2.1 – Composição do Esgoto Doméstico	11
2.3 – Processos Biológicos de Estabilização da Matéria Orgânica	12
2.4 – Digestão Anaeróbia	12
2.4.1 – Tipos de Sistemas Anaeróbios	12
2.4.2 – Vantagens e Desvantagens da Digestão Anaeróbia	13
2.4.3 – Processos Microbiológicos da Digestão Anaeróbia	14
2.4.4 – Fatores Ambientais que Influem na Digestão Anaeróbia	16
2.5 – Reator Anaeróbio de Fluxo Ascendente e Manta de Lodo (UASB)	19
2.5.1 - O lodo Anaeróbio	21
2.5.2 – Parâmetros de Dimensionamento e Operação de Reatores UASB	21
2.5.4 – Partida do Reator UASB	25
2.5.5 – Reatores em Série	26
CAPÍTULO III	28
MATERIAIS E MÉTODOS	28
3.1 – Introdução	28
3.2 - OS SISTEMAS EXPERIMENTAIS DE TRATAMENTO DE ESGOTO	28
3.2.1 – Descrição do Sistema	28
3.2.1 – Descrição dos Reatores	30
3.3 - Operação dos sistemas	32
3.3.1 - Fases de Operação	32
3.3.2 - Problemas operacionais	33
3.4 – Acompanhamento do desempenho dos reatores	33
3.4.1 -- Análises Realizadas	34

3.4.2 – Verificação da Estabilidade Operacional	35
3.4.3 – Desempenho na Eficiência de Remoção de Matéria Orgânica	36
3.4.4 – Sólidos	36
CAPÍTULO IV	38
APRESENTAÇÃO E ANÁLISE DOS RESULTADOS	38
4.1 – Introdução	38
4.2 – Estabilidade operacional dos reatores	38
4.2.1 – Concentrações de ácidos graxos voláteis e de alcalinidade de bicarbonato	38
4.2.2 – pH e temperatura nos efluentes	42
4.2.3 – pH e temperatura no lodo	44
4.3 – Desempenho dos reatores quanto à remoção da matéria orgânica	49
4.4 – Características dos sólidos nos sistemas de reatores	56
4.4.1 – Sólidos decantáveis	56
4.4.2 – Concentração de sólidos totais e voláteis no lodo	58
4.4.3 – Massa de sólidos totais e voláteis no lodo	65
4.5 - Cargas Aplicadas de Dimensionamento e Operação dos Reatores	66
CAPÍTULO V	68
DISCUSSÃO DOS RESULTADOS	68
5.1 – Definição das Condições de Operação dos Reatores	68
5.2 – Estabilidade do Processo de Digestão	69
5.3 – Eficiência de Remoção da Matéria Orgânica	70
5.4 – Massa e Produção de lodo	73
CAPÍTULO VI	78
CONCLUSÕES	78
REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS	80

RESUMO

Havendo necessidade de se dimensionar mais que um reator anaeróbio tipo UASB (upflow anaerobic sludge blanket), surge a questão: os reatores deverão ser dispostos em série ou em paralelo? Tratando-se de dois reatores em série de volumes iguais surgem duas alternativas de construção: (1) os reatores em série têm a mesma altura que os reatores em paralelo e, portanto, o dobro da velocidade ascendente do fluxo ou (2) os reatores em série têm a metade da altura dos reatores em paralelo mantendo-se, portanto, a mesma velocidade ascendente do fluxo. A presente dissertação de mestrado trata de uma investigação experimental que teve como finalidade verificar as vantagens, quanto à estabilidade operacional e desempenho de remoção de matéria orgânica, da operação de reatores anaeróbios tipo UASB dispostos em série sobre a operação de um único reator. Para tal foram operados três sistemas constituídos de um reator unitário " M1 " com 4 m de altura – Sistema 1; dois reatores iguais e em série " M2-M3 ", também com 4 metros de altura cada – Sistema 2 e dois outros reatores iguais e em série " M4-M5 ", com 2 metros de altura cada – Sistema 3. Os reatores em escala piloto, foram alimentados com esgoto bruto da cidade de Campina Grande. Foram realizados três experimentos caracterizados pelo tempo de detenção hidráulica (TDH) total de 6, 3,5 e 2 horas. Os parâmetros observados durante os três experimentos se referiram à estabilidade operacional (pH, Alcalinidade de bicarbonato e concentração de ácidos graxos voláteis), ao desempenho dos sistemas (DQO afluente e efluente) e ao desenvolvimento da manta de lodo. Os resultados da investigação mostraram que, para a faixa de tempos de detenção investigados, a operação de reatores em série não oferece claras vantagens sobre a de um reator unitário, quanto à estabilidade operacional ou quanto ao desempenho em termos de remoção de matéria orgânica e de produção de lodo. Como não há vantagem na operação dos reatores em série, em geral, será vantagem operar o sistema com reatores em paralelo, por razões de ordem prática: (1) esta configuração dá maior flexibilidade operacional, permitindo o fechamento temporário de qualquer reator para manutenção e a divisão temporária do afluente sobre os outros reatores que permanecem em operação e (2) a configuração em paralelo absorve com maior facilidade eventuais picos nas cargas orgânica ou hidráulica.

ABSTRACT

If more than one reactor of the UASB (Upflow Anaerobic Sludge Blanket) type is to be constructed, the question rises if the reactors must be placed in parallel or in series. When there are two reactors of the same size, there are two alternatives for the dispositions in series: (1) the reactors may have the same depth as that of the reactors in parallel and hence will have double the upflow velocity or (2) the reactors in series have only half the depth of the parallel reactor so that the same upflow velocity as in those is maintained. The present master thesis reports on an experimental investigation that had the aim to verify the advantages of UASB reactors operated in series compared to those unitary reactor with respect to operational stability, organic removal efficiency and sludge production for this three systems of UASB reactors were operated at pilot scale: System 1 was a single (equivalent to one of two parallel units) with a height of 4 m; System 2 was composed of two equal UASB reactors with equal volume and also 4 m height each and System 3 was composed of two equal UASB reactors with a height of 2 m each. The systems were fed with raw sewage of the City of Campina Grande. Three series of experiments were carried out characterised by three hydraulic retention times: Total HRTs of 6, 3,5 and 2 hours were applied in the three systems. The evaluated parameters during the investigation were related to the operational stability (pH, total and bicarbonate alkalinity and volatile fatty acid concentration) to the performance of the systems in terms of organic material removal efficiency (influent and effluent COD) and to the development of the sludge bed. The results show that for the range of investigated HRT values series operations does not offer advantages compared to operation in unitary reactor as far as operational stability, organic material removal efficiency or sludge bed development and sludge production is concerned. Since there are no advantages in the operation in series in general it will be preferable to operate the reactors in parallel for practical reasons: (1) this configuration leads to higher operational flexibility, allowing close down of one of the units and dividing the influent over those that remain in operation and (2) in the parallel configuration peak values of organic and hydraulic loads that may occur, are absorbed more easily.

CAPÍTULO I

INTRODUÇÃO

Tendo como finalidade resolver o problema da falta de saneamento no Brasil, em 1996 foi iniciado o Programa de Saneamento Básico – PROSAB. O objetivo do PROSAB é estimular grupos de pesquisadores a procurarem soluções adequadas às especificidades de cada região e aos recursos disponíveis. São quatro as áreas de interesse do PROSAB: tratamento de água, tratamento de esgoto, tratamento de lodo de estações de tratamento de água e esgoto e lixo.

Atendendo ao Edital de chamada para desenvolver projetos sobre processos anaeróbios de tratamento de esgoto, dentro do PROSAB, a área de Engenharia Sanitária e Ambiental do Departamento de Engenharia Civil do CCT/UFPB, vem desenvolvendo um conjunto de pesquisas visando a otimização da operação e determinação de parâmetros de projeto de reatores anaeróbios com fluxo ascendente e manta de lodo, denominado UASB (em inglês: upflow anaerobic sludge blanket).

Na prática do tratamento de esgoto, utilizando-se reatores UASB, geralmente se usa mais de um reator. Sendo este o caso, há de se questionar se os reatores devem ser dispostos em série ou em paralelo e se o modo de dispor influenciará o desempenho desses reatores. Dentro deste contexto, trata, esta dissertação de mestrado, de uma investigação experimental onde se procurou estabelecer a influência da configuração de reatores UASB (em série com relação a um reator unitário) sobre o desempenho, destes reatores, em termos de eficiência de remoção de DQO, produção de lodo e estabilidade operacional.

Considerando aspectos práticos de operação, a disposição de reatores UASB em paralelo é mais vantajosa que em série, pois em paralelo, os reatores têm maior capacidade de amortecer sobrecargas hidráulicas, já que a vazão fica fracionada pelo número de reatores e, além disso, é possível retirar um reator de operação para manutenção sem descontinuidade do tratamento. Por outro lado, a revisão bibliográfica (Capítulo 2) indicou que a operação em série poderá levar à separação das fases acidogênica e metanogênica, o que seria vantajoso, pois sobrecargas orgânicas seriam amortecidas no primeiro reator da série, sem prejuízos para o sistema.

Para a investigação experimental foram operados três sistemas constituídos de: Sistema 1 – um reator UASB, “MI”, com 4 m de altura; Sistema 2 – dois reatores UASB,

“M2 e M3” em série, ambos com 4 m de altura e Sistema 3 – dois reatores UASB, “M4 e M5” em série, com 2 m de altura cada. A investigação experimental foi dividida em três experimentos, cada um correspondendo a um tempo de detenção hidráulica (TDH) total de 6; 3,5 e 2 horas. Observa-se que a velocidade ascendente no reator M1 (Sistema 1) era igual à velocidade nos reatores M4 e M5 (Sistema 3), enquanto que nos reatores M2 e M3 (Sistema 2) a velocidade ascendente era o dobro da velocidade do reator M1. Durante a investigação experimental os sistemas de reatores foram alimentados com esgoto bruto da Cida de Campina Grande, não tendo sido descartado lodo de excesso de nenhum dos cinco reatores. No capítulo 3, que trata de Materiais e Métodos, está descrito o material experimental de campo (sistemas de reatores, sistema de alimentação, etc.) e de laboratório, utilizados nesta pesquisa, bem como a metodologia de operação e acompanhamento de desempenho dos três sistemas.

Os resultados do acompanhamento da estabilidade operacional e do desempenho dos três sistemas de reatores, para cada uma das três fases experimentais, definidas pelo TDH total de 6; 3,5 e 2 horas, estão apresentados, analisados e discutidos nos Capítulos 4 e 5. Os valores dos parâmetros pH, alcalinidade de bicarbonato e concentração de ácidos graxos voláteis, determinados no afluente e efluente de cada reator, foram tomados como indicativos da estabilidade operacional, ou seja, da existência de suficiente capacidade de tamponamento, de forma que os valores do pH estivessem sempre dentro da faixa recomendada para a digestão anaeróbia. Quanto ao desempenho dos três sistemas, apresentam-se os resultados da eficiência de remoção de DQO afluente como parâmetro de desempenho de remoção da matéria orgânica. A eficiência de remoção de DQO foi calculada tendo-se como referência a DQO do efluente bruto e a DQO do efluente decantado após sedimentação em cone Imhoff por 1 hora. A diferença entre os dois valores, assim calculados, da eficiência de remoção de DQO, permitiu estimar a produção específica de lodo nos três sistemas e para cada fase da investigação.

A análise e discussão dos resultados levam à conclusão que não existe diferença significativa em termos de desempenho e estabilidade operacional. Levando-se em consideração as vantagens inerentes da operação em paralelo já mencionadas, conclui-se que a operação em paralelo de reatores UASB tratando esgoto doméstico é preferível à operação em série.

CAPÍTULO II

REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

2.1 – Introdução

O problema do saneamento básico ainda é preocupante em nosso país, de acordo com os dados do IBGE (1997), citados por Bezerra (1998), os moradores que têm rede coletora de esgoto no Brasil somam apenas 37,8 % e no Nordeste brasileiro, 14,5 %. Na Paraíba, ainda segundo o IBGE (1997), 21,4 % da população é servida com rede coletora de esgotos. Já na cidade de Campina Grande, dados do IBGE de 1994 apontam uma porcentagem de 39,2 % da população servida com esgotamento sanitário.

A falta de uma política adequada para o saneamento básico no Brasil, associada à falta de recursos financeiros e de pessoal qualificado conduzem à necessidade de serem adotados sistemas simplificados de coleta e tratamento de esgotos que contenham baixos custos de implantação e operação, simplicidade operacional, índices mínimos de mecanização e sustentabilidade do sistema como um todo (Chernicharo, 1997).

Nesse contexto, foi iniciado em 1996 o Programa de Pesquisa em Saneamento Básico – PROSAB – que intenta desenvolver e otimizar pesquisas nas áreas de saneamento básico, com a finalidade de adequar técnicas já existentes às condições prevalentes nas diversas regiões brasileiras. Este programa conta com financiamento da FINEP/MCT em ação conjunta com o CNPq, a Caixa Econômica Federal e a Secretaria de Política Urbana do Ministério do Planejamento e Orçamento (SEPURB).

Dentro da área temática de tratamento de águas residuárias do PROSAB, o Centro de Ciências e Tecnologia da Universidade Federal da Paraíba vem desenvolvendo pesquisas que tratam da otimização de parâmetros de dimensionamento e operação de reatores anaeróbios de alta taxa com fluxo ascendente e manta de lodo, denominado como UASB do inglês: Upflow Anaerobic Sludge Blanket.

A presente dissertação trata de aspectos de dimensionamento e operação de reatores tipo UASB, aplicados ao tratamento de esgoto doméstico. Neste Capítulo são abordados aspectos relativos à digestão anaeróbia e do emprego desses reatores no tratamento de águas residuárias de origem doméstica.

2.2 – Esgoto Doméstico

2.2.1 – Composição do Esgoto Doméstico

Os esgotos domésticos ou domiciliares têm suas origens nas residências (principalmente), nos edifícios comerciais, instituições ou quaisquer edificações que contenham instalações de banheiros, lavanderias, cozinhas, ou qualquer dispositivo que utilize a água para fins domésticos. Compõem-se principalmente de águas de banho e de lavagem, como também de urina, fezes, papel, restos de comida, sabão e detergentes (Jordão e Pessoa, 1995).

O esgoto doméstico, em termos de porcentagem, é composto de 99,9 % de água e apenas 0,1 % de material sólido. Do material sólido, 30 % é inorgânico, constituído de sais, metais, argilas e areia e os 70 % restantes, caracterizados pelas proteínas, carboidratos e gorduras, formam os sólidos orgânicos (Mara, 1976, citado por Oliveira, 1990).

Tabela 2.1 – Classificação do esgoto quanto a sua concentração de sólidos e matéria orgânica

Componentes	Classificação do Esgoto		
	Forte	Médio	Fraco
Sólidos Totais (mg/l)	1200	720	350
Sólidos Dissolvidos Totais (mg/l)	850	500	250
	525	300	145
	325	200	105
Fixos (mg/l)			
Voláteis (mg/l)			
Sólidos Suspensos Totais (mg/l)	350	220	100
	75	55	20
	275	165	80
Fixos (mg/l)			
Voláteis (mg/l)			
Sólidos Sedimentáveis (ml/l)	20	10	5
DBO₅ (mg/l)	400	220	110
DQO (mg/l)	1000	500	250

Fonte: Metcalf e Eddy (1991)

A Tabela 2.1 apresenta uma classificação do esgoto quanto à sua concentração de sólidos e de matéria orgânica dada por Metcalf e Eddy (1991). De acordo com Nascimento (1996), citado por Bezerra (1998) os esgotos da cidade de Campina Grande, que chegam à Estação de Tratamento da Catingueira, apresentam valores médios de 200 mg/l para DBO₅, 500 mg/l para DQO e 300 mg/l para os sólidos suspensos totais. Comparando esses valores com os da Tabela 2.1 pode ser deduzido que, segundo a classificação dada por Metcalf e Eddy

(1991), o esgoto de Campina Grande pode ser classificado, quanto às concentrações de matéria orgânica, como médio e quanto às concentrações de sólidos, como forte.

2.3 – Processos Biológicos de Estabilização da Matéria Orgânica

Jordão e Pessoa (1995), descrevem os processos biológicos em estações de tratamento de águas residuárias como aqueles que buscam simular os fenômenos biológicos, observados na natureza, em dispositivos projetados racionalmente, dispondo a área e o tempo de maneira econômica.

O tratamento biológico de águas residuárias objetiva transformar a matéria orgânica em compostos mais simples e estáveis através do metabolismo bacteriano. Os processos biológicos de tratamento podem ser divididos em dois grupos: os aeróbios e os anaeróbios. Os processos aeróbios são aqueles processos em que os microrganismos na presença do oxigênio dissolvido, oxidam a matéria orgânica. Têm como exemplo os sistemas de lodos ativados, filtros biológicos, etc. Os processos anaeróbios podem ser oxidativos (sendo o oxidante outra substância que não o oxigênio) e fermentativos. Os sistemas anaeróbios têm uma boa aplicabilidade no nosso país devido às suas vantagens econômicas e operacionais (ver item 2.4.2) e às condições climáticas aqui encontradas (Chernicharo, 1997).

2.4 – Digestão Anaeróbia

Segundo Chernicharo (1997) a digestão anaeróbia pode ser vista como um processo onde um trabalho interativo de vários grupos de bactérias, convertem a matéria orgânica complexa em metano, gás carbônico, água, gás sulfídrico, amônia e novas células bacterianas.

2.4.1 – Tipos de Sistemas Anaeróbios

Há basicamente dois tipos de digestores, os de baixa taxa ou convencionais e os de alta taxa. As características dos sistemas anaeróbios de baixa taxa são: ausência de mecanismos que retenham os sólidos no sistema, tempo de detenção hidráulica longo e carga orgânica volumétrica baixa. Estas características tornaram, no passado, a digestão anaeróbia bastante problemática e pouco econômica. Têm-se como exemplos de sistemas anaeróbios de baixa taxa os digestores de lodo, os tanques sépticos e as lagoas anaeróbias. Já os sistemas anaeróbios de alta taxa têm características inversas às dos sistemas de baixa taxa, o que lhes permite operar mais eficiente e economicamente. Devido à grande importância na retenção dos sólidos, os sistemas de alta taxa são classificados de acordo com o mecanismo que permite a retenção. Sendo assim, os exemplos de sistemas anaeróbios de alta taxa encontrados

correspondem a dois tipos: os que possuem crescimento de lodo pela aderência a um material inerte de suporte, que são os reatores de leito fixo; o outro tipo são os sistemas que possuem crescimento disperso da biomassa que são os reatores de dois estágios; reatores de chicanas; reatores de manta de lodo; reatores de leito granular expandido e reatores com recirculação interna (Chernicharo, 1997). Os principais aspectos desses dois sistemas estão apresentados na Tabela 2.2.

Tabela 2.2 – Principais aspectos que diferenciam os digestores de baixa taxa e os de alta taxa

Principais Aspectos	Mecanismos de Retenção de Sólidos	Tempo de Detenção Hidráulica	Carga Orgânica Volumétrica
Sistemas Anaeróbios de Baixa Taxa	Ausente	Longo	Baixa
Sistemas Anaeróbios de Alta Taxa	Presente	Curto	Elevada

2.4.2 – Vantagens e Desvantagens da Digestão Anaeróbia

Chernicharo (1997) citando Chernicharo e Campos (1995); von Sperling (1995); Lettinga *et al.* (1996), apresenta as vantagens e desvantagens da digestão anaeróbia do ponto de vista da engenharia, são elas:

Vantagens

- baixa produção de sólidos: aproximadamente 5 a 10 vezes menos do que nos processos aeróbios;
- baixo consumo de energia, o que imprime um menor custo de operação;
- baixa demanda de área;
- baixos custos de implantação, da ordem de 20 a 30 dólares *per capita*;
- produção de metano, um gás de alto teor calorífico;
- possibilidade de preservação da biomassa, sem que o reator seja alimentado, por vários meses;
- tolerância a elevadas cargas orgânicas;
- aplicabilidade em pequena e grande escala;
- baixo consumo de nutrientes.

Desvantagens

- as bactérias metanogênicas são facilmente inibidas por diversos compostos e condições ambientais;
- a partida do processo pode ser lenta, na ausência de lodo de semente adaptado;
- necessidade de pós-tratamento;
- possibilidade de geração de maus odores, embora controláveis;
- possibilidade de geração de efluente com aspecto desagradável;
- não há praticamente remoção de nutrientes e patogênicos.

A Figura 2.1 mostra os produtos resultantes dos processos de conversão biológica da matéria orgânica por oxidação em reatores aerados e fermentação em reatores anaeróbios. A eficiência de conversão de matéria orgânica, na figura representada por DQO, pode ser medida pelo consumo de O_2 (reator aeróbio) e produção de CH_4 (reator anaeróbio), concentração da DQO efluente e produção de lodo. Ficam evidenciadas, nesta figura, duas das vantagens mais importantes da digestão anaeróbia sobre a digestão aeróbia que são a produção do gás metano e a pequena produção de sólidos.

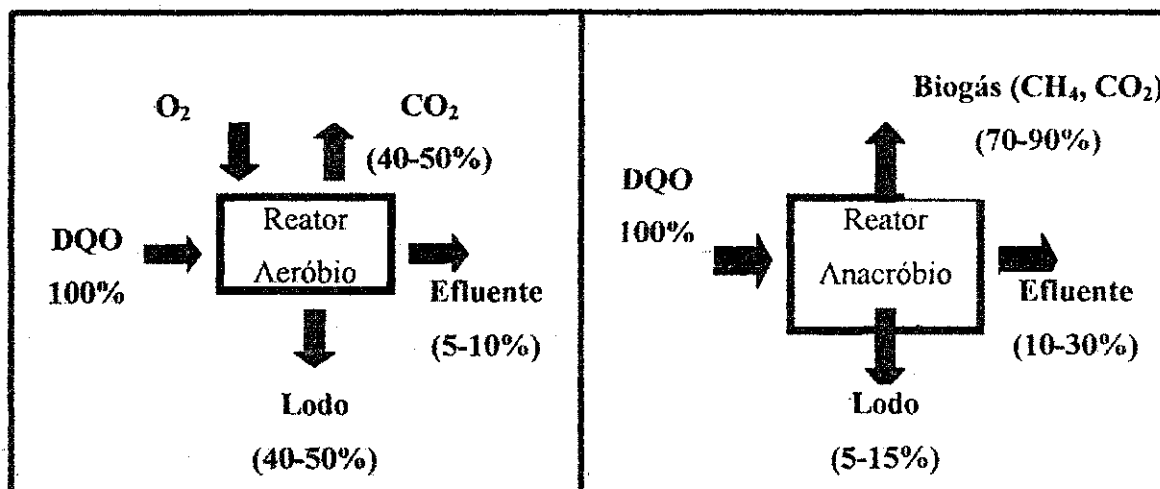


Figura 2.1 – Conversão biológica da matéria orgânica nos sistemas aeróbios e anaeróbios (adaptado de Chernicharo, 1997)

2.4.3 – Processos Microbiológicos da Digestão Anaeróbia

A estabilização da matéria orgânica na digestão anaeróbia é feita por grupos diferentes de bactérias e em etapas distintas. Os vários microrganismos que participam do processo

podem ser dispostos em quatro grupos, segundo as quatro etapas distintas do processo, conforme mostra a Figura 2.2. As etapas do processo de digestão anaeróbia são as seguintes:

Hidrólise

Como as bactérias não assimilam a matéria orgânica particulada, a primeira etapa do processo de conversão é a hidrólise dos materiais particulados complexos (polímeros). Esses polímeros são convertidos em compostos dissolvidos de menor peso molecular, através da ação de exoenzimas excretadas pelas bactérias fermentativas hidrolíticas (van Haandel e Lettinga, 1994 e Chernicharo, 1997). No processo da digestão anaeróbia de esgoto doméstico a taxa de hidrólise pode se tornar limitante, principalmente para temperaturas menores que 20 ° C (van Haandel e Lettinga, 1994, citando Gujer e Zehnder, 1983). A hidrólise ocorre lentamente na digestão anaeróbia, existindo muitos fatores que podem afetar o grau e a taxa de hidrólise do substrato (Chernicharo, 1997, citando *Lettinga et al.*, 1996):

- temperatura operacional do reator;
- tempo de residência do substrato no reator;
- composição do substrato (ex.: teores de lignina, carboidrato, proteína, e gordura);
- tamanho das partículas;
- pH do meio;
- concentração de $\text{NH}_4^+ - \text{N}$;
- concentração de produtos da digestão (ex.: ácidos graxos voláteis).

Acidogênese

As bactérias acidogênicas absorvem os compostos gerados na hidrólise, excretando-os como substâncias orgânicas simples, tais como os ácidos graxos voláteis, álcoois, ácido láctico e compostos minerais. Nem todas as bactérias acidogênicas são estritamente anaeróbias: um pequeno grupo é de facultativas, podendo oxidar a matéria orgânica através da via oxidativa. Este pequeno grupo é de fundamental importância para sistemas de tratamento anaeróbio de esgotos, pois o oxigênio dissolvido, tóxico para bactérias estritamente anaeróbias, pode assim ser removido, caso entre no sistema com o afluente (van Haandel e Lettinga, 1994).

Acetogênese

Nesta etapa as bactérias acetogênicas convertem os ácidos graxos voláteis em ácido acético, hidrogênio e gás carbônico. Os produtos desta etapa são substrato para as bactérias metanogênicas. De acordo com van Haandel e Lettinga (1994) cerca de 70% da DQO metabolizada é convertida em ácido acético, enquanto os 30% restantes são convertidos em hidrogênio.

Metanogênese

O metano é produzido por dois tipos de bactérias metanogênicas, as hidrogenotróficas que utilizam o hidrogênio e dióxido de carbono e as acetotróficas que utilizam o ácido acético (van Haandel e Lettinga, 1994; Chernicharo, 1997).

As bactérias hidrogenotróficas crescem mais rápido que as acetotróficas. Assim sendo, em termos de população versus substrato, as bactérias acetotróficas geralmente limitam o processo de formação de metano (van Haandel e Lettinga, 1994).

Para manutenção do processo da digestão anaeróbia as bactérias metanogênicas hidrogenotróficas são bastante importantes, pois elas consomem o hidrogênio produzido anteriormente na acetogênese, proporcionando o abaixamento da pressão parcial de hidrogênio no meio (Chernicharo, 1997).

2.4.4 – Fatores Ambientais que Influem na Digestão Anaeróbia

pH

A importância de se manter um pH estável e em torno do neutro, na digestão anaeróbia, está relacionada à metanogênese, pois as bactérias metanogênicas apresentam melhor desempenho quando o pH está entre 6,3 e 7,8 (van Haandel e Lettinga, 1994). Chernicharo (1997), afirma ser possível obter uma formação estável de metano em um intervalo maior de pH, entre 6,0 e 8,0. No entanto, van Haandel e Lettinga (1994) afirmam que, nesse intervalo, a taxa de metanogênese pode decair consideravelmente, quando o valor do pH se aproxima de 6,0. Segundo Clark e Speece (1970), citados por Araújo (1990), as variações nos valores do pH não chegam necessariamente a matar as bactérias metanogênicas, mas impedem seu crescimento.

As bactérias formadoras de ácido são mais resistentes às variações do pH do que as metanogênicas, podendo desenvolver suas atividades até mesmo a um pH de 4,5. Portanto, um baixo valor do pH irá fatalmente determinar o *azedamento* ou acidificação do conteúdo do reator, já que inibindo a fermentação metanogênica, irá haver uma acumulação de ácidos orgânicos no reator (van Haandel e Lettinga, 1994; Chernicharo, 1997).

Um importante parâmetro de controle do pH é a capacidade de tamponamento da água residuária, que determina se o sistema pode ou não sustentar o pH frente ao aumento da concentração de ácidos. No caso de esgoto doméstico, geralmente a alcalinidade de bicarbonato é suficiente para garantir uma boa capacidade de tamponamento, permitindo assim estabilidade ao sistema (Araújo, 1990; Bitton, 1994).

Caso o processo de digestão seja perturbado devido a valores de pH muito baixos, é necessário estabelecer o pH ótimo através da adição de alcalinidade externa (van Haandel e Lettinga, 1994; Chernicharo, 1997; Bitton, 1994). Essa alcalinidade externa poderia ser fornecida por produtos químicos como a cal hidratada $[Ca(OH)_2]$, cal virgem (CaO), carbonato de sódio (Na_2CO_3), hidróxido de sódio (NaOH), e bicarbonato de amônio (NH_4HCO_3), sendo que os dois primeiros produtos precisam reagir antes com o gás carbônico para que a alcalinidade de bicarbonato seja formada, enquanto que os três últimos fornecem a alcalinidade de bicarbonato diretamente (Chernicharo, 1997).

Temperatura

A temperatura é um fator ambiental de grande importância para a digestão anaeróbia. Segundo Lettinga *et al.* (1996), citado por Chernicharo (1997), o crescimento microbiano, na maioria dos processos biológicos, pode ser relacionado com três faixas de temperatura, sendo elas: faixa psicrófila variando de 0 a 20 °C, faixa mesófila que vai de 20 a 45 °C e a faixa termófila que fica entre 45 e 70 °C.

A faixa mesófila é a que realmente interessa à prática do tratamento de esgoto ou de águas residuárias, por se aproximar da temperatura ambiente de regiões de clima quente e temperado. A temperatura ótima para a digestão mesófila se situa entre 30 e 35 °C (van Haandel e Lettinga, 1994).

Na digestão anaeróbia, a formação de metano pode ocorrer numa faixa de 0 até 97 °C (Chernicharo, 1997). De acordo com Henze e Harremões (1985), citados por van Haandel e Lettinga (1994), temperaturas abaixo de 30 °C alteram a taxa máxima de digestão, que começa a decrescer a uma razão de 11 % por °C. Ainda van Haandel e Lettinga (1994), citando O'Rourke (1968), dizem que a fração dos sólidos orgânicos que pode ser metabolizada é bastante influenciada pela temperatura.

Alcalinidade

A alcalinidade está relacionada à presença de substâncias com capacidade de aceitar prótons. Em reatores anaeróbios a alcalinidade é responsável pelo tamponamento do pH, quando há acumulação de ácidos voláteis. Há necessidade de altos níveis de alcalinidade no sistema para que as elevadas concentrações de ácidos voláteis possam ser tamponadas sem que o pH diminua significativamente (Chernicharo, 1997).

De acordo com van Haandel e Lettinga (1994), há dois processos que provocam as variações da alcalinidade dentro do reator: a amonificação e a remoção de AGV. No processo de amonificação quando a concentração de amônia no efluente é maior que no afluente, então,

há uma produção de alcalinidade devido ao aumento da concentração de amônia. Esta produção de alcalinidade pode ser determinada através da seguinte reação:



Sendo R-NH₂ uma fórmula adotada para o nitrogênio orgânico. Através da equação é possível perceber que a amonificação é uma reação de hidrólise. Convertendo 1 mol de TKN (nitrogen kjedahl total) (14 g N), o resultado é a criação de uma alcalinidade de 1 equivalente. Logo, a produção de alcalinidade devido à amonificação é de $1/14 = 0,071$ meq/mg N. Como no valor do TKN do esgoto bruto existem aproximadamente 25 % de nitrogênio orgânico, que é praticamente todo mineralizado no tratamento biológico, a primeira estimativa da produção de alcalinidade a partir da amonificação (ALC_A) pode ser feita assim:

$$\text{ALC}_A = \text{TKN} \times 0,071/4 \quad 2.2$$

Através da remoção de AGV também se produz alcalinidade (Alc_{AGV} é a alcalinidade devido ao consumo de AGV), pois os AGV têm comportamento semelhante aos ácidos fortes. Então, o aumento da alcalinidade devido ao consumo de AGV poderia ser expresso pela equação:

$$\text{ALC}_{\text{AGV}} = \text{AGV}_{\text{AF}} - \text{AGV}_{\text{EF}} \quad 2.3$$

Os índices AF e EF representam o afluente e o efluente, respectivamente.

Desta forma, a alcalinidade do efluente, quando não ocorrerem outras reações que a afetem, será (van Haandel e Lettinga, 1994):

$$\text{ALC}_{\text{EF}} = \text{ALC}_{\text{AF}} + \text{ALC}_{\text{AGV}} + (\text{NH}_4^+_{\text{EF}} - \text{NH}_4^+_{\text{AF}}) \times 0,071 \quad 2.4$$

Substâncias Tóxicas

Dentro das substâncias tóxicas que podem alterar a digestão anaeróbia, os metais pesados e as substâncias organo-cloradas, mesmo em concentrações muito baixas, podem ser tóxicas para o sistema. Porém, geralmente, o esgoto não apresenta tais substâncias em quantidades suficientemente prejudiciais. Para a digestão anaeróbia, o oxigênio dissolvido e o sulfeto são bastante tóxicos se estiverem presentes no esgoto. O oxigênio dissolvido pode entrar no sistema juntamente com o afluente e seu perigo está em inibir a atividade metanogênica. No caso do sulfeto, sua formação pode vir através da redução do sulfato (van Haandel e Lettinga, 1994). Uma concentração de sulfeto significativamente tóxica está na faixa de 50 a 200 mg/l. No esgoto doméstico geralmente a concentração de sulfeto está na faixa de 2 a 20 mg/l (van Haandel e Lettinga, 1994). Logo os sistemas anaeróbios tratando esgoto doméstico não enfrentam problemas com relação a presença de substâncias tóxicas (van Haandel e Lettinga, 1994).

2.5 – Reator Anaeróbio de Fluxo Ascendente e Manta de Lodo (UASB)

O reator UASB (Upflow Anaerobic Sludge Blanket) teve sua origem na Universidade de Wageningen, Holanda, através de estudos realizados pelo professor Gatzke Lettinga e sua equipe de alunos, na década de 70. Inicialmente, foi desenvolvido para tratar águas residuárias da agro-indústria mas, atualmente, vem sendo bastante utilizado para tratar esgotos domésticos, tendo maior aplicabilidade nos países de climas tropical e subtropical como está apresentado na Tabela 2.2 (van Haandel e Lettinga, 1994; Chernicharo, 1997).

Apesar do reator anaeróbio de fluxo ascendente e manta de lodo ter sido originalmente denominado como UASB, outras terminologias (DAFA e RAFA) estão sendo disseminadas no Brasil, provocando uma certa confusão nos usuários. Neste trabalho será utilizada a sigla UASB.

Tabela 2.3 – Aplicabilidade dos reatores UASB tratando esgoto em diversos Países

Reatores UASB	Em Operação	Em Construção
Localidade	Brasil	Indonésia
	México	Venezuela
	Colômbia	Equador
	Índia	Índia

Fonte: Dados de GTZ-TBW (1997) citados por Chernicharo (1997); Van Haandel e Lettinga (1994)

Os reatores UASB se caracterizam por um intenso contato do esgoto com as bactérias anaeróbias, devido ao fluxo ascendente do esgoto atravessar a manta de lodo. Dentro do reator, a presença de um separador de fases (gás/líquido/sólido) proporciona uma retenção de sólidos na zona de digestão e o conseqüente aumento da idade de lodo do sistema, havendo formação de um lodo biológico, que tem sua concentração decrescente com relação ao distanciamento do fundo do reator.

No reator UASB existem duas zonas que merecem destaque, sendo elas (van Haandel e Lettinga, 1994): zona de digestão e zona de separação de fases e sedimentação (ver Figura 2.3).

Na zona de digestão, que também é a zona de maior concentração de lodo, o esgoto, que é introduzido na parte inferior do reator, mistura-se com o lodo anaeróbio, sendo degradado e resultando na produção do gás e no crescimento de lodo no reator. Esta zona está situada na parte inferior do reator.

Na zona de separação de fases e de sedimentação existe um separador de fases, que é composto de duas partes: a primeira é o defletor que separa o gás do líquido; a segunda é o

elemento do separador que, além de separar o sólido do líquido, também permite que o sólido seja depositado em sua superfície inclinada. Todas as partículas que são depositadas nessa superfície inclinada, com peso superior à força de atrito, irão deslizar, voltando para a zona de digestão.

Separador de Fases

O separador de fases é considerado como o dispositivo mais característico e mais importante do reator UASB (van Haandel e Lettinga, 1994). Tem como finalidade primordial a manutenção do lodo anaeróbio dentro do reator, proporcionando ao sistema operar com tempos de detenção de sólidos (idade de lodo) bastante elevados (Chernicharo 1997).

Van Haandel e Lettinga (1994) citam quatro funções distintas do separador de fases (ver Figura 2.2): coleta o gás produzido na zona de digestão, abaixo do separador; proporciona aos sólidos em suspensão sedimentarem acima do separador, na parte superior do reator; permite o desprendimento de gás aderido aos flocos na interface abaixo do separador, permitindo o retorno dos flocos, auxiliando assim na diminuição da concentração de sólidos sedimentáveis na zona de sedimentação; acima do separador tem um espaço que pode armazenar o lodo nos períodos de sobrecarga hidráulica.

Para que o separador tenha um desempenho adequado nenhuma bolha formada na zona de digestão pode atingir a zona de sedimentação. Sendo assim o separador de fases deve conter duas partes no mínimo: uma parte inferior com defletores de gás e uma parte superior com os elementos de coleta de gás (van Haandel e Lettinga, 1994).

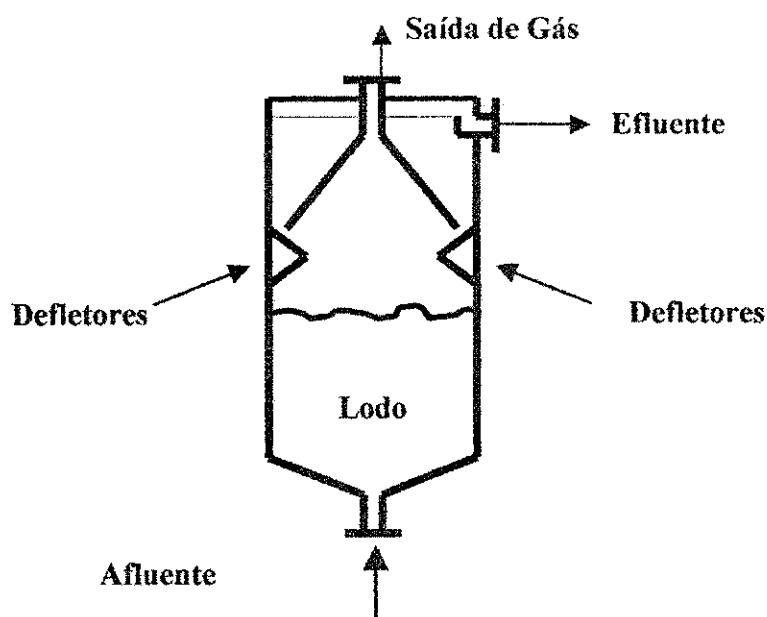


Figura 2.3 – Desenho esquemático de um reator tipo UASB

2.5.1 - O lodo Anaeróbio

De acordo com Chernicharo (1997) a capacidade que um reator UASB tem de desenvolver uma biomassa de elevada atividade metanogênica é um dos princípios fundamentais do processo de digestão anaeróbia. Esta biomassa pode ser constituída de um lodo floculento ou granular. O lodo anaeróbio, além de alta atividade, deve apresentar outras características que, segundo Chernicharo (1997) são:

elevado grau de estabilidade;

elevada concentração;

fácil desidratação;

possibilidade do lodo seco ser usado como fertilizante tendo passado antes por análises bacteriológicas.

O lodo granular, que é uma particularidade do reator UASB, é constituído por flocos macroscópicos com alta densidade e uma grande velocidade de sedimentação, porém não se têm relatos da granulação do lodo, em reatores UASB tratando esgoto doméstico em escala real (van Haandel e Lettinga, 1994). Segundo Chernicharo (1997) a velocidade ascensional do líquido é que fornece uma pressão seletiva constante sobre os microrganismos que aderem uns aos outros formando os grânulos com boa capacidade de sedimentação.

2.5.2 – Parâmetros de Dimensionamento e Operação de Reatores UASB

No processo anaeróbio, em um reator UASB, é muito importante o desenvolvimento de um lodo com uma elevada atividade e ótimas características de sedimentação. Assim, é necessário que se estabeleçam critérios e limites aos parâmetros de dimensionamento e operação no tratamento de esgotos domésticos. Os principais parâmetros, seus critérios e limites para o tratamento de esgoto doméstico serão mostrados a seguir.

Velocidade Ascensional

De acordo com Chernicharo (1997) a velocidade ascensional ou velocidade superficial do fluxo é calculada pela razão entre a vazão afluyente e a seção transversal do reator, como segue:

$$V_{asc} = Q_a / S_t \quad 2.5$$

Onde:

V_{asc} é a velocidade ascensional (m/h);

S_t é a seção transversal (m^2).

Ou

$$V_{asc} = Q_a \times H_r / V_r \quad 2.6$$

Onde:

H_r é a altura do reator (m).

Segundo van Haandel e Lettinga a altura determina a velocidade ascensional da fase líquida no reator. Se esta velocidade for excessiva pode ocorrer perda de lodo através do arraste das partículas. Porém uma velocidade alta pode promover uma maior turbulência na zona de entrada do afluente seguido de um contato mais intenso entre o material orgânico do afluente e o lodo, o que é necessário para que um reator UASB seja eficiente. No tratamento de esgoto em um reator UASB, a velocidade média do líquido normalmente não excede o valor de 1 m/h.

Chernicharo (1997) apresenta as (Tabela 2.4) variações de velocidades ascensionais recomendadas para o tratamento de esgotos domésticos em reatores UASB com relação às vazões média, máxima e picos temporários.

Tabela 2.4 – Velocidades ascensionais recomendadas para o projeto de reatores UASB tratando esgotos domésticos

Vazão afluente	Velocidade Ascensional
Vazão média	0,5 – 0,7
Vazão máxima	0,9 – 1,1
Picos temporários	< 1,5

(*) picos de vazão com duração entre 2 e 4 horas

Fonte: Adaptado de Lettinga e Hulshoff Pol (1995); Chernicharo (1997).

Carga Orgânica Volumétrica

A carga orgânica volumétrica é a razão quantitativa (em termos de massa) da matéria orgânica que entra diariamente no reator pelo seu próprio volume. É um parâmetro variável já que depende tanto da vazão quanto da concentração da matéria orgânica (Chernicharo, 1997 e van Haandel e Lettinga, 1994). A Equação 2.7 expressa a carga orgânica volumétrica:

$$COV = Q_a \times DQO_a / V_r \quad 2.7$$

onde:

COV é a carga orgânica volumétrica (kg DQO/m³.dia);

Q_a é a vazão do afluente (m³/dia);

DQO_a é a DQO afluente (kgDQO/m³);

V_r é a volume do reator (m³).

Essa expressão pode ser simplificada quando a razão Q_a/V_r for substituída por $1/TDH$, tornando-se:

$$COV = DQO_a / TDH \quad 2.8$$

onde:

TDH é o tempo de detenção hidráulica (dia)

Segundo Chernicharo (1997), cargas em torno de $45 \text{ kgDQO/m}^3 \cdot \text{dia}$ já foram aplicadas em reatores UASB em escala-piloto, porém os valores adotados para o projeto de reatores em escala real geralmente são inferiores a $15 \text{ kg DQO/m}^3 \cdot \text{dia}$. No caso do tratamento de esgoto doméstico a COV, é limitada pelo TDH, sendo essa carga inferior a $3 \text{ kg DQO/m}^3 \cdot \text{dia}$.

Carga Hidráulica Volumétrica

A carga hidráulica volumétrica trata da razão entre a quantidade de esgoto que entra no reator diariamente e o volume deste. Na Equação 2.9 está a expressão para a carga hidráulica:

$$CHV = Q_a / V_r \quad 2.9$$

Onde:

CHV é a carga hidráulica volumétrica ($\text{m}^3/\text{m}^3 \cdot \text{dia}$)

Essa expressão também pode ser simplificada quando Q_a/V_r é substituído por $1/TDH$, tornando-se:

$$CHV = 1 / TDH \quad 2.10$$

Quando a vazão do sistema varia com o tempo, também a carga hidráulica volumétrica irá variar. A CHV pode se tornar um fator limitante se houver perda excessiva, por arraste de microrganismos ativos (lodo) do sistema pelo efluente, pois levará o reator a um desempenho inadequado (van Haandel e Lettinga, 1994). Resultados experimentais demonstram que valores de carga hidráulica volumétrica maiores que $5,0 \text{ m}^3 \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{d}^{-1}$ podem ser prejudiciais para o funcionamento do sistema quanto aos seguintes aspectos (Chernicharo, 1997):

- grande perda de biomassa do sistema;
- idade de lodo reduzida causando uma diminuição do grau de estabilização dos sólidos;
- o tempo de permanência da biomassa no sistema pode ser inferior ao seu tempo de crescimento, possibilitando falha do sistema.

Carga Biológica

Trata-se da razão que quantifica a matéria orgânica que entra no reator a cada dia por unidade de biomassa nele presente. Essa razão está expressa na Equação 2.11.

$$CB = Q_a \times DQO_a / MSVL \quad 2.11$$

onde:

CB é a carga biológica ou carga de lodo ($\text{kgDQO.kgSVT}^{-1}.\text{d}^{-1}$);

MSVL é a massa de sólidos voláteis presentes no lodo do reator (kgSVT.m^{-3}).

Recomendações de referências especializadas consideram que as cargas biológicas iniciais na partida sem inóculo sejam entre 0,05 e 0,15 $\text{kgDQO.kgSVT}^{-1}.\text{d}^{-1}$, dependendo da água residuária a ser tratada. Essa carga poderá ser gradativamente aumentada de acordo com a eficiência do sistema. Durante o estado estacionário (também chamado de equilíbrio dinâmico), a carga biológica pode chegar a 2,0 $\text{kgDQO.kgSVT}^{-1}.\text{d}^{-1}$, dependendo do tipo de afluente a ser tratado. Em Itabira – MG foram aplicadas cargas biológicas da ordem de 0,3 $\text{kgDQO.kgSVT}^{-1}.\text{d}^{-1}$ sem que houvesse nenhum tipo de alteração na estabilidade do processo quanto ao pH e AGV (Chernicharo, 1997).

Tempo de Detenção Hidráulica

O tempo de detenção hidráulica (TDH) é a variável operacional mais importante para o desempenho de um reator UASB (van Haandel e Lettinga, 1994, Chernicharo, 1997). O cálculo para o TDH se baseia na relação do volume do reator e a vazão do esgoto afluente. A Equação 2.12 mostra esse cálculo:

$$\text{TDH} = V_r / Q_a \quad 2.12$$

Dos resultados experimentais apresentados na Tabela 2.5, pode-se concluir que (van Haandel e Lettinga, 1994):

há uma diminuição na eficiência de remoção de material orgânico quando o TDH diminui, mas notadamente ao atingir valores abaixo de 6 horas;

apesar da diminuição da eficiência de remoção de material orgânico, quando o TDH foi reduzido ainda foi possível obter atividade metanogênica do lodo;

longos TDHs não implicam necessariamente em uma melhora significativa no desempenho dos reatores.

Bezerra (1998) operou reatores UASB com TDHs inferiores ao mínimo testado por Chernicharo (1997) de 4,8 horas. Ela obteve eficiências médias na faixa de 60 a 70 % com TDH de 4 horas e operando um reator com 2 horas a eficiência de remoção de matéria orgânica ficou em torno de 68 %, apesar de não apresentar valores constantes durante o período pesquisado.

A Tabela 2.5 apresenta os resultados de experimentos relacionando o TDH com a eficiência de remoção de matéria orgânica em localidades diferentes.

Quadro 2.5 – Resultados experimentais da eficiência de remoção de DQO (%) quanto ao TDH empregado

Localidade	TDH (horas)	Eficiência de Remoção de DQO (%)
Campina Grande (Brasil) ¹	2,1	43
	2,6	39
	3,0	62
	5,7	61
	7,2	67
	17,0	75
São Paulo (Brasil) ²	4,4	53
	5,0	32
	5,1	52
	6,1	56
	6,2	60
	7,0	59
	7,2	55
	7,5	55
	8,8	65
	11,0	63
14,5	64	
Cali (Colômbia) ³	2,4	65
	4,0	62
	6,0	65
	7,0	65
	8,0	67
Bucaramanga (Colômbia) ⁴	5,0	72
	19,0	66
Kampur (Índia) ⁵	6,0	60
	6,0	62

Fonte: 1 – van Haandel e Lettinga (1994)

2 – Vieira e Garcia (1991), citados por van Haandel e Lettinga (1994)

3 – Haskoning (1989), citados por van Haandel e Lettinga (1994)

4 – Schlinkhout e Collazos (1991), citados por van Haandel e Lettinga (1994)

5 – Haskoning e Euroconsult (1990), citados por van Haandel e Lettinga (1994)

2.5.4 – Partida do Reator UASB

Um reator UASB tratando águas residuárias pode ter o seu desempenho dificultado pela necessidade do desenvolvimento de uma grande massa bacteriana, adaptada às características particulares da água em questão (van Haandel e Lettinga, 1994). Existem dois tipos de partida, com inóculo e sem inóculo.

Partida com Inoculação Prévia

Inoculando o reator, previamente, com lodo anaeróbio é possível reduzir o tempo de partida (van Haandel e Lettinga, 1994). De acordo com Chernicharo e Borges (1996) citados por Chernicharo (1997) houve experimentos em que foram utilizadas pequenas quantidades

de inóculo, menos de 4% do volume do reator, o período de partida foi reduzido a 2 ou 3 semanas.

Partida sem Inoculação

Geralmente, para o esgoto, dar a partida no reator sem inoculação não chega a desfavorecer o processo de digestão, pois o esgoto contém as populações bacterianas necessárias ao processo. Dados de reatores em escala real nas localidades de Kampur, Bucaramanga e Pedregal mostram que partida sem inóculo pode ser conseguida sem grandes problemas num período (12 a 20 semanas) razoavelmente curto (van Haandel e Lettinga, 1994).

2.5.5 – Reatores em Série

Os primeiros sistemas de reatores em série surgiram com os digestores de lodo de dois estágios e alta carga. Segundo Chernicharo (1997), nesse tipo de sistema o primeiro digestor servia para digestão propriamente dita do lodo (aqui havia dispositivos de aquecimento e mistura) e no segundo digestor o lodo digerido era então estocado, levando a um sobrenadante mais clarificado.

É possível que nos reatores em série aconteça separação das fases acidogênica e metanogênica, isto é, um reator ficar predominantemente acidogêncio e o outro metanogênico. A separação de fases, foi apresentada como uma opção viável com a operação dos primeiros digestores anaeróbios de alta carga para o tratamento de lodo. Babbit e Baumann (1958), citados por Ramos (1996), diziam que os sistemas com separação física de fases acidogênica e metanogênica em digestores separados e em série, mereciam uma melhor atenção. Eles chegaram a sugerir que este tipo de sistema poderia minimizar os efeitos inibitórios dos produtos intermediários que eram produzidos durante o processo de digestão. Dados publicados por Pohland e Ghosh (1971) mostram que digestores separados e em série podem otimizar o processo de digestão, transformando os subprodutos a taxas mais elevadas (Ramos, 1996 citando Pohland e Ghosh, 1971; Babbit e Baumann, 1958 e Corbellini, 1995).

De acordo com van Haandel e Lettinga (1994), aplicar a digestão anaeróbia de dois estágios no tratamento de esgoto pode ser vantajoso. Segundo eles, no primeiro reator, o reator hidrolítico, o material orgânico particulado será convertido em compostos dissolvidos, sendo digeridos no reator seguinte. No primeiro reator haverá pouca ou nenhuma metanogênese, visto que o desenvolvimento da fermentação ácida reduzirá o pH.

Ghosh *et al.* (1975) citados por Shin *et al.* (1992) afirmam que em reatores em série, a vantagem da separação das fases é que o reator acidogênico serve para proteger o reator

metanogênico de condições adversas tais como: cargas de impacto e materiais tóxicos ou inibitórios.

Existe uma semelhança entre os sistemas de reatores em série com os sistemas de reatores compartimentados (também chamados de reatores de chicanas) quanto à sua operação. No sistema de reatores em série o efluente do primeiro reator também será o afluente do segundo reator, da mesma maneira se opera um sistema de reatores compartimentados, sendo que estes têm chicanas verticais que impõem ao líquido um movimento seqüencial descendente e ascendente. Segundo Povinelli e Campos (1998), citados por Cardoso (1999), há uma vantagem na aplicação dos reatores compartimentados em série que é a retenção da biomassa sem custos com meio suporte ou com dispositivos para reter os sólidos no sistema. Porém, Chernicharo (1997) alerta para o problema de excessiva perda de sólidos caso o sistema seja submetido a grandes variações e picos excessivos da vazão afluente, visto que não dispõe de mecanismos que auxiliem na retenção de sólidos.

CAPÍTULO III

MATERIAIS E MÉTODOS

3.1 – Introdução

Para verificar se a operação de reatores em série leva a um melhor desempenho de reatores quanto a eficiência de remoção da matéria orgânica, estabilidade operacional e produção de lodo, foram fabricados cinco reatores tipo UASB, em escala piloto, para serem usados como unidades experimentais.

Os reatores, denominados de M1 → Sistema 1 (reator unitário), M2-M3 → Sistema 2 (reatores em série) e M4-M5 → Sistema 3 (reatores em série), foram instalados num terreno cedido pela Companhia de Água e Esgoto da Paraíba CAGEPA à UFPB, localizado na avenida Conselheiro José Noujaim Habib (Canal do Prado), bairro do Catolé na cidade de Campina Grande. Nesse terreno passa um interceptor do sistema de esgotamento da cidade.

Nas seções que se seguem, estão detalhados os três sistemas experimentais, os procedimentos operacionais, bem como os métodos utilizados para controle e verificação da eficiência dos sistemas, no tratamento de esgoto.

3.2 - OS SISTEMAS EXPERIMENTAIS DE TRATAMENTO DE ESGOTO

3.2.1 – Descrição do Sistema

A Figura 3.1 mostra um esquema do sistema de alimentação, comum aos três sistemas experimentais. O esgoto bruto era bombeado do interceptor de esgoto, por uma bomba submersa (bomba sapo) do fabricante HIDRAMAN, modelo 265, e recalcado, através de uma tubulação de PVC, enterrada, até uma caixa de passagem apoiada no topo de uma estrutura de andaimes.

A caixa de passagem fabricada em cimento amianto e 100 litros de volume, recebia o esgoto recalcado para, daí, alimentar as unidades experimentais. Dentro dessa caixa uma bóia automática controlava o nível de esgoto que nela entrava, ligando e desligando a “ bomba sapo ”.

Da parte inferior da caixa de passagem o esgoto saía por gravidade, através de mangueiras de plástico (diâmetro interno de 10 mm), diretamente para a bomba dosadora do tipo peristáltica. A bomba era acionada por um motor trifásico, marca EBERLE, modelo S 71 a4 – N° 1096, 1/2 cv, regime contínuo e 220 V. Utilizada durante toda a investigação

experimental, a bomba possuía 8 canais com capacidade total para bombear até 8 litros/min. Para os canais, foram usadas mangueiras de silicone de diâmetro interno igual a 8 mm.

De cada canal, o esgoto bombeado era conduzido por mangueiras de plástico (diâmetro de 10 mm) até os dispositivos de entrada do afluente dos reatores. Só foram utilizados três dispositivos de entrada, um para o primeiro reator de cada sistema pois, o segundo reator dos dois sistemas em série recebia o efluente diretamente dos primeiros reatores. Esses dispositivos eram tubos de PVC (diâmetro de 100 mm e altura de 50 cm). Através de outras mangueiras de plástico (diâmetro de 20 mm) conectadas na parte inferior dos dispositivos, o esgoto, por gravidade, chegava até a base do reator.

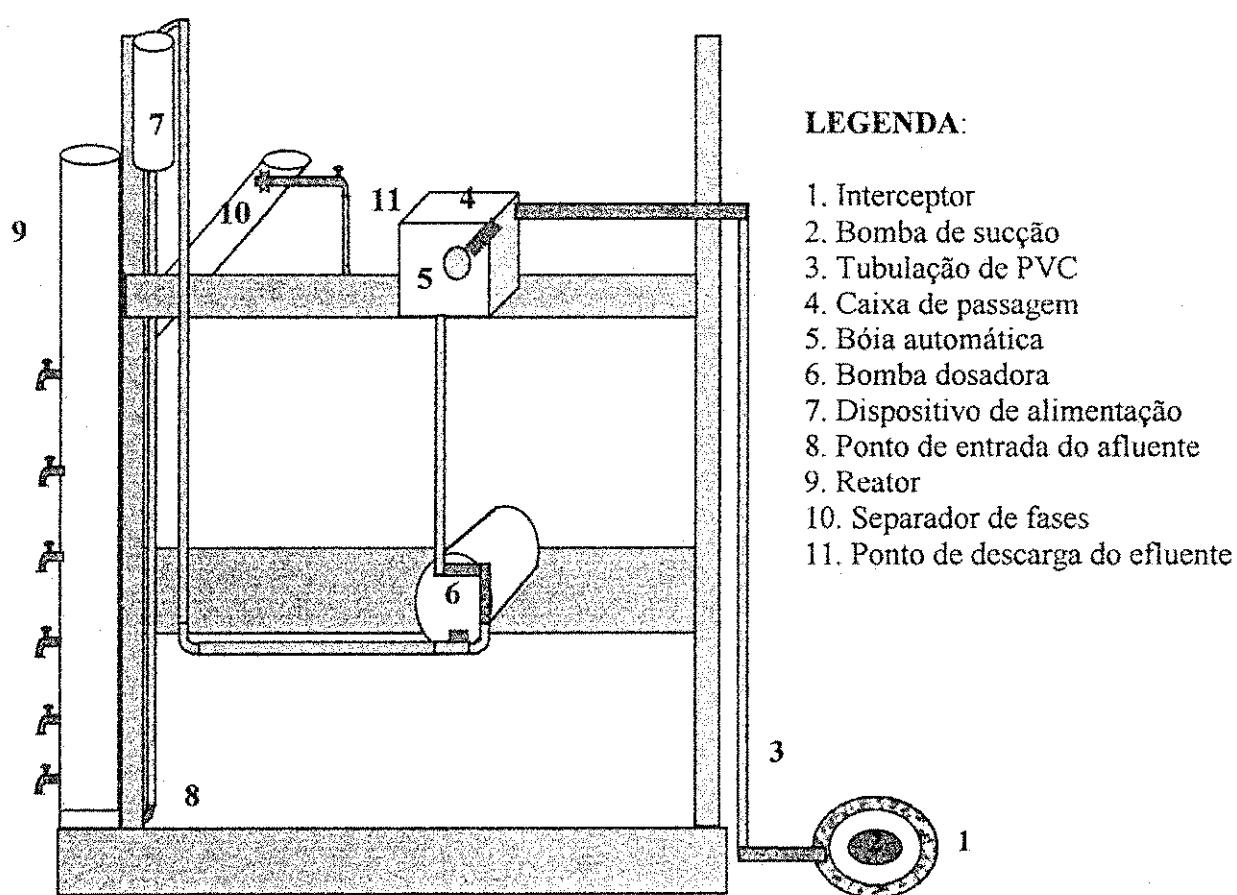


Figura 3.1 – Desenho esquemático do sistema de alimentação

3.2.1 – Descrição dos Reatores

Os cinco reatores fabricados para esta investigação experimental foram denominados de M1, M2, M3, M4 e M5, formando os três sistemas biológicos, nomeados de Sistemas 1, 2 e 3. O Sistema 1 era constituído de um reator unitário (M₁) com altura de 4 m e volume de 195 l; o Sistema 2, de dois reatores em série (M₂ e M₃), cada um com altura de 4 m e volume de 126 l e o Sistema 3, de dois reatores em série (M₄ e M₅), cada um com 2 m de altura e 59 l. Os reatores foram fabricados com tubos de PVC, com diâmetros externos (D₁) de 250 mm para o Sistema 1 e de 200 mm para os Sistemas 2 e 3. Ao longo da coluna de cada reator se encontravam registros que permitiam a retirada de amostras. Os pontos de amostragem foram denominados, da base do reator até o seu topo, de P₁ até P₆. A Tabela 3.1 apresenta as dimensões dos reatores e as distâncias entre os pontos de amostragem. As Figuras 3.2 a, b e c mostram o sistema 1, 2 e 3, respectivamente.

Os reatores se distinguiram dos demais por terem um separador de fases não convencional. A uma distância $\frac{3}{4}$ da base do reator, na forma de um braço com 45 ° de inclinação, havia um outro tubo de PVC com os diâmetros externos (D₂) de 200 mm para o Sistema 1 e de 150 mm para os Sistemas 2 e 3, que funcionava como decantador, separando a fase sólida da líquida.

Tabela 3.1 – Dimensões dos reatores

DIMENSÕES (m)	SISTEMA				
	1	2		3	
	M1	M2	M3	M4	M5
D ₁	0,25	0,20	0,20	0,20	0,20
D ₂	0,20	0,15	0,15	0,15	0,15
L	4,00	4,00	4,00	2,00	2,00
L ₁	0,25	0,25	0,25	0,10	0,10
L ₂	0,25	0,25	0,25	0,30	0,30
L ₃	0,50	0,50	0,50	0,50	0,50
L ₄	0,50	0,50	0,50	0,60	0,60
L ₅	0,75	0,75	0,75	0,50	0,50
L ₆	0,75	0,75	0,75	-	-
L ₇	1,00	1,00	1,00	-	-

Obs.: D₁ = diâmetro do corpo do reator, D₂ = diâmetro do braço, L = comprimento do reator, L₁, L₂, L₃, L₄, L₅, L₆, L₇ = distância entre um ponto amostral e outro ao longo do reator

O processo de separação de fases ocorria da seguinte maneira: as bolhas do biogás formadas seguiam verticalmente pelo corpo do reator, desprendendo-se do líquido e dos sólidos e escapando pelo topo do reator, enquanto que partículas sólidas carregadas pelo líquido sedimentavam no braço do reator e retornavam para a zona de digestão. O líquido, então, era coletado na extremidade do braço, por um tubo na posição horizontal, acoplado em uma conexão tipo tê, com diâmetro $\frac{1}{2}$ ”, (todos de PVC).

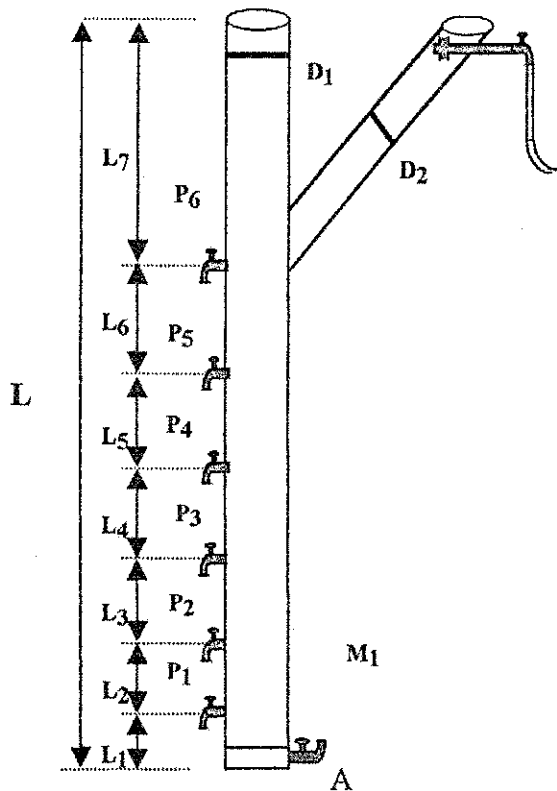


Figura 3.2a – Sistema 1

Reator M1

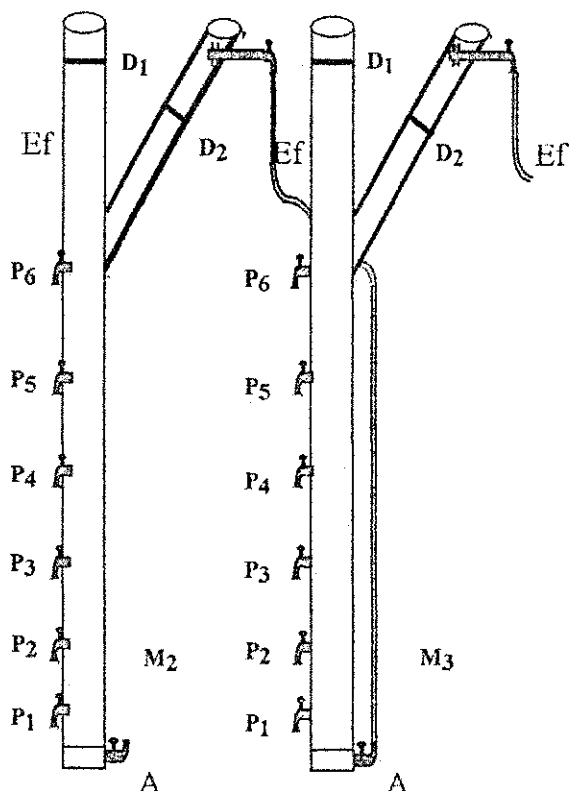


Figura 3.2b – Sistema 2

Reatores M2 e M3

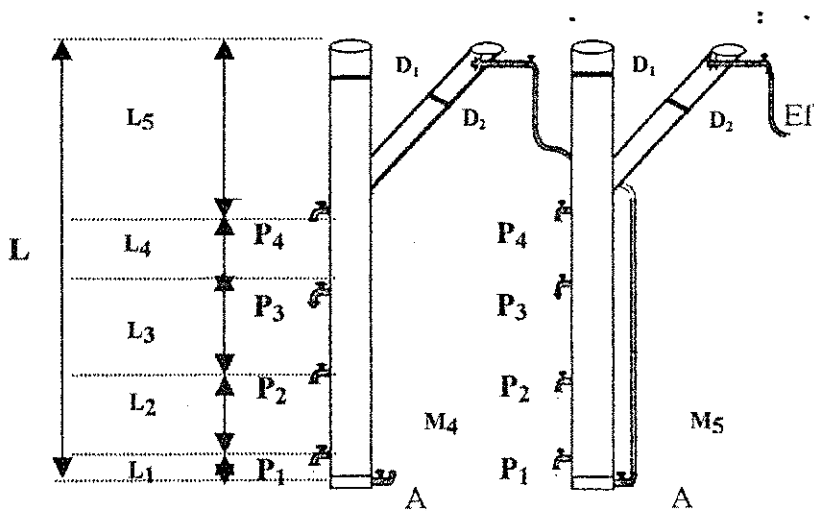


Figura 3.2c – Sistema 3

Reatores M4 e M5

Figura 3.2 – Desenho esquemático dos reatores

3.3 - Operação dos sistemas

A investigação experimental foi realizada no período de 08 de setembro de 1997 a 30 de março de 1998. Os cinco reatores foram previamente inoculados com lodo proveniente de tanques sépticos. Apenas os reatores M1, M2 e M4 eram alimentados com esgoto municipal, enquanto os reatores M3 e M5 eram alimentados com os efluentes dos primeiros reatores (M2 e M4) dos sistemas em série.

Os reatores dos três sistemas foram inoculados previamente com lodo de tanques sépticos, sendo, em seguida, alimentados com esgoto municipal de Campina Grande. O experimento foi dividido em 3 fases, caracterizadas pelo tempo de detenção hidráulica (TDH). O experimento teve a duração total de aproximadamente 6 meses, durante os quais, o desempenho, a estabilidade operacional, a produção e acumulação de lodo dos sistemas foram acompanhados através de análises do afluente, efluente e do lodo contido nos reatores.

O experimento foi dividido em três fases, cada uma correspondendo a um tempo de detenção hidráulica (TDH) diferente, de 6, 3,5 e 2 horas. Em cada fase, os três sistemas foram operados com o mesmo TDH, sendo que, nos sistemas em série, cada reator operava com metade do TDH total (ver Tabela 3.2).

3.3.1 - Fases de Operação

Os reatores previamente inoculados com lodo anaeróbico, foram alimentados com esgoto bruto durante um período de quatro meses. Nesse período, os reatores operaram com tempo de detenção hidráulica de 10 horas. A falta de controle operacional e observações analíticas sistemáticas, não caracterizaram esse período como um experimento, não sendo, pois, considerado como fase, nesta investigação experimental.

Sem ter sido dada descarga intencional de lodo dos reatores, deu-se início à primeira fase da investigação, caracterizada por um TDH total de 6 horas. A primeira fase teve uma duração de 50 dias (08.09.97 a 25.10.97). As vazões de alimentação foram controladas por um temporizador que regulava o tempo de funcionamento da bomba peristáltica, garantindo, assim, a vazão estabelecida. Na segunda fase (27.10.97 a 29.11.97) também não houve descarga intencional de lodo. O TDH total era de 3,5 horas. Na terceira e última fase (30.01.98 a 20.03.98), os sistemas foram operados com um TDH total de 2 horas. A Tabela 3.2 resume as principais características operacionais de cada fase da investigação experimental.

Tabela 3.2 - Velocidade ascendente (v_{asc}) e vazão (Q) estabelecidas para os sistemas

nas três fases avaliadas

Sistemas		1 (M1)	2 (M2 e M3)	3 (M4 e M5)
Fase 1 - TDH (6 h)	Q_a (l/h)	32,5	42,0	19,7
	v_{asc} (m/h)	0,67	1,33	0,67
Fase 2 - TDH (3,5 h)	Q_a (l/h)	55,7	72,0	33,7
	v_{asc} (m/h)	1,14	2,28	1,14
Fase 3 - TDH (2 h)	Q_a (l/h)	97,5	126,0	59,0
	v_{asc} (m/h)	2,00	4,00	2,00

3.3.2 - Problemas operacionais

Durante toda a investigação experimental alguns problemas de ordem operacional foram observados, ressaltando-se:

partículas grosseiras presentes no esgoto causavam entupimentos em todas as mangueiras dos três sistemas. Esses entupimentos eram mais frequentes nas mangueiras de silicone ou canais da bomba peristáltica, provocando o rompimento destas e, conseqüentemente, o funcionamento descontínuo dos sistemas. Contudo, medidas práticas, tomadas ainda na primeira fase, como limpeza da tela que protegia a bomba “sapo”, da bomba dosadora, da caixa de passagem e de todas as mangueiras dos sistemas, garantiram melhores condições de trabalho. As demais fases não apresentaram esse problema de forma significativa;

má qualidade das mangueiras de silicone, ou seja, baixa resistência à fadiga, causando rompimentos contínuos;

interrupções no fornecimento de energia também foram responsáveis pelo mal funcionamento dos sistemas que, unido ao problema de qualidade das mangueiras, provocou um longo período entre o término da segunda fase e o início da terceira fase.

3.4 – Acompanhamento do desempenho dos reatores

O acompanhamento do desempenho dos reatores UASB teve como objetivos:

verificar a estabilidade operacional, através dos parâmetros pH, alcalinidade de bicarbonato (AB) e concentração de ácidos graxos voláteis (AGV);

verificar a eficiência de remoção da matéria orgânica, em termos de DQO;

verificar o crescimento da manta de lodo e descarga deste junto ao efluente; com as análises de sólidos e produção de lodo.

3.4.1 – Análises Realizadas

Durante o experimento foram coletadas, semanalmente, amostras do afluente, efluente e do lodo. Coletava-se o afluente na caixa de passagem, o efluente no ponto de descarga de cada reator e o lodo nos pontos de amostragem (de P1 a P6 para os reatores M1, M2 e M3 e de P1 a P4 para os reatores M4 e M5). As amostras eram coletadas entre 8 e 9 horas da manhã e imediatamente analisadas.

A Tabela 3.3 mostra os parâmetros analisados, os pontos de coleta e a frequência das análises.

Parâmetro	Amostra	Frequência
T (°C)	Afluente, efluente e lodo do reator	2/semana
PH	Afluente, efluente e lodo do reator	2/semana
DQO (mg/l)	Afluente e efluente	2/semana
AB (ppm CaCO ₃)	Afluente e efluente	2/semana
AGV (ppm HAc)	Afluente e efluente	2/semana
ST, STF e STV (mg/l)	Lodo do reator	1/semana
SD (ml/l)	Efluente	2/semana

Tabela 3.3 – Parâmetros analisados e frequência das análises laboratoriais nas três fases do experimento

No decorrer da investigação experimental foram realizados quatro perfis de 24 horas para avaliar as variações das características do afluente. Esses perfis aconteceram em junho, outubro e novembro de 1997 e fevereiro de 1998. As amostras eram coletadas a cada 2 horas, sendo então analisadas quanto ao pH, temperatura, alcalinidade total e alcalinidade de bicarbonato, ácidos graxos voláteis, DQO, sólidos sedimentáveis e sólidos totais, fixos e voláteis.

Com os valores obtidos da DQO de amostras pontuais durante os perfis, determinou-se para cada perfil um fator de correção (Fc), segundo procedimento descrito por van Haandel e Lettinga (1994). Como rotineiramente as amostras do afluente eram coletadas entre 8 e 9 horas, o Fc era determinado como:

$$F_c = \frac{DQO_{8,p}}{DQO_p}$$

onde:

$DQO_{8,p}$ é o valor da DQO da amostra coletada às 8 horas durante o perfil de 24 horas e,

— DQO_p é a média dos valores da DQO das amostras coletadas de 2 em 2 horas, durante o perfil.

A fim de que a DQO determinada de uma amostra pontual do afluente refletisse a DQO média diária, o valor da DQO do afluente era multiplicado pelo fator de correção correspondente a cada fase. A Tabela 3.4 mostra os valores dos fatores de correção e os meses considerados por eles influenciados.

Tabela 3.4 – Fatores de correção da DQO e os meses considerados por eles influenciados

Meses em que foram realizados os perfis	Meses considerados como influenciados pelos fatores de correção	Fatores de Correção (Fc)
Junho (1997)	Maior, Junho, Julho e Agosto	1,22
Outubro (1997)	Setembro e Outubro	0,99
Novembro (1997)	Novembro e Dezembro	0,90
Fevereiro (1998)	Janeiro, Fevereiro e Março	1,10

3.4.2 – Verificação da Estabilidade Operacional

Por influenciarem diretamente o processo de digestão anaeróbia, os parâmetros utilizados para verificação da estabilidade operacional dos sistemas de reatores foram o pH, a alcalinidade de bicarbonato (AB) e os ácidos graxos voláteis (AGV).

O pH foi determinado no afluente, efluente e no lodo dos reatores, utilizando-se um medidor de pH/temperatura portátil da ORION, modelo 230 A.

As determinações da alcalinidade de bicarbonato (AB), bem como dos ácidos graxos voláteis (AGV) foram feitas segundo o procedimento descrito por DiLallo e Albertson (1961).

O procedimento consiste em:

titular uma amostra de volume conhecido (50 ml) até pH 4,0 com uma solução de ácido forte de concentração Normal conhecida, anotando o volume gasto (V_1);

diminuir o pH até uma faixa de pH de 3,3 a 3,5 e eliminar o CO_2 por aquecimento, deixando ferver a fogo baixo por três minutos;

resfriar a amostra sem agitar; elevar o valor do pH até 4,0 ;

titular até pH 7,0, com uma solução de NaOH de concentração Normal conhecida.

Anotar o volume obtido entre o pH 4,0 e pH 7,0 (V_2);

Com o volume gasto (V_1), calcula-se AT em mg/l como CaCO_3 e, com o volume gasto (V_2), calcula-se a alcalinidade devida aos ácidos graxos ou alcalinidade negativa, AAV em mg/l como CaCO_3 .

Os valores de AB e AGV são determinados com as seguintes equações:

$$AB = AT - AAV \quad 3.2$$

$$AGV = 1,2AAV, \text{ quando AAV for menor ou igual a } 180 \text{ mg CaCO}_3/\text{l} \quad 3.3$$

$$AGV = 1,5 \times 1,2 \times AAV, \text{ quando AAV for maior ou igual a } 180 \text{ mg CaCO}_3/\text{l} \quad 3.4$$

Sendo AB, AT e AAV em mg CaCO_3/l e AGV em mg HAc/l.

3.4.3 – Desempenho na Eficiência de Remoção de Matéria Orgânica

O parâmetro usado para a investigação da eficiência de remoção de matéria orgânica foi a Demanda Química de Oxigênio (DQO), utilizando-se o método do refluxo fechado segundo o Standard Methods (APHA *et al.*, 1995). Foram feitas duas determinações, da DQO do efluente: uma com o efluente decantado em um cone Imhoff por uma hora e a outra com o efluente não decantado (efluente bruto). O valor obtido da DQO do efluente decantado é indicativo do valor que se obteria se fosse dada descarga de lodo de excesso. Os valores da DQO afluente foram corrigidos para refletir a média diária, conforme procedimento descrito no item 3.4.1. Com os valores da DQO afluente corrigidos e os valores da DQO do efluente decantado e não decantado, foram calculadas as eficiências de remoção de DQO.

3.4.4 – Sólidos

Para a determinação da concentração de sólidos no lodo anaeróbico dentro dos reatores de cada sistema, foram tomadas amostras de diversos pontos de amostragem; determinando-se a concentração de sólidos totais e voláteis. Para a determinação da massa desses sólidos no lodo, foi considerado que cada ponto de amostragem (P_i) tinha um volume de influência (V_i), o qual só diz respeito ao corpo do reator, pois na parte inclinada não houve uma concentração significativa. Sendo a massa de sólidos no lodo (MX_i) determinada como:

$$MX_i = \sum C_i V_i \quad 3.5$$

Sendo C_i a concentração de sólidos totais no ponto P_i .

Tabela 3.4 – Pontos de amostragens e volumes de influência para cada reator.

Sistema 1		Sistema 2				Sistema 3			
M1		M2		M3		M4		M5	
P _i	V _i (l)	P _i	V _i (l)	P _i	V _i (l)	P _i	V _i (l)	P _i	V _i (l)
1	19,90	1	10,91	1	10,91	1	7,08	1	7,08
2	19,44	2	10,77	2	10,77	2	11,34	2	11,34
3	22,61	3	14,31	3	14,31	3	15,59	3	15,59
4	28,26	4	17,85	4	17,85	4	22,67	4	22,67
5	33,69	5	22,81	5	22,81	-	-	-	-
6	61,95	6	40,38	6	40,38	-	-	-	-

CAPÍTULO IV

APRESENTAÇÃO E ANÁLISE DOS RESULTADOS

4.1 – Introdução

No capítulo anterior foram descritos os procedimentos operacionais e de acompanhamento do desempenho dos cinco reatores, denominados de M1, M2, M3, M4 e M5, tratando esgoto bruto da cidade de Campina Grande. Ficou destacada a operação em série dos reatores M2-M3 e M4-M5 e a velocidade ascendente nos reatores M2-M3 que era o dobro da velocidade nos reatores M1, M4-M5.

Neste capítulo estão apresentados os resultados das determinações de parâmetros que caracterizam o desempenho de reatores UASB. Para analisar o desempenho dos reatores UASB quanto à influência que pode existir na configuração de reatores em série em comparação à configuração de um único reator, foi investigado a estabilidade operacional, a eficiência em remover a matéria orgânica e as concentrações de sólidos determinadas no sistema, tanto para o efluentes como no lodo anaeróbio. A estabilidade operacional dos sistemas foi avaliada através de medições do pH, e determinações das concentrações de ácidos graxos voláteis de alcalinidade e de bicarbonato. Para uma análise da eficiência de remoção de matéria orgânica, foram determinadas as concentrações da DQO do afluente e dos efluentes. Como existia lodo de excesso no efluente foram determinadas a DQO do efluente decantado e não decantado. Quanto aos sólidos estes foram avaliados no efluente determinando as concentrações de sólidos sedimentáveis. No lodo anaeróbio foram feitas análises de sólidos totais e voláteis para determinar a sua concentração e quantidade acumulada.

4.2 – Estabilidade operacional dos reatores

4.2.1 – Concentrações de ácidos graxos voláteis e de alcalinidade de bicarbonato

Nas Tabelas 4.1, 4.2 e 4.3 estão apresentados os valores médios semanais das concentrações de ácidos graxos voláteis (AGV) e alcalinidade de bicarbonato (AB) nos tempos de detenção hidráulica totais (TDH) de 6, 3,5 e 2 horas, para o afluente e para os efluentes dos reatores dos três sistemas experimentais. A média, o desvio padrão (DP) e o coeficiente de variação (CV) desses valores também estão apresentados.

A Tabela 4.1 é referente à primeira fase do experimento (TDH total de 6 horas). Nessa tabela foi observado que a concentração média semanal de AGV no afluente durante sete semanas de operação foi de 71 a 91 ppm de HAc. Quanto aos efluentes dos sistemas, estes apresentaram valores de 18 a 32 ppm de HAc para o Sistema 1, de 16 a 27 ppm de HAc para o Sistema 2 (valores encontrados no reator M3, que é o resultado do Sistema 2) e de 16 a 34 ppm de HAc para o Sistema 3 (valores encontrados no reator M5, que é o resultado do Sistema 3).

Como foi observado, os valores encontrados no afluente foram maiores que os valores encontrados nos efluentes durante todo período de operação, indicando que nos reatores não existia acumulação de AGV. A concentração média semanal de AB no afluente ficou entre 249 e 273 ppm de CaCO_3 , enquanto que nos efluentes dos sistemas foram observadas as seguintes faixas de valores: 179 a 282 ppm de CaCO_3 no efluente do Sistema 1, 196 a 266 ppm de CaCO_3 no efluente do Sistema 2 (valores encontrados no reator M3, que é o resultado do Sistema 2) e 207 a 259 ppm de CaCO_3 no efluente do Sistema 3 (valores encontrados no reator M5, que é o resultado do Sistema 3).

Apesar de alguns valores da concentração média semanal de AB nos efluentes terem sido menores que os valores observados na concentração média no afluente não ocorreu nenhuma necessidade de adicionar alcalinidade aos reatores. Ainda nessa tabela estão as médias, desvios padrão (DP) e coeficientes de variação (CV), este valor irá determinar o nível que ficaram os valores médios semanais em termos de dispersão.

Segundo Fonseca & Martins (1996) alguns analistas consideram os seguintes níveis para a dispersão: $\text{CV} \leq 15\%$ indica baixa dispersão; $15\% < \text{CV} < 30\%$ indica média dispersão; $\text{CV} \geq 30\%$ indica alta dispersão. Para os valores encontrados nesta primeira fase, vê-se que no afluente ocorre uma baixa dispersão tanto para as concentrações de AGV como de AB, enquanto os valores encontrados para os efluentes apresentam uma dispersão média para a concentração de AGV e baixa para a concentração de AB.

A Tabela 4.2 é referente à segunda fase do experimento (TDH total de 3,5 horas). Nessa tabela, a concentração média semanal de AGV no afluente durante cinco semanas de operação ficou entre 82 e 121 ppm de HAc, e os valores encontrados nos efluentes dos sistemas variaram de 14 a 33 ppm de HAc no Sistema 1, de 16 a 23 ppm de HAc no Sistema 2 (resultado observado no reator M3) e de 21 a 28 ppm de HAc no Sistema 3 (resultado observado no reator M5) nos cinco reatores.

Também, nessa fase os sistemas não apresentaram acumulação de AGV visto que os valores observados permaneceram maiores no afluente do que no efluente. A concentração

média semanal de AB no afluente variou de 231 a 264 ppm de CaCO_3 , os valores encontrados para os efluentes dos sistemas ficaram entre 175 e 335 ppm de CaCO_3 no Sistema 1, 228 e 345 ppm de CaCO_3 no Sistema 2 (resultado observado no reator M3) e entre 231 e 335 ppm de CaCO_3 no Sistema 3 (resultado observado no reator M5).

Pode ser observado que, devido o período de operação desta fase ter sido menor do que o período anterior, os valores das concentrações médias semanais apresentaram uma maior dispersão destes valores em relação à média. Através do coeficiente de variação é possível visualizar esta dispersão: no afluente ocorreu uma dispersão média para os valores das concentrações de AGV e baixa dispersão para os valores de AB, enquanto os valores encontrados para os efluentes apresentaram uma dispersão média para a concentração de AGV e de AB, exceto para concentração de AGV no reator M1, que apresentou uma dispersão alta.

A Tabela 4.3 apresenta os valores das concentrações médias semanais de AGV e AB na terceira fase do experimento (TDH total de 2 horas) que teve um período de operação de oito semanas. A concentração média semanal de AGV ficou numa faixa de 67 a 89 ppm de HAc no afluente e de 25 a 46 ppm de HAc no efluente do Sistema 1, de 24 a 43 ppm de HAc no efluente do Sistema 2 (resultado obtido no reator M3) e de 23 a 62 ppm de HAc no efluente do Sistema 3 (resultado obtido no reator M5). Como nas fases anteriores, os sistemas não acumularam AGV no interior dos seus reatores.

Na concentração média semanal de AB houve uma variação de 258 a 320 ppm de CaCO_3 no afluente, de 296 a 376 ppm de CaCO_3 no Sistema 1, 284 a 383 ppm de CaCO_3 no Sistema 2 (resultado observado no reator M3) e de 282 a 368 ppm de CaCO_3 no Sistema 3 (resultado observado no reator M5). Como o período de operação foi mais longo, apesar dos sistemas estarem operando com um TDH muito curto, apresentaram, em geral, um melhor grau de dispersão. O CV apresentou valores de baixa dispersão para as concentrações de AGV no afluente e de média dispersão nos efluentes, exceto para a concentração de AGV no reator M5. O grau de dispersão para a concentração de AB tanto no afluente como nos efluente dos cinco reatores foi baixa.

Tabela 4.1 - Valores médios semanais da concentração dos ácidos graxos voláteis (mgHAc/l) e da alcalinidade de bicarbonato (mgCaCO₃/l), média, desvio padrão e coeficiente de variação na primeira fase, TDH de 6 horas

SO	Afluente		Sistema 1		Sistema 2				Sistema 3			
			M1		M2		M3		M4		M5	
	AGV	AB	AGV	AB	AGV	AB	AGV	AB	AGV	AB	AGV	AB
1ª	84	259	29	259	27	231	16	266	16	231	20	259
2ª	71	273	19	282	15	286	22	256	15	239	20	248
3ª	75	261	18	179	14	205	27	196	16	189	16	207
4ª	81	249	21	246	17	237	27	236	23	215	26	238
5ª	91	253	32	233	25	225	25	248	32	218	34	236
6ª	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
7ª	84	261	32	218	23	220	16	243	18	212	21	246
Md	81	259	25	236	20	234	22	241	20	217	23	239
DP	7	8	6	32	5	25	5	22	6	16	6	16
CV	9	3	24	14	25	11	23	9	30	7	26	7

Obs.: SO = semanas de operação, Md = média, DP = desvio padrão, CV = coeficiente de variação, - indica que não foi medido

Tabela 4.2 - Valores médios semanais da concentração dos ácidos graxos voláteis (mgHAc/l) e da alcalinidade de bicarbonato (mgCaCO₃/l), média, desvio padrão e coeficiente de variação na segunda fase, TDH de 3,5 horas

SO	Afluente		Sistema 1		Sistema 2				Sistema 3			
			M1		M2		M3		M4		M5	
	AGV	AB	AGV	AB	AGV	AB	AGV	AB	AGV	AB	AGV	AB
1ª	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
2ª	82	231	14	175	18	231	16	228	34	335	23	310
3ª	121	249	21	216	18	226	21	278	18	255	21	231
4ª	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
5ª	103	264	33	335	31	316	23	345	33	324	28	335
Md	102	248	23	242	22	258	20	284	28	305	24	292
DP	16	13	9	68	6	41	3	48	7	35	3	44
CV	16	5	39	28	27	16	15	17	28	11	13	15

Obs.: SO = semanas de operação, Md = média, DP = desvio padrão, CV = coeficiente de variação, - indica que não foi medido

Tabela 4.3 - Valores médios semanais da concentração dos ácidos graxos voláteis (mgHAc/l) e da alcalinidade de bicarbonato (mgCaCO₃/l), média, desvio padrão e coeficiente de variação na terceira fase, TDH de 2 horas

SO	Afluente		Sistema 1		Sistema 2				Sistema 3			
			M1		M2		M3		M4		M5	
	AGV	AB	AGV	AB	AGV	AB	AGV	AB	AGV	AB	AGV	AB
1 ^a	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
2 ^a	67	280	29	304	29	328	24	303	32	334	23	302
3 ^a	76	284	31	296	40	343	27	305	33	348	24	327
4 ^a	82	281	25	304	28	345	43	301	40	332	37	310
5 ^a	68	258	26	303	33	316	40	284	51	294	40	282
6 ^a	74	285	31	342	48	301	32	340	55	294	62	301
7 ^a	80	279	46	376	43	376	34	383	39	374	52	368
8 ^a	89	320	23	369	23	287	25	327	39	303	41	295
Md	77	284	30	328	35	328	32	320	41	326	40	312
DP	7	17	7	32	8	28	7	31	8	28	13	26
CV	9	6	23	10	23	9	22	10	20	9	33	8

Obs.: SO = semanas de operação, Md = média, DP = desvio padrão, CV = coeficiente de variação, - indica que não foi medido

4.2.2 – pH e temperatura nos efluentes

Nas Tabelas 4.4, 4.5 e 4.6 estão apresentados os valores médios semanais de pH e temperatura (° C) do afluente e do efluente de cada reator dos três sistemas operados, relativos às três fases do experimento. Também estão apresentados nessas tabelas os valores máximos e mínimos.

Os valores médios semanais do pH e da temperatura (° C) durante a primeira fase do experimento, TDH de 6 horas, são observados na Tabela 4.4. Os valores mínimos e máximos de pH para o afluente foram 7,26 e 7,42. Para os efluentes esses valores foram de 6,69 e 7,12 para o reator M1, de 6,71 e 6,97 para o reator M2, de 6,76 e 6,88 para o reator M3, de 6,67 e 7,17 para o reator M4 e de 6,64 e 6,87 para o reator M5. Os valores mínimos e máximos da temperatura foram de 25,2 e 27,7 ° C para o afluente e para os efluentes dos cinco reatores os valores mínimos ficaram entre 21,9 e 22,7 ° C e os valores máximos entre 24,8 e 25,9 ° C.

Durante a segunda fase, com TDH de 3,5 horas, como mostra a Tabela 4.5, no afluente os valores mínimos e máximos do pH foram de 7,15 e 7,29. Enquanto que os valores para os efluente foram de 6,66 e 6,90 para o reator M1, de 6,77 e 7,04 para o reator M2, de 6,80 e 6,97 para o reator M3, de 6,77 e 6,88 para o reator M4 e de 6,75 e 6,91 para o reator M5. Quanto à temperatura os valores mínimos e máximos foram de 27,4 a 28,7 ° C para o afluente e de 25,4 a 28,7 ° C para os efluentes dos cinco reatores.

Na terceira fase, Tabela 4.6, com um TDH de 2 horas os valores mínimos e máximos apresentados para o pH foram de 7,06 e 7,46 para o afluente, de 6,61 e 7,03 para o reator M1,

de 6,71 e 7,16 para o reator M2, de 6,57 e 6,98 para o reator M3, de 6,61 e 7,05 para o reator M4 e de 6,63 e 7,03 para o reator M5. Os valores mínimos e máximos observados para a temperatura foram de 28,4 e 29,7 ° C no afluente e de 27,0 e 29,0 ° C nos efluentes dos cinco reatores.

De acordo com van Haandel e Lettinga (1994), no item 2.4.3 no Capítulo 2, em todas as fases experimentais o pH esteve dentro da faixa considerada boa para o desenvolvimento da metanogênese. Esta faixa de pH, entre 6,3 e 7,8, dificulta a possibilidade de um azedamento ou acidificação do conteúdo do reator, dessa forma foi possível alcançar uma boa estabilidade operacional.

Tabela 4.4 - Valores médios semanais, máximos e mínimos do pH e da temperatura (° C) na primeira fase, TDH de 6 horas

SO	Afluente		Sistema 1		Sistema 2				Sistema 3			
			M1		M2		M3		M4		M5	
	pH	Temp	pH	Temp	pH	Temp	pH	Temp	pH	Temp	pH	Temp
1ª	7,34	26,0	6,78	23,9	6,97	25,0	6,84	23,8	7,13	24,0	6,83	23,2
2ª	7,42	25,2	6,69	22,2	6,85	22,7	6,80	21,9	7,05	22,5	6,79	22,0
3ª	7,29	25,4	6,74	24,3	6,94	25,4	6,76	24,1	7,08	24,4	6,77	23,5
4ª	7,31	27,7	7,12	23,6	6,91	24,0	6,88	23,8	7,17	24,2	6,87	23,3
5ª	7,33	26,7	6,73	24,2	6,95	25,1	6,82	24,1	7,09	24,8	6,79	23,8
6ª	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
7ª	7,26	27,5	6,70	25,2	6,71	25,9	6,80	25,1	6,67	25,7	6,64	24,8
Máx	7,42	27,7	7,12	25,2	6,97	25,9	6,88	25,1	7,17	25,7	6,87	24,8
Mín	7,26	25,2	6,69	22,2	6,71	22,7	6,76	21,9	6,67	22,5	6,64	22,0

Obs.: SO = semanas de operação, Máx = valor máximo, Mín = valor mínimo, - indica que não foi medido

Tabela 4.5- Valores médios semanais, máximos e mínimos do pH e da temperatura (° C) na segunda fase, TDH de 3,5 horas

SO	Afluente		Sistema 1		Sistema 2				Sistema 3			
			M1		M2		M3		M4		M5	
	PH	Temp	pH	Temp	pH	Temp	pH	Temp	PH	Temp	pH	Temp
1ª	7,28	27,4	6,90	25,7	6,87	26,0	6,97	25,7	6,87	26,2	6,85	25,4
2ª	7,24	27,6	6,72	26,9	6,96	27,3	6,96	26,9	6,88	27,2	6,75	27,0
3ª	7,21	28,0	6,66	26,6	6,77	27,0	6,80	26,4	6,79	27,1	6,76	26,4
4ª	7,29	28,5	6,69	26,5	6,88	26,7	6,88	26,7	6,77	26,9	6,81	26,7
5ª	7,15	28,7	6,67	28,7	7,04	27,5	6,96	27,0	6,85	27,4	6,91	27,0
Máx	7,29	28,7	6,90	28,7	7,04	27,5	6,97	27,0	6,88	27,4	6,91	27,0
Mín	7,15	27,4	6,66	25,7	6,77	26,0	6,80	25,7	6,77	26,2	6,75	25,4

Obs.: SO = semanas de operação, Máx = valor máximo, Mín = valor mínimo

Tabela 4.6 - Valores médios semanais, máximos e mínimos do pH e da temperatura (°C) na terceira fase, TDH de 2 horas

SO	Afluente		Sistema 1		Sistema 2				Sistema 3			
			M1		M2		M3		M4		M5	
	pH	Temp	pH	Temp	pH	Temp	pH	Temp	pH	Temp	pH	Temp
1ª	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
2ª	7,46	28,4	6,92	27,2	7,16	27,8	6,96	27,4	7,05	27,8	6,96	27,1
3ª	7,34	29,2	7,03	28,1	7,09	28,0	6,98	27,9	7,04	28,4	7,03	27,5
4ª	7,24	29,3	6,85	28,8	7,01	29,0	6,93	28,8	6,88	28,9	6,92	28,6
5ª	7,06	29,0	6,66	28,3	6,73	28,8	6,72	28,0	6,68	28,1	6,69	27,9
6ª	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
7ª	7,10	29,7	6,72	27,1	6,79	27,5	6,80	27,0	6,84	27,5	6,80	27,0
8ª	7,13	28,9	6,61	27,3	6,71	27,9	6,57	27,1	6,61	27,7	6,63	27,1
Máx	7,46	29,7	7,03	28,8	7,16	29,0	6,98	28,8	7,05	28,9	7,03	28,6
Mín	7,06	28,4	6,61	27,1	6,71	27,5	6,57	27,0	6,61	27,5	6,63	27,0

Obs.: SO = semanas de operação, Máx = valor máximo, Mín = valor mínimo, - indica que não foi medido

4.2.3 – pH e temperatura no lodo

Nas Tabelas 4.7, 4.8 e 4.9 estão apresentados os valores semanais do pH e da temperatura (°C) para o conteúdo dos reatores nos três sistemas, nas respectivas fases experimentais. Os valores do pH e da temperatura eram determinados nas amostras dos pontos desde P1, na base do reator, até o último ponto, P6 para os reatores M1, M2 e M3 e P4 para os reatores M4 e M5, próximo à saída do efluente (ver seção 3.4.4 do capítulo Materiais e Métodos). Também estão apresentados os valores máximos e mínimos.

Na primeira fase, Tabela 4.7 (TDH de 6 horas), os valores mínimos e máximos do pH foram de 6,58 e 6,88 para o reator M1, de 6,54 e 6,85 para o reator M2, de 6,52 e 6,91 para o reator M3, de 6,44 e 7,02 para o reator M4 e de 6,46 e 6,95 para o reator M5. Os valores mínimos e máximos observados para a temperatura foram de 23,9 e 28,9 °C nos efluentes dos cinco reatores. É possível observar que os valores mínimos do pH, invariavelmente, foram encontrados nos pontos 1 e 2, próximos à base dos reatores e os máximos no último ponto, próximo à saída do efluente.

Na Tabela 4.8, está apresentada a segunda fase do experimento. Os valores mínimos e máximos do pH foram de 6,66 e 6,86 para o reator M1, de 6,70 e 6,87 para o reator M2, de 6,60 e 6,80 para o reator M3, de 6,63 e 6,96 para o reator M4 e de 6,57 e 6,86 para o reator M5. No que diz respeito à temperatura esses valores foram de 25,5 e 27,5 °C para os cinco reatores. Pode ser observado nessa fase (TDH reduzido para 3,5 horas), que houve um aumento no valor mínimo e uma diminuição do valor máximo tanto do pH como da

temperatura em todos os reatores, exceto pelo valor do pH no reator M2. Também é possível ver que a faixa de valores da temperatura diminuiu bastante nesta fase nos cinco reatores.

A terceira fase, apresentada na Tabela 4.9, os valores mínimos e máximos do pH foram de 6,52 e 6,90 para o reator M1, de 6,43 e 7,00 para o reator M2, de 6,50 e 7,10 para o reator M3, de 6,48 e 7,12 para o reator M4 e de 6,43 e 7,03 para o reator M5. Com relação à temperatura esses valores foram de 26,3 e 29,3 °C para os cinco reatores. Com a redução do TDH para 2 horas, a faixa de valores do pH aumentou, isto é, o valor mínimo ficou menor e o valor máximo maior nos cinco reatores. Para a temperatura a faixa de valores aumentou com relação à segunda fase, tanto o seu valor mínimo como o valor máximo aumentaram.

Os valores de pH obtidos nos efluentes se mantiveram dentro da faixa recomendada por van Haandel e Lettinga (1994), isto é, entre 6,3 e 7,8. Nas Tabelas 4.7, 4.8 e 4.9 estão apresentados os valores do pH no lodo anaeróbio. É possível ver que também no lodo anaeróbio foram obtidos valores de pH dentro da faixa necessária para uma boa digestão anaeróbia.

Tabela 4.7 - Valores semanais, máximos e mínimos do pH e da temperatura ($^{\circ}$ C) do lodo nos pontos de amostragem ao longo do reator, na primeira fase, TDH de 6 horas

SO	Pontos	Sistema 1		Sistema 2				Sistema 3			
		M1		M2		M3		M4		M5	
		pH	Temp	pH	Temp	pH	Temp	pH	Temp	pH	Temp
1 ^a	1	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
	2	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
	3	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
	4	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
	5	-	-	-	-	-	-	=	=	=	=
	6	-	-	-	-	-	-	=	=	=	=
2 ^a	1	6,58	27,9	6,74	27,0	6,52	26,8	6,47	26,8	6,50	26,7
	2	6,58	27,2	6,62	27,8	6,60	26,7	6,54	27,4	6,62	26,7
	3	6,64	27,6	6,62	27,5	6,66	26,9	6,70	27,3	6,79	26,6
	4	6,68	28,2	6,68	27,5	6,71	27,1	6,88	27,1	6,78	26,1
	5	6,68	26,4	6,70	27,4	6,66	26,9	=	=	=	=
	6	6,72	25,8	6,76	26,6	6,72	26,6	=	=	=	=
3 ^a	1	6,67	25,1	6,65	25,2	6,70	25,2	6,44	25,0	6,46	24,9
	2	6,78	25,1	6,54	25,3	6,75	24,9	6,57	25,6	6,73	25,7
	3	6,87	25,0	6,76	25,1	6,83	25,1	6,62	25,0	6,95	25,1
	4	6,70	24,9	6,85	25,2	6,70	25,3	6,98	25,0	6,71	24,6
	5	6,71	24,8	6,62	25,1	6,56	25,0	=	=	=	=
	6	6,84	24,8	6,58	25,3	6,69	24,9	=	=	=	=
4 ^a	1	6,58	26,2	6,73	25,8	6,64	26,0	6,44	28,9	6,50	27,2
	2	6,67	26,2	6,56	25,9	6,80	26,0	6,54	28,6	6,55	28,4
	3	6,88	26,2	6,76	26,3	6,91	26,3	6,61	28,4	6,71	27,2
	4	6,83	26,4	6,81	26,3	6,87	26,4	7,02	28,2	6,82	27,9
	5	6,73	25,9	6,71	26,0	6,78	28,2	=	=	=	=
	6	6,76	25,4	6,67	26,1	6,89	28,3	=	=	=	=
5 ^a	1	6,73	26,5	6,77	27,0	6,55	26,2	6,55	25,9	6,57	25,5
	2	6,63	26,3	6,72	26,9	6,62	26,3	6,65	26,4	6,69	25,7
	3	6,73	26,5	6,73	26,8	6,66	26,2	6,72	26,5	6,90	25,7
	4	6,75	26,3	6,67	26,3	6,70	26,4	6,87	26,2	6,89	26,0
	5	6,65	26,2	6,66	26,4	6,78	26,2	=	=	=	=
	6	6,76	26,1	6,68	26,3	6,78	26,2	=	=	=	=
6 ^a	1	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
	2	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
	3	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
	4	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
	5	-	-	-	-	-	-	=	=	=	=
	6	-	-	-	-	-	-	=	=	=	=
7 ^a	1	6,58	24,8	6,75	25,0	6,69	24,3	6,56	24,3	6,55	23,9
	2	6,63	24,6	6,75	24,9	6,75	24,3	6,57	24,5	6,59	24,2
	3	6,69	24,6	6,79	24,5	6,76	24,5	6,69	24,4	6,80	24,3
	4	6,64	24,6	6,77	24,8	6,76	24,5	6,70	24,3	6,81	24,2
	5	6,68	24,8	6,78	24,8	6,69	24,4	=	=	=	=
	6	6,74	24,5	6,80	24,8	6,76	24,4	=	=	=	=
Máx		6,88	28,2	6,85	27,8	6,91	28,3	7,02	28,9	6,95	28,4
Mín		6,58	24,5	6,54	24,5	6,52	24,3	6,44	24,3	6,46	23,9

Obs.: SO = Semanas de Operação, Máx = valor máximo, Mín = valor mínimo, - indica que não foi medido, = indica que os reatores M4 e M5 só têm 4 pontos amostrais para coleta de lodo

Tabela 4.8 - Valores semanais, máximos e mínimos do pH e da temperatura (° C) do lodo nos pontos de amostragem ao longo do reator, na segunda fase, TDH de 3,5 horas

SO	Pontos	Sistema 1		Sistema 2				Sistema 3			
		M1		M2		M3		M4		M5	
		pH	Temp	pH	Temp	pH	Temp	PH	Temp	pH	Temp
1ª	1	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
	2	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
	3	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
	4	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
	5	-	-	-	-	-	-	=	=	=	=
	6	-	-	-	-	-	-	=	=	=	=
2ª	1	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
	2	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
	3	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
	4	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
	5	-	-	-	-	-	-	=	=	=	=
	6	-	-	-	-	-	-	=	=	=	=
3ª	1	6,84	26,5	6,75	26,3	6,64	25,7	6,68	26,2	6,57	26,0
	2	6,78	25,7	6,80	26,3	6,70	25,5	6,65	26,7	6,64	26,0
	3	6,73	25,9	6,74	25,9	6,60	25,6	6,74	26,5	6,73	25,8
	4	6,74	25,9	6,74	25,9	6,74	25,7	6,90	26,2	6,81	26,2
	5	6,66	26,9	6,78	27,3	6,68	27,0	=	=	=	=
	6	6,71	26,7	6,75	27,3	6,66	27,1	=	=	=	=
4ª	1	6,83	26,5	6,78	26,5	6,67	25,8	6,73	26,2	6,60	26,1
	2	6,79	26,0	6,87	26,5	6,73	25,9	6,73	26,6	6,64	26,1
	3	6,82	26,0	6,79	26,1	6,75	25,9	6,79	26,8	6,77	26,2
	4	6,83	26,2	6,82	26,2	6,74	26,0	6,87	26,6	6,81	26,5
	5	6,74	27,2	6,81	27,1	6,74	26,7	=	=	=	=
	6	6,76	26,7	6,83	27,1	6,80	26,8	=	=	=	=
5ª	1	6,84	26,7	6,71	26,9	6,61	26,7	6,64	27,5	6,57	26,9
	2	6,76	26,5	6,82	26,8	6,67	26,6	6,64	27,5	6,67	27,0
	3	6,81	26,8	6,70	26,6	6,68	26,5	6,63	27,2	6,78	27,2
	4	6,84	26,8	6,81	26,8	6,72	26,7	6,96	27,2	6,86	27,1
	5	6,86	27,1	6,79	27,2	6,72	27,1	=	=	=	=
	6	6,85	26,7	6,82	27,1	6,78	27,1	=	=	=	=
Máx		6,86	27,2	6,87	27,3	6,80	27,1	6,96	27,5	6,86	27,2
Mín		6,66	25,7	6,70	25,9	6,60	25,5	6,63	26,2	6,57	25,8

Obs.: SO = semanas de operação, Máx = valor máximo, Mín = valor mínimo, - indica que não foi medido, = indica que os reatores M4 e M5 só têm 4 pontos amostrais para coleta de lodo

Tabela 4.9 - Valores semanais, máximos e mínimos do pH e da temperatura (° C) do lodo nos pontos de amostragem ao longo do reator, na terceira fase, TDH de 2 horas

SO	Pontos	Sistema 1		Sistema 2				Sistema 3			
		M1		M2		M3		M4		M5	
		pH	Temp	pH	Temp	pH	Temp	pH	Temp	pH	Temp
1ª	1	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
	2	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
	3	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
	4	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
	5	-	-	-	-	-	-	=	=	=	=
	6	-	-	-	-	-	-	=	=	=	=
2ª	1	6,70	27,1	6,67	27,2	6,52	26,3	6,58	26,9	6,57	26,6
	2	6,69	27,0	6,63	27,2	6,50	26,3	6,65	27,2	6,54	27,0
	3	6,58	26,7	6,58	27,1	6,60	26,3	6,70	27,1	6,63	26,9
	4	6,64	26,7	6,61	27,2	6,65	26,9	6,89	26,9	6,77	26,8
	5	6,62	27,1	6,57	27,4	6,65	26,8	=	=	=	=
	6	6,65	27,1	6,63	27,2	6,66	26,7	=	=	=	=
3ª	1	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
	2	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
	3	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
	4	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
	5	-	-	-	-	-	-	=	=	=	=
	6	-	-	-	-	-	-	=	=	=	=
4ª	1	6,78	28,2	6,59	28,2	6,52	27,8	6,65	27,9	6,57	27,9
	2	6,69	28,8	6,76	28,6	6,62	27,8	6,71	27,6	6,60	27,9
	3	6,61	27,6	6,74	28,5	6,72	28,0	6,72	27,7	6,73	27,8
	4	6,59	27,8	6,69	28,3	6,69	28,0	6,88	27,7	6,94	28,0
	5	6,57	27,9	6,79	28,6	6,83	28,3	=	=	=	=
	6	6,65	27,4	6,88	28,5	6,84	28,3	=	=	=	=
5ª	1	6,83	27,9	6,71	28,6	6,69	28,4	6,65	29,1	6,72	28,8
	2	6,90	28,6	6,84	28,6	6,72	29,0	6,73	28,5	6,74	28,5
	3	6,84	28,2	6,81	29,0	6,82	29,0	6,77	29,0	6,84	29,1
	4	6,88	28,7	6,83	29,1	6,83	28,7	7,12	28,6	7,03	28,6
	5	6,87	28,6	6,84	28,7	6,83	29,0	=	=	=	=
	6	6,80	28,3	6,89	29,0	7,10	28,6	=	=	=	=
6ª	1	6,56	28,2	6,43	28,2	6,61	27,7	6,49	28,9	6,58	28,8
	2	6,57	-	6,58	28,6	6,55	28,0	6,48	29,3	6,43	28,2
	3	6,64	-	6,51	28,2	6,59	29,3	6,52	28,9	6,53	28,9
	4	6,65	-	7,00	28,1	6,68	27,2	6,78	28,0	6,72	27,8
	5	6,52	28,2	6,70	27,4	6,70	27,5	=	=	=	=
	6	6,71	28,2	6,76	27,5	6,82	27,3	=	=	=	=
Máx		6,90	28,8	7,00	29,1	7,10	29,3	7,12	29,3	7,03	29,1
Mín		6,52	26,7	6,43	27,1	6,50	26,3	6,48	26,9	6,43	26,6

Obs.: SO = semanas de operação, Máx = valor máximo, Mín = valor mínimo, - indica que não foi medido, = indica que os reatores M4 e M5 só têm 4 pontos amostrais para coleta de lodo

4.3 – Desempenho dos reatores quanto à remoção da matéria orgânica

Nas Tabelas 4.10, 4.11 e 4.12 estão apresentados os valores médios semanais das concentrações da DQO afluente e efluente decantado (dec) e não decantado (ndec) dos três sistemas, bem como suas respectivas eficiências de remoção (E), operados com TDH total de 6 horas (Tabela 4.10), 3,5 horas (Tabela 4.11) e 2 horas (Tabela 4.12). Essas tabelas também mostram a média (Md) desses valores, seus desvios padrões (DP) e os coeficientes de variação (CV).

É possível observar nas tabelas que a média da concentração de matéria orgânica no afluente foi de 720 mg/l na primeira fase, 643 mg/l na segunda fase e 702 mg/l na última fase. Apesar de cada fase experimental ter sido em épocas diferentes, com quantidades de semanas operacionais também diferentes os valores médios da DQO afluente não se mostraram muito distantes uns dos outros. Estes valores também não apresentaram alta dispersão, pelo contrário os valores de CV foram sempre menores de 15 %.

Na Tabela 4.10 é visto que a concentração média semanal da DQO no efluente decantado variou de 63 a 158 mg/l para o reator M1, de 99 a 153 mg/l para o reator M2, de 63 a 115 mg/l para o reator M3, de 101 a 135 mg/l para o reator M4 e de 75 a 119 mg/l para o reator M5. Quanto ao efluente não decantado as concentrações médias semanais de DQO foram de 138 a 215 mg/l para o reator M1, de 104 a 202 mg/l para o reator M2, de 113 a 168 mg/l para o reator M3, de 110 a 257 mg/l para o reator M4 e de 97 a 143 mg/l para o reator M5.

As médias (Md) dos valores médios semanais das eficiências para os efluentes decantados foram de 85 % para o reator M1, 84% para o reator M2, 88 % para o reator M3, 85 % para o reator M4 e de 87 % para o reator M1. As médias dos efluentes não decantados foram de 76 % para o reator M1, de 78 % para os reator M2, de 81 % para o reator M3, de 78% para o reator M4 e de 84 % para o reator M5.

Apesar dessas eficiências médias serem bem próximas umas das outras é visto que os reatores em série apresentam valores mais altos. Através do coeficiente de variação (CV) é possível ver o quanto os valores médios da DQO e da eficiência ficaram dispersos em torno da média total. Esses valores para a DQO dos efluentes decantados dos cinco reatores mostraram baixa dispersão, exceto pelo reator M3 que apresentou uma dispersão média.

Para a DQO dos efluentes não decantados o CV mostrou uma média dispersão, exceto pelo reator M2 que apresentou uma baixa dispersão. O CV para os valores das eficiências de remoção de matéria orgânica tanto nos efluentes decantados como nos efluentes não

decantados mostrou uma baixa dispersão, exceto pelo reator M4 que apresentou uma média dispersão.

A segunda fase, apresentada na Tabela 4.11, mostra que para um TDH de 3,5 horas a concentração média semanal da DQO no efluente decantado ficou entre 113 e 174 mg/l para o reator M1, 136 e 213 mg/l para o reator M2, 91 e 165 mg/l para o reator M3, 151 e 191 mg/l para o reator M4 e 83 e 211 mg/l para o reator M5.

Quanto ao efluente não decantado a concentração média semanal de DQO ficou entre 180 e 346 mg/l para o reator M1, 151 e 316 mg/l para o reator M2, 226 e 409 mg/l para o reator M3, 217 e 341 mg/l para o reator M4 e 152 e 382 mg/l para o reator M5. A média (Md) dos valores médios semanais das eficiências para os efluentes decantados nesta fase ficou entre 73 e 80 % para os cinco reatores.

A média das eficiências com base nos efluentes não decantados ficou entre 46 e 67 % para os cinco reatores. Com a passagem do TDH de 6 para 3,5 horas houve uma redução da eficiência de remoção de matéria orgânica de aproximadamente 10 % nos efluentes decantados e 20 % nos efluentes não decantados, com exceção do reator M3 que apresentou uma redução de 43 % na eficiência do efluente não decantado.

Como se pode ver o reator M3 apresentou um baixo desempenho na remoção da matéria orgânica no efluente não decantado. Uma possível explicação para esta ocorrência é que o reator M2 tenha acumulado muito lodo e pelo fato dos dois reatores serem ligados o excesso do primeiro reator (M2) sai para o segundo reator (M3).

O nível de dispersão nesta fase para os valores médios semanais dos efluentes decantados foi baixa no reator M4, alta no reator M5 e média nos demais reatores. Para os valores médios semanais dos efluentes não decantados o nível de dispersão foi médio nos reatores M3 e M4 e alto nos demais reatores. Quanto às eficiências, o nível de dispersão foi baixo para os efluentes decantados nos cinco reatores e alto para o reator M3, baixo para o reator M2 e médio nos demais reatores quanto aos efluentes não decantados.

A Tabela 4.12, apresenta a terceira fase experimental com um TDH de 2 horas. Apesar de um TDH tão curto, principalmente nos reatores em série (TDH de 1 hora), os valores médios semanais das concentrações de DQO no efluente decantado variaram de 124 a 206 mg/l no reator M1, de 180 a 231 mg/l no reator M2, de 113 a 208 mg/l no reator M3, de 183 a 243 mg/l no reator M4 e de 139 a 172 mg/l no reator M5.

No efluente não decantado a concentração média semanal de DQO variou de 221 a 457 mg/l no reator M1, de 279 a 406 mg/l no reator M2, de 184 a 396 mg/l no reator M3, de 291 a 490 mg/l no reator M4 e de 188 a 324 mg/l no reator M5. A eficiência média (no total)

de remoção de matéria orgânica nessa fase ficou entre 69 e 78 % para os efluentes decantados e 46 e 64 % para os efluentes não decantados. O grau de dispersão dos valores médios para esta fase também se apresentou, de uma maneira geral, melhor do que na fase anterior. Para os valores da concentração de DQO o grau de dispersão foi médio no reator M3 e baixo nos demais reatores para os efluentes decantados.

Quanto aos efluentes não decantados, o grau de dispersão foi baixo no reator M1 e médios nos demais reatores. As eficiências de remoção apresentaram um grau de dispersão baixo, com exceção do reator M4 no seu efluente não decantado. Os valores das eficiências de remoção tanto para o efluente decantado como para o efluente não decantado dos cinco reatores estão representados nas Figuras 4.1, 4.2 e 4.3, para as fases 1, 2 e 3 respectivamente.

Tabela 4.10 - Valores da DQO média semanal (mg/l) do afluyente e dos efluentes decantados e não decantados e da eficiência de remoção (%), média, desvio padrão e coeficiente de variação na primeira fase, TDH de 6 horas

SO	Afl	Sistema 1				Sistema 2								Sistema 3							
		M1				M2				M3				M4				M5			
		dec	E	ndec	E	Dec	E	ndec	E	dec	E	ndec	E	dec	E	ndec	E	dec	E	ndec	E
1ª	665	63	91	138	79	153	77	160	76	63	91	168	75	101	85	257	61	^	^	^	^
2ª	615	118	81	170	72	99	84	151	75	92	85	155	75	103	83	110	82	107	83	126	80
3ª	706	119	83	172	76	119	83	104	85	112	84	119	83	112	84	157	78	119	83	97	86
4ª	634	123	87	186	80	119	87	202	78	100	89	168	82	111	88	126	86	93	90	138	85
5ª	^	^	^	^	^	^	^	^	^	^	^	^	^	^	^	^	^	^	^	^	^
6ª	899	158	82	211	77	135	85	^	^	68	92	113	87	135	85	135	85	75	92	143	84
7ª	800	115	86	215	73	100	88	192	76	115	86	123	85	108	87	200	75	115	86	123	85
Md	720	116	85	182	76	121	84	162	78	92	88	141	81	112	85	164	78	102	87	125	84
DP	100	28	3	26	3	19	4	35	4	20	3	23	5	11	2	50	8	16	4	16	2
CV	14	24	3	14	4	16	5	22	5	22	3	16	6	10	2	30	10	16	5	13	2

Obs.: SO = semanas de operação, Md = média, DP = desvio padrão, CV = coeficiente de variação, ^ indica valores distantes do valor esperado

Tabela 4.11 - Valores da DQO média semanal (mg/l) do afluentes e dos efluentes decantados e não decantados e da eficiência de remoção (%), média, desvio padrão e coeficiente de variação na segunda fase, TDH de 3,5 horas

SO	Afl	Sistema 1				Sistema 2								Sistema 3							
		M1				M2				M3				M4				M5			
		dec	E	ndec	E	dec	E	ndec	E	dec	E	ndec	E	dec	E	ndec	E	dec	E	ndec	E
1ª	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
2ª	641	169	74	346	46	213	67	265	59	154	76	316	51	191	70	279	56	169	74	382	40
3ª	595	113	81	180	70	136	77	151	75	121	80	403	32	151	75	217	64	113	81	188	68
4ª	593	174	71	205	65	136	77	152	74	91	85	409	31	167	72	341	42	83	86	152	74
5ª	744	173	77	^	^	195	74	316	58	165	78	226	70	180	76	271	64	211	72	218	71
Md	643	157	76	244	60	170	74	221	67	133	80	339	46	172	73	277	57	144	78	235	63
DP	61	26	4	73	10	35	4	72	8	29	3	75	16	15	2	44	9	50	6	88	14
CV	9	17	5	30	17	21	5	33	12	22	4	22	35	9	3	16	16	35	8	37	22

Obs.: SO = semanas de operação, Md = média, DP = desvio padrão, CV = coeficiente de variação, - indica que não foi medido, ^ indica valores distantes dos valores esperados

Tabela 4.12 - Valores da DQO média semanal (mg/l) do afluentes e dos efluentes decantados e não decantados e da eficiência de remoção (%), média, desvio padrão e coeficiente de variação na terceira fase, TDH de 2 horas

SO	Afl	Sistema 1				Sistema 2								Sistema 3							
		M1				M2				M3				M4				M5			
		dec	E	Ndec	E	dec	E	ndec	E	dec	E	ndec	E	dec	E	ndec	E	dec	E	ndec	E
1ª	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
2ª	650	165	75	290	55	231	64	406	38	150	77	253	60	235	64	490	24	154	76	324	50
3ª	786	206	74	457	42	206	74	349	57	140	82	321	59	214	73	383	52	155	80	247	69
4ª	801	153	81	292	63	217	73	340	57	164	79	351	57	243	69	456	44	150	81	224	71
5ª	622	171	72	300	52	204	67	307	50	137	78	222	64	219	64	382	39	160	74	226	64
6ª	661	151	77	221	67	191	71	280	58	113	83	184	72	199	70	291	56	139	79	188	72
7ª	617	124	80	282	55	180	71	315	49	135	78	263	58	195	68	327	47	146	76	252	60
8ª	778	183	76	282	64	197	75	279	65	208	73	396	49	183	77	308	61	172	78	286	64
Md	702	165	76	303	57	204	71	325	53	150	79	284	60	213	69	378	46	154	78	250	64
DP	76	24	3	67	8	16	4	41	8	28	3	69	7	20	4	69	11	10	2	41	7
CV	11	14	4	22	14	8	6	13	15	19	4	24	12	9	6	18	24	6	3	16	11

Obs.: SO = semanas de operação, Md = média, DP = desvio padrão, CV = coeficiente de variação, - indica que não foi medido

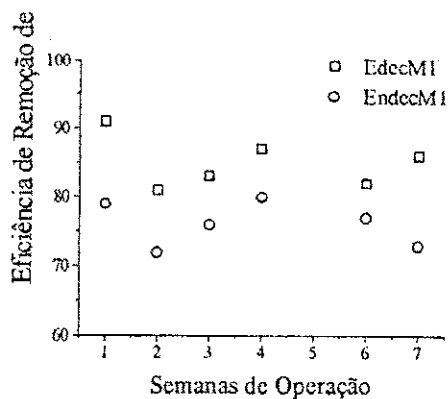


Figura 4.1a – Reator M1,

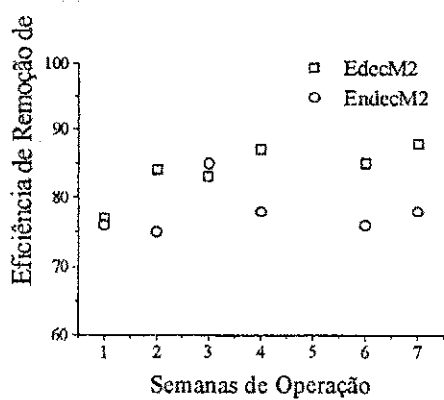


Figura 4.1b – Reator M2,

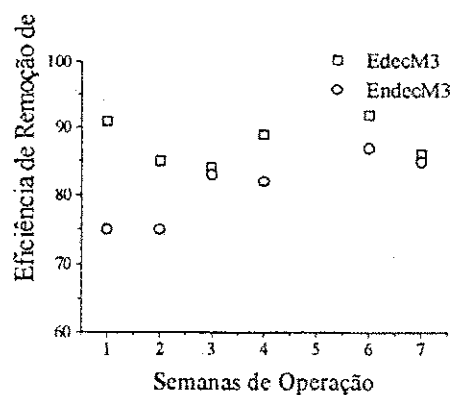


Figura 4.1c – Reator M3,

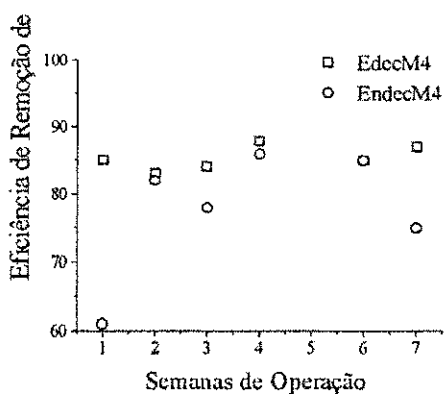


Figura 4.1d – Reator M4,

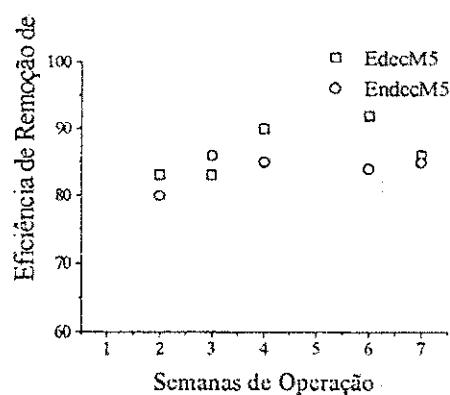


Figura 4.1e – Reator M5,

Figura 4.1 – Eficiência de remoção de matéria orgânica (%) nos efluentes decantados (Edec) e não decantados (Endec) nos cinco reatores durante a primeira fase experimental, TDH total de 6 horas

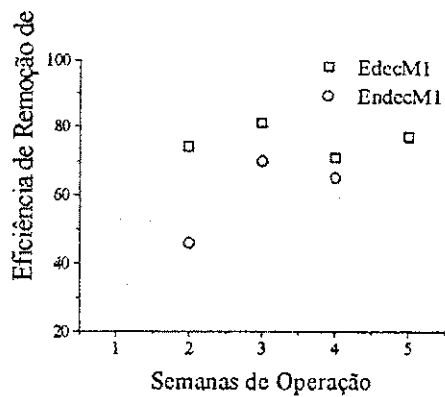


Figura 4.2a – Reator M1,

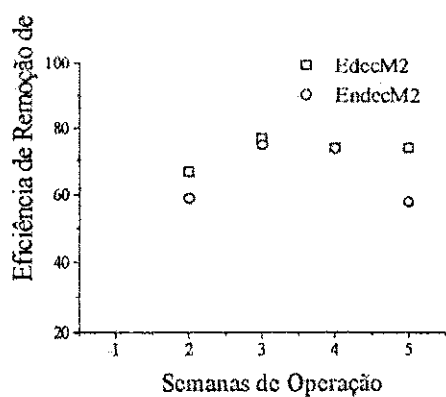


Figura 4.2b – Reator M2,

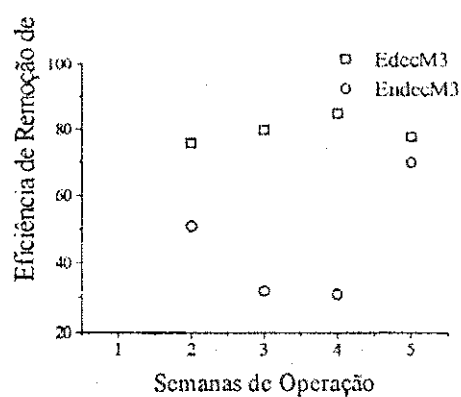


Figura 4.2c – Reator M3,

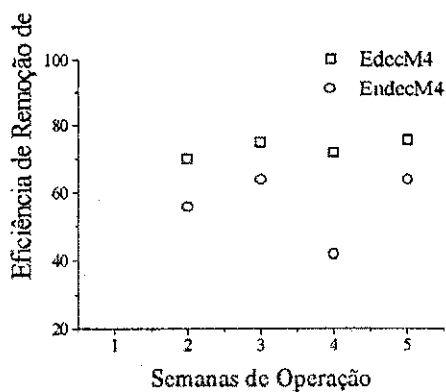


Figura 4.2d – Reator M4,

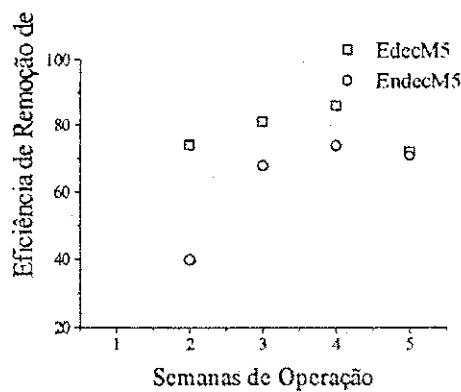


Figura 4.2e – Reator M5,

Figura 4.2 – Eficiência de remoção de matéria orgânica (%) nos efluentes decantados (Edec) e não decantados (Endec) nos cinco reatores durante a segunda fase experimental, TDH total de 3,5 horas

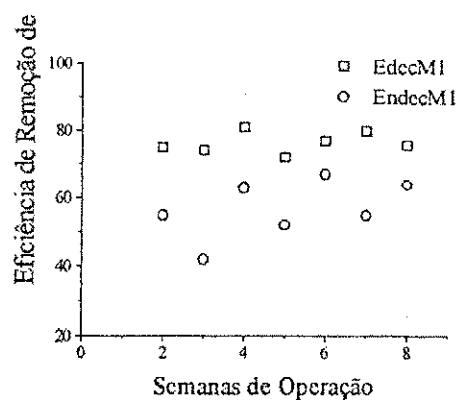


Figura 4.3a – Reator M1,

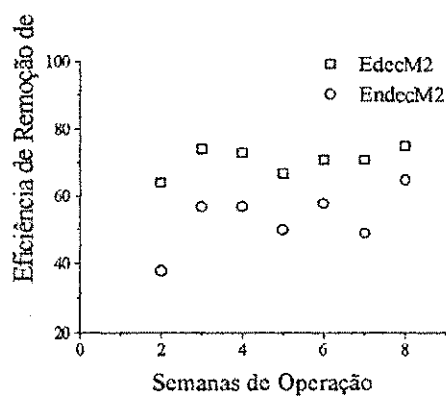


Figura 4.3b – Reator M2,

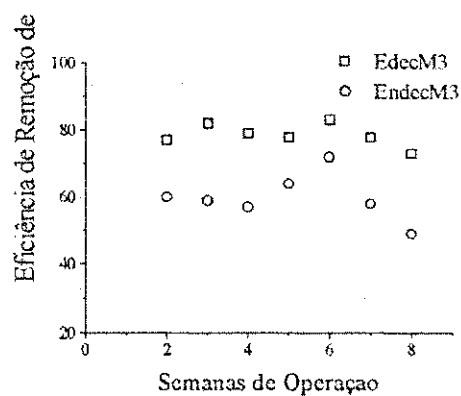


Figura 4.3c – Reator M3,

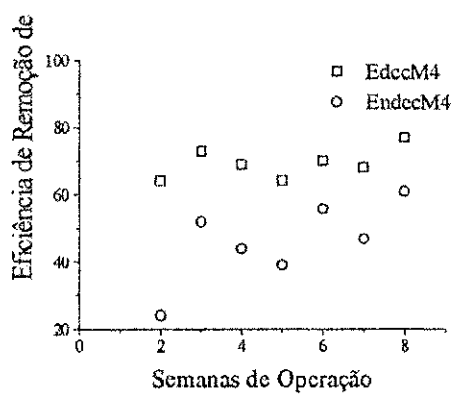


Figura 4.3d – Reator M4,

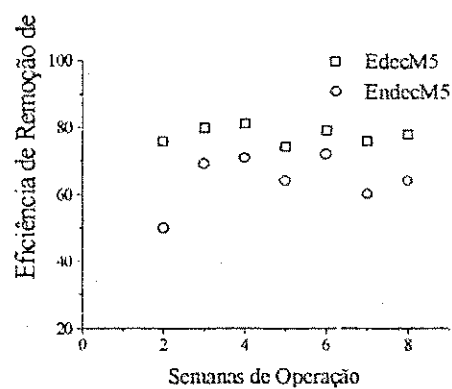


Figura 4.3e – Reator M5,

Figura 4.3 – Eficiência de remoção de matéria orgânica (%) nos efluentes decantados (Edec) e não decantados (Endec) nos cinco reatores durante a terceira fase experimental, TDIH total de 2 horas

4.4 – Características dos sólidos nos sistemas de reatores

4.4.1 – Sólidos decantáveis

As Tabelas 4.13, 4.14 e 4.15 apresentam os valores médios semanais das concentrações de sólidos decantáveis (SD) do efluente para os sistemas nas três fases pesquisadas.

Na Tabela 4.13, para um TDH total de 6 horas, os valores médios semanais da concentração de SD variaram de 0,2 a 1,0 ml/l no reator M1, de 0,2 a 0,7 ml/l no reator M2, de 0,2 a 1,0 ml/l no reator M3, de 0,5 a 2,5 ml/l no reator M4 e de 0,1 a 0,2 ml/l no reator M5. É possível observar que o reator M4 apresentou a maior concentração média de SD, enquanto o reator M5 apresentou a menor concentração média de SD. Como o valor apresentado nos segundos reatores dos sistemas em série é na verdade o valor que representa o sistema em série, é visto que apesar do reator M4 ter tido um valor tão alto, o Sistema 3 (composto dos reatores M4 e M5) no entanto apresentou a menor concentração média semanal durante o período investigado.

Na Tabela 4.14 pode ser visto de um modo geral um aumento nas concentrações médias semanais de SD nos reatores dos três sistemas. Nessa fase, com um TDH total de 3,5 horas, essas concentrações ficaram entre 0,7 e 1,6 ml/l no reator M1, 0,5 e 1,0 ml/l no reator M2, 0,8 e 1,9 ml/l no reator M3, 0,2 e 1,7 ml/l no reator M4 e 0,1 e 0,6 ml/l no reator M5. Mesmo com a redução do TDH o Sistema 3 permaneceu apresentando a menor concentração média semanal de SD.

Na Tabela 4.15, terceira fase experimental com um TDH total de 2 horas, os valores das concentrações médias semanais de SD continuaram aumentando. O reator M1 apresentou valores que ficaram entre 0,7 e 2,8 ml/l, no reator M2 ficaram entre 0,9 e 3,5 ml/l, 0,3 e 1,3 ml/l no reator M3, 0,8 e 3,5 ml/l no reator M4 e no reator M5 ficaram entre 0,4 e 0,9 ml/l. É possível observar que um TDH total de 2 horas ainda contribuiu para a obtenção de bons resultados, principalmente nos sistemas em série.

Tabela 4.13 - Valores médios semanais da concentração de sólidos decantáveis (ml/l) na primeira fase, TDH de 6 horas

SO	Sistema 1	Sistema 2		Sistema 3	
	M1	M2	M3	M4	M5
1ª	0,7	0,4	0,3	0,6	0,2
2ª	0,3	0,7	0,6	1,0	0,2
3ª	0,6	0,4	0,7	2,5	0,1
4ª	0,2	0,3	0,3	0,7	0,1
5ª	1,0	0,3	1,0	0,5	0,1
6ª	-	-	-	-	-
7ª	0,6	0,2	0,2	0,5	0,1

Obs.: SO = semanas de operação, - indica que não foi medido

Tabela 4.14 - Valores médios semanais da concentração de sólidos decantáveis (ml/l) na segunda fase, TDH de 3,5 horas

SO	Sistema 1	Sistema 2		Sistema 3	
	M1	M2	M3	M4	M5
1ª	0,7	0,7	0,8	0,2	0,1
2ª	1,6	0,5	1,4	0,8	0,4
3ª	1,2	1,0	1,9	1,5	0,1
4ª	-	-	-	-	-
5ª	1,3	0,5	1,4	1,7	0,6

Obs.: SO = semanas de operação, - indica que não foi medido

Tabela 4.15 - Valores médios semanais da concentração de sólidos decantáveis (ml/l) na terceira fase, TDH de 2 horas

SO	Sistema 1	Sistema 2		Sistema 3	
	M1	M2	M3	M4	M5
1ª	-	-	-	-	-
2ª	1,5	1,2	0,7	1,6	0,5
3ª	2,0	0,9	0,7	2,1	0,4
4ª	2,8	1,3	1,3	1,3	0,7
5ª	2,8	1,8	1,0	1,6	0,6
6ª	0,7	1,5	0,3	0,8	0,5
7ª	1,0	3,5	0,4	3,5	0,9
8ª	1,2	1,0	1,0	0,9	0,7

Obs.: SO = semanas de operação, - indica que não foi medido

4.4.2 – Concentração de sólidos totais e voláteis no lodo

O crescimento do lodo anaeróbio dentro de um reator UASB é verificado através da análise de sólidos ao longo do reator.

Nas Tabelas 4.16, 4.17 e 4.18 estão as concentrações semanais de sólidos totais (CSTL) e voláteis (CSVL) no lodo nos três sistemas. Essas tabelas apresentaram os valores máximos e mínimos das concentrações nos primeiros e últimos pontos dos reatores, respectivamente.

A Tabela 4.16 mostra a concentração semanal de sólidos totais e voláteis no lodo anaeróbio na primeira fase experimental, com um TDH total de 6 horas. É possível ver que normalmente as maiores concentrações de sólidos totais e voláteis estão nos primeiros pontos amostrais, isto é nos pontos próximos da base.

Porém houve exemplos em que a maior concentração de sólidos totais e voláteis se apresentou no segundo ponto, esta ocorrência se dá aos gases no interior do reator, que provocam um deslocamento do lodo de maior concentração de sólidos para áreas diferentes das que são habitualmente ocupadas. Também se vê nessa tabela que os pontos próximos da saída dos efluentes (i.e. P6 nos reatores M1, M2 e M3 e P4 nos reatores M4 e M5) apresentaram as menores concentrações de sólidos totais e voláteis, devido ao deslocamento dos gases algumas vezes estas concentrações ficaram no penúltimo ponto. Nas seis semanas em que foram coletadas amostras de lodo as concentrações de sólidos totais ficaram entre 1,18 e 82,79 g/l no reator M1, 12,60 e 76,91 g/l no reator M2, 0,83 e 44,89 g/l no reator M3, 0,84 e 94,46 g/l no reator M4 e 0,79 e 50,77 g/l no reator M5. A fração volátil dos sólidos totais presentes no lodo, de um modo geral, ficou em torno de 50 %.

Na fase caracterizada pelo TDH total de 3,5 horas (Tabela 4.17), os valores das concentrações semanais de sólidos totais no lodo variaram de 1,12 a 70,79 g/l no reator M1, de 8,97 a 71,67 g/l (valor encontrado no segundo ponto) no reator M2, de 1,03 a 45,39 g/l no reator M3, de 0,90 a 88,51 g/l no reator M4 e de 0,77 a 63,78 g/l no reator M5. Como na fase anterior as maiores e menores concentrações de sólidos ficaram no primeiro e no último ponto com algumas exceções. A fração volátil dos sólidos totais presentes no lodo na grande maioria continuou em torno de 50 %. A última fase, com um TDH total de 2 horas está apresentada na Tabela 4.18. As concentrações de sólidos totais durante esta fase ficaram entre 1,37 e 79,95 g/l (valor encontrado no segundo ponto deste reator) no reator M1, 2,54 e 71,25 g/l no reator M2, 1,10 e 67,15 g/l no reator M3, 0,91 e 101,25 g/l no reator M4 e 0,93 e 93,64 g/l no reator M5. A fração volátil dos sólidos totais presentes no lodo, de um modo geral, ficou em torno de 50 %.

Tabela 4.16 - Valores semanais da concentração de sólidos totais (g/l) e voláteis (g/l) do lodo nos pontos de amostragem ao longo do reator, na primeira fase, TDH de 6 horas

SO	Pontos	Sistema 1		Sistema 2				Sistema 3			
		M1		M2		M3		M4		M5	
		CSTL	CSVL	CSTL	CSVL	CSTL	CSVL	CSTL	CSVL	CSTL	CSVL
1ª	1	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
	2	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
	3	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
	4	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
	5	-	-	-	-	-	-	=	=	=	=
	6	-	-	-	-	-	-	=	=	=	=
2ª	1	73,09	35,67	57,95	32,83	40,16	16,66	81,64	38,06	47,70	41,11
	2	52,18	27,47	64,02	34,72	25,85	16,89	55,08	31,80	12,49	8,11
	3	27,36	14,15	23,21	15,01	^	^	27,28	11,85	1,75	^
	4	23,19	13,05	21,02	11,79	^	^	1,33	0,62	1,23	0,55
	5	21,14	6,93	17,15	10,35	0,85	0,41	=	=	=	=
	6	1,42	0,85	18,48	7,02	1,09	0,39	=	=	=	=
3ª	1	70,96	36,73	71,92	37,67	35,26	13,96	^	^	50,77	28,41
	2	52,23	29,73	63,72	39,73	17,49	11,48	60,55	36,00	16,72	10,66
	3	23,56	16,23	21,10	9,84	13,43	9,09	41,64	26,22	0,77	0,12
	4	22,47	13,78	23,11	14,70	9,46	6,37	0,84	0,18	0,79	0,14
	5	20,67	13,38	22,53	9,34	1,12	^	=	=	=	=
	6	1,60	0,37	21,64	7,71	0,92	0,07	=	=	=	=
4ª	1	78,15	44,51	65,20	37,36	33,80	22,61	78,11	39,83	29,68	19,27
	2	51,49	30,28	53,15	32,62	15,46	10,22	48,79	29,02	45,04	28,67
	3	24,44	15,46	24,79	16,04	14,66	9,90	32,11	19,75	1,25	0,41
	4	21,62	13,55	19,45	12,71	3,76	9,07	1,20	0,42	0,90	0,20
	5	20,82	13,18	22,22	14,53	1,00	0,24	=	=	=	=
	6	1,18	0,41	17,40	11,23	1,48	0,62	=	=	=	=
5ª	1	^	^	^	^	^	^	94,46	49,78	44,35	28,70
	2	^	^	^	^	36,34	24,31	56,16	33,98	30,40	19,80
	3	28,44	17,83	23,51	15,35	18,95	12,72	31,81	20,62	0,90	0,20
	4	23,93	14,41	21,24	14,10	13,38	8,90	1,09	0,34	0,80	0,17
	5	22,96	14,45	22,81	14,95	0,92	0,23	=	=	=	=
	6	1,95	1,02	21,23	13,75	1,07	0,38	=	=	=	=
6ª	1	77,26	42,45	69,87	38,27	44,89	28,03	80,89	46,03	47,15	29,61
	2	61,14	34,67	57,75	33,27	32,54	20,92	55,45	31,90	41,99	25,95
	3	^	25,09	31,57	19,74	17,26	11,37	24,41	15,17	1,05	0,19
	4	27,44	17,05	24,04	15,41	14,50	9,38	^	^	0,86	0,16
	5	24,86	15,47	23,71	15,07	^	^	=	=	=	=
	6	1,66	1,66	21,09	13,42	3,09	1,68	=	=	=	=
7ª	1	82,79	49,16	76,91	43,23	36,78	23,30	79,66	43,20	^	^
	2	50,80	31,94	^	^	23,15	15,14	55,23	44,41	38,05	24,36
	3	37,90	23,12	25,25	16,03	18,01	11,70	27,22	16,96	1,39	0,24
	4	^	^	23,98	15,31	17,16	11,21	^	^	0,90	0,30
	5	^	10,46	21,47	13,74	^	^	=	=	=	=
	6	1,18	0,53	12,60	8,04	0,83	0,29	=	=	=	=

Obs.: SO = semanas de operação, - indica que não foi medido, ^ indica que estes valores ficaram distantes do valor, = indica que os reatores M4 e M5 só têm 4 pontos amostrais para coleta de lodo,

Tabela 4.17 - Valores semanais da concentração de sólidos totais (g/l) e voláteis (g/l) do lodo nos pontos de amostragem ao longo do reator, na segunda fase, TDH de 3,5 horas

SO	Pontos	Sistema 1		Sistema 2				Sistema 3			
		M1		M2		M3		M4		M5	
		CSTL	CSVL	CSTL	CSVL	CSTL	CSVL	CSTL	CSVL	CSTL	CSVL
1ª	1	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
	2	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
	3	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
	4	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
	5	-	-	-	-	-	-	=	=	=	=
	6	-	-	-	-	-	-	=	=	=	=
2ª	1	68,79	36,82	61,94	35,07	41,27	24,70	86,05	44,31	44,09	26,31
	2	46,23	25,91	62,33	35,34	28,06	17,75	68,90	37,45	38,05	22,73
	3	25,42	15,42	26,67	16,57	19,48	12,18	25,63	15,76	21,97	13,85
	4	19,13	11,72	21,44	13,84	19,08	12,09	0,92	0,25	1,08	0,35
	5	18,85	11,70	20,96	13,88	16,84	10,68	=	=	=	=
	6	^	^	17,78	11,41	1,03	0,31	=	=	=	=
3ª	1	64,63	36,55	59,80	34,60	39,98	25,15	79,60	40,70	52,20	30,16
	2	52,58	30,31	61,06	36,71	24,82	15,75	60,43	33,73	38,41	22,20
	3	36,35	21,86	31,97	21,13	17,73	11,37	45,44	26,29	21,65	13,68
	4	24,28	15,52	22,76	15,05	16,54	11,06	0,90	0,31	0,84	0,25
	5	17,52	11,43	18,19	11,96	16,39	10,58	=	=	=	=
	6	1,31	0,56	10,98	6,99	^	^	=	=	=	=
4ª	1	70,79	40,41	67,06	34,95	44,97	26,20	88,51	41,11	58,76	33,87
	2	51,11	25,55	71,67	38,82	25,59	^	62,26	32,81	45,93	25,04
	3	32,68	19,09	39,16	22,88	17,63	10,73	34,60	19,59	22,96	13,76
	4	23,92	13,33	16,81	10,13	17,64	10,78	0,90	0,34	0,77	0,25
	5	17,11	10,32	20,15	11,95	16,60	10,02	=	=	=	=
	6	1,22	0,51	8,97	5,29	2,46	1,42	=	=	=	=
5ª	1	63,79	31,86	50,09	26,33	45,39	24,83	82,47	38,30	63,78	33,92
	2	47,48	25,95	57,89	30,86	31,33	18,19	71,54	35,30	50,33	26,18
	3	37,40	20,40	49,73	27,10	24,18	14,33	49,73	27,70	27,41	15,39
	4	25,44	14,49	23,34	14,59	22,93	13,48	0,94	0,32	0,81	0,25
	5	22,52	13,29	22,70	13,38	25,55	12,24	=	=	=	=
	6	1,12	0,39	9,01	5,78	^	^	=	=	=	=

Obs.: SO = semanas de operação, - indica que não foi medido, ^ indica que estes valores ficaram distantes do valor, = indica que os reatores M4 e M5 só têm 4 pontos amostrais para coleta de lodo,

Tabela 4.18 - Valores semanais da concentração de sólidos totais (g/l) e voláteis (g/l) do lodo nos pontos de amostragem ao longo do reator, na terceira fase, TDH de 2 horas

SO	Pontos	Sistema 1		Sistema 2			Sistema 3				
		M1		M2		M3	M4		M5		
		CSTL	CSVL	CSTL	CSVL	CSTL	CSVL	CSTL	CSVL	CSTL	CSVL
1ª	1	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
	2	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
	3	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
	4	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
	5	-	-	-	-	-	-	=	=	=	=
	6	-	-	-	-	-	-	=	=	=	=
2ª	1	74,68	36,28	62,68	32,26	53,95	29,81	101,25	45,86	72,29	36,59
	2	69,61	35,08	60,85	31,45	45,36	25,73	72,68	36,92	57,76	29,50
	3	49,36	26,34	67,41	38,11	20,12	12,63	38,46	21,93	31,99	17,90
	4	26,14	15,93	33,44	19,29	17,85	11,13	1,43	0,62	1,14	0,36
	5	20,58	12,96	25,94	16,61	5,68	3,42	=	=	=	=
	6	2,76	1,38	3,13	1,82	1,27	0,50	=	=	=	=
3ª	1	73,21	42,21	58,81	31,59	45,38	26,56	85,67	47,65	67,85	34,74
	2	67,55	40,12	57,82	32,10	28,71	17,82	67,42	37,37	61,68	35,89
	3	36,71	22,13	65,56	39,06	17,26	10,91	50,68	30,13	22,20	14,23
	4	24,20	15,02	24,17	16,36	17,22	10,93	1,62	0,70	1,23	0,45
	5	22,50	14,12	21,14	14,12	14,58	9,41	=	=	=	=
	6	^	^	^	^	2,73	1,51	=	=	=	=
4ª	1	64,01	35,52	60,89	33,37	56,01	33,13	93,97	47,14	71,27	34,36
	2	65,38	28,26	63,12	32,49	46,29	27,79	69,58	36,68	64,93	34,71
	3	63,48	34,19	58,47	31,62	25,99	15,28	62,95	33,69	27,25	16,45
	4	39,63	22,29	57,64	33,25	18,77	11,47	0,99	0,27	0,99	0,26
	5	26,36	15,63	20,42	12,28	6,20	3,79	=	=	=	=
	6	1,37	0,65	2,54	1,36	1,11	0,41	=	=	=	=
5ª	1	53,21	27,49	53,97	28,11	52,03	27,69	82,07	41,65	72,10	34,31
	2	63,44	34,72	44,23	23,56	41,17	22,65	69,19	36,99	63,10	32,22
	3	55,84	31,22	53,02	28,37	21,59	13,25	57,48	31,36	31,11	
	4	19,68	12,52	55,91	32,51	20,68	13,14	0,91	0,32	0,93	0,27
	5	22,01	13,37	20,97	13,17	19,28	12,01	=	=	=	=
	6	^	^	^	^	1,10	0,37	=	=	=	=
6ª	1	70,58	34,41	63,64	30,21	56,25	28,89	82,85	39,20	88,23	40,17
	2	79,95	40,09	53,32	26,15	^	^	68,64	36,08	65,07	32,44
	3	56,48	30,28	55,15	28,51	^	^	58,49	30,84	37,21	19,47
	4	22,21	12,45	57,35	31,11	^	^	1,10	0,35	1,17	0,36
	5	23,99	13,68	28,28	16,90	4,92	2,81	=	=	=	=
	6	^	^	2,78	1,45	^	^	=	=	=	=
7ª	1	72,07	34,49	71,25	33,77	67,15	35,34	100,21	49,20	87,89	45,53
	2	77,42	37,19	62,36	31,45	58,76	31,72	85,03	47,40	65,27	32,35
	3	60,66	31,93	68,08	36,90	33,32	17,96	66,20	34,53	36,86	19,44
	4	24,45	14,33	58,18	30,15	11,73	6,93	1,22	0,34	1,45	0,49
	5	22,72	13,68	26,51	15,62	10,98	6,54	=	=	=	=
	6	^	^	2,61	1,37	1,85	0,85	=	=	=	=
8ª	1	68,45	32,44	60,34	32,44	60,34	31,05	^	^	93,64	50,16
	2	72,62	38,87	57,02	38,87	57,02	28,92	^	^	63,52	33,85
	3	62,73	33,01	59,22	33,01	^	^	^	^	^	^
	4	34,64	19,85	75,91	19,85	^	^	1,07	0,29	1,21	0,38
	5	26,79	16,07	29,42	16,07	^	^	=	=	=	=
	6	3,61	2,00	^	^	^	^	=	=	=	=

Obs.: SO = semanas de operação, - indica que não foi medido, ^ indica que estes valores ficaram distantes do valor, = indica que os reatores M4 e M5 só têm 4 pontos amostrais para coleta de lodo,

Nas Tabelas 4.19, 4.20 e 4.21 são observadas as médias dos valores semanais das concentrações de sólidos totais e voláteis no lodo em cada ponto amostral, para os TDHs totais de 6, 3,5 e 2 horas. Estes pontos amostrais vão de 1 a 6 para os reatores M1, M2 e M3 e de 1 a 4 para os reatores M4 e M5 e estão a profundidades específicas como pode ser vistos nas tabelas. É possível perceber que da primeira para a segunda fase (TDH de 6 para 3,5 horas) as concentrações de sólidos aumentaram nos reatores, exceto nos reatores M1 e M2. No entanto a última fase apresentou aumento da concentração de sólidos nos cinco reatores.

Tabela 4.19 – Valores médios da concentração de sólidos totais e voláteis (mg/l) no lodo nos pontos de amostragem ao longo do reator, na primeira fase, TDH de 6 horas

Pontos	Pf	Sistema 1		Pf	Sistema 2				Pf	Sistema 3			
		M1			M2		M3			M4		M5	
		CSTL	CSVL		CSTL	CSVL	CSTL	CSVL		CSTL	CSVL	CSTL	CSVL
1	0,26	76,45	41,70	0,25	68,37	37,87	38,18	20,91	0,10	82,96	43,38	43,93	29,42
2	0,62	53,57	30,82	0,50	59,66	35,09	25,14	16,49	0,40	55,21	32,85	30,78	19,59
3	1,12	30,77	18,65	1,00	24,91	15,33	16,49	10,95	1,00	30,74	18,43	1,19	0,23
4	1,62	23,53	14,37	1,50	22,14	14,00	13,65	8,99	1,60	1,11	0,39	0,91	0,25
5	2,37	21,23	12,31	2,25	21,65	13,00	0,97	0,30	=	=	=	=	=
6	3,11	1,50	0,81	3,00	18,74	10,20	1,41	0,56	=	=	=	=	=

Obs.: Pf = profundidade, CSTL = Concentração de sólidos totais no lodo, CSVL = Concentração de sólidos voláteis no lodo, = indica que os reatores M4 e M5 só têm 4 pontos amostrais para coleta de lodo

Tabela 4.20 – Valores médios da concentração de sólidos totais e voláteis (g/l) no lodo nos pontos de amostragem ao longo do reator, na segunda fase, TDH de 3,5 horas

Pontos	Pf	Sistema 1		Pf	Sistema 2				Pf	Sistema 3			
		M1			M2		M3			M4		M5	
		CSTL	CSVL		CSTL	CSVL	CSTL	CSVL		CSTL	CSVL	CSTL	CSVL
1	0,26	67,00	36,41	0,25	59,72	32,74	42,90	25,22	0,10	84,15	41,11	54,71	31,07
2	0,62	49,35	26,93	0,50	63,24	35,43	27,45	17,23	0,40	65,78	34,83	43,18	24,04
3	1,12	32,96	19,19	1,00	36,88	21,92	19,76	12,15	1,00	38,85	22,35	23,50	14,17
4	1,62	23,19	13,77	1,50	21,09	13,40	19,05	11,85	1,60	0,92	0,31	0,87	0,27
5	2,37	19,00	11,68	2,25	20,50	12,79	18,85	10,88	=	=	=	=	=
6	3,11	1,22	0,49	3,00	11,69	7,37	1,75	0,87	=	=	=	=	=

Obs.: Pf = profundidade, CSTL = Concentração de sólidos totais no lodo, CSVL = Concentração de sólidos voláteis no lodo, = indica que os reatores M4 e M5 só têm 4 pontos amostrais para coleta de lodo

Tabela 4.21 – Valores médios da concentração de sólidos totais e voláteis (g/l) no lodo nos pontos de amostragem ao longo do reator, na terceira fase, TDH de 2 horas

Pontos	Pf	Sistema 1		Pf	Sistema 2				Pf	Sistema 3			
		M1			M2		M3			M4		M5	
		CSTL	CSVL		CSTL	CSVL	CSTL	CSVL		CSTL	CSVL	CSTL	CSVL
1	0,26	68,03	34,69	0,25	61,65	31,68	55,87	30,35	0,10	91,00	45,12	79,04	39,41
2	0,62	70,85	37,76	0,50	56,96	30,87	46,22	25,77	0,40	72,09	38,57	63,05	32,99
3	1,12	55,04	29,87	1,00	60,99	33,65	23,66	14,01	1,00	55,71	30,41	31,10	17,50
4	1,62	27,28	16,05	1,50	51,80	26,07	17,25	10,72	1,60	1,19	0,29	1,16	0,26
5	2,37	23,56	14,22	2,25	24,67	14,97	10,27	6,33	=	=	=	=	=
6	3,11	2,58	1,34	3,00	2,77	1,50	1,61	0,73	=	=	=	=	=

Obs.: Pf = profundidade, CSTL = Concentração de sólidos totais no lodo, CSVL = Concentração de sólidos voláteis no lodo, = indica que os reatores M4 e M5 só têm 4 pontos amostrais para coleta de lodo

Nas Figuras 4.4 e 4.5 estão representados os valores médios das concentrações de sólidos totais e voláteis no lodo, para as suas respectivas fases experimentais.

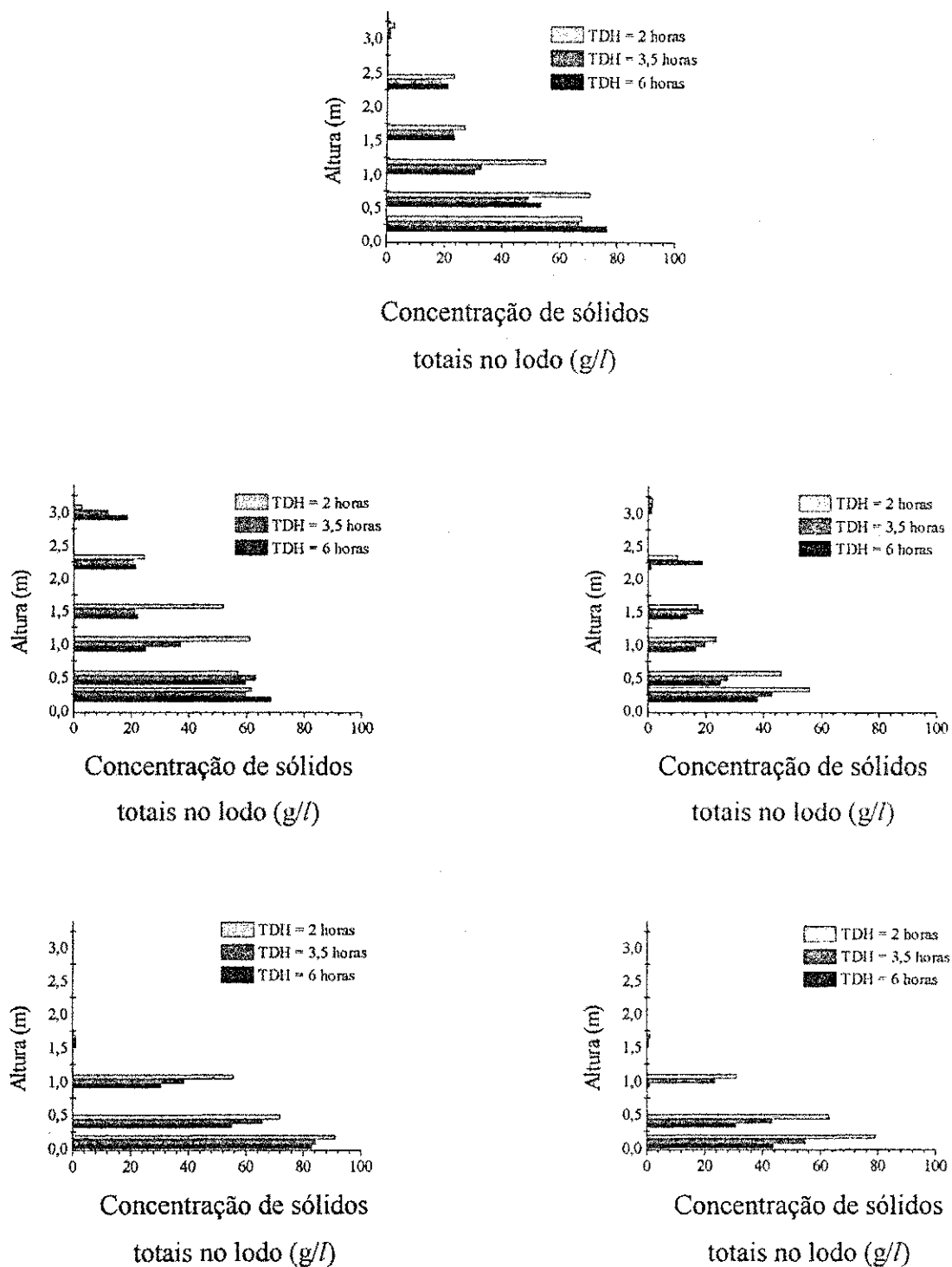


Figura 4.4 – Média das concentrações de sólidos totais (g/l) presentes no lodo anaeróbio dos cinco reatores nas três fases experimentais

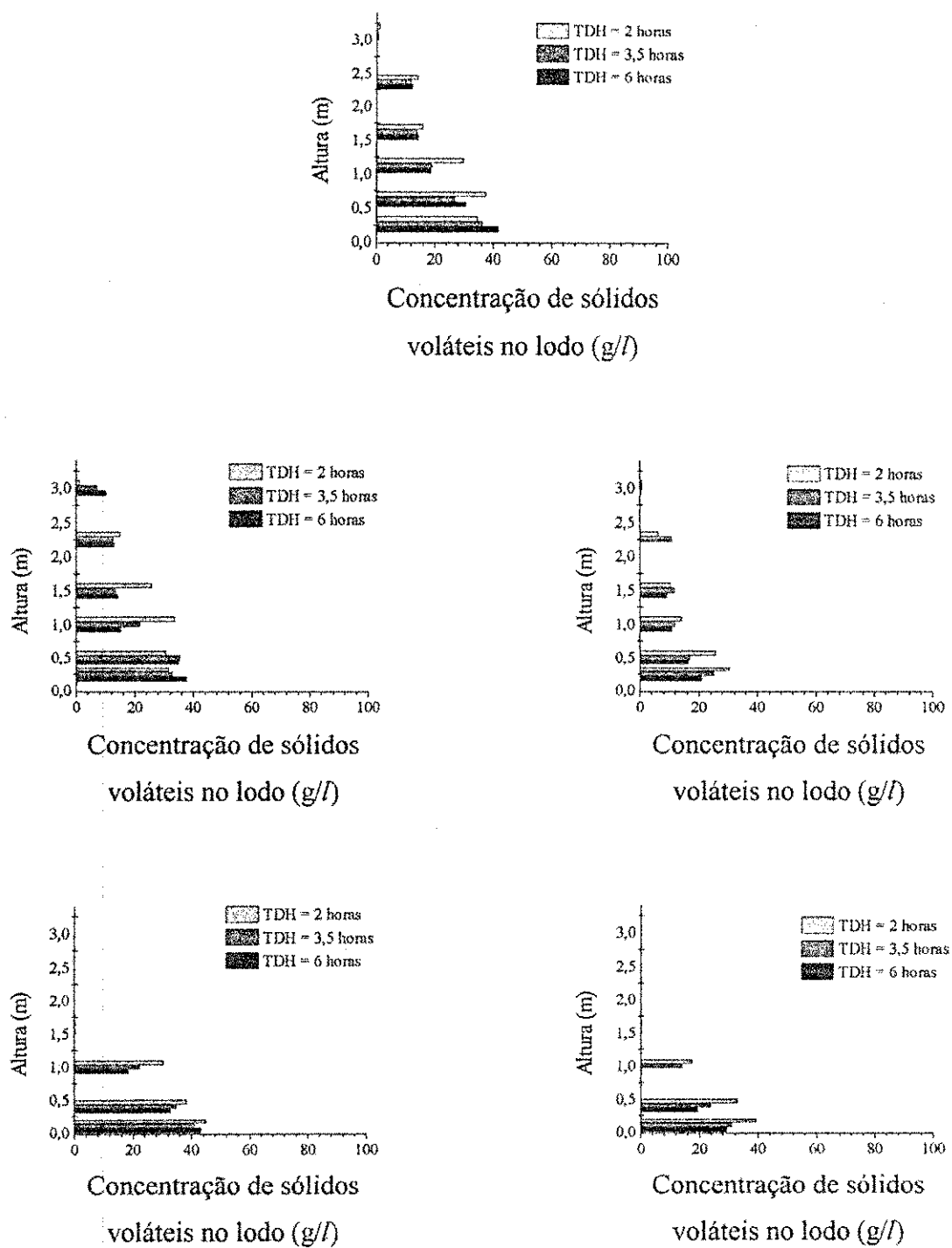


Figura 4.5 – Média das concentrações de sólidos voláteis (g/l) presentes no lodo anaeróbico dos cinco reatores nas três fases experimentais

4.4.3 – Massa de sólidos totais e voláteis no lodo

Nas Tabelas 4.22, 4.23 e 4.24 são observados os valores semanais da evolução da massa de sólidos totais e voláteis no lodo em cada um dos 5 reatores dos três sistemas. Também estão apresentados a média (Md), o desvio padrão (DP) e o coeficiente de variação (CV). A Tabela 4.22 apresenta os dados de massa de lodo total e volátil na primeira fase, TDH de 6 horas. Observa-se que os valores de massa de lodo total e volátil acumulados variam bastante entre um reator e outro e que os segundos reatores dos sistemas em série apresentam a menor quantidade de lodo total e volátil.

É visto que a média (Md) da fração volátil de lodo nos cinco reatores ficou em torno de 60 %. Também é possível ver que na quinta semana de operação houve um grande aumento na quantidade de lodo nos reatores M1 e M2. Pelos valores do coeficiente de variação pode ser visto que apenas o reator M4 apresentou valores com um nível baixo de dispersão, enquanto os demais reatores apresentaram os seus valores em níveis médios e altos de dispersão.

Na segunda fase, Tabela 4.23, com o TDH total reduzido para 3,5 h pode se ver um aumento na massa de lodo nos reatores, exceto nos reatores M1 e M2. Enquanto esses reatores apresentaram uma diminuição em sua massa, os reatores M3, M4 e M5 apresentaram um aumento. Os valores do coeficiente de variação nessa fase mostraram que o grau de dispersão foi baixo nos cinco reatores. Na Tabela 4.24, com o TDH total de 2 horas, a última fase apresentou os maiores valores de massa, principalmente nos reatores M1, M2 e M4. O grau de dispersão, verificado pelos valores do coeficiente de variação, ficou entre baixo e médio.

Tabela 4.22 – Valores semanais da massa de sólidos totais e voláteis (kg) no lodo durante a primeira fase, TDH = 6 horas

SO	Sistema 1		Sistema 2				Sistema 4			
	M1		M2		M3		M4		M5	
	MSTL	MSVL	MSTL	MSVL	MSTL	MSVL	MSTL	MSVL	MSTL	MSVL
1ª	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
2ª	4,50	2,52	3,03	1,61	0,79	0,38	1,65	0,83	0,53	0,39
3ª	4,34	2,19	3,41	1,70	0,98	0,51	1,51	0,91	0,58	0,33
4ª	4,45	2,65	3,20	1,91	1,06	0,68	1,63	0,93	0,76	0,47
5ª	6,68	4,41	5,49	4,15	0,96	0,62	1,82	1,07	0,69	0,43
6ª	5,36	3,16	3,50	2,12	1,75	1,11	2,03	1,20	0,84	0,51
7ª	5,81	3,65	3,82	2,55	1,58	1,01	2,00	1,21	0,96	0,77
Md	5,19	3,10	3,74	2,34	1,19	0,72	1,77	1,03	0,73	0,48
DP	0,85	0,75	0,82	0,87	0,35	0,26	0,19	0,15	0,15	0,14
CV	16	24	22	37	29	36	11	15	21	29

Obs.: SO = semanas de operação, - indica que não foi medido

Tabela 4.23 – Valores semanais da massa de sólidos totais e voláteis (kg) no lodo durante a segunda fase, TDH = 3,5 horas

SO	Sistema 1		Sistema 2				Sistema 4			
	M1		M2		M3		M4		M5	
	MSTL	MSVL	MSTL	MSVL	MSTL	MSVL	MSTL	MSVL	MSTL	MSVL
1ª	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
2ª	4,84	2,84	3,17	1,94	1,75	1,08	1,81	0,99	1,11	0,67
3ª	4,45	2,65	2,92	1,83	1,98	1,27	1,97	1,09	1,16	0,68
4ª	4,43	2,78	3,08	1,73	1,75	0,97	1,89	0,98	1,31	0,74
5ª	4,55	2,46	3,07	1,74	2,11	1,16	2,19	1,11	1,47	0,78
Md	4,57	2,68	3,06	1,81	1,90	1,12	1,97	1,04	1,26	0,72
DP	0,16	0,15	0,09	0,08	0,15	0,11	0,14	0,06	0,14	0,04
CV	3	6	3	4	8	10	7	6	11	6

Obs.: - indica que não foi medido, SO = semanas de operação

Tabela 4.24 – Valores semanais da massa de sólidos totais e voláteis (kg) no lodo durante a terceira fase, TDH = 2 horas

SO	Sistema 1		Sistema 2				Sistema 4			
	M1		M2		M3		M4		M5	
	MSTL	MSVL	MSTL	MSVL	MSTL	MSVL	MSTL	MSVL	MSTL	MSVL
1ª	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
2ª	5,50	2,94	3,52	1,98	1,82	1,06	2,17	1,10	1,69	0,88
3ª	6,20	3,79	3,59	2,20	1,75	1,07	2,19	1,24	1,55	0,88
4ª	6,03	3,40	3,69	2,05	1,96	1,16	2,46	1,28	1,69	0,90
5ª	5,81	3,34	3,88	2,22	2,11	1,22	2,28	1,21	1,73	0,61
6ª	6,91	3,73	3,74	1,97	1,19	0,65	2,30	1,17	1,97	0,96
7ª	6,86	3,69	4,07	2,13	2,32	1,26	2,73	1,43	1,97	1,00
8ª	6,23	3,34	4,59	2,61	2,40	1,33	3,19	1,90	2,40	1,26
Md	6,36	3,46	3,87	2,17	1,94	1,11	2,47	1,33	1,86	0,93
DP	0,73	0,28	0,34	0,20	0,38	0,21	0,34	0,25	0,26	0,18
CV	11	8	9	9	20	19	14	19	14	19

Obs.: - indica que não foi medido, SO = semanas de operação

4.5 - Cargas Aplicadas de Dimensionamento e Operação dos Reatores

As Tabelas 4.25, 4.26 e 4.27 apresentam os valores médios das cargas hidráulica e orgânica volumétricas e biológica aplicadas nos três sistemas durante as três fases experimentais. Também foram colocados os valores do tempo de detenção hidráulica, da velocidade ascensional, da vazão afluyente e da DQO afluyente para cada reator. Pode ser observado que os valores médios da carga hidráulica volumétrica (CHV) nos reatores dos sistemas em série são iguais e também são o dobro do valor médio no reator do sistema unitário. Esses valores médios aumentaram de acordo com a diminuição do tempo de detenção hidráulica.

Quanto aos valores médios da carga orgânica volumétrica (COV), nos Sistemas 2 e 3, estes variaram conforme a DQO afluente, nos segundos reatores dos sistemas em série. A DQO afluente é a DQO efluente dos primeiros reatores dos sistemas em série. Desta forma os valores médios da COV para as três fases foram menores nos segundos reatores dos sistemas em série e maiores nos primeiros. A carga biológica (CB) apresentou valores médios bastante variados devido à massa de sólidos no lodo de cada reator ser bem distinta de um reator para outro. Estes valores médios se apresentaram menores no reator do sistema unitário e maiores nos primeiros reatores dos sistemas em série.

Tabela 4.25 – Valores do tempo de detenção hidráulica e os valores médios das cargas hidráulica volumétrica, orgânica volumétrica e biológica na primeira fase

Sistema	Reator	TDH	Q _a (l/h)	DQO (mg/l)	CHV (m ³ /m ³ .d)	COV (Kg DQO/m ³ .d)	CB (Kg DQO/Kg STV .d)
1	M1	6	32,5	720	4,00	2,88	0,18
2	M2	3	42,0	720	8,00	5,76	0,31
	M3	3	42,0	162	8,00	1,30	0,23
3	M4	3	19,7	720	8,00	5,77	0,33
	M5	3	19,7	164	8,00	1,31	0,16

Tabela 4.26 – Valores do tempo de detenção hidráulica e os valores médios das cargas hidráulica volumétrica, orgânica volumétrica e biológica na segunda fase

Sistema	Reator	TDH	Q _a (l/h)	DQO (mg/l)	CHV (m ³ /m ³ .d)	COV (Kg DQO/m ³ .d)	CB (Kg DQO/Kg STV .d)
1	M1	3,5	55,7	643	6,86	4,40	0,32
2	M2	1,75	72,0	643	13,71	8,82	0,61
	M3	1,75	72,0	221	13,71	3,03	0,34
3	M4	1,75	33,7	643	13,71	8,81	0,50
	M5	1,75	33,7	277	13,71	3,80	0,31

Tabela 4.27 – Valores do tempo de detenção hidráulica e os valores médios das cargas hidráulica volumétrica, orgânica volumétrica e biológica na terceira fase

Sistema	Reator	TDH	Q _a (l/h)	DQO (mg/l)	CHV (m ³ /m ³ .d)	COV (Kg DQO/m ³ .d)	CB (Kg DQO/Kg STV .d)
1	M1	2	97,5	702	12,00	8,42	0,47
2	M2	1	126,0	702	24,00	16,85	0,98
	M3	1	126,0	325	24,00	7,80	0,89
3	M4	1	59,0	702	24,00	16,85	0,75
	M5	1	59,0	378	24,00	9,07	0,58

CAPÍTULO V

DISCUSSÃO DOS RESULTADOS

5.1 – Definição das Condições de Operação dos Reatores

No dimensionamento de reatores UASB para o tratamento de esgoto, por razões econômicas e facilidade de construção, pode ser necessário a adoção de dois ou mais reatores. Na hipótese de se adotar dois reatores de iguais volumes, existe a possibilidade destes serem operados em série, com cada unidade recebendo toda vazão de projeto ou em paralelo, com cada unidade recebendo metade dessa vazão. Considerando-se a operação desses dois reatores em série, apresentam-se duas configurações: os dois reatores em série têm: (1) a mesma altura que for utilizada em um único reator e, conseqüentemente, o dobro da velocidade ascendente ou (2) metade da altura do reator unitário e, portanto, a mesma velocidade ascendente.

A escolha da melhor configuração recai nas vantagens e desvantagens da operação em série ou em paralelo quanto a aspectos construtivos, estabilidade operacional e melhor desempenho. Para esta dissertação de mestrado foram considerados os aspectos operacionais e de desempenho, tendo sido definida a operação de três sistemas, cujas principais características eram: Sistema 1, formado por um reator unitário (reator M1) com 4 metros de altura e 250 mm de diâmetro; Sistema 2, com dois reatores em série (M2 e M3) cada um com 4 metros de altura e 200 mm de diâmetro e Sistema 3, com dois reatores em série (M4 e M5), cada um medindo 2 metros de altura com 200 mm de diâmetro.

Quando foi definido o projeto de pesquisa, presumia-se que a operação de reatores em série poderia oferecer vantagens quanto ao desempenho na remoção do material orgânico, já que estes poderiam ter aumentada a sua capacidade de digestão, porque o segundo reator poderia remover o excedente de matéria orgânica do primeiro reator e desenvolver mais eficientemente a fermentação metanogênica. Essa pressuposição se baseava no fato que têm sido aplicados reatores em série para o tratamento de águas residuárias concentradas, com a finalidade de separar a fermentação ácida da metanogênica.

A investigação experimental foi dividida em três experimentos, definidos pelos tempos totais de detenção hidráulica (TDH) de 6, 3,5 e 2 horas. Observa-se que nos reatores em série o TDH em cada reator da série era metade do TDH total estabelecido, levando intencionalmente os reatores a cargas hidráulicas e orgânicas e velocidades ascendentes elevadas (superiores a 1m/h), conforme foi mostrado nas Tabelas 4.25, 4.26 e 4.27. Ao se

operar os reatores sobrecarregados (isto é, com baixo TDH), procurou-se observar e comparar a capacidade, desses sistemas (unitário e em série) de suportar sobrecargas sem prejuízos do desempenho. Desta forma, os resultados obtidos, relativos à estabilidade e desempenho de cada reator nos três sistemas são discutidos, neste capítulo, em função do TDH.

5.2 – Estabilidade do Processo de Digestão.

Os valores do pH, da alcalinidade de bicarbonato (AB) e da concentração de ácidos graxos voláteis (AGV) são parâmetros indicativos da estabilidade do processo de digestão anaeróbia, ou seja, do desenvolvimento de todos os processos anaeróbios de degradação da matéria orgânica. A diminuição do TDH, que leva a uma sobrecarga orgânica e hidráulica no reator, não afetou a sua estabilidade operacional: os valores do pH dos efluentes dos reatores ficaram entre 6,5 e 7,2, enquanto que os valores de AGV e AB, apresentados na Tabela 5.1, foram sempre inferiores a 1 meq/l e superiores a 4 meq/l, respectivamente.

Tabela 5.1 - Valores máximos e mínimos do pH e valores médios da concentração de AGV (mg HAc/l) e de AB (em mg CaCO₃/l)

TDH total	Sistema 1		Sistema 2				Sistema 3			
	M1		M2		M3		M4		M5	
	AGV	AB	AGV	AB	AGV	AB	AGV	AB	AGV	AB
6 horas (7,17 ≥ pH ≥ 6,64)	25	236	20	234	22	241	20	217	23	239
3,5 horas (7,04 ≥ pH ≥ 6,66)	23	242	22	258	20	284	28	305	24	292
2 horas (7,16 ≥ pH ≥ 6,57)	30	328	35	328	32	320	41	326	40	312

O aumento da concentração de AGV com a diminuição de TDH, foi acompanhado com o aumento da alcalinidade de bicarbonato, garantindo a estabilidade operacional. No entanto, esse aumento de AGV refletiu na eficiência de remoção de DQO, o que será discutido mais adiante.

É importante observar que o aumento da alcalinidade foi devido ao aumento desse parâmetro no esgoto bruto, provavelmente causado pela prolongada estiagem durante a realização da pesquisa. Os baixos valores da concentração de AGV nos primeiros reatores dos sistemas em série, associados à eficiente remoção de DQO, mostram que não houve uma separação das fases acidogênica e metanogênica, coexistindo ambas tanto no primeiro como no segundo reator.

5.3 – Eficiência de Remoção da Matéria Orgânica

A eficiência média de remoção da DQO afluente como também a diferença entre essas eficiências, relativas a cada fase da investigação, caracterizada pelos TDH totais de 6, 3,5 e 2 horas estão apresentadas na Tabela 5.2, considerando-se o efluente decantado (Edec) e não decantado (Endec). Na Figura 5.1 estão representados graficamente esses valores em função do TDH.

Tabela 5.2 – Eficiência média de remoção da DQO do afluente em %, considerando-se o efluente decantado (Edec) e não decantando (Endec) e a diferença dessas eficiências, nas três fases da investigação

TDH (horas)	Eficiência	Sistema 1	Sistema 2		Sistema 3	
		M1	M2	M3	M4	M5
6	Edec	85	84	88	85	87
	Endec	76	78	81	78	84
	Diferença	9		7		3
3,5	Edec	76	74	80	73	78
	Endec	60	67	46	57	63
	Diferença	15		34		15
2	Edec	76	71	79	69	78
	Endec	57	53	60	46	64
	Diferença	19		19		14

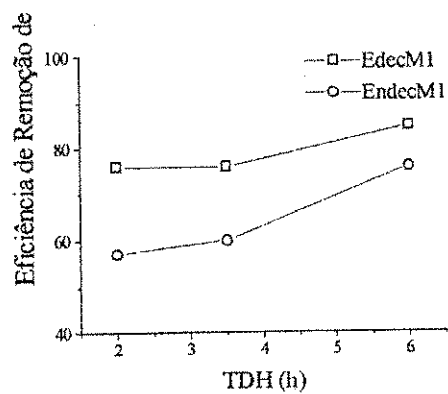


Figura 5.1a – Sistema 1, reator M1

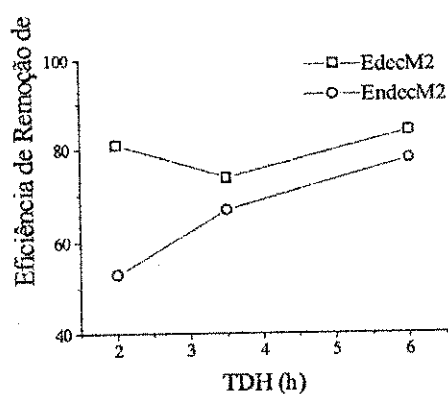


Figura 5.1b – Sistema 2, reator M2

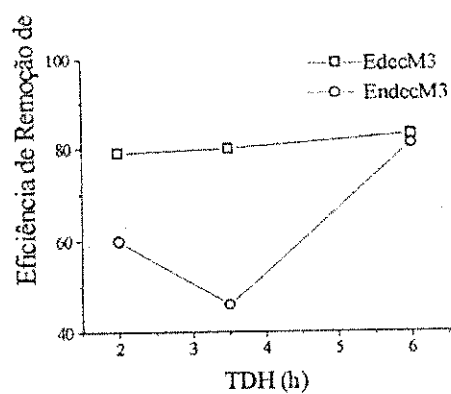


Figura 5.1c – Sistema 2, reator M3

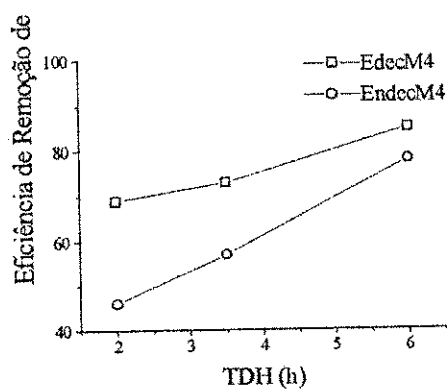


Figura 5.1d – Sistema 3, reator M4

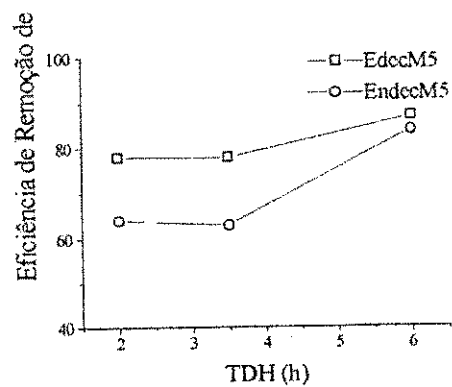


Figura 5.1e – Sistema 3, reator M5

Figura 5.1 – Eficiência de remoção de DQO (%) nos três sistemas,
nas três fases experimentais

Essas tabelas e figuras mostram que:

A análise do desempenho de reatores tipo UASB, quanto à remoção de matéria orgânica, tendo-se como parâmetros a DQO afluente e a DQO efluente decantado, tem como base as seguintes considerações: se fossem dadas descargas periódicas de lodo, a concentração de sólidos sedimentáveis no efluente seria muito pequena, quando se tem um separador de fases (decantador) eficiente no reator. Desta forma, como nesta investigação experimental não foram dadas descargas de lodo de excesso, foi levado em consideração também o efluente decantado, com menor concentração de sólidos suspensos e, conseqüentemente menor concentração de DQO.

Os dados de eficiência de remoção de DQO, tendo-se o efluente decantado, mostram que os três sistemas, mesmo quando operados com tempos de detenção hidráulica totais de apenas 2 horas, apresentaram um excelente desempenho de remoção de DQO. A menor eficiência de remoção com relação aos sistemas foi de 71 % no Sistema 1 (para um TDH de 2 horas) e a maior eficiência foi de 87 % no Sistema 3 (para um TDH de 6 horas).

Considerando-se, ainda, o efluente decantado, observa-se que os sistemas em série apresentaram um desempenho um pouco melhor que o unitário, com variações nos valores da eficiência de remoção de DQO, em torno de 5% a mais que o sistema unitário. Independente das diferentes configurações dos sistemas, a eficiência de remoção de DQO diminuiu com a diminuição de TDH, conforme se observa na Figura 5.1.

Ao se comparar a eficiência de remoção de DQO dos primeiros reatores das séries (reatores M2 e M4) com as eficiências dos sistemas como um todo, observa-se que, de longe, a maior fração de remoção da DQO ocorreu no primeiro reator, mesmo quando o TDH no reator era de apenas 1 hora, demonstrando que não há separação das fases acidogênica da metanogênica e que o segundo reator pouco acrescentou em termos de remoção.

É interessante observar que no segundo reator da série a massa de lodo contida, geralmente é bem menor que no primeiro, embora haja bastante sólidos em suspensão no efluente dos primeiros reatores das séries. Conclui-se que o segundo reator também não é eficiente como decantador de sólidos do primeiro reator.

Em outras palavras material orgânico ou sólidos em suspensão não retidos no primeiro reator de uma série de dois, tende a passar também no segundo reator. Como os objetivos do reator são exatamente a remoção destes dois constituintes de águas residuárias, chega-se à conclusão que no caso de tratamento de esgoto a operação de dois reatores UASB não oferece vantagens, e que portanto a operação em paralelo deverá ser mais vantajosa.

Tomando o reator M2 do Sistema 2 para analisar separadamente e se considerando uma DQO média do esgoto bruto de 702 mg/l, quando o TDH total era de 2 horas, chega-se a uma carga orgânica ($Q = 126 \text{ l/h}$) de $16,85 \text{ kg DQO.m}^{-3}.\text{dia}^{-1}$, o que representa 5 vezes mais que os valores recomendados (Chernicharo, 1997) para esgoto doméstico, tendo-se em vista a alta carga hidráulica decorrente (na ordem de $24 \text{ m}^3.\text{m}^{-3}.\text{dia}^{-1}$).

Embora operado sob altíssima carga hidráulica volumétrica, o reator M2 do Sistema 2, a carga orgânica removida, para uma redução da DQO afluyente de 71% (efluente decantado), foi da ordem de $11,5 \text{ kg DQO.m}^{-3}.\text{dia}^{-1}$ e não houve indicação de instabilidade operacional. Novamente pode-se atribuir, ao menos parcialmente, este desempenho excepcional ao separador de fases modificado que retinha o lodo com maior eficiência no reator.

5.4 – Massa e Produção de lodo

Analisando-se os valores médios da eficiência quando se tem o efluente não decantado, são observados, na Tabela 5.2 e na Figura 5.1, que estes valores são diferentes e sempre inferiores àqueles quando considerado o efluente decantado e que essa diferença aumenta com a diminuição do TDH.

Esse aumento é decorrente da maior quantidade de sólidos suspensos no efluente, podendo ser resultado da (1) maior perda de lodo nos reatores devido a uma maior carga hidráulica e conseqüentemente arraste de lodo e da (2) diminuição da eficiência da digestão e particularmente da hidrólise, devido ao aumento da carga orgânica. No primeiro caso, poderia se esperar que a massa de lodo nos reatores diminuísse com a diminuição do tempo de detenção hidráulica, enquanto no segundo caso, poderia se ter até um aumento da massa de lodo nos reatores quando o tempo de detenção hidráulica, devido a um acúmulo de material não hidrolisado no digestor.

A Tabela 5.3 apresenta os valores médios da massa de sólidos totais e voláteis presentes no lodo. A Figura 5.2 representa esses valores graficamente.

Tabela 5.3 – Valores médios da massa de sólidos totais (MSTL) e voláteis (MSVL) presentes no lodo (kg), para os três sistemas, nas três fases experimentais

Fase Experimental	Sistema 1		Sistema 2				Sistema 3			
	M1		M2		M3		M4		M5	
	MSTL	MSVL	MSTL	MSVL	MSTL	MSVL	MSTL	MSVL	MSTL	MSVL
1	5,19	3,10	3,74	2,34	1,19	0,72	1,77	1,03	0,73	0,48
2	4,57	2,68	3,06	1,81	1,90	1,12	1,97	1,04	1,26	0,72
3	6,36	3,46	3,87	2,17	1,94	1,11	2,47	1,33	1,86	0,93

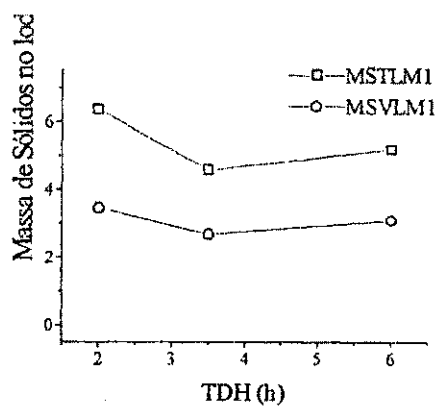


Figura 5.2a – Sistema 1, reator M1

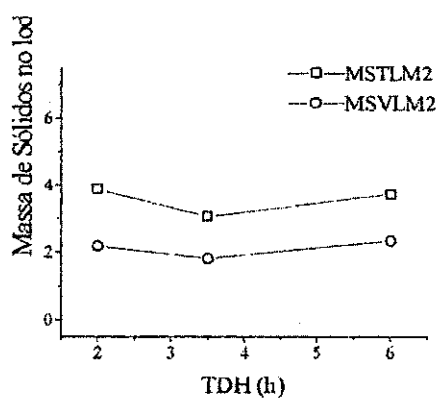


Figura 5.2b – Sistema 2, reator M2

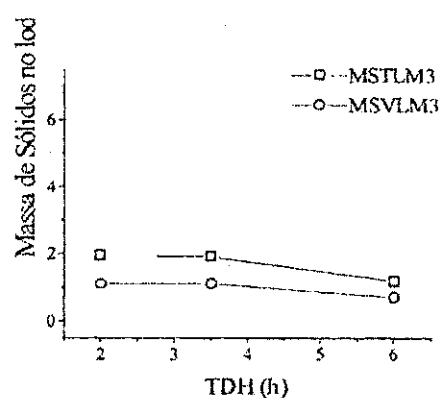


Figura 5.2c – Sistema 2, reator M3

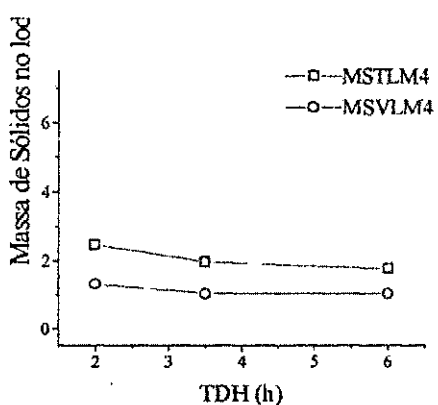


Figura 5.2d – Sistema 3, reator M4

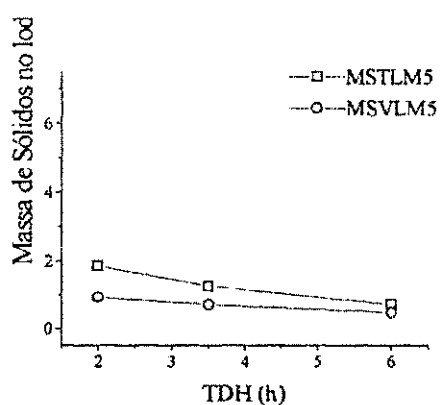


Figura 5.2d – Sistema 3, reator M5

Figura 5.2 – Valores médios da massa de sólidos totais (MSTL) e voláteis (MSVL) presentes no lodo (kg), para os três sistemas nas três fases experimentais

Ao observar a Tabela 5.3 e a Figura 5.2 é possível ver que na realidade a massa de lodo nos sistemas M1, M2 e M3 permaneceu constante em boa aproximação na faixa dos TDHs investigados, embora houvesse uma tendência de maior massa de lodo para o menor TDH aplicado. Conclui-se que, de fato, o aumento da concentração de material orgânico sedimentável se deve fundamentalmente a uma diminuição da eficiência da hidrólise do material particulado do afluente.

Tal ineficiência leva a um aumento da produção de lodo como pode ser relacionado com a quantidade e qualidade do lodo da seguinte maneira: como nos reatores não se descarregava lodo de excesso, pode-se supor que, no estado estacionário, a massa diária de lodo no efluente se igualasse à massa de lodo produzido no digestor.

Por outro lado, pode-se supor que o material sedimentável no efluente seja composto predominantemente de flocos de lodo que escaparam do reator. Esta concentração, pode ser estimada a partir da diferença entre a DQO do efluente bruto e a do efluente decantado: sabendo-se que no lodo biológico, em boa aproximação, um grama de sólidos voláteis possui uma DQO de 1,5 g calcula-se:

$$X_v = (DQO_{efb} - DQO_{efd}) / 1,5 = DQO_{eb} (E_{dec} - E_{ndec}) / 1,5$$

Por outro lado, a produção específica de lodo pode ser calculada a partir da concentração de sólidos sedimentáveis no efluente e da DQO:

$$Y_v = X_v / DQO$$

onde

Y_v é a produção específica de lodo volátil (kg SVS/kgDQO);

X_v é a concentração de material orgânico sedimentável no efluente (mg SVS/l);

E_{dec} é a eficiência no efluente decantado (%);

E_{ndec} é a eficiência no efluente não decantado (%).

Na equação acima o valor da DQO é ambíguo, podendo significar DQO aplicada, convertida ou digerida. Considera-se a DQO convertida como a diferença entre a DQO aplicada e a DQO do efluente, excluindo-se desta a DQO atribuível ao lodo. A DQO digerida é a diferença entre a DQO do afluente e do efluente bruto. Assim, tem-se:

$$Y_{va} = X_v / DQO_{eb}$$

$$Y_{vc} = X_v / (DQO_{eb} E_{fdec})$$

$$Y_{vd} = X_v / (DQO_{eb} E_{fndec})$$

Y_{va} é a produção específica por unidade de massa de DQO aplicada (gSVS/gDQO);

Y_{vc} é a produção específica por unidade de massa de DQO convertida (gSVS/gDQO);

Y_{vd} é a produção específica por unidade de massa de DQO digerida (gSVS/gDQO).

Na Tabela 5.4, são observados os valores numéricos da produção específica de lodo para os três sistemas e para os três tempos de detenção hidráulica.

Tabela 5.4 – Estimativa da produção específica de lodo em g de SSV por g de DQO aplicada, convertida e digerida para os três sistemas e para TDH de 6, 3,5 e 2 horas

Produção de lodo por DQO aplicada			
	TDH = 6h	TDH = 3,5 h	TDH = 2 h
Sistema 1	0,073	0,10	0,143
Sistema 2	0,083	0,097	0,12
Sistema 3	0,053	0,107	0,087
Média	0,067	0,10	0,12
Produção de lodo por DQO convertida			
	TDH = 6h	TDH = 3,5 h	TDH = 2 h
Sistema 1	0,089	0,133	0,193
Sistema 2	0,097	0,121	0,182
Sistema 3	0,065	0,133	0,112
Média	0,084	0,129	0,162
Produção de lodo por DQO digerida			
	TDH = 6h	TDH = 3,5 h	TDH = 2 h
Sistema 1	0,103	0,167	0,256
Sistema 2	0,107	0,147	0,203
Sistema 3	0,073	0,170	0,134
Média	0,094	0,161	0,198

Ao se analisar os dados da Tabela 5.4, observa-se que: (1) independente da maneira de como expressar a produção específica de lodo há uma clara tendência desta aumentar quando o TDH diminui e (2) os valores da produção específica de lodo dos três sistemas e para o mesmo TDH são aproximadamente iguais.

Portanto, tem-se um aumento da fração de material fecal e uma diminuição da estabilidade do lodo quando o valor do TDH diminui. Infelizmente, na época da realização desta pesquisa, ainda não se tinha equipamento para determinar a estabilidade do lodo, de modo que não foi possível determinar experimentalmente se o aumento da produção específica de lodo era acompanhada de um aumento da fração de material instável (biodegradável) no lodo.

Uma estimativa preliminar da fração de material fecal no lodo para um TDH curto, pode ser obtida da seguinte maneira: supõe-se que para um TDH longo (no caso 6 h) a concentração de material fecal seja baixa. Neste caso a produção de lodo por kg de material orgânico digerido é $Y_{vd} = 0,094 \text{ mgSVS/mgDQO}$ (média dos três sistemas).

Todavia para TDH = 2 h calcula-se $Y_{vd} = 0,198$, significando que em vez de produzir 94 g de lodo biológico por kg de DQO digerida agora produz 198 g de uma mistura de lodo biológico e material fecal não hidrolisado. Se ainda são produzidos os 94 g de lodo então haverá acumulação de $198-94 = 104 \text{ kg}$ de material fecal por kg de DQO digerido. Em outras palavras: num TDH de duas horas, mais da metade do lodo ($104/198 = 53 \%$) na verdade é material fecal não hidrolisado. Conclui-se que para valores curtos do TDH a fração de material fecal é muito elevada.

Na prática este aumento da produção e a diminuição da estabilidade de lodo são indesejáveis, porque o primeiro requer um aumento das instalações de destino final do lodo, aumentando os custos de investimento e o segundo tenderá a dificultar os processos de transformação do lodo de excesso, aumentando os custos operacionais. Chega-se à conclusão que a redução do TDH leva a dois fenômenos indesejáveis: (1) aumento da concentração de material orgânico no efluente e (2) aumento da produção de lodo, tendo-se como agravante que, neste lodo, a fração de material fecal aumenta na medida em que o TDH diminui. Na prática o TDH pode ser limitado pelo aumento da DQO do efluente ou pelo aumento da produção de lodo

Para se ter uma idéia mais exata sobre esta questão é necessário que se inicie uma investigação experimental que englobe também uma caracterização da qualidade do lodo produzido (particularmente a estabilidade do lodo) e a sua influência sobre a desidratação deste.

Um aspecto importante e ainda não discutido é a qualidade do separador de fases. O projeto não convencional dos reatores UASB utilizados nesta investigação, pode ter contribuído muito para possibilitar a obtenção de uma alta eficiência de remoção de material orgânico com TDH curto. Um separador menos eficiente causaria perdas maiores de lodo e presumivelmente inviabilizaria a operação do reator com um TDH tão curto quanto o apresentado neste trabalho

CAPÍTULO VI

CONCLUSÕES

Uma investigação experimental em escala-piloto mostrou que, no caso de tratamento anaeróbio de esgoto com auxílio de reatores UASB, a configuração do sistema de tratamento não influi marcadamente sobre o seu desempenho, na faixa pesquisada de tempos de detenção hidráulica totais de 2 a 6 horas.

Para um mesmo valor do TDH o sistema unitário levou a resultados similares àqueles com reatores em série. Caso seja necessário utilizar mais de um reator, tendo em vista que a operação em série não leva a um aumento significativo da eficiência de remoção do material orgânico é preferível operar reatores UASB em paralelo, porque esta configuração tende a aumentar a capacidade de absorção de cargas hidráulicas repentinas e também melhora a flexibilidade operacional.

Na operação de reatores em série não foi observado um desenvolvimento sequencial dos processos de fermentação ácida e metanogênica, como tem sido observado no caso de tratamento de resíduos industriais. Em todos os casos a concentração dos produtos intermediários da digestão anaeróbia (notadamente os ácidos graxos voláteis) mantiveram uma concentração baixa no primeiro digestor, indicando que neste se desenvolviam tanto a fermentação ácida como a metanogênica.

O fato de não haver separação dos processos de fermentação ácida e metanogênica combinado com o valor elevado da alcalinidade, naturalmente presente no esgoto, permitiu o estabelecimento e manutenção de um pH na faixa neutra e, portanto, ótima para o desenvolvimento da digestão anaeróbia. Em nenhum momento durante a pesquisa houve perigo de instabilidade operacional devido a azedamento (predominância da fermentação ácida sobre a metanogênica)

Os sistemas de tratamento exibiram uma alta eficiência de remoção de material orgânico, mesmo quando operados sob um tempo de detenção hidráulica muito curto: Para um TDH total de 2 h (i.e. somente 1 h em cada um dos dois reatores em série) obteve-se uma remoção de 69 a 79 % da DQO (reatores M4 e M3), após decantação do efluente. Como se operou os reatores UASB sem descarga intencional de lodo, o lodo de excesso aparecia no efluente e sua concentração foi estimada pela diferença da concentração de material orgânico antes e depois da decantação. A fração do material orgânico afluente convertido em lodo

sedimentável no efluente aumentou na medida em que o valor do TDH total diminuiu. O aumento desta fração indica que com valores curtos de TDH a hidrólise e conversão de material orgânico particulado do efluente no reator UASB é incompleta e que o lodo contém material fecal.

REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

ABREU, A. F. de (1989). *Tratamento biológico anaeróbio de águas residuárias salinas e organocloradas*. Dissertação de mestrado. Universidade Federal da Paraíba, Campina Grande. 132 p.

APHA, AWWA e WEF (1995). *Standard methods for the examination of water and wastewater*. 19a ed. American Public Health Association, Washington.

ARAÚJO, L. S. (1990). *Influência da composição do lodo ativado sobre a sua estabilização em digestores anaeróbios convencionais de mistura completa*. Dissertação de mestrado. Universidade Federal da Paraíba, Campina Grande. 130 p.

BABBIT, H. E. e BAUMANN, R. E. (1958). *Sewerage and Sewage Treatment*. 8^a ed. John Wiley & Sons. New York. 790 p.

BACHMANN, A.; BEARD, V. L.; MCCARTY, P. L. (1985). Performance Characteristics of the Anaerobic Baffled Reactor. *Water Research*. V. 19, n 4. pp. 99 – 106.

BEZERRA, S. M. C. (1998). *Influência do tempo de detenção hidráulica sobre a auto inoculação na partida de um reator UASB tratando esgoto sanitário*. Dissertação de mestrado. Universidade Federal da Paraíba, Campina Grande. 143 p.

BITTON, G. (1994). *Wastewater Microbiology*. Wiley-Liss. New York. 478 p.

CARDOSO, M. R. (1999). *Desenvolvimento e avaliação de desempenho de um reator UASB compartimentado, destinado ao tratamento de esgotos domésticos*. Dissertação de mestrado. Escola de Engenharia da Universidade Federal de Minas Gerais, Belo Horizonte. 107 p.

CHERNICHARO, C. A. L. (1997). *Reatores anaeróbios*. SEGRAC, Belo Horizonte. 246 p. (Princípios do tratamento biológico de águas residuárias; v.5).

CHERNICHARO, C. A. L. e BORGES, J. M. (1996). Metodologia utilizada durante a partida de um reator UASB de 477 m³ tratando esgotos tipicamente domésticos. In: *Anais do XXV Congresso Interamericano de Ingeniería Sanitaria y Ambiental*, Tomo I – v. 2, pp. 655-661. México.

CHERNICHARO, C. A. L. e CAMPOS, C. M. M. (1995). *Tratamento Anaeróbio de esgotos*. Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental da Escola de Engenharia da Universidade Federal de Minas Gerais. Apostila, 65 p.

CLARK, R. H. e SPEECE, R. F. (1970). *The pH Tolerance of Anaerobic Digestion. Advances in Water Pollution Research*. V. I. S. H. Jenkins. Ed. Pergamon Press. Oxford, England.

CORBELLINI, P. A. (1995). Estudos preliminares sobre a digestão anaeróbia em duas fases com substrato sintético à base de glicose. Encarte da revista Bio. ABES. Brasil. Janeiro/abril, pp.11-18.

DILALLO, R. e ALBERTSON, O. E. (1961). Volatile acids by direct titration. *Journal of the Water Pollution Control Federation*, v.33, n.4, pp.356-365.

FONSECA, J. S. da e MARTINS, G. A. (1996). *Curso de Estatística*. 6ª edição. Atlas. São Paulo.

GHOSH, S., CONRAD, J. R. e KLASS, D. L. (1975). Anaerobic acidogenesis of wastewater sludge. *Journal of the Water Pollution Control Federation*, 47, .30-45.

GTZ/TBW (1997). Promotion of anaerobic technology for the treatment of municipal and industrial sewage and wastes. Supraregional sectorial project.

GUJER, W. e ZEHNDER, A. J. B. (1983). Conversion processes in anaerobic digestion. *Wat. Sci. Tech.*, v.15, pp.127-167.

HASKONING – Engenheiros consultores e arquitetos holandeses reais. (1989). Anaerobic Treatment of domestic wastewater under tropical conditions – Relatório final.

HASKONING e EUROCONSULT (1990). Monitoring report of the 5 MLD UASB treatment plant at Kampur – Technical report. May.

HENZE, M. e HARREMOES, P. (1983). Anaerobic treatment of wastewater in fixed film reactor: a literature review. *Wat. Sci. Tech.* v.15, n.8/9, pp.1-101.

IBGE (1994). *Censo demográfico 1991. Resultados do universo relativo às características da população e dos domicílios*. Número 13. Paraíba. IBGE, Rio de Janeiro. 259 p.

IBGE (1997a). *Pesquisa nacional por amostra de domicílios 1996*. Volume 18. Número 1. Brasil. IBGE, Rio de Janeiro. 115 p.

IBGE (1997b). *Pesquisa nacional por amostra de domicílios 1996*. Volume 18. Número 3. Região Nordeste. IBGE, Rio de Janeiro. 112 p.

IBGE (1997c). *Pesquisa nacional por amostra de domicílios 1996*. Volume 18. Número 18. Paraíba. IBGE, Rio de Janeiro. 112 p.

JORDÃO, E. P. e PESSÔA, C. A. (1995). Tratamento de esgotos domésticos. 3ª edição. ABES. Rio de Janeiro. 720 p.

LETTINGA, G., HULSHOFF POL, L. W. e ZEEMAN, G. (1996). Biological wastewater Treatment. Part I: Anaerobic wastewater treatment. Lecture Notes. Wageningen Agricultural University. Ed. January.

LETTINGA, G. e HULSHOFF POL, L. W. (1995). Anaerobic reactor technology: reactor and process design. In: International course on anaerobic treatment. Wageningen Agricultural University / IHE Delft. Wageningen, 17-28 jul.

MARA, D. D. (1976). *Sewage Treatment in Hot Climates* – John Wiley and Sons Ltd. Chichester, England.

METCALF & EDDY (1991). *Wastewater engineering – treatment, disposal and reuse*, 3ª edição. McGraw-Hill, Inc. Singapore. 1334 p.

NASCIMENTO, R. S. (1996). *Avaliação da remoção de matéria orgânica em reservatório profundo de estabilização*. Dissertação de mestrado. Universidade Federal da Paraíba, Campina Grande. 81 p.

OLIVEIRA, M. G. (1990). *Avaliação do desempenho de um digestor anaeróbio de fluxo ascendente, com manta de lodo e dispositivo de separação de fases, tratando esgoto doméstico no Nordeste do Brasil*. Dissertação de mestrado. Universidade Federal da Paraíba, Campina Grande. 143 p.

O'ROURK, J. T. (1968). *Kinetics of anaerobic treatment at reduced temperature*. Tese de PhD, Univ. de Stanford, Stanford, Cal., Estados Unidos.

POHLAND, F. G. (1971). *Anaerobic Biological Process*. American Chemical Society. Washington, USA.

POVINELLI, S. C. e CAMPOS, J. R. (1998). Resposta de um Reator Anaeróbio Compartimentado Tratando Esgoto Sanitário quando Inoculado com Lodo Proveniente de um UASB de Indústria Alimentícia. Relatório Final do Programa de Pesquisa em Saneamento Básico – Tema 2.

RAMOS, J. B. E. (1996). *Viabilidade técnica e econômica da digestão anaeróbia do lodo de excesso da CETREL*. Dissertação de mestrado. Universidade Federal da Paraíba, Campina Grande. 149 p.

SHIN, H. S., BAE, B. U. LEE, J. J. e PAIK, B. C. (1992). Anaerobic digestion of distillery wastewater in a two-phase UASB system. *Wat. Sci. Tech.* v.25, n.7, pp. 361-371

SHELLINKHOUT, A. e COLLAZOS, C. J. (1991). Full-scale application of the UASB technology for sewage treatment. Apresentado no VI simpósio da IAWPRC sobre digestão anaeróbia. São Paulo, Brasil.

VAN HAANDEL, A. C. (1999). Comunicação pessoal.

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

VIEIRA, S. M. M. e GARCIA, A. D. Jr. (1991). Sewage treatment by UASB reactor operation results and recommendations for design and utilization. Apresentado no VI simpósio da IAWPRC sobre digestão anaeróbia. São Paulo, Brasil.

VON SPERLING, M. (1995). *Introdução à qualidade das águas e ao tratamento de esgotos*. Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental – Universidade Federal de Minas Gerais, Belo Horizonte. 240p.