

**PROGRAMA DE SANEAMENTO BÁSICO - PROSAB
ÁREA DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL – AESA
DEPARTAMENTO DE ENGENHARIA CIVIL – DEC
CENTRO DE CIÊNCIAS E TECNOLOGIA – CCT
UNIVERSIDADE FEDERAL DA PARAÍBA – UFPB**

**EFEITO DA VARIAÇÃO TEMPORAL DA VAZÃO
SOBRE O DESEMPENHO DE UM REATOR UASB**

Mestrando

CARLOS FERNANDES DE MEDEIROS FILHO

Orientadores

ADRIANUS C. VAN HAANDEL

PAULA FRASSINETTI F. CAVALCANTI

Local:

CAMPINA GRANDE - PB

Março / 2000

EFEITO DA VARIAÇÃO TEMPORAL DA VAZÃO SOBRE O DESEMPENHO DE UM REATOR UASB

Mestrando: CARLOS FERNANDES DE M. FILHO

**Orientadores: ADRIANUS C. VAN HAANDEL e
PAULA FRASSINETTI F. CAVALCANTI**

Dissertação a ser apresentada à Área de Engenharia Sanitária e Ambiental – AESA, do Departamento de Engenharia Civil – DEC, do Centro de Ciências e Tecnologia – CCT, da Universidade Federal da Paraíba – UFPB, como parte dos requisitos para obtenção do título de Mestre em Engenharia Sanitária e Ambiental

CAMPINA GRANDE - PB

Março / 2000

EFEITO DA VARIAÇÃO
TEMPORAL DA VAZÃO
SOBRE O DESEMPENHO DE
UM REATOR UASB



M488e	<p>Medeiros Filho, Carlos Fernandes de. Efeito da variação temporal da vazão sobre o desempenho de um reator UASB / Carlos Fernandes de Medeiros Filho. - Campina Grande, 2000. 94 f.</p> <p>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 C. Cavalcanti". Referências.</p> <p>1. Tratamento de Esgoto Doméstico. 2. Tratamento Anaeróbio de Esgoto. 3. Reator UASB. 4. Variação Temporal de Vazão. 5. Dissertação - Engenharia Civil. I. Haandel, Adrianus Cornelius Van. II. Cavalcanti, Paula Frassinete F. III. Universidade Federal da Paraíba - Campina Grande (PB). IV. Título</p> <p style="text-align: right;">CDU 628.3.033(043)</p>
-------	--

EFEITO DA VARIAÇÃO TEMPORAL DA VAZÃO SOBRE O DESEMPENHO DE UM REATOR UASB

CARLOS FERNANDES DE MEDEIROS FILHO

Dissertação aprovada em 30/03/2000

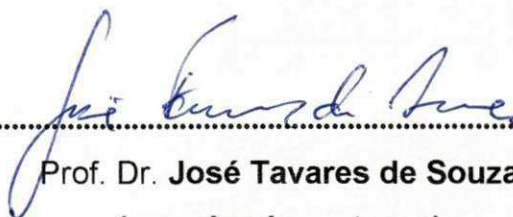
COMISSÃO EXAMINADORA



.....
Prof. Dr. Adrianus C. van Haandel e
(orientador)



.....
Prof. Dr. Rui de Oliveira
(examinador interno)



.....
Prof. Dr. José Tavares de Souza
(examinador externo)

Campina Grande

Março / 2000

AGRADECIMENTOS

Na apresentação desta dissertação gostaria de agradecer o apoio que tive para que este trabalho tivesse êxito, principalmente:

- aos meus orientadores professores Paula e Adrianus que, além de me ajudarem, torceram pelo meu êxito;
- aos colegas da AESA/DEC/UFPB pelo constante incentivo, especialmente a querida professora Mônica e meu compadre Rui;
- a minha amiga Cristina pelo constante apoio na secretaria da AESA;
- aos funcionários, estagiários, bolsistas, mestrandos e professores do PROSAB - Campina Grande, pela ajuda e companheirismo demonstrados ao longo do trabalho, especialmente Erly, com quem construí uma sólida amizade;
- aos funcionários, estagiários, bolsistas, mestrandos e professores da EXTRABES - Campina Grande, pelo incentivo e pelos momentos de descontração promovidos ao longo do trabalho, especialmente João e Edson, com quem ao longo deste mestrado pude desenvolver laços de sincera amizade;
- aos colegas de curso em disciplinas, especialmente Maria José e Abigail, que sempre me ajudaram nas tarefas das disciplinas;
- a equipe de vigilância de plantão na EXTRABES - Campina Grande, pela segurança transmitida e presteza no atendimento para acesso às instalações do PROSAB, além da boa convivência demonstrada por todos, especialmente ao inditoso Seu Sebastião, em memória.

DEDICATÓRIA

Dedico este trabalho a

minha esposa

Mosma

e aos meus filhos

Silvio,

Silvana

e

Sílvia

SUMÁRIO

AGRADECIMENTOS	vi
DEDICATÓRIA	vii
RESUMO	xii
ABSTRACT	xiii
CAPÍTULO 1 - INTRODUÇÃO	1
CAPÍTULO 2 - REVISÃO BIBLIOGRÁFICA	5
2.1. Esgotos Sanitários	6
2.2. Objetivos do Tratamento dos Esgotos Sanitários	6
2.3. Processos de Tratamento	8
2.4. Digestão Anaeróbia	10
2.4.1. Hidrólise	12
2.4.2. Acidogênese	12
2.4.3. Acetogênese	13
2.4.4. Metanogênese	13
2.5. Metabolismo Bacteriano	14
2.6. Fatores que Afetam o Desempenho de Reatores Anaeróbios	15
2.6.1. Fatores operacionais	15
2.6.2. Tampões	16
2.6.3. Alcalinidade	16
2.7. Digestão Anaeróbia como Processo de Tratamento de Esgotos	17
2.8. Sistemas Anaeróbios de Alta Taxa	18
2.9. Reatores UASB	19
2.9.1. Histórico	19
2.9.2. Funcionamento	20
2.9.3. Formas	21
2.9.4. Critérios de Projeto	22
2.9.5. Operacionalidade	24

2.9.6. Produção de lodo	26
2.9.7. Composição do lodo	27
2.9.8. Eficiência	28
2.9.9. Vantagens e desvantagens dos reatores UASB	29
2.9.10. UASB como pré-tratamento	31
2.9.11. Com lodos ativados	31
2.9.12. Com lagoas de estabilização	32
2.9.13. Variações de vazão	33
CAPÍTULO 3 - MATERIAL E MÉTODOS	34
3.0. Material e Métodos	35
3.1. Descrição das Instalações	35
3.2. Os Reatores UASB	39
3.3. Descrição da Operação	40
3.4. Investigação	44
3.5. Remoção da DQO	45
3.6. Massa e Composição do Lodo	45
3.7. Medição e Controle das Vazões	46
3.8. Coleta das Amostras	46
3.8.1. Coleta de amostras nos pontos de amostragem do reator	46
3.8.2. Coleta de efluentes	46
3.8.3. Coleta de esgoto bruto	47
3.9. Laboratório	47
3.9.1. Temperatura e pH	47
3.9.2. Sólidos totais	47
3.9.3. Sólidos sedimentáveis	47
3.9.4. DQO	48
CAPÍTULO 4 - APRESENTAÇÃO DOS RESULTADOS	49
4.0. Apresentação dos Resultados	50
4.1. Etapa I	50
4.1.1. Sólidos	51
4.1.1.1. Sólidos nos reatores	51
4.1.1.2. Comportamento no interior dos reatores	52

4.1.1.3. Sólidos sedimentáveis no afluente e nos efluentes	57
4.1.2. Demanda química de oxigênio - DQO	58
4.1.3. Temperatura e pH	60
4.2. Etapa II	63
4.2.1. Sólidos	63
4.2.1.1. Sólidos nos reatores	63
4.2.1.2. Comportamento no interior dos reatores	64
4.2.1.3. Sólidos sedimentáveis	68
4.2.2. Demanda química de oxigênio - DQO	71
4.2.3. Temperatura e pH	73
CAPÍTULO 5 - DISCUSSÃO DOS RESULTADOS	77
5.1. Generalidades	78
5.2. Etapa 1	79
5.2.1. Lodo anaeróbio	79
5.2.2. D Q O	81
5.2.3. Estabilidade operacional	81
5.3. Etapa 2	83
5.3.1. Lodo anaeróbio	83
5.3.2. D Q O	83
5.3.3. Estabilidade operacional	84
5.4. Saturação do sistema	85
CAPÍTULO 6 - CONCLUSÕES	86
CAPÍTULO 7 - SUGESTÕES	89
REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS	91

RESUMO

O UASB, sigla do inglês *Upflow anaerobic sludge blanket*, é hoje o sistema mais usado para tratamento anaeróbio de esgoto a taxa elevada. Várias unidades tratando esgoto doméstico, em escala real, estão implantadas em diferentes países e mais sistemas estão sendo construídos, prioritariamente, em regiões com clima tropical ou subtropical. No Brasil várias unidades em escala real estão em operação satisfatória tratando efluentes de redes urbanas de esgotos sanitários, sobretudo no Estado do Paraná.

Diante desta nova realidade o PROSAB – Programa de Saneamento Básico, coordenado pela FINEP - Financiadora de Estudos e Projetos, definiu entre temas prioritários, o tratamento anaeróbio de esgotos domésticos em reatores UASB. Assim, em Campina Grande, está sendo desenvolvida uma série de pesquisas com vários conjuntos de reatores tipo UASB, de diferentes configurações e modos operacionais, inclusive associados com outras modalidades de tratamento como lagoas de estabilização. Um dos trabalhos, o de que trata esta dissertação, consistiu da operação de três reatores, em escala piloto, alimentados de forma contínua e descontínua, simulando as variações de vazão afluente que podem ser observadas na entrada das estações de tratamento.

Considerando que as vazões de esgotamento mudam ao longo do dia e que esta variação pode ser extremamente elevada em função das presenças, por exemplo, de elevatórias dentro do sistema, a montante da unidade de tratamento, o trabalho teve o objetivo de verificar o comportamento de reatores UASB para velocidades ascensionais temporárias significativamente superiores àquelas para as quais foi projetado.

O trabalho foi dividido em duas etapas. Na primeira os três reatores, R1, R2 e R3, trabalharam da seguinte forma: R1 com TDH = 6 h, durante as 24 h consecutivas, R2 com TDH = 3 h em 12 h seguidas e R3 com TDH = 1,5 h por 6 h de funcionamento. Na segunda etapa trabalhou-se com R1 sob TDH = 3 h, durante as 24 h consecutivas, R2 com TDH = 1,5 h em 12 h seguidas e R3 com TDH = 0,75 h por 6 h de funcionamento. Os resultados indicaram que para TDH mínimo de até 3 h, independente da natureza contínua ou não da vazão de alimentação, o desempenho dos reatores era ainda satisfatório e que TDH inferiores a 1,5 h não seriam recomendáveis.

ABSTRACT

UASB, acronym of English *Upflow anaerobic sludge blanket*, is today the system more used for treatment sewer anaerobic the high rate. Several units treating domestic sewer, in real scale, are implanted at different countries and more systems are being built, with great results, in areas with tropical or subtropical climate. In Brazil several units in real scale are in satisfactory operation treating effluents of urban nets of sanitary sewers, above all in the State of Paraná.

Due to this new reality PROSAB - Programa de Saneamento Básico, coordinated by FINEP - Financiadora de Estudos e Projetos, it defined among themes with priorities, the treatment anaerobic of domestic sewers in reactors UASB. Thus, in Campina Grande, a series of researches is being developed with several groups of reactors type UASB, of different configurations and operational manners, besides associated with other modalities of treatments as ponds of stabilization. One of the works, the that he/she treats this dissertation, it consisted of the operation of three reactors, in pilot scale, feed-dos in a continuous and discontinuous way, simulating the variations of inflow that can be observed in the entrance of the treatment stations.

Considering that wastewater flow moves along the day and that this variation it can be extremely elevated in function of the presence, for example, of pumping station inside of the system, to amount of the unit of treatment, the work had the objective significantly of verifying the behavior of reactors UASB for temporary ascendant speeds superiors to those for which it was projected.

The work was divided in two stages, where in the first the three reactors, R1, R2 and R3, they worked in the following way: R1 with TDH = 6:00, during 24:00 o'clock serial, R2 with TDH = 3:00 in 12:00 followed and R3 with TDH = 1:30 in 6:00 of operation. In the second stage worked him with R1 under TDH = 3:00, during 24:00 o'clock serial, R2 with TDH = 1:30 in 12:00 followed and R3 with TDH = 0:45 in 6:00 of operation. The results indicated that for minimum TDH of up to 3:00, independent of the continuous nature or not of the feeding flow, the acting of the reactors was still satisfactory and that TDH inferior for 1:30 would not be advisable.

CAPÍTULO 1

INTRODUÇÃO

Em um sistema convencional de esgotamento sanitário as canalizações devem ser projetadas com uma certa declividade, para o escoamento das vazões, pela exigência de ser desenvolvido em regime livre. O esgoto toma um caminamento natural em função da topografia do terreno, escoando dos pontos mais altos para os mais baixos, obedecendo naturalmente o traçado das ruas em seus seguimentos, implicando em um acréscimo contínuo no caimento, ao longo de cada trecho de canalização, de montante para jusante. Para reduzir os custos de escavação, preservando as condições de autolimpeza interna dos condutos, na seqüência para jusante, os coletores irão sendo reunidos e formando condutos de maior diâmetro útil equivalente, de modo a acomodar as vazões assim reunidas.

Este comportamento implica em que, um sistema coletor de esgotos sanitários, assemelhe-se a um sistema hidrológico, na qual as águas de escoamento superficial formam os regatos que, por sua vez, geram os córregos e, assim sucessivamente, em direção aos fundos dos vales, de modo crescente e contínuo das vazões tal que, originem finalmente os corpos receptores mais significativos como rios e lagos, até alcançarem os mares e oceanos. No caso de um sistema urbano de esgotamento os coletores públicos são reunidos em coletores tronco e possíveis interceptores e estes, por sua vez, em emissários que transportarão as vazões coletadas para unidades de tratamento e/ou de lançamento final.

Porém os condutos de águas residuárias domésticas nem sempre podem acompanhar os talwegues naturais como devem escoar as águas superficiais ou podem ser montados com a mesma declividade do terreno tendo em vista a manutenção de velocidades de escoamento tais que os condutos trabalhem em condições de autolimpeza. A necessidade de assentamento de condutos com declividades superiores às do terreno resulta em aprofundamentos que podem atingir níveis impraticáveis e, assim, exigir a elevação para jusante destes condutos, as vazões recolhidas a montante. Também, por uma questão de concepção de projeto, em função da distribuição do aglomerado urbano sobre a área e da forma altimétrica desta, da localização das unidades de tratamento e dos pontos de lançamento finais previstos ou possíveis, das áreas intransponíveis ou a proteger, por exemplo, nem sempre é possível reunir todas as vazões em um só destino final a não ser que sejam projetados re-

calques de uma ou mais bacias de esgotamento para uma canalização a jusante (sistemas distritais).

O problema por si só não seria um inconveniente. Porém, como a formação das vazões de esgotamento sanitário se origina no consumo continuamente variável de água ao longo do dia, estas contribuições chegam naturalmente também em escala variável às elevatórias. Como por uma condição mecânica, o bombeamento não pode ser desenvolvido nas mesmas condições de oscilações em que chegam as vazões ao ponto inicial do recalque, este problema é contornado hidráulicamente com a elevação de uma vazão baseada na máxima de montante, o que implica em que os conjuntos elevatórios funcionem intermitentemente e recalcando para jusante uma vazão constante, normalmente um pouco superior à máxima afluente prevista, durante os períodos de funcionamento.

Independentemente da oscilação das vazões coletadas ao longo do dia, as quais são em função do *consumo variável de água* pela população e dos *tempos de permanência e amortecimento* hidráulicos ao longo dos condutos, a reunião simultânea de um ou mais efluentes de elevatórias que possam existir no sistema, poderá causar, na entrada das estações de tratamento de esgotos, picos de vazões de intensidades superiores, além dos normalmente previstos. É possível que, na ocorrência desta situação, seus efeitos possam ser absorvidos por unidades de grande período de detenção, como as lagoas de estabilização. Porém em unidades de curto tempo de detenção hidráulica, como reatores anaeróbios de alta taxa, tipo UASB por exemplo, a perturbação pode ser altamente negativa com redução de sua eficiência quanto à remoção de material orgânico e sólidos suspensos, além de carreamento excessivo de lodo pelo efluente.

Considerando a pouca informação existente no meio científico sobre o problema descrito, esta dissertação trata, em particular, de uma pesquisa desenvolvida com a finalidade de estudar a influência da variação temporal da vazão sobre o desempenho e estabilidade de reatores UASB. Nesta investigação experimental foram usados três digestores com quatro metros de altura por 200 milímetros de diâmetro, com um volume útil de 127 litros cada, dimensionados para um período de detenção de 6 horas, tempo médio empregado na primeira etapa, enquanto que na segunda o tempo médio foi de 3h.

A vazão de trabalho foi de esgoto bruto genuinamente doméstico, captada continuamente de um interceptor do sistema de esgotos de Campina Grande operado pela CAGE-PA - Companhia de Águas e Esgotos da Paraíba. Era encaminhada para cada reator de modo que o primeiro recebesse aproximadamente uma vazão unitária "Q", o segundo "2Q" e o terceiro "4Q".

A investigação experimental teve como objetivo verificar o comportamento de um reator UASB quando submetido a variações severas de vazão, principalmente no que diz respeito à sua estabilidade operacional e as implicações na qualidade de seu efluente quanto à presença de sólidos e suas características, ou seja, caracterizar a eficiência do reator sobre o esgoto bruto, em função do tempo de detenção, para fins de apresentar um diagnóstico sobre o comportamento deste tipo de reator frente a picos de vazão em relação à vazão média de projeto. Para se chegar aos objetivos pretendidos, semanalmente foram coletadas amostras em seis pontos fixos e estratégicos de cada reator, do afluente e dos efluentes, para análises de sólidos e de DQO.

Ao longo de cinco meses de pesquisa o reator UASB demonstrou boa capacidade de absorção de variações severas de vazão do afluente, particularmente para TDH de 6h, demonstrando que o tratamento de esgotos usando UASB é um bom método para remoção biológica de matéria orgânica. Valores de tempos de detenção hidráulica inferiores a uma hora, mesmo que seja por pouco tempo, caracterizam-se como sobrecargas hidráulicas inviáveis para a obtenção de algum rendimento aceitável, além de uma maior frequência de expurgos concentrados de lodo, no efluente.

CAPÍTULO 2

REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

2.1. Esgotos Sanitários

As águas residuárias de origem doméstica ou com características similares são denominadas de esgotos sanitários ou simplesmente esgotos. Seus diversos constituintes presentes, em função do impacto produzido no meio ambiente, podem ser reunidos em quatro grupos: sólidos em suspensão, matéria orgânica, nutrientes e organismos patogênicos. Os efeitos destes quatro constituintes quando lançados em excesso no meio ambiente, ou mais especificamente nos corpos receptores, provocam conseqüências desastrosas, muitas vezes com difícil ou dispendiosa recuperação. A Tabela 2.1 apresenta as características físico-químicas do esgoto de Campina Grande. Estes valores representam a média de um período de 55 meses, segundo Pinho (1993).

2.2. Objetivos do Tratamento dos Esgotos Sanitários

O acesso à água potável de boa qualidade é uma garantia de bem-estar geral para a população usuária e de fundamental importância para que se mantenha a melhor qualidade higiênica do ambiente, tanto quanto possível. Portanto, é necessário que se elimine os microrganismos patogênicos presentes no esgoto, antes que os mesmos alcancem principalmente as águas de superfície que ocasionalmente usadas como água potável, possam causar a proliferação de várias doenças.

Quase invariavelmente o objetivo de sistemas de tratamento será de proteger a qualidade de água no corpo receptor, através da remoção dos sólidos em suspensão e do material orgânico e nutrientes. O tratamento de esgoto tem importância vital, não somente para a preservação das águas de superfície, mas também para proteger a população contra as doenças transmitidas pela água. O aspecto da saúde pública torna-se particularmente importante em regiões onde nem toda a população tem acesso à água tratada.

Realizar um tratamento de esgotos sanitários é utilizar um ou mais processos que visem reduzir seu teor de impurezas de tal modo que os produtos e subprodutos finais possam ser reutilizados ou devolvidos ao meio ambiente sem que as características deste meio sejam alteradas negativamente, mantendo o equilíbrio natural do ambiente em

TABELA 2.1 - CARACTERIZAÇÃO FÍSICO-QUÍMICA DO ESGOTO BRUTO DE CAMPINA GRANDE, PB (JUNHO 1977 - DEZEMBRO 1981)

Constituinte	Varição da concentração
Sólidos Totais	945 - 1336 mg/L
Sólidos Totais Voláteis	250 - 500 mg/L
Sólidos em Suspensão	160 - 405 mg/L
Sólidos em Susp. Voláteis	167 - 292 mg/L
Sólidos Sedimentáveis	4,0 - 12,0 mg/L
D B O (5 dias, 20° C)	105 - 358 mg/L
Demanda Quím. de Oxigênio (DQO)	399 - 827 mg/L
Nitrogênio Nítrico	0,02 - 1,65 mg/L
Nitrogênio Amoniacal Livre	29,2 - 54,5 mg/L
Fósforo Total	4,50 - 9,70 mg/L
Ortofosfato Solúvel	2,51 - 4,38 mg/L
Cloretos	220 - 427 mg/L
Alcalinidade em CaCO ₃	280 - 381 mg/L
Sulfetos	2,58 - 5,77 mg/L
pH	7,35 - 8,06
Temperatura	24,2 - 28,1 °C

Fonte: Pinho (1993).

volta. Segundo van Haandel e Lettinga (1994) o objetivo principal do tratamento de esgoto é corrigir as suas características indesejáveis de tal maneira que o seu uso ou a sua disposição final possa ocorrer de acordo com as regras e critérios definidos pelas

autoridades regulamentadoras. Por esta razão, efetuar o tratamento inclui a redução da concentração de pelo menos um dos quatro constituintes mais importantes do esgoto:

- (1) sólidos em suspensão;
- (2) material orgânico (biodegradável);
- (3) nutrientes (notadamente nitrogênio e fósforo);
- (4) organismos patogênicos.

Poderá haver necessidade de que seja corrigida a concentração de outros constituintes tais como metais pesados, pesticidas, teores excessivos de sais, etc., em função da reutilização subsequente da água efluente. Por exemplo, no caso desse efluente ser reutilizado em irrigação, não haveria necessidade de remover os nutrientes.

Por outro lado, sabe-se que a descarga de efluentes de sistemas de tratamento secundário pode resultar em deterioração da qualidade de água do corpo receptor, mesmo quando a remoção do material orgânico é muito eficiente. A deterioração pode ser atribuída ao crescimento excessivo de microrganismos, principalmente algas, estimulado pela presença dos nutrientes que funcionam como fertilizante da água. Essa biomassa pode produzir OD durante o dia pelo processo de fotossíntese mas, de noite, somente haverá consumo de oxigênio e a concentração de OD pode atingir níveis baixos demais para sustentar a vida de organismos superiores. O fenômeno de deterioração da qualidade de água devido à descarga excessiva de nutrientes é chamado **eutrofização**.

Tendo-se especificado a qualidade mínima do efluente de um sistema de tratamento de esgoto, especialmente as concentrações permissíveis de sólidos suspensos, material biodegradável, nutrientes e patogênicos, os objetivos do tratamento são que o sistema seja confiável, produzindo um efluente que atinja os padrões exigidos.

2.3. Processos de Tratamento

A remoção do material orgânico presente nos esgotos pode ser executada através de mecanismos que usam métodos biológicos. Distinguem-se dois processos básicos para a remoção de material orgânico: (1) o **mecanismo aeróbio**, quando o material é oxidado para produtos minerais e (2) o **mecanismo anaeróbio**, que pode se desenvolver quando não há disponibilidade de um oxidante adequado para material orgânico, o oxi-

gênio livre por exemplo. Nesse segundo processo os produtos finais são gases, o biogás, predominantemente metano e dióxido de carbono.

A grande maioria dos sistemas de tratamento biológico em uso baseia-se no mecanismo aeróbio. Nos últimos anos tem-se percebido um interesse crescente pela aplicação do tratamento anaeróbio para o tratamento de águas residuárias, incluindo esgoto. Vários sistemas de tratamento anaeróbio de esgoto, especialmente os digestores anaeróbios de fluxo ascendente (UASB) com manta de lodo têm sido aplicados com bastante êxito nas regiões tropical e sub-tropical.

O melhoramento dos projetos de processos anaeróbios deve-se principalmente a uma melhor compreensão da natureza da digestão anaeróbia. Os sistemas modernos de tratamento de águas residuárias possuem duas características que causam o seu desempenho superior:

- 1) há um dispositivo que possibilita a retenção de uma grande massa de lodo no sistema de tratamento;
- 2) assegura-se contato intenso entre o material orgânico entrando no sistema e o lodo nele presente.

Deve-se salientar que sistemas de tratamento biológicos não são garantia total de remoção dos microrganismos patogênicos e, normalmente, um tratamento adicional em uma unidade específica é necessário para se efetuar a remoção dos agentes patogênicos e assim obter um efluente de boa qualidade higiênica. Vários métodos podem ser aplicados na prática, incluindo métodos químicos (desinfecção), físico-químicos (irradiação ultravioleta) e físicos (filtração).

Em países de clima tropical o uso de lagoas é uma alternativa atrativa. Após um período de permanência suficientemente longo em lagoas ditas de maturação, há uma remoção significativa de patogênicos através da sua morte natural, o que constitui um processo biológico de remoção de patogênicos. A taxa de morte nessas lagoas, pode ser acelerada pela ação da luz solar, criando condições ambientais adversas para estes microrganismos, tais como uma temperatura alta, um pH elevado (através de consumo fotossintético de dióxido de carbono) e irradiação direta da luz solar.

2.4. Digestão Anaeróbia

Denomina-se de tratamento anaeróbio de esgotos qualquer processo de digestão que resulte na transformação da matéria orgânica biodegradável, na ausência de oxidante externo, com produção de metano e dióxido de carbono, deixando na solução aquosa subprodutos como amônia, sulfetos e fosfatos. O processo de digestão é desenvolvido por uma seqüência de ações realizadas por uma gama muito grande e variável de bactérias, no qual pode-se distinguir quatro fases subseqüentes: hidrólise, acidogênese, acetogênese e metanogênese (van Haandel e Lettinga, 1994). Tem-se, então, uma cadeia sucessiva de reações bioquímicas, onde inicialmente acontece a hidrólise ou quebra das moléculas de proteínas, lipídios e carboidratos até a formação dos produtos finais, essencialmente gás metano e dióxido de carbono.

A decomposição anaeróbia é, pois, um processo biológico envolvendo diversos tipos de microrganismos, na ausência do oxigênio molecular, com cada grupo realizando uma etapa específica, na transformação de compostos orgânicos complexos em produtos simples, como os já citados metano e gás carbônico.

Na decomposição bioquímica da matéria orgânica presente no esgoto, uma larga variedade de bactérias saprófitas hidrolizam e convertem o material complexo em compostos de menor peso molecular. Entre os compostos de menor peso molecular formados os principais são os ácidos graxos de menor cadeia molecular tais como o acético, o propiônico, o butírico, que aparecem misturados a outros componentes importantes. Estes ácidos são chamados de ácidos voláteis porque eles podem ser destilados sob pressão atmosférica. O acúmulo de ácidos voláteis pode ter um efeito desastroso sobre a digestão anaeróbia se a capacidade de tamponação for extrapolada e o pH descer para níveis desfavoráveis (Sawyer e McCarty, 1978).

Em unidades de digestão anaeróbia operando em condições estabilizadas, dois grupos de bactérias trabalham em harmonia para realizarem a destruição da matéria orgânica. Os organismos saprófitos carregam a degradação para o estágio ácido e, então, as bactérias metanogênicas completam a conversão em metano e dióxido de carbono. Quando a população de bactérias metanogênicas é suficiente e as condições são favoráveis, elas utilizam os produtos finais das saprófitas tão rapidamente quanto estas o produzem. Assim, ácidos não são acumulados, mantendo as condições de tamponação e fazendo com que o pH permaneça em níveis favoráveis às bactérias metanogênicas. Sob

estas condições a taxa de ácidos voláteis presentes em lodos em processo de digestão anaeróbia varia de 50 a 250 mg/l, expressa como ácido acético.

Bactérias metanogênicas são comuns na natureza e algumas são freqüentes nos esgotos domésticos e em lodos derivados deles. Sua população, contudo, é muito pequena comparada com as saprófitas. Esta disparidade em números é a razão de problemas encontrados no início de processos em unidades de digestão. Esgotos com insuficiente capacidade de tamponação, quando submetido à fermentação anaeróbia, os ácidos voláteis são produzidos em uma velocidade superior à capacidade de consumo da quantidade de bactérias metanogênicas presentes, de modo que o tampão é rapidamente consumido e a presença de ácidos livres existentes faz o pH decair. Para valores de pH inferiores a 6,5, a ação de bactérias metanogênicas fica seriamente prejudicada, mas as bactérias saprófitas só sofrem inibição quando o pH desce a valores inferiores a 5,0. Sob estas condições desbalanceadas as concentrações de ácidos voláteis continuam a crescer até níveis de 2000 a 6000 mg/l ou mais, dependendo da concentração de lodo presente. A digestão metanogênica ativa nunca pode se desenvolver em tais misturas a não ser que o lodo seja diluído ou neutralizado com a adição de algum composto, como a NaOH, de modo a produzir um pH favorável à ação das bactérias metanogênicas.

O sucesso na operação de unidades com digestão anaeróbia depende da manutenção satisfatória do balanceamento entre as bactérias metanogênicas e saprófitas. As bactérias matanogênicas são mais radicalmente afetadas pelas mudanças de pH e temperatura que as bactérias saprófitas. Inibições causadas por um ou outro destes fatores resulta na diminuição da taxa de destruição de ácidos voláteis e, conseqüentemente, os ácidos voláteis começam a acumular no sistema. As bactérias saprófitas são conhecidas por se reproduzirem mais rapidamente que as metanogênicas. Sob incremento de carga de lodo, ácidos voláteis devem ser formados mais rapidamente que o lento crescimento dos organismos metanogênicos podem consumi-los. Esta discrepância resulta no acúmulo de ácidos voláteis no sistema e, assim, parte do lodo deve ser removido ou transferido da unidade de digestão. Porém remover uma quantidade exagerada de lodo pode reduzir a população de organismos metanogênicos a uma quantidade insuficiente para destruir a quantidade de ácidos que continuará sendo produzida, voltando à acumulação de uma quantidade indesejada de ácidos voláteis na unidade. Mais uma razão para justificar a extrema importância da determinação de condições de desbalanceamento na unidade de digestão. Contudo o aparecimento de condições desfavoráveis pode ser de-

tectada quase que imediatamente em comparação com o que pode ocorrer após vários dias em outros métodos, com a simples medição rotineira do pH.

Ácidos voláteis são formados tão imediatamente como durante a degradação anaeróbia de carboidratos, proteínas e gorduras. A Figura 2.1 mostra justamente alguns dos muitos passos através da qual o esgoto complexo tal como lodo de esgoto doméstico devem passar durante a conversão em gás metano. Ácido propiônico resulta como um intermediário principalmente da fermentação dos carboidratos e proteínas presentes, e acima de 30% do complexo é convertido para este ácido para posterior conversão em gás metano.

Este processo de biodegradabilidade da matéria orgânica presente no esgoto, desde as macromoléculas orgânicas complexas até o biogás, requer a mediação de vários grupos diferentes de microrganismos. A Figura 2.1 mostra uma representação esquemática sugerida por Gujer e Zehnder (1983). Para digestão anaeróbia de proteínas, carboidratos e lipídios (a maior parte do material orgânico pertence a esses grupos) pode-se distinguir quatro partes diferentes no processo global da conversão, descritas a seguir

2.4.1. Hidrólise

Neste processo o material orgânico particulado é convertido em compostos dissolvidos de menor peso molecular. O processo requer a interferência das chamadas exoenzimas que são excretadas pelas bactérias fermentativas. As proteínas degradam-se através de (poli)peptidas para formarem aminoácidos; os carboidratos transformam-se em açúcares solúveis (mono e dissacarídeos) e lipídios são convertidos em ácidos graxos de cadeia longa de C (C_{15} a C_{17}) e glicerina. Em particular, a taxa de conversão de lipídios abaixo de 20° C torna-se muito baixa (O'Rourke, 1968).

2.4.2. Acidogênese

Os compostos dissolvidos, gerados no processo de hidrólise ou liquefação, são absorvidos nas células das bactérias fermentativas e, após a acidogênese, excretadas como substâncias orgânicas simples como ácidos graxos voláteis (AGV), álcoois, ácido láctico e compostos minerais (CO_2 , H_2 , NH_3 , H_2S , etc.). A fermentação acidogênica é realizada por um grupo diversificado de bactérias, das quais a maioria sendo facultati-

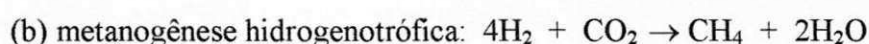
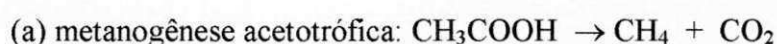
vas, torna-se importante nos sistemas de tratamento anaeróbio de esgoto, porque o oxigênio dissolvido eventualmente presente poderia se tornar uma substância tóxica.

2.4.3. Acetogênese

A acetogênese é a conversão dos produtos da acidogênese em compostos que formam os substratos para a produção de metano: acetato, hidrogênio e dióxido de carbono. Conforme indicado na Fig. 2.1, uma fração de aproximadamente 70 por cento da DQO originalmente presente converte-se em ácido acético, enquanto o restante da capacidade de doação de elétrons é concentrado no hidrogênio formado. Dependendo do estado de oxidação do material orgânico a ser digerido, a formação de ácido acético pode ser acompanhada pelo surgimento de dióxido de carbono ou hidrogênio

2.4.4. Metanogênese

A metanogênese, em geral, é o passo que limita a velocidade do processo de digestão como um todo, embora a temperaturas abaixo dos 20° C a hidrólise possa se tornar também limitante (Gujer e Zehnder, 1983). Metano é produzido pelas bactérias acetotróficas a partir da redução de ácido acético ou pelas bactérias hidrogenotróficas a partir da redução de dióxido de carbono. Tem-se as seguintes reações catabólicas:



As bactérias que produzem metano a partir de hidrogênio crescem mais rapidamente que aquelas que usam ácido acético, de modo que as metanogênicas acetotróficas geralmente limitam a taxa de transformação de material orgânico complexo presente no esgoto para biogás.

Os diferentes grupos de bactérias que transformam o material orgânico afluente têm todas atividades catabólicas e anabólicas. Desse modo, paralelo à liberação de diferentes produtos de fermentação, há a formação de novas células, dando origem a quatro populações bacterianas no digestor anaeróbio. Por conveniência, muitas vezes os três primeiros processos juntos são chamados de fermentação ácida, que deve ser completada com a fermentação metanogênica.

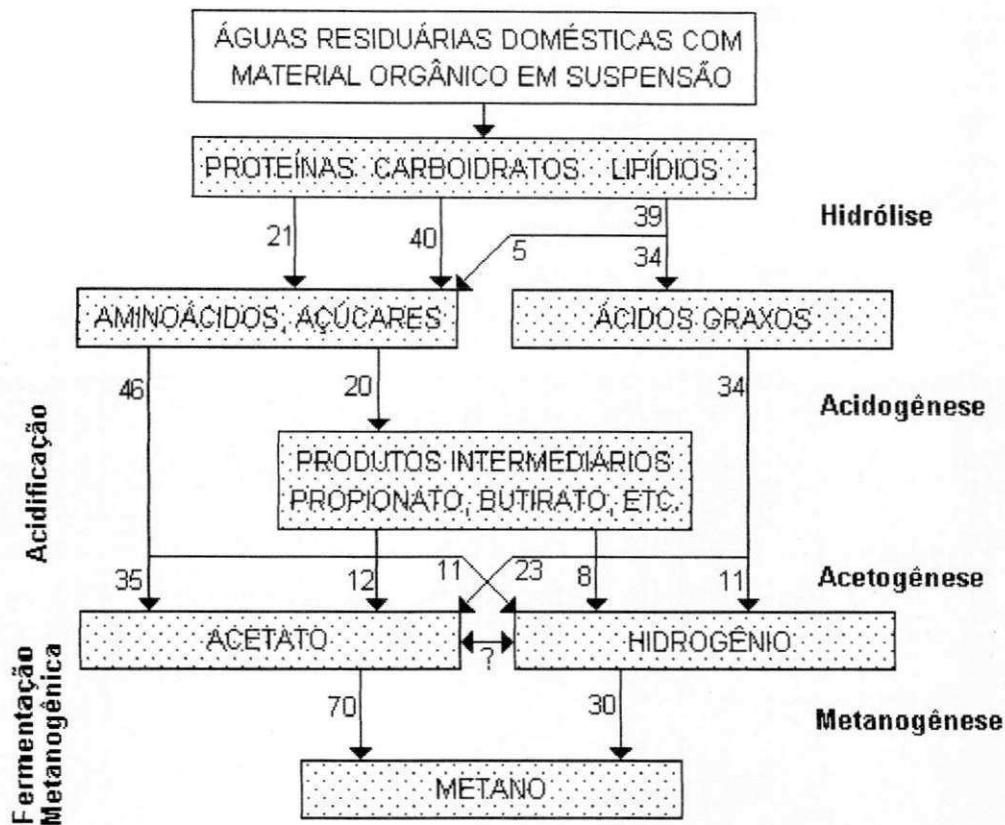


Figura 2.1 - Resumo da seqüência de processos na digestão anaeróbia de macromoléculas complexas (os números referem-se a porcentagens expressas como DQO) Fonte: van Haandel e Lettinga, 1994

2.5. Metabolismo Bacteriano

Mecanismo mais importante para a remoção de material orgânico em sistema de tratamento biológico é o metabolismo bacteriano. Esta denominação refere-se à utilização pelas bactérias do material orgânico seja como fonte de energia ou como fonte material para a síntese de material celular. Quando o material orgânico é utilizado como fonte de energia, então ele é transformado em produtos estáveis num processo chamado catabolismo. No processo denominado anabolismo o material orgânico transforma-se e é incorporado na massa celular. O anabolismo é um processo que consome energia e somente é viável se o catabolismo estiver ocorrendo simultaneamente e fornecendo a energia necessária para a síntese do material celular. Por outro lado, o catabolismo somente é possível se estiver presente uma população de bactérias. Conclui-se que os pro-

cessos de catabolismo e anabolismo são interdependentes e que sempre ocorrem simultaneamente.

A parte catabólica do metabolismo bacteriano divide-se em dois processos fundamentalmente diferentes: 1) o catabolismo oxidativo e 2) o catabolismo fermentativo. O catabolismo oxidativo é uma reação redox na qual o material orgânico é o redutor. Este oxidante encontra-se também presente no meio líquido e pode ser oxigênio molecular, nitrato ou sulfato. O fermentativo caracteriza-se pelo fato de desenvolver-se na ausência de um oxidante. O processo resulta num rearranjo dos elétrons na molécula fermentada de tal modo que se formam pelo menos dois novos produtos. Estes novos produtos sofrem novo processo de fermentação e assim sucessivamente, até que se formem produtos estabilizados, ou seja, que não possam mais ser fermentados.

2.6. Fatores que Afetam o Desempenho de Reatores Anaeróbios

2.6.1. Fatores operacionais

Todo sistema de tratamento de esgotos domésticos pode ter seu rendimento afetado, em maior ou menor escala, pelas variações de vazão, pela composição desses esgotos e a natureza de seus constituintes bem como da retenção dos produtos da degradação, além das condições internas para desenvolvimento dos processos depurativos.

Em reatores anaeróbios o sucesso do processo está ligado a duas condições básicas: o sistema deve ter condições de garantir a permanência de grande massa de bactérias biodegradadoras anaeróbias ativas e de promover o contato intenso entre esta massa de microrganismos e o material a ser digerido.

No estudo dos diferentes processos que ocorrem durante a digestão anaeróbia dois fatores devem ser salientados como importantes. Primeiro, a remoção do material orgânico durante a fermentação ácida limita-se à liberação de hidrogênio, mas esta formação é limitada e somente cerca de 30% do material orgânico afluyente é convertido em metano pela via hidrogenotrófica. Deste modo, uma condição necessária para uma remoção eficiente de material orgânico em um sistema de tratamento anaeróbio é que a metanogênese acetotrófica desenvolva-se eficientemente. Em segundo lugar a fermentação ácida tende a causar um abaixamento do valor do pH, devido à produção de ácidos graxos voláteis e outros produtos intermediários. Entretanto, a metanogênese somente se desenvolverá quando o pH tiver um valor próximo ao ponto neutro ($\text{pH} = 7$). Portanto, se

por algum motivo a taxa de remoção de ácidos voláteis através da metanogênese não acompanhar a taxa de produção dos mesmos, pode surgir uma situação de instabilidade e, como consequência, a produção líquida de ácido resulta numa tendência de diminuição do valor do pH, o que poderá causar uma redução adicional da atividade metanogênica a um aumento da produção líquida de ácido. Este indesejável fenômeno denomina-se de *azedamento do reator*. Na prática este *azedamento* do conteúdo de um reator anaeróbio é a causa mais comum de falha operacional de sistemas anaeróbios. O perigo de azedamento pode ser evitado quando é mantido um equilíbrio entre as fermentações ácida e metanogênica, através da manutenção de uma capacidade metanogênica alta e quando se tem uma boa estabilidade do valor do pH através de uma alta capacidade de tamponação. No caso de esgoto doméstico geralmente a capacidade de tamponação é bastante grande para afastar o perigo de azedamento.

2.6.2. Tampões

Tampões são substâncias que fazem com que uma solução resista a mudanças de pH quando nela são adicionados ácidos ou bases ou estes se formam em seu meio. Em muitas situações, alterações no pH devem ser evitadas durante o desenvolvimento de um determinado processo, a presença de compostos com estas propriedades e em quantidades suficientes é essencial. Basicamente soluções tampões são formadas por misturas de ácidos fracos e seus sais ou bases fracas e seus correspondentes sais.

2.6.3. Alcalinidade

Alcalinidade é a capacidade da solução em neutralizar ácidos. A alcalinidade de águas naturais é devida principalmente ao sistema carbônico originado da dissolução de CO_2 atmosférico e da lixiviação de solos ricos em compostos carbonatados. Devido ao pH natural bicarbonatos representam a principal forma de alcalinidade no solo. Outros sais de ácidos fracos, tais como boratos, silicatos e fosfatos, devem estar presentes em águas naturais em pequenas quantidades. Uns poucos ácidos orgânicos que são resistentes à oxidação biológica, por exemplo, ácido húmico, formam sais que aumentam a alcalinidade de águas naturais.

Como a alcalinidade é originada de sais de ácidos fracos e bases fortes e tais substâncias atuam como tampões na resistência a quedas do pH quando há adição de áci-

dos, a alcalinidade é, assim, uma medida da capacidade de tamponação e, neste sentido, é um parâmetro muito usual na prática do tratamento de águas residuárias e de lodos. Embora nas águas naturais, em geral, a capacidade de tamponação seja devida principalmente à presença de sais de ácidos carbônicos, em águas residuárias outros sistemas de ácidos/bases fracos também podem estar presentes, aumentando a capacidade de tamponação. Por exemplo, em águas poluídas anaeróbias, sais de ácidos fracos tais com acético, propiônico e hidrossulfúrico, podem ser produzidos e também contribuiriam para a alcalinidade. Em outros casos, amônia ou hidróxidos devem fazer uma contribuição à alcalinidade total da água. Para essas águas, deve-se diferenciar da alcalinidade de bicarbonato por ser esta última, mais quantitativamente significativa para o grau de tamponamento.

2.7. Digestão Anaeróbia como Processo de Tratamento de Esgotos

Nestas três últimas décadas o tratamento anaeróbio tem aumentado em aplicações e recebido importantes contribuições da comunidade científica, no intuito de otimizar este tipo de tratamento e apresentá-lo como alternativa tecnicamente viável e economicamente vantajosa sobre outros processos tradicionais.

Os defensores desse tipo de tratamento freqüentemente citam como vantagens do processo anaeróbio que a degradação do material orgânico é acompanhada da produção de energia na forma de metano, enquanto que a produção de lodo é muito menor se comparada com processos aeróbios (67% de anabolismo neste contra apenas 30% no anaeróbio, segundo van Haandel, 1996). Devido às baixas taxas de crescimento das bactérias anaeróbias tem-se redução dos custos de transporte, de tratamento e de disposição final do lodo. O lodo produzido em excesso é altamente estabilizado e geralmente sua desidratabilidade é excelente. Não há custos de aeração, pois tratamentos anaeróbios não exigem a presença de oxigênio livre como os aeróbios (Sayed, 1987).

Independente desta recente evolução, a digestão anaeróbia já era aplicada desde o início do século para o tratamento de esgoto, mas a eficiência nos chamados sistemas clássicos, por exemplo tanques de Imhoff, fossas sépticas e lagoas anaeróbias, era muito menor que aquela nos sistemas aeróbios. A justificativa deste crescente interesse baseia-se no fato de que foram identificados dois pré-requisitos para o tratamento anaeróbio ser eficiente na remoção de sólidos em suspensão e da DBO: a contenção de uma grande

massa bacteriana anaeróbia imobilizada pela formação de flocos e grânulos e a promoção do contato intensivo entre o material afluyente e esta massa interna do sistema de tratamento.

A pesquisa intensificada a partir da década de setenta levou ao desenvolvimento de vários sistemas de tratamento anaeróbio, muito mais eficientes do que os sistemas clássicos. Em todos estes sistemas, chamados de segunda geração, existe um determinado mecanismo para reter o lodo de modo a se manter uma massa bacteriana grande no sistema. Enquanto isto, a intensificação do contato do líquido entre o afluyente e o lodo no sistema de tratamento foi substancialmente melhorada com a passagem do afluyente em fluxo ascendente em vez do tradicional escoamento horizontal.

2.8. Sistemas Anaeróbios de Alta Taxa

Nas últimas décadas, em virtude da crescente preocupação com o meio ambiente, os pesquisadores têm se dedicado à busca de alternativas de tratamento que associem, ao mesmo tempo, eficiência e economia, de modo que estas tecnologias possam ser empregadas nas áreas mais pobres do planeta. Nesta perspectiva e diante dos bons resultados obtidos com os modernos e eficientes sistemas de tratamentos anaeróbios, na busca da agilização e aperfeiçoamento destes, um dos mais estudados tem sido os sistemas anaeróbios de tratamento de alta taxa.

Estes processos de tratamento são apoiados no desenvolvimento de uma alta retenção de biomassa e na obtenção de um bom contato entre o esgoto e a camada de lodo formada (Sayed, 1987). Tratando-se de reatores de alta taxa, especificamente, as vantagens relevantes são que os sistemas anaeróbios podem ser implantados a custos mais baixos que os sistemas aeróbios, devido à simplicidade dos reatores normalmente utilizados, por não consumirem energia elétrica, por poderem ser localizados praticamente em qualquer lugar e em várias escalas, por suportarem altas taxas orgânicas, por produzirem pequenas quantidades de lodo, pelo fato dos microrganismos poderem permanecer longos períodos sem alimentação e por poderem ser combinados com sistemas de pós-tratamento, caso haja necessidade (Oliva, 1997).

A quantidade de sólidos suspensos no afluyente constitui-se em um fator de importância conceitual na configuração do sistema. Por exemplo reatores de alta taxa ascensional com intensa agitação hidráulica, não favorecem a retenção de sólidos suspensos,

pois os mesmos tendem a ser carregados para o efluente por causa de suas relativamente baixa densidade e velocidades de sedimentação, sendo, assim, inviabilizados para tratamento de esgotos muito diluídos, como no caso das águas residuárias domésticas.

Upflow anaerobic sludge blanket (UASB) e *anaerobic fixed film* (AFF) são tipos de reatores freqüentemente empregados para tratamento anaeróbio de águas residuárias com baixos teores de sólidos sedimentáveis (Jhung e Choi, 1994). AFF são reatores no qual o esgoto é forçado a atravessar um leito de material inerte, formado por pequenas peças, em geral pequenos seguimentos ocos de plástico rígido, cuja finalidade é multiplicar a superfície de contato do líquido com a biomassa desenvolvida e aderida às paredes. Os UASB são reatores de manta de lodo no qual o esgoto, em seu movimento ascendente no reator, atravessa uma camada de lodo biológico biodegradador. Hidraulicamente diferem dos AFF por não funcionarem com recirculação.

2.9. Reatores UASB

2.9.1. Histórico

Nos anos após o desenvolvimento dos sistemas de segunda geração o digestor anaeróbio de fluxo ascendente, UASB, tem se destacado por ser muito mais aplicado que os outros. Os UASB são reatores de manta de lodo no qual o esgoto afluente entra no fundo do reator e em seu movimento ascendente, atravessa uma camada de lodo biológico que se encontra em sua parte inferior, e passa por um separador de fases enquanto escoar em direção à superfície,.

O UASB que no Brasil inicialmente foi nomeado como Digestor Anaeróbio de Fluxo Ascendente (DAFA) foi desenvolvido na década de 70 pelo prof. Lettinga e sua equipe, na Universidade de Wageningen - Holanda. Saliente-se aqui, que a Holanda tem se destacado a partir do final dos anos 60 pelo substancial avanço na campo da tecnologia da clarificação de águas residuárias.

Inicialmente a tecnologia UASB foi desenvolvida para tratamento de águas residuárias industriais concentradas. A idéia de testar o processo UASB para tratamento de águas residuárias domésticas nasceu de discussões sobre tecnologias apropriadas para países em desenvolvimento e seus testes tiveram início em 1976 (Kooijmans *et al*, 1986). Aos poucos, este estudo foi sendo desenvolvido, principalmente para condições tropicais, com o pioneirismo do seu emprego em escala real feito em Cali, na Colômbia,

sob supervisão dos seus criadores, os holandeses. O sucesso em Cali deu impulso à credibilidade da tecnologia de modo que este tipo de reator também foi levado para às condições indianas e unidades operacionais foram instaladas e estão em funcionamento desde 1989, em Kanpur e Mirzapur, cidades às margens do Rio Ganges.

Hoje este tipo de reator encontra-se bastante difundido e tem sido aplicado para tratamento de muitos tipos de águas residuárias, sendo o aspecto essencial do processo a natureza da biomassa ativa (Quarmby e Forster, 1995).

2.9.2. Funcionamento

O reator UASB em sua coluna ascendente consiste de um leito de lodo, *sludge bed*, uma zona de sedimentação, *sludge blanket*, e o separador de fase, *gas-solid separator - GSS* (Narnoli e Mehrotra, 1996). Este separador de fases, um dispositivo característico do reator (van Haandel e Lettinga, 1994), tem a finalidade de dividir a zona de digestão (parte inferior), onde se encontra a manta de lodo responsável pela digestão anaeróbia, e a zona de sedimentação (parte superior). A água residuária, que segue uma trajetória ascendente dentro do reator, desde a sua parte mais baixa, atravessa a zona de digestão escoando a seguir pelas passagens do separador de fases e alcançando a zona de sedimentação.

A água residuária após entrar e ser distribuída pelo fundo do reator UASB, flui pela zona de digestão, onde se encontra o leito de lodo, ocorrendo a mistura do material orgânico nela presente com o lodo. Os sólidos orgânicos suspensos são quebrados, biodegradados e digeridos através de uma transformação anaeróbia, resultando na produção de biogás e no crescimento da biomassa bacteriana. O biogás segue em trajetória ascendente com o líquido, após este ultrapassar a camada de lodo, em direção ao separador de fases.

No separador de fases, a área disponível para o escoamento ascendente do líquido deve ser de tal forma que o líquido, ao se aproximar da superfície líquida livre, tenha sua velocidade progressivamente reduzida, de modo a ser superada pela velocidade de sedimentação das partículas, oriundas dos flocos de lodo arrastados pelas condições hidráulicas ou flotados. Isto possibilita que este material sólido que passa pelas aberturas no separador de fases, alcançando a zona superior do reator, possa se sedimentar sobre a superfície inclinada do separador de fases. Naturalmente que esta condição de-

penderá das condições hidráulicas do escoamento. Desse modo, o acúmulo sucessivo de sólidos implicará conseqüentemente, no aumento contínuo do peso desse material o qual, em um dado momento, tornar-se-á maior que a força de atrito e, então, deslizarão, voltando para a zona de digestão, na parte inferior do reator. Assim, a presença de uma zona de sedimentação acima do separador de fases resulta na retenção do lodo, permitindo a presença de uma grande massa na zona de digestão, enquanto se descarrega um efluente substancialmente livre de sólidos sedimentáveis (van Haandel e Lettinga, 1994).

Na parte interna do separador de fases fica a câmara de acumulação do biogás que se forma na zona de digestão. O projeto do UASB garante os dois pré-requisitos para digestão anaeróbia eficiente: a) através do escoamento ascensional do afluente passando pela camada de lodo, assegura-se um contato intenso entre o material orgânico e o lodo e b) o decantador interno garante a retenção de uma grande massa de lodo no reator (van Haandel e Catunda, 1995). Com o fluxo ascendente a estabilização da matéria orgânica ocorre na zona da manta de lodo, não havendo necessidade de dispositivos de mistura, pois esta é promovida pelo fluxo ascensional e pelas bolhas de gás (Oliva, 1997).

2.9.3. Formas

Os reatores anaeróbios de manta de lodo foram inicialmente concebidos para tratamento de efluentes industriais como estruturas cilíndricas ou prismático-retangulares, nos quais as áreas dos compartimentos de digestão e de decantação eram iguais, configurando-se, portanto, reatores de paredes verticais. A adaptação destes reatores para tratamento de águas residuárias de baixa concentração (como os esgotos domésticos) tem levado a diferentes configurações em função dos aspectos principais descritos a seguir.

A obrigatoriedade de dotar o reator anaeróbio de condições físicas que sejam favoráveis à imobilização em flocos ou grânulos da biomassa ativa ao mesmo tempo que garanta sua retenção dentro dele constitui-se no principal fator de estabelecimento da configuração adequada, visto que a desagregação ou perda de lodo já imobilizado em maior ou menor quantidade terá muito a ver com a paralela eficiência do reator.

A mistura e contato da matéria orgânica a ser biodegradada com a biomassa, a imobilização em colônias de massa viva e a sua retenção podem ser muito favorecidas

com a agitação promovida pela geração e movimentação ascensional do biogás, porém efluentes muito diluídos dependerão muito mais das condições hidráulicas em virtude da pequena produção gasosa.

Em relação à forma dos reatores em planta, estes podem ser circulares ou retangulares. Os reatores de seção circular são mais econômicos do ponto de vista estrutural, sendo mais utilizados para atendimento a pequenas populações, usualmente com uma unidade única. Para atendimento a populações maiores, quando a modulação se torna necessária, os reatores retangulares passam a ser mais indicados, uma vez que uma parede pode servir a dois módulos contíguos. A Figura 2.2 mostra esquematicamente as mais freqüentes formas de reatores UASB (Haandel e Lettinga, 1994).

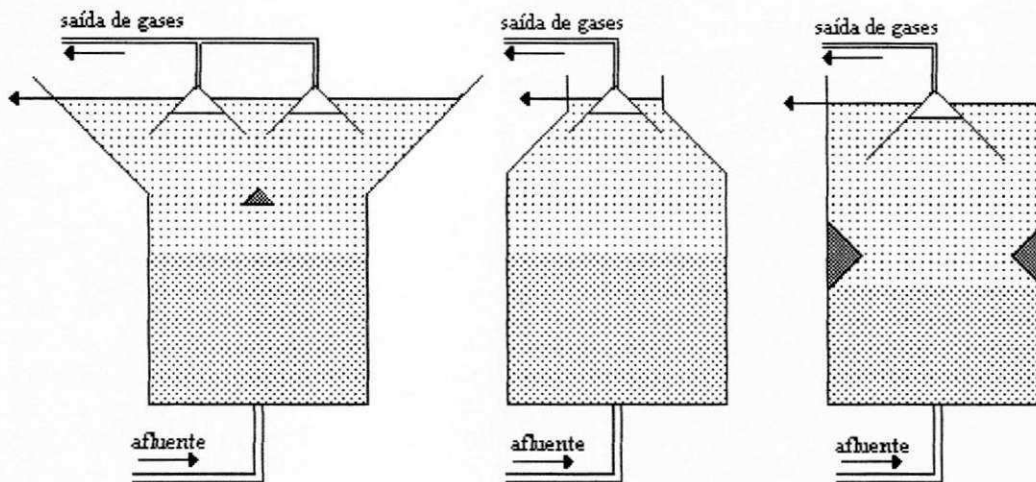


Figura 2.2 - Esquemas mais freqüentes de formas de reatores UASB

2.9.4. Critérios de Projeto

O sucesso de qualquer processo anaeróbio, especialmente os de alta taxa, depende fundamentalmente da manutenção dentro dos reatores, de uma biomassa adaptada com elevada atividade microbiológica e resistência a choques. Um dos aspectos mais importantes do processo anaeróbio através de reatores de manta de lodo é sua habilidade em desenvolver e manter um lodo de elevada atividade e de excelentes características de sedimentação. Para que isto ocorra, diversas medidas devem ser observadas em relação ao projeto e a operação do sistema.

No projeto de reatores tipo UASB tratando esgotos de baixa concentração, o dimensionamento é feito pelo critério de carga hidráulica, e não pela carga orgânica. Nesta situação, a velocidade ascendente nos compartimentos de digestão e de decantação passa a ser de fundamental importância: velocidades excessivas resultam na perda de biomassa do sistema reduzindo a estabilidade do processo. Como consequência, a altura do reator deve ser reduzida, aumentando-se a sua seção transversal, a fim de garantir a manutenção das velocidades ascensionais dentro das faixas adequadas.

A quantidade de esgotos aplicada diariamente ao reator, por unidade de volume deste, chama-se de carga hidráulica volumétrica. O tempo de detenção hidráulica é o inverso da carga hidráulica volumétrica. Estudos experimentais demonstraram que a carga volumétrica não deve ultrapassar o valor de $5,0 \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{dia}$, o que equivale a um tempo de detenção hidráulica mínimo de 4,8 horas ($1/5 \times 24$ horas).

O projeto de reatores com valores superiores de carga hidráulica (ou inferiores de tempo de detenção hidráulica) pode prejudicar o funcionamento do sistema em relação aos seguintes aspectos:

1. perda excessiva de biomassa do sistema, devido ao arraste do lodo com o efluente;
2. redução do tempo de retenção celular (idade do lodo) e consequente diminuição do grau de estabilização dos sólidos;
3. possibilidade de falha do sistema, uma vez que o tempo de permanência da biomassa no sistema pode ser inferior ao seu tempo de crescimento.

Pelo exposto anteriormente, o parâmetro TDH é de fundamental importância. Para temperaturas médias próximas de $20 \text{ }^\circ\text{C}$, o TDH pode variar de 6 a 16 horas, dependendo do tipo de despejo. Estudos em escala-piloto com reatores operados a uma temperatura média de $25 \text{ }^\circ\text{C}$, alimentados com esgoto doméstico com alcalinidade relativamente elevada, mostraram que TDH da ordem de 4 horas não afetam o desempenho desses reatores, nem a sua estabilidade operacional. Para esgotos domésticos sendo tratados na faixa de temperatura em torno de $20 \text{ }^\circ\text{C}$, tem-se adotado tempos de detenção hidráulica da ordem de 8 a 10 horas para a vazão média. O tempo de detenção para a vazão máxima não deve ser inferior a 4 horas, e os picos de vazão máxima não deverão prolongar-se por mais de 4 a 6 horas. No Quadro 2.1 são apresentadas algumas diretrizes para o

estabelecimento dos tempos de detenção hidráulica em projetos de reatores de manta de lodo tratando esgotos domésticos

Quadro 2.1 - Tempos de detenção hidráulica em reatores UASB

Temperatura do esgoto (°C)	TDH (h)	
	Média diária	Mínimo (durante 4 a 6 h)
16 – 19	> 10 – 14	7 – 9
20 – 26	> 6 – 9	4 – 6
> 26	>6	4

Fonte: Lettinga & Hulshoff Pol (1991)

Conhecendo-se a vazão de projeto o volume do reator é igual ao produto desta vazão pelo tempo médio de permanência desta vazão no interior do citado reator. Este tempo necessário para que um hipotético seguimento de fluxo atravessasse o reator chama-se de *Tempo de Detenção Hidráulica* – TDH.

2.9.5. Operacionalidade

Quanto às medidas para acompanhamento de um reator anaeróbio de manta de lodo, segundo Chernicharo *et al.*, 1997, o sistema de amostragem deve ser constituído por uma série de registros instalados ao longo da altura do compartimento de digestão a fim de possibilitar a monitoração do crescimento e da qualidade da biomassa no reator.

Uma das rotinas operacionais mais importantes neste sistema de tratamento consiste em avaliar a quantidade de biomassa presente no reator através da determinação do perfil dos sólidos e da massa de microrganismos presentes no sistema e a atividade metanogênica específica desta massa. Esse monitoramento possibilitará à operação maior controle sobre os sólidos do sistema, identificando a altura do leito de lodo no reator,

possibilitando o estabelecimento de estratégias de descarte (quantidade e frequência) e determinação dos pontos ideais de descarte do lodo, em função dos resultados dos testes de atividade metanogênica específica e das características do lodo. A avaliação do lodo anaeróbio também é importante no sentido de classificar o potencial da biomassa na conversão de substratos solúveis em metano e dióxido de carbono. Para que essa biomassa possa ser preservada e monitorada, torna-se necessário o desenvolvimento de técnicas para a avaliação da atividade microbiana dos reatores anaeróbios, notadamente as bactérias metanogênicas.

Para efeito de avaliação da situação interna recomenda-se a instalação de pontos de coleta de amostras construídos com tubulações dotadas de registros a partir da base do reator com as seguintes características: espaçamento de 50 centímetros com saídas de 40 ou 50 milímetros, controladas com registros de fechamento rápido tipo esfera.

Medidas de avaliação da concentração de sólidos voláteis podem ser efetuadas a partir da determinação das concentrações amostrais conseguidas nos pontos de coleta do reator possibilitam a estimativa da massa de microrganismos e a sua distribuição ao longo do reator, tanto por setores como no total da coluna.

Um aspecto operacional importante em um sistema com lodos em suspensão como no caso do reator UASB, é a descarga de lodo de excesso. A sistemática de descarte do lodo destina-se a extração periódica de parcela deste lodo, que cresce em excesso no reator, possibilitando também a retirada de material inerte que eventualmente venha a se acumular no fundo do reator.

Este descarte tem que obedecer duas recomendações básicas: a retirada deve ocorrer quando a capacidade de retenção do reator estiver exaurida e o residual deve ficar em um mínimo de modo que não haja prejuízo na continuidade do processo de digestão da matéria orgânica afluente. Devem ser previstos pelo menos dois pontos de descarte, um junto ao fundo e outro a aproximadamente 1,0 a 1,5 metro acima, dependendo da altura do compartimento de digestão, de forma a propiciar maior flexibilidade operacional. Recomenda-se tubos ou mangotes de 100 milímetros de diâmetro para escoamento do lodo de descarte.

2.9.6. Produção do lodo

Nos reatores tipo UASB, o controle do fluxo ascendente é essencial pois, a mistura e retenção da biomassa adequados, permitem que o lodo permaneça em suspensão com uma mobilidade limitada em um espaço na vertical do interior do reator. A mistura do afluente com essa biomassa é favorecida pela agitação hidráulica promovida pelo fluxo ascensional, por efeitos de convecção térmica e do movimento permanente de bolhas de gases produzidos no processo digestivo da atividade bacteriana. É provável que ocorram situações em que o movimento ascensional das bolhas gasosas seja o mais importante no processo de mistura.

Essa dinâmica é essencial para que o processo anaeróbio por meio desse tipo de reator de manta de lodo se desenvolva e se mantenha em elevada atividade e com ótima capacidade de sedimentação.

O desenvolvimento do lodo anaeróbio é resultante da transformação da matéria orgânica no sistema. Como este crescimento é contínuo, isto implica na necessidade periódica de descarte de parcela do volume de lodo acumulado, como certamente teria de ocorrer com qualquer outro sistema de tratamento de afluentes de águas residuárias, sob pena do processo perder eficiência na qualidade do efluente. Porém, justamente em função da baixa taxa do volume gerado no processo anaeróbio, cerca de 0,10 a 0,20 kg SST/ kg DQO_{afluente}, (Campos, 1999), entre outros, é neste aspecto que o sistema anaeróbio se torna mais vantajoso que os aeróbios.

Caso não haja uma boa separação das fases sólida-líquida, fazendo com que no reator permaneça a biomassa ao longo de toda sua coluna, e/ou não sejam feitos descartes periódicos adequados, haverá excesso de lodo perdido através do efluente, reduzindo a qualidade de seu efluente. O tempo de detenção hidráulica também é um fator importante nesta consideração e, na maioria das vezes, deve estar entre 6 e 10 horas (Campos, 1999).

Para que se tenha controle destes fatores negativos, faz-se necessária uma avaliação da DQO do efluente decantado. Este procedimento é obtido com a decantação desse efluente por uma hora em cone Imhoff por uma hora, sendo que este decantado deve produzir um valor de 40 a 20 % de valor da DQO do afluente (Campos, 1999).

A partir dos resultados operacionais dos reatores de Bucaramanga, Cali, CETESB e Kampur, foi obtida uma equação que representa a concentração de sólidos esperada para o efluente (Campos, 1999), representada da seguinte forma:

$$SS = (250 / TDH) + 10, \text{ onde}$$

SS - concentração de sólidos suspensos no efluente em mg/l,

TDH - Tempo de detenção hidráulica em horas e

250 e **10** são constantes empíricas.

2.9.7. Composição do lodo

Os microrganismos presentes em alta concentração no reator biológico, aderidos uns aos outros formam flocos ou grânulos sedimentáveis, denominados de lodo. A retenção do lodo no interior do reator origina uma espessa camada através da qual a matéria orgânica solúvel será biodegradada e o material particulado adsorvido. Posteriormente o material biodegradável particulado será estabilizado pelo lodo..

As partículas floculentas ou granulares distribuem-se ao longo da manta e, dependendo da agitação hidráulica no meio, podem apresentar uma manta com características homogêneas (lodo mais disperso e com muita mobilidade) ou claramente estratificada (lodo mais granulado e com densidades muito diferentes). Quanto mais granulado maior concentração de lodo no fundo do reator, formando camadas mais densas e estacionárias. A agitação hidráulica e a densidade mais homogênea são condições essenciais para um melhor desempenho da biomassa e sua expansão interna no reator. O grau de agitação definirá a expansão do leito de biomassa e a diferença de densidade determinará a formação ou não de camadas estacionárias dentro deste leito e junto ao fundo do reator.

Com relação ao fenômeno da granulação pode-se dizer que o lodo granulado é definido como uma biomassa com propriedades adequadas para os sistemas anaeróbios de fluxo ascendente, onde ocorre a metanogênese (Bezerra, 1998). Os grânulos que compõem esse lodo apresentam geralmente formato esférico, superfície bem definida e, no caso em estudo com diâmetros em torno de 5 milímetros, observados visualmente. Segundo Schmidt e Ahring (1996) e Chernicharo (1997) citados por Bezerra (1998), a formação dos grânulos estaria relacionada com fatores físicos, químicos e biológicos como:

- a) afluentes ricos em carboidratos e ácidos voláteis;

- b) à compressão gravitacional das partículas de lodo e a taxa de liberação de bio-gás;
- c) condições favoráveis para o crescimento de bactérias metanogênicas;
- d) velocidade ascensional do líquido através do manto de lodo.

Nos reatores UASB as camadas inferiores da biomassa invariavelmente são mais densas e estacionárias que as superiores, até mesmo como consequência da menor presença ou passagem de bolhas de gás à medida que se aprofunda mais o leito. O importante é que o mecanismo de entrada do afluente e a agitação hidráulica sejam suficientes para não favorecerem a formação de zonas mortas e o aparecimento de caminhos preferenciais ou curtos-circuitos hidráulicos, empobrecendo a mistura da matéria orgânica com a biomassa.

Independentemente da maior ou menor eficiência do reator, o lodo formado sempre terá uma fração de material inorgânico em função da flocculação de sólidos minerais suspensos presentes no afluente ou da presença de sais insolúveis gerados no interior do próprio reator. Essas partículas inertes normalmente se encontram envolvidas completamente por uma massa de bactérias, o que dificulta a quantificação da biomassa.

Embora haja diversos métodos para avaliar a quantidade e a atividade bacteriana em digestores anaeróbios, na maioria são bastante sofisticados e não podem ser adotados como parâmetros rotineiros para controle e monitoramento de reatores em operação em escala real, principalmente pela não disponibilidade de laboratório capacitado. Usualmente essa avaliação é desenvolvida por meio da determinação do perfil dos sólidos, partindo-se do princípio que a quantificação dos sólidos voláteis é uma medida bastante idealizadora da massa celular presente no interior do reator. As amostras de material coletadas em vários níveis de altura ao longo do reator e analisadas gravimetricamente, normalmente expressas em peso por volume (gSVT/ L), permitem a quantificação dessa massa e o estabelecimento do perfil de dispersão no seu interior.

2.9.8. Eficiência

O tratamento de esgotos utilizando reator UASB constitui um método eficiente e relativamente de baixo custo para se removerem matéria orgânica e sólidos em suspen-

são, diminuindo consideravelmente o potencial poluidor dos esgotos após o tratamento (Bezerra *et al.*, 1998).

Para um mesmo tempo de detenção a razão área/profundidade não influi marcadamente sobre a eficiência de remoção do material orgânico e a massa de sólidos voláteis varia muito pouco com o tempo de detenção e a configuração dos reatores (Sousa *et al.*, 1998).

Enquanto o reator não estiver cheio de lodo, uma parte do lodo produzido acumular-se-á no seu interior, enquanto outra parcela será descarregada junto com o afluente. Esta parte descarregada cresce com a redução do tempo de detenção hidráulica. Para evitar que o lodo produzido seja descarregado junto com o efluente, diminuindo a qualidade, periodicamente são executadas descargas de lodo de modo a aliviar o volume de material sólido acumulado no interior do reator. Normalmente a capacidade de digestão do lodo acumulado num reator UASB tratando esgoto doméstico é muito maior do que a carga orgânica de modo que se pode dar descargas grandes de lodo de excesso sem prejudicar a eficiência ou a estabilidade operacional do reator. Segundo Medeiros *et al.*, 1998, para tempos de detenção hidráulica de 4 a 8 horas é possível dar descargas de 50 a 60% da massa de lodo sem prejuízo do seu desempenho. Descargas de 80 % resultam numa redução temporária da eficiência de remoção da DQO e um aumento da concentração de ácidos voláteis no efluente, sem contudo ameaçar a estabilidade operacional.

O lodo também pode conter uma fração orgânica inerte que se origina da flocculação de matéria orgânica biodegradável, mas particulada presente no afluente e, dependendo das condições operacionais, é possível que apareçam no efluente juntamente com outras partículas não metabolizadas, resultante de inadequadas condições hidráulicas ou de população bacteriana insuficiente. Outro problema que pode afetar o rendimento é volume do resíduo endógeno que, sabe-se, cresce com o prolongamento do período de atividade da massa bacteriana.

2.9.9. Vantagens e desvantagens dos reatores UASB

À primeira vista, a grande vantagem de um UASB, relacionando com a sua eficiência de remoção de DBO e de sólidos, é o seu curto tempo de detenção hidráulica, em torno de 6 horas para remoção de cerca de 80 por cento da DBO e 75 por cento dos só-

lidos em suspensão! Em sistemas de lodo ativado e em lagoas de estabilização o tempo de permanência é da ordem de 12 a 24 h e de 20 a 30 dias respectivamente.

Segundo van Haandel e Catunda (1995), apoiados em estudos desenvolvidos com um reator em escala real, tratando os esgotos domésticos gerados pela população do Bairro do Pedregal, Campina Grande, Paraíba, além das vantagens inerentes dos processos anaeróbios, os reatores UASB podem se tornar uma opção viável pois podem ser aplicados em vários pontos da rede de esgoto, "pulverizando-se" assim o sistema de tratamento, o que reduz significativamente os custos de construção da rede coletora e de condutores de esgoto. Ainda segundo os mesmos autores, requerem menor área de construção (aproximadamente $0,01 \text{ m}^2$ por habitante (lagoas de estabilização necessitam de 3 ou 4 m^2 por habitante).

A razão área/profundidade não tem influência significativa sobre o seu desempenho, podendo os valores de área em planta e a profundidade serem determinados principalmente pelos custos de construção e as características do terreno disponível para sua construção (Sousa *et al.*, 1998).

O UASB não causa transtornos para a população beneficiada: O sistema é "invisível" (enterrado), não espalha odores e não causa proliferação de insetos (4) a produção de lodo biológico é pequena e o lodo de excesso já sai estabilizado e com concentração elevada, podendo ser secado diretamente em leitos de secagem. operação e manutenção são extremamente simples podendo ser feito por pessoal não especializado: precisa-se reter areia e desentupir tubulações obstruídas. A construção do UASB é simples podendo ser usados materiais e mão de obra locais. O custo de construção e de operação tendem a ser bem menores que os de outros sistemas de tratamento de esgoto (van Haandel e Catunda, 1996).

Porém, é de conhecimento geral que uma significativa desvantagem do UASB seria sua baixa eficiência quanto à remoção de patógenos e nutrientes, sendo isto bastante compreensível, considerando-se o baixo tempo de detenção hidráulica deste tipo de reator. Entretanto, já foi demonstrado que este tipo de reator pode ser usado, por exemplo, em combinação com lagoas de estabilização, podendo-se obter um efluente de boa qualidade higiênica em um sistema que ocupa menos que metade da área necessária para um sistema de lagoas convencionais (Dixo *et al.*, 1995). Por outro lado, a combinação do UASB com um sistema de lodo ativado permite obter uma qualidade excelente

do efluente, tendo-se menos que metade do volume de reatores, da produção de lodo e do consumo de oxigênio de um sistema convencional de lodo ativado. Dessa maneira, tanto no caso de se aplicar lagoas de estabilização como no caso de lodo ativado é sempre uma excelente providência ter um reator UASB como pré-tratamento de águas residuárias domésticas (Haandel e Catunda, 1995).

2.9.10. UASB como pré-tratamento

A aceitação do reator anaeróbio como principal unidade de tratamento, deve-se à constatação de que esta unidade pode remover em torno de 70 % da matéria orgânica sem dispêndio de energia externa ou adição de substâncias químicas. Assim unidades posteriores podem ser usadas sem cuidados prévios para remoção de parcelas remanescentes.

Estações mistas de tratamento de esgotos têm sido projetadas com muita frequência ultimamente e funcionado satisfatoriamente, com unidades anaeróbias seguidas de aeróbias, trazendo melhores resultados aliados a menores custos que as tradicionais exclusivamente aeróbias.

2.9.10.1. Com lodos ativados

Segundo van Haandel e Catunda (1996), no sistema de lodo ativado, a sobrecarga tem duas vertentes:

- a) a sobrecarga orgânica manifesta-se quando falta capacidade de aeração do sistema: a demanda de oxigênio para o metabolismo das bactérias é maior que a capacidade de transferência pelos aeradores;
- b) a sobrecarga hidráulica traz como consequência o fato de o decantador de lodo tornar-se ineficiente na separação das fases sólida e líquida, tendo-se perda de lodo no efluente tornando este de qualidade inferior por causa da presença de material sólido e biodegradável.

Devido ao bom desempenho do UASB, abre-se a possibilidade de se aumentar a capacidade de tratamento de sistemas de lodo ativado convencionais através da transformação do digestor de lodo em um UASB. Dependendo da idade de lodo no sistema de lodo ativado, o aumento da carga orgânica e da carga hidráulica que se pode aplicar

está na faixa de 2 a 3 vezes comparado com o sistema de lodo ativado convencional (van Haandel e Catunda, 1996).

2.9.10.2. Com lagoas de estabilização

O tratamento anaeróbio constitui um pré-tratamento eficiente para reduzir a área necessária para lagoas de estabilização (LEs). Em sistemas convencionais de lagoas de estabilização o pré-tratamento ocorre em uma lagoa anaeróbia (LAn). Esta unidade pode ser substituída com grandes vantagens econômicas, estéticas e ambientais por um digestor anaeróbio de fluxo ascendente. Segundo van Haandel e Catunda (1996), pode-se agrupar essas vantagens da seguinte forma.

Vantagens econômicas:

1. o tamanho da unidade de pré-tratamento é reduzido drasticamente: Para a mesma eficiência de remoção de material orgânico o UASB é 20 a 30 vezes menor que a LAn;
2. o sistema de LE que recebe o efluente do UASB é muito menor porque é factível aplicar o regime tubular;
3. vários sistemas UASB + LE podem ser construídos na mesma cidade, resultando em uma redução importante dos custos da rede de esgoto.

Vantagens estéticas:

1. o biogás produzido pode ser capturado no UASB e usado como fonte de energia ou simplesmente queimado, evitando maus odores oriundos da unidade;
2. o reator DAFA pode ser construído como uma unidade quase invisível e imperceptível, inserido harmonicamente na paisagem.

Vantagens ambientais:

1. metano é capturado e pode ser queimado, evitando-se a sua emissão para a atmosfera, onde contribuiria para o efeito estufa;
2. uma alta eficiência de remoção de patógenos é factível num sistema compacto;
3. sob condições adequadas (sol + temperatura elevada), tanto nitrogênio como fósforo podem ser removidos eficientemente sem necessidade de adição de substâncias químicas.

2.9.11. Variações de Vazão

A vazão de projeto é o parâmetro inicial mais importante para dimensionamento de uma unidade de tratamento de esgotos. No caso específico de reatores UASBs que operam a taxas elevadas (TDH entre 4 e 6 horas), variações bruscas de vazão podem levar a sobrecargas hidráulicas volumétricas, reduzindo o desempenho dessas unidades pois, quando há perdas de sólidos biológicos conseqüentemente há queda no rendimento do reator.

Especificamente, os sistemas coletores de esgotos domésticos são caracterizados por apresentarem significativas variações de vazão. Nos coletores de esgotos as flutuações mais interessantes para efeito de projeto são as horárias e dependem da simultaneidade das descargas e das distâncias a serem percorridas até às unidades de tratamento. As variações diárias e mensais, as quais estão diretamente relacionadas com a curva de consumo de água, dependem, pois, dos fatores que afetam o comportamento desta curva e com as possíveis infiltrações subterrâneas e ligações clandestinas de águas de origem pluvial.

Na entrada das estações de tratamento, em função da extensão da rede, estas flutuações podem estar amortecidas, considerando que, hidraulicamente, quanto maior o percurso maior será o amortecimento dos picos de vazão, associado à defasagem entre os pontos de contribuição distribuídos ao longo da rede coletora.

Porém, nem sempre é possível reunir todas as vazões em um só destino final a não ser que sejam projetados recalques de uma ou mais bacias de esgotamento para uma canalização a jusante (sistemas distritais), originando pulsos de vazões bombeadas que poderão ocorrer de forma simultânea com outros efluentes de elevatórias, alterando sensivelmente a vazão de trabalho da unidade de tratamento e reduzindo, pois, seu tempo de detenção e, conseqüentemente, seu rendimento.

Em geral, quando se deseja projetar sistemas de esgotos sanitários, recomenda-se que as variações de vazão sejam cuidadosamente avaliadas, através de dados de campo ou de dados de áreas com características semelhantes à desejada, ao invés de adotarem-se dados clássicos da literatura (Oliva, 1997).

CAPÍTULO 3

MATERIAL E MÉTODOS

3.0. Material e Métodos

Este capítulo apresentará um resumo descritivo do funcionamento e da operação do conjunto dos três reatores modelos, montados em paralelo segundo o esquema mostrado na Figura 3.3 e das análises desenvolvidas para avaliação do desempenho. Todas as análises físico-químicas feitas em laboratório foram desenvolvidas segundo métodos padrões recomendados no Standard Methods (APHA *et al.*, 1995).

3.1. Descrição das Instalações

Todo o ciclo da vazão, desde a captação do esgoto bruto até o destino final do esgoto tratado, foi executado pela estrutura física esquematizada na Figura 3.1.

O esgoto bruto era captado através de uma bomba submersa instalada dentro de um poço de visita de um interceptor da Companhia de Águas e Esgotos da Paraíba - CAGEPA, que passa ao lado das instalações do PROSAB, a cerca de 50 metros de onde estavam instalados os reatores da pesquisa. O esgoto assim coletado era bombeado intermitentemente para uma caixa de cimento-amianto com capacidade para armazenar 100 litros, dotada de uma bóia controladora de nível, e que funcionava como reservatório distribuidor para as diversas unidades que então estavam sendo ensaiadas.

No fundo da caixa, depois desta ser furada adequadamente, foi fixada uma peça em PVC, apropriada para saídas de caixa d'água, rosqueada e com flanges reguláveis, diâmetro de $\frac{3}{4}$ ", em cuja extremidade externa, logo abaixo da caixa distribuidora, foi conectado um registro de fechamento rápido. Este registro era destinado a fechamentos de emergência, como no caso de rompimentos imprevistos nas mangueiras do rotor da bomba hidráulica, ou para interrupção de vazões quando de manutenções preventivas como, por exemplo, quando da limpeza semanal dos sedimentos acumulados no interior da caixa.

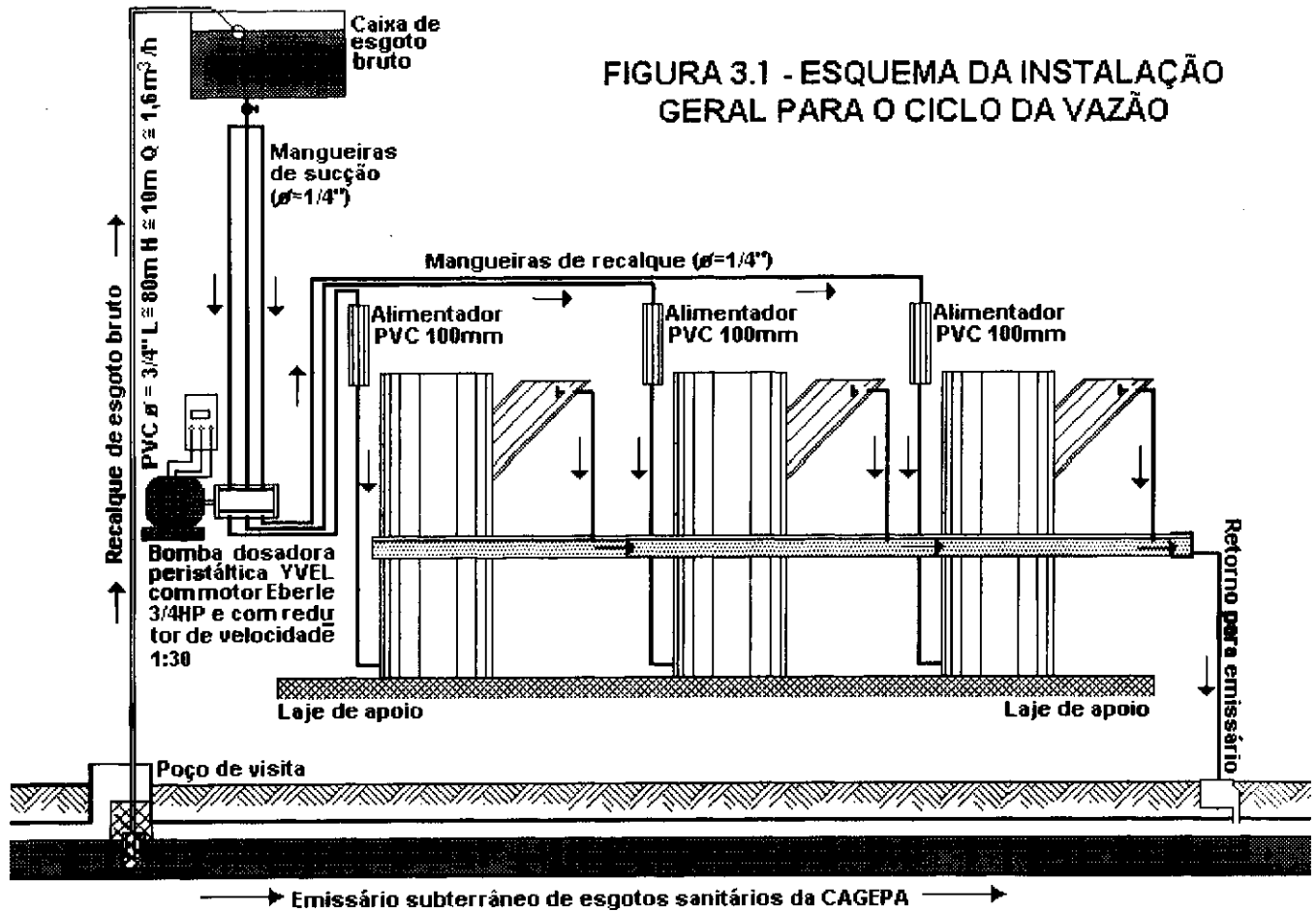


FIGURA 3.1 - ESQUEMA DA INSTALAÇÃO GERAL PARA O CICLO DA VAZÃO

A limpeza periódica destes sedimentos era indispensável em função de que seu acúmulo resultaria na formação de placas de sólidos que, devido à turbulência e ao peso próprio, naturalmente se desprenderiam das paredes do reservatório e, carreadas para as saídas no fundo da caixa, provocariam obstruções nas mangueiras transportadoras de vazão, a jusante do registro.

Uma mangueira flexível de 20mm (3/4") de diâmetro, conectada na saída do citado registro através de um niple e fixada com uma braçadeira de alumínio, transportava ao longo de uma descida de aproximadamente dois metros de extensão, praticamente na vertical, a vazão que passava pelo registro até próximo à bomba dosadora, onde se encontravam as bifurcações necessárias, construídas através de tês, curvas e nípeis, convertendo-se em sete canais a serem trabalhados pelo rotor de modo que cada um deles recalcasse aproximadamente uma vazão unitária "Q". Em cada bifurcação foi instalada uma torneira tipo de jardim que, ao mesmo tempo em que eram utilizadas para manobras de fechamentos eventuais, serviam para reduzir o diâmetro da mangueira de descida (3/4") para os das mangueiras do rotor (1/4").

Os sete canais que passavam pelo rotor, aproximadamente com a mesma vazão individual, eram constituídos de mangueiras de 1/4", em silicone, de modo que ao mesmo tempo em que fossem bastante flexíveis e elásticas, também oferecessem resistência ao atrito com os rolos giratórios do rotor. O atrito entre as mangueiras e os rolos giratórios era suavizado com uma mistura de graxa e óleo lubrificante, sistematicamente "pincelada" sobre as áreas de contato entre rolos e mangueiras. Estas mangueiras eram tensionadas para dar a mesma vazão unitária "Q". A Figura 3.2 ilustra os fluxos de vazão afluentes e efluentes para cada reator.

Após passagem pelo rotor os efluentes dos canais eram encaminhados por uma mangueira flexível comum, também de 1/4", para os respectivos reatores, da seguinte forma:

- a) o efluente do primeiro canal era conectado a uma mangueira de 1/4" que seguia até o primeiro reator;
- b) dois outros efluentes eram reunidos logo após a saída do rotor através de um tê de cobre para uma segunda mangueira de 1/4", com esta subindo para o segundo reator transportando uma vazão 2Q;

- c) os quatro restantes eram reunidos dois a dois, através de dois tês paralelos seguidos de mais um em série com aqueles, de modo que deste saía uma mangueira, também de $\frac{1}{4}$ "', transportando a vazão $4Q$ para o terceiro reator.

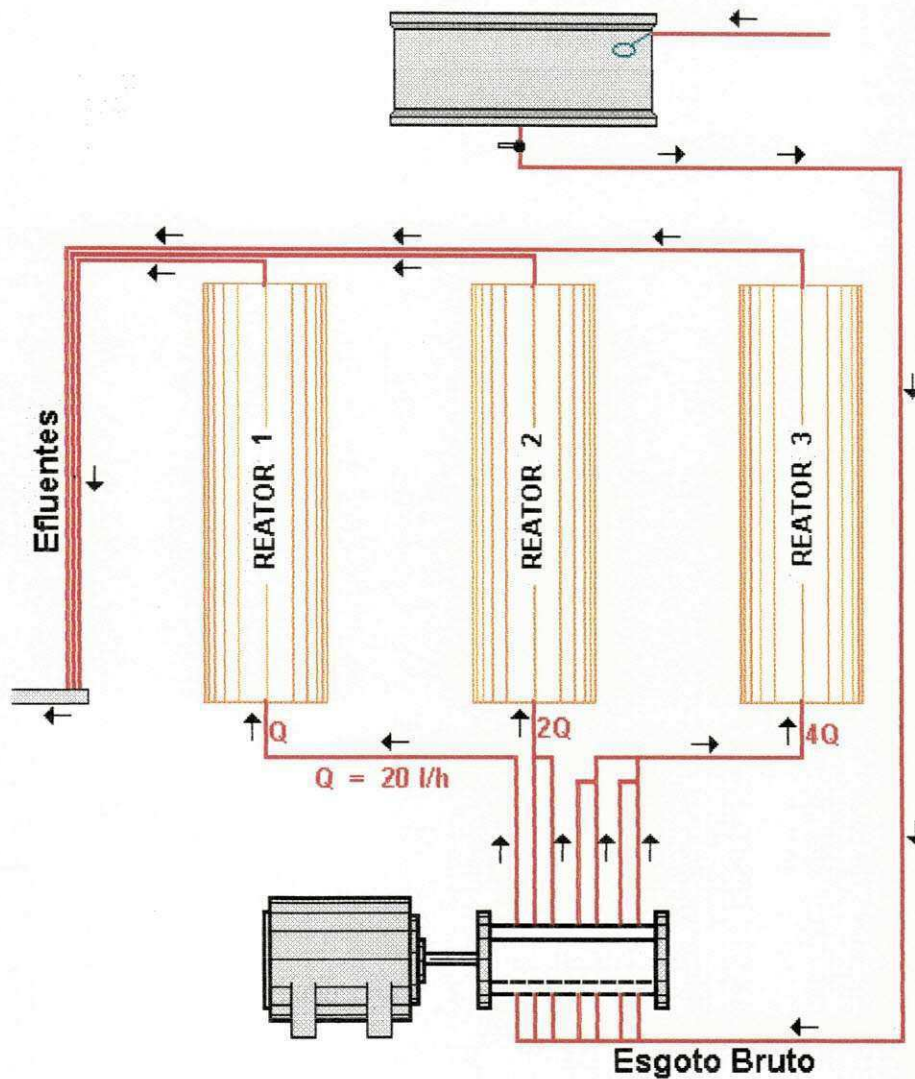


FIGURA 3.2 - ESQUEMA DO FUNCIONAMENTO DO RECALQUE LOCALIZADO PARA CADA REATOR

Estes efluentes afluíam para uma caixa de passagem cuja base estava situada cerca de cinco centímetros acima do nível de saída do reator correspondente, de modo que garantisse o mesmo nível de pressão na entrada de cada reator e evitar perda de lodo caso, em situação diversa, ocorresse um rompimento de alguma mangueira do sistema de alimentação. Esta caixa foi construída em tubo de PVC branco, 100mm de diâmetro por 50cm de altura, com fundo fechado com cap, este com um furo central onde foi soldado um nípel com ponta serrada. Na extremidade não serrada do nípel, voltada para fora da caixa, foi fixada com uma braçadeira de alumínio, a entrada de uma mangueira de $\frac{3}{4}$ " de diâmetro, a qual descia verticalmente até a entrada do reator, à altura da sua base.

Com o funcionamento contínuo da bomba de alimentação, a sistemática para interromper a alimentação de cada reator consistia na simples retirada da mangueira do afluente da caixa de passagem, conectando-a ao reservatório distribuidor promovendo desta forma, uma inconseqüente recirculação do esgoto bruto pelo reservatório distribuidor, durante o tempo em que o correspondente reator estivesse fora de serviço.

O esgoto entrava pela parte inferior do reator, cinco centímetros acima do piso, onde passava por uma torneira de fechamento rápido para manobras emergenciais ou de interrupções propositais, após descer da caixa de passagem, por uma mangueira flexível de $\frac{3}{4}$ ". Entrando no reator, o líquido seguia uma trajetória ascendente até o ponto de descarga do efluente, situado na extremidade superior de uma derivação de 45° na forma de um braço, na lateral do reator. Durante essa trajetória interna, processos físicos de separação sólido-líquido e gás-líquido eram desenvolvidos continuamente: a ocasional massa acumulada por sedimentação ao longo do braço deslizava de volta ao reator, enquanto o líquido era descarregado como efluente. As bolhas de biogás liberadas da massa de lodo interna seguiam sua ascensão vertical através do volume líquido contido no reator até escapar para a atmosfera pela extremidade superior aberta, sem penetrar, indevidamente, no espaço interno do braço de cada um deles.

3.2. Os Reatores UASB

Como reatores UASB regularmente são projetados com uma profundidade útil de 4 a 6 metros com um tempo de detenção de 4 a 8 horas, nesta investigação experi-

mental foram usados três unidades em escala piloto, de quatro metros de altura por 200 milímetros de diâmetro, com um volume útil de 127 litros cada.

Construídos com tubos PVC para coletores públicos de esgoto sanitário, de 200 milímetros de diâmetro, com seis pontos de amostragem ao longo de quatro metros de altura, distinguiam-se dos convencionais por terem um separador de fases, próximo à extremidade superior, na forma de uma derivação lateral (denominada de *braço*) também em PVC, mas de 150mm, conectado ao reator a um ângulo de 45°. A Figura 3.3 ilustra a configuração dos reatores e a disposição dos pontos de amostragem. Este modelo foi construído pela Empresa Cunha e Melo, especializada na fabricação de peças especiais em ferro, plástico e fibra de vidro e estabelecida no Distrito Industrial de Campina Grande.

A alimentação dos reatores era feita por uma bomba do tipo peristáltica, fabricada por outra indústria campinense, a Yvel, com motor da marca Eberle (1/3 HP, 3 fases) com redutor de velocidade de 1:30.

3.3. Descrição da Operação

Todo o trabalho foi desenvolvido em duas etapas, sendo a primeira iniciada no final de novembro de 1997 e encerrada no início de fevereiro de 1998. Na primeira etapa, inicialmente, foi feita uma inoculação em cada um dos reatores, com lodo oriundo de limpezas de fossas sépticas da cidade de Campina Grande. O lodo utilizado como inóculo não foi submetido a análises qualitativa e quantitativa.

Ao longo da pesquisa, procurou-se acompanhar a variação da massa de lodo dentro de cada um dos reatores, bem como o seu descarte junto ao efluente, pressupondo que poderia haver uma redução progressiva do lodo nos reatores de maior velocidade de ascensão, ou seja, com menor período de detenção hidráulica (TDH), em virtude de um possível arraste de sólidos pelo efluente.

Com o objetivo de verificar o desempenho de reatores UASB quando submetidos a variações bruscas de vazão, em cada etapa da investigação experimental, os três reatores foram alimentados com o mesmo volume diário de esgoto em cada etapa (diferente em cada etapa), mas com vazões diferentes, resultando em carreiras de alimentação também diferentes.

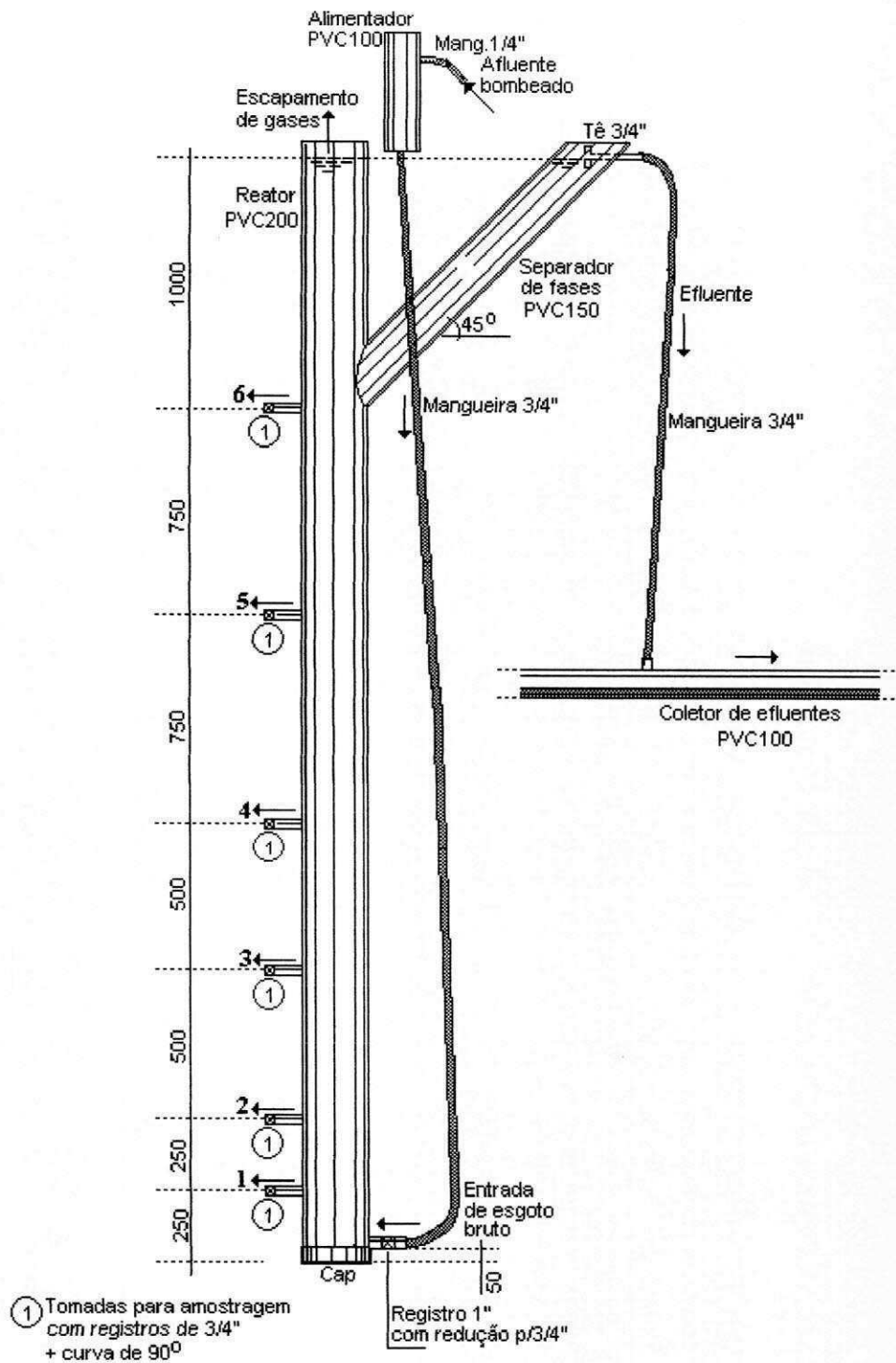


Figura 3.3 – Esquema de instalação de um reator
(dimensões em milímetros)

Na primeira etapa os reatores trabalharam sob regime de alimentação da seguinte forma: R1 (TDH = 6 h) continuamente, R2 (TDH = 3 h) por 12 horas consecutivas seguidas de 12 horas parado e R3 (TDH = 1,5 h) trabalhando continuamente durante 6 horas e ficando parado durante as 18 horas seguintes.

A segunda etapa, desenvolvida do final de março ao final de maio de 1998, foi iniciada após ser dada uma descarga parcial em cada reator a partir da torneira de coleta de amostras número 4 (Figura 3.3), numa tentativa de que esta etapa fosse iniciada com todos os reatores contendo a mesma carga inicial de lodo. Para uma melhor resposta a esta intenção foi feita uma agitação prévia da massa líquüefeita no interior cada reator, de modo que o líquido esgotado também carresse lodo, não sendo esgotado apenas o sobrenadante e, como conseqüência, a massa de lodo retida abaixo da tomada número 4 fosse similar entre os três reatores. Nesta etapa os reatores trabalharam da seguinte forma: R1 (TDH = 3 h) continuamente, R2 (TDH = 1,5 h) por 12 horas consecutivas, seguidas de 12 horas parado e R3 (TDH = 0,75 h) trabalhando continuamente durante 6 horas e ficando parado durante as 18 horas seguintes. Como na primeira etapa, todos trabalhando o mesmo volume de esgotos diariamente, porém com carreiras de alimentação diferentes.

A Tabela 3.1 mostra as vazões resultantes da operação com alimentação contínua (Q para R1) e intermitentes (2Q para R2 e 4Q para R3), para cada etapa da investigação bem como o TDH resultante.

Tabela 3.1: Resumo das condições operacionais nos três reatores durante a investigação experimental.

ETAPAS	VAZÕES (l/h)			TDH MOMENTÂNEO (h)		
	R1	R2	R3	R1	R2	R3
1 - TDH média = 6 h	21	42	84	6	3	1,5
2 - TDH média = 3 h	42	84	168	3	1,5	0,75

Em ambas as etapas R2 e R3 eram ligados simultaneamente no início do expediente, entre 7 e 8 horas da manhã. R1, no caso, trabalhou sempre continuamente. Além da melhor trabalhabilidade do horário, já se sabia que, normalmente, seria no horário da manhã em que o esgoto seria mais concentrado resultando numa maior carga orgânica.

Durante toda a investigação usou-se como afluente esgoto bruto da cidade de Campina Grande, bombeado do emissário que passa pelo terreno onde se realizou a investigação experimental. Usou-se bombas dosadoras para manter as diferentes vazões para os reatores UASB. Não se aplicou nenhuma substância química que pudesse mudar a natureza do esgoto bruto. Operou-se os três reatores durante um período que levasse ao estabelecimento de uma massa de lodo constante no interior de cada um deles. Não foram aplicadas descargas intencionais de lodo de excesso, porém parcela do lodo produzido diariamente no reator era perdido pelo efluente através de descargas intermitentes de lodo, ocorrência natural neste tipo de reator.

Resumindo para melhor percepção do efeito da variação descrita, inicialmente se trabalhou com três reatores operando de modo a manter, numa primeira etapa, um TDH médio diário de 6 horas (Figura 3.4) aplicando-se as seguintes vazões:

- a) 1º Reator - operação contínua com vazão $Q \cong 21$ litros por hora (TDH = 6 h);
- b) 2º Reator - operação alternada com 12 horas sem alimentação seguidas de 12 horas de funcionamento com vazão $2Q \cong 42$ l/h;
- c) 3º Reator - operação com 18 horas sem alimentação seguidas de 6 horas com vazão $4Q \cong 84$ l/h (ver Figura 3.4).

Numa segunda etapa, a pesquisa continuou com o estudo do comportamento das unidades citadas, porém operados com tempos de permanência médios diários de 3 horas (Figura 3.5), implicando nas seguintes vazões operacionais:

- a) 1º Reator - operação contínua com vazão $Q \cong 42$ l/h (TDH = 3 h);
- b) 2º Reator - operação alternada com 12 horas sem alimentação seguidas de 12 horas de funcionamento com vazão $2Q \cong 84$ l/h, ou seja, TDH = 1,5 h;

c) 3º Reator - operação com 18 horas sem alimentação seguidas de 6 horas com vazão $4Q \cong 168$ l/h, ou seja, $TDH = 0,75$ h. (ver Figura 3.5);

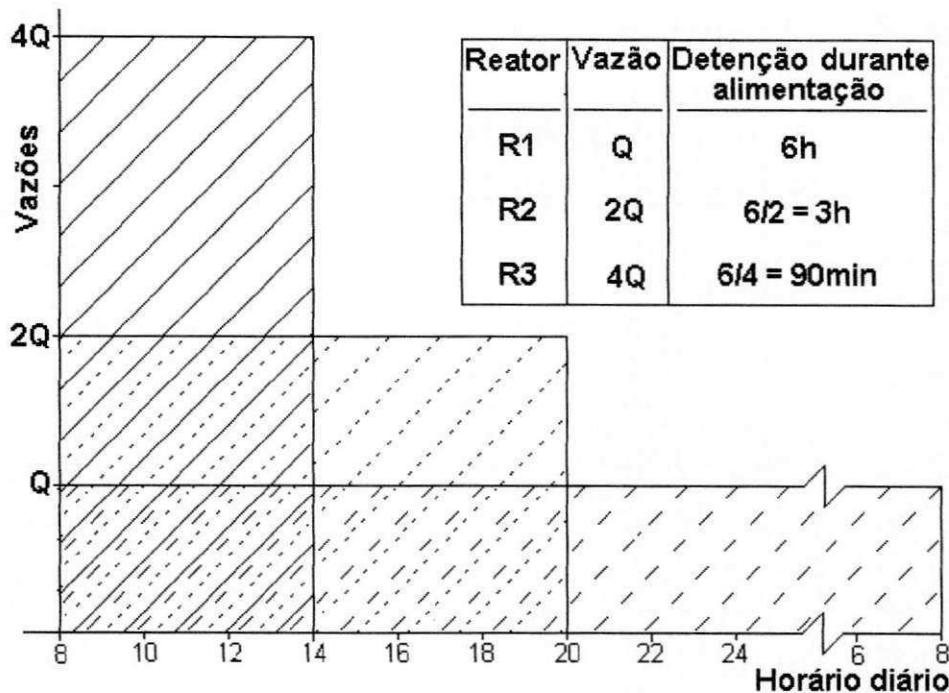


Figura 3.4 - Sistemática de funcionamento na 1ª etapa

3.4. Investigação

Para caracterizar o desempenho dos reatores UASB foram determinados basicamente três aspectos:

1. A eficiência da digestão anaeróbia propriamente dita, medida pela porcentagem de remoção da DQO do afluente;
2. A massa, composição e produção de lodo determinadas a partir dos perfis de concentração nos reatores e a concentração de lodo no efluente;
3. A estabilidade operacional determinada a partir da determinação do pH e medições esporádicas dos ácidos voláteis no efluente.

Todas as análises desenvolvidas no laboratório, determinação da temperatura, pH, sólidos e DQO, foram realizadas segundo orientação do Standard Methods (APHA *et al.*, 1995).

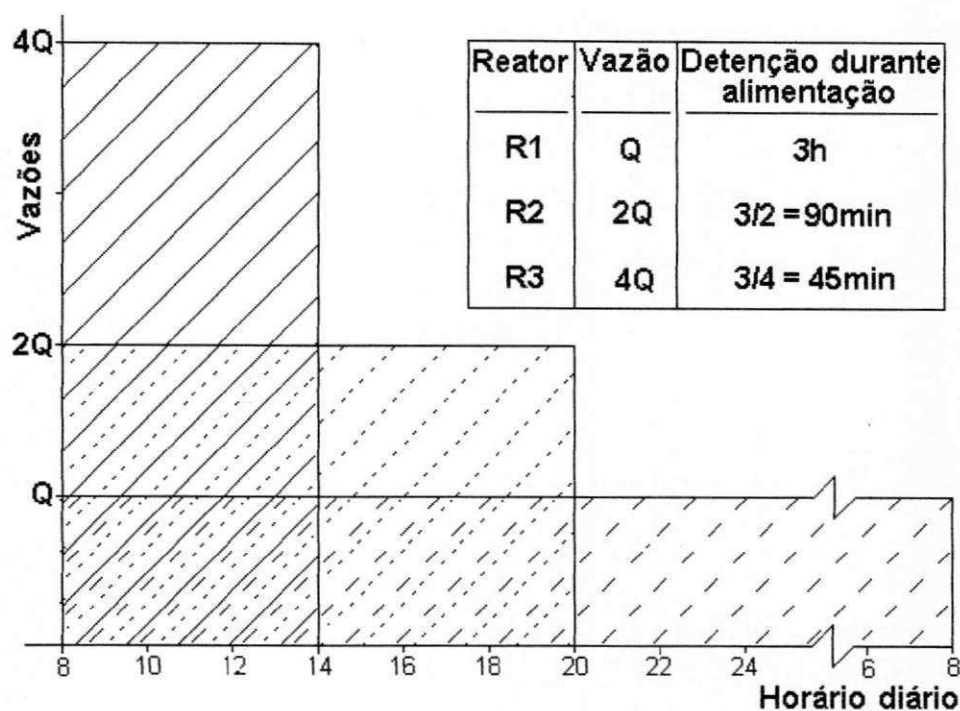


Figura 3.5 - Sistemática de funcionamento na 2ª etapa

3.5. Remoção da DQO

A eficiência de remoção da DQO era determinada a partir da sua concentração no efluente e no afluente. Especificou-se que o momento da amostragem do efluente seria no fim do período de alimentação do terceiro reator (com maior intensidade de variação da vazão), esperando-se neste momento o resultado mais desfavorável em termos da concentração da DQO do efluente.

Os valores da DQO afluente foram corrigidos, multiplicando-se por um fator determinado a partir de valores médios da DQO de amostras pontuais, tomadas de duas em duas horas, durante perfis de 24 horas seguidas

3.6. Massa e Composição do Lodo

A massa de lodo nos reatores era determinada a partir da concentração de lodo em amostras retiradas nos 6 pontos de amostragem colocados ao longo da altura dos reatores UASB.

3.7. Medição e Controle das Vazões

As vazões afluentes aos reatores eram controladas ao longo do dia com uma frequência média de três vezes, através do uso de *bequers* plásticos de um litro para coleta do efluente e de uma proveta plástica graduada de 1000ml para determinação do volume coletado por minuto. Quando observado que a vazão não estava em conformidade com a pre-estabelecida, procedia-se a correção pelo ajustamento da tensão das mangueiras de silicone (canais do rotor) da bomba dosadora. Quanto mais tensionada cada mangueira significava mais vazão, assim se, por exemplo, se uma vazão estivesse acima da pretendida, folgava-se convenientemente as mangueiras correspondentes.

3.8. Coleta das Amostras

3.8.1. Coleta de amostras nos pontos de amostragem do reator

O procedimento desta coleta seguiu a seguinte orientação:

- esgotamento de cerca de 200 ml pela torneira mais alta para retirar o volume estacionário retido no interior da torneira e recolhido em um balde de 10 litros e, assim, favorecer a qualidade representativa da amostra captada a seguir do interior do reator;
- em seguida era retirada uma amostra com cerca de 150 a 200 ml, acondicionada em copos Macropac, 220 ml, atóxico e resistentes a temperaturas de até 160 °C, devidamente tampados;
- repetição da seqüência para os demais cinco pontos, de cima para baixo;
- reposição no reator de todo o volume "estacionário" retirado das torneiras e acumulado no balde, através do alimentador do reator.

3.8.2. Coleta de efluentes

Diretamente na saída do reator no volume e vasilhame adequados às necessidades.

3.8.3. Coleta de esgoto bruto

Diretamente na entrada do canal da bomba que alimentava o reator R1, visando a obtenção de uma amostra que realmente estaria entrando nos reatores, também no volume e vasilhame adequados às necessidades.

3.9. Laboratório

3.9.1. Temperatura e pH

Uso de pHmeter ORION model 230A auxiliado com um agitador VARIO-MAC Electronicrührer compact – HP1.

3.9.2. Sólidos totais

Seguindo a orientação do Standard Methods (APHA *et al.*, 1995) e com a utilização dos seguintes equipamentos:

- estufa QUIMIS modelo Q.317B.142 e estufa ORION 575A da Fanem do Brasil;
- balança SARTORIUS Research;
- banho-maria QUIMIS Aparelhos Científicos Ltda, Modelo Q.334.28, 60 Hz, 8 bocas;
- mufla THERMOLYNE, Mod. 62700;
- bomba de vácuo PALMER, da Ind. Mec. Primar Ltda, 11/220v, 1720 rpm.

3.9.3. Sólidos sedimentáveis

Seguindo a orientação do Standard Methods (APHA *et al.*, 1995) e com a utilização de cones Imhoff VIDROLABOR de 1000ml, da Thermex.

3.9.4. DQO

Seguindo a orientação do Standard Methods (APHA *et al.*, 1995) e com a utilização de uma estufa COLE PARMER Mod.05015-56.

CAPÍTULO 4

APRESENTAÇÃO DOS RESULTADOS

4. Apresentação dos Resultados

O tratamento anaeróbio de águas residuárias limita-se essencialmente à remoção de sólidos suspensos e material orgânico. Assim, o bom desempenho de reatores tipo UASB no tratamento de águas residuárias está relacionado à quantidade e qualidade do lodo retido nesses reatores. Na investigação experimental da qual resultou esta dissertação de mestrado, procurou-se acompanhar o comportamento de reatores UASB, submetidos a variações severas de vazão, quanto a:

1. o conteúdo de sólidos (lodo) nos reatores;
2. a concentração de sólidos suspensos no efluente;
3. a eficiência de remoção de matéria orgânica em termos de DQO;
4. a estabilidade do pH.

Neste capítulo serão apresentados os resultados de dois experimentos consecutivos definidos como Etapas 1 e 2, caracterizadas pelo dimensionamento da vazão afluente para dois tempos de detenção hidráulica (TDH) média, a saber, 6 e 3 horas respectivamente.

4.1. Etapa I

Para o desenvolvimento da Etapa 1, que correspondeu ao experimento realizado de novembro de 1997 a fevereiro de 1998, os reatores R1, R2 e R3 foram previamente inoculados com lodo anaeróbio coletado de fossas sépticas. Após a inoculação, os reatores passaram a ser alimentados com esgoto bruto coletado diretamente do interceptor de esgotos sanitários do canal do Prado da cidade de Campina Grande com vazões pré-estabelecidas, conforme descrito no Capítulo 3 (Material e Métodos). Quando recebiam essa vazão, os reatores operaram com um TDH 6, 3 e 1,5 horas, respectivamente aos reatores R1, R2 e R3. Apresenta-se, a seguir, os resultados dos parâmetros monitorados durante o experimento. Vale salientar que, durante toda a pesquisa não houve descarga convencional de lodo, de maneira que a massa do lodo descarregada no efluente representou a produção no reator.

4.1.1. Sólidos

4.1.1.1. Sólidos nos reatores

Para os reatores R1, R2 e R3 os valores da concentração média dos sólidos totais com a respectiva parcela de voláteis bem como a evolução da quantidade total de lodo, ao longo da Etapa 1, estão apresentados na Tabela 4.1. Em R1, tempo de detenção hidráulica de 6 horas, verificou-se um crescimento quantitativo de sólidos no interior do reator, aumentando de 2,33 kg (após a 1ª semana de operação) para 3,16 kg, ao longo de, aproximadamente, 80 dias. Nos reatores R2 e R3 com TDH de 3 horas e 1,5 hora respectivamente, observa-se uma diminuição da massa inicial de lodo (ou sólidos), apresentando uma tendência de recuperação a partir da sexta semana em ambos os reatores (Tabela 4.1 e Figuras 4.1a e 4.1b). Pode-se dizer que, após um comportamento inicial instável, os três reatores mostraram uma tendência de reter massa de lodo.

TABELA 4.1 – DADOS DE CONCENTRAÇÕES E PESOS DOS SÓLIDOS TOTAIS E VOLÁTEIS DENTRO DOS REATORES

ETAPA 1	R1			R2			R3		
DATA	ST (kg)	CST (mg/l)	STV %	ST (kg)	CST (mg/l)	STV %	ST (kg)	CST (mg/l)	STV %
23.11	2,3270	18323	58	3,5760	28157	57	3,6730	28921	57
05.12	2,7210	21425	59	3,5440	27906	56	3,3680	26520	60
12.12	2,5549	20117	58	3,4338	27038	55	3,2797	25824	59
04.01	2,4844	19562	49	3,1386	24713	53	3,2992	25978	53
09.01	2,5111	19772	52	3,1838	25069	48	3,5247	27754	52
19.01	2,9382	23135	55	3,0539	24046	44	3,5452	27915	53
29.01	2,9077	22895	61	3,9801	31339	56	3,9775	31319	53
05.02	3,1624	24901	62	3,5461	27922	53	3,9613	31191	62
MÉDIA	2,7542	21687	57	3,3549	26417	53	3,5651	28072	56

ST - peso total de sólidos no reator

CST – concentração média de sólidos totais;

STV - porcentagem média de sólidos totais voláteis.

Quanto à composição deste lodo, o teor volátil não foi sensivelmente diferente nos três reatores. Em média, 57 % de sólidos em R1 e R3 e 52 % em R2, com os valores

parciais não se afastando significativamente desta média, conforme mostrado na Figura 4.1b.

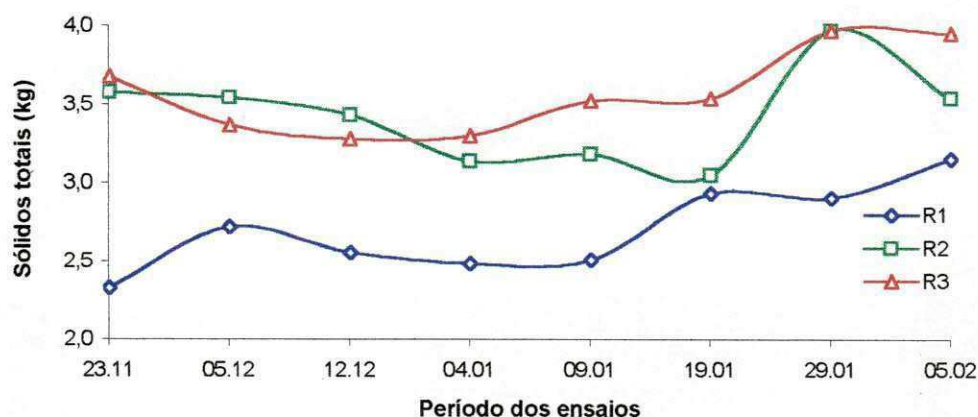


FIGURA 4.1a – Comportamento da variação da quantidade de sólidos totais no interior dos reatores

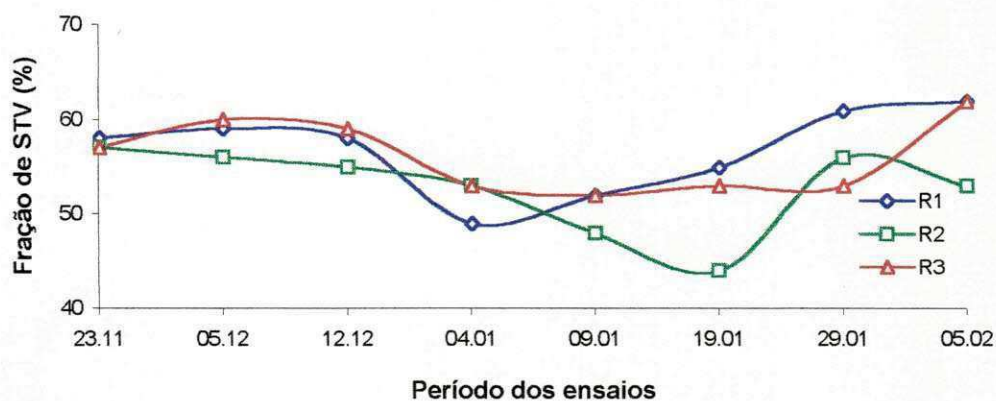


FIGURA 4.1b – Comportamento da fração dos sólidos totais voláteis no interior dos reatores

4.1.1.2. Comportamento no interior dos reatores

Na etapa 1, com a alimentação dos reatores R2 e R3 parada foi observado que a retomada diária do funcionamento (em torno de 8 horas da manhã) dava-se com os sólidos concentrados nos quatro primeiros pontos de coleta das amostras (até altura de 1,50 m), ou seja, com o reator parado os sólidos sedimentaram, ocupando os primeiros dois metros do reator. Este comportamento pode ser melhor observado no R3 quando isso ficou bem definido (Figura 4.2a), com os ST variando dentro de uma faixa flutu-

ante de 40 a 75 g/l nas tomadas de número 1 a 4, com concentrações relativamente semelhantes e desprezíveis nos pontos 5 e 6, enquanto que no R2 verificou-se um comportamento similar, porém com alguma instabilidade nas amostras coletadas nos pontos 3 e 4 (Figura 4.2b). Observe-se a superposição da curva 3.6 pela 3.5 em ambas situações.

Quanto aos sólidos voláteis o comportamento foi semelhante ao apresentado para os sólidos totais. Porém, pode-se observar que a fração de sólidos voláteis foi menor em amostras coletadas nos pontos mais altos de cada reator, como mostrado nas Figuras 4.2c e 4.2d, cerca de 30 a 40 % em média nos pontos 5 e 6 contra 50 a 60 % nos pontos 1, 2, 3 e 4.

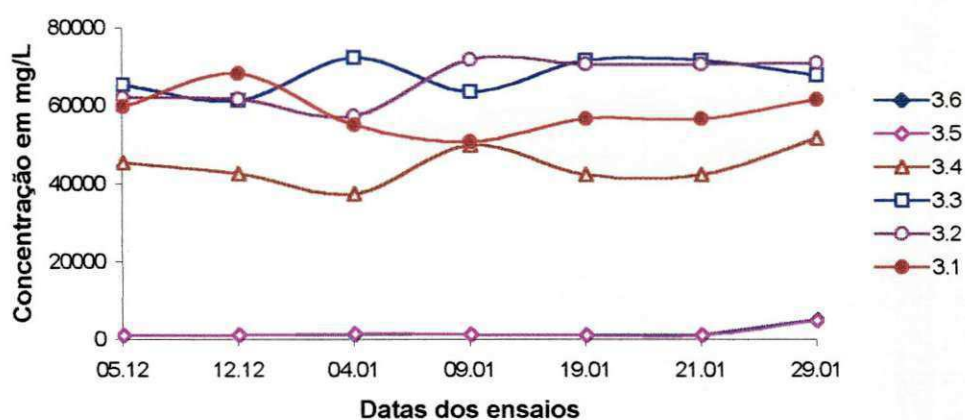


Figura 4.2a - Variação da concentração de sólidos totais no R3 parado

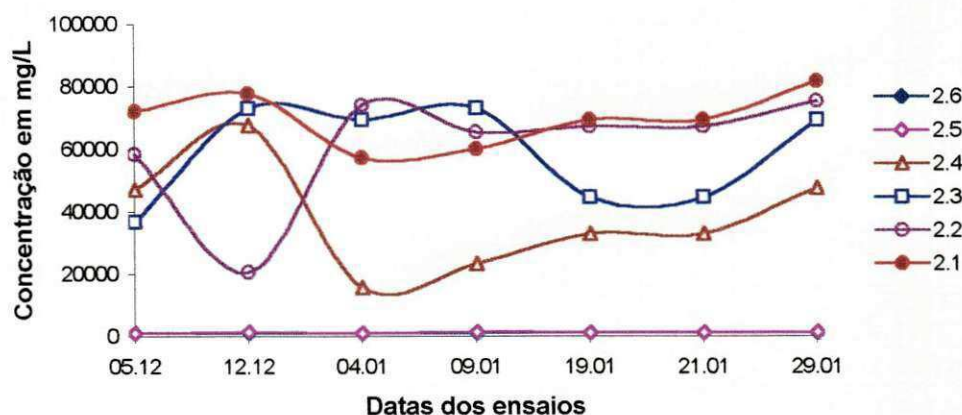


Figura 4.2b - Variação da concentração de sólidos totais no R2 parado

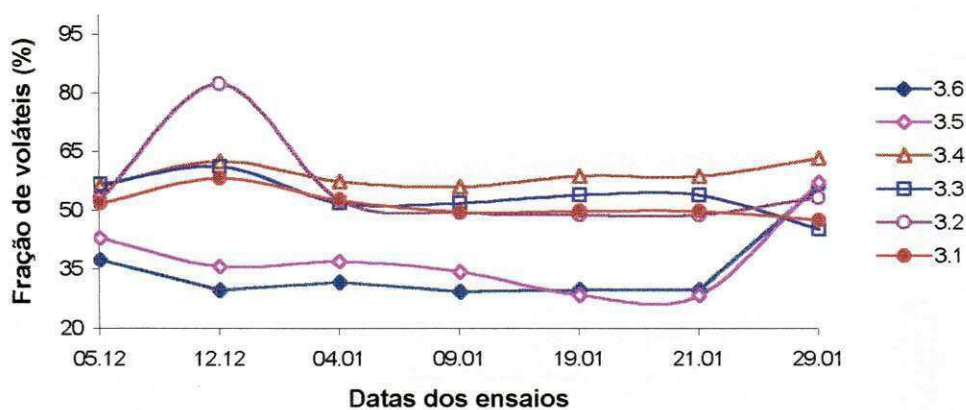


Figura 4.2c - Variação da fração de sólidos voláteis no R3 parado

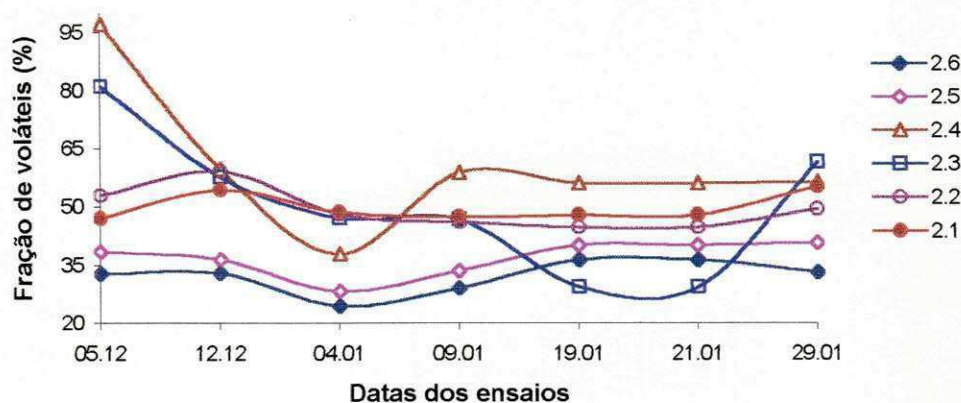


Figura 4.2d - Variação da fração de sólidos voláteis no R2 parado

Com os reatores em funcionamento, durante os períodos de alimentação, em R3 a concentração de ST permaneceu alta nos pontos 1 e 2 (variando de 60 a 70 g/l, em média) e relativamente menor nos demais pontos (20 a 25 g/l). Porém, diante dos resultados, pareceu haver uma descontinuidade na concentração em torno do ponto 3 como mostrado na Figura 4.3a. Em R2 prevaleceu uma concentração bastante elevada em torno do ponto 1 (75 g/l); um ponto 2 instável, a exemplo do ponto 3 do reator R3, também aqui dando a impressão de uma zona de mudança brusca na concentração do lodo. Nos demais pontos a concentração de sólidos totais apresentou-se estável (em torno de 25 g/l), ou seja, em todo o reator, exceto no ponto de coleta mais baixo, a concentração de lodo foi semelhante (Figura 4.3b).

No caso do reator R1, que permanecia em funcionamento contínuo, verificou-se uma distribuição gradualmente decrescente ao longo da trajetória do fluxo no reator. A partir das medições de 04 de janeiro, o lodo praticamente se concentrou na parte inferior do reator, nas amostras coletadas até o ponto 4, enquanto que nas amostras coletadas em 5 e 6 sua presença foi relativamente insignificante, conforme pode ser observado na Figura 4.3c. Também nessa figura percebe-se uma razoável e contínua ascensão da concentração de sólidos totais ao longo do período de análise em cada um dos pontos de coleta, desde o ponto 1 até o 4.

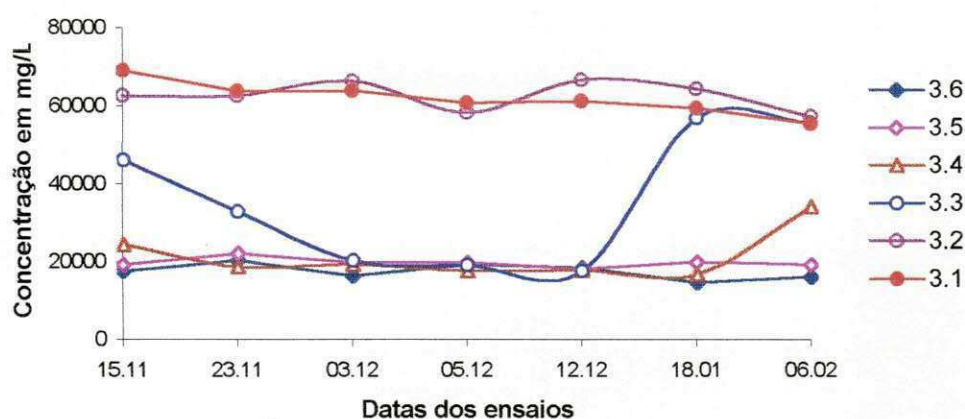


Figura 4.3a - Variação da concentração de sólidos totais no R3 funcionando

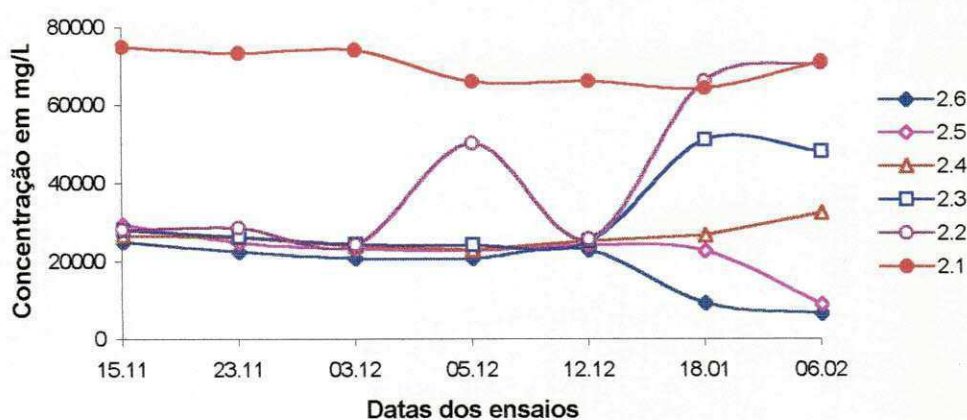


Figura 4.3b - Variação da concentração de sólidos totais no R2 funcionando

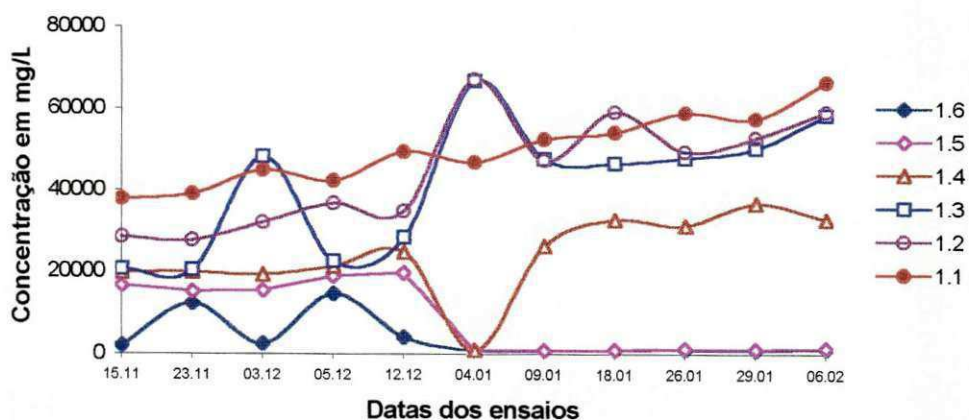


Figura 4.3c - Variação da concentração de sólidos totais no R1 (funcionamento contínuo)

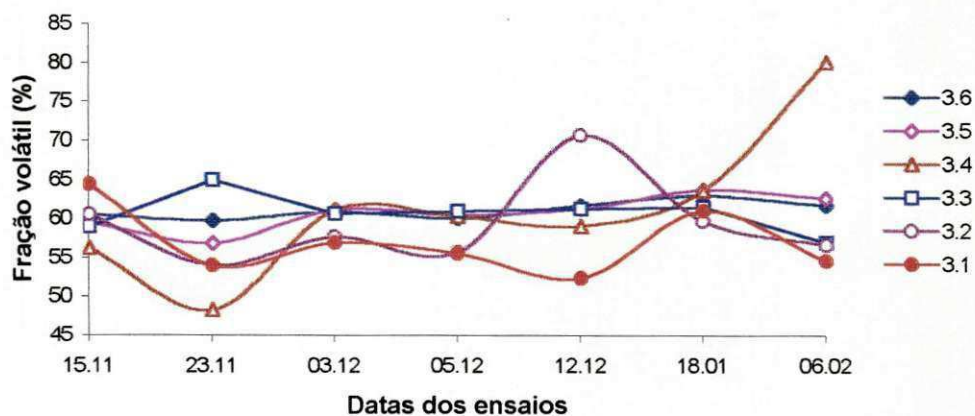


Figura 4.3d - Variação da fração de sólidos voláteis no R3 funcionando

O comportamento das curvas de variação da parcela de sólidos totais voláteis foi similar em termos relativos ao comportamento dos sólidos totais nos respectivos reatores, principalmente em R2 e R3, com teores próximos da média, com 60 % em R3 e 56 % em R2 em todos os pontos. Em R1 a média foi de 57 %, exceto a partir das medições de janeiro, quando os pontos mais altos, ou seja, 5 e 6, mostraram uma fração bem menor, em torno de 35 % .

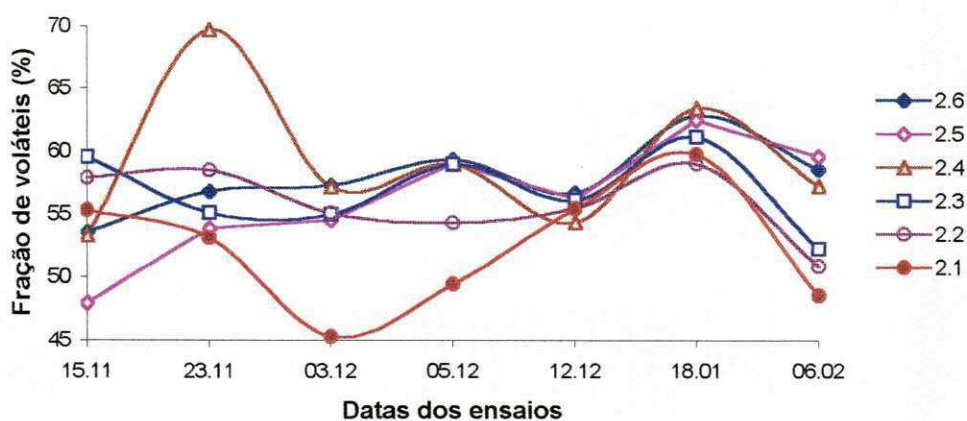


Figura 4.3e - Variação da fração de sólidos voláteis no R2 funcionando

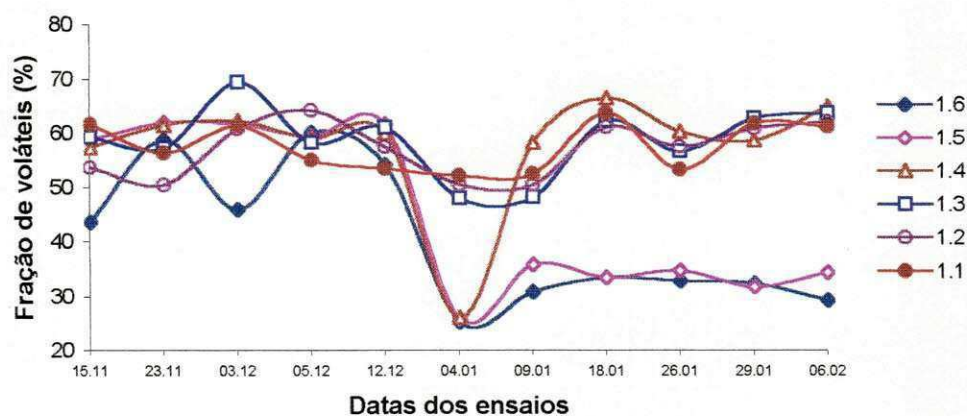


Figura 4.3f - Variação da fração de sólidos voláteis no R1 funcionando

4.1.1.3. Sólidos sedimentáveis no afluente e nos efluentes

Foram desenvolvidos ensaios para verificação da quantidade de sólidos sedimentáveis no cone de Imhoff, a fim de que se pudesse observar a variação de sua concentração nos efluentes dos reatores, deste tipo de sólidos em relação ao esgoto bruto. Em todas as medições efetuadas não foram detectados sólidos sedimentáveis no efluente do R1 antes do meio dia. Apenas no intervalo das 13 às 17 horas foi observada sedimentação, porém não ultrapassando 0,4 mililitros, resultando numa média geral de 0,1 ml/l. Nos outros reatores registrou-se um leve crescimento no início da manhã atingindo uma relativa estabilidade a partir das 10 horas. Em R3, para uma determinação

máxima de 2,2 ml/l obteve-se uma média de 1,1 ml/l nas seis horas de funcionamento e em R2 para uma leitura máxima de 1,2, a média resultou em 0,7 ml/l durante as 12 horas de funcionamento. Com a presença de sólidos sedimentáveis no esgoto bruto foi da ordem de 2 a 11 ml/l (média de 4,9 ml/l), pode-se apontar uma eficiência média relativa a partir dos valores médios da Tabela 4.3. Esta tabela é resultante das várias medições efetuadas hora a hora do dia, das 8 às 17 horas, em termos de valores mínimos e máximos determinados e médios calculados. Saliente-se que estas amostras não continham expurgos concentrados de lodo, ou seja, quando durante a coleta de uma amostra ocorria um eventual escoamento de lodo concentrado pelo efluente esta amostra era jogada fora e feita uma nova com efluente livre destes eventuais expurgos de lodo.

TABELA 4.3 – SÓLIDOS SEDIMENTADOS NO CONE (ml/l)

Hora	EB			R1			R2			R3		
	mín	máx	méd	mín	máx	méd	mín	máx	méd	mín	máx	méd
8	2,8	6,5	4,1	0,0	0,0	0,0	0,2	0,5	0,3	0,5	1,1	0,7
9	5,0	9,0	6,3	0,0	0,0	0,0	0,5	0,9	0,6	0,8	1,2	0,9
10	5,6	11,0	7,7	0,0	0,0	0,0	0,5	1,0	0,7	0,8	1,2	0,9
11	4,5	7,5	6,0	0,0	0,0	0,0	0,5	1,2	0,8	1,0	1,7	1,3
12	4,5	7,0	5,7	0,0	0,1	0,0	0,6	0,9	0,8	1,0	1,5	1,2
13	3,8	6,0	4,9	0,2	0,4	0,3	0,8	1,0	0,9	1,0	2,2	1,5
14	3,0	5,5	3,8	0,2	0,3	0,2	0,7	1,0	0,8	*	*	*
15	2,6	5,0	3,5	0,2	0,3	0,2	0,8	1,2	0,9	*	*	*
17	2,0	2,5	2,3	0,0	0,0	0,0	0,3	0,5	0,4	*	*	*
Limites	2,0	11,0	6,5	0,0	0,4	0,2	0,2	1,2	0,6	0,5	2,2	1,4
Médias	3,8	6,7	4,9	0,1	0,1	0,1	0,5	0,9	0,7	0,9	1,5	1,1
Remoção	(na média)			98,0			85,7			77,6		

* sem afluente/efluente

4.1.2. Demanda química de oxigênio - DQO

Com relação à demanda química de oxigênio foram realizadas determinações rotineiras às treze horas. Esse horário foi escolhido por se tratar do fim da carreira diária de alimentação do R3 e na suposição de que neste horário ocorreria a situação de pior rendimento, com maior expurgo de lodo, os reatores estariam trabalhando teoricamente na situação mais estável e submetidos a um afluente mais concentrado. Essa suposição baseou-se no fato que o esgoto bruto tinha pior qualidade entre 9 e 11 horas e os reato-

res sempre apresentaram piores efluentes neste horário. Como era esperado, observou-se uma queda na qualidade do efluente à medida que houve acréscimos no tempo de detenção hidráulica, ou seja do R2 em relação ao R1 e do R3 em relação ao R2, porém com bons resultados em termos de rendimento médio, em torno de 60 % para o R3, 72 % para R2 e 74 % em R1, conforme mostrado na Tabela 4.4 (valores corrigidos pelo fator multiplicador obtido conforme dito em 3.5) e nas Figuras 4.4 e 4.5.

TABELA 4.4 - VALORES DE DQO DETERMINADOS PARA AMOSTRAS COLETADAS ÀS 13 HORAS (mgO_2/L) - MÊS DE JANEIRO

Dia	DQO (mgO_2/l)				Eficiência (%)		
	EB	R1	R2	R3	R1	R2	R3
06.01	597	170	172	253	72	71	58
13.01	587	180	170	290	69	71	51
16.01	544	149	167	187	73	69	66
21.01	559	135	157	203	76	72	64
26.01	529	123	113	204	77	79	62
29.01	568	141	172	217	75	70	62
Médias	564	150	158	225	74	72	60

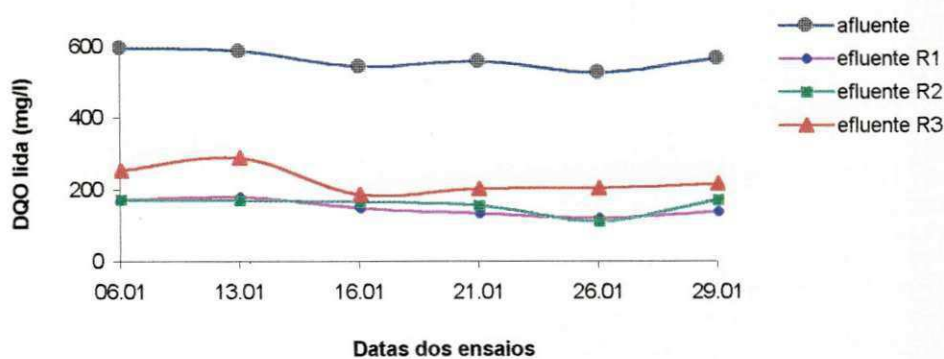


Figura 4.4 - Comportamento da DQO dos efluentes de cada reator e do afluente (13 horas)

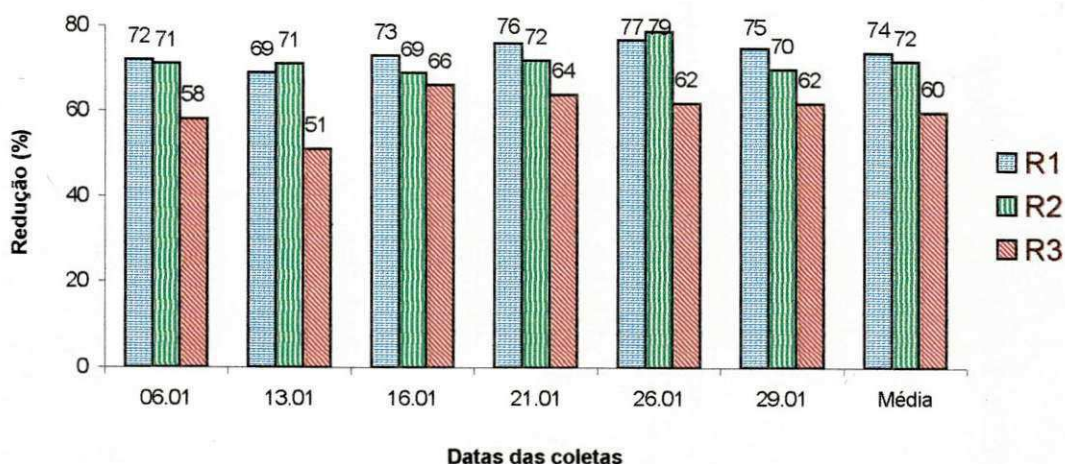


FIGURA 4.5 – Eficiência média de remoção de DQO de cada reator em relação ao esgoto bruto

4.1.3. Temperatura e pH

O pH de todos os reatores manteve-se na faixa de 6,7 a 7,2, observando-se uma ligeira tendência do R3 se aproximar dos valores do esgoto bruto, enquanto o R1 mostrou uma média superior e o R2 inferior (Tabela 4.5 e Figura 4.6).

Aparentemente, durante os períodos de repouso, o pH era levemente reduzido e esta redução era tanto maior quanto maior fosse o tempo em que o reator permanecesse desligado, havendo uma recuperação gradual até o valor médio normal de trabalho nas três primeiras horas de funcionamento (com relação à média 4,8 % menor em R2 e 6,8 % em R3, este o de menor carreira de trabalho).

Também, foi observado que o pH do efluente de R3 tendia a um valor semelhante ao do pH do esgoto bruto após a estabilização do seu valor.

Foi observado que no início da manhã os reatores apresentaram temperaturas inferiores à do esgoto bruto, enquanto que após as onze horas a situação invertia-se. Estes resultados foram considerados naturais tendo em vista que os reatores construídos acima do solo estavam expostos ao sol e a temperatura ambiente. As temperaturas medidas demonstraram um entrelaçamento de valores, com o reator R1 sobressaindo-se ligeiramente na parte da tarde. Um aquecimento justificável, pois por sua posição ficava mais exposto ao sol neste período do dia (Tabela 4.6 e Figura 4.7).

TABELA 4.5 - LEITURAS DE pH NO AFLUENTE E NOS EFLUENTES DOS REATORES

Hora	EB			R1 (TDH = 6 h)			R2 (TDH = 3 h)			R3 (TDH = 1,5 h)		
	mín	máx	méd	mín	máx	méd	mín	máx	méd	mín	máx	méd
8	7,06	7,16	7,11	6,82	6,98	6,90	6,50	6,90	6,70	6,35	6,59	6,47
9	7,06	7,12	7,09	6,88	7,13	7,01	6,57	6,95	6,76	6,55	6,77	6,66
10	6,99	7,01	7,00	6,98	6,98	6,98	6,66	6,79	6,73	6,81	6,75	6,78
11	6,87	7,07	6,97	7,01	7,17	7,09	6,72	7,03	6,88	6,88	6,94	6,91
12	6,87	7,07	6,97	7,02	7,10	7,06	6,72	6,95	6,84	6,90	7,00	6,95
13	6,79	7,07	6,93	7,03	7,22	7,13	6,82	6,98	6,90	6,87	7,06	6,97
14	6,83	7,08	6,96	7,06	7,12	7,09	6,79	6,90	6,85	6,81	7,04	6,93
15	6,82	7,11	6,97	7,04	7,12	7,08	6,73	6,93	6,83	**	**	**
16	6,82	7,07	6,95	7,07	7,08	7,08	6,73	6,94	6,84	**	**	**
17	6,85	7,07	6,96	7,08	7,12	7,10	6,73	6,94	6,84	**	**	**
18	6,85	7,07	6,96	7,00	7,10	7,05	6,69	6,98	6,84	**	**	**
19	6,80	7,06	6,93	6,89	7,12	7,01	6,74	7,01	6,88	**	**	**
20	6,82	7,06	6,94	6,99	7,06	7,02	6,73	6,98	6,86	**	**	**
Médias	6,88	7,08	6,98	6,99	7,10	7,05	6,70	6,94	6,83	6,74	6,88	6,81

** sem leituras, reator parado

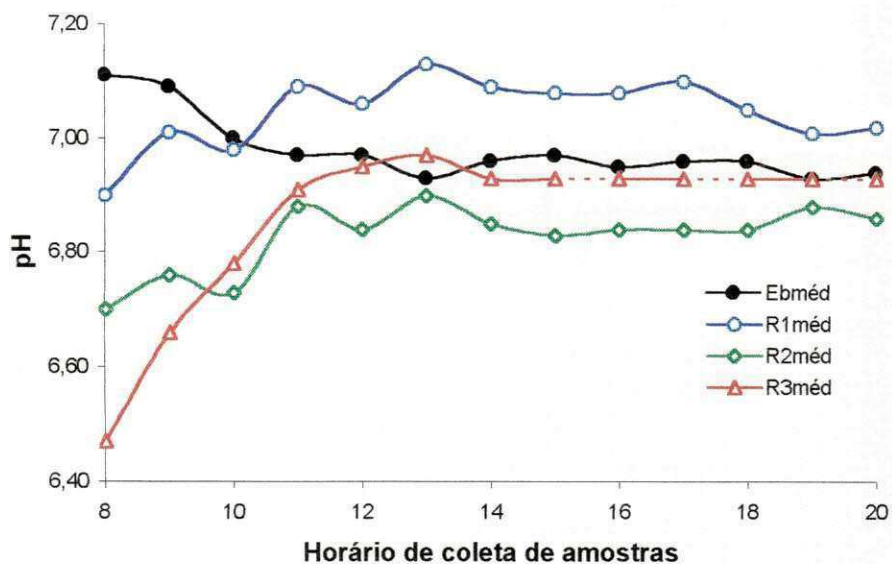


FIGURA 4.6 – Variação diária média do pH entre 8 e 20 horas: Afluente e Efluentes

TABELA 4.6 - LEITURAS DE TEMPERATURA NOS EFLUENTES DOS REATORES

Hora	EB			R1 (TDH = 6 h)			R2 (TDH = 3 h)			R3 (TDH = 1,5 h)		
	mín	máx	méd	mín	máx	méd	mín	máx	méd	mín	máx	méd
8	28,0	28,1	28,1	25,7	27,2	26,5	25,1	27,1	26,1	25,1	26,8	26,0
9	28,5	28,7	28,6	27,6	29,0	28,3	26,6	28,8	27,7	27,2	28,4	27,8
10	29,0	30,0	29,5	28,8	29,5	29,2	28,4	29,0	28,7	28,6	28,8	28,7
11	30,7	30,8	30,8	31,1	31,4	31,3	29,8	31,0	30,4	29,9	30,8	30,4
12	31,0	31,1	31,1	32,1	32,4	32,3	30,5	31,9	31,2	31,3	31,9	31,6
13	31,2	31,2	31,2	32,7	33,9	33,3	31,2	32,6	31,9	31,7	31,8	31,8
14	30,9	31,2	31,1	32,2	33,6	32,9	32,2	32,8	32,5	32,3	32,4	32,4
15	31,0	31,2	31,1	33,4	33,9	33,7	32,8	32,8	32,8	**	**	**
16	30,5	30,6	30,6	32,3	33,7	33,0	31,5	32,2	31,9	**	**	**
17	29,1	30,1	30,0	31,2	33,4	32,3	30,0	31,5	30,8	**	**	**
18	28,9	29,0	29,0	30,0	31,4	30,7	28,7	29,6	29,2	**	**	**
19	28,1	28,8	28,5	28,5	30,0	29,3	28,0	28,6	28,3	**	**	**
20	27,3	28,1	27,4	27,5	28,2	27,9	27,0	27,2	27,1	**	**	**
Média	29,6	29,9	29,8	30,2	31,4	30,8	29,4	30,4	29,9	29,4	30,1	29,8

** sem leituras, reator parado

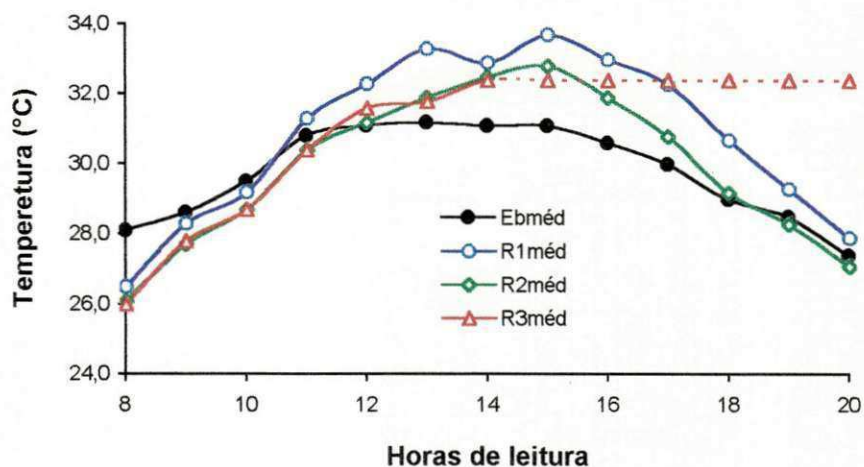


Figura 4.7 - Variação média da temperatura no afluente e efluentes dos reatores

4.2. Etapa II

4.2.1. Sólidos

4.2.1.1. Sólidos nos reatores

Na segunda etapa, desenvolvida entre os meses de março e maio de 98, partiu-se de uma quantidade interna similar de lodo (aproximadamente 3,5 kg) em cada um dos reatores. Não foi observado um arraste significativo no reator R1 (TDH = 3 horas), e sim, uma leve tendência de crescimento até uma estabilidade futura, em torno de 4,9 kg, nos efluentes de R2 (TDH = 1,5 hora) e R3 (TDH = 45 min) observou-se um aparente carregamento da parcela equivalente de sólidos gerados, com ambos mantendo uma tendência de estabilidade em torno de 3,8 kg em R2 e 3,6 em R3 (Tabela 4.8 e Figura 4.8a). Outra observação importante foi que nestes reatores eram freqüentes no efluente, expurgos concentrados e esporádicos de lodo no efluente.

No interior dos reatores a concentração média relativa de sólidos totais voláteis permaneceu estável nos três reatores, em torno de 57 %, não havendo afastamento significativo em torno deste valor (Tabela 4.8 e Figuras 4.8b).

**TABELA 4.8 – DADOS DE PESOS DOS SÓLIDOS TOTAIS
E VOLÁTEIS DENTRO DOS REATORES (127 LITROS)**

ETAPA 2	R1			R2			R3		
DATA	ST (kg)	CST (mg/l)	STV %	ST (kg)	CST (mg/l)	STV %	ST (kg)	CST (mg/l)	STV %
20.03	3,8308	30164	56	3,7475	29508	53	3,9852	31380	52
03.04	3,2628	25691	57	3,6986	29123	55	3,5373	27853	59
07.04	4,1774	32893	59	3,8343	30191	57	3,3702	26537	54
15.04	4,0293	31727	56	3,4598	27243	52	3,1406	24729	52
23.04	4,3370	34150	58	3,7328	29392	59	3,8822	30569	62
02.05	4,7325	37264	81	3,8689	30464	58	3,4886	27469	60
15.05	4,9301	38820	61	4,0743	32081	58	3,5588	28022	62
MÉDIA	4,1857	32958	61	3,7737	29715	56	3,5661	28080	57

ST - peso total de sólidos no reator

CST - concentração média de sólidos totais;

STV - porcentagem média de sólidos totais voláteis;

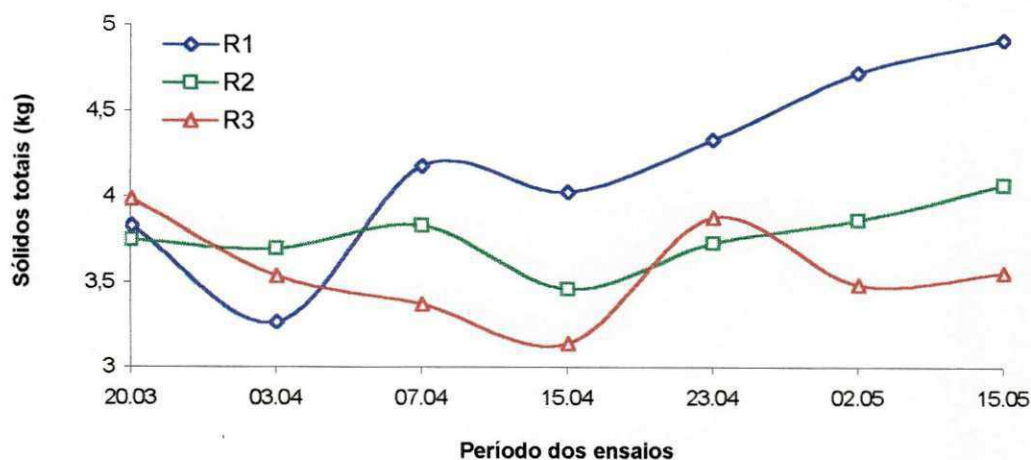


FIGURA 4.8a – Comportamento da variação dos sólidos totais no interior dos reatores

4.2.1.2. Comportamento no interior dos reatores

Nesta etapa não foram coletadas amostras com os reatores parados, e sim, analisadas amostras coletadas no início e final de cada carreira, não tendo ocorrido diferenças notáveis na distribuição da coluna de lodo, conforme podemos observar nas Figuras 4.9(a, b e c). Os reatores R1 e R2 caracterizaram-se por uma concentrações mais fortes e semelhantes, em torno de 30 g/l nos três primeiros pontos de coleta (1, 2 e 3) e menos densas na parte superior de cada reator (4, 5 e 6) onde os valores médios giraram em torno de 15 g/l. Em R3 (TDH = 3/4 de hora) a distribuição do lodo com o reator em funcionamento apresentou uma forte concentração nos pontos mais baixos, 1 e 2 (em torno de 80 g/l), caindo para a metade no ponto 3 (cerca de 40 g/l) e reduzindo-se nos demais pontos para um valor constante em volta de 20 g/l.

Na composição deste lodo ficou evidenciada uma menor fração de sólidos totais voláteis na parte inferior dos reatores, correspondendo aos pontos amostrais 1, 2 e 3. A parcela volátil foi maior nas amostras coletadas nos pontos 4, 5 e 6. Em R1, para um valor médio das médias de 59 % de voláteis, em 1, 2 e 3 a fração média ficou em torno de 56 % contra 63 % em 4, 5 e 6 (Figura 4.10a). Em R2 a média para as amostras de 1, 2 e 3 ficou em torno de 52 % contra 65 % em 4, 5 e 6 (Figura 4.10b). Em R3, o ponto 1

forneceu uma média de 51%, os 2 e 3 ficaram em torno de 57 % e 4, 5 e 6 mostraram uma média de 64 % de sólidos totais voláteis (Figura 4.10c).

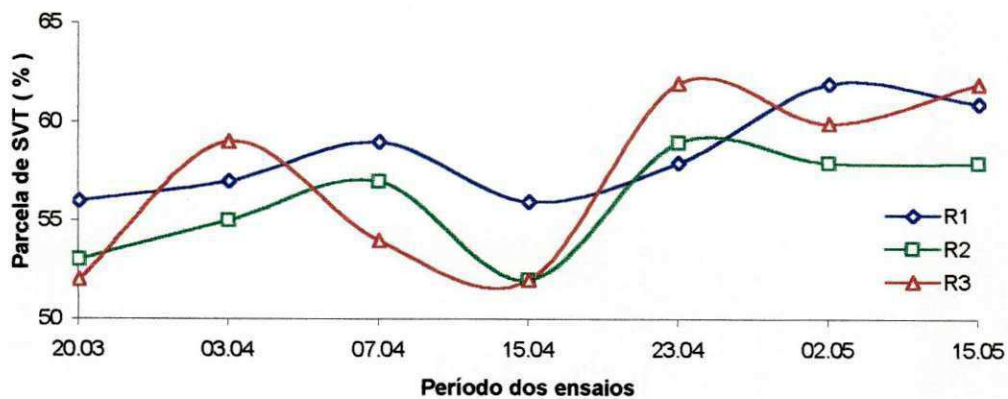


FIGURA 4.8b – Variação da fração de sólidos totais voláteis no interior dos reatores

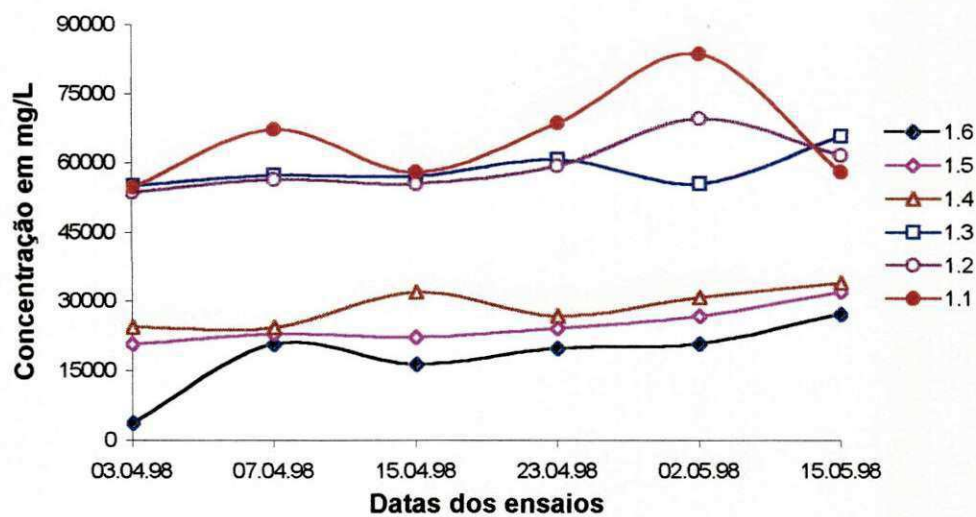


Figura 4.9a - Variação da concentração de sólidos totais no R1

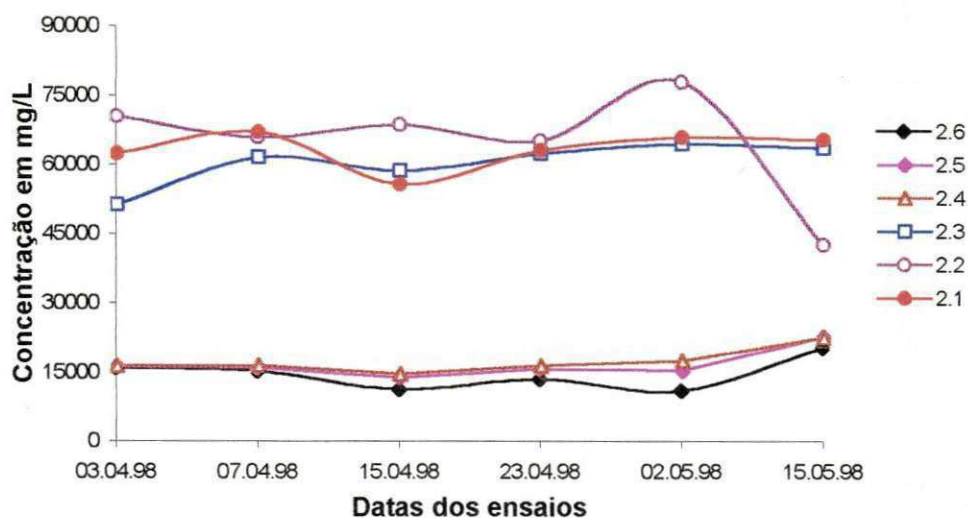


Figura 4.9b - Variação da concentração de sólidos totais no R2

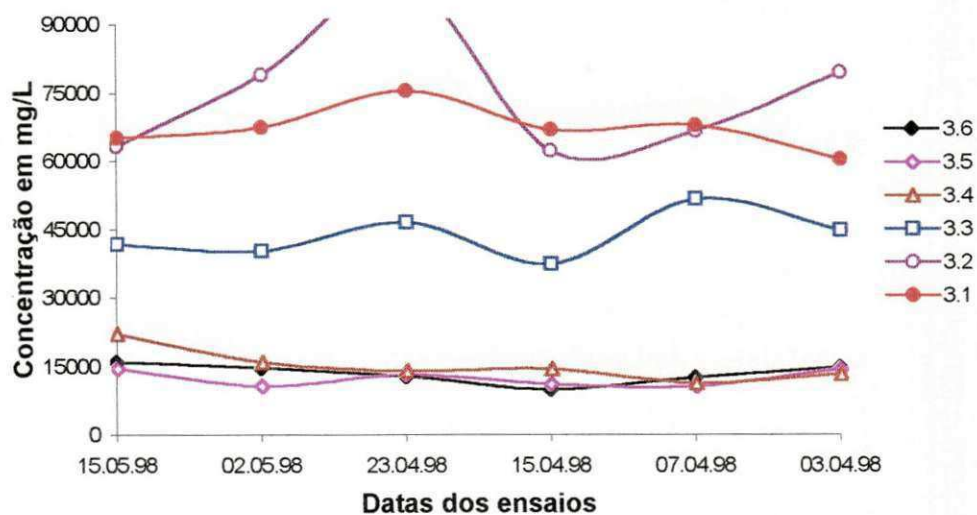


Figura 4.9c - Variação da concentração de sólidos totais no R3

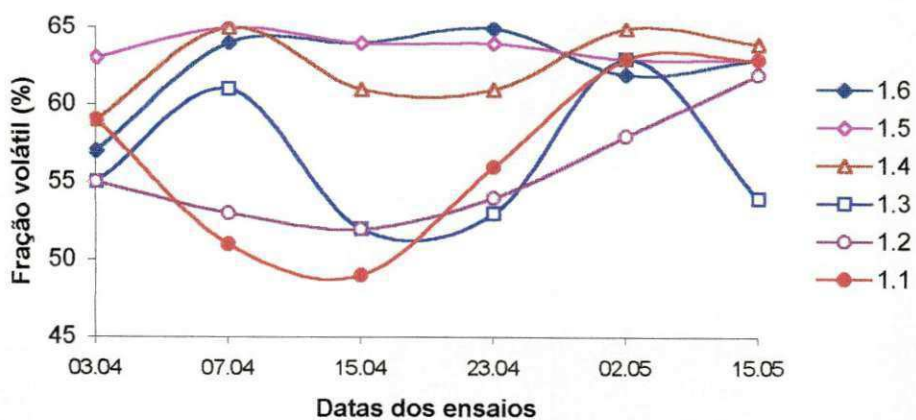


Figura 4.10a - Variação da fração de sólidos voláteis no R1

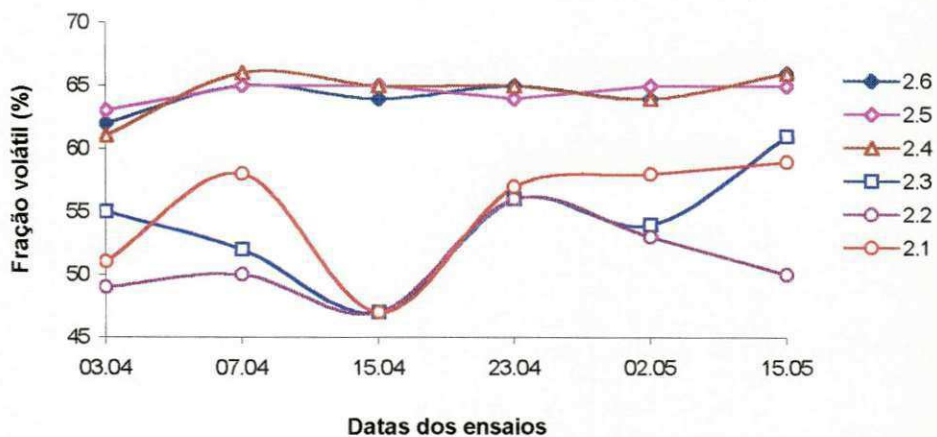


Figura 4.10b - Variação da fração de sólidos voláteis no R2

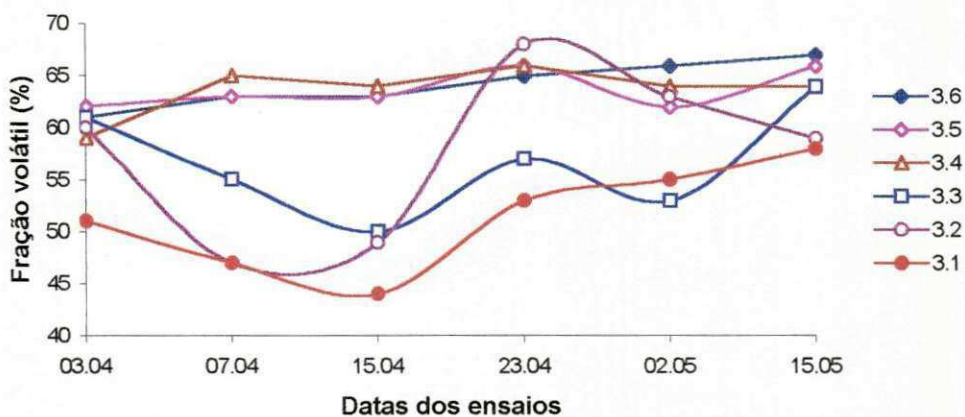


Figura 4.10c - Variação da fração de sólidos voláteis no R3

4.2.1.3. Sólidos sedimentáveis

Independente das descargas concentradas eventuais detectadas em observações aleatórias ou casuais dos efluentes, com relação à presença de sólidos sedimentáveis uma remoção média bastante significativa foi registrada no reator R1 (75 %), com um efluente relativamente estável, em torno de 1 ml/l. Para R2 encontramos apenas 40 % de remoção, mas com um efluente bem estável em torno de 2,4 ml/l. Em R3 a remoção tornou-se desprezível, com tendência de acompanhamento das oscilações medidas no esgoto bruto (Tabela 4.10 e Figura 4.11). Estas descargas foram observadas, por exemplo, durante a coleta de amostras regulares e, repentinamente, expurgos de lodo junto ao líquido efluente dos reatores, durante poucos segundos. Sabendo-se que este fenômeno é característico deste tipo de reatores, quando isto ocorria o volume da amostra era jogado fora e nova coleta era providenciada.

Com a verificação de que o aparecimento de sólidos sedimentáveis era mais intenso em torno das 13 horas, trabalhou-se com amostras coletadas neste horário. Pode-se observar que só o efluente de R1, em funcionamento contínuo com TDH = 3 horas, apresentou desempenho razoável, em média, quase 50 % de remoção de SS e 55 % de SSV em relação ao esgoto bruto, como mostrado na Tabela 4.11.

Na Figura 4.11 pode-se observar que R1 e R2 mostraram uma certa estabilidade nas leituras de sólidos sedimentados, enquanto que a curva das leituras do efluente apresentou um comportamento similar à curva dos volumes sedimentados nas amostras dos afluentes. Também nos sedimentáveis a parcela de voláteis sempre foi superior a dos fixos.

Ao final de maio, na segunda Etapa, foi observado a ocorrência de uma granulação generalizada do lodo acumulado no interior de cada um dos três reatores, implicando, provavelmente, na necessidade de descargas de lodo para o caso de continuidade da pesquisa. A coleta de amostras ficou inviável em função da enorme quantidade de lodo granulado de natureza muito leve, carregada através de cada um dos efluentes.

O lodo granulado pode ser definido como uma biomassa com certas propriedades que o tornam muito apropriado para sistemas anaeróbios de fluxo ascendente, onde ocorre a metanogênese, pois este lodo geralmente tem alta velocidade de sedimentação,

acima de 18 m/h segundo Schmidt e Ahring (1996), provocando redução de perda de massa de lodo pelo efluente.

Sabe-se que no tratamento de águas residuárias utilizando reator UASB, o lodo granulado não é essencial para obtenção de padrões satisfatórios de qualidade de efluente. Porém a combinação das características físicas e microbiológicas desse lodo pode ser favorável ao desempenho dos reatores (Bezerra, 1998). Entre as vantagens de sua presença podem ser citadas (Chernicharo, 1997):

- a não utilização de meios inertes para suporte das bactérias, propiciando maior aproveitamento do volume interno do reator;
- os microrganismos apresentam-se densamente agrupados;
- a morfologia dos grânulos proporciona uma relação máxima entre a população bacteriana e o volume do reator;
- os grânulos apresentam excelentes propriedades de sedimentação.

**TABELA 4.10 – SÓLIDOS SEDIMENTÁVEIS NO CONE (ml/l)
NO PERÍODO MARÇO/MAIO**

Dias	R1 (ml/l) (TDH = 3 h)	R2 (ml/l) (TDH = 1,5 h)	R3 (ml/l) (TDH = 45 min)	EB (ml/l)
6	1,5	2,6	3,6	5,2
8	1,1	2,5	2,7	3,5
10	1,0	2,5	5,0	4,0
12	0,5	2,1	3,5	2,8
13	1,0	1,8	4,5	4,0
14	0,4	2,4	3,5	4,0
16	0,6	2,8	3,0	3,5
18	1,2	3,0	3,0	3,0
20	1,5	2,0	4,0	5,0
21	0,7	2,5	2,5	4,5
22	0,9	2,6	3,2	3,2
23	0,8	2,0	3,2	3,5
4	1,5	3,0	3,5	5,0
5	1,5	2,5	5,5	5,5
11	0,7	2,6	3,8	5,0
12	1,0	2,5	2,5	3,0
13	1,3	2,0	3,0	3,0
Médias	1,0	2,4	3,5	4,0
Eficiência	75 %	40 %	13 %	**

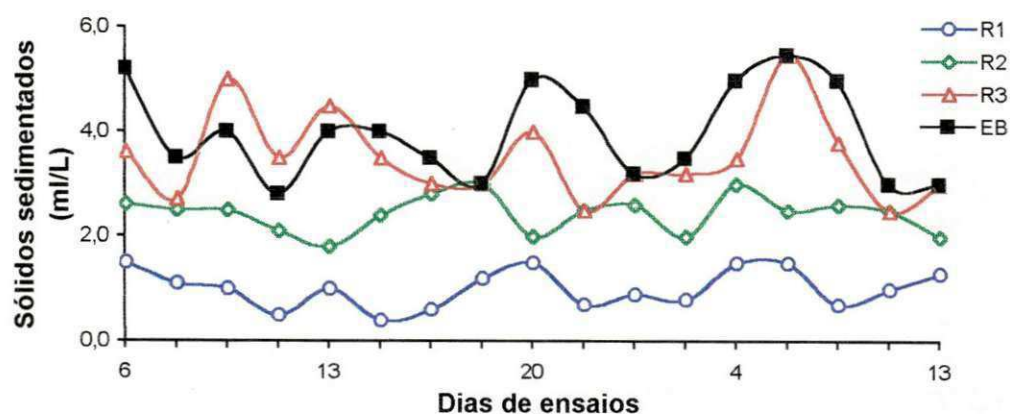


FIGURA 4.11 - Variação dos sólidos sedimentados no afluente e nos efluentes, às 13 horas, do dia 6 de abril a 13 de maio

TABELA 4.11 – CONCENTRAÇÃO DE SÓLIDOS SEDIMENTÁVEIS E SEDIMENTÁVEIS VOLÁTEIS

Concentração	R1		R2		R3		EB	
	SST	SSV	SST	SSV	SST	SSV	SST	SSV
máxima	79,7	52,7	127,6	78,4	140,2	86,8	172,6	114,1
mínima	59,3	28,9	99,0	59,3	95,3	58,3	109,4	68,7
médias	69,2	40,5	114,0	70,0	121,9	76,0	134,4	90,3
Efic. méd. (%)	49	55	15	22	9	16		

4.2.2. Demanda química de oxigênio - DQO

Com amostras coletadas às treze horas, foi estimada uma remoção média da DQO, com amostras sem decantação, de 53,4 % em R1 (TDH = 3h), 42,1 % em R2 (TDH = 3/2 h) e 28,9 % para R3 (3/4 h), como mostrados na Tabelas 4.12 e Figuras 4.12 e 4.13. Para amostras decantadas os resultados encontrados estão mostrados na Tabela 4.13 e Figuras 4.14 e 4.15.

TABELA 4.12 - VALORES DE DQO DETERMINADOS PARA AMOSTRAS COLETADAS ÀS 13 HORAS (mgO₂/l)

Dia	DQO (mgO ₂ /l)				Eficiência (%)		
	EB	R1	R2	R3	R1	R2	R3
08.04	468	288	331	365	39	29	22
10.04	529	216	262	342	59	50	35
13.04	544	237	284	427	56	48	21
16.04	536	233	331	391	57	38	27
18.04	396	244	326	363	38	18	8
20.04	660	282	278	374	57	58	43
21.04	473	168	260	346	65	45	27
23.04	462	214	248	357	54	46	23
04.05	561	244	296	318	57	47	43
11.05	487	192	274	336	61	44	31
12.05	493	268	299	316	46	39	36
Médias	510	235	290	358	54	42	29

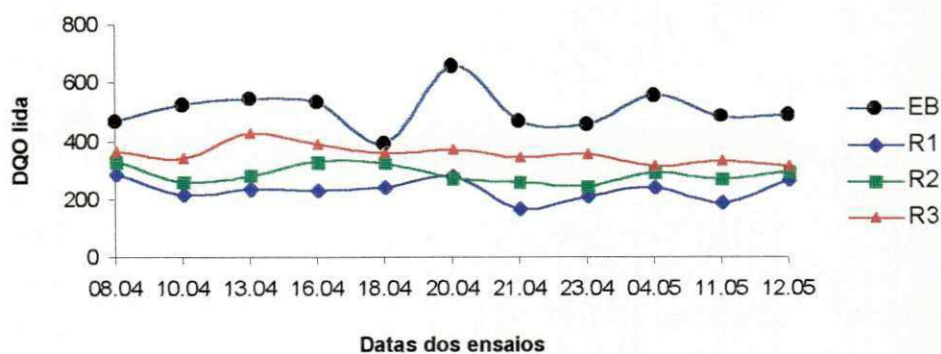


FIGURA 4.12 - Variação da remoção de DQO para cada efluente às 13 horas

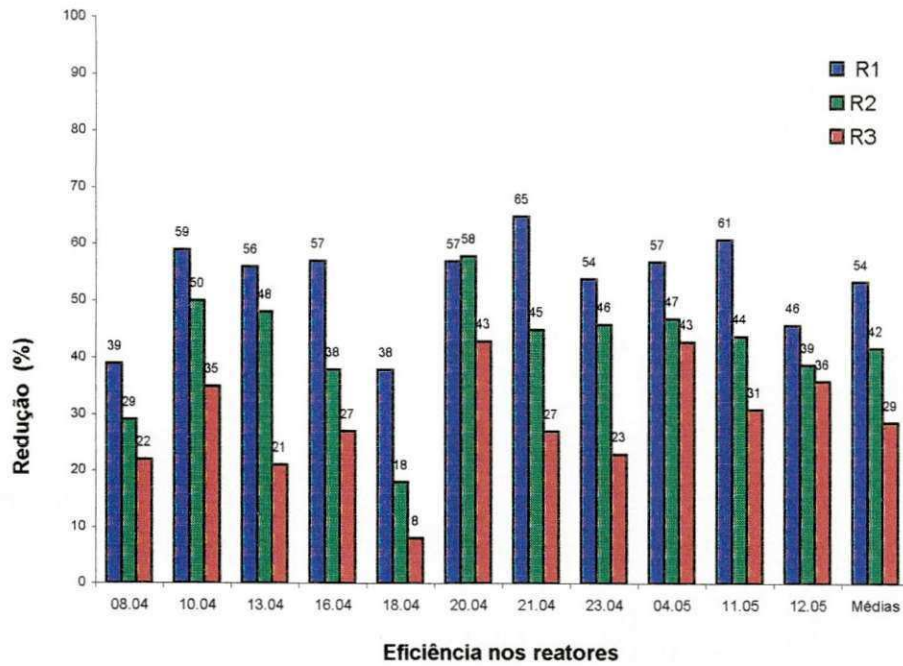


FIGURA 4.13 – Eficiência de remoção de DQO de cada reator em relação ao esgoto bruto

TABELA 4.13 - VALORES DE DQO DETERMINADOS PARA AMOSTRAS DECANTADAS COLETADAS ÀS 13 HORAS (mgO₂/l)

Dia	DQO (mgO ₂ /l)				Eficiência (%)		
	EB	R1	R2	R3	R1	R2	R3
18.04	396	206	230	344	48	42	31
20.04	435	244	181	358	44	58	35
21.04	363	176	181	344	52	50	25
23.04	440	160	181	351	64	59	37
04.05	435	206	211	344	53	51	37
11.05	333	162	189	289	51	43	31
13.05	431	221	218	281	49	49	49
Médias	405	196	199	330	51	51	35

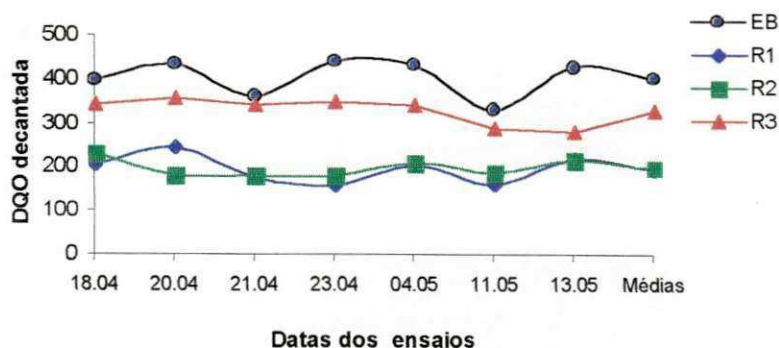


FIGURA 4.14 - Variação da remoção de DQO para cada efluente decantado (13 hs)

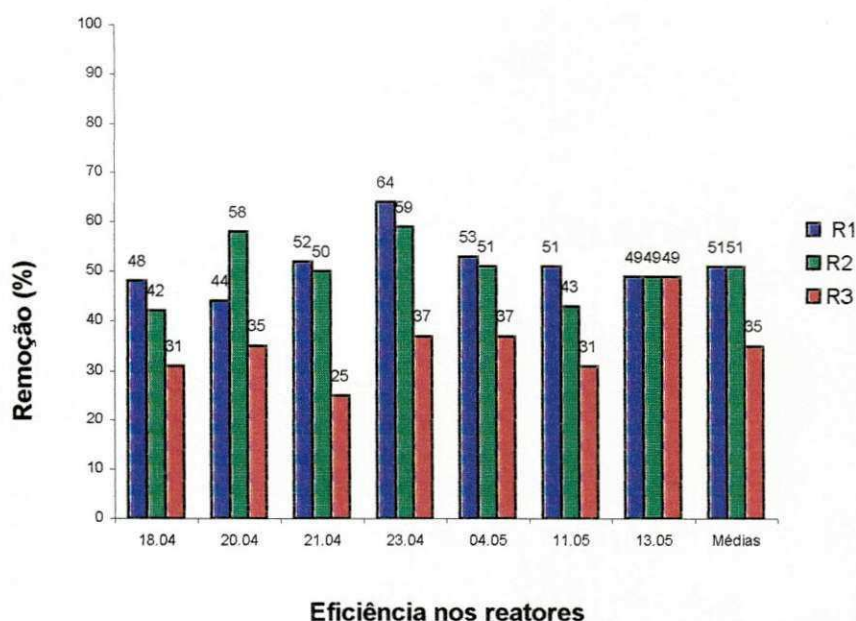


FIGURA 4.15 – Eficiência de remoção de DQO decantada de cada reator em relação ao esgoto bruto

4.2.3. Temperatura e pH

Com relação à temperatura as leituras médias registradas no mês de abril estão mostradas na Tabela 4.14 e Figura 4.16, observando-se R1 como o mais quente por sua exposição maior ao sol, enquanto que R2 e R3 mantiveram uma tendência de acompanhar as leituras para o esgoto bruto. Quanto ao pH não se registrou sinais de alguma

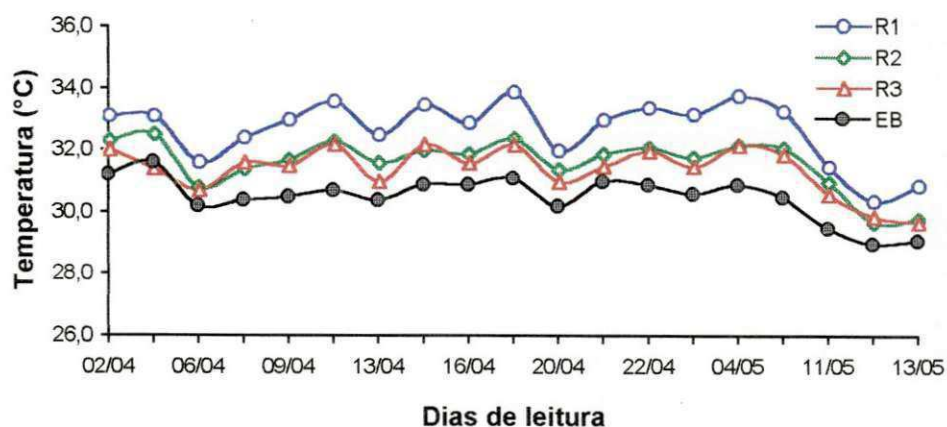


Figura 4.16 - Variação da temperatura na Etapa 2 (13 horas)

TABELA 4.15 – VALORES DE pH LIDOS PARA AMOSTRAS BRUTAS COLETADAS NOS MESES DE ABRIL E MAIO

Dias (abril/maio)	R1	R2	R3	EB
2	7,01	7,04	6,97	6,98
3	7,11	7,02	6,92	6,92
6	6,90	6,90	6,91	6,91
8	6,99	6,88	6,86	6,93
9	6,98	6,93	6,92	6,92
10	7,03	6,96	6,95	7,04
13	6,93	6,94	6,92	7,03
14	7,00	6,97	6,95	7,00
16	6,94	6,88	6,89	6,94
18	6,98	7,03	7,04	7,08
20	7,00	7,00	7,01	7,06
21	7,09	7,01	7,00	7,08
22	6,85	6,90	6,90	6,96
23	6,92	6,86	6,91	6,97
4	6,93	6,90	6,94	6,95
5	6,83	6,81	6,87	6,88
11	6,89	6,84	6,89	6,88
12	6,83	6,80	6,84	6,85
13	6,90	6,80	6,90	6,94
Médias	6,95	6,92	6,93	6,96

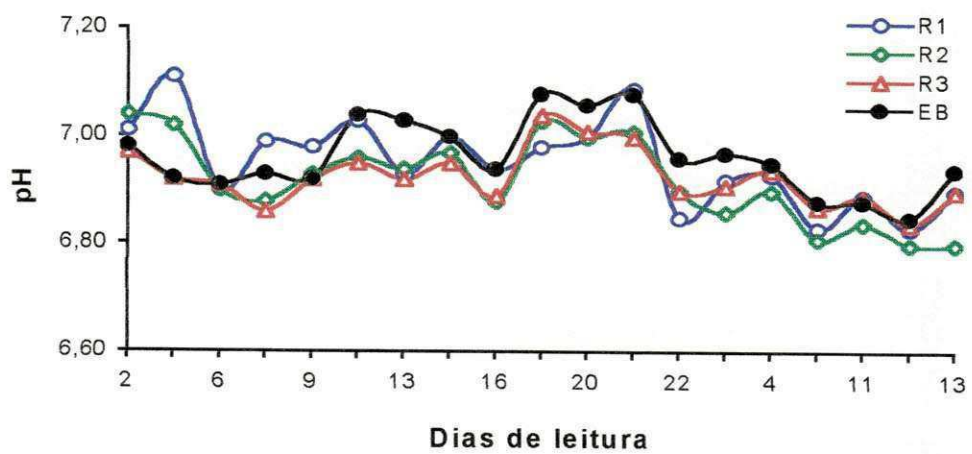


FIGURA 4.17 - Variação do pH na Etapa 2 (13 horas)

CAPÍTULO 5
DISCUSSÃO DOS
RESULTADOS

5.1. Generalidades

As variáveis envolvidas na operação de um reator UASB são muitas e a complexidade das respostas que podem ser obtidas dos resultados dos ensaios podem ser muito diversificadas e dar margens a várias interpretações. Assim optou-se, neste trabalho, por uma análise qualitativa dos dados obtidos de modo a se ter uma visão do impacto de possíveis sobrecargas hidráulicas sobre os resultados tradicionalmente esperados para este tipo de reator.

Na entrada das estações de tratamento de águas residuárias a variação das vazões pode ter picos de intensidade superiores às convencionais, em virtude da reunião simultânea de efluentes de elevatórias que possam existir a montante. Essa ocorrência poderá acontecer durante o dia, ao longo de vários períodos com tempos de duração variáveis e de complicadas mensurações. Assim este trabalho foi desenvolvido analisando-se do ponto de vista mais desfavorável possível, ou seja, com um único pico máximo hipotético, condição extrema onde toda a vazão diária afluiria ao reator durante um determinado e contínuo intervalo de tempo.

Desta forma estudou-se prioritariamente o comportamento de três reatores em escala piloto quanto aos sólidos acumulados em seu interior e sua estabilidade operacional quando submetidos à mesma vazão média diária, porém com tempos de detenção hidráulica diferentes e regimes de operação. Assim a pesquisa foi dividida em duas etapas sendo a primeira com um TDH médio de 6 horas e a segunda com 3 horas.

A vazão hidráulica afluente a cada reator foi controlada de modo que cada um deles foi operado com a mesma vazão hidráulica durante seu período particular de funcionamento diário, porém não houve controle sobre as variações temporais de carga orgânica do afluente. Essa carga orgânica média foi, dependendo do TDH médio no reator, aproximadamente variável de 1 a 10 kgDQO/m³.dia, portanto, extrapolando o valor máximo normalmente encontrado para esgotos sanitários, que é de 3 kgDQO/m³.dia (Chernicharo, 1997). Em cinco oportunidades das seis ensaiadas o TDH trabalhado foi inferior ao mínimo reco-

mendado que é de 4,8 horas (Chernicharo, 1997). As velocidades ascensionais de trabalho foram de 0,67 a 5,8 m/h, ultrapassando, em cinco reatores ensaiados, à máxima recomendada que é de 1,0 m/h, segundo Tiche e Vieira (1991), citados em Bezerra (1998).

A priori esperava-se que as respostas dos reatores às sobrecargas hidráulicas guardassem certas relações de similaridade definidas quanto ao carreamento de sólidos e a sua estabilidade operacional, porém os resultados foram surpreendentemente favoráveis, não sendo observados comprometimentos irremediáveis do leito de lodo e nem acidificação do conteúdo interno de cada reator.

5.2. Etapa 1

5.2.1. Lodo anaeróbio

A evolução da massa de lodo no interior dos reatores, na primeira etapa, oscilou nos reatores R2 e R3, mas sem tendência fixa de aumento ou redução, mantendo valores na faixa de 3,5 kg, próxima à massa inoculada no início da pesquisa. Em contraste, a massa no reator R1 cresceu de 2,4 até 3,0 kg, todavia ficando inferior à massa de R2 e R3. Conclui-se que a vazão variável e a velocidade ascensional maior no reator R3 resultou em uma maior produção e acúmulo de lodo, contrariamente ao que se poderia esperar à primeira vista, considerando-se que a maior velocidade levaria a uma maior perda de lodo por arraste hidráulico.

Os valores máximos da massa de lodo determinados durante o experimento, indicaram que as sobrecargas não afetaram a capacidade de acumulação de lodo no interior dos reatores, ficando a variação da quantidade acumulada em função das descargas espontâneas no efluente, naturalmente freqüentes em reatores desta natureza. Estas descargas eram mais freqüentes no reator R3, como era de se esperar, em virtude de seu menor TDH.

Deve-se observar também que em R3 as primeiras medições indicaram uma redução dos sólidos acumulados para depois voltar a uma nova fase de crescimento. Segundo Chernicharo (1997) este comportamento pode refletir a seleção da biomassa ativa, onde provavelmente ocorreu uma expulsão da biomassa de inoculação de baixas características de se-

dimentabilidade que, progressivamente, foi substituída por um lodo de características mais adequadas à situação, tanto em qualidade quanto em quantidade.

Os valores absolutos da massa de lodo apresentaram-se na faixa normal e o comportamento dos sólidos ao longo da coluna de cada reator, quando os reatores estavam parados ou em funcionamento, não apresentou aspectos surpreendentes que merecessem uma análise particular, como por exemplo, inversão da concentração de lodo na coluna do reator, distribuição uniforme ao longo da coluna líquida, etc.

A composição do lodo em termos de fração de sólidos voláteis não exibiu uma tendência sistemática de aumento nem de redução, mantendo-se na faixa de 50 a 60 %, nos três reatores. Esta fração é comparável às obtidas por outros pesquisadores utilizando a mesma fonte de esgotos e mesmo tipo de reator (Souza, 1998; Bezerra, 1998).

Quanto aos sólidos sedimentáveis, o efluente de R1 apresentou valores mensuráveis apenas no horário entre meio-dia e cinco da tarde, com um máximo de 0,4 ml/l e um mínimo de 0,1 ml/l. R2 e R3 sempre apresentaram sólidos sedimentáveis ao longo de todo o horário de operação (R2 de 8 às 20 h e R3 de 8 às 14 h), sendo que R2 apresentou valores máximos de 1,2 ml/l e mínimos da ordem de 0,2 ml/l, para uma média de 0,6 ml/l, enquanto que R3 apresentou leituras máximas por volta de 2,2 ml/l contra mínimas em torno de 0,5 ml/l e uma média geral de 1,4 ml/l. Os valores máximos de sólidos sedimentáveis determinados no efluente de R2 ocorreram entre 11 e 15 horas e de R3 entre 11 e 13 horas, hora em que este último reator era desativado.

Paralelamente a essas determinações, o afluente de esgoto bruto apresentou leituras que variaram de 2,0 a 11 ml/l, com uma média de 4,9 ml/l. Os valores máximos determinados para esse afluente ocorreram entre 9 e 11 horas da manhã. Descartando-se as descargas espontâneas de lodo concentrado no efluente, a redução de sólidos sedimentáveis nos efluentes em relação ao esgoto bruto, em média, foi de 98 % em R1, 86 % em R2 e 78 % em R3.

5.2.2. D Q O

Durante o período de análises a concentração média da DQO afluente variou entre 500 e 600 mg/l, determinada a partir de perfis de amostragens horárias durante 24 horas consecutivas, desenvolvidas mensalmente com a participação de toda a equipe de pesquisadores do PROSAB - Campina Grande. Os valores mínimos de DQO afluente (100 a 200 mg/l) ocorreram entre 2 e 4 horas da madrugada e os valores máximos (800 a 1000 mg/l) entre 9 e 12 horas da manhã (Bezerra, 1998). Os resultados eram esperados em virtude dos hábitos da população da cidade de Campina Grande, com características de uma pacata e pouco movimentada vida noturna e também pela distância (cerca de 6 km do centro da cidade) em que se encontram as instalações do PROSAB.

Em relação a esse parâmetro, optou-se por se analisar apenas os resultados obtidos durante o mês de janeiro em virtude da então estabilidade adquirida pelo sistema e a maior habilidade desenvolvida por este mestrando como laboratorista. O reator R1, com TDH de 6 horas, apresentou uma eficiência bastante estável e, em média, de 74 %, alcançando um máximo de 77 % contra um mínimo de 69 %. O reator R2 apresentou um rendimento médio de 72 % em um intervalo de valores entre 69 e 79 %. Embora tenha mostrado um intervalo um pouco mais amplo, pode-se dizer que a eficiência de R2 foi sempre levemente inferior à de R1, conforme pode-se observar na Figura 4.5. Com relação a R3 (TDH = 1,5 horas) o rendimento foi menor, mas ainda bastante significativo, com determinações variando entre 51 e 66 %, para uma média de 60 %.

5.2.3. Estabilidade operacional

Os parâmetros de controle foram temperatura e pH, determinados para o esgoto bruto e efluentes dos reatores R1, R2 e R3. Os perfis diários de temperatura, tomados entre 8 e 20 horas a cada uma hora de intervalo, indicaram que todas as amostras permaneceram na faixa mesófila de temperatura. O esgoto bruto apresentou uma média de 29,8 °C (mínima de 28 e máxima de 31,2 °C), contra médias de 30,8 °C para R1 (intervalo de leituras de 25,7 a 33,9 °C), 29,9 °C para R2 (leituras de 25,1 a 32,8 °C) e 29,8 °C para R3 (25,1 a 32,4 °C),

mostrando que todo o processo ocorreu dentro de uma faixa bastante aceitável para o desenvolvimento da digestão anaeróbia. Segundo van Haandel e Lettinga (1974) e Chernicharo (1997) a faixa ótima para desenvolvimento do processo estaria entre 30 e 35 °C. Por outro lado van Haandel e Lettinga (1994) e Yu *et al.* (1997), também afirmaram que a digestão anaeróbia desenvolve-se de maneira satisfatória a partir dos 20 °C, afirmações confirmadas pelos resultados encontrados ao longo deste trabalho. Aqui reitera-se que a média de R1 foi superior em função de sua posição de exposição direta ao sol vespertino.

Quanto ao pH dos efluentes dos três reatores operados, foi mantido dentro de uma faixa adequada para o desenvolvimento da digestão anaeróbia, ou seja, pH com um valor próximo ao ponto neutro (pH = 7). Em R1, a variação foi de 6,8 a 7,2 com uma média de 7,05, em R2 de 6,5 a 7,0 e R3 de 6,4 a 7,1, ambos com média geral de 6,8. O esgoto bruto forneceu leituras que variaram de 6,8 a 7,2 com uma média geral de 7,0. Com pH médios na faixa de 6,8 a 7,0, não houve, portanto, necessidade de intervenção no sistema com adição de substâncias corretivas do pH para uma melhor faixa operacional.

Durante os períodos de parada sempre ocorreu redução de pH do conteúdo do reator, especialmente R3, por ser este o de menor carreira de trabalho diária (6 horas de funcionamento consecutivo contra 18 paradas). Essa variação poderia ser explicada da seguinte maneira: quando a alimentação é interrompida o material orgânico que está no reator continua sendo biodegradado e, então, desenvolve-se a fermentação ácida e, em seguida, a metanogênica. E, se este último processo não se completa antes da retomada de alimentação o ambiente tende a ter seu pH reduzido. Também essas transformações levam à formação de CO₂, diminuindo o valor do pH. A nova entrada de esgoto bruto resultará na recuperação deste parâmetro, quando este esgoto tem pH e alcalinidade superiores ao conteúdo do reator, o que sempre ocorreu nesta pesquisa.

O fato de R1 ter sempre pH superior que R2 e este maior que R3 só confirma que a digestão era mais completa em R1 e conseqüentemente menor em R3, com R2 e R3 contendo maior concentração de ácidos graxos voláteis.

5.3. Etapa 2

5.3.1. Lodo anaeróbio

Partindo-se de uma carga de massa de lodo bastante alta, em torno de 3,5 kg/reator, os reatores R1 (TDH = 3 horas) e R2 (TDH = 1,5 hora) mostraram capacidade de crescimento desta massa, atingindo cerca de 4,9 kg em R1, acima da capacidade máxima indicada por Haskoning (1989) citado em Bezerra (1998), e 4,1 kg em R2. Por outro lado R3 mostrou uma massa estável em torno de 3,5 kg, indicando que o reduzido período de detenção hidráulica (3/4 de hora) e a alta velocidade de ascensão (5,3 m/h) não permitiu o acúmulo de massa no interior do reator. Destes sólidos, a parcela de totais voláteis sempre foi maior que a parcela fixa, sendo que, na média, foi obtido 61 % de voláteis em R1, 56 % em R2 e 57 % em R3, valores comparáveis aos da Etapa 1.

Quanto aos sólidos sedimentáveis apenas o R1 mostrou uma redução interessante, sendo lida uma média de 1,0 ml/l contra 4 ml/l de média no afluente, ou seja, uma eficiência média em torno de 75 %. Em R2 também houve redução, embora menos significativa: média de 2,4 ml/l, ou seja, por volta de 40 %. Em R3, embora tenha mostrado uma média de 3.5 ml/l, em algumas amostras simultâneas o volume de sólidos sedimentáveis no efluente deste reator foi superior ao volume sedimentado na amostra do afluente, isto com descarte de amostras coletadas durante descargas espontâneas de lodo concentrado nos efluentes.

5.3.2. D Q O

Tratando-se deste parâmetro, os resultados não foram promissores para esta etapa. O máximo rendimento foi obtido no reator R1 (TDH = 3 horas para funcionamento contínuo), alcançando um rendimento médio de 53 % contra apenas 42 % em R2 (TDH = 1,5 hora para 12 horas de carreira) e ínfimos 29 % em R3 (TDH = 3/4 de hora para 6 horas de carreira). Para amostras sedimentadas não houve alteração significativa, sendo obtidos rendimentos médios em torno de 51 % de redução da DQO em R1 e R2 e 35 % em R3. Os baixos rendimentos mostraram que TDH de até 3 horas em funcionamento contínuo ou meno-

res, mesmo que por tempo limitado de carreira, produzem efluentes bastante grosseiros e não reduzem eficazmente o poder poluidor dos esgotos sanitários brutos, mesmo com o emprego subsequente de decantadores.

A significativa diferença da redução de DQO entre a amostra normal e a decantada, notadamente em R3, quando passou de 29 para 35 %, indicam que, junto com o lodo expurgado no efluente havia uma parcela de material não digerido, consequência do pequeno TDH usado e, portanto, não recomendável para este tipo de reator.

5.3.3. Estabilidade operacional

Os números lidos para temperatura e pH, determinados para o esgoto bruto e efluentes dos reatores R1, R2 e R3, nesta etapa não diferiram da Etapa 1, mostrando que não houve instabilidade operacional no interior do sistema que levassem a riscos de "azedamento".

Os perfis diários de temperatura, tomados entre 8 e 20 horas a cada uma hora de intervalo, indicaram que, também nesta etapa, todas as amostras permaneceram na faixa mesófila de temperatura. Esta etapa, com a temperatura ambiente mínima um pouco superior à da etapa anterior, apresentou uma média de 30,5° C para o esgoto bruto (mínima de 29 e máxima de 31,6° C), contra médias de 32,7° C para R1 (intervalo de leituras de 30,4 a 33,9° C), 31,6° C para R2 (leituras de 29,8 a 32,5° C) e 31,4° C para R3 (29,7 a 32,2° C), mostrando que todo o processo ocorreu dentro de uma faixa bastante aceitável para o desenvolvimento da digestão anaeróbia, segundo textos apresentados por van Haandel e Lettinga (1974) e Chernicaró (1997) e Yu *et al.* (1997). Aqui, também, reintera-se que a média de R1 foi superior em função de sua peculiar posição de exposição em relação ao sol vespertino.

Quanto ao pH dos efluentes dos três reatores operados, também nesta etapa foi mantido dentro de uma faixa adequada para o desenvolvimento da digestão anaeróbia, ou seja, pH com um valor próximo ao ponto neutro (pH = 7). Com faixas operacionais um pouco menores que na etapa inicial nos três reatores, em R1 a variação foi de 6,8 a 7,1 com uma média de 6,95, em R2 de 6,8 a 7,0 com uma média geral de 6,92, e R3 de 6,8 a 7,1, apre-

sentando uma média geral de 6,90. O esgoto bruto forneceu leituras que variaram de 6,9 a 7,1 com uma média geral próxima do pH neutro 7,00. Estas leituras implicaram em ser desnecessária a intervenção no sistema com adição de substâncias corretivas que repusessem um eventual baixo pH para uma melhor faixa operacional. Nesta etapa, também foram observadas reduções de pH durante os períodos de parada dos reatores R2 e R3, como na Etapa 1.

5.4. Saturação do sistema

No final da segunda etapa, os reatores apresentaram uma excessiva quantidade de grânulos flotantes de aparência e tamanhos visualmente semelhantes por volta de cinco milímetros, que impediram a trabalhabilidade dos efluentes dos três reatores, tendo em vista a grande quantidade desses aglomerados de lodo arrastados constantemente nos efluentes.

Embora Chernicharo (1997) cite várias vantagens da granulação do lodo em reatores UASB, na situação desta pesquisa a coleta de amostras de efluentes dos reatores ficou prejudicada em função do intenso e contínuo acúmulo superficial de grânulos leves, impossibilitando a coleta de amostras sem estas formações. Por outro lado, não foram mais observadas as descargas intermitentes e espontâneas de lodo nos efluentes. Também pode-se afirmar que toda a coluna de lodo estava sob o fenômeno da floculação em virtude do aspecto granular das amostras coletadas nos pontos de amostragem ao longo da coluna de cada reator. Estas amostras, mesmo passando por uma excessiva turbulência através das torneiras de coleta, ainda apresentavam grânulos bem visíveis, com diâmetros aproximados de 1 milímetro.

CAPÍTULO 6

CONCLUSÕES

Os resultados obtidos neste trabalho permitiram concluir que para reatores UASB em escala piloto (127 litros), nas condições ambientais deste experimento e tratando esgoto sanitário com as características do utilizado com afluente, permitem expressar as seguintes afirmações:

1. O reator UASB demonstrou boa capacidade de absorção de variações severas de vazão do afluente, particularmente na Etapa 1 (TDH = 6 h). Em contraste na Etapa 2 (TDH = 3 h) a variação de vazão resultou numa grande diminuição da remoção do material orgânico;
2. Mesmo quando a eficiência de remoção torna-se baixa devida à combinação de um TDH médio curto (3 h) e variação severa de vazão a massa de lodo retido no reator mantém-se essencialmente constante, independente da variação de vazão e tende a aumentar com a diminuição do TDH médio;
3. A possibilidade de reter uma grande massa de lodo num reator com altíssima velocidade ascensional do líquido (máxima de 5,3 m/h) deve ser atribuída à boa sedimentabilidade do lodo e boa eficiência do separador de fases;
4. A fração volátil do lodo nos reatores independe da variação da vazão;
5. A estabilidade operacional não foi ameaçada por variação de vazão. O pH sempre se manteve na faixa ideal para a metanogênese;
6. O tratamento de esgotos usando UASB é um método eficiente e seguro para remoção de matéria orgânica e sólidos em suspensão, para tempos de detenção hidráulica (TDH) de seis horas, considerando seu bom desempenho para vazões contínuas até duas vezes maior que a média;
7. Reatores UASB podem apresentar resultados aceitáveis para picos de vazões de curta duração, com tempos de detenção correspondentes entre 3,0 e 1,5 hora, por algum tempo, como mostrado pelos resultados do R3 na Etapa 1 ou R2 na Etapa 2;

8. Valores de tempo de detenção hidráulica inferiores a uma hora, mesmo que seja por pouco tempo, caracterizam-se como sobrecargas hidráulicas inviáveis para a obtenção de algum rendimento aceitável.

CAPÍTULO 7

SUGESTÕES

Durante o desenvolvimento desta pesquisa, a interpretação dos dados coletados e a redação deste texto, novas propostas de estudos surgiram, entre elas as citadas a seguir:

1. Fazer testes para qualificação do lodo quanto a
 - Atividade,
 - Estabilidade,
 - Sedimentabilidade;
2. Formar amostras compostas para elaborar uma caracterização média;
3. Repetir experimentos com reatores convencionais para verificação da semelhança ou não dos resultados;
4. Repetir experimentos com descargas programadas de lodo;
5. Investigar a relação entre o TDH e o aparecimento do lodo granulado;
6. Verificar a eficiência do modelo de separador de fases empregado no experimento;
7. Caracterizar o lodo expurgado e a concentração de ácidos voláteis.

REFERÊNCIAS
BIBLIOGRÁFICAS

- 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 - UFPB, Campina Grande - Brasil.
- CAMPOS, J. R. et alli (1999). Tratamento de esgotos sanitários por processo anaeróbio e disposição controlada no solo, PROSAB, ABES, Rio de Janeiro, 435 p.
- CATUNDA, P. F., VAN HAANDEL, A. C. (1980). *Activated Sludge Settlers: Design and Optimization*, Water Sci. Tech., 19, p. 613-623.
- CHERNICHARO, C. A. L. (1997). *Reatores Anaeróbios*, SEGRAC, Belo Horizonte, 246 p.
- DIXON, N. G. H., GAMBRILL, M. P., CATUNDA, P. F. C., VAN HAANDEL, A. C. (1995). *Removal of Pathogenic Organisms from the Effluent of an Upflow Anaerobic Digester Using Waste Stabilization Ponds*, Water Science Tech., 31, 275-284.
- FERNANDES, C. (1998). *Esgotos Sanitários*, Editora Universitária - UFPB, João Pessoa, 434 p.
- GUJER, W., ZEHNDER, A. J. B. (1983). *Conversion processes in anaerobic digestion*, Water Science Tech., 65, 2030
- JHUNG, J. K., CHOI, E. (1995). *A comparative study of UASB and anaerobic fixed film reactors with development of sludge granulation*, Water Science Tech., Vol. 29, 271-277.
- KOOIJMANS, J. L., LETTINGA, G., VAN VELSEN, A. F. M. (1986). *Application of the UASB process treatment of domestic sewage under sub-tropical conditions: the Cali case*, Anaerobic treatment: a growup technology - EWPCA Conference, Amsterdam, The Netherlands, p. 4237-4360
- LETTINGA, G., HULSHOFF POL, L. M. (1991). *UASB-process design for various types of wastewaters*, Water Science Tech., 24, 87-107.
- MEDEIROS, E. J. S., SILVA J. K. M., CATUNDA, P. F., VAN HAANDEL, A. C. (1998). *Um Método para Determinar a Frequência de Descarga do Lodo de Excesso no Reator UASB*, Dep. de Engenharia Civil - CCT - UFPB, Campina Grande - Brasil, Rel. Int. n/publicado.
- NARNOLI, S. K., INDU MENROTRA (1997). *Sludge Blanket of UASB Reactor: Mathematical Simulation*, Water Science Tech., 31, 715-726.

- O'ROURKE, J. T. (1968). *Kinetics of anaerobic treatment at reduced temperature*, Tese de PhD, Universidade de Stanford, California, United States of America.
- OLIVA, L. C. H. V. (1997). *Tratamento de Esgotos Sanitários com Reator Anaeróbio de manta de lodo (UASB) Protótipo: Desempenho e Respostas Dinâmicas às Sobrecargas Hidráulicas*, São Carlos, Tese de Doutorado em Hidráulica e Saneamento, Escola de Engenharia de São Carlos, USP.
- PINHO, J. H. (1993). *Desempenho operacional da ETE de Cabanga, Recife, PE*, Dissertação de Mestrado, Universidade Federal da Paraíba, Campina Grande - PB.
- QUARMBY, J., FORSTER, C. F. (1995). *An Examination of the Structure of UASB Granules*, Water Science Tech., 29, 2449-2454.
- SAWYER, C. N., MCCARTHY, P. L. (1978). *Chemistry for Environmental Engineering*, third edition, McGraw Hill, Singapore, Philippines, 532 p.
- SAYED, S. K. I. (1987). *Anaerobic Treatment of Slaughterhouse Wastewater Using the UASB Process*, Univ. de Wageningen, Wageningen, Holanda.
- SCHMIDT, J. E. E AHRING, B. K. (1996). *Granular Sludge Formation UASB Reactors*, Biotech. Bioeng., 49, 229-246.
- SOUSA, F. P., CAVALCANTI, P. F. F., VAN HAANDEL, A. C. (1998). *Efeito da Proporção Área/Profundidade sobre o desempenho de um Reator UASB*, 20º Cong. Bras. Eng. Sanitária e Ambiental, Rio de Janeiro, disponível em CD.
- VAN HAANDEL, A. C. (1994). *Influence of the Digested COD Concentration on the Alkalinity Requirement in Anaerobic Digesters*, Water Science Tech., 30, 23-24.
- VAN HAANDEL, A. C., CAVALCANTI, P. F. F. (1995). *Melhoramento do desempenho e aumento da aplicabilidade de lagoas de estabilização através de pré-tratamento anaeróbio em um DAFA*, Dept. of Civil Engineering - UFPB, Campina Grande - Brazil, Rel. Int. n/publicado.
- ... (1996) *Uma solução prática para sistemas de lodo ativado sobrecarregados usando-se o digestor de lodo como unidade de pré tratamento*, Dep. de Engenharia Civil - CCT - UFPB, Campina Grande - Brasil, Rel. Int. n/publicado.
- VAN HAANDEL, A. C., CAVALCANTI, P. F. F., ARAÚJO, M. L. B. (1998). *Comparação do Desempenho de Reatores UASB Unitário com o de Reatores em Série*, 20º Cong. Bras. Eng. Sanitária e Ambiental, Rio de Janeiro, disponível em CD.
- VAN HAANDEL, A. C., LETTINGA, G. (1994). *Tratamento Anaeróbio de Esgotos: Um Manual para Regiões de Clima Quente*, Epgraf, Campina Grande, 240 p.

VAN HAANDEL, A. C., VERTON, P. (1994). *Evaluation of Institutional and Technological Aspects Related to the Collection and Treatment of Sewage by SANEPAR in the State of Paraná-Brasil*. World Bank, Curitiba.

VON SPERLING, M. (1996). *Princípios Básicos do Tratamento de Esgotos*, DESA-UFMG, Belo Horizonte, 210 p.

... (1996). *Introdução à Qualidade das Águas e ao Tratamento de Esgotos*, DESA-UFMG, Belo Horizonte, 243 p.