

**UNIVERSIDADE FEDERAL DE MINAS GERAIS**  
**PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM SANEAMENTO,**  
**MEIO AMBIENTE E RECURSOS HÍDRICOS**

**CONTROLE DA FORMAÇÃO DE ESCUMA E**  
**REMOÇÃO DE MATÉRIA ORGÂNICA EM**  
**REATOR UASB COM DUPLO ESTÁGIO DE**  
**COLETA DE BIOGÁS**

**Jackson de Oliveira Pereira**

**Belo Horizonte**

**2007**

**CONTROLE DA FORMAÇÃO DE ESCUMA E  
REMOÇÃO DE MATÉRIA ORGÂNICA EM REATOR  
UASB COM DUPLO ESTÁGIO DE COLETA DE  
BIOGÁS**

**Jackson de Oliveira Pereira**

**Jackson de Oliveira Pereira**

**CONTROLE DA FORMAÇÃO DE ESCUMA E  
REMOÇÃO DE MATÉRIA ORGÂNICA EM REATOR  
UASB COM DUPLO ESTÁGIO DE COLETA DE  
BIOGÁS**

Dissertação apresentada ao Programa de Pós-graduação em Saneamento, Meio Ambiente e Recursos Hídricos da Universidade Federal de Minas Gerais, como requisito parcial à obtenção do título de Mestre em Saneamento, Meio Ambiente e Recursos Hídricos.

Área de concentração: Saneamento

Linha de pesquisa: Digestão Anaeróbia e técnicas de tratamento e pós-tratamento de esgotos

Orientador: Carlos Augusto de Lemos Chernicharo

Belo Horizonte

Escola de Engenharia da UFMG

2007

Página com as assinaturas dos membros da banca examinadora, fornecida pelo Colegiado do Programa

P436c

Pereira, Jackson de Oliveira.

Controle da formação de espuma e remoção de matéria orgânica em reator UASB com duplo estágio de coleta de biogás [manuscrito] / Jackson de Oliveira Pereira – 2009.

66 f., enc.: il.

Orientador: Carlos Augusto de Lemos Chernicharo

Dissertação (mestrado) - Universidade Federal de Minas Gerais, Escola de Engenharia.

Bibliografia: f. 62-67

1. Recursos hídricos - Desenvolvimento – Teses 2. Escoamento urbano – Teses 3. Águas residuais – Purificação - Tratamento – Teses 4. Biogás – Teses I. Chernicharo, Carlos Augusto de Lemos II. Universidade Federal de Minas Gerais, Escola de Engenharia III. Título.

CDU: 574.63 (043)

A todos os meus familiares,  
em especial, a minha mãe  
Elisabeth.

## AGRADECIMENTOS

Agradeço ao professor Carlos, por todo incentivo, amizade e compreensão nos momentos mais difíceis e a confiança depositada na certeza de que eu seria capaz superar minhas próprias limitações.

Agradeço ao professor e amigo Rafael Bastos que foi o responsável pelo início, e agora pelo o fim, deste importante ciclo de minha vida.

Agradeço aos meus dois grandes companheiros de guerra Fernando e Paulo, que sempre foram capazes de perceber os momentos em que precisei de muita força, e não foram poucos.

Agradeço especialmente ao Jairo Celani, estagiário, que abraçou o projeto com toda dedicação, estando sempre interessado e disponível para realização das atividades, e foi elemento chave para realização deste trabalho.

Agradeço a Cláudio Souza, pela ajuda e os ensinamentos compartilhados, que foram vitais para o sucesso do foco central pesquisa, pelo seu conhecimento prévio sobre a espuma.

Agradeço ao Senhor Raimundo pela dedicação e apoio na montagem dos reatores e pelos ensinamentos transmitidos.

Agradecimentos a Graziella, a Juliane, a Lucilaine, a Olívia, ao Roberto e a Silvana, pela contribuição de todos na geração dos dados com toda atenção, interesse e preocupação.

Meus agradecimentos a Polyplaster, pela doação de equipamentos, e a COPASA pelo suporte concedido, com o espaço para realização desta e de outras pesquisas na ETE-Arrudas. Agradeço a CAPES pela concessão da Bolsa, e a todos do DESA.

Agradecimentos a todos os meus familiares

E a todos que contribuíram direta e indiretamente para conclusão de mais uma etapa de minha vida.

“ Se, para continuar a brilhar para comover poetas, guiar os pescadores em alto-mar, as estrelas dependessem dos aplausos ou agradecimentos dos homens, já teriam todas se apagado.

Assim faz o homem sensato.

Ele é feliz, independentemente de reconhecimento, gratidão, correspondência ou admiração das multidões ocupadas, dos parentes e amigos”.

Hermógenes

## RESUMO

O presente estudo testou o potencial de aplicação de um reator UASB dotado de duplo estágio de coleta de biogás, tratando esgotos tipicamente domésticos, no controle da formação de espuma e na remoção de matéria orgânica. Para tanto, dois reatores UASB em escala piloto foram comparados em termos do controle da formação de espuma e do desempenho na remoção de matéria orgânica. Um dos reatores foi modificado e confeccionado com uma concepção semelhante a um reator com recirculação interna (IC reactor), com primeiro estágio de coleta de biogás próximo ao fundo. O outro, utilizado como controle, foi um reator UASB convencional. O reator modificado permitia a saída de toda espuma do reator, e o reator UASB convencional retinha toda a espuma formada no separador trifásico e nos decantadores. Os reatores foram inoculados com lodo flocculento e foram operados em três fases distintas. Durante a partida os reatores, modificado e controle, operaram com TDH de 7 e 10 horas, respectivamente, após este período ambos operaram sempre com TDH de 7 horas, durante o período operacional remanescente.

Os resultados revelaram que o reator UASB modificado foi capaz de manter o desempenho típico de um reator UASB convencional, não apresentando limitações à sua aplicação sob este aspecto, com eficiências médias de 65% para DBO, 60% para DQO e cerca de 85 a 90% de DQOfiltrada. O reator modificado foi mais efetivo que o reator convencional no controle da formação de espuma, devido à possibilidade de ocorrência da degradação da espuma e ou a sua desestruturação e saída do separador trifásico, nesta configuração de reator. Ademais outras vantagens potenciais foram reveladas por esta configuração, como granulação do lodo, taxa de produção de metano mais elevada, e resistência à elevação da fração particulada no afluente. Assim, esta configuração, em função das vantagens potenciais apresentadas, pode representar um avanço no desenvolvimento tecnológico dos reatores UASB tratando esgotos domésticos.



## ABSTRACT

The present study tested the potential of application of a UASB reactor equipped with a double stage of biogas collection, treating domestic sewage, for the control of scum formation and removal of organic matter. For this, two UASB reactors in pilot scale had been compared in terms of the scum formation control and the performance of organic matter removal. One of the reactors was modified and confectioned with a similar conception of a IC reactor (Internal Circulation), with a first stage of biogas collection located next to the bottom. The other one, used as control, was a conventional UASB reactor. The modified reactor allowed the exit of all scum from the reactor, and the conventional UASB reactor held back all the scum formed in the three-phase separator and in the settlers. The reactors were inoculated with flocculent sludge and were operated in three distinct phases. During the start-up the reactors, modified and controlled one, were operated with a HRT of 7 and 10 hours, respectively, after that both reactors were operated with a HRT of 7 hours throughout the remaining operational period.

The results had showed that the modified UASB reactor was capable to keep the typical performance of a conventional UASB reactor, not presenting limitations to its application under this aspect, with average removal efficiencies of 65% for BOD, 60% for COD and about 85 to 90% for filtered COD. The modified reactor was more effective than the conventional one in the control of scum formation, due to the possibility of occurrence of scum degradation and or its disaggregation and exit from the inner part of the three-phase separator, in this reactor configuration. Additionally, other potential advantages had been revealed by this configuration, as sludge granulation, higher methane production rate, and robustness to the rise of the particulate fraction in the affluent. Thus, this configuration, in function of the presented potential advantages, can represent an advance in the technological development of UASB reactors treating domestic sewers.

# SUMÁRIO

<b>LISTA DE FIGURAS.....</b>	<b>VIII</b>
<b>LISTA DE TABELAS.....</b>	<b>IX</b>
<b>LISTA DE ABREVIATURAS, SIGLAS E SÍMBOLOS .....</b>	<b>X</b>
<b>1 INTRODUÇÃO.....</b>	<b>1</b>
<b>2 OBJETIVOS.....</b>	<b>4</b>
2.1 OBJETIVO GERAL .....	4
2.2 OBJETIVOS ESPECÍFICOS .....	4
<b>3 REVISÃO DA LITERATURA.....</b>	<b>5</b>
3.1 REATORES UASB TRATANDO ESGOTOS DOMÉSTICOS.....	5
3.2 FATORES QUE INFLUENCIAM O DESEMPENHO DOS REATORES UASB .....	6
3.2.1 <i>Características do afluente</i> .....	6
3.2.2 <i>Condições operacionais</i> .....	8
3.2.3 <i>Tipo de lodo</i> .....	11
3.3 ADAPTAÇÕES NA PLANTA DE ESTAÇÕES UTILIZANDO REATORES UASB.....	12
3.3.1 <i>Decantador primário</i> .....	13
3.3.2 <i>Reator hidrolítico</i> .....	13
3.3.3 <i>Reator UASB combinado com digestor</i> .....	15
3.4 ADAPTAÇÕES AO PROJETO DOS REATORES .....	16
3.4.1 <i>Alterações no projeto do separador</i> .....	16
3.4.2 <i>Reator Híbrido</i> .....	18
3.4.3 <i>Outras alterações</i> .....	19
3.5 CONFIGURAÇÕES MODIFICADAS DE REATORES UASB .....	20
3.5.1 <i>Reator UASB compartimentado</i> .....	21
3.5.2 <i>Reator de leito fluidizado</i> .....	21
3.5.3 <i>Reator de leito granular expandido</i> .....	22
3.5.4 <i>Reator de recirculação interna - IC</i> .....	23
3.5.5 <i>Reator air-lift</i> .....	25
3.6 FORMAÇÃO DE ESCUMA EM REATORES UASB .....	26
3.6.1 <i>Fatores intervenientes na formação de espuma</i> .....	28
3.6.2 <i>Problemática da formação de espuma em reatores UASB</i> .....	29
3.6.3 <i>Controle da formação de espuma</i> .....	31
<b>4 MATERIAL E MÉTODOS.....</b>	<b>33</b>
4.1 APARATO EXPERIMENTAL .....	33
4.2 CONFIGURAÇÃO DOS REATORES E FASES DE MONITORAMENTO .....	34
4.2.1 <i>Configuração dos reatores</i> .....	34
4.2.2 <i>Fases de monitoramento</i> .....	35
4.3 PARÂMETROS DE MONITORAMENTO.....	36
4.3.1 <i>Monitoramento da Escuma</i> .....	36
4.3.2 <i>Monitoramento dos efluentes</i> .....	37
4.3.3 <i>Monitoramento do biogás e cálculo da hidrólise dos sólidos particulados do afluente nos reatores</i> .....	38
4.3.4 <i>Monitoramento Lodo</i> .....	39
<b>5 RESULTADOS E DISCUSSÃO.....</b>	<b>41</b>
5.1 FORMAÇÃO DE ESCUMA .....	41
5.1.1 <i>Sólidos nas escumas formadas nos reatores</i> .....	41
5.1.2 <i>Acumulação de espuma nos reatores</i> .....	42
5.2 REMOÇÃO DE MATÉRIA ORGÂNICA .....	44
5.2.1 <i>Remoção de matéria orgânica total</i> .....	45
5.2.2 <i>Conversão de DBO e DQO</i> .....	48
5.3 PRODUÇÃO DE GASES E CÁLCULO DA HIDRÓLISE DOS SÓLIDOS PARTICULADOS NOS REATORES.....	50

5.3.1	<i>Produção de gases</i> .....	50
5.3.2	<i>Hidrólise da fração particulada</i> .....	51
5.4	MONITORAMENTO DO LODO NOS REATORES .....	53
5.4.1	<i>Distribuição e produção do lodo</i> .....	53
5.4.2	<i>Atividade metanogênica específica (AME)</i> .....	55
<b>6</b>	<b>CONCLUSÕES</b> .....	<b>59</b>
<b>7</b>	<b>RECOMENDAÇÕES</b> .....	<b>61</b>
<b>8</b>	<b>REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS</b> .....	<b>62</b>

## LISTA DE FIGURAS

<b>Figura 3.1</b> - Representação esquemática do sistema combinado reator UASB+Digester .....	15
<b>Figura 3.2</b> - Representação esquemática do reatores UASB; (a) BIOTHANE; (b) BIOPAQ.	17
<b>Figura 3.3</b> - Representação esquemática do reatores UASB; (a) decantador de alta-taxa; (b) reator híbrido.....	19
<b>Figura 3.4</b> - Representação esquemática do reatores; (a) reator aeróbio <i>air-lift</i> ; (b) reator de leito granular expandido com três placas defletoras; (c) reator de recirculação interna ..	26
<b>Figura 3.5</b> - Vista de reatores em escala plena; (a) sistema EGSB+AIRLIFIT (b) sistema IC+CIRCOX, tratando efluente de cervejaria no Brasil.....	26
<b>Figura 3.6</b> – Pontos de acumulação de espuma em reatores UASB; (a) representação esquemática; (b) Espuma formada na superfície do decantador de um reator UASB; (c) espuma formada no interior do separador trifásico de um reator UASB. ....	27
<b>Figura 4.1</b> - Fluxograma do aparato experimental e pontos de amostragem. 1- Ponto de amostragem do esgoto bruto; 2 e 3 pontos de amostragem dos efluentes dos reatores; 4 – ponto de amostragem do biogás produzido nos reatores; 5 – pontos de amostragem do lodo ao longo da altura do reator; 6 – ponto de amostragem da espuma. ....	33
<b>Figura 4.2</b> - Vista geral (a) e cortes esquemáticos (b) dos reatores experimentais .....	35
<b>Figura 4.3</b> - Etapas da coleta de espuma do interior do separador trifásico (a, b) e concentração e medição de volume (c). ....	37
<b>Figura 5.1</b> - Resultados de ST, STV e relação %STV/ST, para espumas dos reatores em cada fase de monitoramento. ....	41
<b>Figura 5.2</b> - Séries temporais de DBO <sub>total</sub> do esgoto bruto e dos efluentes dos reatores; (a) Fase 1; (b) Fase 2 e (c) Fase 3.....	46
<b>Figura 5.3</b> - Séries temporais de DQO <sub>total</sub> do esgoto bruto e dos efluentes dos reatores; (a) Fase 1; (b) Fase 2 e (c) Fase 3.....	46
<b>Figura 5.4</b> - Séries temporais de SST do esgoto bruto e dos efluentes dos reatores; (a) Fase 1; (b) Fase 2 e (c) Fase 3.....	47
<b>Figura 5.5</b> – Concentrações médias de DBO <sub>filt.</sub> e DQO <sub>filt.</sub> na Fase 1.....	49
<b>Figura 5.6</b> – Concentrações médias de DBO <sub>filt.</sub> e DQO <sub>filt.</sub> na Fase 3.....	49
<b>Figura 5.7</b> - Percentual de CH <sub>4</sub> no biogás dos reatores nas fases 2 e 3. ....	50
<b>Figura 5.8</b> – Produção de biogás (m <sup>3</sup> /m <sup>3</sup> .d) nas fases 2 e 3. ....	51
<b>Figura 5.9</b> – Produção de metano (m <sup>3</sup> /m <sup>3</sup> .d) nas fases 2 e 3. ....	51
<b>Figura 5.10</b> – Percentual de hidrólise nos reatores, em termos da DQO <sub>aplicada</sub> nas fases 2 e 3. ....	52
<b>Figura 5.11</b> – Percentual de hidrólise nos reatores, em termos da DQO <sub>removida</sub> nas fases 2 e 3. ....	52
<b>Figura 5.12</b> - Perfis de sólidos nos reatores ao final de cada período de monitoramento, 1º Fase (1ª linha), 2º Fase (2ª linha) e 3º Fase (3ª linha). ....	53
<b>Figura 5.13</b> - Atividade metanogênica específica do lodo nos reatores, em cada fase operacional .....	56
<b>Figura 5.14</b> - Tipo de lodo desenvolvido nos reatores; (a) aspecto granular e (b) detalhe dos grânulos desenvolvidos no reator UASB modificado, (c) aspecto floculento do lodo desenvolvido no reator UASB convencional .....	58

## LISTA DE TABELAS

<b>TABELA 4.1</b> - Principais características físicas e operacionais dos reatores durante todo o monitoramento .....	36
<b>TABELA 5.1</b> - Volume de espuma concentrada coletada, DQO e coeficiente de acumulação para espumas formadas nos reatores durante os períodos operacionais .....	42
<b>TABELA 5.2</b> - Concentrações médias de DBO, DQO, SST e SSV no afluente e no efluente dos reatores durante as fases de monitoramento .....	45

## LISTA DE ABREVIATURAS, SIGLAS E SÍMBOLOS

AME – Atividade metanogênica específica

CAPES – Coordenação de aperfeiçoamento de pessoal de nível superior

CIRCOX– reator de circulação de oxigênio (oxygen circulation)

COPASA – Companhia de Saneamento de Minas Gerais

CSTR – reator de mistura completa ideal

DBO – Demanda bioquímica de oxigênio total do efluente

DBOf – Demanda bioquímica de oxigênio do efluente filtrado

DESA – Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental

DQOf – Demanda química de oxigênio

DQOf – Demanda química de oxigênio do efluente filtrado

DQOCH<sub>4</sub> - carga de DQO convertida a metano

DQOfilt./efluente - carga de DQO solúvel no efluente do reator

DQOfilt./afluente - carga de DQO solúvel no esgoto bruto afluente aos reatores

DQOparticulada./afluente - carga de DQO particulada no esgoto bruto afluente aos reatores

DQOparticulada./efluente - carga de DQO particulada no efluente do reator

ETA – Estação de Tratamento de Água

ETE – Estação de Tratamento de Esgotos

EGSB – reator de leito granular expandido (Expanded granular sludge bed)

Ht(%) - percentual de hidrólise da fração particulada em termos da DQOaplicada

Hremovida(%) - percentual de hidrólise da fração particulada em termos da DQOremovida

IC – reator de recirculação interna (internal circulation)

PROSAB – Programa de pesquisas em saneamento básico

Rconv. – reator UASB convencional

Rmod. – reator UASB modificado

SST – Sólidos suspensos totais

SSV – Sólidos suspensos voláteis

SSV/SST – relação sólidos suspensos voláteis por sólidos suspensos totais

TDH – Tempo de detenção hidráulica

UASB – reator anaeróbio de manta de lodo e fluxo ascendente (Upflow anaerobic sludge blanket)

UFMG – Universidade Federal de Minas Gerais

# 1 INTRODUÇÃO

Atualmente no Brasil o tratamento anaeróbio de esgotos domésticos em reatores UASB é uma tecnologia consolidada com vários sistemas operando em escala plena (CHERNICHARO, 2006). São diversas as vantagens que fizeram com que estes reatores encontrassem larga aplicação, não só aqui, mas no mundo todo, e não apenas tratando esgotos domésticos, mas diversos tipos de efluentes de processos industriais.

Inicialmente concebido por Lettinga e colaboradores na década de 70 para o tratamento de efluentes industriais, os reatores anaeróbios de manta de lodo e fluxo ascendente (UASB) posteriormente foram testados com sucesso no tratamento dos esgotos domésticos. Especialmente em países de clima quente, que permitem sua utilização com maiores vantagens, os reatores UASB surgiram como uma alternativa bastante competitiva aos processos tradicionais de tratamento, ganhando larga aplicação devido aos seus baixos custos de implantação, operação e manutenção (VAN HANDELL & LETTINGA, 1994; CHERNICHARO, 2006).

Por outro lado, apesar de suas vantagens, comumente os reatores UASB não são capazes de depurar os esgotos ao nível de atendimento das legislações ambientais, sendo necessário portanto uma etapa de pós-tratamento. Mesmo assim, ainda que o polimento do efluente tratado seja necessário, no contexto brasileiro, de forma alguma se podem desprezar as vantagens e conveniências da aplicação dos reatores UASB, seja para atingir um patamar mais favorável em tratamento de esgotos, seja para reduzir os custos de sistemas mais eficientes (ANDRADE NETO & CAMPOS, 1999).

Na verdade a concepção original dos reatores UASB apresenta dificuldades para tratar efluentes com elevadas concentrações de sólidos, como os esgotos domésticos, onde a hidrólise da DQO particulada é a etapa limitante do processo ocorrendo acúmulo de sólidos no lodo. (LETTINGA & HULSHOFF POL, 1991; FORESTI *et al*, 2006; VAN HANDELL *et al.*, 2006).

Assim sendo, a mistura e o bom contato biomassa-esgoto são fundamentais para garantir uma boa taxa de hidrólise. Com mistura insuficiente, devido às baixas velocidades aplicadas e à baixa produção de biogás, tem-se uma boa retenção do lodo, mas limitações de transferência de massa, além de um maior potencial de formação de espuma.

Desta forma, os reatores UASB foram desenvolvidos para tratar efluentes cuja concentração favoreça a mistura promovida pelos gases, e não pelo fluxo líquido, e a ocorrência da granulação do lodo anaeróbio (KATO *et al.*, 1999). Segundo Foresti *et al.* (2006), apesar do reconhecido sucesso dos reatores UASB para o tratamento de esgotos domésticos, a perda de sólidos no efluente e a formação de espuma no interior do separador trifásico são duas limitações evidentes.

Assim, o maior sucesso dos reatores UASB de fato não se deu para o tratamento de efluentes domésticos, e seu desempenho pode ser melhorado se pesquisas forem desenvolvidas no sentido de adaptar seu desenho as características dos esgotos sanitários (FORESTI *et al.*, 2006).

Outras concepções modificadas ou adaptadas, de reatores UASB, aplicado ao tratamento de efluentes industriais estão hoje bem desenvolvidas (KASSAM *et al.*, 2002) e, para o tratamento de esgotos domésticos, não há atualmente uma versão de reator UASB, ou de um reator anaeróbio de alta taxa, ou ainda, uma adaptação na forma dos reatores, que tenha agregado maiores vantagens em relação a um reator UASB convencional. As alternativas desenvolvidas, ainda que tenham apresentado vantagens, estão longe de substituí-los.

Neste sentido, o presente estudo refere-se à utilização de uma versão modificada de reator UASB dotado de dois estágios de coleta de biogás, para o tratamento de efluentes domésticos. A proposta da concepção é de uma versão modificada de reator UASB, que possua todas as vantagens de um reator UASB convencional, com o benefício adicional de não haver à formação de espuma no separador e todos os seus inconvenientes potenciais.

O presente estudo, de caráter inédito, parte de princípio de que a instalação de um coletor de gases bem próximo ao fundo do reator possibilita a melhor mistura (biomassa-esgoto) abaixo do primeiro estágio de coleta gás e junto da camada de espuma. Esta configuração de reator guarda semelhança com a geração de reatores do tipo *gas-lift*, pela coleta de biogás em dois estágios, configurando dois reatores UASB sobrepostos. Abaixo do primeiro coletor de gases, o primeiro reator UASB funciona em regime de mistura completa, com um curto TDH, e acima do coletor, onde a influência dos gases é menor, caracteriza-se a zona de polimento do efluente.



Com a concentração do fluxo gasoso e o direcionamento do fluxo das três fases (sólido-líquido-gás) no primeiro estágio em direção coletor de gases de segundo estágio, pode haver a mistura junto à camada de espuma, favorecendo a ocorrência de dois mecanismos: a desestruturação, devido à agitação; e a degradação, devido à condução de biomassa ativa do leito, combinada com a mistura.

O coletor superior, ou de segundo estágio, também incorporou uma modificação no seu desenho, possuindo orifícios de comunicação do interior do separador trifásico com a zona decantação do reator. Desta forma, combinado com a desestruturação, poderia permitir a saída da espuma do separador no efluente. Além disso, esses orifícios também poderiam permitir o retorno do lodo, conduzido até a camada de espuma, ao compartimento de digestão, já que este ao atingir o compartimento de decantação, tem ainda a chance de sedimentar.

Portanto, duas modificações foram propostas no desenho original dos reatores UASB, com o intuito de equacionar um sério problema operacional, da formação de espuma, criando mecanismos que permitam ou a saída de toda espuma, ou sua degradação no próprio volume do reator, como mecanismos de controle.

## **2 OBJETIVOS**

### **2.1 *Objetivo geral***

Avaliar o potencial de uma inovadora concepção de reator UASB modificado, dotado de dois estágios de coleta de biogás, quando aplicado ao tratamento de esgotos domésticos, no controle da formação de espuma e na remoção de matéria orgânica.

### **2.2 *Objetivos específicos***

- Caracterizar e comparar as escumas formadas nos separadores trifásicos dos reatores UASB, com duplo estágio de coleta de biogás e convencional, quanto a concentração de matéria orgânica e as taxas de acumulação;
- Avaliar e comparar o desempenho na remoção de matéria orgânica do reator UASB com duplo estágio de coleta de biogás com o reator UASB convencional;
- Avaliar e comparar a produção de biogás e a hidrólise da matéria orgânica particulada afluyente, dos reatores UASB, com duplo estágio de coleta de biogás e convencional;
- Comparar a biomassa nos reatores, em termos da atividade metanogênica, da produção e distribuição ao longo da altura dos reatores UASB com duplo estágio de coleta de biogás e convencional.

### 3 REVISÃO DA LITERATURA

#### 3.1 *Reatores UASB tratando esgotos domésticos*

O sucesso e ao mesmo tempo os problemas que os reatores UASB apresentaram fazem com o sistema esteja no foco de intensas pesquisas em todo o mundo para o tratamento de efluentes domésticos e industriais.

Os bons resultados obtidos por Lettinga e colaboradores com os reatores manta de lodo e fluxo ascendente (*Upflow Anaerobic Sludge Blanket – UASB*) para o tratamento de efluentes agroindustriais motivaram sua aplicação para efluentes domésticos. Para estes, porém, os reatores UASB defrontaram-se com limitações tais como: à formação de biomassa de pobre sedimentabilidade, o acúmulo de sólidos suspensos do afluente no lodo, a hidrólise como etapa limitante do processo, a redução da atividade metanogênica específica e a baixa produção de biogás (KALOGO & VERSTRAETE, 1999).

A maioria dos reatores anaeróbios de alta-taxa apresentam reduzida capacidade para tratar efluentes com elevada concentração de sólidos particulados e substratos orgânicos e inorgânicos insolúveis, chamados “águas residuárias complexas” (LETTINGA & HULSHOFF POL, 1991; HARIDAS *et al*, 2005). No intuito de transpor estas limitações algumas modalidades de reatores anaeróbios de alta taxa foram desenvolvidos, algumas adaptações no desenho foram propostas e algumas alterações na planta do sistema foram empregadas (KALOGO & VERSTRAETE, 1999; MAHMOUD, 2004; FORESTI *et al.*, 2006; VAN HAANDEL *et al.*, 2006).

Entre estas, as alterações de forma tiveram menor ênfase, dentro das pesquisas e aplicações dos reatores UASB, tratando esgotos domésticos (FORESTI *et al.*, 2006). Desta maneira, não há uma concepção modificada de reator UASB consagrada, especialmente desenvolvida para tratar esgotos domésticos e, apenas algumas poucas adaptações na concepção original foram propostas. Neste caso, é ainda a versão original do reator UASB que atualmente apresenta maior sucesso no tratamento de esgotos sanitários (FORESTI *et al.*, 2006; AIYUK *et al.*, 2006).

Enquanto isso, para os efluentes industriais outras versões de reatores UASB modificados têm tido grande aplicação ao longo das últimas décadas, como os reatores EGSB e IC (KASSAM *et al.*, 2002).

Entre os fatores que governam o desempenho dos reatores UASB tratando esgotos domésticos reportados na literatura estão as características dos esgotos sanitários; a forma, as condições operacionais dos reatores e a produção de biogás que determinam o comportamento hidrodinâmico dos reatores e o tipo de lodo desenvolvido.

## **3.2 Fatores que influenciam o desempenho dos reatores UASB**

### **3.2.1 Características do afluente**

Segundo Lettinga e Hulshoff Pol (1991), os esgotos domésticos podem ser considerados como águas residuárias complexas, parcialmente solúveis, devido à elevada fração da DQO presente na forma de sólidos particulados, cerca de 45 a 55% (KALOGO & VERSTRAETE, 1999).

O desempenho de um reator UASB é dependente de características do esgoto como, a fração insolúvel, a biodegradabilidade, e a sedimentabilidade da fração particulada presente no efluente (LETTINGA *et al.*, 1993). Quando se tem um efluente com grande presença de sólidos, em geral, a etapa limitante do processo de conversão do material orgânico, é a hidrólise e não a metanogênese (LETTINGA & HULSHOFF POL, 1991; MAHMOUD *et al.*, 2004; HARIDAS *et al.*, 2005; FORESTI *et al.*, 2006; VAN HAANDEL *et al.*, 2006). Neste caso, uma boa retenção de sólidos é necessária para garantir um tempo de residência adequado, para que ocorra a hidrólise dos sólidos particulados, principalmente, lipídios, e a completa conversão do material orgânico (MIRON *et al.*, 2000).

A influência do tempo de residência celular, na hidrólise e na acidificação de lodo primário, foi investigado por Miron *et al.* (2000), em reator de mistura completa ideal (CSTR) operado à 25° C. Segundo os autores, para idades do lodo inferiores a 8 dias prevalecem condições acidogênicas no reator; a hidrólise é a etapa limitante da conversão de lipídios e a acidogênese a etapa limitante da conversão de carboidratos e proteínas. Por outro lado, com idades do lodo mais elevadas, acima de 10 dias, às condições reinantes no reator são metanogênicas, e a hidrólise é a etapa limitante da conversão de todo substrato particulado (carboidratos, lipídios e proteínas).

A conversão de lipídios (óleos, graxas e gorduras) à metano, depende da hidrólise destes e da acidificação dos ácidos graxos de cadeia longa, que comumente são relatados como causadores de problemas operacionais. Segundo Lettinga e Hulshoff Pol (1991) e Aiyuk *et al.* (2006), os lipídios adsorvidos ao lodo podem levar à limitações de transferência do substrato e a redução da atividade metanogênica específica (LEITÃO *et al.*, 2006), à flotação do lodo floculento ou granular, prejudicando a qualidade do efluente e aumentando a formação de espuma. Segundo Alves *et al.* (2001) a literatura sugere que o acúmulo de ácidos de cadeia longa tenha um efeito inibidor nos microrganismos metanogênicos acetotróficos, e nenhuma adaptação foi reportada.

Hwu *et al.* (1998) avaliaram o efeito da adsorção de ácidos graxos de cadeia longa em lodo granular de reatores UASB, que é uma premissa para sua degradação. Os autores observaram que, de fato, ocorre uma maior flotação do lodo, para maiores concentrações ácidos graxos de cadeia longa aplicadas. Ademais, nestas condições, segundo os autores, a completa flotação do lodo pode ocorrer antes mesmo da inibição da atividade metanogênica específica pelo acúmulo dos ácidos de cadeia longa. No estudo foi verificada uma remoção excepcional dos ácidos, sem o correspondente aumento na produção de metano, num primeiro momento, seguido de aumento nas concentrações dos ácidos de cadeia longa no efluente, devido ao mecanismo de dessorção e a perda de sólidos por flotação.

Devido ao fato de que uma substancial parcela da DQO total afluyente (30 a 40%) dos esgotos domésticos constitui-se de lipídios, o tratamento destes efluentes pode apresentar todos estes inconvenientes potenciais (CHIPASA & MEDRZYCKA, 2006). Essa complexidade dos efluentes domésticos requer esforços para o desenvolvimento de novas concepções ou melhorias no desenho dos reatores anaeróbios existentes (FORESTI *et al.*, 2006).

Segundo Haridas *et al.* (2005), as versões de reatores anaeróbios de alta-taxa, em geral, têm explorado pouco a intensificação dos mecanismos de transferência de massa que são fundamentais para que ocorra a maior hidrólise da fração particulada da DQO e a solubilização dos lipídios presentes nos efluentes complexos (ZAIAT *et al.*, 2000).

### 3.2.2 Condições operacionais

#### 3.2.2.1 TDH e velocidade ascensional

Para efluentes domésticos, onde os reatores operam com baixa velocidade ascensional, da ordem de 0,5 a 0,7 m/h (LETTINGA & HULSHOFF POL, 1995 *apud* CHERNICHARO, 1997), o comportamento do leito de lodo tende a ser mais ou menos estático o que dificulta a transferência de massa do líquido em tratamento para os microrganismos e vice-versa (SEGHEZZO *et al*; 1998, KATO *et al*, 1999). No entanto, é desta forma que os reatores UASB conseguem manter uma elevada quantidade de bactérias no reator e alcançar uma razoável eficiência de remoção de sólidos (LETTINGA & HULSHOFF POL, 1991; VAN HANDELL & LETTINGA, 1994; CHERNICHARO, 1997).

Com o leito de lodo estático tem-se a formação de zonas mortas e curtos-circuitos hidráulicos no interior do reator, prejudicando ainda mais o desempenho do sistema (KATO *et al*, 1999). A pouca mistura promovida, por sua vez, permite que os materiais flutuantes (óleos e graxas) se desprendam do movimento do líquido, com baixa capacidade de transporte, indo formar a camada de espuma. Com isso, este material tem pouca chance de ser tratado podendo muitas vezes carregar consigo partículas de lodo, aumentando a taxa de acumulação de espuma em decantadores e separadores trifásicos.

Boas condições de mistura podem ser conseguidas com o aumento da vazão afluyente ao reator, e conseqüente aumento na velocidade ascensional, ou, com um adequado sistema de distribuição do esgoto (VAN DER LAST & LETTINGA, 1992; CHERNICHARO *et al*, 1999). Como o controle da velocidade ascensional em reatores UASB tratando esgotos domésticos é ponto chave da retenção de sólidos, os reatores têm que operar com baixas velocidades ascensionais, a favor da retenção de sólidos, perdendo em mistura e transferência de massa (MAHMOUD *et al*, 2004).

Peña *et al*. (2006) avaliaram o desempenho e o comportamento hidrodinâmico de um reator UASB em escala plena com volume útil de 275 m<sup>3</sup>, tratando esgotos domésticos, no sudoeste da Colômbia, para diferentes condições operacionais de TDH. Os autores constatam diferenças significativas nas eficiências de remoção de DQO, total e filtrada, e SST, para cada condição hidrodinâmica, com o reator mais próximo da mistura completa para TDH de 6 e 8h. Em condições de sobrecarga (5h) e subcarga (10h) hidráulica, os autores constataram a

ocorrência de zonas estagnadas e caminhos preferenciais no leito de lodo conjuntamente com a perda de eficiência, principalmente de SST.

Assim a melhoria das condições hidrodinâmicas no reator pode levar a um aumento na conversão do material particulado, mas também a perda de sólidos no efluente, devido ao aumento da velocidade ascensional. Neste caso, Cavalcante (2003) relata que a perda de sólidos será inevitável com a redução do TDH se o projeto do separador não for adequado a tais condições.

Para Leitão (2004), uma excessiva redução no TDH leva à redução da eficiência de um reator UASB, devido ao curto tempo de contato entre o substrato e o lodo, a perda de biomassa, bem como a redução na capacidade de filtração do leito. No entanto, nos estudos de avaliação de o efeito da redução de TDH, muitas vezes, a avaliação não é acompanhada do aumento da velocidade ascensional, o que pode fazer com os estudos sejam contraditórios.

Gnanadipathy & Polprasert (1993) conduziram experimentos com reatores UASB em escala piloto operando a 30°C, com TDH variando de 24 a 3 h, tratando esgotos domésticos. Os resultados mostram uma eficiência de 90% da DQO para TDH de 3h. No entanto, cabe destacar que a velocidade ascensional nesta condição foi de 0,57m/h, portanto abaixo do valor médio usual de projeto de 0,7 m/h (VAN HAANDEL & LETTINGA, 1994).

Seguezzo (2004) avaliou o desempenho de remoção de DQO total em esgoto doméstico pré-sedimentado, a temperatura média de 20°C, em Salta - Argentina. No estudo, a maior eficiência de remoção de DQO total (63,2%) ocorreu para TDH de 6,1 h e velocidade ascensional de 0,42 m/h, e, para TDH de 3,1 h e velocidade de 0,83 m/h, a eficiência média foi a menor observada (46,1%).

Versiane (2006), por outro lado, revela uma eficiência de remoção de sólidos excepcional (90%), para TDH de 3h e velocidade ascensional de 1,6 m/h. Este estudo também revelou maiores eficiências de remoção de DQO total (81%) e DBO total (80%), sendo obtidas para o reator UASB operado com TDH de 5 h, e velocidade ascensional de 1,0 m/h, comparado com o reator operado com TDH de 9, 7 e 3h, tratando esgotos gerados no campus da Universidade Federal do Rio de Janeiro (UFRJ).

Neste caso, como destacado também por Mahmoud *et al.* (2004) e Leitão (2004), há controvérsias nos resultados obtidos de reatores operados com reduzidos valores de TDH, onde ao mesmo tempo, são reportados aumento e redução na eficiência de remoção de sólidos particulados e da DQO. Leitão (2004) afirma que isso se deve as diferentes formas e processos operacionais, utilizados por vários autores no estudo da variação do TDH e conseqüente velocidade ascensional, que é um fato.

Sendo assim, estudos adicionais são necessários para elucidar melhor o efeito da redução do TDH, porém, devem ser conjugados ao o aumento da velocidade ascensional, principalmente em reatores operando em escala real. Caso contrario, reduzidos tempos de detenção, com baixas velocidades, conduzirão ao dimensionamento de reatores com maior demanda de área, para garantir uma baixa velocidade ascensional.

### 3.2.2.2 Temperatura

Outro importante parâmetro operacional dos reatores é a temperatura que governa a velocidade das reações de degradação do material orgânico (McCARTY, 1964). A hidrólise da fração particulada é altamente dependente da temperatura e mesmo em regiões de clima quente como o Brasil, é a etapa limitante da metanogênese (VAN HANDEL & LETTINGA, 1994; MAHMOUD *et al.*, 2004). Já em regiões de baixas temperaturas, a limitação é ainda mais pronunciada e vários autores citam exemplos em que as maiores vantagens são obtidas com alguma combinação de reatores em dois estágios (SEGUEZZO *et al.*, 1998; KALOGO & VERSTRAETE, 1999; MAHMOUD *et al.* 2004; FORESTI *et al.*, 2006).

Uemura & Harada (2000) constataram significativa redução da taxa de hidrólise dos sólidos retidos no lodo de reator UASB operado com TDH de 4,7h e temperaturas de 25°C (55%) para 13 °C (33%). Elmitwalli *et al.* (2002) obtiveram percentuais de hidrólise da ordem de 12%, para um filtro anaeróbio e um reator anaeróbio híbrido, operados com temperatura de 13°C e TDH de 4h.

Mahmoud *et al.* (2004) avaliando o efeito da temperatura e da idade do lodo na conversão de carboidratos, lipídios e proteínas, de lodo primário, verificaram que a hidrólise é significativamente afetada pela temperatura. Mesmo para temperaturas de 25 e 35°C e idades do lodo superiores a 15 e 10 dias respectivamente, a hidrólise foi à etapa limitante do processo. Para idade do lodo de 10 dias e temperatura de operação de 25°C a metonogênese



foi limitante do processo de digestão e a acidificação dos ácidos de cadeia longa foi à etapa limitante da conversão de lipídios.

A temperatura também tem grande influência nos parâmetros físicos do escoamento do sistema trifásico sólido-líquido-gás. O efeito da temperatura no comportamento hidrodinâmico de reatores UASB tratando esgotos domésticos, foi investigado por Singh e Viraraghavan, para temperaturas de 32, 20, 15 11 e 6 °C e tempo de detenção hidráulica de 10 horas. Segundo os autores, a produção de biogás tem um importante papel na completa redução de zonas mortas no reator, que foram maiores para menores temperaturas de operação, chegando a 21% para temperatura de 6°C. O percentual de curtos-circuitos hidráulicos também foi maior para esta temperatura, 17%. Os autores concluem que os reatores UASB operados com TDH de 10h, em temperatura de 11°C, apresentam bom desempenho de ambos, remoção de matéria orgânica (70 – 90%), e comportamento hidrodinâmico, com 13% de zonas mortas e 0,3% de curtos-circuitos, sendo portanto indicado nestas condições.

A temperatura de operação rege também a viscosidade do lodo, que aumenta com a redução da temperatura. Assim, a mistura hidráulica necessária ao bom funcionamento do reator, é maior, ademais porque a produção de biogás também é limitada pela baixa temperatura (PEVERE *et al.*, 2006).

### **3.2.3 Tipo de lodo**

O lodo flocoento de pobre sedimentabilidade, que comumente se desenvolve nos reatores UASB tratando esgotos domésticos, determina a necessidade de operação dos reatores com baixas velocidades ascensionais. Parece ser um consenso que a granulação do lodo anaeróbio tratando esgotos domésticos seria muito difícil de ocorrer, embora já tenha sido observada (AIYUK *et al.*, 2006; SEGHEZZO, 2004; KUJAWA-ROELEVELD & ZEEMAN, 2006).

Com efluentes concentrados a ocorrência do fenômeno tem sido relatada com frequência, associando-o as maiores cargas orgânicas aplicadas e a alta produção de gases, que cria condições seletivas à biomassa (HULSHOFF POL, 1989; SAM-SOON, 1987; *apud* HULSHOFF POL *et al.*, 2004).

Diversas teorias foram desenvolvidas no intuito de explicar quais os fatores propulsores do fenômeno de crescimento da biomassa anaeróbia em grânulos, entre elas, as que levam em conta parâmetros físicos, microbiológicos e termodinâmicos. Porém, não há uma certeza sobre quais fatores seriam determinantes para a ocorrência do fenômeno (HULSHOFF POL *et al*, 2004), e portanto, um protocolo definido, que leve a granulação do lodo. A influência da produção de polímeros extracelulares parece ser unanimidade entre as teorias desenvolvidas e é sempre mencionada na ocorrência do fenômeno (MORVAI *et al*, 1992; JIAN E SHI-YI, 1993; HULSHOFF POL *et al*, 2004, LIU *et al*, 2004).

Apesar de comprovadamente a granulação do lodo não ser um pré-requisito para um bom desempenho de um reator UASB tratando esgotos domésticos (SEGHEZZO *et al*; 1998; KALOGO & VERSTRAETE, 1999; AIYUK *et al*, 2006) a ocorrência do fenômeno pode trazer inúmeras vantagens ao sistema. Entre elas: o aumento da capacidade de tratamento do reator, devido à possibilidade de maiores velocidades de fluxo; a melhoria da mistura e conseqüente transferência de massa (ZAIAT *et al.*, 2000); a redução do volume das unidades, ou reatores com maiores alturas e com menor requisito de área; e maior robustez a sobrecargas hidráulicas (LEITÃO, 2005). Estas vantagens devem-se ao fato de que um lodo granular apresenta excelente sedimentabilidade, e velocidades de sedimentação da ordem de 60 m/h são comuns para este tipo de lodo (HULSHOFF POL *et al*, 2004).

Segundo Lettinga e Hulshoff Pol (1991), reatores UASB com lodo granular, tratando esgotos parcialmente solúveis, como esgotos domésticos, são capazes de operar com velocidades ascensionais médias de até 1,25 m/h. Já os reatores com lodo flocculento devem operar com velocidades de 0,5 a 0,7 m/h para se alcançar uma razoável remoção de sólidos. Mas, segundo os autores, quando se têm efluentes com altíssimas concentrações de sólidos no afluente, e deseja-se uma elevada eficiência de remoção destes sólidos, há poucas diferenças no uso de um lodo granular ou flocculento.

### **3.3 Adaptações na planta de estações utilizando reatores UASB**

As alterações no fluxograma das estações fazem parte do conjunto de soluções adotadas para equacionar os inconvenientes apresentados pelos reatores UASB tratando esgotos domésticos, principalmente no que se refere à presença dos sólidos particulados, dos lipídios, e da

formação de espuma, tratando-se portanto, na maioria dos casos, de etapas antecedentes ao reator UASB.

A maior vantagem do uso de duas etapas combinadas é a possibilidade da utilização de outras configurações de reatores como os de biofilme aderido a um meio suporte e os de leito granular expandido, mais sensíveis às elevadas concentrações de sólidos particulados no afluente (FORESTI *et al.*, 2006).

Destaca-se, entretanto, que em países em desenvolvimento a opção por uma segunda etapa tem tido como foco o pós-tratamento e não no pré-tratamento. Isso porque, o pós-tratamento além de promover um polimento do efluente dos reatores UASB, permite a remoção dos constituintes menos afetados no reator, como nutrientes e organismos patogênicos (CHERNICHARO, 2006).

### **3.3.1 Decantador primário**

A alternativa por um decantador primário é aplicável, e são mais comuns no fluxograma de uma estação de tratamento de esgotos por lodos ativados, com o intuito de reduzir o custo com aeração (VON SPERLING, 1997). O decantador primário permite a remoção de ambos, sólidos sedimentáveis e flutuantes, minimizando os seus impactos nas etapas posteriores de tratamento.

Porém, os sólidos removidos tem que ser digeridos e, no contexto do tratamento de esgotos domésticos, especialmente nos países em desenvolvimento, utilizando tecnologias de baixo custo, a melhor opção seria ainda não haver a remoção primária destes sólidos. Dessa forma, a opção seria permitir à entrada dos sólidos particulados no reator, que neste caso, também passa a assumir as funções de decantador primário e digestor de lodo (FORESTI *et al.*, 2006).

A pré-remoção de sólidos, por outro lado, é necessária ao tratamento dos esgotos domésticos, em reatores UASB com curto tempo de detenção e baixa temperatura (ELMITWALLI *et al.*, 2002).

### **3.3.2 Reator hidrolítico**

A separação em dois estágios tem a função não apenas de remover a fração particulada, como também promover sua hidrólise e a acidogênese inicial. Os reatores hidrolíticos (HUSB) têm

a concepção original de um reator UASB, com fluxo ascendente e curto tempo de detenção hidráulica, promovendo bom contato biomassa-esgoto, com o diferencial de não possuírem um separador de fases na parte superior do reator (KALOGO *et al.*, 1999; KATO *et al.*, 1999).

Segundo Haridas *et al.* (2005), os reatores de dois estágios permitem que a elevada produção de  $H_2$  não limite a metanogênese, com a separação da etapa acidogênica numa primeira câmara e a saída do  $H_2$  na fase gasosa. No entanto, estes mesmos autores comentam que para efluentes complexos esta separação seria desnecessária já que a solubilização e a hidrólise são limitantes e, assim, dificilmente ocorreria à elevação da pressão parcial de  $H_2$ . Na verdade, segundo Miron (2000), há indicações de que a hidrólise seja pouco intensa em reatores com separação das fases acidogênica e metanogênica.

Por outro lado, Gonçalves *et al.* (1994) demonstraram que um fermentador primário é capaz cumprir a função de remoção primária dos sólidos particulados operando com altas velocidades e um curto TDH. No estudo, a máxima solubilização e acidificação ocorreram para o reator operado com TDH de 2,8 h e velocidade ascensional de 0,9 m/s, tendo sido observada uma concentração média de sólidos no efluente da ordem 45 mgSST/l. Segundo os autores estes resultados demonstram o importante papel da adsorção do material particulado no lodo, na remoção de sólidos no primeiro estágio.

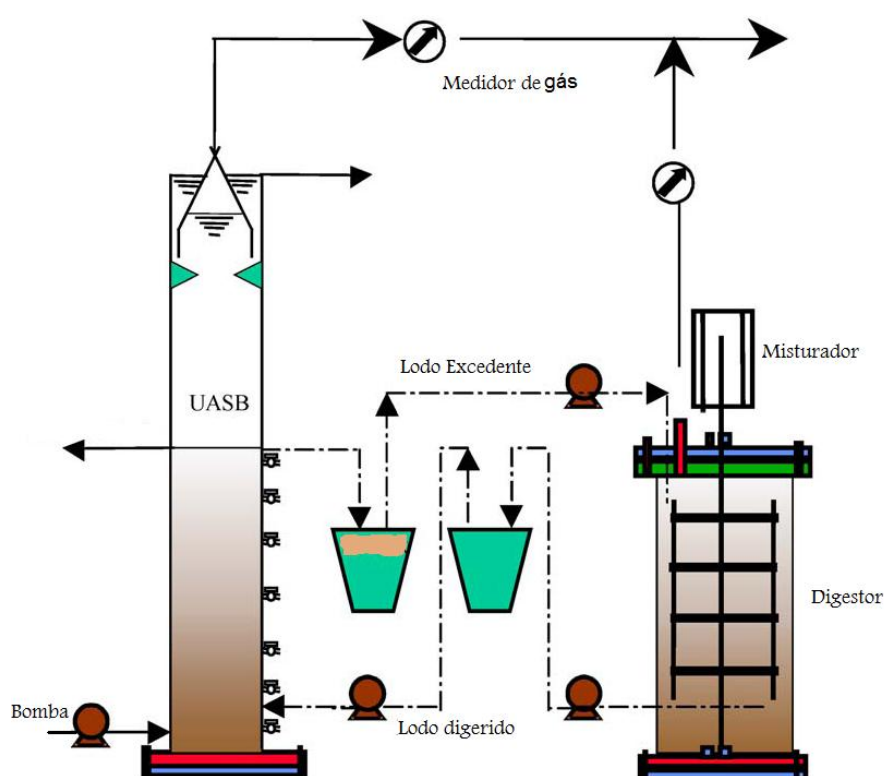
Em estudo semelhante Ligeiro *et al.* (2001) também obtiveram os melhores resultados para hidrólise e acidificação do afluente com um TDH de 2,3 h, situação em que 60% dos sólidos ficaram retidos no lodo e o efluente apresentou concentrações médias de 90mg/l de SST.

Kalogo *et al.* (1999) citam que existem estações de tratamento de esgotos em escala plena na China operando desde 1992, com estes reatores hidrolíticos de manta de lodo (HUSB), apresentado satisfatória remoção de DQO total do esgoto bruto. Porém, nesta solução, embora haja o equacionamento dos inconvenientes da presença de sólidos no afluente, o lodo excedente do reator hidrolítico necessita de estabilização posterior num digestor de lodo. Com isso, à sua eficiência deve ser comparável a de um decantador primário (GONÇALVES *et al.*, 1994).

### 3.3.3 Reator UASB combinado com digestor

Esta é uma alternativa que combina a operação conjunta de um reator UASB, promovendo a hidrólise dos sólidos que são encaminhados a um digestor, e este último se encarrega de fornecer ao reator UASB lodo metanogênico para tratamento da fase líquida.

Mahmoud *et al.* (2004) compararam o desempenho de um sistema combinado UASB+Digestor com um único reator UASB à temperatura de 15°C e TDH de 6 h em ambos, sendo o digestor operado a 35°C. O estudo mostrou diferenças significativas entre as eficiências de remoção de DQO total, sendo de 66% para o sistema UASB+Digestor e 44% no reator UASB único. A Figura 3.1 ilustra o fluxograma do sistema combinado composto de reator UASB+Digestor utilizado no experimentos destes autores.



**Figura 3.1** – Representação esquemática do sistema combinado reator UASB+Digestor  
Fonte: MAHMOUD *et al.* (2004)

Soto *et al.* (1998), avaliando este mesmo sistema, obtiveram eficiências de remoção de DQO total de 53% e 73% para TDH de 5 e 8 h, respectivamente, para temperatura de 20°C no reator UASB, tratando esgotos domésticos, e 35 °C no digestor.

Apesar destes bons resultados, trata-se também de uma alternativa fora do foco do contexto de países em desenvolvimento com clima quente, tendo maior potencial de aplicação, em regiões de clima frio onde estes sistemas vêm sendo estudados.

### **3.4 Adaptações ao projeto dos reatores**

As limitações do desempenho que se evidenciaram ao longo dos anos na concepção original do reator UASB tratando efluentes complexos, de uma maneira geral levaram a alguns poucos avanços na configuração dos reatores. Estes avanços no desenho dos reatores tentaram otimizar a separação sólido-gás, no caso de efluentes concentrados e a separação sólido-líquido, no caso dos esgotos domésticos.

#### **3.4.1 Alterações no projeto do separador**

Um campo de intensas inovações tecnológicas não se constituindo necessariamente a parte mais cara do reator são as alterações no projeto do separador trifásico (LETTINGA & HULSHOFF POL, 1991). Entre estas, destacam-se as versões de reatores UASB modificados, desenvolvidos pela Biothane e a Paques, duas das maiores empresas no mercado mundial que atuam no campo do tratamento anaeróbio de efluentes líquidos, e o reator com decantador de alta taxa (CAVALCANTI, 2003).

##### **3.4.1.1 BIOTHANE UASB®**

O reator comercialmente designado BIOTHANE UASB® apresenta placas defletoras que criam correntes para permitir que ocorra a liberação da bolhas de gás presas no interior dos grânulos do lodo. Esta configuração de separador de fases permite também a comunicação do interior do separador trifásico com o decantador, aparentemente.

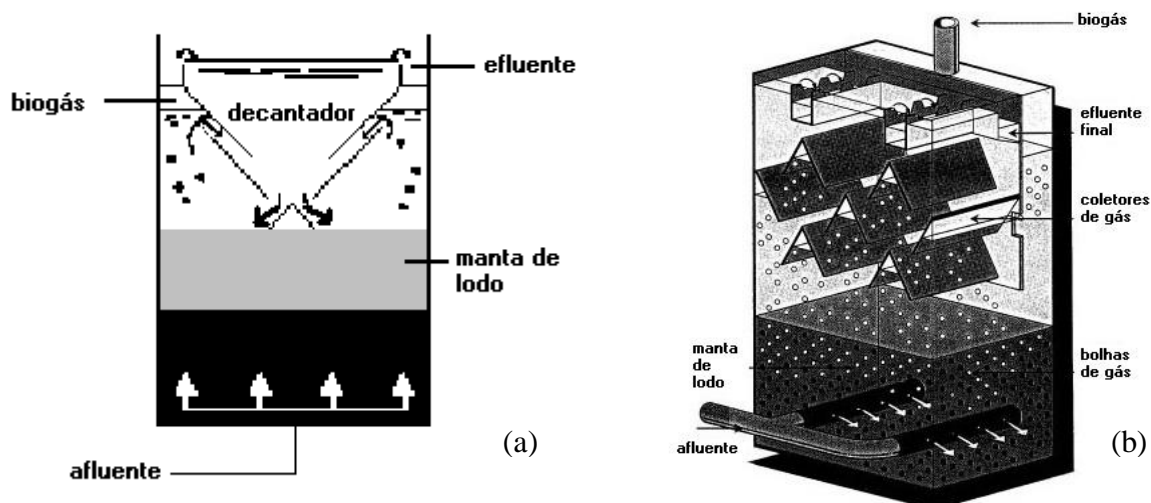
A Figura 3.2(a) ilustra esta configuração, com as setas indicando a direção de fluxo, onde o líquido é forçado a passar entre a placa defletora e a aba do separador trifásico, no sentido descendente, gerando correntes de convecção e o retorno do lodo sedimentado entre as placas. Este reator é capaz de operar bem com cargas orgânicas da ordem de 10 a 15 kgDQO/m<sup>3</sup>.d, e curtos tempos de detenção hidráulica (KASSAM *et al*, 2002), o que é muito vantajoso no tratamento de efluentes industriais. Além disso, a utilização deste tipo de separador pode prevenir a formação de espuma, se a mesma puder sair do interior do separador trifásico em direção a zona de decantação. Assim, alterações desta natureza devem ser testadas, haja vista

os bons resultados apresentados por estes reatores, no tratamento de efluentes industriais (KASSAM *et al*, 2002, BIOTHANE COOPORATION, 2007).

### 3.4.1.2 BIOPAQ UASB<sup>®</sup>

A versão de reator UASB modificado, desenvolvido pela Paques, o BIOPAQ UASB<sup>®</sup>, incorpora um maior número de coletores de biogás, melhorando a separação da fase gasosa do sistema trifásico sólido-líquido-gás (LETTINGA & HULSHOFF POL, 1991). Também trata-se de uma tecnologia concebida para efluentes concentrados onde a carga orgânica é o parâmetro de dimensionamento do reator, e a produção de gases é mais importante, no comportamento hidrodinâmico do reator, e na retenção dos sólidos, do que o fluxo líquido.

Apesar disso, a coleta em mais estágios pode ser interessante, um vez que estabelece no reator um maior volume sem influência da turbulência causada pelos gases, principalmente na parte superior do reator, o que pode levar a uma melhoria na retenção de sólidos. É uma linha que também pode ser investigada para o tratamento de esgotos domésticos, já que também bons resultados e grande aplicação são reportados (KASSAM *et al*, 2002). A Figura 3.2(b), a seguir, ilustra este modelo de reator segundo a Paques Corporation (2007).



**Figura 3.2** – Representação esquemática dos reatores UASB; (a) BIOTHANE; (b) BIOPAQ. Fonte: BIOTHANE CORPORATION (2007); PAQUES CORPORATION (2007).

### 3.4.1.3 Reator UASB com decantador de alta taxa

Cavalcanti (2003) propôs a colocação de placas na parte superior na região de decantação configurando um decantador de alta taxa tal como em alguns decantadores de estações de

tratamento de água. A autora comparou o desempenho de remoção de DQO e a retenção de sólidos, para um reator UASB convencional e um reator UASB com decantador de alta taxa, tratando esgotos domésticos. Os resultados mostram que, no reator com decantador de alta taxa, operado com tempos de detenção variando de 12 a 2 h, as concentrações de DQO efluentes foram sempre inferiores, e as idades do lodo, sempre superiores, às de um reator UASB convencional sob mesmas condições.

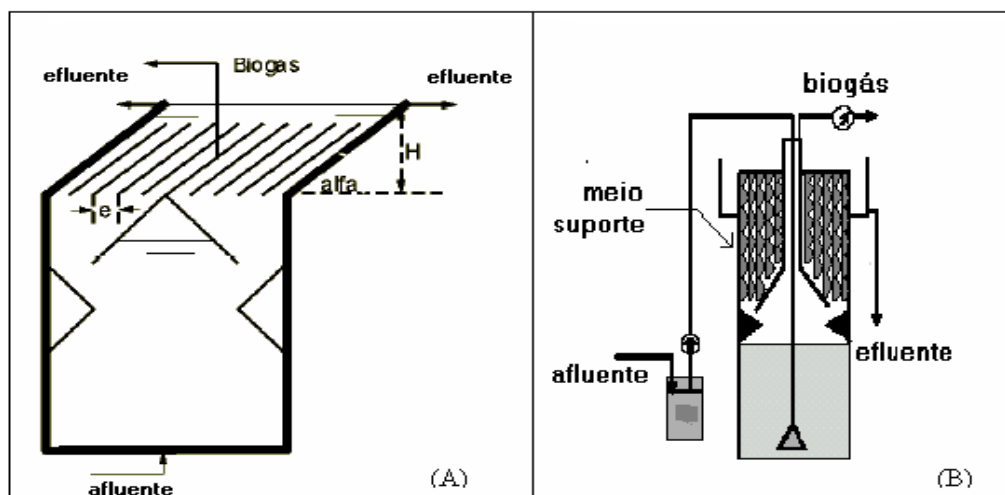
Isso demonstra o potencial, e ao mesmo tempo, a necessidade de adaptações no projeto dos reatores desta natureza e que levem em consideração as características do efluente. A Figura 3.3(a) apresenta uma representação da configuração de separador testada por Cavalcanti (2003).

### **3.4.2 Reator Híbrido**

Outra alteração desenvolvida na mesma linha de ação proposta por Cavalcanti (2003), foi à hibridização do reator, colocando-se anéis plásticos na região de decantação. O meio suporte propicia melhor retenção dos sólidos, melhorando o desempenho de separação entre as fases sólido – líquido.

Elmitwalli *et al.* (2002) compararam o desempenho de um reator híbrido com um filtro anaeróbio no tratamento direto de esgotos domésticos. Os autores verificaram um baixo desempenho para um reator híbrido operado a 13°C, com TDH de 4h, alcançando apenas 34% para remoção de DQO total, e um melhor desempenho sendo obtido no filtro anaeróbio, com eficiência de 55% de remoção da DQO total. Neste caso, o uso do filtro anaeróbio, nestas condições, em lugar do reator híbrido, seria mais recomendando. No entanto, segundo os autores, estudos deste tipo de alteração em outras condições são necessários para elucidar sua aplicabilidade. A Figura 3.3(b) ilustra o arranjo do reator híbrido utilizado por Elmitwalli *et al* (2002) em seus experimentos.





**Figura 3.3** – Representação esquemática dos reatores UASB; (a) decantador de alta-taxa; (b) reator híbrido.

Fonte: CAVALCANTI (2003); ELMITWALLI (2002)

### 3.4.3 Outras alterações

Segundo Foresti *et al.* (2006), alterações como a coleta do efluente por meio de tubos perfurados afogados, e a colocação de retentores de espuma (LETTINGA & HULSHOFF POL, 1991), se enquadram dentro do conjunto de outros tipos de adaptações no projeto dos reatores. A coleta por meio de tubos afogados, da mesma forma que os retentores de espuma, propicia, de um lado, a redução da concentração de sólidos no efluente, e do outro, à formação de espuma na superfície do decantador, que não ocorreria se a coleta do efluente fosse livre.

Souza (2006), operando dois reatores em escala de demonstração com coleta do efluente por meio tubos afogados, fez um comparativo mostrando o possível impacto da saída da espuma na qualidade do efluente, caso estes sólidos saíssem com o mesmo. Segundo o autor, parece não haver o comprometimento da qualidade do efluente já que os acréscimos seriam da ordem de 1 a 2% nas concentrações de DQO e SST. Van Haandel e Lettinga (1994) relatam que a comparação entre dois reatores UASB na Índia (Kampur) operados com e sem retentores de espuma, mostraram que nas condições locais, também não haveria vantagens na colocação deste dispositivo.

Neste caso, a coleta do efluente por tubos afogados ou a colocação de retentores só traria a necessidade de remover a espuma formada no decantador, e adequado tratamento, já que se trata de um material altamente biodegradável (SOUZA *et al.*, 2006). Ademais, há o risco de

entupimento dos tubos de coleta e dificuldades de remoção da espuma da superfície do decantador se o reator for coberto. Sendo assim, parece que estas opções não trazem vantagens adicionais, mas pelo contrário, desvantagens, e talvez a melhor alternativa para gerenciar o problema da formação de espuma, nos decantadores, seriam permitir sua saída com o efluente.

Este mesmo estudo incorporou uma inovação com a colocação de uma unidade de peneiramento forçado como pré-tratamento dos esgotos (TEIXEIRA *et al*, 2005; FORESTI *et al.*, 2006). O peneiramento forçado foi capaz de reduzir o tamanho médio das partículas, o que aumenta a superfície de ataque para os microrganismos, facilitando a etapa de hidrólise dos sólidos particulados (TEIXEIRA *et al*, 2005). Os resultados não são totalmente conclusivos, mas parece que a diminuição do tamanho das partículas propiciou também a perda de sólidos mais leves no efluente, devido a menor capacidade de filtração do leito (LEITÃO, 2005) e maior dificuldade de retenção dos sólidos no lodo, que é uma premissa básica para sua degradação.

### **3.5 Configurações modificadas de reatores UASB**

Dentro das concepções de reatores anaeróbios de alta-taxa existem aqueles que se aproximam muito de um reator UASB, e outros não. A aplicação de variadas configurações de reatores anaeróbios tratando esgotos domésticos foi estudada em diversos países em deferentes condições (VAN HANDEL *et al.*, 2006).

No Brasil, no âmbito Programa de Pesquisa em Saneamento Básico – PROSAB, em seu primeiro edital, foram testados diversos tipos de reatores anaeróbios para o tratamento direto dos esgotos sanitários, sempre na ótica do desenvolvimento de tecnologias de baixo custo. Foram testados reatores compartimentados, de leito fluidificado, reatores seqüenciais em batelada, que apresentaram na sua maioria um bom potencial de aplicação, com alguns deles operando em escala real, e outros ainda em desenvolvimento.

Apesar disso, uma configuração de reator UASB eficiente principalmente na conversão dos sólidos particulados, dos compostos insolúveis, que são responsáveis pela formação de espuma, com melhor funcionamento hidrodinâmico, sem dúvida, ainda é um avanço a ser alcançado no desenvolvimento tecnológico dos reatores de fluxo ascendente, tratando esgotos domésticos.

### **3.5.1 Reator UASB compartimentado**

#### **3.5.1.1 Câmaras em paralelo**

O reator UASB compartimentado é uma variação do reator UASB convencional, constituído de câmaras operadas em paralelo, com o intuito de se obter um regime hidráulico mais estável devido às variações de vazão do esgoto afluente (KATO *et al.*, 1999).

Cardoso *et al.* (2000) desenvolveram e avaliaram o desempenho de um reator com esta configuração, no tratamento de esgotos domésticos. Os resultados obtidos pelos autores revelaram um melhor desempenho do reator operado com TDH de 7,5h, alcançando eficiências de remoção de DQO próxima de 80% e concentrações médias de sólidos no efluente de 45mg/l.

#### **3.5.1.2 Câmaras em série**

Outra versão dos reatores compartimentados pode ser obtida com o fluxo seqüencial entre câmaras, combinando o fluxo ascendente e horizontal, também chamado reator UASB compartimentado de chicanas (KATO *et al.*, 1999).

Halalsheh *et al.* (2005) avaliaram o desempenho de um reator UASB compartimentado operado com câmaras de reator UASB em série (reator de dois estágios), tratando esgotos domésticos concentrados. Na avaliação realizada pelos autores do reator UASB compartimento com câmaras em série, à temperatura média de 18°C e 25°C durante o inverno e o verão, respectivamente, não houve diferenças significativas de desempenho entre cada uma das duas estações. Eficiências de 53 e 50% em cada período, respectivamente, foram obtidas, no primeiro compartimento operado com TDH entre 8 – 10h . No segundo compartimento foi verificada baixíssima remoção adicional de DQO total, apenas 4% no verão, e 10% no inverno, para TDH entre 5 – 6h. A eficiência global foi em média de 55%, mostrando que este desempenho poderia ser alcançado, num tempo menor, com uma única câmara, dispensando a utilização de uma segunda câmara.

### **3.5.2 Reator de leito fluidizado**

O reator de leito fluidizado tem como diferença principal em relação a um reator UASB a presença de um meio suporte de reduzidas dimensões, como areia e carvão ativado, para o crescimento aderido dos microrganismos. São reatores com melhor regime hidrodinâmico,

devido as boas condições de mistura podendo operar com tempo de detenção da ordem de 1 a 1,5h. Nestes reatores ocorre a recirculação do efluente para garantir a expansão do leito, e com isso estes reatores necessitam de uma elevada relação altura/diâmetro (CAMPOS & PEREIRA, 1999).

Experiências com estes reatores tratando esgotos domésticos são limitadas, e no Brasil vêm sendo estudados, ao longo dos últimos anos, na Escola de Engenharia de São Carlos, onde se encontra um reator com 32m<sup>3</sup>. Penetra *et al.* (2003) avaliando o desempenho de um sistema reator de leito fluidizado seguido de flotação por ar dissolvido, tratando esgotos domésticos, encontraram eficiências de remoção de DQO entre 52 e 64 % no reator fluidificado, para temperatura entre 23 e 30°C. Assim, este reator apresentou um desempenho típico de um reator UASB.

### **3.5.3 Reator de leito granular expandido**

Entre as versões de reatores UASB modificado que encontraram maior aplicabilidade estão os reatores de leito granular expandido - EGSB (Expanded Granular Sludge Bed) e os reatores de recirculação interna - IC (Internal Circulation). Estas modalidades, em geral ocupam menores áreas, possuem maiores alturas e permitem a aplicação de cargas orgânicas elevadíssimas com baixos tempos de detenção hidráulica, sendo estas as vantagens que fazem com que estes reatores ocupem lugar de destaque no setor industrial (SEGHEZZO *et al.*, 1998; DRIESSEN *et al.*, 1999; DENG *et al.*, 2005; VAN HAANDEL *et al.*, 2006).

O reator EGSB foi concebido com o intuito de melhorar o contato biomassa-esgoto existente no reator UASB, intensificando a mistura hidráulica. As velocidades ascensionais empregadas da ordem de 2,5 a 10m/h, minimizam o que pode ocorrer em reatores UASB, como zonas mortas e curtos-circuitos (KATO *et al.*, 1999), e cargas orgânicas volumétricas bem superiores a um reator UASB, da ordem de 40 kg/m<sup>3</sup>d, podem ser acomodadas num reator EGSB (GAVRILESCU, 2002).

Os reatores EGSB têm duas grandes limitações à sua utilização para efluentes domésticos, a necessidade de um lodo granular de inóculo e a incapacidade de reter bem os sólidos do esgoto, devido necessidade de se impor altas velocidades para que haja a expansão do leito de lodo granular.

Segundo Kalogo *et al.* (1999) os dados de operação dos reatores EGSB para o tratamento direto de esgotos domésticos têm sido limitados. As maiores aplicações destes reatores tem sido observadas para efluentes solúveis, efluentes em concentrações inibidoras, e para efluentes pouco concentrados e em baixas temperaturas (KATO *et al.*, 1999; SEGHEZZO, 2004) onde a produção de biogás é menor.

Segundo Rinzema (1988) *apud* Lettinga (1993), o desempenho de um reator EGSB é superior a de um reator UASB para efluentes contendo compostos insolúveis, como lipídios, em maior concentração. Quando combinado com uma etapa anterior de remoção de sólidos, decantador ou fermentador, apresenta maiores vantagens em relação aos reatores UASB devido as suas melhores condições hidrodinâmicas, podendo ou não haver a recirculação do efluente. Neste caso, a recirculação é mais comum quando se deseja diluir a concentração do despejo afluente.

Kato *et al.* (2003), avaliaram o desempenho de um reator EGSB com lodo flocculento, no pós – tratamento de efluentes de reatores UASB, tratando esgotos domésticos. Os resultados indicaram um bom potencial dos reatores EGSB para o polimento de efluentes sanitários, alcançando concentrações de DQO total abaixo de 87 mg/l, e 32 mg/l para SST, operando com TDH de 4 h.

Existem algumas versões de EGSB aplicáveis a efluentes com sólidos particulados, mas na maioria dos casos trata-se de tecnologias patenteadas, aplicados ao tratando efluentes industriais (KATO *et al.*, 1999, GAVRILESCU, 2002). Exemplo deles é o reator BIOBED<sup>®</sup> EGSB, desenvolvido pela empresa norte americana Biothane. Esta versão possui um separador trifásico com três placas de separação para melhorar a separação sólido-líquido, como mostrado na Figura 3.3(b), a Figura 3.4(a) mostra uma vista do porte destes reatores.

#### **3.5.4 Reator de recirculação interna - IC**

Os reatores de recirculação interna - IC (*Internal Circulation*) são derivados do reator EGSB com a vantagem de não haver a recirculação externa do efluente por meio de bombas, que pode ocorrer nos reatores EGSB. A recirculação, neste caso, de sólidos e do líquido, é interna ao reator pelo sistema de elevação de gases (*gás-lift*).

O reator de recirculação interna, comercialmente denominado BIOPAQ<sup>®</sup> IC reactor, é uma tecnologia da empresa holandesa PAQUES. Este reator consiste em dois reatores UASB sobrepostos, onde abaixo do primeiro estágio de coleta do biogás tem-se um intenso contato biomassa-esgoto, com alta produção de gases, que se eleva juntamente com o líquido e sólidos até a câmara de liberação de gases. Neste ponto, o líquido e a biomassa conduzidos retornam até o fundo do reator, movidos pela pressão de gás acumulado no compartimento de gases, promovendo o mecanismo de circulação interna, e um acréscimo de mistura no fundo reator. Na região acima do primeiro coletor de biogás caracteriza-se a zona de polimento, onde ocorre a clarificação do efluente, sem a turbulência gerada pelos gases (McHUGH *et al*, 2003).

Quando comparado com um reator UASB, o reator de recirculação interna é capaz de operar com elevadíssimas cargas orgânicas volumétricas, da ordem de 35 a 50 kgDQO/m<sup>3</sup>.d, obtendo-se eficiência igual à de um reator UASB, com curtos tempos de detenção hidráulica de 2,0 a 2,5 h. Além disso, apresenta um bom desempenho no tratamento de águas residuárias complexas (PEREBOOM & VEREIJKEN, 1994).

Deng *et al.* (2006) operando um reator IC para o tratamento de efluente de suinocultura, com concentração média de DQO de 6 g/l, correspondendo a uma carga orgânica de 6,5 kgDQO/m<sup>3</sup>.d, verificou uma eficiência média de 80% na remoção de DQO total. Segundo Kassam *et al.* (2002) e Mulder *et al.* (2001), este reator tem tido grande aplicação para o tratamento de efluentes industriais principalmente, cervejaria e papel, na América do Norte e na Europa.

Embora os reatores IC apresentem uma comprovada eficiência para o tratamento de esgotos concentrados ou diluídos, com baixíssimos tempos de detenção do líquido, o mesmo requer maior cuidado e experiência e à sua aplicação para esgotos domésticos exige maiores investigações (PEREBOOM & VEREIJKEN, 1994; KATO *et al*, 1999). Porém, a menos do lodo granular, os reatores IC parecem não apresentar limitações para o tratamento de esgotos domésticos.

A aplicação para o tratamento de esgotos domésticos dos reatores IC, a exemplo das versões de reatores EGSB, com modificações para o tratamento de efluentes complexos, esbarra no fato de se tratarem de tecnologias patenteadas.

### 3.5.5 Reator air-lift

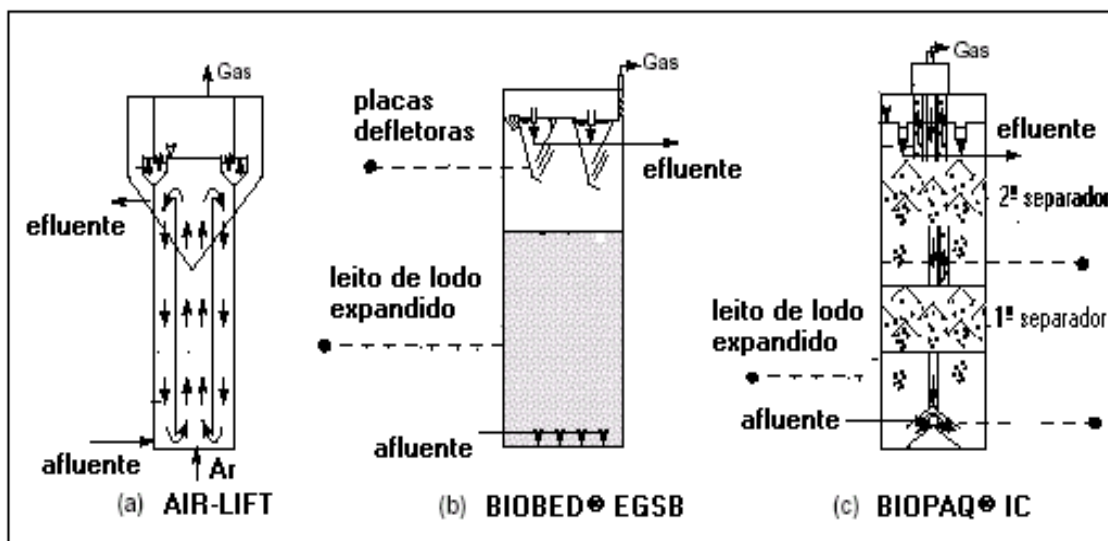
Os reatores *air-lift*, neste caso, aeróbio, chamado *Biofilm air-lift suspension reactor* (BAS), fazem parte desta nova geração de reatores, e vêm sendo recentemente testados, oferecendo vantagens em relação ao sistema de lodos ativados, mantendo porém os méritos deste sistema (KASSAM *et al.*, 2002).

O destaque deste reator deve-se ao fato do mesmo guardar semelhanças com um reator UASB, devido ao fluxo do líquido ascendente; com um reator de leito fluidizado, devido à presença de um meio suporte, comumente areia ou carvão ativado; e com o reator anaeróbio de recirculação interna, porque, como nos reatores IC, ocorrem também os mecanismos de elevação de gases, neste caso (BAS) o oxigênio fornecido tem papel fundamental na recirculação de sólidos e do líquido.

Zhou *et al.* (2003) avaliaram a eficiência deste reator no tratamento de esgotos doméstico pré-sedimentado, em escala de bancada. A DQO do esgoto bruto variou de 160 – 327 mg/l, e o reator, operado com 0,5h de tempo de detenção, produziu um efluente com DQO filtrada próximo de 58 mg/l, e de 30 mg/l quando operado com TDH de 1h, tendo portanto um excelente desempenho para o tempo de reação empregado.

A Paques possui uma versão patenteada de reator *air-lift* chamado reator CIRCOX<sup>®</sup> (*Oxigene Circulation*), e a Biothane o BIOTHANE BAS<sup>®</sup>, sendo aplicado, na maioria dos casos, como alternativa de pós-tratamento dos reatores anaeróbios. Nestes reatores o fluxo se dá preferencialmente por um tubo central, e na região externa a este tubo, caracteriza-se um zona de retorno de lodo e do líquido gerando correntes de circulação no interior do reator, que confere ao mesmo uma boa retenção de sólidos e aplicação de reduzidos tempos de detenção. (NICOLELLA *et al.*, 2000, DRIESSEN & VEREIJKEN, 2003).

As Figuras 3.4 e 3.5 ilustram a configuração interna e um vista dos reatores IC, EGSB e Air-lift (BAS). Notadamente, a principal característica desta nova geração de reatores são as maiores alturas e menor requisito de área, o que parece ser difícil de ser alcançado em reatores tratando esgotos domésticos.



**Figura 3.4** – Representação esquemática do reatores; (a) reator aeróbio *air-lift*; (b) reator de leito granular expandido com três placas defletoras; (c) reator de recirculação interna  
 Fonte: NICOLELLA (2000)



**Figura 3.5** – Vista de reatores em escala plena; (a) sistema EGSB+AIRLIFT (b) sistema IC+CIRCOX, tratando efluente de cervejaria no Brasil.  
 Fonte: NICOLELLA (2000)

### 3.6 Formação de espuma em reatores UASB

A espuma é uma camada composta pelos materiais flutuantes presentes no afluente que pode se formar na superfície de diversas unidades de tratamento como decantadores primários,

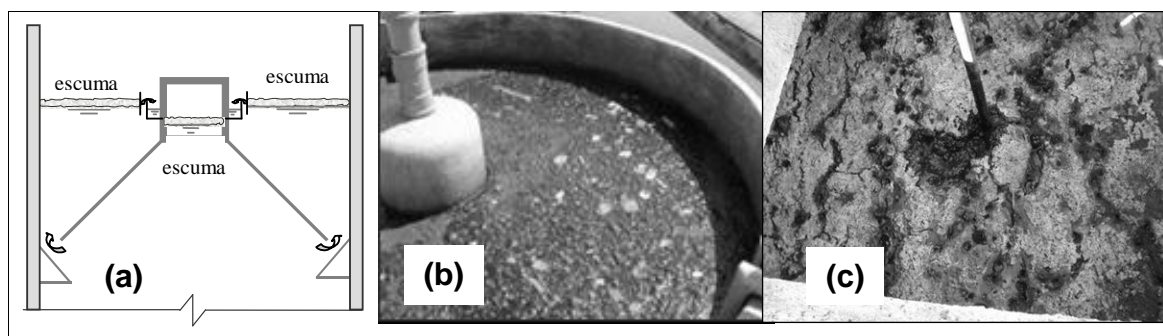


lagos de estabilização, fossas-sépticas, decantadores secundários, digestores de lodo, reatores UASB, e outras (METYCALF & EDDY, 1991, VON SPERLING, 1997, MONTEGGIA & SOBRINHO, 1999). Estas unidades tem como característica comum a baixa velocidade de fluxo o que indica que, não só a natureza e a presença dos constituintes da espuma são suficientes para que sua formação, mas também às condições de operação.

Segundo Metcalfy e Eddy (1991), a espuma pode conter materiais como cascas de frutas, pontas de cigarro, cabelo, ceras, sabões, e outros, demonstrando claramente que se tratam de materiais flutuantes, menos densos que a água, insolúveis e/ou de mais difícil degradação. A análise visual da espuma mostra que se trata de um material tipicamente oleoso, pegajoso, com odor fétido, forte, característico.

Além disso, é um material de mais difícil mensuração, devido a grande heterogeneidade dos seus constituintes e a inexistência de metodologias específicas para sua caracterização, o que impossibilita uma comparação mais precisa dos poucos dados relatados na literatura (HALALSHEH *et al*, 2005; HARIDAS *et al.*, 2005; SOUZA *et al*, 2006; VERSIANI, 2006). A própria constituição físico-química, as taxas de acumulação e a biodegradabilidade desta material, não são ainda bem conhecidas (SOUZA *et al*, 2006).

A formação de espuma em reatores UASB pode ocorrer em duas regiões distintas, na superfície dos decantadores e no interior do separador trifásico. Segundo Souza *et al.* (2006) embora a espuma seja sempre relatada como um sério problema operacional, poucos estudos foram focados no equacionamento do problema e as informações sobre o assunto são escassas. A Figura 3.6 ilustra as regiões de formação de espuma em reatores UASB.



**Figura 3.6** – Pontos de acumulação de espuma em reatores UASB; (a) representação esquemática; (b) Escuma formada na superfície do decantador de um reator UASB; (c) espuma formada no interior do separador trifásico de um reator UASB.

### 3.6.1 Fatores intervenientes na formação de espuma

Os fatores que influenciam a formação de espuma em reatores UASB tratando esgotos domésticos podem ser associados, à presença de materiais flutuantes no afluente, à concentração de lipídios (óleos, gorduras e graxas), às variações de temperatura, à flotação do lodo, à idade do lodo e à mistura insuficiente (PAGILLA *et al.*, 1997, YODA & NISHIMURA, 1997, HALALSHEH *et al.*, 2005, SOUZA, 2006).

Halalsheh *et al.* (2005) avaliaram o efeito da idade do lodo e da temperatura no potencial de formação de espuma do lodo anaeróbico. Os estudos foram conduzidos com reatores de mistura completa, operados a 15 e 25°C e alimentados com lodo primário diluído. Os resultados mostram que o potencial de formação de espuma de um lodo aumenta com a redução de ambos, idade do lodo e temperatura. Com maiores temperaturas (25°C) a formação de espuma foi menor, apresentando 10% de potencial de formação, acompanhada pelo aumento da conversão de lipídios da ordem de 82%.

Souza (2006), entre outras avaliações, em seus estudos com espuma em reatores UASB, avaliou o efeito das condições operacionais na formação de espuma. Dois reatores idênticos operados com TDH de 9, 7 e 5h, e velocidade ascensional de 0,5 m/h, 0,7 m/h e 1,1 m/h, respectivamente, foram avaliados. Neste estudo um dos reatores foi operado com uma unidade de peneiramento forçado, com o intuito de reduzir o tamanho médio das partículas suspensas presentes no afluente.

Para os reatores operados com TDH de 9h, os coeficientes de produção ficaram abaixo de 2 gST/kgDQOaplicada em todas as medições; para TDH de 7h os valores marginais dos coeficientes ao longo da fase, foram bem diferentes, mas conduziram a um valor médio muito próximo de 2,3 gST/kgDQOaplicada; e para TDH de 5h o autor observou uma maior formação de espuma no reator precedido da etapa de peneiramento, com grande presença de lodo carregado pela alta velocidade do fluxo líquido, e ao decorrer da fase, o mesmo ocorreu no reator sem peneiramento. Os valores da ordem de 74 e 20 gST/kgDQOaplicada, apresentados nesta condição, em ambos os reatores, demonstraram o impacto na formação de espuma devido à redução do TDH, com um significativo aumento na ordem de grandeza dos coeficientes de formação de espuma.

A flotação do lodo é outro fator agravante da formação de espuma, e altamente dependente da concentração e dos lipídios no afluente, da adsorção deste ao lodo, das taxas de conversão, e das condições operacionais do reator (MIRON *et al.*, 2000). Com a melhoria das condições hidrodinâmicas, a fração hidrolisada de lipídios é superior (HALALSHEH *et al.*, 2005) podendo minimizar a formação de espuma devido à flotação do lodo. No entanto, com velocidades mais altas o arraste de sólidos com o fluxo líquido passa ser o mecanismo responsável pela formação de espuma no reator (SOUZA, 2006).

Por outro lado, segundo Yoda e Nishimura (1997), a flotação do lodo granular pode ocorrer também, devido as bolhas de gás que ficam presas nas cavidades formadas no interior do grânulo de maiores dimensões. Os autores relatam que há uma relação entre o potencial de flotação do lodo e o tamanho dos grânulos, que pode ser associado às dificuldades de entrada do substrato nas camadas interiores do grânulo, levando ao decaimento da concentração de bactérias nas camadas internas do biofilme. O fenômeno da flotação do lodo granular, de maiores dimensões, também foi verificado nos experimentos de Seguezzo (2004), com alguns grânulos de tamanhos exagerados chegando a 5cm, que podem ter ocorrido devido às elevadas idades do lodo, de operação (PEREBOOM, 1994).

### **3.6.2 Problemática da formação de espuma em reatores UASB**

#### **3.6.2.1 Formação de espuma na superfície do decantador**

A formação de espuma no decantador de um reator UASB só ocorrerá caso este seja equipado com retentores de espuma, ou caso a coleta do efluente final seja realizada por tubulação perfurada ou calha afogada. Caso contrário, se coleta do efluente for livre ou o reator não possuir retentores, a espuma irá simplesmente verter pela calha de coleta. Estas duas alternativas foram concebidas com o intuito de reduzir a concentração de sólidos no efluente, formando à camada de espuma como consequência (VAN HAANDEL & LETTINGA, 1994).

A princípio ambas soluções buscam vantagens ao desempenho do reator, porém a espuma formada nos decantadores necessitará de adequado gerenciamento, remoção e disposição final. Segundo Souza (2006), a qualidade do efluente pode ficar comprometida se houver o despreendimento de sólidos da matriz de espuma formada nos decantadores, o que seria exatamente o oposto do que se pretende com a retenção do material. Somas-e a isso o fato que

a formação de camadas espessas de espuma pode levar ao desprendimento dos sólidos se a capacidade do retentor for ultrapassada.

Souza (2006) relata que, por outro lado, a espuma pode ter um importante papel no controle de odores gerados, devido à presença de microrganismos aeróbios responsáveis pela oxidação do sulfeto, e desta forma a formação de espuma poderia ser benéfica aos reatores construídos com compartimento de decantação exposto à atmosfera, sem maiores problemas de geração de maus odores.

Em estudo com reatores UASB em escala piloto tratando efluentes de destilação de cereais, Laubscher *et al.* (2001) constataram a contínua formação de espuma, que pode ser reduzida pela pré-remoção de sólidos do efluente complexo, mas não eliminada. Neste estudo a avaliação da espuma formada foi apenas visual, mas, segundo os autores, o efluente da produção de vinho não apresentou a formação de espuma como o efluente da produção de destilados de cereais, que por sua vez demandaram a remoção diária da espuma do decantador.

#### 3.6.2.2 Formação de espuma no separador trifásico

Quanto à formação de espuma no interior do separador trifásico, esta comumente é relatada como mais problemática. Lettinga e Hulshoff Pol (1991) relatam que águas residuárias com elevada parcela da DQO contida na forma de sólidos particulados, com grande potencial de formar espuma, como esgotos domésticos, podem apresentar sérios inconvenientes operacionais. Segundo os autores, a formação de espuma no interior do separador trifásico pode impedir a liberação do biogás fazendo com que o mesmo caminhe para zona de decantação levando consigo partículas de lodo, prejudicando a qualidade do efluente.

Sato *et al.* (2006) revelam em seus estudos de avaliação de estações de tratamento com reatores UASB, na Índia, que quase sempre, o desempenho das estações fica comprometido por falta de correto descarte de lodo e remoção de espuma. Estes autores também destacam que isso, sem dúvidas, requer treinamento e experiência dos operadores em avaliar o desempenho do tratamento e definir os intervalos de descarte. A retirada de espuma é portanto mais uma demanda operacional dos reatores UASB que deve ser combinada com o descarte do lodo excedente.

Schellinkhout & Collazos (1992), observaram a formação de escumas densas, em reatores piloto, na Colômbia, sugerindo adaptações como injeção de gás sobre a camada de espuma como alternativa de controle no projeto de reatores em escala plena. Os autores destacam que a espuma pode ser degradada se houver boa mistura, e, caso contrário, deve haver dispositivos para sua retirada do interior do separador.

Peña *et al.* (2006), relatam que a região no interior do separador em geral pode ser uma zona estagnada do reator, ficando a mistura desta região dependente da baixa produção de gases, facilitando à acumulação e à agregação da camada de espuma (VAN HAANDEL & LETTINGA, 1994). Assim, a mistura nesta região pode ser um ponto chave no controle da formação de espuma no separador trifásico.

### **3.6.3 Controle da formação de espuma**

O controle da formação de espuma no separador trifásico, de onde a mesma não pode sair, representa uma vantagem operacional, assim como, uma boa forma de equacionamento do problema. O acúmulo e a retirada posterior da espuma de um reator requer o seu tratamento, e adequada disposição final pois, ao contrário do lodo excedente que já sai estabilizado, a espuma apresenta-se altamente biodegradável (SOUZA, 2006).

Segundo Lettinga e Hulshoff Pol (1991), devem ser previstos mecanismos de agitação na região de formação de espuma, como medida de controle, e tubulações guia para a sucção da espuma durante a sua retirada do interior do separador. Moem (2003) também destaca que o mecanismo fundamental de controle é promover uma adequada mistura da camada de espuma, promovendo à sua dispersão de tal forma a impossibilitar formação de camadas de mais solidificadas. No entanto, num reator UASB tratando esgotos domésticos, onde a liberação do biogás ocorre de forma intermitente, haverá a possibilidade da formação de escumas mais densas pela falta de agitação contínua.

Se não há mecanismos de agitação, a única alternativa de controle é a retirada periódica da espuma, que se traduz em mais uma demanda operacional. Neste caso, devem ser previstos calhas de coleta para a remoção de espuma do interior do separador. No entanto, a remoção por meio de calhas de coleta, pode não ser tão simples, dependendo da consistência da espuma formada, além do que, a mesma pode ficar aderida às paredes internas do separador podendo a sua retirada não ser tão eficiente.

Como relatado anteriormente, para Peña *et al.* (2006), o volume correspondente ao separador trifásico pode ser uma zona estagnada em um reator UASB convencional, e, se a retenção dos materiais que constituem a espuma, no lodo, não for eficiente, a tendência é que ocorra a acumulação destes no separador. Neste sentido alguma adaptação da forma do reator que possa promover a mistura nesta região, sem a utilização de misturadores mecânicos, também pode ser uma boa estratégia de controle da formação de espuma.

Outra forma de controle pode ser conseguida com um adequado projeto do separador de fases, permitindo que a espuma saia desta região. Como reportado por alguns autores, aparentemente não há comprometimento da qualidade do efluente quando da saída da espuma formada no decantador, com o mesmo (VAN HAANDEL & LETTINGA, 1994; SOUZA, 2006). Sendo assim, é possível pensar que o acréscimo da DQO, no efluente final, com a liberação da espuma do decantador, acrescida da espuma formada no separador, também não seja comprometedora.

Embora algumas adaptações no projeto dos separadores tenham sido propostas, nenhuma delas teve como foco direto reduzir a formação de espuma com sua liberação no efluente. O principal alvo destas adaptações foi à melhoria na separação entre as fases sólido-líquido e sólido-gás, que em última análise, se não forem eficientemente separados irão contribuir com a formação da camada de espuma.

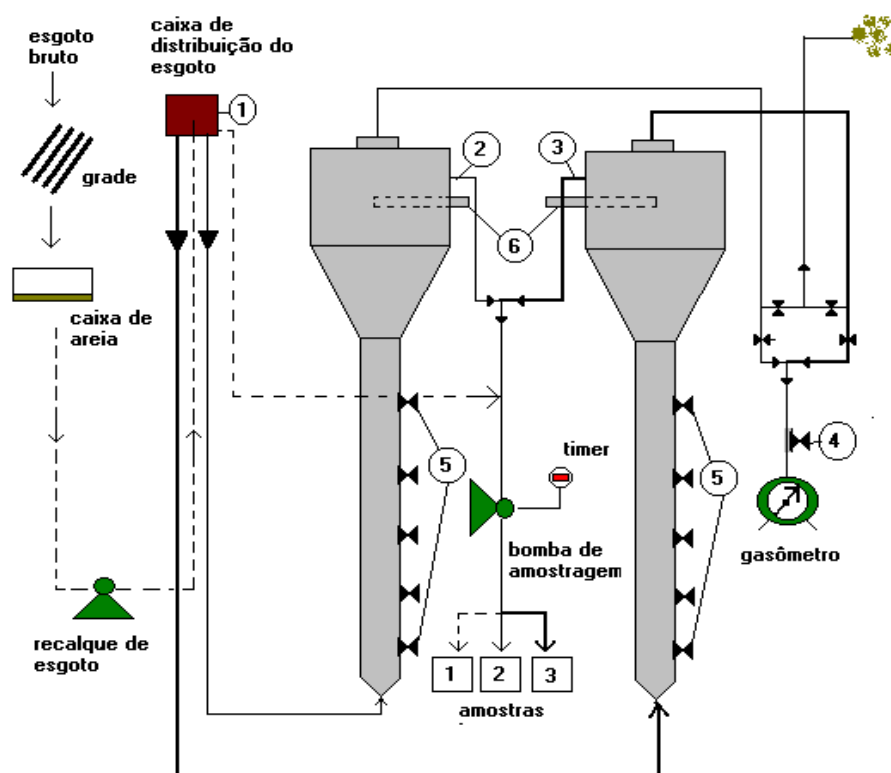
Portanto, um adequado projeto de separador trifásico, que permita a saída da espuma, aliado ao funcionamento hidrodinâmico do reator, que permita a mistura nesta região, podem compor boa uma alternativa para equacionar o problema, se a qualidade do efluente não for comprometida.

## 4 MATERIAL E MÉTODOS

### 4.1 Aparato Experimental

A instalação piloto constou de dois reatores anaeróbios de manta de lodo e fluxo ascendente, em forma de coluna, instalados na ETE Experimental UFMG/COPASA, localizada na Estação de Tratamento de Esgoto do Arrudas, em Belo Horizonte-MG.

Além dos reatores, a instalação piloto também possuía um gasômetro para medição de biogás em campo; uma bomba peristáltica de amostragem da fase líquida, controlada por um *timer*; e uma bomba para recalque do esgoto bruto até uma caixa de distribuição de esgoto, responsável pela a alimentação dos reatores. A Figura 4.1 apresenta o fluxograma do aparato experimental bem como os pontos de amostragem dos efluentes, do biogás, da espuma e do lodo dos reatores.



**Figura 4.1** – Fluxograma do aparato experimental e pontos de amostragem. 1- Ponto de amostragem do esgoto bruto; 2 e 3 pontos de amostragem dos efluentes dos reatores; 4 – ponto de amostragem do biogás produzido nos reatores; 5 – pontos de amostragem do lodo ao longo da altura do reator; 6 – ponto de amostragem da espuma.

## **4.2 Configuração dos reatores e fases de monitoramento**

### **4.2.1 Configuração dos reatores**

Os reatores operaram com vazão constante, tratando esgoto bruto tipicamente doméstico, e foram inoculados inicialmente com 40L de lodo flocculento proveniente de um outro reator UASB em escala de demonstração e em operação a mais de dois anos, estando desta forma bastante adaptado ao afluente.

#### Reator UASB Convencional (controle)

O reator controle, doravante denominado reator convencional, em polipropileno, tinha configuração convencional de um reator UASB e operou com retentor de espuma no decantador e sem mecanismos de saída da espuma formada no separador trifásico, retendo, portanto toda a espuma no reator.

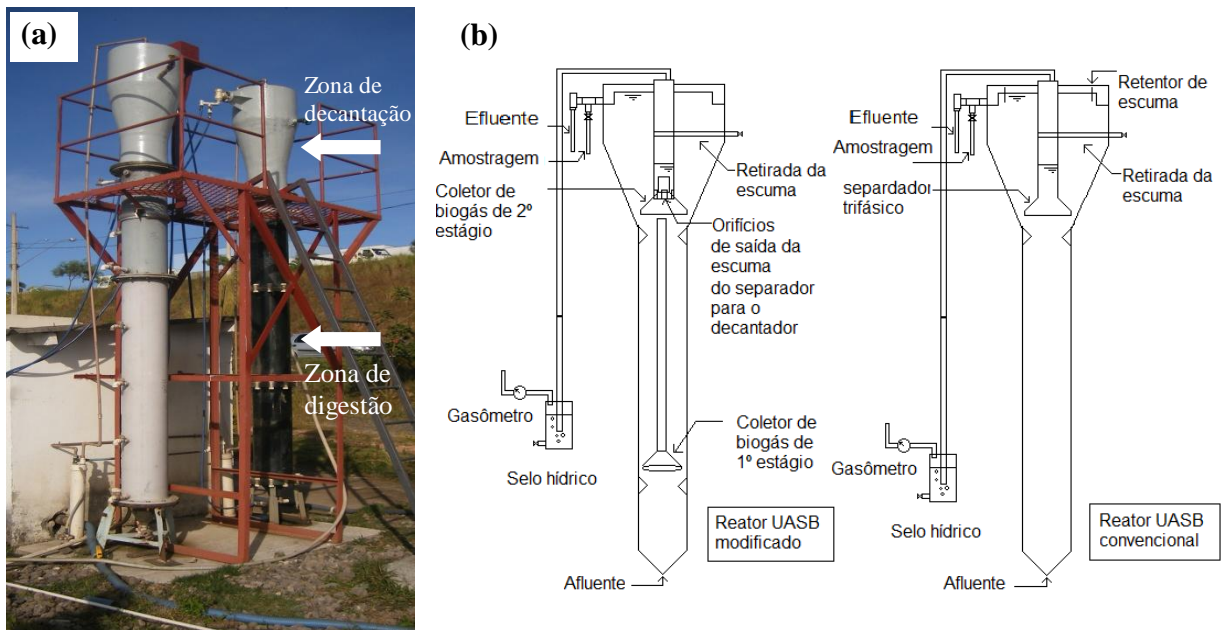
#### Reator UASB com duplo estágio de coleta de biogás

O reator com duplo estágio de coleta de biogás, doravante denominado reator modificado (Rm), em acrílico, foi projetado com um coletor inferior de biogás, que consistia de uma coifa posicionada a 1m do fundo do reator, que, acoplada a um tubo, conduzia o biogás produzido no leito de lodo até a camada de espuma.

Esta configuração de reator objetivou favorecer a ocorrência de dois mecanismos de controle da formação de espuma; a degradação, pela biomassa elevada do leito até a camada de espuma; e a desestruturação, provocada pela mistura do fluxo direcionado da mistura sólido-líquido-gás para o interior do separador trifásico, permitindo sua saída pelos orifícios incorporados no coletor de gases superior deste reator.

A Figura 4.2 mostra uma vista e detalhes da configuração interna dos reatores pilotos.





**Figura 4.2 – Vista geral (a) e cortes esquemáticos (b) dos reatores experimentais**

#### 4.2.2 Fases de monitoramento

O experimento foi dividido em três fases de monitoramento, definindo três períodos de acumulação de espuma nos reatores. A cada coleta de espuma foram dados descartes de lodo, para que não houvesse interferência destes, durante a fase de monitoramento ou de acumulação de espuma nos reatores. As informações gerais de cada fase de monitoramento apresentam-se na Tabela 4.1.

##### Fase 1 (partida)

A duração de deste período de partida foi de cerca de 3 meses. O monitoramento se iniciando um mês após a inoculação do lodo nos reatores. Toda a espuma formada neste período foi descartada para se iniciar a 1ª fase de monitoramento que durou 61 dias. Nesta fase, o reator convencional operou com TDH total de 10h e o reator modificado com 7h.

##### Fase 2

A 2ª fase de monitoramento teve duração de 86 dias de acumulação de espuma e a vazão afluente ao reator convencional foi ajustada, de forma a se ter o mesmo tempo de detenção hidráulica total em ambos os reatores.

##### Fase 3

Por fim, na 3º fase de monitoramento, com duração de 76 dias de acumulação de espuma, os reatores operaram com todas as condições e dimensões idênticas.

**TABELA 4.1**

Principais características físicas e operacionais dos reatores durante todo o monitoramento

Fases	Reator <sup>(a)</sup>	Diâmetro (digestão) (mm)	Diâmetro (decantação) (mm)	Altura total (m)	Vazão (L/h)	Vascens. (digestão) (m/h)	TDH (digestão) (h)	TDH total (h)
Fase 1	Rmod	300	500	4	49	0,70	4,3	7
	Rconv	300	700	4	49	0,70	4,3	10
Fase 2	Rmod	300	500	4	49	0,70	4,3	7
	Rconv	300	700	4	67	0,95	3,2	7
Fase 3	Rmod	300	500	4	49	0,70	4,3	7
	Rconv	300	500	4	49	0,70	4,3	7

(a) Rmod = reator UASB modificado; Rconv = reator UASB convencional.

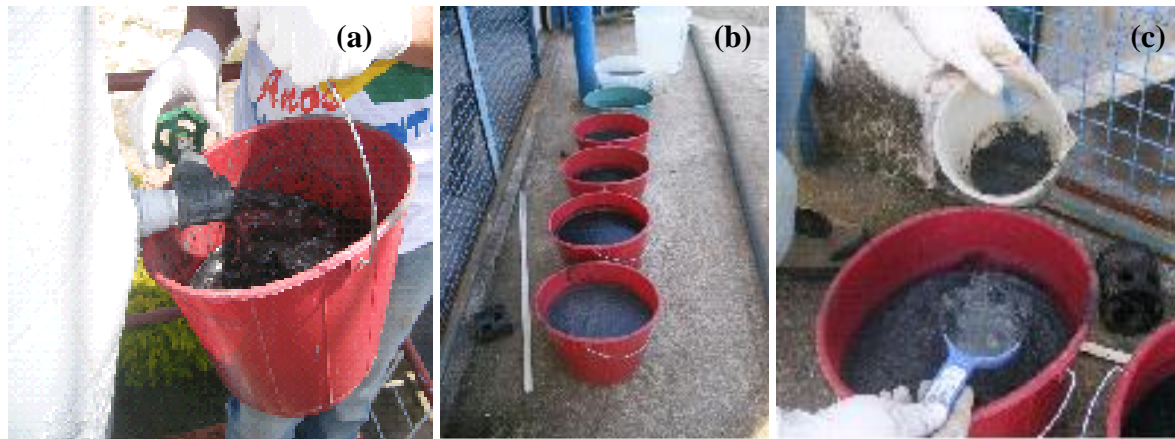
### **4.3 Parâmetros de monitoramento**

#### **4.3.1 Monitoramento da Escuma**

As escumas formadas nos reatores foram coletadas ao final de cada fase de monitoramento, por meio de uma tubulação existente no interior do separador trifásico (Figura 4.2). A primeira coleta de espuma foi realizada admitindo se que, uma vez que o nível d'água no interior do separador trifásico se igualasse ao do decantador, toda espuma teria sido removida. Isso devido a fluxo que se estabelece do decantador (maior nível de água) para o separador trifásico (menor nível de água), quando da abertura da tubulação de retirada de espuma e a despressurização do interior do separador-trifásico.

No entanto, no segundo período, foi adotado um procedimento de lavagem do interior do separador trifásico, completando-se o volume do reator com água, para se verificar a possibilidade da existência de alguma espuma remanescente à ser removida. Tal fato foi confirmado, e a partir de então se adotou o procedimento como padrão para coleta da espuma. Assim, cada vez que nível d'água atingia o nível da tubulação de saída de espuma, o volume do reator era completado, até que toda a espuma fosse lavada do interior do separador.

A espuma era coletada em baldes e posteriormente concentrada com auxílio de uma peneira pequena (0,7 mm), para separar o material flutuante. A figura 4.3 ilustra as etapas de coleta da espuma em campo.



**Figura 4.3** – Etapas da coleta de espuma do interior do separador trifásico (a, b) e concentração e medição de volume (c).

No reator modificado foi retirada a espuma apenas do separador de trifásico uma vez que este não era dotado de retentor de espuma, enquanto no reator controle foram coletadas as espumas formadas no separador e do decantador. As amostras de espuma foram previamente trituradas em um moinho de bolas (Fritsch/Planetary Ball Mill Pulverisette 5), durante 15 minutos a 250 rotações por minuto, afim de se homogeneizá-las para permitir a realização das análises laboratoriais, como adotado por Souza (2006). Foram realizadas as medições de ST, STV, DQO, para avaliação da matéria orgânica presente nas espumas e estabelecidos os coeficientes de acumulação de espuma ( $Y_{escuma}$ ) em  $gST/kgDQO_{aplicada}$ , proposto por Souza (2006), segundo a equação 4.1

$$Y_{escuma} = \frac{(ST \cdot V \cdot t^{-1})}{DQO_{aplicada}} \quad (4.1)$$

$TS$  = concentração de sólidos totais da espuma ( $g.L^{-1}$ )

$V$  = volume de espuma coletada e concentrada (L)

$t$  = tempo de acumulação da espuma (d)

$DQO$  = carga de DQO aplicada ( $kgDQO_{aplicada}.d^{-1}$ )

### 4.3.2 Monitoramento dos efluentes

Amostras compostas do esgoto bruto e dos efluentes tratados foram coletadas de cada reator duas vezes por semana. A composição das amostras foi realizada por meio de uma bomba peristáltica (coletando uma alíquota de esgoto a cada 1 hora durante 15 segundos) controlada por um timer, durante o período de 24 h. Os recipientes de coleta foram acondicionados em um isopor com gelo para garantir a preservação da amostra, até o momento da análise, na

temperatura de 4°C. Foram monitorados os parâmetros, DBO, DBOfiltrada DQO, DQOfiltrada, SST, SSV, para avaliação da remoção de matéria orgânica segundo *Standard Methods of Examination of Water and Wasterwater* (APHA, 2005).

### 4.3.3 Monitoramento do biogás e cálculo da hidrólise dos sólidos particulados do afluente nos reatores

O biogás produzido nos reatores foi medido duas vezes por semana em cada reator, em campo, por meio de um gasômetro (da marca Ritter®/0,5 L) instalado no aparato. A leitura do biogás produzido se deu para o período de 24h e a produção de metano foi obtida a partir do teor de metano (%CH<sub>4</sub>) no biogás, por meio de análises de cromatografia gasosa.

A produção de biogás foi medida para o 2º e 3º Fases de monitoramento e as amostras para análises do %CH<sub>4</sub> no biogás foram coletadas em dois momentos durante cada uma das fases de operação; ao final da primeira e da segunda metades da fase operacional. As amostras foram extraídas de uma derivação na tubulação de gás dos reatores e acondicionadas em uma seringa, tendo sido coletado 50ml de biogás.

Para fins de comparação da produção de biogás e metano nos reatores, devido as diferentes características físicas e operacionais (Tabela 4.1), os valores destes parâmetros foram estabelecidos em relação ao volume total de cada reator, segundo as Equações 4.2 e 4.3, a seguir:

$$P_{biogás} = \frac{Q_{biogás}}{V_{reator}} \quad (4.2)$$

Onde:

$P_{biogás}$  = Produção de biogás por dia e por unidade de volume do reator (m<sup>3</sup>/ m<sup>3</sup> x d)

$Q_{biogás}$  = vazão de biogás produzido no reator (m<sup>3</sup>/d);

$V_{reator}$  = Volume total do reator (m<sup>3</sup>).

$$P_{metano} = \frac{Q_{biogás}}{V_{reator}} \times \frac{(\%CH_4)}{100} \quad (4.3)$$

Onde:

$P_{metano}$  = Produção de metano por dia e por unidade de volume do reator (m<sup>3</sup>/ m<sup>3</sup> x d)

$Q_{biogás}$  = vazão de biogás produzido no reator ( $m^3/d$ );

$V_{reator}$  = Volume total do reator ( $m^3$ )

$\%CH_4$  = teor de metano presente no biogás (%).

Da produção de metano, e com as características do afluente do efluente dos reatores, foram estabelecidos e comparados os percentuais de hidrólise (%H) dos sólidos particulados presentes no esgoto bruto, de acordo com as equações abaixo (ELMITWALLI ET AL , 2000):

$$H_t(\%) = 100 \left( \frac{DQO_{CH_4} + DQO_{filt./efluente} - DQO_{filt./afluente}}{DQO_{particulada}} \right) \quad (4.4)$$

$$H_{removida}(\%) = 100 \left( \frac{DQO_{CH_4} + DQO_{filt./efluente} - DQO_{filt./afluente}}{DQO_{particulada/afluente} - DQO_{particulada/efluente}} \right) \quad (4.5)$$

Onde:

$H_t(\%)$  = percentual de hidrólise da fração particulada em termos da  $DQO_{aplicada}$ ;

$H_{removida}(\%)$  = percentual de hidrólise da fração particulada em termos da  $DQO_{removida}$ ;

$DQO_{CH_4}$  = carga de DQO convertida a metano ( $kgDQO_{CH_4}/d$ )

$DQO_{filt./efluente}$  = carga de DQO solúvel no efluente do reator ( $kgDQO_{filt.}/d$ );

$DQO_{filt./afluente}$  = carga de DQO solúvel no esgoto bruto afluente aos reatores ( $kgDQO_{filt.}/d$ );

$DQO_{particulada/afluente}$  = carga de DQO particulada no esgoto bruto afluente ao reator ( $kgDQO_{filt.}/d$ );

$DQO_{particulada/efluente}$  = carga de DQO particulada no efluente do reator ( $kgDQO_{filt.}/d$ );

#### 4.3.4 Monitoramento Lodo

Para comparar a distribuição do lodo ao longo da altura dos reatores foram estabelecidos os perfis de sólidos ao final de cada período de monitoramento, instante em que os reatores estariam no momento do descarte de lodo. Para os perfis de sólidos foram coletadas amostras de lodo em cinco pontos ao longo do reator, sendo o primeiro ponto situado a 25cm do fundo dos reatores e os demais espaçados de 50cm. Os parâmetros analisados foram ST, STF, STV sistema segundo *Standard Methods of Examination of Water and Wasterwater* (APHA, 2005).

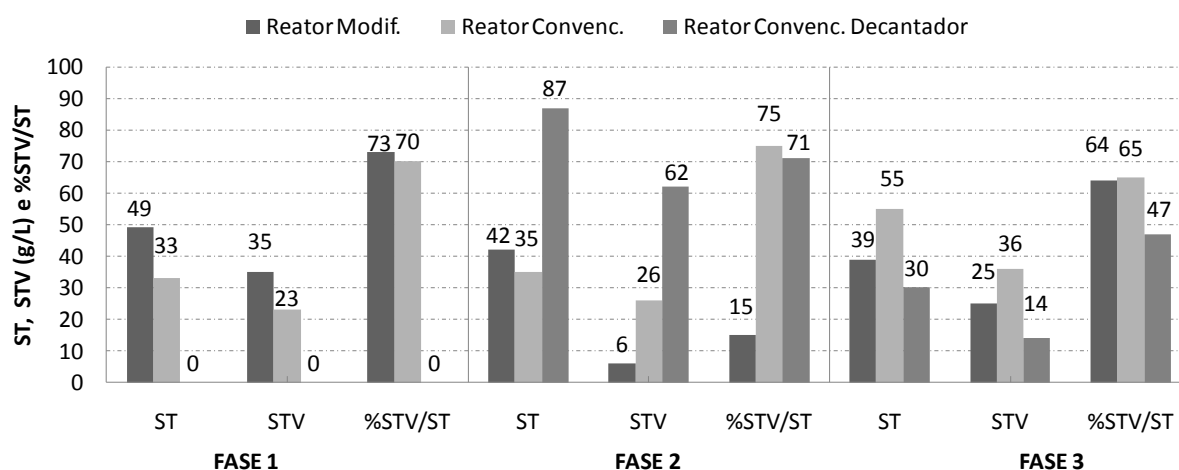
Os lodos dos reatores também foram caracterizados com relação à medida da atividade metanogênica específica (AME), segundo metodologia proposta por Aquino *et al.* (2007). A AME foi estabelecida para o leito de lodo compondo-se uma amostra a partir de uma alíquota coletada nas duas torneiras mais ao fundo do reator (à 25 cm e 75 cm do fundo) sendo utilizado como substrato nos testes o acetato de sódio.

## 5 RESULTADOS E DISCUSSÃO

### 5.1 Formação de espuma

#### 5.1.1 Sólidos nas escumas formadas nos reatores

O percentual de sólidos voláteis (Figura 5.1) nas das escumas formadas nos reatores, em geral, apresentaram-se semelhantes nos períodos de operação, com um % STV/ST entre 60 e 70% durante a partida (Fase 1) e na Fase 3. Já para a Fase 2 o reator modificado apresentou uma espuma com reduzido percentual de sólidos voláteis (15% de STV/ST) o que pode ser algum indicativo da ocorrência do mecanismo de degradação da espuma pela biomassa conduzida pelo fluxo do leito até a camada de espuma.



**Figura 5.1** – Resultados de ST, STV e relação %STV/ST, para escumas dos reatores em cada fase de monitoramento.

No Fase 3 como ocorreu uma sobrecarga orgânica (de sólidos) no afluente aos reatores, pode ser que esta taxa de degradação promovida pela biomassa conduzida até a espuma, no reator modificado, tenha sido bem inferior à taxa de acumulação de sólidos e com isso espuma apresentou um a maior percentual de STV/ST, e uma DQO (Tabela 5.1) mais elevada que nas fases anteriores.

Estas menores concentrações de STV para as escumas formadas no reator modificado durante as Fases 2 e 3 comparado ao reator convencional, indicaram que a espuma formada no reator modificado possuía uma menor massa de sólidos orgânicos a ser tratada.

Quanto à espuma formada no decantador do reator convencional, esta se mostrou mais dependente do momento de amostragem, devido ao fato de que como o reator não era coberto, pode ter ocorrido à degradação da espuma formada. Um fato é que em alguns momentos se verificou a formação de espuma no reator, com retentor, e dias depois não havia nenhuma espuma retida no decantador. Isso explica o fato de não ter sido detectada espuma no decantador do reator convencional na fase de partida (Fase 1).

Ao longo deste período de operação foi observada a formação de espuma no decantador deste reator, porém no dia da coleta desta espuma especificamente, não havia nenhuma espuma acumulada no decantador, e também não ocorreram eventos de chuva que pudessem desagregar a espuma formada. Fato é que o reator UASB modificado, como será mostrado, apresentou desempenho na remoção de matéria orgânica similar ao reator UASB convencional, especialmente nas Fases 2 e 3, operando sem retentor de espuma, e permitindo a saída, não só desta, mas também da espuma do interior do separador trifásico.

### 5.1.2 Acumulação de espuma nos reatores

A Tabela 5.1 apresenta os quantitativos dos parâmetros de monitoramento das espumas formadas nos reatores em cada período de operação, em termos de volume de espuma concentrada, DQO, e o coeficiente de acumulação ou produção de sólidos na espuma como proposto por Souza (2006).

**TABELA 5.1**

Volume de espuma concentrada coletada, DQO e coeficiente de acumulação para espumas formadas nos reatores durante os períodos operacionais

Período	ponto	Volume (ml)	DQO (g/l)	CO (kgDQOaplicada)	Coeficiente de acumulação (gST/kgDQOapl.)
Fase 1	Rmodif.	150	120	0,50	0,24
	Rconvenc.	100	116	0,50	0,11
	Rconvenc (dec)	ND	ND		ND
Fase 2	Rmodif.	70	16	0,41	0,09
	Rconvenc.	890	76	0,57	0,66
	Rconvenc (dec)	290	140		0,53
Fase 3	Rmodif.	150	99	0,70	0,11
	Rconvenc.	4000	87	0,70	4,08
	Rconvenc (dec)	100	64		0,06



Durante a Fase 1 (de partida), a DQO total das escumas nos reatores apresentaram a mesma ordem de grandeza, porém o volume acumulado e o coeficiente de acumulação para o reator modificado foram superiores ao reator convencional. Esses resultados podem ser atribuídos ao processo de coleta, como detalhado no item 3.4.1, sendo possível que parte da espuma acumulada no reator convencional tenha ficado ainda no separador trifásico, não tendo sido retirada, o que levou aos valores inferiores de volume e coeficiente de acumulação neste reator. Tal hipótese é plausível devido as duas fases seguintes (2 e 3), onde foi adotado o procedimento de completar o volume do reator promovendo a lavagem do interior do separador trifásico, e o reator convencional demonstrou uma necessidade maior de lavagem para retirada de toda espuma.

Nas Fases 2 e 3, o reator convencional, exigiu que se completasse seu volume, durante a retirada da espuma, cerca de 10 vezes até que nenhum material flutuante fosse mais observado nos baldes de coleta. Já o reator modificado demandou apenas cerca de 3 operações de enchimento para completa retirada da espuma.

Os resultados dos coeficientes de acumulação nestas mesmas Fases (2 e 3) sugerem que o reator modificado foi bastante efetivo no controle da formação de espuma em condições estacionárias. No entanto, a que se destacar que na Fase 2 a maior velocidade ascensional do esgoto no reator convencional em relação ao reator modificado, e conseqüentemente a carga orgânica aplicada, podem ter conduzido aos maiores valores dos parâmetros DQO e coeficiente de acumulação de espuma neste reator.

Por outro lado, na 3ª Fase de monitoramento, com ambos os reatores operando sob todas as condições idênticas, o reator convencional apresentou elevadíssimo coeficiente de acumulação, ao contrário do reator modificado. Comparando os coeficientes de acumulação de espuma, de 0,11 e 4,08 gST/kgDQOaplicada, respectivamente, para os reatores modificado e convencional, nota-se que o reator modificado foi mais efetivo no controle da formação de espuma em condições de sobrecarga de sólidos particulados no afluente.

Sendo assim, o reator modificado demonstrou que pode promover um efetivo controle da formação de espuma, mesmo em condições de sobrecarga de sólidos no afluente, ou analogamente para um efluente sanitário com elevada parcela de sólidos particulados. Mas este é um ponto a ser melhor elucidado.

De qualquer forma, nestas condições, o mecanismo de desestruturação, pela mistura próxima à região de formação da espuma, juntamente com aos orifícios de saída da espuma para o decantador, no coletor superior de biogás, parece ter sido predominante em relação ao mecanismo de degradação e essencial. Isso pode ser corroborado pelo fato de não ter havido um aumento significativo na produção de biogás que indicasse que a degradação tenha ocorrido como mecanismo predominante. No entanto, acredita-se que em algum grau a degradação possa ter ocorrido, devido ao resultados de biogás ligeiramente superiores no reator modificado na Fase 3.

Entretanto, este é outro ponto a ser melhor elucidado uma vez que entre os dois mecanismos previstos de controle da formação de espuma no separador trifásico, a degradação desta no próprio volume do reator seria a melhor opção, um vez que a saída da espuma no efluente pode comprometer a qualidade deste e a eficiência do sistema (SOUZA, 2006).

Por fim, destaca-se a necessidade de se desenvolver metodologias específicas para medição, coleta e amostragem das espumas. Dentre os parâmetros de medição, o volume pode ser o mais impreciso, especialmente para valores reduzidos, devido ao processo de remoção de água de excesso durante a concentração do material na peneira. No entanto, os maiores volumes apresentados na Tabela 5.1 significaram diretamente que, mais vezes o reator foi completado, mais baldes de espuma foram coletados e mais material havia para ser concentrado.

## **5.2 Remoção de matéria orgânica**

A Tabela 5.2 apresenta as concentrações médias de DBO, DQO, SST e SSV nas três fases de monitoramento bem como o desvio padrão das amostras. A caracterização do afluente revela um esgoto bruto tipicamente diluído com uma tendência de elevação na sua concentração no último período de operação, decorrente da recirculação de efluentes líquidos oriundos da operação de unidades da ETE – Arrudas, no esgoto afluente. Os dados coletados dos reatores encontram-se na íntegra no anexo I.

Com relação a qualidade dos efluentes dos reatores estas foram, de certa forma, muito similares, para maioria dos parâmetros, nas Fases 2 e 3, enquanto que na Fase 1 as concentrações dos parâmetros DQO, SST e SSV foram superiores no efluente do reator modificado comparado ao reator convencional.

**TABELA 5.2**

Concentrações médias de DBO, DQO, SST e SSV no afluente e no efluente dos reatores durante as fases de monitoramento

Fase	Ponto <sup>(a)</sup>	Parâmetros de monitoramento (mg/l)					
		DBO	DBOf	DQO	DQOf	SST	SSV
Fase 1	EB	233 ± 32	82 ± 23	425 ± 108	176 ± 45	229 ± 79	163 ± 62
	Rmodif.	69 ± 18	31 ± 7	331 ± 177	83 ± 18	156 ± 128	105 ± 83
	Rconvenc.	57 ± 19	34 ± 10	172 ± 142	78 ± 22	42 ± 18	29 ± 12
Fase 2	EB	171 ± 69	72 ± 32	352 ± 152	164 ± 57	144 ± 57	123 ± 50
	Rmodif.	64 ± 21	25 ± 11	166 ± 69	75 ± 36	67 ± 26	52 ± 18
	Rconvenc.	58 ± 24	29 ± 9	135 ± 52	69 ± 31	54 ± 18	40 ± 18
Fase 3	EB	213 ± 74	78 ± 34	599 ± 274	169 ± 42	270 ± 126	259 ± 202
	Rmodif.	74 ± 36	33 ± 20	216 ± 98	62 ± 24	126 ± 86	89 ± 62
	Rconvenc.	69 ± 43	32 ± 21	218 ± 162	64 ± 29	128 ± 119	96 ± 89

(a) EB = esgoto bruto, Rmodif. = reator modificado, Rconvenc. = reator convencional

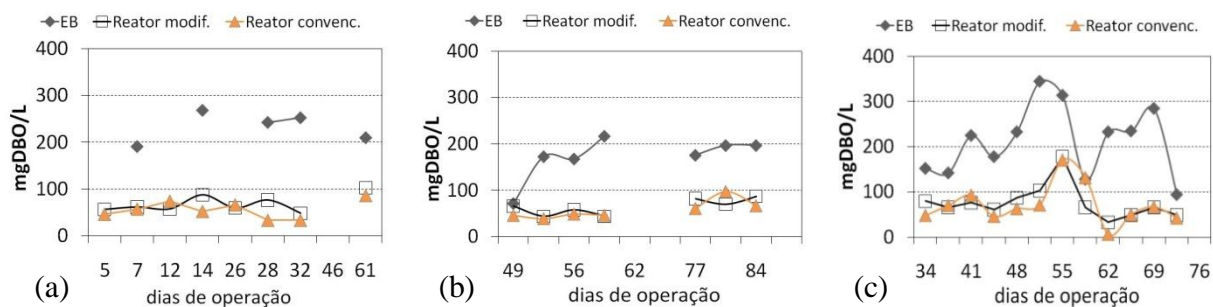
## 5.2.1 Remoção de matéria orgânica total

### 5.2.1.1 DBO e DQO

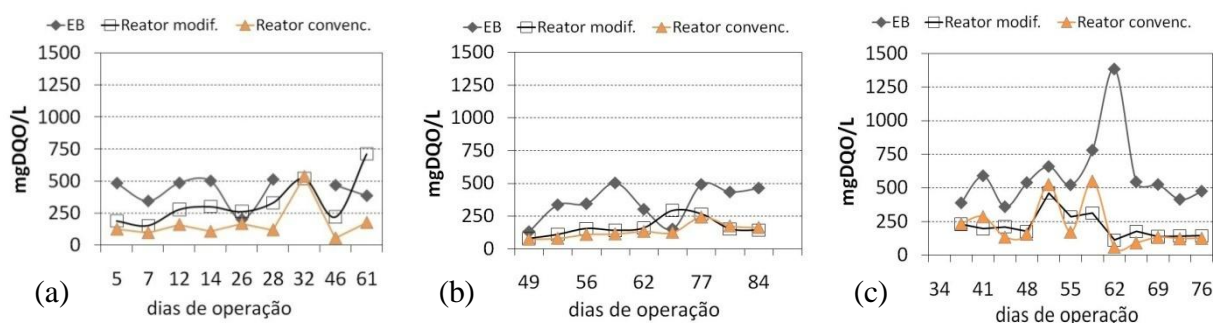
A comparação da remoção de DBO e DQO para as Fases 2 e 3, com ambos os reatores operados com TDH total de 7 h, revelou um comportamento bastante similar como pode ser visto na Tabela 5.2 e as Figuras 5.2 e 5.3. Os maiores valores médios apresentados pelo reator modificado na Fase 2 para DQO, SST e SSV, podem ser atribuídos à saída da espuma e da biomassa no efluente, do reator, porém, ainda assim, o seu desempenho foi relativamente compatível com o do reator UASB convencional.

À luz da legislação mineira para lançamento de efluentes, o reator modificado na fase 2 demonstrou que foi capaz de atender os padrões de DQO (180 mg/L) e SST (100 mg/L) e apenas o padrão do parâmetro DBO (60 mg/L) não foi atendido. Porém, o valor médio de 64 mg/L para DBO no efluente do reator modificado apresenta-se muito próximo do padrão, o que indica que a saída da espuma no efluente causou um impacto muito pequeno na qualidade do efluente.

Em termos de eficiências médias de remoção de DBO e DQO, na Fase 2 de monitoramento, os reatores UASB, modificado e convencional, apresentaram respectivamente 62% e 66%, para DBO, e, 53% e 63% para DQO. A menor eficiência do reator modificado concorda com as concentrações de DBO e DQO superiores no seu efluente devido a saída da espuma e biomassa elevada do leito de lodo, pelo 1º estágio de coleta de biogás.



**Figura 5.2** – Séries temporais de DBO<sub>total</sub> do esgoto bruto e dos efluentes dos reatores; (a) Fase 1; (b) Fase 2 e (c) Fase 3



**Figura 5.3** – Séries temporais de DQO<sub>total</sub> do esgoto bruto e dos efluentes dos reatores; (a) Fase 1; (b) Fase 2 e (c) Fase 3

Como a velocidade ascensional no reator convencional (0,95 m/h) foi superior ao reator modificado (0,70 m/h) é possível que a melhor mistura tenha levado a produção de um efluente de melhor qualidade. Sobretudo porque, além da melhor condição de mistura, o reator convencional nesta fase, possuía um decantador mais robusto que lhe garantiu maior retenção de sólidos mesmo operando com essa velocidade mais elevada.

Assim, o decantador do reator convencional pode ter sido decisivo para o seu melhor desempenho, comparado com o reator modificado. No entanto, destaca-se mais uma vez que o efluente do reator modificado apresentou concentrações em termos de DQO total que atenderiam o novo padrão (180 mg/l) estabelecido para este parâmetro no estado de Minas Gerais, e com possibilidades de atender também o padrão de DBO.

Na Fase 3 as eficiências para DBO e DQO total foram respectivamente de 65 e 64%, no reator modificado, e de 68 e 64% no reator convencional. Neste período com uma sobrecarga de DQO no afluente, como já destacado, as concentrações dos efluentes de ambos os reatores foram mais elevadas, e bem semelhantes nos reatores para DBO (R<sub>mod.</sub>=74 mg/L e R<sub>conv.</sub>=69 mg/L) e DQO (R<sub>mod.</sub>=216 mg/L e R<sub>conv.</sub>=218 mg/L). Sobretudo nesta fase, em que

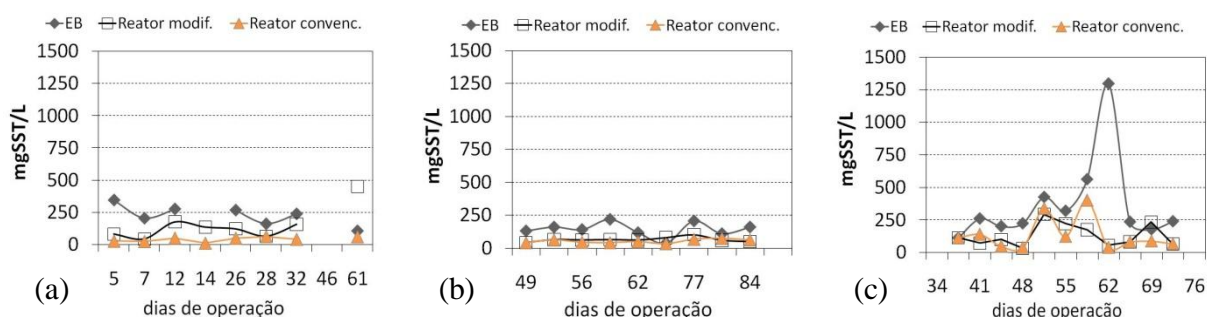
ambos os reatores operaram em condições totalmente idênticas, de forma, e parâmetros operacionais de vazão, TDH e velocidade ascensional; os resultados (Figuras 5.2 e 5.3) indicam que o reator modificado foi capaz de produzir um efluente, praticamente, de mesma qualidade que o reator convencional.

Desta forma, os resultados desta Fase 3 propõe que seja possível obter maiores vantagens com o reator de duplo estágio de coleta de biogás (Rmod) comparado a configuração original de reator UASB, se esta configuração de reator apresentar um desempenho semelhante ao reator UASB convencional na remoção de matéria orgânica, e, ao mesmo tempo, promover um efetivo controle na formação de espuma no interior do separador trifásico.

Conseqüentemente, com esta configuração de reator é possível reduzir os problemas operacionais inerentes à formação de espuma no separador trifásico relacionadas à obstrução da região de liberação de biogás e a perda de eficiência do sistema, devido à saída do biogás pela região de decantação, carregando consigo o lodo em sedimentação; e ao gerenciamento da retirada e da disposição final da espuma do reator (LETTINGA & HULSHOFF POL, 1991; SOUZA, 2006, SATO *et al*, 2006).

#### 5.2.1.2 SST e SSV

Os resultados de sólidos seguiram em geral os resultados obtidos para DBO<sub>total</sub> e DQO<sub>total</sub> em cada fase de operação. Na Fase 1 (etapa de partida), observou-se uma constante perda de sólidos no reator modificado, possivelmente devido ao seu funcionamento hidrodinâmico diferenciado, com a elevação da biomassa, pelo 1º estágio de coleta de biogás, até o separador trifásico, o como demonstram os maiores valores das concentrações de SST e SSV no seu efluente na Tabela 5.2 e na Figura 5.4.



**Figura 5.4** – Séries temporais de SST do esgoto bruto e dos efluentes dos reatores; (a) Fase 1; (b) Fase 2 e (c) Fase 3

Na Fase 2, o comportamento dos reatores quanto ao parâmetros SST foi mais similar, com o efluente do reator modificado apresentando concentrações um pouco mais elevadas (Figura 5.4). Mesmo assim, como comentado anteriormente, o efluente do reator modificado com concentração média de 62 mg/L foi capaz de atender do padrão de SST de 100 mg/L exigido pela legislação mineira.

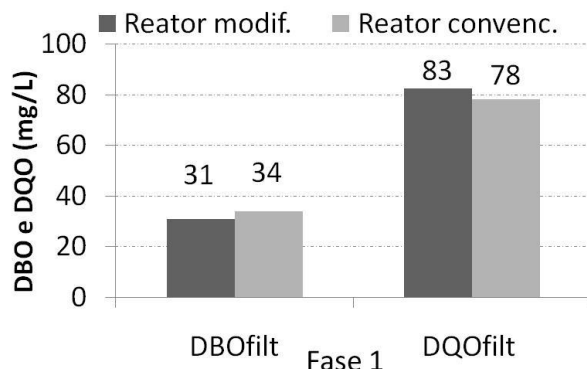
Com relação a Fase 3, em que ocorreu as condições de sobrecarga de sólidos no afluente, as concentrações de sólidos no efluente dos reatores revelaram valores mais aproximados entre si, comparados as fases anteriores. Nesta Fase (Tabela 5.2) as médias de SST e SSV para o reator modificado foram de 126 mg/L e 89 mg/L, respectivamente, e de 128 mg/L e 96 mg/L, respectivamente, no reator convencional.

Esta sobrecarga ocorrida nesta fase permitiu observar algum efeito da ocorrência de um choque de carga orgânica, na forma de sólidos particulados no desempenho dos reatores. Para ambos houve a elevação das concentrações de sólidos no efluente, e neste caso ambos os reatores não atenderiam o padrão vigente no estado de Minas Gerais.

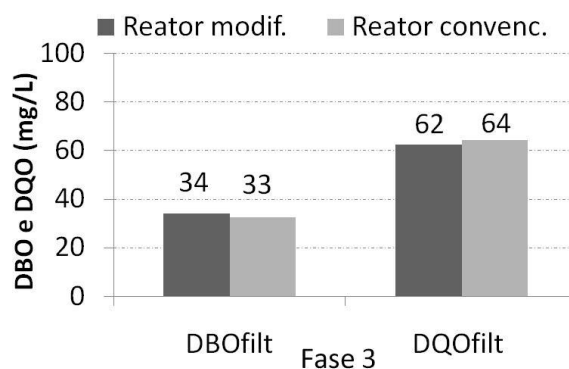
Como foi visto, este fato aumentou a produção de espuma, principalmente no reator convencional. Analisando-se estas concentrações de sólidos no efluentes do reatores conjuntamente com a acumulação de espuma, nesta Fase 3, o reator modificado foi mais vantajoso que o reator convencional devido a menor acumulação de espuma para uma mesma concentração de sólidos no efluente final.

### **5.2.2 Conversão de DBO e DQO**

Quanto a conversão do material orgânico em termos de  $DBO_{filt.}$  e  $DQO_{filt.}$ , foi considerado para análise as Fases 1 e 3 em que os reatores operaram com mesmo tempo de digestão (4,3 h). As Figuras 5.5 e 5.6 apresentam os valores médios destes dois parâmetros no efluente de cada reator para estas duas fases de monitoramento.



**Figura 5.5** – Concentrações médias de DBOfilt. e DQOfilt. na Fase 1.



**Figura 5.6** – Concentrações médias de DBOfilt. e DQOfilt. na Fase 3.

Em ambas as fases é possível observar um comportamento bastante similar em termos de conversão biológica. Observa-se que o parâmetro DBOfilt. foi muito semelhante em ambos reatores e em ambas as fases enquanto que a DQOfilt. foi similar entre os reatores, mas entre fases, foi inferior na Fase 3. Este último fato, está relacionado com o aumento na carga orgânica do afluente nesta fase.

Considerando os valores médios de DBO e DQO total, do esgoto bruto, destas duas fases (Tabela 5.2) as eficiências para DBOfiltrada foram de 87% no reator UASB modificado e de 85% no reator UASB convencional, na Fase 1. Para DQOfilt, nesta mesma fase, as eficiências foram de 80% no reator modificado e 82% no reator convencional.

Na Fase 3, a eficiência para DBOfilt e DQOfilt. foram respectivamente de 85% e 90% para o reator modificado e de 85% e 89% no reator convencional. Como se vê, as eficiências são bem elevadas e bem aproximadas nos dois reatores. Isso sugere que a conversão biológica no reator modificado, com um comportamento hidrodinâmico bem diferenciado, se dê na mesma magnitude que ocorre em um reator UASB convencional.

Assim, estes resultados indicam que reator modificado apresenta um potencial de aplicação já que comparado a um reator UASB convencional apresentou um desempenho típico, obtido para estes reatores, em termos de eficiência de conversão biológica, com a vantagem adicional, como foi visto, de controlar a formação de espuma.

### 5.3 Produção de gases e cálculo da hidrólise dos sólidos particulados nos reatores

#### 5.3.1 Produção de gases

A produção de biogás, o percentual de metano (%CH<sub>4</sub>) e conseqüentemente o volume de metano nos reatores foram monitorados nas Fases 2 e 3. A Figura 5.7 apresenta os resultados dos percentuais de metano presentes no biogás dos reatores modificado e convencional nestas duas fases de monitoramento.

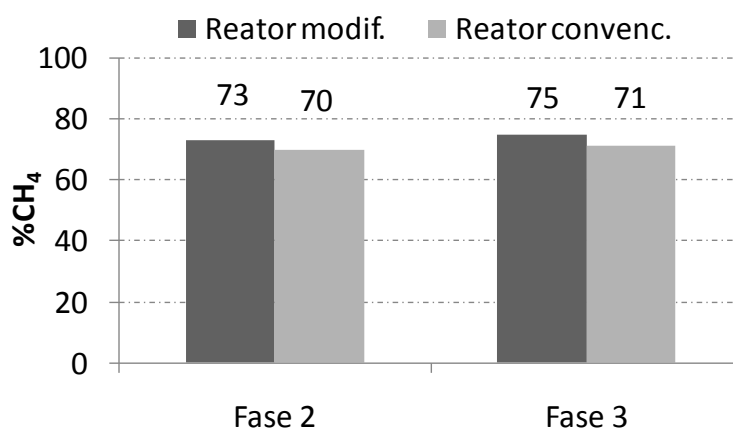


Figura 5.7 – Percentual de CH<sub>4</sub> no biogás dos reatores nas fases 2 e 3.

Em ambas as fases o reator modificado apresentou um maior %CH<sub>4</sub> no biogás de 73 e 75%, respectivamente, enquanto que o reator convencional apresentou percentuais de 70 e 71% de CH<sub>4</sub>. Isso sugere que a metanização no reator modificado tenha sido superior à metanização no reator UASB convencional.

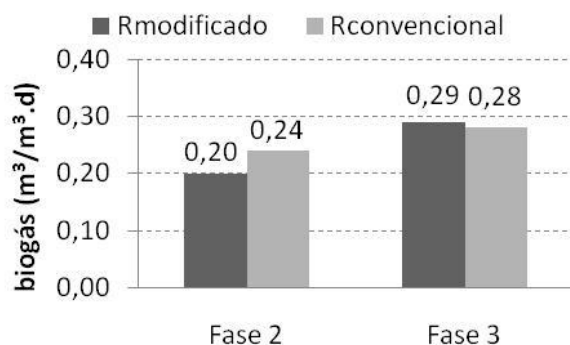
Neste caso, três hipóteses seriam possíveis: a ocorrência da degradação da espuma no interior do separador trifásico, pela biomassa conduzida pelo 1º estágio de coleta de biogás; a liberação de alguma quantidade de metano dissolvido no efluente, devido a maior agitação promovida na região de liberação do biogás; ou ainda a presença de grupos de microrganismos com uma maior taxa de utilização de substrato necessário para a formação de metano, como os metanogênicos hidrogenotróficos, (AQUINO *et al*, 2007).

Em termos da produção de biogás e metano nos reatores, os resultados apresentam-se nas Figuras 5.8 e 5.9. Na Fase 2, reator UASB convencional apresentou coeficiente de produção de biogás superior à do reator modificado, que por outro lado apresentou maior para este

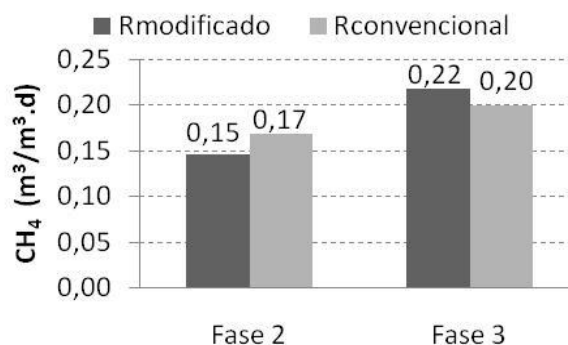


mesmo coeficiente na Fase 3. As melhores condições de mistura no reator UASB convencional na Fase 2, devido a maior velocidade ascensional, pode em parte explicar a sua maior produção de biogás e de metano por unidade de volume do reator.

Na Fase 3, os maiores coeficientes de produção de biogás somados aos maiores coeficientes de produção de metano no reator UASB modificado, sustentam a possibilidade de que alguma das três hipóteses supracitadas possam estar sendo favorecidas nesta configuração de reator.



**Figura 5.8** – Produção de biogás (m³/m³.d) nas fases 2 e 3.



**Figura 5.9** – Produção de metano (m³/m³.d) nas fases 2 e 3.

A explicação precisa para esta maior produção de biogás e maior teor de metano, presente no biogás do reator modificado, é algo ainda a ser investigado. No entanto, se existir de fato uma maior quantidade de metano no biogás do reator modificado, isso poderia ser até uma vantagem adicional desta inovadora concepção de reator UASB.

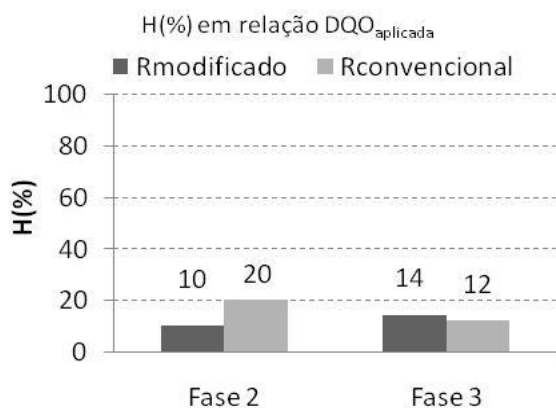
### 5.3.2 Hidrólise da fração particulada

A hidrólise como indicativo de conversão da matéria orgânica particulada presente no afluente foi superior no reator convencional na Fase 2, provavelmente também, devido as melhores condições de mistura decorrentes da maior velocidade ascensional no compartimento de digestão deste reator, levando a produção de biogás como visto no item anterior.

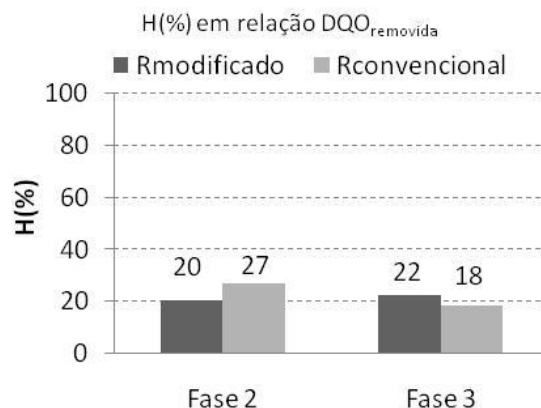
Por outro lado, na Fase 3 com os reatores em iguais condições de forma e operação, e com a ocorrência da sobrecarga de sólidos no afluente, o reator modificado apresentou maior percentual de hidrólise da fração particulada que o reator convencional. Isso pode ser algum pequeno indicativo de que as condições de mistura no reator modificado possam tão boas, e

até melhores, quanto ao reator UASB convencional, fato que também ainda precisa ser investigado.

As Figuras abaixo ilustram os resultados de hidrólise percentual, nos reatores, em relação à  $DQO_{aplicada}$  (Figura 5.10) e a  $DQO_{removida}$  (Figura 5.11).



**Figura 5.10** – Percentual de hidrólise nos reatores, em termos da  $DQO_{aplicada}$  nas fases 2 e 3.



**Figura 5.11** – Percentual de hidrólise nos reatores, em termos da  $DQO_{removida}$  nas fases 2 e 3.

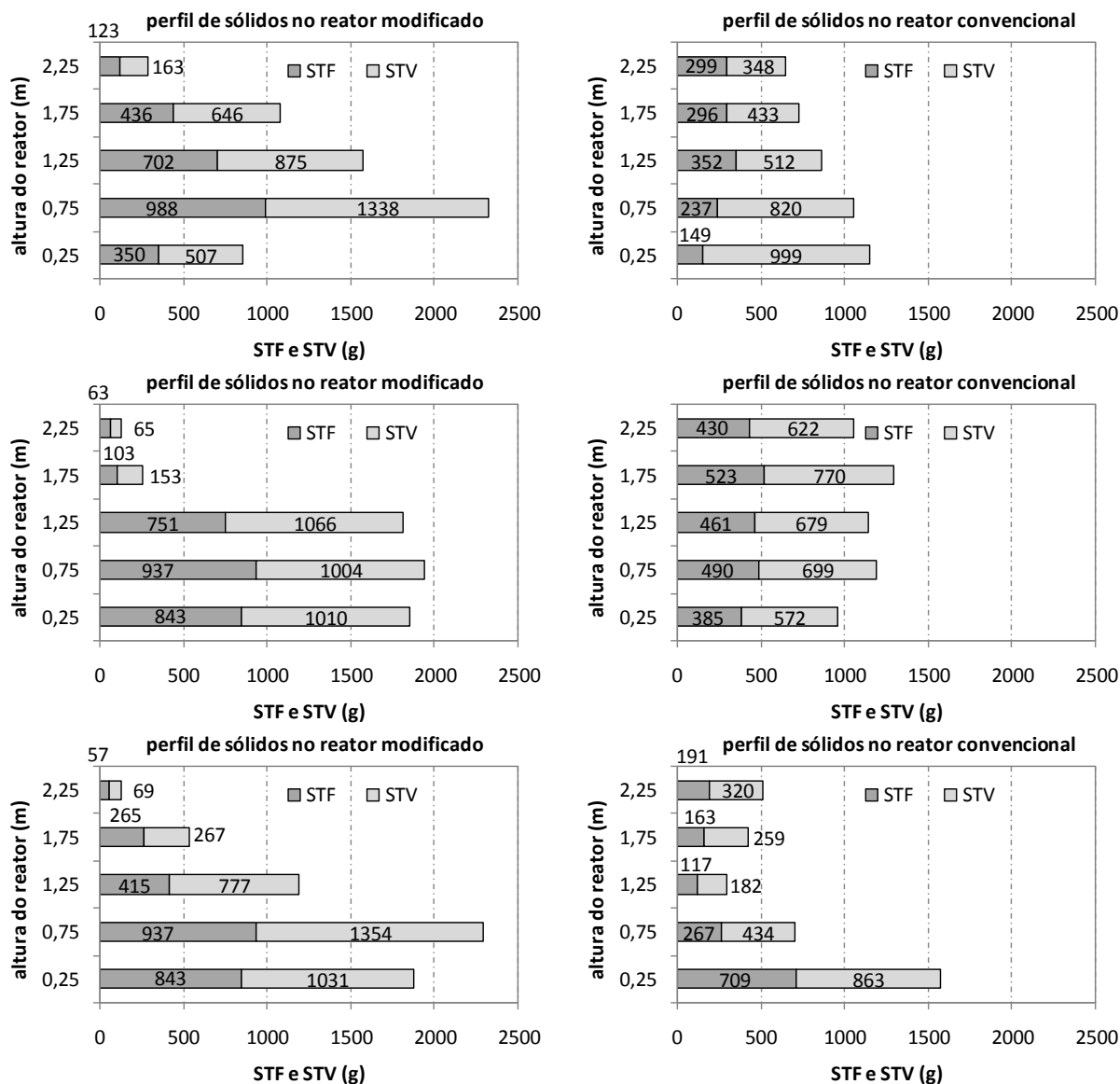
Observa-se que os percentuais de hidrólise são baixos já que, como a Literatura sugere, a hidrólise, no caso de efluentes com elevada parcela de sólidos, é a etapa limitante da conversão biológica da matéria orgânica (LETTINGA & HULSHOFF POL, 1991; MAHMOUD *et al.*, 2004; HARIDAS *et al.*, 2005; FORESTI *et al.*, 2006; VAN HAANDEL *et al.*, 2006).

No entanto, segundo Agrawal *et al* (1997) os percentuais de hidrólise registrados em todas as fases, tanto em termos da  $DQO_{removida}$ , quanto da  $DQO_{aplicada}$ , entre 10 e 27%, estão bem abaixo dos valores esperados. Tal fato, segundo este mesmo autor, pode ser atribuído a perda de alguma quantidade de metano dissolvido no efluente de reatores UASB, que pode ser até da ordem de 50 %, o que reduziria significativamente a parcela de DQO convertida a metano e, conseqüentemente, o percentual de hidrólise. Isso porque, esta última depende da própria produção de metano e da  $DQO_{removida}$ , ou da  $DQO_{aplicada}$ , segundo as Equações 4.4 e 4.5 (ELMITWALLI *et al* , 2000).

## 5.4 Monitoramento do lodo nos reatores

### 5.4.1 Distribuição e produção do lodo

A Figura 5.12 mostra os perfis de sólidos nos reatores modificado (coluna da esquerda) e convencional (coluna da direita). Cada linha apresenta a distribuição espacial da biomassa nos reatores ao final de cada fase de operação, seqüencialmente, Fase 1, Fase 2 e Fase 3.



**Figura 5.12** – Perfis de sólidos nos reatores ao final de cada período de monitoramento, 1º Fase (1ª linha), 2º Fase (2ª linha) e 3º Fase (3ª linha).

A distribuição espacial dos sólidos no reatores revela que o reator modificado foi capaz de manter uma biomassa de elevada concentração no fundo reator, enquanto que o mesmo não pode ser dito com base nos perfis do reator convencional nas três fase de operação.

O perfil de sólidos verificado no reator modificado ao final da Fase 1 (Figura 5.12, 1º linha) pode ser associado ao início do processo de granulação do lodo, que foi observado neste estudo, embora a literatura sugira que tal fenômeno seria muito difícil de ocorrer para lodo anaeróbio tratando esgotos domésticos. Como nesta fase foi observada uma intensa perda de sólidos no efluente deste reator, de acordo com a Tabela 5.2, isso pode ter sido um sinal de que as condições hidrodinâmicas diferenciadas do reator UASB modificado tenha criado condições seletivas a biomassa, fazendo permanecer no reator os microrganismos capazes de promover a granulação (HULSHOFF POL *et al*, 2004).

Por outro lado, esta concentração de biomassa no fundo do reator pode ter sido originária do retorno do lodo ao fundo do reator pela região externa ao primeiro estágio de coleta de gases, como ocorre num reator air-lift (NICOLELLA *et al.*, 2000, DRIESSEN & VEREIJKEN, 2003). Mesmo assim, uma vez que a granulação foi observada, essa suposta recirculação de sólidos no reator pode ter também contribuído para ocorrência do fenômeno de granulação do lodo anaeróbio no reator modificado.

Assim, ainda não é possível precisar se a recirculação interna de sólidos no reator modificado levou à concentração do lodo no fundo do reator e a granulação, devido à maior idade do lodo (HULSHOFF POL *et al*, 2004), ou, se o fenômeno de granulação ocorreu devido à algum outro fator. Desta forma, a ocorrência de recirculação interna de sólidos e a granulação do lodo são dois fatos que precisam ser melhor investigados.

O perfil de sólidos no final da Fase 2 (Figura 5.12, 2º linha), quando os reatores estavam cheios de lodo (com a mesma massa total), mostram a vantagem de se ter um lodo granular. Pode-se observar que o lodo granular se concentrou no fundo do reator, sugerindo que o mesmo seja capaz de acomodar maiores velocidades de fluxo (LETTINGA & HULSHOFF POL, 1991; HULSHOFF POL *et al*, 2004).

Enquanto isso, no reator convencional, praticamente não se percebe uma estratificação da biomassa, quando o reator encontra-se no limiar de um descarte, sugerindo que o reator

convencional seja mais vulnerável à perda de sólidos no efluente. Entretanto, a análise não é tão direta, já que nessa fase o reator convencional operou com maior velocidade ascensional no compartimento de digestão

Os perfis de sólidos ao final da Fase 3 (Figura 5.12, 3º linha) mostram que o reator modificado manteve uma elevada concentração de sólidos no reator, mesmo com o excesso de sólidos presentes no afluente nesse período. Isso sugere que o reator foi capaz de reter bem os sólidos particulados do esgoto, mantendo uma baixa acumulação de espuma, quando submetido às estas condições operacionais. Além disso, o reator apresentou, nesse período, uma maior taxa de hidrólise, quando comparado ao reator convencional, mostrando que esta configuração, associada à formação de um lodo granular, pode ser mais eficiente na conversão dos sólidos particulados.

Já o reator UASB convencional, na 3º fase, revelou-se mais vulnerável ao choque de carga orgânica, que o reator modificado. O perfil de sólidos deste reator (Figura 5.12, 3º linha) revela que possivelmente ocorreu a flotação do lodo, já que as concentrações de sólidos aumentam nos pontos de amostragem situados na região mais acima do reator. Além disso ocorreu uma excessiva perda de sólidos no efluente, e uma grande quantidade de espuma se formou neste reator. Destaca-se que, a análise visual das amostras de espuma deste reator revelaram uma elevada quantidade de lodo.

Percebe-se que, apesar da menor massa de sólidos no reator convencional, devido a flotação do lodo, o desempenho do reator não foi comprometido, uma vez que os reatores UASB tratando esgotos diluídos operam naturalmente à baixo da sua capacidade máxima (CHERNICHARO, 1997).

Entretanto, esse reator manteve uma elevada atividade metanogênica. Assim, há muitas questões e hipóteses a serem estudadas para esta inovadora concepção de reator UASB (modificado), para que, vantagens adicionais como a ocorrência da granulação do lodo, sejam confirmadas.

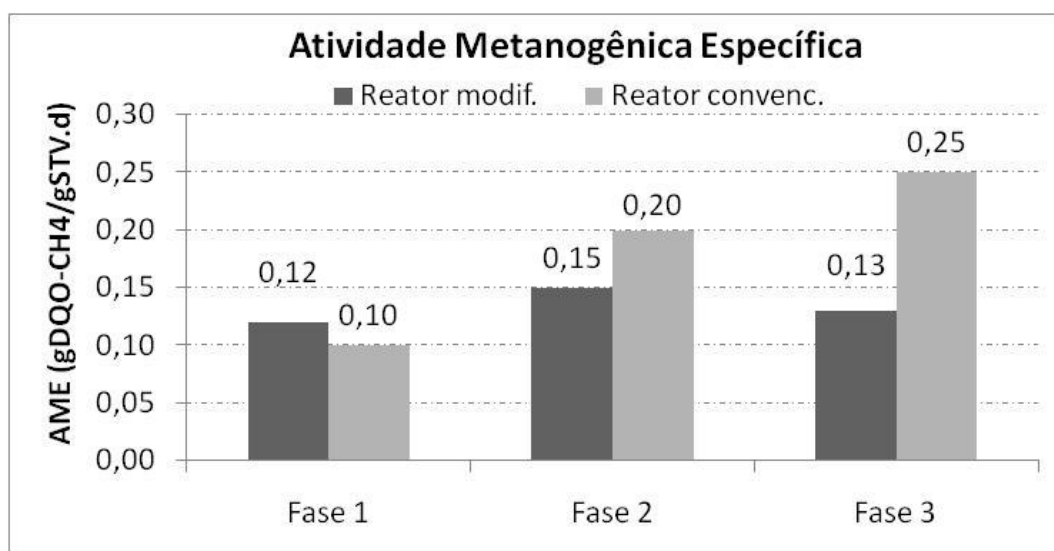
#### **5.4.2 Atividade metanogênica específica (AME).**

A atividade metanogênica específica da biomassa nos reatores esteve muito próxima durante o período de partida, com uma ligeira superioridade da atividade no reator modificado, o que,

pode ser um indicativo a ocorrência do processo de seleção do lodo, que culminou ao final da fase com a granulação do lodo no reator modificado.

Tal fato foi decisivo para melhoria do desempenho do reator modificado, que não operou bem durante o período em que a biomassa se encontrava agregada na forma de flocos, e supostamente em processo seletivo (Fase 1). A Figura 5.13 apresenta os resultados de a AME dos lodos dos reatores UASB, modificado e convencional, para as três fases de monitoramento.

Com relação ao reator modificado, o maior valor de atividade metanogênica foi verificado na Fase 2. Na Fase 3 a atividade neste reator foi um pouco mais reduzida, o que talvez possa ser explicado pelo acúmulo de sólidos particulados no lodo (LETTINGA & HULSHOFF POL, 1991; HWU *et al.*, 1998).



**Figura 5.13** – Atividade metanogênica específica do lodo nos reatores, em cada fase operacional

A atividade do lodo do reator convencional variou bastante, o que se deve em parte às diferentes condições operacionais. Na etapa de partida, com a mesma carga orgânica aplicada, o reator convencional apresentou atividade metanogênica ligeiramente inferior ao reator modificado, o que pode ser atribuído à seleção do lodo no reator modificado. Por outro lado, o reator convencional apresentou atividade superior ao reator modificado nas fases operacionais 2 e 3.

Assim, algumas hipóteses podem ser levantadas: i) o lodo do reator UASB convencional (floculento) é mais ativo que o lodo do reator UASB modificado (granular) ou; ii) às condições de ensaio podem ter influenciado os resultados. Com relação a maior atividade no reator convencional é outro fato a ser melhor verificado, isso porque a Literatura sugere que o lodo granular seja mais ativo que o lodo floculento. Entretanto, as condições de ensaio podem ter sido decisivas para a obtenção destes resultados. Isso porque, os ensaios foram realizados sem agitação dos frascos e utilizando acetato como fonte para formação de metano.

Assim, o ensaio sem agitação pode ter favorecido a conversão do acetato a metano pela biomassa floculenta do reator convencional, devido ao maior contato da biomassa com o substrato. Por outro lado, em relação ao lodo granular do reator modificado, a atividade pode ter sido inferior ao lodo floculento, devido a falta de agitação e às limitações de transferência de substrato para o interior do grânulo, já que o acetato fornecido se encontra fora do grânulo.

De outro lado, a menor atividade no reator modificado também pode ser atribuída à menor afinidade dos microrganismos ao substrato utilizado nos ensaios, no caso acetato. Isso porque, existem teorias que atribuem a ocorrência do fenômeno de granulação à presença de microrganismos hidrogenotróficos, que não produzem metano a partir do acetato, o que explicaria as menores atividades obtidas para o lodo granular do reator modificado (SAM-SOON, 1987; *apud* HULSHOFF POL *et al*, 2004).

Ademais, como a eficiência de remoção de matéria orgânica e à produção de biogás nos dois reatores foi bastante similar, em condições estacionárias, especialmente, na fase 3, o que pensar que a possibilidade da presença de microrganismos hidrogenotróficos, possa ser plausível.

Segundo Campos & Anderson (1992) as altas velocidades ascensionais agem como fator físico seletivo do tipo de lodo que se desenvolverá no sistema, o que pode ter ocorrido no reator modificado, devido ao fluxo pelo primeiro estágio de coleta de biogás.

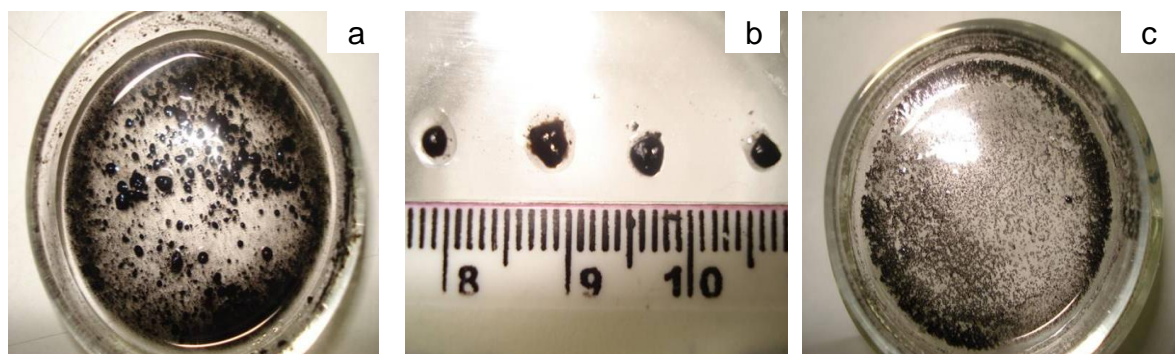
Singh & Viraraghavan (1998), avaliando a partida e operação de reatores UASB tratando esgotos domésticos à 20°C, observaram a ocorrência da granulação do lodo anaeróbio com os grânulos atingindo diâmetros de até 1,5 mm. Os reatores foram inoculados com lodo de um digestor com concentração de 10% de ST e operados com longos tempos de detenção

hidráulica, partindo de 40h e reduzindo para 10h em condições estacionárias. Seguezzo (2004), também observou o fenômeno de granulação do lodo anaeróbio tratando esgotos domésticos, porém com decantação primária para remoção dos sólidos particulados. Estes estudos demonstram que a granulação pode ocorrer para esgotos diluídos em condições diferentes das mais comumente pregadas.

De acordo com Ghangrekar *et al.* (2005), a granulação do lodo anaeróbio depende das cargas orgânicas aplicadas durante a etapa de partida, sendo que, o sucesso desta etapa pode ser atribuído à ocorrência do fenômeno, que é extremamente necessário para maximizar as vantagens dos reatores UASB.

Neste sentido, a investigação dos fatores propulsores da granulação do lodo no reator modificado devem ser melhor elucidados, já que é possível que esta configuração de reator tenha levado a granulação do lodo, o que pode ser mais uma vantagem apresentada por esta inovador concepção.

A Figura 5.14 abaixo, ilustra a ocorrência do fenômeno de granulação da biomassa anaeróbia, no reator modificado, com os grânulos atingindo dimensões de 2 e 3 mm, e o lodo flocculento desenvolvido no reator convencional, e que comumente se desenvolve em reatores UASB tratando esgotos domésticos.



**Figura 5.14** – Tipo de lodo desenvolvido nos reatores; (a) aspecto granular e (b) detalhe dos grânulos desenvolvidos no reator UASB modificado, (c) aspecto flocculento do lodo desenvolvido no reator UASB convencional



## 6 CONCLUSÕES

O presente trabalho testou e avaliou o desempenho de um reator UASB modificado, dotado de dois estágios de coleta de biogás, no controle da formação de espuma e na remoção de matéria orgânica, em comparação com um reator UASB convencional. Da análise dos resultados obtidos pode-se chegar as seguintes conclusões:

- Para os reatores operados com TDH de 7h, o reator modificado demonstrou que pode apresentar maiores vantagens comparado à versão original do reator UASB. Isso porque, para esse tempo de detenção hidráulica, o reator modificado manteve uma remoção de matéria orgânica semelhante ao reator UASB convencional e acumulou uma quantidade muito menor de espuma no separador trifásico.
- No entanto, ainda permanece a necessidade de se conhecer qual mecanismo de controle da formação de espuma foi predominante no reator modificado, a saída da espuma no efluente ou a degradação no separador trifásico. Os valores médios do biogás produzido nos reatores e a concentração de matéria orgânica nos efluentes ainda não permitem concluir qual teria sido a rota de saída da espuma no reator modificado. Porém deixam um pequeno indicativo de que em algum grau possa ter ocorrido ambos os mecanismos de controle da formação de espuma no reatores.
- o reator UASB modificado demonstrou que, ainda que alguma adaptação seja necessária para melhoria da qualidade do efluente final, as concentrações dos parâmetros quantitativos de remoção e conversão do material orgânico foram similares ao do reator UASB convencional, que operou com retentor de espuma no decantador, o que indica que esta não seria uma limitação à sua utilização para o tratamento de esgotos domésticos;
- o reator modificado mostrou também, aparentemente, maior robustez ao choque de carga orgânica, ocorrido na Fase 3, em comparação ao reator convencional, apresentando maior produção e maior percentual de metano no biogás, e maior percentual de sólidos particulados hidrolisados;
- Por fim, o reator UASB modificado apresentou a ocorrência do fenômeno de granulação, que a rigor não seria esperado no caso de tratamento de esgoto doméstico. Acredita-se que esta configuração de reator tenha estabelecido condições seletivas à biomassa, fazendo

com que apenas os microrganismos mais adaptados (capazes de promover a granulação) permanecessem no reator.

Contudo, as hipóteses, observações e conclusões do presente estudo, relativas ao controle da formação de espuma, à remoção de matéria orgânica, à retenção de sólidos e à granulação do lodo, para esta inovadora concepção de reator, compõem apenas uma avaliação preliminar desta inovadora tecnologia. Assim, maiores estudos são necessários para melhor elucidar todos estes aspectos, tendo em vista que os resultados aqui apresentados foram relativamente promissores, destacando, entre estes, os efeitos combinados da incomum granulação do lodo e do controle da formação de espuma no interior do separador trifásico, na mesma configuração de reator.

## 7 RECOMENDAÇÕES

Como recomendações, sugere-se que novas pesquisas de desenvolvimento desta inovadora concepção sejam realizadas no intuito de se verificar, em maior escala de tamanho e de tempo de operação, quais são as reais potencialidades desta inovadora configuração de reator.

Recomenda-se maiores investigações sob os seguintes aspectos:

- Identificar qual mecanismo de controle da formação de espuma (saída ou degradação) é predominante do reator modificado. Neste sentido é necessário fazer uma avaliação que separe os dois mecanismos. Então, seria necessário verificar o funcionamento do reator modificado mas sem os orifícios de saída da espuma no coletor de gases de segundo estágio. Isso permitiria a avaliação independente da ocorrência do mecanismo de degradação da espuma por efeito da elevação de biomassa até a camada no interior do separador trifásico.
- Verificar o comportamento do reator UASB modificado durante um longo período de acumulação de espuma no separador trifásico, com o intuito de verificar o desempenho desta configuração, numa situação em que os descartes de espuma fossem negligenciados, por exemplo.
- Avaliar o desempenho do reator modificado no controle da formação de espuma e na remoção de matéria orgânica quando submetido a diferentes condições operacionais.
- Determinar quais os fatores propulsores da ocorrência do fenômeno de granulação do lodo para esgotos domésticos, nesta configuração de reator, de forma a conhecer as condições necessárias para promover a granulação do lodo, que ainda não são um consenso;
- Avaliar o desempenho do reator modificado com relação a eficiência de remoção de matéria orgânica, a granulação do lodo, a resistência a sobrecargas orgânicas, a redução do TDH e o efetivo controle da formação de espuma em escala ampliada.

## 8 REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

AGRAWAL, L. K., HARADA, H., OKUI, H. Treatment of Dilute Wastewater in a UASB Reactor at a Moderate Temperature: Performance Aspects. *Journal of Fermentation and Bioengineering*. v. 83, n. 2, p. 179- 187, 1997.

AIYUK, S., FORREZ, I., LIEVEN, D. K., VAN HAANDEL, A.C., VERSTRAETE, W. Anaerobic and complementary treatment of sewage in regions hot climates - A reviews. *Bioresource Technology*, v. 97, p. 2225-2241, 2006.

ALVES, M. M., MOTA VIEIRA, J. A R. ÂLVARES PEREIRA, M., PEREIRA, M. A., MOTA, M. Effects of lipids and oleic acid on biomass development in anaerobic fixed-bed reactors. Part ii: oleic acid toxicity and biodegradability. *Water Research*. v.35, p. 264 -270, 2001.

ANDRADE NETO, C. O., CAMPOS, J.R. Introdução; In: Campos (Coord.) Tratamento de esgotos sanitários por processo anaeróbico e disposição controlada no solo; Finep, CNPq & Caixa; PROSAB, ed. Rima-São Carlos-SP, 1999. cap. 1, p 1-28.

APHA, AWW, WEF *Standard Methods for the examination of Water and Wastewater*. 21st. Edition. American Public Health Association, Washington, DC, 2005.

BIOTHANE CORPORATION. Site: [www.biothane.com](http://www.biothane.com), 2007.

CARDOSO, M. R., CHERNICHARO C.A.L; VON SPERLING, M. Desenvolvimento de um reator compartimentado aplicado ao tratamento de esgotos tipicamente domésticos; In: Campos (Coord.) Tratamento de esgotos sanitários por processo anaeróbico e disposição controlada no solo (Coletânea de trabalhos técnicos); Finep, CNPq & Caixa; PROSAB, ed. Rima-São Carlos-SP, 2000. p 59-69.

CAVALCANTI, P.F.F. *Integrated Application of the UASB reactor and ponds for domestic sewage treatment in tropical conditions* Ph.D. Thesis Wageningen University, The Netherlands, p. 141, 2003.

CHERNICHARO, C. A. L. *Princípio do tratamento biológico de águas residuárias – reatores anaeróbios*. Departamento de engenharia sanitária e ambiental – DESA/UFMG, Belo Horizonte, v. 5, p. 245, 1997.

CHERNICHARO, C.A.L. Post-treatment options for the anaerobic treatment of domestic wastewater, *Reviews in: Environ. Sci. and Bio/Technol.*, v.5: p. 73-92, 2006.

CHIPASA, K.B., MEDRZYCKA K. Behavior of lipids in biological wastewater treatment process, *Review in: J. Ind. Microbiology Biotechnology*. v.33, p. 635 – 645, 2006.

DENG, L, ZHENG, P., CHEN, Z. Anaerobic digestion and pos-treatment of swine wastewater using IC-SBR process with bypass of raw wastewater. *Process Biochemistry*, v.41, p. 965-969, 2006.

DRIESSEN, W., VEREIJKEN, T. Recent developments in biological treatment of brewery effluent The Institute and Guild of Brewing Convention, Livingstone, Zambia, March 2-7, 11p., 2003.

ELMITWALLI, T., A., SKLYAR, V., ZEEMAN, G., LETTINGA, G. Low temperature pre-treatment of domestic sewage in anaerobic hybrid or an anaerobic filter reactor. *Bioresource Technology*, v. 82, p. 233-239, 2002.

FORESTI, E., ZAIAT, M., VALLERO, M. Anaerobic processes as the core technology for sustainable domestic wastewater treatment: Consolidated applications, new trends, perspectives, and challenges, *Reviews in: Environ. Sci. and Bio/Technol.*, v.5: p. 3-19, 2006.

GHANGREKAR, M.M., ASOLEKAR S.R., JOSHI, S.G. Characteristics of sludge developed under different loading conditions during UASB reactor start-up and granulation. *Water Research*. v.39, p. 1123-1133, 2005

GONÇALVES, R.F., CHARLIER, A.C., SAMMUT, F. Primary fermentation of soluble and particulate organic matter for wastewater treatment. *Water Science Technology*, v. 30, n. 6, p. 53-62, 1994.

HALALSHEH, M., KOPPEL, J., den ELZEN, J., ZEEMAN, G., FAYYAD, M., LETTINGA, G. Effect of SRT and temperature on biological conversion and the related scum-forming potential. *Water Research*. v.39, p. 2475-2482, 2005.

HALALSHEH, M., SAWAJNEH, Z., ZU'BI, M., ZEEMAN, G., LIER, J., FAYYAD, M., LETTINGA, G. Treatment of strong domestic sewage in a 96 m<sup>3</sup> UASB reactor operated at ambient temperatures: two-stage versus single-stage reactor. *Bioresource Technology*, v. 96, p. 577-585, 2005.

HULSHOFF POL, L.W., DE CASTRO LOPES, S.I., LETTINGA, G., LENS P.N.L. Anaerobic sludge granulation. *Reviews in: Water Research* v.38, p. 1376-1389, 2004.

JIAN, C., SHI-YI, L. Study on mechanism of anaerobic sludge granulation in UASB reactors. *Water Science Technology*, v. 28, n. 7, 171-178, 1993.

KALOGO, Y., VERSTRAETE, W. Development of anaerobic sludge bed (ASB) reactor Technologies for domestic wastewater treatment: motives and perspectives. *World Journal of Microbiology & Biotechnology*, v. 15, p. 523-534, 1999.

KASSAM, Z. A., YERUSHALMI, L., GUIOT, S. R. A market study on the anaerobic wastewater treatment systems. *Water, Air, and Soil Pollution*, v.143, p. 179-192, 2003.

KATO, M. T., NETO, C. O. A., CHERNICHARO C.A.L; FORESTI, E., CYBIS, L. F. Configurações de reatores anaeróbios; In: Campos (Coord.) Tratamento de esgotos sanitários por processo anaeróbio e disposição controlada no solo; Finep, CNPq & Caixa; PROSAB, ed. Rima-São Carlos-SP, 1999. cap. 3, p 155-198.

KUJAWA-ROELEVELD, K. & ZEEMAN, G. Anaerobic treatment in decentralized and source-separation-based sanitation concepts, *Reviews in: Environ. Sci. and Bio/Technol.*, v.5, p. 115-139, 2006.

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

LETTINGA, G., DE MAN, A., VAN DER LAST, A.R.M., WIEGANT, W., VAN KNIPPENBERG, K., FRIJNS, J., BUUREN. UASB – Anaerobic treatment of domestic sewage and wastewater. *Water Science Technology*, v. 27, n. 9, p. 67-73, 1993.

LIU, Y-Q., LIU, Y., TAY, J-H. The effects of extra cellular polymeric substances on the formation and stability of biogranules. *Appl. Microbiol. Biotechnol.*, v. 65, p. 143–148, 2004.

MAHMOUD, N., ZEEMAN, G., GIJZENB, H., LETTINGA, G. Anaerobic stabilization and conversion of biopolymers in primary sludge—effect of temperature and sludge retention time. *Water Research*, v.38, p. 983-991, 2004.

MCHUGH, S., O'REILLY, C. MAHONY, T., COLLERAN, E., O'FLAHERTY, V. Anaerobic granular sludge bioreactor technology. *Reviews in: Environ. Sci. and Bio/Technol.*, v.2: p. 225-245, 2003.

MORVAI, L., MIHÁLTZ, P., CZAKÓ, L. The kinetic basis of a new start-up method to ensure the rapid granulation of anaerobic sludge. *Water Science Technology*, v. 25, n. 7, p. 113–22, 1992.

NICOLELLA, C. VAN LOOSDRECHT, M.C.M. HEIJNEN, S. J. Particle-based biofilm reactor technology. *Reviews in: Trends in Biotechnology*, v. 18, p. 312-320, 2000.

SATO, N., OKUBO, T., OHASHI, A., HARADA, H. Prospects for a self-sustainable sewage treatment system: A case study on full-scale UASB system in India's Yamuna River Basin on full-scale UASB system in India's Yamuna River Basin. *Journal of Environmental Management*, v. 80, p. 198–207, 2006.

PAQUES CORPORATION. Site: [www.paques.nl](http://www.paques.nl), 2007.

PEÑA, M. R., MARA, D. D., AVELLA, G. P. Dispersion and treatment performance analysis of an UASB reactor under different hydraulic loading rates. *Water Research*, v.40, p. 445-452, 2006.

PENETRA, R.G., REALI, M.A.P, CAMPOS J.R. Influence of flocculation conditions in the performance of an experimental domestic sewage treatment plant consisting of an anaerobic expanded bed reactor followed by dissolved air flotation. *Water Science Technology*, v.48, n. 6, p. 285–293, 2003.

PEREBOOM, J. H. F. Size distribution model for methanogenic granule development in full scale UASB and IC reactors. *Water Science Technology*, v.30, n. 12, p. 211–221, 1994.

- PEREBOOM, J. H. F., VEREIJKEN, T. L. F., M. Methanogenic granule development in full scale internal circulation reactors. *Water Science Technology*, v.30, n. 8, p. 9–21, 1994.
- SCHELLINKHOUT, A., COLLAZOS, C.J. Full-scale application of the UASB technology for sewage treatment. *Water Science Technology*, v.25, n. 7, p. 159–166, 1992.
- SEGHEZZO, L. *Anaerobic treatment of wastewater in subtropical conditions*. Ph.D. Thesis. Wageningen University, The Netherlands, p. 172, 2004.
- SEGHEZZO L., ZEEMAN G., VAN LIER J.B., HAMELERS H.V.M., LETTINGA G. The anaerobic treatment of sewage in UASB and EGSB reactors. *Reviews in: Bioresource Technology*, v. 65, p. 175-190, 1998.
- SINGH, K. S., VIRARAGHAVAN, T. Start-Up and Operation of UASB Reactors at 20°C for Municipal Wastewater Treatment. *Journal of Fermentation and Bioengineering*. v. 85, n. 6, p. 609-614 , 1998.
- SINGH, K. S., VIRARAGHAVAN, T. Impact of temperature on performance, microbiological, and hydrodynamic aspects of UASB reactors treating municipal wastewater. *Water Science Technology*, v. 48, n. 6, 211-217, 2003.
- SOUZA, C.L. Estudo quantitativo e qualitativo de espuma acumulada em reatores UASB tratando esgotos domésticos. Dissertação (Mestrado em Saneamento, Meio Ambiente e Recursos Hídricos). Escola de Engenharia da Universidade Federal de Minas Gerais, 2006, 100p.
- SOUZA, C.L., SILVA, S.Q., AQUINO S.F., CHERNICHARO C.A.L. Production and characterization of scum and its role in odour control in UASB reactors treating domestic wastewater, *Water Science Technology*, v. 54, n. 9, p. 201-208, 2006.
- TEIXEIRA, A.R., ALVES, C.V.P., DE PAULA, F.S., AQUINO S.F., CHERNICHARO C.A.L. Influência do peneiramento forçado do esgoto bruto no desempenho de reator UASB tratando esgotos domésticos. In. Anais do 23º Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental, Campo Grande MS, 18 a 23 de setembro, 2005.
- VAN HAANDEL, A.; LETTINGA, G. *Tratamento anaeróbio de esgoto. Um manual para regiões de clima quente*.ed. Campina Grande, Brasil: Universidade Federal da Paraíba, 1994.
- VAN HANDELL, A.C., KATO, M.T., CAVALCANTI, P.F.F., FLORENCIO. Anaerobic reactor design concepts for the treatment of domestic wastewater, *Reviews in: Environ. Sci. and Bio/Technol.* v. 5, p. 21-38, 2006.
- VERSIANI, B. M. *Desempenho de um reator submetido a diferentes condições operacionais tratando esgotos domésticos do campus da UFRJ*. Dissertação (Mestrado em engenharia civil) Universidade Federal do Rio de Janeiro (COPPE/UFRJ) Rio de Janeiro, 2005, 78p.
- VON SPERLING, M. *Princípio do tratamento biológico de águas residuárias – Lodos ativados*. Departamento de engenharia sanitária e ambiental – DESA/UFMG, Belo Horizonte, v. 4, p. 428, 1997.

ANEXO I

Período	Data	dias de operação	DBOtotal			DBOfil			DQOtotal			DQOfilt			SST			SSV		
			EB	Rm	Rc	EB	Rm	Rc	EB	Rm	Rc	EB	Rm	Rc	EB	Rm	Rc	EB	Rm	Rc
Fase 1	18-10-06	5		57	47		26	19	486	191	125	129	86	74	346	84	28	249	50	17
	20-10-06	7	191	62	58	63	33	34	346	155	98	118	62	58	205	46	26	146	41	24
	25-10-06	12		58	75		40	36	488	280	161	206	89	82	277	178	52	222	131	43
	27-10-06	14	269	88	53	110	38	42	504	302	108	202	81	75		138	13		114	12
	08-11-06	26		60	67		36	48	202	263	169	143	83	100	268	124	51	199	68	24
	10-11-06	28	243	77	34	56	20	21	515	332	120	248	126	122	162	67	64	143	57	35
	24-11-06	32	253	49	34	97	24	31		520	537	178	78	68	239	160	43	100	84	29
	28-11-06	46							470	222	56	141	68	48						
	13-12-06	61	210	103	87	86	31	42	387	712	177	216	71	79	107	453	62	82	294	46
Fase 2	31-01-07	49	72	66	46	27	13	21	133	78	73	70	28	35	133	44	43	127	36	31
	02-02-07	51	173	44	39	61	21	15	337	109	80	141	41	41	162	67	64	143	56	35
	07-02-07	56	168	58	49	62	37	29	346	154	109	167	107	74	143	64	46	105	47	36
	09-02-07	58	217	44	46	58	17	23	504	141	114	139	73	62	220	67	43	195	46	39
	13-02-07	62							303	160	133	140	65	64	120	64	51	102	47	30
	15-02-07	64							153	293	125	163	98	66	40	82	35	30	58	14
	28-02-07	77	176	82	61	87	36	39	493	266	243	208	121	128	208	104	69	161	92	66
	02-03-07	79	197	70	98	113	25	23	435	151	175	222	74	86	112	62	75	112	50	59
	07-03-07	84	197	87	67	98	25	55	465	143	163	226	70	62	162	51	64	133	36	49
09-03-07	86																			
Fase 3	13-04-07	34	152	80	48	66	45	21												
	18-04-07	39	142	66	70	78	36	41	388	230	235	185	89	77	112	115	113	88	36	31
	20-04-07	41	225	76	93	95	46	42	590	198	289	224	77	106	261	74	141	199	61	110
	25-04-07	46	178	61	46	50	21	30	359	211	137	193	64	70	202	103	49	163	75	42
	27-04-07	48	233	87	63	98	56	60	539	176	159	226	114	99	224	34	39	165	29	34
	03-05-07	54	345	103	71	89	31	37	659	462	528	182	68	56	426	295	339	290	212	250
	04-05-07	55	314	178	171	137	81	81	522	284	174	118	51	53	320	224	123	236	140	92
	09-05-07	60	128	66	132	56	18	12	781	312	553	136	58	56	562	177	402	408	134	284
	11-05-07	62	233	33	6	28	7	2	1386	113	62	91	20	0	1296	57	40	844	45	29
	16-05-07	67	235	49	50	74	17	19	544	176	94	193	62	84	236	84	82	204	61	56
	18-05-07	69	285	66	67	130	25	26	525	138	135	196	39	84	179	236	89	127	186	76
	23-05-07	74	94	49	42	28	23	19	414	143	125	135	51	45	240	67	67	208	56	52
	25-05-07	76							475	144	128	152	53	41						