

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

**DESENVOLVIMENTO DE REATOR UASB COM
DUPLO ESTÁGIO DE COLETA DE BIOGÁS
(DECB), APLICADO AO TRATAMENTO DE
ESGOTO SANITÁRIO, OBJETIVANDO O
CONTROLE DA ESCUMA E A GRANULAÇÃO
DO LODO**

Jackson de Oliveira Pereira

Belo Horizonte

2012

**DESENVOLVIMENTO DE REATOR UASB COM
DUPLO ESTÁGIO DE COLETA DE BIOGÁS (DECB),
APLICADO AO TRATAMENTO DE ESGOTO
SANITÁRIO, OBJETIVANDO O CONTROLE DA
ESCUMA E A GRANULAÇÃO DO LODO**

Jackson de Oliveira Pereira

Jackson de Oliveira Pereira

**DESENVOLVIMENTO DE REATOR UASB COM
DUPLO ESTÁGIO DE COLETA DE BIOGÁS (DECB),
APLICADO AO TRATAMENTO DE ESGOTO
SANITÁRIO, OBJETIVANDO O CONTROLE DA
ESCUMA E A GRANULAÇÃO DO LODO**

Tese 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 Doutor em Saneamento, Meio Ambiente e Recursos Hídricos.

Área de concentração: Saneamento

Linha de pesquisa: Tratamento de águas residuárias

Orientador: Carlos Augusto de Lemos Chernicharo

Belo Horizonte

Escola de Engenharia da UFMG

2012

“O que prevemos raramente ocorre; o que menos esperamos geralmente acontece.”

Benjamin Disraeli

“O que os homens realmente querem não são conhecimentos, mas certezas.”

Bertrande Russel

“A imaginação é mais importante que o conhecimento.”

Albert Einstein

AGRADECIMENTOS

À Deus, que dá sabedoria aos sábios e ciência aos entendidos. Mostrou-se presente em todos os momentos firmes e trêmulos, transmitindo-me a segurança necessária e fazendo-me sentir a Tua presença. A Ele, o meu agradecimento filial.

À Débora, doce companheira e constante estimuladora de meus estudos, com imenso amor.

Ao Raley, querido amigo, pelos momentos de descontração e fuga. Ainda bem que você não nos deixou!

Agradecimentos muito especiais ao Emanuel, à Cristiane, ao Lucas, à Érika e à Ana Flávia, pela constante disponibilidade e ajuda. Mantiveram-se em seus postos mesmo quando estive ausente. Meu eterno obrigado.

Ao professor e orientador Carlos, por ter me conduzido e compartilhado os seus conhecimentos, com competência e presteza, mas principalmente, pela compreensão e pelo ser humano que é. Muito obrigado!

Aos demais companheiros e amigos deste trabalho, Cláudio Souza, uma das referências mais citadas neste trabalho, à Grazi, grande amiga, à Rafaela, ao Pedrim e ao Roberto. E claro, o Sr. Raimundo com quem aprendi tudo sobre montagem de instalações piloto e pela amizade.

Aos demais amigos da PPSAMRH que dividiram vários momentos, Paulo Gustavo, Bia, Livinha, Fernando de Paula, Filipe, Suzi, Wagner, Paulo Vieira, Camila, Aracele.

Gratidão e reconhecimento aos professores e funcionários da UFMG, pelos ensinamentos sábios e pelo convívio, Lucilaine, Norma, Olívia, Camila, em especial o Reginaldo que sempre me socorreu nas impressões em cima da hora, e pelas oportunidades na Especialização. À Dona Chica que sempre trazia um quitute para acompanhar o seu delicioso café, parecia adivinhar os dias em que não tinha dado tempo de tomar café em casa quando eu dava aula às sete da manhã.

Ao pessoal do CDTN, Amenônia, Rubens, Bruno, Alberto, Gilmara, Namir pelo bom humor com que conduziram os trabalhos, sob sol forte, chuva e até altas horas. A Magda que sempre deixou as portas do CPRM abertas para realização das análises granulométricas.

Agradeço ainda a todos que contribuíram de forma direta ou indireta e acreditaram que a ousadia e os erros são caminhos para grandes conquistas, e peço desculpas àqueles com quem errei.

Por fim, aos familiares e amigos que souberam compreender a falta do abraço, da presença física e do sorriso largo. Quero dizer que estou de volta!

RESUMO

A presente tese objetivou avaliar o uso de uma versão modificada de reator UASB, concebido com dois coletores de biogás, denominado reator UASB/DECB (Reator UASB com duplo estágio de coleta de biogás), quanto ao controle da espuma e a granulação do lodo. Além de um novo coletor de biogás, introduzido a 1 m do fundo do reator (coletor de biogás de 1º estágio), o reator modificado também foi concebido com orifícios no separador trifásico (ou coletor de biogás de 2º estágio). Os experimentos foram desenvolvidos em dois reatores UASB em escala piloto, sendo um o reator UASB modificado (UASB/DECB), e o outro o reator UASB convencional, ambos com volume útil total de 343 L e 4 m de altura, tratando esgoto sanitário bruto. Os reatores foram operados em quatro fases distintas, com diferentes condições operacionais de vazão, TDH, configuração de reator (orifícios do coletor de biogás, abertos ou fechados) e estratégias de descarte de lodo, possibilitando o monitoramento dos principais parâmetros de interesse: a espuma, a qualidade do efluente e a granulação do lodo. Os resultados obtidos no testes hidrodinâmicos confirmaram as melhores condições de mistura no reator modificado e a ocorrência do mecanismo *air-lift*. Com relação à espuma, os resultados permitiram concluir que o reator modificado, quando operado com orifícios abertos, apresentou efetivo controle da acumulação de espuma no separador trifásico. A redução da acumulação de espuma em massa de ST, STV e DQO foi superior a 70%, 67 % e 65 %, respectivamente, para e TDH de 7 h, e 83 %, 84 % e 81 %, para TDH de 5 h. Apesar destes bons resultados, o reator modificado apresentou pior desempenho na remoção de matéria orgânica da fase líquida. Quando o reator foi operado com orifícios fechados (TDH de 7 h), o mecanismo de degradação biológica da espuma não permitiu o controle da espuma no separador. Por fim, a avaliação da seleção de biomassa granular com maior atividade (para TDH de 7 h e reatores operados sem descartes de lodo) revelou que, a partir do 40º dia após a inoculação, o lodo do reator modificado apresentou produção de carboidratos-extracelulares superior em cerca de 50 % à do reator convencional. A atividade metanogênica específica, neste mesmo período, foi de 0,13 gDQO-CH₄/gSTV.d para o lodo do reator modificado e de apenas 0,07 gDQO-CH₄/gSTV.d para o reator convencional. Estes resultados permitiram concluir que o reator modificado foi capaz de promover a granulação e selecionar uma biomassa de maior atividade em menor intervalo de tempo. Assim, concluiu-se que o reator modificado pode promover o efetivo controle da espuma no separador, bem como otimizar o tempo para desenvolvimento de uma biomassa granular de maior atividade. No entanto, novas adaptações se fazem necessárias para o seu completo desenvolvimento.

ABSTRACT

This thesis aimed to evaluate the use of a modified version of the UASB reactor, designed with two biogas collectors, called UASB/DSBC (UASB reactor with double stage biogas collection), on scum control and sludge granulation. Besides a new biogas collector, introduced on 1 m from the bottom of the reactor (1th stage biogas collection), the modified reactor is also designed with holes in three-phase separator (2nd stage biogas collection). Regarding scum accumulation, the experiments were carried out in two pilot-scale UASB reactors, one being the modified UASB reactor (UASB/ DSBC), and the other a conventional UASB reactor, both with total volume of 343 L and 4 m high, treating raw sewage. The reactors were operated in four distinct phases with different operating conditions of flow, HRT, reactor configuration (holes in the biogas collector, open or closed) and sludge discharge strategies, to enable monitoring of the main parameters of interest, like the scum, the quality of effluent and sludge granulation. The results obtained in tracer studies confirmed the best hydrodynamic mixing conditions in the modified reactor and the occurrence of air-lift mechanism. The results of scum accumulation inside the three-phase separator showed that the modified reactor had effective control when operated with hole opened. The reduction in mass accumulation of scum TS, TVS and COD was greater than 70 %, 67 % and 65 % for HRT of 7 h, and 83 %, 84 % and 81 % for HRT of 5 h. Despite these good results, the modified reactor showed lower performance of the removal of organic matter from the liquid phase. When the reactor operated with holes closed (HRT of 7 h), the mechanism of biological degradation did not promote the control of scum inside the three-phase separator. Finally, the evaluation of the selection of biomass granules with higher activity (for HRT of 7 h and reactors operated without sludge discharges) revealed that after the 40th days from inoculation, the modified sludge reactor showed a greater production of extracellular-carbohydrate (146 mg/gTVS) than the conventional reactor (97 mg/gSTV). The activity in this same period was the 0.13 g COD-CH₄/gTVS.d in the modified reactor and only 0.07 gCOD-CH₄/gTVS.d on the conventional reactor. These results showed that the modified reactor was able to promote granulation and select a biomass of greater activity in the shortest period of time. Thus, it was concluded that the modified reactor can promote the effective control of scum inside the three-phase separator, as well as optimize the time to develop a more active granular biomass. However, further adjustments are necessary for its complete development.

SUMÁRIO

LISTA DE FIGURAS.....	VII
LISTA DE TABELAS.....	XI
LISTA DE ABREVIATURAS, SIGLAS E SÍMBOLOS.....	XII
1 INTRODUÇÃO.....	1
2 OBJETIVOS.....	5
2.1 OBJETIVO GERAL.....	5
2.2 OBJETIVOS ESPECÍFICOS.....	5
3 HIPÓTESES DE INVESTIGAÇÃO.....	6
4 REVISÃO DA LITERATURA.....	9
4.1 ESCUMA EM REATORES UASB TRATANDO ESGOTO SANITÁRIO.....	9
4.1.1 <i>Fatores intervenientes da acumulação de espuma</i>	9
4.1.2 <i>Fatores intervenientes da acumulação de espuma</i>	10
4.1.2.1 Sólidos flutuantes.....	10
4.1.2.2 Temperatura e Idade do lodo.....	12
4.1.2.3 Condições hidrodinâmicas.....	13
4.1.2.4 Projeto da etapa de tratamento preliminar.....	14
4.1.3 <i>Caracterização qualitativa e quantitativa da espuma</i>	14
4.1.4 <i>Escuma no decantador</i>	18
4.1.5 <i>Escuma no separador trifásico</i>	22
4.1.6 <i>Medidas de controle da acumulação de espuma</i>	26
4.1.6.1 Remoção periódica.....	26
4.1.6.2 Pré-tratamento.....	30
4.1.6.3 Alterações de projeto.....	31
4.1.6.4 Biodegradação da espuma.....	33
4.2 GRANULAÇÃO DO LODO ANAERÓBIO EM REATORES UASB TRATANDO ESGOTO SANITÁRIO.....	35
4.2.1 <i>Introdução</i>	35
4.2.2 <i>Modelos físicos de granulação do lodo anaeróbio</i>	36
4.2.2.1 Pressão Seletiva (Selection pressure model).....	36
4.2.2.2 Crescimento aderido a uma matriz sólida (<i>Growth of colonised suspended solids or inert nuclei model</i>).....	37
4.2.3 <i>Mecanismos físico-químicos de granulação do lodo anaeróbio</i>	38
4.2.3.1 Ligações iônicas de cátions polivalentes (<i>Multi-valence positive ion-bonding model</i>).....	39
4.2.3.2 Teoria da Adesão por EPS (<i>EPS bonding model</i>).....	40
4.2.3.3 Adição de coagulantes (<i>Synthetic and natural polymer-bonding model</i>).....	40
4.2.4 <i>Modelos microbiológicos de granulação do lodo anaeróbio</i>	41
4.2.4.1 Modelo da Cidade do Cabo (<i>Capetown's model</i>).....	41
4.2.4.2 Crescimento de microflocos a partir de filamentos de <i>Methanosaeta sp.</i>	41
4.2.4.3 Modelo do Spaghetti (<i>Spaghetti model</i>).....	42
4.2.4.4 Modelo da formação de micro-colônias sintróficas (<i>Syntrophic microcolony model</i>).....	44
4.2.4.5 Modelo das Múltiplas Camadas (<i>Multi-layer model</i>).....	44
4.2.5 <i>Modelos termodinâmicos de granulação do lodo anaeróbio</i>	44
4.2.5.1 Modelo de quatro etapas (<i>Four step model</i>).....	44
4.2.5.2 Modelo da tensão superficial (<i>Surface tension model</i>).....	45
4.2.5.3 Modelo da desidratação pela atividade de translocação de prótons (Próton translocation-dehydration theory).....	46
4.2.6 <i>O “enigma” da granulação do lodo em reatores UASB tratando esgoto sanitário</i>	47
5 METODOLOGIA GERAL.....	54
5.1 APARATO EXPERIMENTAL.....	54
5.2 PONTOS DE AMOSTRAGEM E PARÂMETROS DE MONITORAMENTO.....	56
5.2.1 <i>Monitoramento da fase líquida</i>	57
5.2.2 <i>Monitoramento da produção de biogás e CH₄</i>	57
5.2.3 <i>Monitoramento do lodo</i>	58
5.2.4 <i>Estudo Hidrodinâmico</i>	59
5.2.5 <i>Análise estatística</i>	59

6	AVALIAÇÃO DO COMPORTAMENTO HIDRODINÂMICO DO REATOR UASB COM DUPLO ESTÁGIO DE COLETA DE BIOGÁS (UASB/DEC B).....	60
6.1	INTRODUÇÃO	60
6.2	METODOLOGIA.....	61
6.2.1	<i>Aparato experimental</i>	61
6.2.2	<i>Descrição do fluxo idealizado no reator R_{mod}</i>	61
6.2.3	<i>Descrição do fluxo no reator R_{mod} segundo cálculos hidráulicos teóricos</i>	61
6.2.4	<i>Realização dos testes</i>	61
6.2.4.1	Preparo do radioisótopo empregado como traçador	62
6.2.4.2	Características da injeção e procedimentos de detecção.....	63
6.2.5	<i>Metodologia para tratamento dos resultados</i>	63
6.2.5.1	Obtenção das curvas de distribuição do tempo de residência (DTR)	63
6.2.5.2	Uso do software ANDURIL.....	64
6.3	RESULTADOS E DISCUSSÃO	65
6.3.1	<i>Curvas de distribuição do tempo de residência (DTR)</i>	65
6.3.2	<i>Modelamento das parcelas de fluxo no reator R_{mod}</i>	68
6.4	CONCLUSÕES	69
7	AVALIAÇÃO DOS MECANISMOS DE DEGRADAÇÃO ANAERÓBIA E TRANSPORTE HIDRÁULICO COMO MEDIDAS DE CONTROLE DA ACUMULAÇÃO DE ESCUMA NO SEPARADOR TRIFÁSICO DE REATOR UASB/DEC B.....	70
7.1	INTRODUÇÃO	70
7.2	METODOLOGIA.....	71
7.2.1	<i>Aparato experimental</i>	71
7.2.2	<i>Descrição dos mecanismos idealizados para o controle da espuma no reator R_{mod}</i>	71
7.2.2.1	Controle da espuma pelo transporte hidráulico.....	71
7.2.2.2	Controle da espuma pela degradação biológica anaeróbia no próprio reator (separador)	72
7.2.3	<i>Fases operacionais</i>	73
7.2.4	<i>Monitoramento de espuma</i>	74
7.2.4.1	Coleta e amostragem	74
7.2.4.2	Escuma do separador trifásico.....	74
7.2.4.3	Escuma do decantador	75
7.2.4.4	Parâmetros de monitoramento.....	75
7.2.5	<i>Análise estatística dos dados</i>	75
7.3	RESULTADOS E DISCUSSÃO	76
7.3.1	<i>Caracterização qualitativa da espuma</i>	76
7.3.2	<i>Avaliação do controle da espuma no separador trifásico</i>	78
7.3.3	<i>Taxa de acumulação da espuma no separador trifásico</i>	82
7.4	CONCLUSÕES	86
8	AVALIAÇÃO DO DESEMPENHO DE REATOR UASB COM DUPLO ESTÁGIO DE COLETA DE BIOGÁS NA REMOÇÃO DE MATÉRIA ORGÂNICA	87
8.1	INTRODUÇÃO	87
8.2	METODOLOGIA.....	88
8.2.1	<i>Aparato experimental</i>	88
8.2.2	<i>Fases operacionais</i>	88
8.2.3	<i>Parâmetros de monitoramento e avaliação de desempenho</i>	90
8.3	RESULTADOS E DISCUSSÃO	90
8.3.1	<i>Caracterização do esgoto bruto afluente</i>	90
8.3.2	<i>Avaliação do desempenho quanto à remoção de matéria orgânica da fase líquida</i>	91
8.3.3	<i>Avaliação do desempenho quanto à produção de CH_4</i>	104
8.3.4	<i>Avaliação do desempenho quanto à retenção de sólidos</i>	109
8.3.5	<i>Balço de massa</i>	115
8.4	CONCLUSÕES	121
9	SELEÇÃO DE BIOMASSA GRANULAR EM REATOR UASB COM DUPLO ESTÁGIO DE COLETA DE BIOGÁS: EFEITOS SOBRE A PRODUÇÃO DE EXOPOLÍMEROS E A DISTRIBUIÇÃO GRANULOMÉTRICA.....	124
9.1	INTRODUÇÃO	124
9.2	METODOLOGIA.....	125

9.2.1	<i>Aparato experimental</i>	125
9.2.2	<i>Descrição do mecanismo de seleção da biomassa idealizado no reator R_{mod}</i>	126
9.2.3	<i>Condições Operacionais</i>	127
9.2.4	<i>Inoculação e partida dos reatores</i>	127
9.2.5	<i>Monitoramento</i>	127
9.2.6	<i>Monitoramento da produção de polímeros</i>	128
9.2.7	<i>Análises de Matéria Orgânica Específica</i>	128
9.2.8	<i>Análises de Granulometria</i>	129
9.2.9	<i>Análises estatísticas</i>	129
9.3	RESULTADOS E DISCUSSÃO.....	129
9.3.1	<i>Aporte de carboidratos, proteínas e lipídeos</i>	129
9.3.2	<i>Produção de Polímeros Extracelulares</i>	130
9.3.3	<i>Granulometria</i>	133
9.4	CONCLUSÕES.....	137
10	SELEÇÃO DE BIOMASSA GRANULAR EM REATOR UASB COM DUPLO ESTÁGIO DE COLETA DE BIOGÁS: EFEITOS SOBRE A AME, A ABUNDÂNCIA E A COMUNIDADE DE ARQUEIAS METANOGÊNICAS	138
10.1	INTRODUÇÃO.....	138
10.2	METODOLOGIA.....	139
10.2.1	<i>Aparato experimental</i>	139
10.2.2	<i>Inoculação e partida</i>	139
10.2.3	<i>Amostragem do lodo e análise da AME</i>	140
10.2.3.1	Determinação da concentração de sólidos totais voláteis (STV).....	140
10.2.3.2	Teste de atividade metanogênica específica (AME).....	140
10.2.3.3	Contagem de microrganismos totais e de arqueias (adaptado de AMANN <i>et al.</i> , 1990).....	141
10.2.3.4	Hibridização <i>in situ</i> fluorescente (FISH) e contagens de microrganismos.....	141
10.2.3.5	Análise da diversidade por PCR-DGGE.....	142
10.2.3.6	Análises estatísticas.....	142
10.3	RESULTADOS E DISCUSSÃO.....	143
10.3.1	<i>AME</i>	143
10.3.2	<i>Quantificação da biomassa</i>	144
10.3.3	<i>Análise da abundância microbiana por PCR-DGGE</i>	146
10.4	CONCLUSÕES.....	148
11	CONCLUSÕES FINAIS	150
12	RECOMENDAÇÕES	153
13	REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS	154
14	ANEXOS	162
14.1	ANEXO 1 – CÁLCULOS HIDRÁULICOS PARA ESTIMATIVA DO PERCENTUAL DE FLUXO NA PARTE INTERNA E EXTERNA AO COLETOR DE BIOGÁS DE 1º NO REATOR RMOD (CAPÍTULO 6).....	162
14.2	ANEXO 2 – RESULTADOS DOS TESTES NÃO-PARAMÉTRICOS PARA ESCUMA DO SEPARADOR (TESTE U DE MANN-WHITNEY). SOFTWARE: INSTAT+ FOR WINDOWS (CAPÍTULO 7).....	163
14.3	ANEXO 3- RESULTADOS DOS TESTES NÃO-PARAMÉTRICOS DA FASE LÍQUIDA (TESTE T DE WILCOXON). SOFTWARE: INSTAT+ FOR WINDOWS (CAPÍTULO 8).....	164
14.4	ANEXO 4 – RESULTADOS DOS TESTES NÃO-PARAMÉTRICOS PARA FASE GASOSA (TESTE T DE WILCOXON). SOFTWARE: INSTAT+ FOR WINDOWS (CAPÍTULO 8).....	166
14.5	ANEXO 5 – RESULTADOS DOS TESTES NÃO-PARAMÉTRICOS PARA FASE SÓLIDA (LODO) (TESTE T DE WILCOXON). SOFTWARE: INSTAT+ FOR WINDOWS (CAPÍTULO 8).....	167
14.6	ANEXO 6 – RESULTADOS DOS TESTES NÃO-PARAMÉTRICOS PARA FASE GASOSA (TESTE T DE WILCOXON). SOFTWARE: INSTAT+ FOR WINDOWS (CAPÍTULO 9).....	168
14.7	ANEXO 7 – RESULTADOS DOS TESTES NÃO-PARAMÉTRICOS PARA AME (TESTE T DE WILCOXON). SOFTWARE: INSTAT+ FOR WINDOWS (CAPÍTULO 10).....	169

LISTA DE FIGURAS

Figura 1.1 – Representação esquemática dos reatores UASB/DECB e UASB convencional	3
Figura 4.1 – Regiões de acumulação de espuma em reatores UASB. (a) acumulação de espuma no decantador e no separador trifásico; (b) espuma em decantador; (c) espuma no separador trifásico	10
Figura 4.2 – Procedimento de coleta e medição da espuma do interior do separador trifásico (a) remoção da espuma bruta; (b) concentração e medição de volume; (c) homogeneização da amostra; (d) amostra preparada para análises laboratoriais.	15
Figura 4.3 – Reator UASB com coleta do efluente final afogada, feita por tubos perfurados, ETE – Matão/SP.	19
Figura 4.4 – Camada espessa de espuma formada no decantador do Reator UASB da ETE – Matão/SP, com coleta do efluente por tubos perfurados submersos.	19
Figura 4.5 – Reator UASB com coleta do efluente em vertedores triangulares, com retentores de espuma. ETE – Itabira/MG.	20
Figura 4.6 – Reator UASB com coleta do efluente em vertedores triangulares, sem retentores de espuma. ETE – Piçarrão/SP.	20
Figura 4.7 – Vista dos reatores UASB da ETE Onça, em Belo Horizonte no Brasil.	22
Figura 4.8 – Vista dos reatores UASB da ETE Rio Frio, em Bucaramanga na Colômbia.	22
Figura 4.9 – Espuma do separador trifásico com consistência diluída	24
Figura 4.10 – Espuma do separador trifásico com consistência grossa (mais viscosa).	24
Figura 4.11 – Escotilha de inspeção e remoção de espuma mais viscosa do separador trifásico (ETE – Onça/MG).	25
Figura 4.12 – Detalhe do dispositivo de remoção de espuma do separador trifásico, com canaleta e tubulação de saída (ETE – Onça/MG).	25
Figura 4.13 – Detalhe do projeto do dispositivo de remoção de espuma do separador trifásico com canaleta e comporta. ETE – Matão/SP.	25
Figura 4.14 – Tubulação de injeção de jato de água no interior do separador trifásico. ETE – Matão/SP.	25
Figura 4.15 – Detalhe da remoção de espuma do separador trifásico, por escotilhas.	28
Figura 4.16 – Detalhe da remoção de espuma do separador trifásico, por mangote de sucção e caminhão limpa-fossa.	28
Figura 4.17 – Representação sistemática do modelo de crescimento sobre uma matriz	38
Figura 4.18 – Modelo de distribuição de tamanho e crescimento dos grânulos.	38
Figura 4.21 – Energia potencial (V) de interação partícula-partícula em função da distância (d) de separação entre duas partículas coloidais.	45
Figura 4.22 – Teoria das quatro etapas.	45
Figura 4.23 – Energia livre para adesão para diferentes valores de tensão superficial celular ($\gamma_{Células}$) de o líquido (γ_L).	46
Figura 4.19 – Grânulos de lodo de reatores UASB tratando efluente sanitário bruto	49
Figura 4.20 – Grânulos de lodo de reatores UASB tratando efluente sanitário decantado.	49
Figura 5.1 – Corte transversal dos reatores piloto (dimensões em milímetros).	55
Figura 5.2 – Detalhamento dos pontos de amostragem nos reatores	56
Figura 6.1 – Representação esquemática dos reatores piloto, com detalhes do fluxo idealizado no reator R_{mod} (UASB/DECB) e do posicionamento das sondas de monitoramento do traçador	62
Figura 6.2 – Relatório fotográfico dos testes hidrodinâmicos com detalhes do posicionamento das sondas; (a) sonda de controle da injeção; (b) sondas 1 e 2; (c) sonda 3; (d) sonda 4; (e) sonda 5 (saída do efluente final); (f) aplicação do traçador	63
Figura 6.3 – Interface de utilização do software ANDURIL – Janela de escolha do modelo de dispersão (Radial, axial ou tanques em série).	65
Figura 6.4 – Curvas de distribuição do tempo de residência (DTR) do esgoto nos reatores R_{mod} e R_{conv} para cada sonda de monitoramento: (a) Sonda 1; (b) Sonda 2; (c) Sonda 3; (d) Sonda 4; (e) Sonda 5;	66

Figura 6.5 – Curvas de distribuição do tempo de residência no reator R _{mod} : fluxo pelo interior do coletor de biogás de 1º estágio na cor azul; fluxo externo ao coletor de biogás de 1º estágio na cor verde; e fluxo global medido na sonda 5 na cor preta.....	68
Figura 7.1 – Representação esquemática dos reatores piloto, com detalhes do fluxo idealizado no reator R _{mod} (UASB/DECB).....	72
Figura 7.2 – Escuma acumulada no separador trifásico do reator R _{conv} . Grande quantidade de material coletado retido na peneira	77
Figura 7.3 – Escuma acumulada no separador trifásico do reator R _{mod} . Pequena quantidade de material acumulado retido na peneira.	77
Figura 7.4 – Escuma acumulada na superfície do decantador do reator R _{conv} . Pequena quantidade de material acumulado.	77
Figura 7.5 – Escuma acumulada na superfície do decantador do reator R _{mod} . Grande quantidade de material acumulado.	77
Figura 7.6 – Massa de escuma acumulada nos reatores: ST (a), STV (b) e DQO (c); % de redução da massa de escuma acumulada no reator R _{mod} em relação ao reator R _{conv} : ST (d), STV (e) e DQO (f) – FASE 1.....	79
Figura 7.7 – Massa de escuma acumulada nos reatores: ST (a), STV (b) e DQO (c); % de redução da massa de escuma acumulada no reator R _{mod} em relação ao reator R _{conv} : ST (d), STV (e) e DQO (f) – FASE 2.....	80
Figura 7.8 – Massa de escuma acumulada nos reatores: ST (a), STV (b) e DQO (c); % de redução da massa de escuma acumulada no reator R _{mod} em relação ao reator R _{conv} : ST (d), STV (e) e DQO (f) – FASE 3	82
Figura 7.9 – Coeficientes de acumulação de escuma observados nos reatores (Y _{escuma}): gST/kgDQO _{aplicada} (a), gSTV/kgDQO _{aplicada} (b) e gDQO/kgDQO _{aplicada} (c); gST/kgDQO _{removida} (d), gSTV/kgDQO _{removida} (e) e gDQO/kgDQO _{removida} (f) – FASE 1.....	83
Figura 7.10 – Coeficientes de acumulação de escuma observados nos reatores (Y _{escuma}): gST/kgDQO _{aplicada} (a), gSTV/kgDQO _{aplicada} (b) e gDQO/kgDQO _{aplicada} (c); gST/kgDQO _{removida} (d), gSTV/kgDQO _{removida} (e) e gDQO/kgDQO _{removida} (f) – FASE 2.....	84
Figura 7.11 – Coeficientes de acumulação de escuma observados nos reatores (Y _{escuma}): gST/kgDQO _{aplicada} (a), gSTV/kgDQO _{aplicada} (b) e gDQO/kgDQO _{aplicada} (c); gST/kgDQO _{removida} (d), gSTV/kgDQO _{removida} (e) e gDQO/kgDQO _{removida} (f) – FASE 3.....	85
Figura 8.1 – Gráficos Box-plot das concentrações de DQO _{total} (a), DQO _{fil.} (b), DBO _{total} (c) e DBO _{fil.} (d) na Fase 1	95
Figura 8.2 – Gráficos Box-plot das concentrações de DQO _{total} (a), DQO _{fil.} (b), DBO _{total} (c) e DBO _{fil.} (d) na Fase 2	95
Figura 8.3 – Gráficos Box-plot das concentrações de DQO _{total} (a), DQO _{fil.} (b), DBO _{total} (c) e DBO _{fil.} (d) na Fase 3	95
Figura 8.4 – Gráficos Box-plot das concentrações de DQO _{total} (a), DQO _{fil.} (b), DBO _{total} (c) e DBO _{fil.} (d) na Fase 4	95
Figura 8.5 – Séries temporais de DQO _{total} (a); DQO _{filtrada} (b); DBO _{total} (c); DBO _{filtrada} (d); SST (e); SSV (f); Eficiência de remoção de DQO _{total} (g) e Eficiência de remoção de DBO _{total} (h). FASE 1.....	97
Figura 8.6 – Séries temporais de DQO _{total} (a); DQO _{filtrada} (b); DBO _{total} (c); DBO _{filtrada} (d); SST (e); SSV (f); Eficiência de remoção de DQO _{total} (g) e Eficiência de remoção de DBO _{total} (h). FASE 2.....	99
Figura 8.7 – Séries temporais de DQO _{total} (a); DQO _{filtrada} (b); DBO _{total} (c); DBO _{filtrada} (d); SST (e); SSV (f); Eficiência de remoção de DQO _{total} (g) e Eficiência de remoção de DBO _{total} (h). FASE 3.....	100
Figura 8.8 – Séries temporais de DQO _{total} (a); DQO _{filtrada} (b); DBO _{total} (c); DBO _{filtrada} (d); SST (e); SSV (f); Eficiência de remoção de DQO _{total} (g) e Eficiência de remoção de DBO _{total} (h). FASE 4.....	102
Figura 8.9 – Série temporal da carga orgânica aplicada (EB) e da DQO convertida a metano (R _{mod} e R _{conv}) (a); Série temporal de DQO convertida a metano por DQO aplicada (b); Série temporal de DQO convertida a metano por DQO removida (c); Gráfico Box-plot de	

carga orgânica aplicada e de DQO convertida a metano (d); Gráfico Box-plot de DQO convertida a metano por DQO aplicada (e) e Gráfico Box-plot de DQO convertida a metano por DQO removida (f) – FASE 1.	106
Figura 8.10 – Série temporal de carga orgânica aplicada (EB) e de DQO convertida a metano (R _{mod} e R _{conv}) (a); Série temporal de DQO convertida a metano por DQO aplicada (b); Série temporal de DQO convertida a metano por DQO removida (c); Gráfico Box-plot de carga orgânica aplicada e de DQO convertida a metano (d); Gráfico Box-plot de DQO convertida a metano por DQO aplicada (e) e Gráfico Box-plot de DQO convertida a metano por DQO removida (f) – FASE 2.....	107
Figura 8.11 – Série temporal de carga orgânica aplicada (EB) e de DQO convertida a metano (R _{mod} e R _{conv}) (a); Série temporal de DQO convertida a metano por DQO aplicada (b); Série temporal de DQO convertida a metano por DQO removida (c); Gráfico Box-plot de carga orgânica aplicada e de DQO convertida a metano (d); Gráfico Box-plot de DQO convertida a metano por DQO aplicada (e) e Gráfico Box-plot de DQO convertida a metano por DQO removida (f) – FASE 3.....	108
Figura 8.12 – Série temporal de carga orgânica aplicada e de DQO convertida a metano (a); Série temporal de DQO convertida a metano por DQO aplicada (b); Série temporal de DQO convertida a metano por DQO removida (c); Gráfico Box-plot de carga orgânica aplicada e de DQO convertida a metano (d); Gráfico Box-plot de DQO convertida a metano por DQO aplicada (e) e Gráfico Box-plot de DQO convertida a metano por DQO removida (f) – FASE 4.	109
Figura 8.13 – Série temporal da massa de STV do lodo (a); Série temporal da massa de DQO do lodo (b); Série temporal da massa de DQO do lodo por massa de DQO aplicada (c); Série temporal da massa de DQO do lodo por massa de DQO removida (d)– FASE 1.	110
Figura 8.14 – Série temporal da massa de STV do lodo (a); Série temporal da massa de DQO do lodo (b); Série temporal da massa de DQO do lodo por massa de DQO aplicada (c); Série temporal da massa de DQO do lodo por massa de DQO removida (d) – FASE 2.	111
Figura 8.15 – Série temporal da massa de STV do lodo (a); Série temporal da massa de DQO do lodo (b); Série temporal da massa de DQO do lodo por massa de DQO aplicada (c); Série temporal da massa de DQO do lodo por massa de DQO removida (d) – FASE 3.	112
Figura 8.16 – Série temporal da massa de STV do lodo (a); Série temporal da massa de DQO do lodo (b); Série temporal da massa de DQO do lodo por massa de DQO aplicada (c); Série temporal da massa de DQO do lodo por massa de DQO removida (d) – FASE 4.	113
Figura 8.17 – Série temporal de balanço de DQO nos reatores (a) R _{mod} e lodo (b) R _{conv} – FASE 1.	117
Figura 8.18 – Série temporal de balanço de DQO nos reatores (a) R _{mod} e lodo (b) R _{conv} – FASE 2.	118
Figura 8.19 – Série temporal de balanço de DQO nos reatores (a) R _{mod} e lodo (b) R _{conv} – FASE 3.	119
Figura 8.20 – Série temporal de balanço de DQO nos reatores (a) R _{mod} e lodo (b) R _{conv} – FASE 4.	120
Figura 9.1 – Representação esquemática do reator R _{mod} com detalhes do fluxo idealizado	126
Figura 9.2 – Matéria orgânica específica e DQO equivalente no esgoto bruto (EB); Séries temporais (a) e (b); Gráficos Box-plot (c) e (d).	130
Figura 9.3 – Séries temporais da produção de carboidratos, proteínas e lipídeos-extracelulares no lodo dos reatores R _{mod} e R _{conv} nos pontos P1 (a), (b) e (c) e P2 (d), (e) e (f).	132

Figura 9.4 – Curvas granulométricas do lodo dos reatores R_{mod} e R_{conv} : Inóculo (a); após 13 dias (b); após 27 dias (c); após 41 dias (d); após 60 dias (e); após 95 dias (f); granulometria após 118 dias (g) e após 153 dias (h).....	134
Figura 9.5 – Fotos da evolução dos grânulos dos reatores R_{mod} e R_{conv} : lodo de inoculo (a); grânulos após 27 dias (b) e (c); grânulos após 60 dias (d) e (e); grânulos após 95 dias (f) e (g); grânulos após 118 dias (h) e (i); grânulos após 153 dias (j) e (k).....	136
Figura 10.1 – Resultados de AME dos reator R_{mod} e R_{conv} : Considerando a AME medida $gDQO-CH_4/gSTV.d$ (a) e Gráfico Box-Plot (b); considerando a AME medida $gDQO-CH_4/10^{11}arqueias.d$ (c) e Gráfico Box-Plot (d)	144
Figura 10.2 –Percentual de Arqueias por N° de Células Totais	145
Figura 10.3 – Resultados de contagem de microrganismos por grama de STV dos reator R_{mod} e R_{conv} : Arqueias/gSTV (a) e Gráfico Box-Plot (b); Células Totais/gSTV (c) e Gráfico Box-Plot (d).....	146
Figura 10.4 – Comparativo da mobilidade eletroforética do 16S rDNA.PCR-DGGE para culturas puras (<i>Methanosaeta concilli</i> , <i>Methanobacterium formicium</i> <i>Methanosarcina barkeri</i>) e amostras dos reatores	147
Figura 14.1 – Figura esquemática para cálculo das vazões pela parte interna e externa ao coletor de biogás de 1º estágio	162

LISTA DE TABELAS

Tabela 4.1 – Características físico-químicas e coeficientes de acumulação de espuma em reatores UASB tratando esgoto sanitário segundo alguns autores.....	16
Tabela 4.2 – Formas de remoção fluido-estática da espuma do separador trifásico (a) com alívio da pressão de gás; (b) com o aumento da pressão de gás. Seqüência de procedimentos; Vantagens e desvantagens.....	29
Tabela 4.3 – Comparação das características dos organismos K e r – estrategistas, com ênfase nos grupos Metanosaeta e Metanosarcina	43
Tabela 5.1 – Características dos reatores experimentais R_{mod} e R_{conv}	56
Tabela 5.2 – Pontos de amostragem nos reatores piloto, com respectivos parâmetros de análise realizados em cada objetivo específico.....	57
Tabela 6.1 – Parâmetros hidrodinâmicos dos reatores R_{mod} e R_{conv}	67
Tabela 7.1 – Características operacionais dos reatores em cada fase.....	74
Tabela 7.2 – Dia operacional de coleta da espuma e tempo de acumulação em cada fase operacional	74
Tabela 7.3 – Concentrações médias dos parâmetros físico-químicos das espumas (separador trifásico e decantador) dos reatores para cada fase operacional.....	76
Tabela 8.1 - Características operacionais dos reatores em cada fase	89
Tabela 8.2 - Resumo das características do lodo e da configuração operacional do reator.....	90
Tabela 8.3 - Características do esgoto bruto afluyente – Estatística descritiva.....	91
Tabela 8.4 - Características dos efluentes dos reatores R_{mod} e R_{conv} – Estatística descritiva	92
Tabela 8.5 – Coeficientes de variação (CV) das eficiências de remoção de DQO_{total} e DBO_{total} dos reatores R_{mod} e R_{conv} em cada fase operacional.	103
Tabela 8.6 – Resultados da DQO do lodo dos reatores R_{mod} e R_{conv} (gDQO/gSTV) - Fase 4	114
Tabela 8.7 – Tempo de residência celular dos reatores R_{mod} e R_{conv} para cada fase operacional.....	121
Tabela 9.1 – Características do lodo de inóculo	127
Tabela 9.2 – Pontos de amostragem, respectivos parâmetros em análise, frequência e tipo de amostragem.....	128
Tabela 10.1 - Parâmetros operacionais e características do lodo de inóculo	140
Tabela 11.1 – Resumo das hipóteses de trabalho, dos resultados esperados e dos resultados observados	152
Tabela 14.1 – Resultados dos testes de AME dos reatores R_{mod} e R_{conv}	169

LISTA DE ABREVIATURAS, SIGLAS E SÍMBOLOS

- AME – Atividade metanogênica específica
- CDTN - Centro de Desenvolvimento da Tecnologia Nuclear
- COPASA – Companhia de Saneamento de Minas Gerais
- CPRM - Centro de Pesquisa Reológica e Mineralógica do Brasil
- CSTR – reator de mistura completa ideal (*continuously stirred tank reactor*)
- DBO – Demanda bioquímica de oxigênio total
- DBOf – Demanda bioquímica de oxigênio da amostra filtrada
- DESA – Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental
- DQO – Demanda química de oxigênio
- DQOf – Demanda química de oxigênio da amostra filtrada
- DQOp – Demanda química de oxigênio particulada (diferença entre a DQO total e a DQO filtrada)
- DQO-CH₄ - carga de DQO convertida a metano
- DTR – Distribuição do tempo de residência hidráulica
- DVLO - teoria de Derjaguin, Landau, Vervy e Overbeek
- EB – Esgoto bruto
- ETE – Estação de Tratamento de Esgotos
- EGSB – reator de leito granular expandido (*Expanded granular sludge bed*)
- EPS – Substâncias poliméricas extracelulares (*Extracellular polymeric substances*)
- IC – reator de recirculação interna (*internal circulation*)
- LCFA – ácidos graxos de cadeia longa (*long-chain fatty acids*)
- MSTV – Massa de sólidos totais voláteis
- 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 fluxo ascendente e manta de lodo (*Upflow anaerobic sludge blanket*)
- UFMG – Universidade Federal de Minas Gerais

1 INTRODUÇÃO

Com a crescente conscientização sobre os problemas ambientais pelos o quais o planeta vem passando, quais sejam, a poluição das águas, do solo e do ar, e a escassez dos recursos naturais, fruto da ação do homem sobre o meio ambiente, é cada vez maior o desafio pela busca de soluções tecnológicas mais eficientes, menos poluentes e que utilizem, como matéria-prima, recursos renováveis.

Do ponto de vista da poluição das águas, o tratamento dos esgotos é de suma importância para garantir a sobrevivência dos corpos hídricos e a maior oferta de água, em quantidade e qualidade, que sejam suficientes para atender os usos das gerações atuais e futuras.

Entre as tecnologias existentes para tratamento de esgotos, os reatores anaeróbios de alta-taxa do tipo UASB (Upflow Anaerobic Sludge Blanket), desenvolvidos na década de 80 (LETTINGA *et al.*, 1980), assumiram posição de destaque, devido às vantagens dessa tecnologia em relação aos processos aeróbios convencionais. Entre estas, podem-se destacar, principalmente, os baixos custos de implantação e de operação, o baixo consumo energético e a baixa quantidade de lodo a ser gerenciada (LETTINGA *et al.*, 1995; VON SPERLING & CHERNICHARO, 2005; VAN LIER, 2008). Por essas vantagens, e devido às elevadas temperaturas ambientes, os reatores UASB encontraram grande aplicabilidade para tratamento de esgoto sanitário nos países de clima quente como o Brasil (VAN HAANDEL & LETTINGA, 1994; VON SPERLING & CHERNICHARO, 2005).

Entretanto, reconhecidamente as desvantagens desta tecnologia para tratamento de esgoto sanitário residem na qualidade insatisfatória do efluente final, no fato do sistema anaeróbio não remover nutrientes e na baixa remoção de organismos patogênicos. Somado a estes inconvenientes, podem-se relacionar ainda a perda de gás sulfídrico dissolvido no efluente e a liberação de gases odorantes (VAN LIER, 2008; GLÓRIA, 2009); a perda de metano dissolvido no efluente (que é um gás causador do efeito estufa) e a inexistência de mecanismos de controle da sua liberação para atmosfera (VAN LIER, 2008; SOUZA, 2010); a corrosão das estruturas (CHERNICHARO, 2007; MIKI, 2010); a acumulação de espuma no separador trifásico (CHERNICHARO, 2007; SATO *et al.*, 2006; SOUZA, 2006; GOMES *et al.*; 2007, RAMOS, 2008; MIKI, 2010); e o desenvolvimento de uma biomassa floculenta, de baixa atividade e sedimentabilidade, e com maior expansibilidade, devido ao acúmulo de sólidos suspensos no lodo (SOTO *et al.*, 1998; LEITÃO, 2004).

A acumulação de espuma no separador trifásico representa hoje um sério problema operacional, representando custos adicionais na construção e na operação dos reatores UASB tratando esgoto sanitário (CHERNICHARO *et al.*, 2009). Com relação ao lodo desenvolvido nos reatores UASB, a baixa sedimentabilidade impossibilita a operação dos mesmos com maiores velocidades de fluxo e a melhoria das condições hidrodinâmicas.

Assim, no que diz respeito aos inconvenientes relacionados à acumulação de espuma e a forma de crescimento da biomassa em reatores UASB tratando esgoto sanitário, a presente tese buscou aprofundar o conhecimento sobre estes temas, avaliando o desempenho de uma concepção modificada de reator UASB, denominado “Reator UASB com Duplo Estágio de Coleta de Biogás” (UASB/DECB[®]), comparativamente à versão original do reator UASB.

O reator modificado UASB/DECB foi projetado com dois coletores de biogás, sendo um, de primeiro estágio, posicionado próximo ao fundo do reator, e o outro, de segundo estágio, posicionado na parte superior do reator. A Figura 1.1 apresenta uma representação esquemática do reator modificado (e de um reator UASB convencional), mostrando detalhes dos dois coletores de biogás e do fluxo idealizado. O fluxo passa pelo leito do lodo (1); e ao atingir o coletor de biogás de primeiro estágio o fluxo se divide, sendo que parte escoo pelo tubo interno e outra parte externamente a este (2); devido à diferença de massa específica do fluido na parte interna (com a presença das bolhas de gás) e da parte externa, podem se formar correntes contrárias ao fluxo ascensional do esgoto, da parte externa para parte interna (3), promovendo o aumento da parcela do fluxo que escoo pelo interior do tubo acoplado ao coletor de biogás de primeiro estágio.

No reator UASB/DECB o coletor de segundo estágio é semelhante a um separador trifásico do reator convencional, porém dotado de orifícios, para a saída da espuma. Já o coletor de primeiro estágio foi introduzido com o objetivo de captar e direcionar o fluxo das três fases (sólido-líquido-gás) para o interior do coletor de biogás de segundo estágio, promovendo mistura na região de acumulação da espuma. Nesta condição, dois mecanismos de controle da espuma podem se estabelecer: (i) a degradação anaeróbia (devido à elevação de biomassa ativa do leito), e/ou (ii) a saída física da espuma (devido à presença dos orifícios no coletor de biogás de segundo estágio).

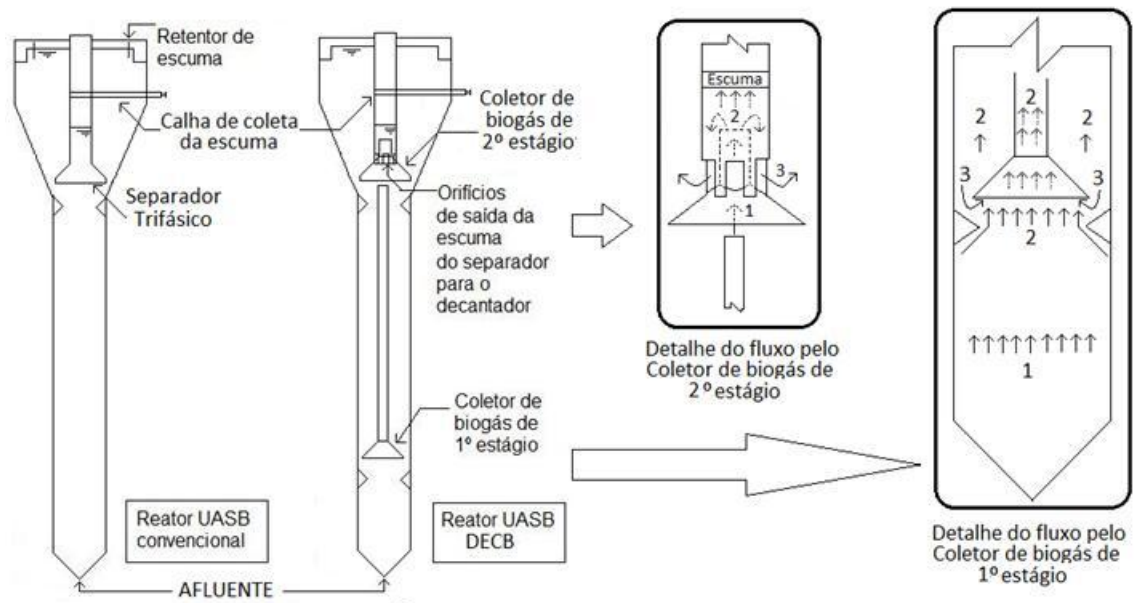


Figura 1.1 – Representação esquemática dos reatores UASB/DECB e UASB convencional

O lodo elevado pelo fluxo ao atingir o compartimento de decantação tem a chance de sedimentar e retornar ao fundo do reator. A diferença de massa específica entre o interior do tubo central e a parte externa a este pode promover a circulação interna da fase líquida no reator, e este funcionamento é semelhante aquele encontrado nas versões reatores do tipo *air/gas-lift* (NICOLELLA *et al.*, 2000, DIRSESSEN & VEREIJKEN, 2003).

O reator UASB com duplo estágio de coleta de biogás foi inicialmente estudado no trabalho de mestrado do autor (PEREIRA, 2007) e a presente tese representa uma continuidade do seu desenvolvimento. No trabalho inicial verificou-se que esta concepção diferenciada de reator poderia promover o controle da espuma no interior do separador trifásico, mantendo um desempenho similar a um reator UASB convencional na remoção de matéria orgânica. Concluída a pesquisa, os resultados apontaram para uma possibilidade real de confirmação destas duas hipóteses, mas que ainda precisavam ser melhor investigadas, o que motivou a continuidade dos trabalhos de desenvolvimento do reator nessa direção.

Outro aspecto observado durante os trabalhos iniciais e que se somou às investigações dos mecanismos de controle da acumulação de espuma, foi o crescimento da biomassa em forma de grânulos. Nos estudos iniciais foi observada a presença de grânulos apenas no lodo do reator UASB/DECB, porém, no decorrer da operação de outro reator UASB (reator UASB convencional) utilizado como reator controle, a granulação também foi observada. Um vez que a granulação ocorreu em ambos os reatores, a hipótese de que a configuração diferenciada

do reator modificado seria responsável pelo desencadeamento do fenômeno não foi confirmada. Ressalta-se ainda que em outros reatores UASB em escala de demonstração que tratavam o mesmo esgoto a granulação não foi observada. Entretanto, uma nova hipótese de trabalho passou a ser a verificação de que o coletor de biogás de primeiro estágio do reator modificado poderia criar condições físicas seletivas à biomassa, selecionando um lodo com melhores características de agregação, e possivelmente com maior atividade, mais rapidamente que o reator UASB convencional.

Além disso, o fato da granulação do lodo anaeróbio ter ocorrido em ambos os reatores tratando esgoto sanitário bruto (fato incomum), somado ao fato da literatura tratar o assunto como sendo contraditório e pouco provável (VAN HAANDEL & LETTINGA, 1994, AIYUK *et al.*, 2006; O'FLAHERTY, 2006), bem como as possíveis vantagens de engenharia associadas ao lodo granular (GUIOT, 1992), fizeram com que o tema fosse investigado nos trabalhos de desenvolvimento do reator UASB/DECB. Embora a granulação do lodo não seja um limitante da aplicação dos reatores UASB tratando esgoto sanitário (VAN HAANDEL & LETTINGA, 1994, AIYUK *et al.*, 2006), as vantagens da utilização de biomassa granular ainda não são bem conhecidas, uma vez que a ocorrência do fenômeno neste caso é incomum.

Neste contexto, a presente tese investigou os mecanismos de controle da acumulação de espuma no interior do separador trifásico do reator modificado (degradação biológica e remoção hidráulica), o seu desempenho na remoção de matéria orgânica, bem como, o efeito do coletor de biogás de primeiro estágio na seleção de biomassa granular.

2 OBJETIVOS

2.1 Objetivo geral

A presente tese tem como objetivo geral aprofundar o estudo de reatores UASB tratando esgoto sanitário, avaliando o desempenho de uma versão modificada de reator, com duplo estágio de coleta de biogás (UASB/DECB), na ótica do controle de espuma e da granulação do lodo, comparado à versão original do reator UASB.

2.2 Objetivos específicos

- Avaliar o comportamento hidrodinâmico do reator UASB modificado (UASB/DECB);
- Avaliar o controle da espuma no reator UASB modificado (UASB/DECB) devido ao transporte hidráulico promovido pela passagem do fluxo pelo interior do separador trifásico;
- Avaliar o controle da espuma no reator UASB modificado (UASB/DECB) devido à degradação biológica, promovido pela biomassa elevada pelo primeiro estágio de coleta de biogás, até o interior do separador trifásico.
- Avaliar o desempenho do reator UASB modificado (UASB/DECB) na remoção de matéria orgânica.
- Avaliar a influência do coletor de biogás de primeiro estágio sobre a seleção de biomassa granular no reator UASB modificado (UASB/DECB).
- Avaliar a influência do coletor de biogás de primeiro estágio sobre a seleção de biomassa de maior atividade no reator UASB modificado (UASB/DECB).

3 HIPÓTESES DE INVESTIGAÇÃO

Hipótese 1. No reator UASB/DECB ocorre um fluxo preferencial das fases líquida, sólida e gasosa, pelos dois estágios de coleta de biogás devido ao efeito *air-lift*, propiciando melhores condições de mistura no reator, tanto no leito quanto no interior do separador trifásico, possibilitando condições para ocorrência de dois mecanismos de controle (i) a saída hidráulica da espuma para o decantador e/ou (ii) sua degradação biológica.

Hipótese 2. O fluxo direcionado para o interior do coletor de biogás de segundo estágio no reator UASB/DECB, associado à presença de orifícios, pode promover o controle físico da espuma no separador. Isso porque a maior mistura na região de acumulação da espuma pode favorecer o transporte hidráulico da espuma (através dos orifícios) para a região de decantação, possibilitando que a espuma seja descartada com o efluente ou removida de forma mais simples que a espuma que se acumula no interior do separador trifásico dos reatores convencionais.

Hipótese 3. O fluxo direcionado para o interior do coletor de biogás de segundo estágio no reator UASB/DECB pode propiciar condições para a degradação biológica da espuma no próprio reator. Tal fato deve-se a mistura promovida no interior do coletor de biogás de segundo estágio (separador trifásico), somada à presença de biomassa ativa vinda do leito de lodo. Para avaliar tal hipótese, optou-se por fechar os orifícios do coletor de biogás de segundo estágio e, desta forma, permitir que toda a espuma permanecesse confinada no separador, semelhantemente ao caso de um reator UASB convencional.

Hipótese 4. O reator UASB/DECB é capaz de controlar a formação de espuma, mantendo um desempenho similar a ao de um reator UASB convencional, uma vez que a saída paulatina da espuma não deve ocasionar impactos negativos expressivos no efluente, e o lodo carregado pelo fluxo, ao atingir a zona de decantação, poderá retornar ao fundo do reator, pela região externa ao coletor de biogás de primeiro estágio.

Hipótese 5. As condições hidrodinâmicas impostas pela presença do coletor de biogás de primeiro estágio no reator UASB/DECB podem estabelecer condições físicas seletivas à biomassa, levando ao desenvolvimento de um lodo granular em menor escala de tempo, do que no caso do reator UASB convencional. Isso porque, na região do reator abaixo do coletor de biogás de primeiro estágio, ocorrem mecanismos que tendem a promover a elevação de biomassa, e apenas a biomassa mais adaptada (de melhor sedimentabilidade e características de agregação) permanecerá no fundo do reator.

Hipótese 6. As condições hidrodinâmicas impostas pela presença do coletor de biogás de primeiro estágio no reator UASB/DECB podem estabelecer condições físicas seletivas à biomassa, levando ao desenvolvimento de um lodo granular de maior atividade. Da mesma forma que na hipótese anterior, como na região do reator UASB/DECB abaixo do coletor de biogás de primeiro estágio, ocorrem mecanismos que tendem a promover a elevação de biomassa, a o desenvolvimento de um lodo granular (mais adaptado a esta condição) pode representar a seleção de uma biomassa mais ativa.

Na Figura 3.1, a seguir, é apresentado o resumo das hipóteses de investigação, associadas aos parâmetros de avaliação e aos resultados esperados.

Fluxo hidrodinâmico		
Hipótese 1 (Capítulo 2)	Parâmetros de avaliação: <ul style="list-style-type: none"> • Percentuais do fluxo líquido pelo interior dos coletores de biogás de 1° • Velocidades do fluxo líquido pelo interior dos coletores de biogás de 1° e 2° estágio • Tempo de residência 	Resultados esperados: <ul style="list-style-type: none"> • Fluxo preferencial pelo primeiro e pelo segundo estágio de coleta de biogás
Controle da formação de espuma pelo transporte hidráulico		
Hipótese 2 (Capítulo 3)	Parâmetros de avaliação: <ul style="list-style-type: none"> • Massa de ST, DQO e volume de espuma acumulada no interior do separador trifásico • Monitoramento da fase líquida: DBO, DQO, SST e SSV • Monitoramento das fases sólida (lodo): ST, STV ; e gasosa: CH₄ 	Resultados esperados: <ul style="list-style-type: none"> • Menor acumulação de espuma no interior do separador trifásico do reator UASB/DECB
Controle da formação de espuma pela degradação biológica		
Hipótese 3 (Capítulo 3)	Parâmetros de avaliação: <ul style="list-style-type: none"> • Massa de ST, DQO e volume de espuma acumulada no interior do separador trifásico • Monitoramento da fase líquida: DBO, DQO, SST e SSV • Monitoramento das fases sólida (lodo): ST, STV ; e gasosa: CH₄ 	Resultados esperados: <ul style="list-style-type: none"> • Menor acumulação de espuma no interior do separador trifásico do reator UASB/DECB
Desempenho		
Hipótese 4 (Capítulo 4)	Parâmetros de avaliação: <ul style="list-style-type: none"> • Monitoramento da fase líquida: DBO, DQO, SST e SSV • Monitoramento das fases sólida (lodo): ST, STV ; e gasosa: CH₄ 	Resultados esperados: <ul style="list-style-type: none"> • Desempenho do reator UASB/ DECB similar ao reator UASB convencional na remoção matéria orgânica
Desenvolvimento de biomassa granular		
Hipótese 5 (Capítulo 5)	Parâmetros de avaliação: <ul style="list-style-type: none"> • Monitoramento da fase sólida (lodo): Massa ST, STV, granulometria, polímeros extracelulares. • Monitoramento da fase líquida: DBO, DQO, SST, SSV e matéria orgânica específica • Monitoramento da fase gasosa: produção de CH₄ 	Resultados esperados: <ul style="list-style-type: none"> • Desenvolvimento de biomassa granular em menor tempo no reator UASB/DECB
Desenvolvimento de biomassa granular e/ou mais ativa		
Hipótese 6 (Capítulo 6)	Parâmetros de avaliação: <ul style="list-style-type: none"> • Monitoramento da fase sólida (lodo): Massa ST, STV, AME, grupos de arqueias metanogênicas e densidade de arqueias 	Resultados esperados: <ul style="list-style-type: none"> • Desenvolvimento de biomassa granular de maior atividade em menor tempo no reator UASB/DECB

Figura 3.1 – Resumo das hipóteses de investigação, dos parâmetros de avaliação e dos resultados esperados

4 REVISÃO DA LITERATURA

4.1 Escuma em reatores UASB tratando esgoto sanitário

4.1.1 Fatores intervenientes da acumulação de escuma

Embora o tratamento de esgoto sanitário em reatores UASB seja uma opção consolidada, a tecnologia ainda demanda constante investigação, especialmente quanto às melhorias na qualidade do efluente, no gerenciamento do lodo, no controle de odores, na perda de metano dissolvido no efluente, no aproveitamento energético do gás e na acumulação de escuma.

No que diz respeito à acumulação de escuma, existem poucas informações sobre o assunto na literatura. Entretanto, devido aos problemas operacionais associados à falta de um adequado gerenciamento (frequência de descarte e correta disposição), a escuma constitui hoje em um dos principais problemas operacionais dos reatores UASB tratando esgoto sanitário (CHERNICHARO *et al.*, 2009). Por esta razão, a escuma tem sido foco de recentes investigações, em especial, no Brasil (HALALSHEH *et al.*, 2005, VERSIANE, 2005; SOUZA *et al.*, 2006; RAMOS, 2008; PEREIRA *et al.*, 2007).

De acordo com Metcalfy e Eddy (1991), a escuma pode ser definida como uma camada composta por materiais flutuantes, podendo conter cascas de frutas, vegetais, pontas de cigarro, cabelo, ceras, sabões, plásticos, algodão, lodo, entre outros. A análise visual da escuma mostra que se trata de um material tipicamente oleoso, pegajoso, com odor fétido, forte, característico.

A acumulação de escuma pode ocorrer em duas regiões distintas dos reatores UASB, no interior do separador trifásico, e na superfície dos decantadores, como mostra a Figura 4.1. Independentemente do local de acumulação, a experiência tem demonstrado que a ausência de dispositivos devidamente projetados para a retirada da escuma, e principalmente, a falta de uma rotina operacional de remoção e disposição final, podem levar a sérios problemas, tais como:

- perda de sólidos no efluente, carregados pela parcela de gás presente na região de decantação, quando da formação de um selo de escuma (grossa camada) e o bloqueio da interface de liberação do biogás da fase líquida (LETTINGA & HULSHOFF POL, 1991);

- escape do biogás para os decantadores, e a conseqüente perda de metano e sulfeto para atmosfera, acarretando perda de energia e aumento na geração de odores;
- entupimentos em tubulações (de pequeno diâmetro) de remoção de espuma, quando da acumulação e enrijecimento da espuma no separador (SOUZA, 2006; CHERNICHARO *et al.*, 2009);
- alterações (momentâneas) na qualidade do efluente, quando do desprendimento de sólidos acumulados na matriz de espuma em decantadores de reatores UASB (SOUZA, 2006);
- danos estruturais nos separadores trifásicos, quando do acúmulo de gás sob a coifa, podendo levar muitas vezes à ruptura (RAMOS, 2008; MIKI, 2010, VAN LIER *et al.*, 2011);
- custos adicionais de gerenciamento da espuma, como mão-de-obra, tipos de equipamentos e os métodos utilizados (RAMOS, 2008; CHERNICHARO *et al.*, 2009; MIKI, 2010).

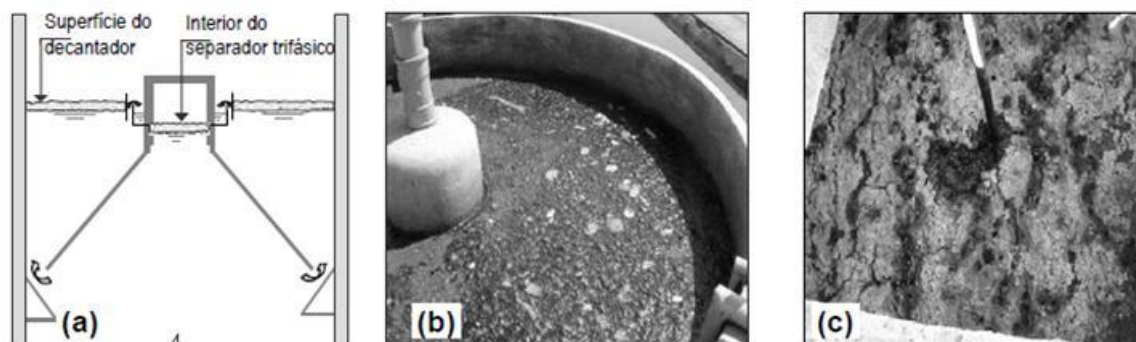


Figura 4.1 – Regiões de acumulação de espuma em reatores UASB. (a) acumulação de espuma no decantador e no separador trifásico; (b) espuma em decantador; (c) espuma no separador trifásico

Entre os fatores que contribuem para a acumulação de espuma em reatores UASB, podem-se citar a presença de materiais flutuantes no afluente, a elevada concentração de lipídios (óleos, gorduras e graxas), o inadequado projeto da etapa de pré-tratamento, as condições hidrodinâmicas, as variações de temperatura, a idade do lodo e a flotação do lodo (PAGILLA *et al.*, 1997, YODA & NISHIMURA, 1997, HALALSHEH *et al.*, 2005, SOUZA, 2006, CHERNICHARO, 2007, CHERNICHARO *et al.*, 2009).

4.1.2 Fatores intervenientes da acumulação de espuma

4.1.2.1 Sólidos flutuantes

Embora o esgoto sanitário seja um efluente pouco concentrado, grande parte de sua matéria orgânica apresenta-se na forma insolúvel (sólidos particulados) o que faz com que este

efluente seja considerado uma “água residuária complexa”. Segundo Lettinga & Hulshoff Pol (1991), “água residuária complexa” é todo efluente que contém matéria orgânica insolúvel, compostos inorgânicos, compostos em concentrações inibidoras ou tóxicas, que formem precipitados, e que propiciem a formação de espuma e/ou escuma.

Assim, como o esgoto sanitário pode conter uma substancial parcela da sua DQO na forma insolúvel, cerca de 50 % (KALOGO & VERSTRAETE; 1999) o mesmo é um efluente complexo. Sobretudo, porque entre os sólidos presentes no esgoto, uma parcela constitui-se de material flutuante (como óleos, gorduras, graxas, ceras, sabões) que são propulsores da acumulação de escuma.

Segundo Chipasa & Medrzycka (2006), devido ao fato de que uma substancial parcela da DQO total afluente (30 a 40 %) do esgoto sanitário constituir-se de lipídios, o tratamento deste efluente pode apresentar vários problemas potenciais. Entre eles, Haridas *et al.* (2005) relacionam: as limitações de transferência do substrato devido aos lipídios adsorvidos ao lodo; a redução da atividade metanogênica específica; e a flotação do lodo (floculento ou granular).

Hwu *et al.* (1998) avaliaram o efeito da adsorção de ácidos graxos de cadeia longa (LCFA - *long-chain fatty acids*) em lodo granular de reatores UASB tratando efluente sintético de matadouro. Os autores comprovaram que a aplicação de maiores taxas de LCFA conduziram à maior flotação do lodo, o que se deve a maior adsorção dos lipídeos no lodo. Além disso, a flotação do lodo para elevadas taxas de LCFA de aplicação se mostrou mais crítica que a inibição esperada na metanogênese.

Embora a adsorção de lipídeos em excesso no lodo seja problemática, a hidrólise destes compostos depende da sua adsorção no lodo. Halasheh *et al.* (2005) avaliaram a conversão de carboidratos, proteínas e lipídeos de lodo primário diluído em reatores de CSTR (*continuously stirred tank reactor*). Segundo os autores, a máxima taxa de hidrólise (50 %) e de conversão de lipídeos (82 %) ocorreu para idade do lodo de 75 dias e temperatura de 25 °C. Todavia, para esta mesma temperatura, mas com idade do lodo de apenas 30 dias, a hidrólise foi de 40 % e a conversão de lipídeos já atingia o patamar de 80 %.

Neste sentido, se um reator UASB tratando esgoto sanitário (efluente menos concentrado, comparado ao lodo primário diluído) fosse capaz de manter os componentes da escuma totalmente misturados ao lodo (como é caso de um reator CSTR), nas temperaturas

prevalecentes no Brasil (20 – 30°), poderia se esperar valores da ordem de 80 % na remoção dos lipídeos afluentes, com um tempo de residência do lodo de 30 dias (valor comum da idade do lodo). Entretanto, as condições hidrodinâmicas no caso do tratamento de esgoto não permitem que a espuma permaneça misturada no lodo, ficando este último localizado no fundo do reator, separadamente da primeira, localizada no interior do separador trifásico ou nos decantadores, com pouca possibilidade de sofrer degradação (a não ser pelo lodo flotante).

4.1.2.2 Temperatura e Idade do lodo

A temperatura afeta as propriedades físicas e químicas, notadamente a viscosidade e as taxas de hidrólise dos compostos biodegradáveis da espuma como gorduras, graxas, óleos, entre outros. Em condições de temperaturas mais baixas ocorrerá um aumento na viscosidade da espuma, e a redução das taxas de hidrólise e solubilização da fração particulada, levando ao maior acúmulo nos reatores. A elevação da viscosidade implica em um aumento na resistência à mistura da espuma, que em maior parte, é promovida pela passagem das bolhas de gás. Paralelamente, a queda na taxa de hidrólise dos componentes da espuma representa o acúmulo de sólidos e o aumento na espessura da camada (HALALSHEH *et al.*, 2005).

Halalsheh *et al.* (2005) avaliaram o efeito da temperatura e da idade do lodo sobre o potencial de formação de espuma, em reatores CSTR inoculados com lodo de esgoto doméstico, tratando lodo primário diluído. Os autores verificaram que o potencial de um lodo em contribuir para a camada espuma (contribuição oriunda da flotação do lodo) tende a ser menor quanto maiores forem às idades do lodo e a temperatura do reator. Isso, porque a maior idade do lodo leva a um aumento na carga superficial das partículas (carga negativa), devido à maior quantidade de proteínas aderidos ao lodo, o que diminui a habilidade das mesmas de aderirem às bolhas de gás e flotar. Por outro lado, segundo Yoda & Nishimura (1997) e Pereboom (1994), as maiores idades do lodo podem levar à flotação da biomassa floculenta e granular, devido às bolhas de gás que podem ficar retidas nas partículas de lodo. No caso de biomassa granular, com o aumento da idade do lodo e o tamanho do grânulo, ocorre uma maior dificuldade da entrada de substrato, levando ao decaimento de microrganismos e à formação de vazios no interior do grânulo. As bolhas de gás por sua vez também apresentam maior dificuldade na saída no interior do grânulo, e passam a ocupar estes espaços vazios levando à flotação dos grânulos de maiores dimensões. .

4.1.2.3 Condições hidrodinâmicas

As condições hidrodinâmicas em reator UASB representam a interação entre os parâmetros de projeto e operação como vazão, TDH, velocidade ascensional, carga orgânica, temperatura e a geometria do reator. No caso dos reatores UASB tratando esgoto sanitário, as condições hidrodinâmicas são caracterizadas por baixa velocidade ascensional, maiores tempos de detenção hidráulica, reduzida carga orgânica aplicada e reatores projetados com relação altura/diâmetro (dimensão principal) reduzida, quando comparados aos reatores UASB aplicados ao tratamento de efluentes industriais solúveis

A velocidade ascensional tem o importante papel no grau de mistura e no contato biomassa- esgoto, além de promover o desprendimento das bolhas de gás das partículas de lodo (MAHAMOUD *et al.*, 2004). Nas condições de operação com baixa velocidade ascensional, a capacidade de transporte do esgoto se reduz, permitindo que os constituintes flotáveis se desprendam do movimento do líquido, e se acumulem nas superfícies líquidas do decantador e do separador trifásico dos reatores UASB, formando a camada de espuma.

Entretanto, elevadas velocidades ascensionais acarretam em maior arraste sólidos do leito de lodo, o que também leva a um acúmulo ainda maior de espuma (SOUZA, 2006). Isso porque, a contribuição advinda do lodo, neste caso, pode ser superior a própria contribuição dos constituintes da espuma advindos do esgoto bruto afluente (óleos, graxas, gorduras, cascas de alimentos, cabelo, entre outros). Além disso, a maior velocidade ascensional resulta na perda de sólidos no efluente e na queda de eficiência do sistema devido à redução da idade do lodo (MAHAMOUD *et al.*, 2004; HARIDAS *et al.*, 2005).

Assim, como no caso do tratamento de esgoto sanitário a retenção de sólidos (biomassa) é limitante da mistura hidráulica no reator (devido à baixa sedimentabilidade do lodo), a baixa velocidade empregada não é suficiente para manter a espuma misturada ao lodo, no compartimento de digestão. Nesta condição, os constituintes da espuma se acumulam nas superfícies líquidas do decantador e do separador trifásico.

Peña *et al.* (2006), realizando estudos hidrodinâmicos em reatores UASB em escala real na Colômbia, relatam que a região do interior do separador trifásico se comporta como uma zona estagnada do reator, especialmente em condições de aplicação de baixa carga hidráulica (baixa velocidade ascensional) e baixa produção de biogás, como é o caso do tratamento de

esgoto sanitário. Assim, este comportamento facilita à acumulação e a solidificação da espuma no separador trifásico (VAN HAANDEL & LETTINGA, 1994).

4.1.2.4 Projeto da etapa de tratamento preliminar

Chernicharo *et al.* (2009) relatam que outro problema relacionado à composição e a acumulação da espuma refere-se ao projeto da etapa de tratamento preliminar. Os autores relatam que no Brasil, como as grades da etapa de pré-tratamento são dimensionadas com um espaçamento de 20 mm, constituintes não degradáveis como cotonetes, pontas de cigarro, plásticos, trapos, entre outros, podem entrar no reator. Esses materiais são responsáveis por boa parte dos entupimentos verificados nas tubulações de distribuição dos esgotos e, uma vez dentro do reator, passam a incorporar a massa de lodo ou de espuma, ou são eventualmente liberados com o efluente. Ainda segundo os autores, uma boa parcela destes sólidos, poderiam deixar de compor a camada de espuma, se o projeto das grades da etapa de pré-tratamento fosse capaz de reter estes materiais, como é caso da utilização de peneiras de abertura de 5 mm à jusante das grades.

De acordo com Miki (2010) há uma tendência de se restringir cada vez mais a abertura dos dispositivos de retenção de materiais grosseiros, através da adoção de peneiras com aberturas igual ou inferior a 6 mm. Gardin (2011) relata que nos recentes projetos da SANASA em Campinas, o espaçamento de grades finas tem sido reduzido para 3 mm.

Além do projeto, Ramos (2008) ressalta o funcionamento inadequado da etapa de pré-tratamento (negligência na operação) como outro elemento agravante da entrada de materiais grosseiros nos reatores. O autor relata que em um levantamento realizado em 12 estações de tratamento por reatores UASB em Brasília, 50 % apresentavam problemas no funcionamento do tratamento preliminar, relacionados principalmente à manutenção precária dos equipamentos.

4.1.3 Caracterização qualitativa e quantitativa da espuma

A qualidade e a quantidade da espuma acumulada em reatores UASB tratando efluente sanitário serão dependentes de todos os fatores discutidos anteriormente. Entretanto, tão importante quanto conhecer os fatores intervenientes da formação de espuma, é conhecer as características físico-químicas dos constituintes da espuma e suas taxas de acumulação. Isso porque, estas informações são de suma importância para subsidiar o adequado projeto dos

dispositivos de remoção da espuma, e o estabelecimento de uma rotina operacional de gerenciamento da espuma. Como não existe uma metodologia específica para quantificação da espuma, Souza (2006) destaca a dificuldade no conhecimento destes parâmetros.

Em nosso grupo de pesquisa da UFMG, iniciando com Souza (2006) e posteriormente por este autor (PEREIRA, 2007) foi adotado o procedimento de separar o material flutuante com o auxílio de uma peneira (0,7 mm), na tentativa de se medir apenas o volume correspondente ao material que compõe a espuma. A Figura 4.2 apresenta detalhes dos procedimentos de coleta e quantificação da espuma do separador trifásico adotado em nosso grupo. Primeiramente a espuma bruta era coletada em baldes (Figura 4.2a), em seguida o material flutuante era separado com o auxílio da peneira (Figura 4.2b), após a separação, a espuma era triturada em moinho de bolas operado a 250 rpm durante 15 minutos (Figura 4.2 c), para homogeneizar os constituintes da espuma e preparar as amostras para as análises laboratoriais (Figura 4.2 d).

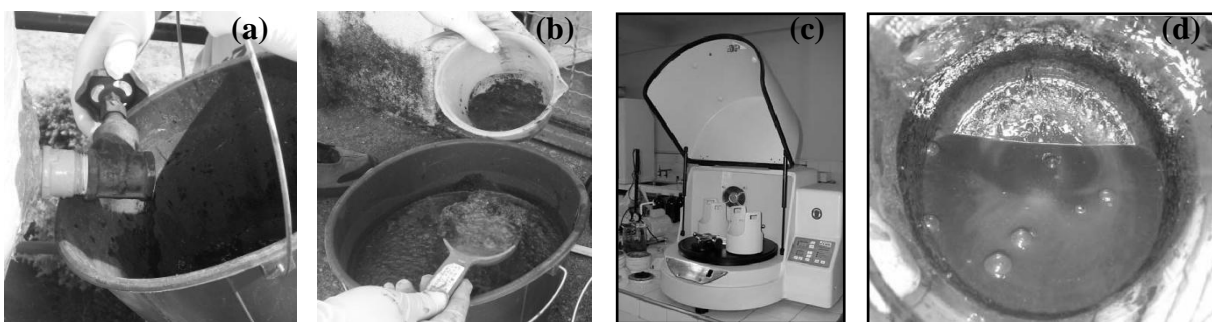


Figura 4.2 – Procedimento de coleta e medição da espuma do interior do separador trifásico (a) remoção da espuma bruta; (b) concentração e medição de volume; (c) homogeneização da amostra; (d) amostra preparada para análises laboratoriais.

Fonte: Souza (2006); Pereira (2007).

Para garantir a remoção de toda espuma do separador, Pereira (2007) adotou o procedimento de completar o volume do reator toda vez que o mesmo baixasse ao nível da calha de coleta da espuma durante a sua remoção hidrostática procedendo a lavagem do separador trifásico. Este procedimento era repetido até que toda espuma tivesse sido removida do separador. Esta metodologia foi adotada em razão da menor escala dos reatores (escala piloto) no caso de Pereira (2007), comparado ao trabalho de Souza (2006) (escala de demonstração) Quanto à amostragem da espuma no decantador, a coleta era realizada diretamente com a peneira coletando-se o material acumulado sobre a superfície do líquido no decantador.

A Tabela 4.1 apresenta um resumo de algumas medições de acumulação de espuma realizadas por alguns autores, segundo diferentes unidades de medida. Na referida tabela, reúnem-se também informações sobre as taxas de acumulação da espuma em cada região de formação da espuma (separador trifásico e decantadores), bem como uma caracterização físico-química em termos de sólidos e DQO.

Tabela 4.1 – Características físico-químicas e coeficientes de acumulação de espuma em reatores UASB tratando esgoto sanitário segundo alguns autores

Ponto de acumulação da espuma	Coefficiente de acumulação da espuma	DQO (g/L)	STV (g/L)	ST (g/L)	STV/ST (%)	Referência
Decantador	0,06-0,53 gST/kgDQOapl.	64-140	14-62	30-87	47-71	Pereira (2007)
	0,75-75,0 gST/kgDQOapl	70-180	48-112	80-150	60-74	Souza (2006)
	100 ml/d	15	124-784	320-1000	39-78	Versiani (2005)
	50-70cm/3meses	90-244	70-170	140-240	50-71	Halalsheh <i>et al.</i> (2005)
	4 a 8 cm/ano	-	-	-	-	Van Haandel e Lettinga (1994)
Separador trifásico	12,5 cm/ano	-	-	-	-	Van Haandel e Lettinga (1994)
	35 cm/6meses	-	-	-	-	
	63 cm/ 4 anos	-	-	-	-	Rocha (2002)
	0,22 L/m ³ de esgoto	-	-	-	-	
	0,16 L/kg DQOaplicada	-	-	-	-	Santos (2003)
	0,32 L/kg SSTaplicado	-	-	-	-	
	3 cm/mês	-	-	-	-	
	0,11-2,98 gST/kgDQOapl	2,1-9,3	0,86-8,16	1,8-25	34-59	Souza (2006)
	0,09-4,08 gST/kgDQOapl	16-120	23-36	33-55	15-75	Pereira (2007)
	21cm/mês	-	-	-	-	Ramos (2008)

Fonte: Adaptado de Souza (2006)

Apesar destes resultados (Tabela 4.1), a maioria dos estudos não deixa clara a forma de medição e/ou quantificação da espuma. Em nosso grupo de pesquisa (SOUZA, 2006; PEREIRA, 2007), adotou-se os procedimentos descritos anteriormente, e convencionou-se o cálculo da taxa de acumulação de espuma em termos de gST/kgDQOaplicada. Isso porque, os coeficientes calculados em termos de espessura da camada (ex: cm/mês) ou volume (L/d) por intervalo de tempo, não revelam a quantidade em massa de sólidos acumulados na espuma (que depende das variações da massa de sólidos aplicada ao reator, DQOaplicada). Assim, a vantagem no caso dos coeficientes calculados em termos de gST/kgDQOaplicada é que, conhecida a carga orgânica diária aplicada ao reator, pode-se estimar a produção bruta diária de sólidos da espuma (em massa).

De acordo com Pereira (2007) os coeficientes de acumulação da espuma podem ser calculados segundo a equação 4.1:

$$Y_{escuma} = \frac{[ST \times (V / t)]}{DQO_{aplicada}} \quad \text{Equação 4.1}$$

Onde:

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

V = volume de espuma coletada e concentrada na peneira (L)

t = tempo de acumulação da espuma (tempo entre duas remoções consecutivas) (d)

DQO = carga de DQO aplicada, média do período de acumulação ($\text{kgDQO}_{aplicada} \cdot \text{d}^{-1}$)

No caso de reatores em escala real, a medida em termos de espessura pode ser mais simples, mas é importante que seja quantificado a massa de sólidos presentes da espuma. Assim, deve-se medir a espessura da camada, e estimar o seu volume em função da medida da área de acumulação da espuma (largura da interface líquida multiplicada pelo comprimento da coifa). Deve-se coletar uma amostra de espuma, homogeneizar, e proceder à realização de análises das concentrações de sólidos e/ou DQO. Com os dados de monitoramento do efluente da estação ($DQO_{aplicada}$), e sendo o tempo de acumulação da espuma aquele correspondente ao número de dias corridos após duas remoções sucessivas de espuma, é possível estimar a taxa de acumulação da mesma no reator. Procedendo desta forma, é possível controlar a espessura da camada, a viscosidade e a consistência, bem como a quantidade de material que será destinado à etapa de tratamento e/ou disposição final, de acordo com um valor máximo para a massa de sólidos presentes na espuma. No entanto, o estabelecimento deste critério necessita de estudos que relacionem a viscosidade e a massa de sólidos da camada de espuma.

Ainda com relação à Tabela 4.1, embora a interpretação dos dados não permita uma clara comparação entre os estudos realizados, devido às diferentes unidades de medição de espuma, os resultados dos coeficientes de acumulação sugerem que a produção de espuma em reatores UASB tratando esgoto sanitário ocorra em baixa taxa. Uma exceção pode ser observada no caso da espuma acumulada no separador trifásico do estudo realizado por Ramos (2008) e nos decantadores no estudo de Halalsheh *et al.* (2005), quando comparado aos estudos de Van Haandel & Lettinga (1994), Rocha (2002) e Santos (2003). No caso do segundo autor, os maiores valores de acumulação estão relacionados às características do afluente por se tratar de um esgoto bruto concentrado ($DQO > 1000 \text{ m/L}$) com 69-81 % DQO na forma particulada. Nos estudos de Pereira (2007) e Souza (2006) os coeficientes de acumulação de espuma no separador trifásico se mostraram semelhantes, embora os parâmetros físico-químicos tenham

sido bem distintos, o que se deve a lavagem do separador, e a diluição da espuma, realizada por Pereira (2007).

Além de uma caracterização em termos das taxas de acumulação e parâmetros físico-químicos indicativos do teor de matéria orgânica, quando se pensa em alguma forma de tratamento ou degradação da espuma, é importante também conhecer as características dos constituintes biodegradáveis da espuma em termos de carboidratos, proteínas e lipídeos. Souza (2006) realizou uma caracterização das espumas do decantador de reatores UASB tratando esgoto sanitário em termos de matéria orgânica específica (carboidratos, proteínas e lipídeos) para diferentes valores de TDH (7, 5 e 9 h). Os dados revelaram diferenças entre as diferentes fases operacionais, sendo que aquela que teve os parâmetros operacionais mais extremos (5 h) houve uma maior proporção de proteínas e lipídeos em relação aos carboidratos. Tal fato deve estar associado à maior perda de biomassa observada nesta fase, que elevou a concentração de proteínas na espuma (maior quantidade de células).

4.1.4 Escuma no decantador

A formação de espuma na superfície dos decantadores de reatores UASB tende a ser relativamente pequena, no caso do tratamento de esgotos diluídos, embora a espuma se apresente como um resíduo concentrado, como pôde ser observado na Tabela 4.1. Entre os impactos associados à formação de espuma nos decantadores podem-se citar, as alterações (momentâneas) na qualidade do efluente, quando do desprendimento de sólidos acumulados na matriz de espuma em decantadores de reatores UASB (SOUZA, 2006), a necessidade da instalação de dispositivos de remoção da espuma e transporte da espuma (tubulações e válvulas) e custos adicionais de gerenciamento da espuma, como mão-de-obra, tipos de equipamentos e os métodos utilizados (RAMOS, 2008; CHERNICHARO *et al.*, 2009; MIKI, 2010).

Além dos fatores gerais que regem a acumulação de espuma em reator UASB, no caso dos decantadores a formação de espuma está intimamente relacionada ao projeto dos dispositivos de coleta do efluente (Ex.: tubulação submersa perfurada ou calhas vertedoras equipadas com retentores de espuma).

De acordo com Chernicharo (2007), a alternativa pela utilização de tubulação perfurada submersa apresenta três vantagens em relação as calhas vertedoras equipadas com retentores

de espuma: (i) os mesmos benefícios da presença do retentor de espuma, porém, sem a presença do mesmo, uma vez que a coleta do efluente se dá abaixo do nível da camada de espuma; (ii) menores riscos da liberação de gases e maus odores devido a menor turbulência, por se tratar de tubulação submersa (no caso das calhas ocorre turbulência possibilitando a liberação de gases); (iii) e principalmente, maior uniformidade das vazões captadas pelos orifícios comparada as vazões captadas ao longo de calhas vertedoras, onde os requisitos de nivelamento promovem variações significativas das vazões nas calha (VAN LIER *et al.*, 2011).

As Figuras 4.3 e 4.4 ilustram o caso da ETE – Matão/SP, projetado com tubulação perfurada submersa, como dispositivo de coleta do efluente final. Neste tipo de concepção o principal inconveniente é a própria formação de espuma na superfície dos decantadores.

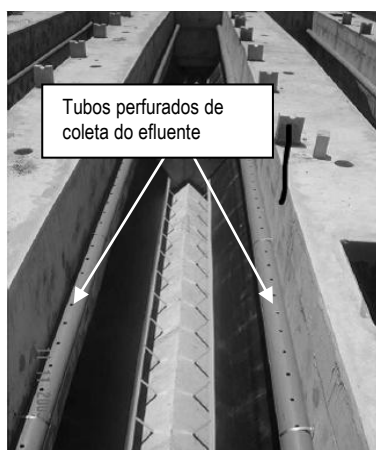


Figura 4.3 – Reator UASB com coleta do efluente final afogada, feita por tubos perfurados, ETE – Matão/SP.



Figura 4.4 – Camada espessa de espuma formada no decantador do Reator UASB da ETE – Matão/SP, com coleta do efluente por tubos perfurados submersos.

Fonte: Miki (2010).

O objetivo desta solução, tal como no caso da calha vertedora com retentores de espuma, seria de possibilitar um efluente com uma menor parcela de sólidos (VAN HAANDEL & LETTINGA, 1994). Entretanto, ambas as soluções propiciam uma melhoria ínfima na qualidade do efluente. Segundo van Haandel & Lettinga, (1994) e Souza (2006), os reatores operados sem mecanismos de retenção de espuma no decantador apresentarão um acréscimo dos parâmetros físico-químicos, da ordem de 1-2 %, uma vez que o descarte da espuma ocorre na medida em que a mesma se forma (CHENICHARO, 2007).

Segundo Chernicharo (2007), apenas nos casos de esgotos mais concentrados e em sistemas de pós-tratamento envolvendo mecanismos de filtração, como é o caso de biofiltros aerados submersos (que utilizam material de enchimento com diâmetros na faixa de 2 a 6 mm e não utilizam decantador secundário) é recomendável a utilização de retentores de espuma nos decantadores de reatores UASB. Dessa forma, entende-se que é possível projetar dos decantadores de reatores UASB sem retentores de espuma, de forma a possibilitar que o material flotante seja descarregado juntamente com o efluente, evitando os inconvenientes relacionados ao gerenciamento da espuma acumulada (CHERNICHARO, 2007). Sobretudo, porque a utilização de retentores exigirá a colocação de outros dispositivos acessórios para sua remoção, e conseqüentemente uma maior rotina operacional (MIKI, 2010).

A Figura 4.5 ilustra a formação de espuma no decantador de um reator UASB dotado de retentores de espuma, apresentando uma camada com características fluidas e com baixa consistência. Já a Figura 4.6 ilustra o reator da ETE – Piçarrão/SP, projetado sem retentores, e portanto, não apresentando espuma acumulada no decantador.



Figura 4.5 – Reator UASB com coleta do efluente em vertedores triangulares, com retentores de espuma. ETE – Itabira/MG.

Fonte: Chernicharo (2007)

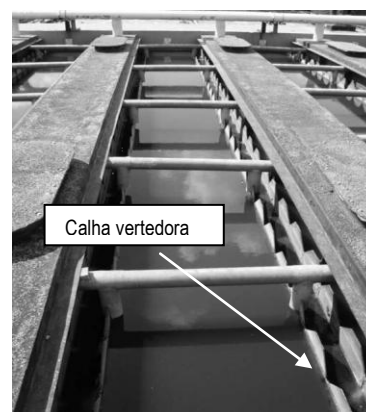


Figura 4.6 – Reator UASB com coleta do efluente em vertedores triangulares, sem retentores de espuma. ETE – Piçarrão/SP.

Fonte: Miki (2010).

De acordo com Van Lier *et al.* (2011), a instalação de retentores de espuma também é recomendável quando o reator UASB constituir a única etapa de tratamento, ou quando o mesmo possuir sistemas de pós-tratamento composto por lagoas em série, onde a espuma pode se acumular, sendo de difícil remoção, podendo haver geração de maus odores.

Apesar dos inconvenientes relacionados ao nivelamento das calhas (variação da vazão captada) e a turbulência na coleta do efluente final (podendo liberar maus odores), a opção por vertedores triangulares (calhas vertedoras) projetados sem retentores de espuma terá como

única demanda operacional a limpeza dos vertedores (GOMES *et al.*, 2007). Já no caso da tubulação perfurada submersa, apesar de suas vantagens (vazão uniforme, eliminação da turbulência) seu principal inconveniente reside na acumulação da espuma.

Segundo Miki (2010), no dilema da escolha entre tubulação perfurada submersa e vertedores triangulares desprovidos de retentores de espuma, parece mais conveniente a escolha dos vertedores triangulares, de forma a se lidar somente com o problema de limpeza de vertedores e eliminar a acumulação de espuma na área de decantação. Ademais, nos casos em que o efluente dos reatores anaeróbios for encaminhado para etapas de pós-tratamento, haverá garantia de atenuação de eventuais problemas advindos da perda de sólidos da espuma no efluente (CHERNICHARO, 2007).

Por outro lado, Van Lier *et al.* (2011) relatam que tem sido observado a acumulação de espuma nos decantadores de reatores em escala plena, mesmo no caso de sistemas desprovidos de retentores de espuma. Os autores atribuem o fato ao número excessivo de vertedores triangulares projetados, que reduzem a velocidade de passagem do efluente tratado, e aumentam o risco de obstrução do entalhe dos vertedores.

Um aspecto importante quanto à acumulação de espuma nos decantadores está relacionado ao projeto dos reatores com ou sem cobertura. Isso porque, as primeiras versões dos reatores UASB projetados sem cobertura dos decantadores, e alguns sem coletores de gases, levaram a emanção de odores, devido à liberação do sulfeto para a atmosfera (GIRALDO *et al.*, 2007). Sobre a questão de odores, alguns estudos demonstraram que no caso dos reatores projetados sem cobertura na região de decantação, a acumulação de espuma sobre a superfície pode auxiliar no controle de odores, devido à presença de microrganismos oxidadores de sulfeto na espuma (SOUZA *et al.*, 2006; GARCIA, 2009). Todavia, Glória (2009), avaliando a perda de sulfeto em decantadores de reatores UASB tratando esgoto sanitário dotados de retentores de espuma observou que a mesma não desempenhou papel importante no controle de odores dos reatores UASB.

Van Lier *et al.* (2011) ressaltam que na adoção de reatores totalmente cobertos, entretanto, deve se prever acessibilidade suficiente para a realização de uma limpeza eficiente das calhas de coleta (vertedores triangulares), e de tubulações de descarte de espuma (Figura 4.6). A ETE-Piçarrão/SP é um exemplo clássico no Brasil em que melhores requisitos de limpeza e visibilidade dos vertedores conduziram à retirada da cobertura.

Diante da necessidade do controle de odores em reatores UASB, e uma vez que o impacto na qualidade do efluente pela liberação da espuma é baixo, comparado à demanda operacional que pode representar o seu gerenciamento (GOMES *et. al.*, 2007; RAMOS, 2008; MIKI, 2010), nos projetos recentes, tem-se optado pela construção de reatores cobertos e pela coleta do efluente realizada por calhas vertedoras desprovidas de retentores de espuma. Desta forma, caminha-se para o abandono de concepções de projeto de reatores com decantadores abertos para atmosfera (que favorecem a liberação de odores), e de dispositivos de coleta do efluente que favoreçam a formação da espuma nos decantadores.

Como exemplos recentes de aplicação destes conceitos citam-se: (a) o recente projeto da ETE – Onça, em Belo Horizonte MG (Equivalente populacional de 1.000.000 – um milhão) cujos reatores foram construídos com cobertura e a coleta do efluente final efetuada por calha vertedora sem retentor (Figura 4.7); e (b) a estação de tratamento de esgotos de Rio Frio em Bucaramanga, na Colômbia (Equivalente populacional de 320.000 – trezentos e vinte mil), uma das mais antigas estações de tratamento de esgoto sanitário com reatores UASB do mundo, que possuía os decantadores descobertos, tiveram a implantação da cobertura em 2001 (Figura 4.8), devido às reclamações por parte da comunidade (GIRALDO *et al.*, 2007).



Figura 4.7 – Vista dos reatores UASB da ETE Onça, em Belo Horizonte no Brasil.

Fonte: Giraldo *et al.* (2007)



Figura 4.8 – Vista dos reatores UASB da ETE Rio Frio, em Bucaramanga na Colômbia.

4.1.5 Escuma no separador trifásico

A espuma no interior do separador trifásico mostrou-se mais preocupante que a espuma acumulada nos decantadores, devido à maior dificuldade de remoção (VAN LIER *et al.*, 2011), dependendo das suas características físicas (viscosidade, massa específica, consistência, entre outras). De acordo com Lettinga e Hulshoff Pol (1991), se a espuma

formada no interior do separador trifásico impedir a liberação do biogás, o mesmo pode se acumular sob a camada, chegando ao ponto de caminhar para a zona de decantação, levando consigo partículas de lodo, prejudicando a qualidade do efluente. Além disso, haverá uma maior emissão de odores, devido à perda descontrolada do biogás para atmosfera (VAN LIER *et al.*, 2011).

Segundo Miki (2010), o problema pode ser ainda mais grave, dependendo do tipo de material empregado nas campânulas. Isso porque, se a espuma no separador trifásico desenvolver um selo que impeça a liberação do biogás da fase líquida, a contínua produção de gás se acumulará abaixo da espuma, aumentando a pressão sob a camada. Esta pressão de gás acumulado sob a espuma (e as abas da coifa) pode chegar ao ponto de romper abruptamente este selo de espuma, provocando uma movimentação das placas enrijecidas e a torção das campânulas (devido ao alívio de pressão sob a coifa com a saída do gás). O autor relata a ocorrência deste tipo de acidente nas ETEs Lajeado, de Botucatu/SP, e Piracicamirim, de Piracicaba/SP, onde os separadores foram construídos em fibra de vidro. Van Lier *et al.* (2011), confirmam esta possibilidade de ruptura da coifa, caso uma grossa camada de espuma se acumule no interior do separador trifásico e o biogás não seja liberado.

Entretanto, de acordo com Chernicharo (2007), no caso particular de reatores tratando esgotos diluídos, como é o caso do esgoto sanitário típico, a quantidade de espuma formada no interior dos separadores trifásicos tende a ser relativamente pequena (ver Tabela 4.1), facultando sua remoção em intervalos de tempo próximos de 15 a 30 dias. Com esta frequência, a espuma normalmente se apresentará com características fluidas (Figura 4.9), possibilitando a sua fácil remoção hidrostática. Todavia, no caso da operação com remoção pouco frequente desse material, pode ocorrer a formação de espuma mais concentrada e mais solidificada (Figura 4.10), com elevado teor de sólidos (CHERNICHARO *et al.*, 2009).

Como nesta situação podem ocorrer todos os problemas potenciais relacionados à acumulação da espuma no separador (perda na qualidade do efluente, perda de gás com maior geração de odores e ruptura das coifas), esta situação é indesejada, ainda que a remoção da espuma com maior frequência também não seja a melhor solução. No entanto, realizar a remoção de uma camada de espuma mais fluida (utilizando tubulações de coleta para remoção hidrostática) é uma operação mais facilitada que a remoção de camadas espessas (utilizando bombas para sucção da espuma viscosa).



Figura 4.9 – Escuma do separador trifásico com consistência diluída

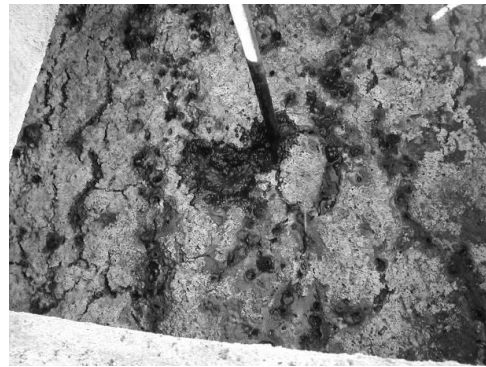


Figura 4.10 – Escuma do separador trifásico com consistência grossa (mais viscosa).

Fonte: CHERNICHARO *et al.* (2009).

Ramos (2008) relata que no caso da ETE – GAMA/DF, a periodicidade de remoção da escuma tem determinado a frequência de descarte de lodo. Isso porque, os autores relatam que tem se observado uma rápida acumulação da escuma logo após a realização de um descarte de lodo. Assim, tem se preferido prolongar os descartes de lodo para os momentos em que seja necessária a remoção de escuma, pois caso contrário, se a remoção de escuma fosse realizada segundo as necessidades de descarte de lodo, ter-se-ia uma maior demanda operacional de gerenciamento da escuma.

A remoção periódica da escuma acumulada no interior do separador trifásico requer o projeto de dispositivos que promovam a saída de escuma de forma eficiente, bem como o projeto de pontos de inspeção para acompanhamento visual. As figuras 4.11 e 4.12 ilustram detalhes do projeto das escotilhas de inspeção e das canaletas de coleta e descarte da escuma do interior do separador trifásico, adotados no projeto dos reatores UASB da ETE – Onça/MG (MIKI, 2010).

Segundo Chernicharo (2007), como não se sabe se a escuma apresentará características fluidas, é prudente que os reatores disponham não só de dispositivos para a remoção da escuma mais fluida, como também para a remoção da escuma mais concentrada. Neste caso, devem ser previstas escotilhas de inspeção (herméticas), localizadas na parte superior da câmara de gás dos separadores trifásicos para acompanhamento e/ou remoção da escuma se for o caso (Figura 4.12).

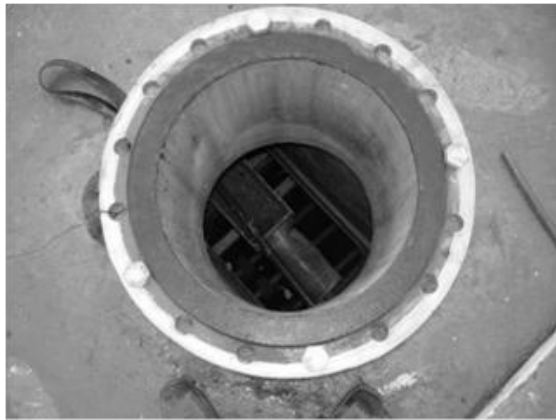


Figura 4.11 – Escotilha de inspeção e remoção de espuma mais viscosa do separador trifásico (ETE – Onça/MG).

Fonte: MIKI (2010)

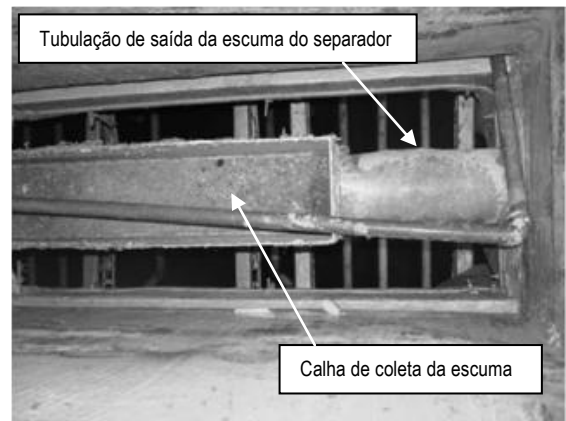


Figura 4.12 – Detalhe do dispositivo de remoção de espuma do separador trifásico, com canaleta e tubulação de saída (ETE – Onça/MG).

As Figuras 4.13 e 4.14 apresentam detalhes de outro sistema de coleta e remoção da espuma, no interior do separador trifásico dos reatores UASB, no caso da ETE – Matão/SP. Neste sistema, observam-se tubulações para injeção de jato de água, como forma de quebrar ou fluidificar a camada de espuma. Procedendo desta forma, a espuma, pode escoar para bacia de coleta, e desta até a canaleta de coleta de espuma, atravessando uma comporta instalada na parede do separador trifásico.

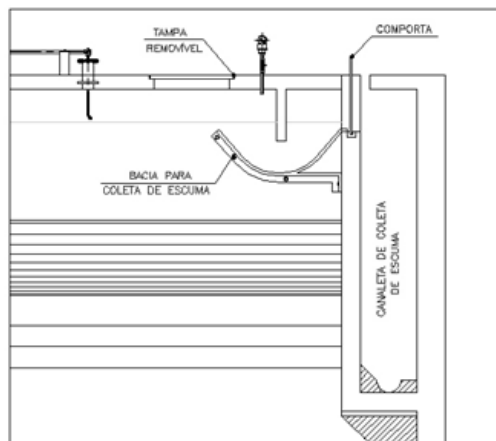


Figura 4.13 – Detalhe do projeto do dispositivo de remoção de espuma do separador trifásico com canaleta e comporta. ETE – Matão/SP.

Fonte: MIKI (2010)



Figura 4.14 – Tubulação de injeção de jato de água no interior do separador trifásico. ETE – Matão/SP.

Segundo Miki (2010), ambos os sistemas realizam de forma satisfatória a operação de remoção da espuma. Todavia, uma vantagem operacional do sistema da ETE-Matão/SP é a

não necessidade de se aguardar o reestabelecimento do nível de esgoto no reator (para repetição da operação de descarga da espuma e/ou reiniciar o processo), devido a existência dos jatos de água.

Entretanto, Ramos (2008) relata que no caso da ETE – Gama/DF (com dispositivo de remoção da espuma semelhante à ETE-Matão/SP) o jato não é capaz de deslocar a espuma até as comportas de saída do separador, resultando no máximo, na quebra da camada, e gerando uma grande quantidade de efluente líquido, com elevado teor de sólidos. De acordo com Van Lier *et al.* (2011), este sistema não foi eficiente em nenhum reator onde o mesmo foi instalado. Schellinkhout & Collazos (1992) relatam que sistemas como “*sprinklers*” são mais efetivos na redução da taxa de espumação do que acumulação de espuma.

Assim, no que diz respeito à acumulação de espuma no interior do separador trifásico, as alternativas e soluções são mais complexas de se projetar e se operar (MIKI, 2010), devido às características operacionais requeridas pelo compartimento de gases (sistema hermético, com linha de gás pressurizada, de dimensões reduzidas, com pouca visibilidade). Segundo Miki (2010), o desafio de engenharia em termos do controle da espuma no separador seria elaborar um dispositivo fácil de ser operado, e que não trouxesse problemas de geração de odor.

4.1.6 Medidas de controle da acumulação de espuma

4.1.6.1 Remoção periódica

Escuma do decantador

Diante das informações levantadas nos estudos relatados nos itens anteriores, atualmente, a remoção periódica da espuma ainda é a medida de controle que parece trazer melhores resultados à operação dos reatores UASB tratando esgoto sanitário.

No caso da remoção da espuma do decantador, Van Lier *et al.* (2011) sugerem a instalação de vertedores em forma de tulipa (diâmetro de 2-3 m), conectados a tubulações de descarte de espuma, que quando acionadas permitam o esgotamento da espuma. Outra possibilidade mais simples seria a remoção manual com pás de carrinho de mão. No entanto, esta solução só será efetiva se for adotado a estratégia de permitir que a acumulação de uma camada grossa e viscosa da espuma se acumule por cerca de 3 a 4 meses. Além de ser uma operação remoção trabalhosa e pouco ergonômica para os operadores, sendo aplicável a pequenos sistemas e, em reatores com compartimento de decantação abertos para atmosfera. Como vantagem, a

remoção manual da espuma do decantador apresenta a remoção pouco freqüente da espuma e a menor quantidade de efluente líquido gerado.

Escuma do separador

Para a espuma acumulada no interior do separador trifásico, o projeto deve prever pontos de inspeção e também dispositivo para sua remoção. De acordo com Van Lier *et al.* (2011), tem sido comum a adoção da remoção periódica através de escotilhas instaladas ao longo do comprimento do separador (no caso de reatores desprovidos de dispositivos internos para remoção hidrostática da espuma). Segundo estes mesmos autores, este procedimento apresenta os seguintes inconvenientes: (i) os diâmetros destes pontos são reduzidos, o que torna a remoção da espuma trabalhosa, e pouco eficiente; (ii) devido aos riscos de explosão e/ou toxicidade pelo sulfeto presente no biogás, o coletor de gases deve ser despressurizado antes da operação (o que muitas vezes não é respeitado); (iii) O separador trifásico deve garantir um sistema hermético após a remoção da espuma pois, em caso contrário, será impossível manter a pressão de gás (da ordem de 15-40 cm de coluna de água) necessária para condução do mesmo, sem a utilização de exaustor ou compressores. Assim, a remoção da espuma através das aberturas de inspeção no separador parece não ser a forma mais adequada, especialmente porque a constante abertura/fechamento das escotilhas pode resultar em vazamentos incontroláveis de gases do separador (Figura 4.15).

A opção pelas escotilhas conduzirá a uma operação dos reatores em intervalos de descarte de espuma mais prolongados, como forma de reduzir as operações de abertura/fechamento das escotilhas, o que levará a acumulação de uma espuma mais viscosa e de mais difícil remoção. Nos casos em que a espuma do separador se apresentar em grande volume, mais solidificada e com elevado teor de sólidos, a remoção deverá ser realizada por um mangote de sucção acoplado a um caminhão limpa-fossa (CHERNICHARO, 2007) como mostra a Figura 4.16.

Assim, o projeto de calhas no interior do separador trifásico associado à remoção freqüente (entre 15 e 30 dias), parece ser a forma mais adequada de controle da espuma. Isso porque, com uma maior periodicidade de remoção, a espuma se apresentará com maior fluidez, podendo ser mais facilmente transportada/bombeada para o leito de secagem ou para o sistema de desidratação, para processamento junto com o lodo (CHERNICHARO, 2007).



Figura 4.15 – Detalhe da remoção de espuma do separador trifásico, por escotilhas.



Figura 4.16 – Detalhe da remoção de espuma do separador trifásico, por mangote de sucção e caminhão limpa-fossa.

A colocação de calhas para remoção de espuma permite a remoção fluido-estática da espuma de duas diferentes maneiras: (i) com o alívio da pressão de gás no separador ou (ii) com aumento da pressão de biogás. Estes mecanismos de remoção da espuma encontram-se detalhados na Tabela 4.2 (CHERNICHARO *et al.*, 2009). Caso a remoção seja realizada pelo alívio da pressão de gás, a espuma será encaminhada até a calha de coleta, pelo fluxo líquido que se estabelecerá do decantador (com maior nível de água) para o separador (com menor nível de água). Este fluxo se manterá até que os níveis de esgoto no decantador e no inteiro do separador trifásico se igualem ao mesmo nível da calha de coleta de espuma. Assim, o fluido motor da saída da espuma é o próprio efluente presente no reator, e a diferença entre o nível de água no decantador e o nível da calha de espuma no separador, representa a carga de pressão disponível para garantir a remoção hidrostática de todo material da espuma.

Por outro lado, no caso da remoção da espuma tendo o biogás como fluido motor, a carga de pressão disponível para promover a remoção da espuma será determinada pelo nível de pressão operacional da campânula, somado ao acréscimo na pressão de biogás que será necessário para rebaixar nível de espuma e promover a sua remoção do separador. De acordo com Chernicharo (2007), é recomendável a manutenção de uma pressão mínima operacional no interior das câmaras de gás do reator de 15 cm de coluna de água. Assim, a carga de pressão de biogás que promoverá a remoção pneumática da espuma será superior a 15 cm. Neste caso, os cuidados relacionados a estanqueidade da linha de gases são ainda maiores, devido ao aumento na pressão de biogás na câmara. Esta solução exigirá um pouco mais em termos de resistência dos componentes da instalação de gases, de modo a garantir um sistema hermético.

Tabela 4.2 – Formas de remoção fluido-estática da espuma do separador trifásico (a) com alívio da pressão de gás; (b) com o aumento da pressão de gás. Seqüência de procedimentos; Vantagens e desvantagens

Tipo de remoção	Representação esquemática	Seqüência de procedimentos
<p>Remoção hidrostática (com alívio da pressão de gás)</p>		<ol style="list-style-type: none"> 1. Níveis do NA durante a operação normal do reator (linha de gás pressurizada, de modo a manter o nível de espuma cerca de 5cm abaixo da borda superior da canaleta interna. 2. Elevação do nível de espuma, conseguido com o alívio da pressão de gás, de forma a possibilitar a entrada de espuma na canaleta interna. 3. Fechamento do registro de esgotamento da canaleta interna. 4. Aumento pressão da linha de gás, retornao a condição operacional mostrada em "1"
<p>Remoção pneumática (com aumento da pressão de gás)</p>		<ol style="list-style-type: none"> 1. Níveis de NA e de espuma durante a operação normal dor reator (linha de gás pressurizada, de modo a manter o nível de espuma cerca de 10 a 15cm abaixo do NA do decantador, mas acima da borda superior da canaleta interna. 2. Abaixamento do nível de espuma, conseguido com o aumento na pressão da linha de gás, de forma a possibilitar a entrada de espuma na canaleta interna. 3. Abertura do registro de esgotamento da canaleta interna, possibilitando a saída da espuma. 4. Alívio da pressão de gás, retomando a condição operacional mostrada em "1".

Fonte: Adaptado de CHERNICHARO (2007).

Rosa *et al.* (2011) avaliaram o efeito de diferentes níveis operacionais de espuma no separador trifásico de reatores UASB em escala plena, da ETE Laboreaux (População equivalente de 70.000 habitantes), localizada na cidade de Itabira/MG – Brasil. Os autores testaram duas condições operacionais diferentes de remoção hidrostática da espuma: operando-se a linha de gases de modo a manter a espuma 2 cm acima da calha de coleta (configuração 1) e 3 cm

abaixo da mesma (configuração 2). Os resultados indicaram que a remoção hidrostática da espuma foi mais bem sucedida para a configuração 2, que foi confirmada pela presença de elementos traçadores, que foram introduzidos no separador trifásico, com objetivo marcar a remoção da espuma do interior da coifa. Os autores relatam um percentual de espuma remanescente no separador trifásico de 5 a 10% após a operação de remoção da espuma para esta configuração

4.1.6.2 Pré-tratamento

Tomando por base que os constituintes grosseiros da espuma como cotonetes, pontas de cigarros, pedaços de plásticos, entre outros, podem ficar suficientemente retidos em grades finas (10 mm) ou peneiras (5 mm), a espuma constituirá em sua maior parte de óleos, gorduras, graxas, ceras (material lipídico), e em menor parte por cabelos, cascas de frutas e plásticos de dimensões reduzidas.

Por se tratarem de componentes de degradação difícil e lenta, este material vai se acumulando na medida em que mais espuma é formada (CHERNICHARO, 2007). Para Van Lier *et al.* (2011), melhor do que pensar na remoção da espuma seria evitar a sua formação. Assim, pode ser pensar na remoção destes compostos a montante dos reatores UASB, como forma de controlar a acumulação de espuma. Segundo os autores, neste caso, o uso de grades finas (6 mm) e unidades de remoção de óleos e graxas, são altamente recomendadas.

Por outro lado, a necessidade de implantação de unidades de remoção de gorduras vai depender da concentração destes compostos insolúveis no afluente. No caso de efluente com concentrações diluídas de óleos, gorduras, graxas, em que as residências sejam equipadas com caixa de gordura, muitas vezes não se fazem necessário a instalação de unidades de remoção de gordura na estação (CHERNICHARO, 2007).

No entanto, embora não seja uma prática comum a implantação de unidades de remoção de gorduras, o relato da ocorrência de problemas operacionais advindos da excessiva formação de espuma em reatores UASB, tem levado a que vários novos projetos de estações de tratamento considerem a implantação desta unidade (CHERNICHARO, 2007).

Entre os benefícios da etapa de pré-tratamento, incluem-se a menor acumulação (ou eliminação) de espuma nos reatores UASB, devido a redução no aporte de material flutuante; menor risco de flotação, devido a menor quantidade de lipídeos aderidos ao lodo, e menor

potencial de um lodo em contribuir com a camada de espuma (HALALSHEH *et al.*, 2005); eliminação ou redução da frequência de remoção da espuma do separador; redução do risco de vazamentos de gás, decorrentes das operações de abertura e fechamento das escotilhas de inspeção. Como desvantagens principais têm-se a construção, a operação e o gerenciamento de uma nova unidade na etapa de tratamento preliminar;

Entretanto, ressalta-se que em países em desenvolvimento a opção por uma segunda etapa tem tido como foco o pós-tratamento e não o pré-tratamento (FORESTI *et al.*, 2006). 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).

4.1.6.3 Alterações de projeto

Embora os reatores anaeróbios de alta-taxa tenham tornado a digestão anaeróbia uma tecnologia competitiva aos processos aeróbios para tratamento de efluentes de baixa e elevada concentração, todas as versões (de reatores anaeróbios de alta-taxa) possuem reduzida capacidade para tratamento de “águas residuárias complexas” (HARIDAS *et al.*, 2005).

A acumulação de espuma no decantador pode ser bem controlada com o adequado projeto dos dispositivos de coleta do efluente final. As referências indicam a não adoção de tubos perfurados para coleta do efluente (ainda que as calhas vertedoras exijam maiores cuidados com nivelamento) e de retentores de espuma. Ressaltando ainda que uma lâmina de 25 mm deve ser mantida sobre o vertedor para evitar o acúmulo de espuma no decantador mesmo sem a presença de retentores de espuma (VAN HAANDEL & LETTINGA, 1994). No caso, da adoção dos retentores, podem ser instalados vertedores tulipa para remoção da espuma no decantador (VAN LIER *et al.*, 2011).

Quanto às alternativas de controle da acumulação de espuma no separador trifásico, os avanços concentraram-se apenas na melhoria do sistema de remoção. Entre as alternativas de projeto relacionam-se o projeto de calhas de coleta de espuma no separador (CHERNICHARO, 2007); comportas de remoção da espuma, dispostas ao longo do separador (VAN LIER *et al.*, 2011) jatos de água (ou sprinklers) (LETTINGA & HULSHOFF POL, 1991); a injeção de biogás sob a camada de espuma (LETTINGA & HULSHOFF POL, 1991; SCHELLINKHOUT & COLLAZOS, 1992).

Assim, o problema da espuma é um campo ainda muito aberto para o desenvolvimento de novas soluções (MIKI, 2010). As primeiras alternativas de projeto buscaram criar mecanismos de agitação da espuma como forma de quebrar ou fluidificar a camada, apresentando resultados incipientes (VAN LIER *et al.*, 2011). Embora, a opção atual seja a utilização de calhas ou outros dispositivos (sistemas) de remoção de espuma, esta opção representa uma demanda adicional na rotina operacional da ETE. Sobretudo, dependendo da frequência necessária para manter a espuma com certa fluidez (ou viscosidade), que é um pré-requisito para sua remoção hidrostática, e o funcionamento do sistema composto de calha e tubulação de forma eficiente (CHERNICHARO *et al.*, 2009). Outro problema associado a esta operação são as alterações momentâneas nas pressões interna e externa do separador e da linha de gás, que podem provocar deformações nas campânulas e a perda de estanqueidade do sistema.

Assim, ainda que as soluções baseadas na agitação da camada de espuma no separador não tenham apresentado bons resultados, este mecanismo ainda é (ou é o único) uma alternativa em relação aos processos de remoção e disposição periódica da espuma. Todavia, não basta que a agitação da camada de espuma ocorra somente no momento da operação de descarte (como tem sido praticado). Isso porque, durante a operação contínua do reator, a ausência de agitação propiciará a acumulação (solidificação) da mesma.

De acordo com Van Haandel & Lettinga (1994) e Chernicharo (2007), a contínua agitação na da camada de espuma deve ser garantida pela liberação do biogás da fase líquida. Para tanto, deve-se garantir que a taxa de liberação do biogás possa vencer o selo de espuma eventualmente existente e, ao mesmo tempo, não seja tão elevada a ponto de arrastar consigo partículas sólidas, levando à acumulação de lodo nas tubulações de gás. Segundo Van Lier *et al.* (2011), é recomendado uma taxa mínima de liberação de biogás da ordem de um metro cúbico de gás por cada metro quadrado de área da interface gás-líquido, a cada hora ($1 \text{ m}^3/\text{m}^2.\text{h}$), para vencer a camada de espuma, e uma taxa máxima de $5 \text{ m}^3/\text{m}^2.\text{h}$ (CHERNICHARO, 2007).

No entanto, diante dos freqüentes relatos sobre a acumulação de espuma no separador, constata-se que esta agitação promovida pelo biogás pode se tornar insuficiente à medida que mais espuma vai se formando. Além disso, como a região do separador representa uma zona

estagnada do reator (PEÑA *et al.*, 2006) existe pouca contribuição por parte do fluxo líquido para agitação da camada de espuma, o que potencializa sua formação.

Desta forma, o desenvolvimento de tecnologias que propiciem a agitação no separador, pode possibilitar o controle da acumulação da espuma reduzindo a frequência de descarte e a demanda operacional. Entretanto, como o separador trifásico possui dimensões reduzidas, o desenvolvimento de uma solução eficiente, que mantenha a região de acumulação da espuma sempre agitada, não é tão simples.

4.1.6.4 Biodegradação da espuma

A biodegradação da espuma é outro campo ainda inexplorado com relação ao controle da acumulação de espuma. De acordo com Souza (2006), uma camada de espuma se acumula, em um dado tempo de referência, na medida em que a sua formação ou produção seja maior do que seu consumo ou decomposição. Assim, a quantidade de material presente na camada de espuma será, então, a diferença entre a formação (ou produção) e a decomposição (ou consumo).

A biodegradação da espuma acumulada em reatores UASB tratando esgoto sanitário foi estudada por Souza (2006) para diferentes valores de TDH. No estudo, a fração biodegradada aerobiamente para a espuma dos decantadores de dois reatores UASB idênticos em escala de demonstração aumentou com a redução TDH (5 horas). Por sua vez, a fração biodegradada anaerobiamente se mostrou também superior para reduzido TDH, indicando que o aumento a velocidade ascensional aumenta a fração de sólidos inertes advindos do lodo para camada de espuma.

Os estudos de biodegradação realizados por Souza (2006) revelaram que a espuma apresenta boa biodegradabilidade aeróbia e anaeróbia. Para a biodegradabilidade aeróbia, os valores de biodegradabilidade imediata (5 dias) e de longo prazo (20 dias), atingiram valores de 40 e 60 % respectivamente. Já para biodegradabilidade anaeróbia imediata e longo prazo, foram observados valores de até 40 e 80 %, este maior percentual de degradação anaeróbia pode ser devido a menor atividade anabólica. Estes resultados demonstraram que a espuma acumulada em reatores UASB tratando esgoto doméstico é passível de tratamento biológico aeróbio ou anaeróbio em etapas posteriores (pós-tratamento). Apesar disso, no caso dos reatores UASB tratando esgoto sanitário a espuma permanece separada do lodo anaeróbio sem chance de sofrer decomposição.

Neste sentido, soluções que permitam o contato da biomassa-escuma como mecanismo de controle da acumulação podem ser ainda atrativas. Como exemplo imediato tem-se a recirculação da escuma do separador para a entrada do reator. No entanto, de acordo com Van Lier *et al.* (2011), a recirculação da escuma não é recomendável, uma vez que esta se formaria novamente e mais rapidamente no separador. Sobretudo se os compostos lipídicos não forem convertidos na mesma taxa em que entram no reator, acarretando acúmulos no sistema e um maior potencial do lodo em formar escuma (HALALSHEH *et al.*, 2005).

Desta forma, o desenvolvimento de soluções que permitam a biodegradação da escuma no próprio volume do reator são ainda mais complexas que a manutenção de agitação da escuma no separador, mas não há dúvidas que esta alternativa representa a melhor forma de se controlar a escuma. Assim, este é um campo do conhecimento ainda pouco explorado.

4.2 Granulação do lodo anaeróbio em reatores UASB tratando esgoto sanitário

4.2.1 Introdução

A formação de lodo granular pode ser considerada a maior vantagem da aplicação dos reatores anaeróbios de alta-taxa uma vez que o mesmo permite a aplicação de elevadas cargas orgânicas e elevadas velocidades de fluxo, que conferem excelentes condições de mistura no reator, e o projeto de sistemas compactos, com baixo custo de implantação e operação (HULSHOFF POL *et al.*; 2004).

Biogrânulos, ou simplesmente grânulos, são formados através da auto-imobilização de microrganismos, formando densos aglomerados com elevada sedimentabilidade, compostos por diferentes bactérias e consórcios microbianos, na ausência de um meio suporte sólido. Por este motivo, pode-se dizer que os reatores anaeróbios com lodo granular constituem os sistemas mais favoráveis entre todas as biotecnologias de auto-imobilização existentes, uma vez que todo volume do reator será efetivamente preenchido por biomassa, não havendo a necessidade da presença de nenhum meio suporte e nenhuma adição de suplemento para ocorrência do fenômeno (LIU *et al.*, 2002).

Além de possibilitar uma eficiente auto-imobilização dos microrganismos e a maior retenção de biomassa no sistema, a granulação possibilitou o desenvolvimento de outras versões de reatores anaeróbios de alta-taxa que operam em condições hidrodinâmicas mais favoráveis que os reatores UASB, como os reatores EGSB (*Expanded Granular Sludge Bed*) e IC (*Internal circulation*). Estas versões de reatores admitem cargas orgânicas ainda mais elevadas (20-50 kgDQO/m³.d) que os reatores UASB, operando com menores TDH (1-2 h) e com maiores velocidades ascensionais (superior a 10 m/h). De acordo com Van Lier *et al.* (2008), estas versões de reatores anaeróbios de alta-taxa ganharam larga aplicação no setor industrial (devido a menor demanda de área proporcionada pela elevada relação altura/diâmetro) e desde o final da década de 90, o número de reatores EGSB e IC implantados (55% do total de unidades), é superior ao número de reatores UASB (34% do total de unidades).

Por outro lado, no caso dos efluentes sanitários (e outros tipos de efluentes industriais com elevada fração de sólidos suspensos) que apresentam grande parte da DQO na forma particulada e uma elevada eficiência de remoção de sólidos é desejada, as velocidades

ascensionais não podem ser elevadas, havendo poucas diferenças no uso de um lodo granular ou floculento (LETTINGA & HULSHOFF POL, 1991). Desta forma, a granulação do lodo em reatores tratando esgoto doméstico não representa um ganho hidrodinâmico ao sistema, tal como no caso dos efluentes industriais solúveis (Ex.: redução do TDH ou a redução de volume dos reatores e, o aumento da velocidade de fluxo ou o aumento da mistura no reator, etc). Além disso, a própria ocorrência da granulação do lodo de reatores UASB tratando esgoto sanitário é tratada como contraditória e pouco provável (AIYUK *et al.*, 2006), embora já tenha sido observada em reatores em escala piloto (BARBOSA & SANTANNA, 1989; SEGHEZZO, 2004; PEREIRA, 2007).

Assim, uma vez que não existem informações na literatura sobre o assunto, foi realizada uma revisão dos modelos teóricos de granulação, e dos estudos que suportam as teorias, objetivando encontrar as razões para estas contradições, enfocando a possibilidade ou impossibilidade da granulação no caso de efluentes sanitários.

4.2.2 Modelos físicos de granulação do lodo anaeróbio

4.2.2.1 Pressão Seletiva (Selection pressure model)

A teoria da pressão seletiva pressupõe que os mecanismos físicos sejam os agentes seletivos da biomassa no sistema. Segundo a teoria da pressão seletiva, em condições de “*stress*”, como elevadas velocidades ascensionais e/ou elevada produção de biogás, ocorre à expulsão do lodo leve de baixa sedimentabilidade, enquanto que a biomassa de melhores características permanecerá no reator (HULSHOFF POL *et al.*, 1983; LIU *et al.*, 2003).

Por outro lado, em condições de baixa velocidade ascensional e/ou produção de gases, e maiores tempos de detenção hidráulica, como é o caso dos efluentes sanitários, ocorre o desenvolvimento de uma biomassa dispersa com uma menor habilidade em promover a granulação (LIU & TAY, 2004). Segundo Hulshoff Pol *et al.* (2004), em condições de baixa pressão seletiva (baixa velocidade ascensional acompanhada de elevado TDH), e na ausência de partículas sólidas como meio suporte para o crescimento das arqueias metanogênicas do gênero *Methanosaeta*, estes microrganismos filamentosos irão crescer de forma dispersa, formando de um tipo de lodo intumescido (*sludge bulking*) de pobre sedimentabilidade.

No caso dos efluentes sanitários que apresentam uma considerável parcela de sólidos suspensos (orgânicos e inorgânicos), os núcleos necessários de fixação e crescimento dos

microrganismos do gênero *Methanosaeta* estariam presentes no reator (em excesso). No entanto, a pouca mistura hidráulica promovida pela baixa velocidade ascensional e a baixa taxa de crescimento dos microrganismos filamentosos do gênero *Methanosaeta* constituiriam os fatores limitantes da colonização dos sólidos do esgoto para a agregação (HULSHOFF POL, 2004). Somado a estes fatores, à temperatura abaixo da faixa ótima de crescimento desses microrganismos pode contribuir ainda mais para formação desse lodo intumescido (lodo floculento).

Noyola e Moreno (1994) demonstraram o efeito seletivo da velocidade ascensional em lodo de reatores UASB tratando de efluente sanitário. Neste estudo, o reator submetido a um regime de elevada velocidade ascensional (elevada pressão seletiva) e inoculado com lodo ativado foi capaz de promover a granulação do lodo após 8 horas de operação. Chunjuan *et al.* (2010) também observaram a granulação do lodo em reatores EGSB tratando efluente doméstico inoculados com lodo de digestores e operados com velocidade ascensional de 2,7 m/h e TDH de 1,2 a 1,5 horas. De uma maneira geral a literatura tem se valido dessa teoria para explicar os relatos da granulação do lodo de reatores UASB tratando efluente sanitário com a operação sob elevadas velocidades ascensionais (KALOGO & VERSTRAETE, 1999; AIYUK *et al.*, 2006; O'FLAHERTY *et al.*, 2006).

4.2.2.2 Crescimento aderido a uma matriz sólida (*Growth of colonised suspended solids or inert nuclei model*)

Esta teoria baseia-se no fato de que a granulação tem origem na colonização dos sólidos suspensos do afluente, ou de pequenas partículas presente no reator (originárias do atrito entre outras partículas maiores), ou ainda, de alguma matriz suporte como o antracito, o carvão ativado, entre outros (Figura 4.17). A agregação dos microrganismos está relacionada apenas ao contato físico partícula-célula formando um grânulo embrião (LETTINGA *et al.*, 1980; PEREBOOM, 1994).

A Figura 4.18 apresenta as possíveis rotas das partículas sólidas (2, 3, 4, 5, 6 ou 7) e a origem dos núcleos de agregação (1). De acordo com Pereboom (1994), o contato entre os microrganismos e partículas sólidas finas ($\phi < 150 \mu\text{m}$), oriundas do afluente ou do atrito entre as partículas o reator (1), dá origem ao processo agregação ou pelotização (4). Em seguida, o crescimento do grânulo (5) seria apenas devido apenas ao crescimento microbiano (Figura 4.18). A turbulência devido às bolhas de gás e ao fluxo líquido contribuem apenas para aumentar o atrito entre as partículas, produzindo novos núcleos de agregação (6), não

sendo detrimental à estrutura dos grânulos (desintegração). Assim, a distribuição do tamanho dos grânulos será resultado do crescimento dos microrganismos sobre os núcleos inertes, da magnitude das forças de atrito atuantes (Vascensional e de produção de gases) e da frequência de descarte de lodo (7), que pode remover partículas sólidas de todas as frações (Figura 4.18).

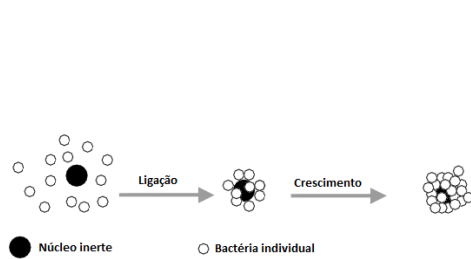


Figura 4.17 – Representação sistemática do modelo de crescimento sobre uma matriz

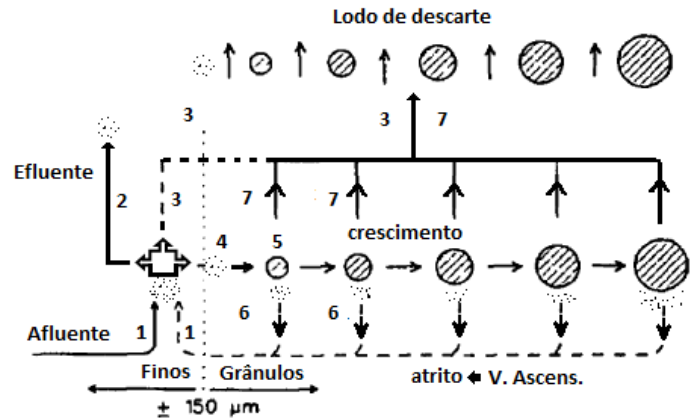


Figura 4.18 – Modelo de distribuição de tamanho e crescimento dos grânulos.

Esta teoria está suportada por estudos de aplicação de antracito no lodo de inóculo, que se mostrou muito eficiente em promover a granulação do lodo.. De acordo com McHugh *et al.* (2003), é importante que o tipo de núcleo de agregação tenha uma massa específica inferior a massa específica da biomassa pois, caso contrário, estes componentes irão se depositar o fundo e a biomassa se localizará na camada superior sem contato efetivo com os núcleos, como é o caso a utilização de areia.

No caso do tratamento de efluente sanitário, que naturalmente possui elevada fração de sólidos particulados com densidade semelhantes às do lodo, não se pode inferir que a ausência dos núcleos de agregação seja o fator limitante. Não fosse o nível de agitação hidráulica requerido para o contato e a agregação (implícito na teoria), a granulação do lodo em reatores UASB tratando efluente sanitário poderia ser explicada por esta teoria.

4.2.3 Mecanismos físico-químicos de granulação do lodo anaeróbio

De uma maneira geral, pode-se dizer que os mecanismos físico-químicos estão fundamentados na redução das forças de repulsão existentes entre as células microbianas e entre os sólidos particulados (que funcionam como núcleos de agregação), possibilitando sua aproximação para a agregação. Neste caso, a granulação poderia ser iniciada pela presença ou

a adição de compostos com carga elétrica positiva em quantidade suficiente para promover a neutralização das cargas e a união microrganismo-microrganismo ou microrganismo-partícula sólida (LIU *et al.*, 2003).

4.2.3.1 Ligações iônicas de cátions polivalentes (*Multi-valence positive ion-bonding model*)

Esta teoria baseia-se na interação eletrostática entre os cátions bivalentes e trivalentes, como Ca^{2+} , Mg^{2+} , Fe^{2+} e Fe^{3+} , e as partículas do lodo com carga superficial negativa, que se encontram em constante repulsão (LIU *et al.*, 2003). Neste caso, o fenômeno de granulação seria iniciado por um processo de coagulação química, através da adsorção e neutralização de cargas do lodo pelos íons catiônicos, ou pela compressão da dupla camada.

Entre os cátions multivalentes, especial atenção tem sido dada ao papel do cálcio. Embora estudos demonstraram que concentrações de Ca^{2+} de 80-200 mg /L favorecem a granulação, concentrações de cálcio superiores a 500 mg/L mostram-se prejudiciais a granulação. Entre os problemas operacionais associados às elevadas concentrações de cálcio, incluem-se, a precipitação e a acumulação de CaCO_3 nos grânulos anaeróbios, e a redução da atividade metanogênica específica (LIU *et al.*, 2003).

Yu *et al* (2001), observaram que a granulação foi favorecida quando elevadas concentrações de Fe^{2+} são veiculadas pelo afluente (superior a 150 mg/L). No entanto, para dosagens superiores a 600 mg Fe^{2+} /L, os autores observaram a queda na AME (90 dias), enquanto que para concentrações de 300-400 mg Fe^{2+} /L, ao mesmo tempo em que a granulação foi bem sucedida a atividade se manteve elevada até o final da operação (150 dias).

No caso dos efluentes sanitários em que as concentrações destes compostos são usualmente baixas ($\text{Ca}^{2+} < 40\text{mg/L}$; $\text{Mg}^{2+} < 10\text{mg/L}$; $\text{Fe}^{3+} < 1,0 \text{ mg/L}$; WHO, 1997) é pouco provável que um íon isoladamente possa resultar na neutralização das cargas do lodo e dos sólidos suspensos do afluente como foi investigado nos estudos de Liu *et al.*(2003) e Yu *et al.* (2001). Embora nenhum destes componentes apareça em quantidades expressivas, há que se considerarem os efeitos de todos estes íons conjuntamente, uma vez que todos estão presentes no esgoto e podem juntos somar uma quantidade de carga suficiente para redução das forças de repulsão das partículas para agregação. Assim, o efeito conjunto dos cátions bivalentes de trivalentes na granulação do lodo ainda precisa ser melhor investigado.

4.2.3.2 Teoria da Adesão por EPS (*EPS bounding model*)

Os “EPS” (extracellular polymeric substances) têm sido reportados como sendo os elementos indispensáveis à ocorrência do fenômeno de granulação (TAY, 2004). Estas substâncias conferem adesão e coesão, tendo um importante papel na formação e na estruturação da matriz do grânulo. Segundo Liu *et al.* (2003) tem sido reportado que o provável papel dos polímeros extracelulares seja o de alterar a carga das células bacterianas, promovendo sua neutralização e auto-imobilização dos microrganismos. Desta forma, os EPS contribuem para ocorrência de mecanismos de coagulação, devido à redução das forças de repulsão entre os microrganismos.

De acordo com Liu *et al.* (2004), sob condições normais não há nenhuma razão para uma produção excessiva de polímeros extracelulares, mas em condições de “*stress*” tem sido relatado um aumento da produção destas substâncias. Por outro lado, a produção destes compostos tem sido associada a presença dos microrganismos acidogênicos e quantidade de compostos de rápida degradação como os carboidratos.

Jia *et al.* (1996) investigaram a produção de carboidratos (EPSc) e proteínas extracelulares (EPSp), em lodo enriquecido com glicose, acetato, propionato e butirato. Os autores observaram que a maior produção de EPSc e EPSp ocorreu para culturas de microrganismos acidogênicos alimentados com glicose, quando comparado com microrganismos acetogênicos (propionato e butirato) e metanogênicos (ácido acético), corroborando com os estudos de Macleod *et al.* (1990) e Guiot *et al.* (1992).

4.2.3.3 Adição de coagulantes (*Synthetic and natural polymer-bonding model*)

Neste caso, a granulação é conseguida por meio da adição de um coagulante químico ou natural (LIU *et al.*, 2003) através de mecanismos de adsorção e neutralização de cargas. De acordo com Liu e Tay (2004) diversos trabalhos têm demonstrado a ocorrência da granulação do lodo anaeróbio devido à adição de polímeros na água residuária. Kalogo *et al.* (2001) demonstraram a ocorrência da granulação do lodo de reatores tratando efluente sanitário pela adição de extrato de moringa (*Moringa oleifera*).

4.2.4 Modelos microbiológicos de granulação do lodo anaeróbio

4.2.4.1 Modelo da Cidade do Cabo (*Capetown's model*)

De acordo com Sam-Soon *et al.* (1983) *apud* Hulshoff Pol *et al.* (2004), a granulação depende da presença das arqueias metanogênicas do gênero *Methanobacterium* AZ, um microrganismo hidrogenotrófico (metano gênico consumidor de H₂) que seria o responsável por produzir uma quantidade excessiva de proteínas-extracelulares (EPSp), em condições de elevada pressão parcial de hidrogênio, excesso de substrato e NH₄⁺, deficiência de cisteína (aminoácido utilizado na síntese celular) e escoamento em regime de fluxo em pistão.

Os autores se baseiam na forma dos reatores tratando efluentes industriais, com elevada relação altura-diâmetro, propiciando escoamento pistonado; na abundância do substrato afluyente de alta energia (carboidratos), e na taxa de conversão biológica de hidrogênio a metano inferior à taxa de produção (fermentação), como formas de manter a uma elevada pressão parcial de H₂ na entrada do reator. Entretanto, como a granulação já foi observada em reatores tratando acetato e o fluxo nos reatores usualmente é caracterizado como sendo mais próximo da mistura completa, é pouco provável que uma zona de alta pressão de hidrogênio se estabeleça na entrada do reator e propicie estas condições favoráveis ao crescimento dos microrganismos *Methanobacterium* AZ (HULSHOFF POL *et al.*, 2004). Além disso, apesar da forma do reator com elevada relação altura-comprimento/diâmetro no caso do tratamento de efluentes industriais, as elevadas velocidades impedem que se tenha fluxo pistonado.

Do ponto de vista do tratamento de efluentes sanitários, em que os reatores são projetados com baixa relação altura-diâmetro e o efluente apresenta-se diluído (DQO < 600 mg/L) com pH próximo da neutralidade, é muito pouco provável que a granulação ocorra segundo a hipótese de Capetown. Assim, a granulação no caso de reatores UASB tratando efluente sanitário não seria possível segundo esta teoria.

4.2.4.2 Crescimento de microflocos a partir de filamentos de *Methanosaeta sp.*

A partir de exame microscópico e medições da atividade, Dubourgier *et al.* (1987) *apud* Hulshoff Pol *et al.* (2004) sugerem que o mecanismo de granulação começa pela cobertura dos organismos filamentosos do gênero *Methanosaeta* por colônias de cocos (bactérias acidogênicas), formando microflocos de 10-50 µm. Em seguida, os filamentos de *Methanosaeta sp.*, devido à sua morfologia particular, podem estabelecer a ligação entre os vários microflocos formando grânulos maiores (> 200 µm). Após a formação do grânulo

embrião pelos microrganismos metanogênicos o desenvolvimento de bactérias acidogênicas e sintróficas contribui para o crescimento dos grânulos. Assim, estes autores defendem a idéia de que a espécie *Methanosaeta concilli*. desempenha um papel importante na estrutura geral do grânulo, mas também destaca o papel dos polímeros extracelulares e das paredes celulares.

Jian e Shi-yi (1993) observaram que o ácido acético e a velocidade ascensional exercem papel seletivo sobre a biomassa que será responsável pela formação do grânulo embrião. Segundo os autores, em condições de elevadas concentração de substrato os grânulos tem origem de cocos de metanosarcina. Todavia, quando o reator atinge seu estado estável, as concentrações de acetato são menores, favorecendo a predominância de microrganismos filamentosos do gênero metanosaeta.

4.2.4.3 Modelo do Spaghetti (*Spaghetti model*)

Nesta teoria, os pequenos agregados seriam inicialmente formados devido às condições hidrodinâmicas e a presença de partículas finas em suspensão que permitem o contato e a auto-imobilização dos microrganismos do gênero *Methanosaeta sp.*. Em seguida, o crescimento microbiano (acidogênico e sintrófico) seria responsável por proporcionar o aumento no tamanho dos grânulos e as forças hidrodinâmicas teriam o papel moldar o emaranhado de microrganismos filamentosos na forma esférica (como bolas de espaguete), além de selecionar o tamanho das partículas remanescentes no reator.

Esta teoria pode revelar importantes informações a respeito da granulação no caso de reatores UASB tratando efluentes sanitários. Isso porque, do ponto de vista cinético os microrganismos do gênero *Methanosaeta* predominam em situações em que a concentração de acetato é inferior a 1 mM (59 mg. L⁻¹), enquanto que em condições de maiores concentrações de acetato o crescimento de *Methanosarcina* é favorecido (ANDERSON *et al.*, 2003). Neste caso, mesmo em condições sub-ótimas mesofílicas se espera que a presença do grupo de microrganismos do gênero *Methanosaeta* seja predominante, como foi observado por Silva *et al.* (2008), em reatores UASB tratando efluente sanitário bruto submetido à diferentes condições operacionais. Além disso, do ponto de vista ecológico, os microrganismos do gênero *Methanosaeta* são espécies com estratégia de crescimento “k” (espécies k selecionadas) enquanto que as metanosarcinas são espécies com estratégia de crescimento “r” (espécies r selecionadas), o que implica dizer que nas condições em que operam os reatores UASB tratando efluente sanitário, os microrganismos do gênero

Methanosaeta concilli. devem prosperar tornando-se os microrganismos predominantes (Tabela 4.3).

Wiegant *et al.* (1987), relatam que embora uma quantidade de partículas finas em suspensão seja necessária ao processo de agregação, uma elevada quantidade de sólidos suspensos no afluente (como no caso do esgoto), pode prejudicar o crescimento dos grânulos devido à baixa taxa de crescimento dos microrganismos comparado ao aporte de sólidos ao reator.

Tabela 4.3 – Comparação das características dos organismos K e r – estrategistas, com ênfase nos grupos *Metanosaeta* e *Metanosarcina*

K - Estrategistas	r - Estrategistas
Crescimento lento - ($\mu_{\text{máx}} = 0,0032 \text{ h}^{-1}$) ^a	Crescimento rápido - ($\mu_{\text{máx}} = 0,02-0,03 \text{ h}^{-1}$)
Proliferam próximo ou exatamente na capacidade de carga do sistema ($K_s = 0,72 \text{ mM}$) ^b	Proliferam em abundância de recursos ($K_s = 5,0 \text{ mM}$)
Altas afinidades pelo substrato e quando este é limitante são mais competitivos (Esgoto sanitário - concentração de acetato de 1 mM ou 59 mg. L^{-1})	Baixa afinidade pelo substrato e quando este e limitante são pouco competitivos
Prosperam nas condições de crescimento da sucessão tardia (McHugh <i>et al.</i> , 2005)	Prosperam nas condições de crescimento do início da sucessão
Tamanho da população constante, e menos variável em um sistema dinâmico	Tamanho da população altamente variável em um sistema dinâmico (Ex.: variações na concentração do substrato afluente)
Tolerante as mudanças no ambiente local	Baixa tolerância às mudanças ambientais
<i>Metanosaeta sp.</i>	<i>Metanosarcina sp.</i>

^a $\mu_{\text{máx}}$ = taxa de crescimento específico máxima

^b K_s – concentração de substrato para o qual a taxa de crescimento específico é a metade da taxa máxima.

Assim, de acordo com a teoria do espaguete, os fatores limitantes da granulação em reatores UASB tratando efluentes sanitários estão associados à elevada concentração de sólidos suspensos no afluente, a baixa concentração do substrato e a reduzida taxa de crescimento das arqueias metanogênicas da espécie *Methanosaeta concilli*. Isso porque, estes microrganismos não podem colonizar os sólidos do afluente na mesma taxa em que os mesmos são introduzidos (devido à elevada área superficial), o que em tese seria o impedimento para formação dos microgrânulos de *Methanosaeta* e a granulação do lodo de reatores UASB tratando efluentes sanitários (HULSHOFF POL *et al.*, 2004).

4.2.4.4 Modelo da formação de micro-colônias sintróficas (Syntrophic microcolony model)

Baseado neste modelo, o perfeito equilíbrio entre cada uma das etapas da digestão anaeróbia é o fator determinante para que os microrganismos formem as micro-colônias. Nessa relação sintrófica, que ocorre num reator anaeróbio, a agregação seria oriunda da necessidade dos microrganismos estarem próximos daqueles que vão fornecer o seu substrato e que consomem seus produtos metabólicos (LUI *et al.*, 2004).

4.2.4.5 Modelo das Múltiplas Camadas (Multi-layer model)

McLeod *et al.* (1990) trabalhando com um reator UASB-filtro híbrido, sugeriu a hipótese de que os agregados de *Methanosaeta* funcionam como centros de nucleação que dão início ao desenvolvimento de grânulos no caso de lodo alimentado com carboidratos. Em seguida, uma segunda camada de microrganismos produtores e consumidores de H₂, incluindo os microrganismos sintróficos produtores de acetato (acetogênicos), e hidrogenotróficos. Por fim, na camada mais externa as bactérias fermentativas estariam em contato direto com o substrato em solução (GUIOT *et al.*; 1992).

Vanderhaegen *et al.* (1992), desenvolveram estudos que sustentam a teoria da múltiplas camadas, mas acreditam também que são os microrganismos acidogênicos que têm um importante papel no fenômeno de granulação, uma vez que os mesmos são responsáveis pela produção dos polímeros extracelulares para adesão microbiana e a granulação. Assim, de acordo com estes autores, a granulação é favorecida para efluentes com concentrações de substratos com alta energia e rapidamente acidificáveis, DQO rapidamente acidificável (RACOD – *rapidly acidifying chemical oxygen demand*), como os açúcares, que favorecem o crescimento deste grupo de microrganismos.

4.2.5 Modelos termodinâmicos de granulação do lodo anaeróbio

4.2.5.1 Modelo de quatro etapas (Four step model)

Schmidt e Ahring (1996) em sua revisão sobre o a formação de grânulos em reatores UASB elaboraram um teoria para explicar o fenômeno de granulação do lodo. Os autores partem de premissas fundamentais de outras teorias, como a presença dos núcleos de agregação (que podem ser outras células, sólidos inertes, matéria orgânica em suspensão), e de princípios da química de colóides (teoria DVLO - Derjaguin, Landau, Verveij e Overbeek).

De acordo com a teoria DVLO, três diferentes situações podem ocorrer (Figura 4.21): (i) uma repulsão quando interações eletrostáticas forem dominantes (forças elétricas de natureza

física); (ii) uma forte e irreversível atração entre as partículas coloidais quando forças elétricas de natureza química (Van der Waals) são predominantes; (iii) uma fraca e reversível atração quando as partículas estão a uma distância maior entre si.

Baseado nestes conceitos, os autores estabeleceram quatro etapas para granulação: i) Contato, devido agitação do fluxo hidrodinâmico, gasoso, correntes de convecção, flotação, entre outros; ii) Adsorção, início da agregação (adsorção inicial) descrita como na teoria DLVO (Figura 4.21).; iii) Adesão irreversível, células microbianas se agregam devido à características específicas microbianas (encaixes microbianos, pseudopodos) ou produção de polímeros; iv) desenvolvimento dos grânulo a partir do crescimento microbiano (Figura 4.22).

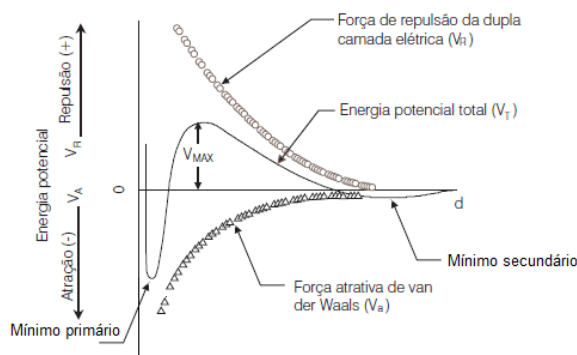


Figura 4.19 – Energia potencial (V) de interação partícula-partícula em função da distância (d) de separação entre duas partículas coloidais.

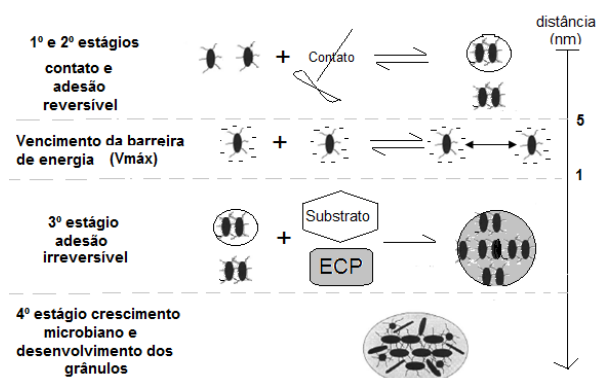


Figura 4.20 – Teoria das quatro etapas

4.2.5.2 Modelo da tensão superficial (*Surface tension model*)

Esta teoria está baseada em fundamentos da termodinâmica de superfícies, e caracteriza o processo de granulação segundo a quantidade de energia livre para a adesão. De acordo Thaveesri *et al.* (1995), a adesão é favorecida em condições de baixa tensão superficial do líquido. Como pode ser observado na figura 4.21, quanto mais hidrofílico for a superfície das células ($\gamma_{\text{Células}} = 70$), e menor for a tensão superficial do líquido ($\gamma_L < 50$ mN/m), maior é a energia livre para a adesão ($-25 < \Delta G < -140$). Por outro lado, a adesão também pode ser favorecida no caso de microorganismo hidrofóbico ($\gamma_{\text{Células}} = 30$), para elevados valores de tensão superficial ($\gamma_L > 55$ mN/m). A região de tensão superficial de 50-55 mN/m resulta na menor quantidade de energia livre para agregação, independentemente da tensão superficial

das células microbianas (células hidrofóbicas ou hidrofílicas), o que não favorece a adesão nesta faixa de valores.

Assim, para menores valores de tensão superficial formam uma camada externa de microrganismos hidrofílicos que conferem melhor desempenho uma vez que são menos suscetíveis a se aderirem as bolhas de gás (hidrofóbica) e flotar. Esta teoria sustenta a teoria das múltiplas camadas em que os microrganismos hidrofílicos ocupam a parte mais externa do grânulo, cobrindo duas camadas hidrofóbicas de microrganismos acetogênicos e metanogênicos (Figura 4.21). Por outro lado, elevados valores da tensão superficial favorecem a agregação de biomassa hidrofóbica (acetogênica e metanogênica) que são mais suscetíveis a flotação.

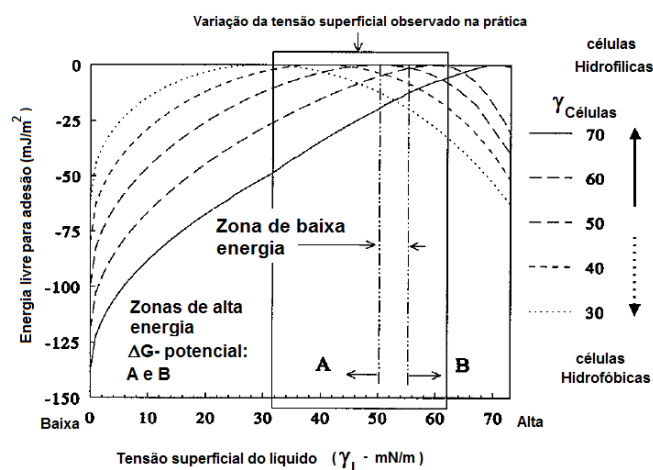


Figura 4.21 – Energia livre para adesão para diferentes valores de tensão superficial celular ($\gamma_{Células}$) de o líquido (γ_L).

A tensão superficial de líquidos é normalmente reduzida pela adição de surfactantes devido as suas características tensoativas. Uma vez que estes compostos estão comumente presentes nos efluentes sanitários, um elevado valor da tensão superficial talvez não seja a grande limitação da granulação para este tipo de efluente.

4.2.5.3 Modelo da desidratação pela atividade de translocação de prótons (Próton translocation-dehydration theory)

A teoria da desidratação pela atividade de translocação dos prótons sobre a superfície da célula bacteriana. Nesta proposição, o fenômeno de granulação do lodo ocorre em três

diferentes estágios; i) desidratação da superfície da célula; ii) formação do grânulo embrião; iii) a maturação do grânulo; iv) e a pós-maturação (TAY *et al.*, 2000).

Desidratação das células

Os autores argumentam que bactérias acidogênicas durante a acidificação de substratos bombeiam prótons do citoplasma para superfície externa da membrana celular. A atividade de translocação de prótons energiza a superfície da célula podendo neutralizar parcialmente as cargas negativas na superfície.

Formação do grânulo embrião

A formação do grânulo embrião seria decorrente da agregação de microrganismos acidogênicos, acetogênicos ou metanogênicos como consequência do stress hidrodinâmico, e a menor força de repulsão e a natureza hidrofóbica das células. Além disso, neste estágio de desenvolvimento as condições fisiológicas ambientais induzem a excreção de EPS na superfície do grânulo embrião.

Maturação do grânulo embrião

Neste estágio as colônias microbianas continuam a crescer e outros organismos dispersos podem ser aderidos. Os autores relatam que os EPS precisam ser produzidos em grande quantidade para garantir uma superfície hidrofílica, e evitar que ocorra a flotação do grânulo pela sua aderência com as bolhas de gás de natureza hidrofóbica.

Pós-maturação do grânulo embrião

Na fase pós-maturação, a atividade de prótons translocação mantém a superfície bacteriana em um estado relativamente hidrofóbico, sendo o principal responsável em manter a estrutura dos grânulos. Por outro lado, a camada de EPS fora de um grânulo mantém a hidratação da superfície dos grânulos, garantindo condições hidrofílicas, protegendo o grânulo contra a aderência às bolhas de gás, e das tensões de cisalhamento.

4.2.6 O “enigma” da granulação do lodo em reatores UASB tratando esgoto sanitário

Embora a granulação do lodo em reatores UASB tratando esgoto sanitário bruto (BARBOSA & SANTANNA, 1989; PEREIRA, 2007) ou decantado (SEGHEZZO, 2004) tenha sido relatada por alguns autores, o assunto ainda é contraditório (AIYUK *et al.*, 2006).

De acordo com O'Flaherty *et al.* (2006), as contradições residem nas baixas concentrações de DQO rapidamente acidificável (RACOD – *rapidly acidifying chemical oxygen demand*), e nas temperaturas operacionais abaixo do valor ótimo para o crescimento das arqueias metanogênicas do gênero *Methanosaeta*. Além disso, acredita-se que a aplicação de elevadas velocidades ascensionais seja outro aspecto chave para granulação do lodo tratando esgoto doméstico, uma vez que as observações do fenômeno têm sido relatadas nestas condições (BARBOSA AND SANT'ANNA 1989; KALOGO & VERSTREATE, 2001).

Segundo Aiyuk *et al.* (2006), as baixas concentrações de RACOD existentes no esgoto sanitário (da ordem 50 mg/L para uma DQO de 500 mg/L) limitam o crescimento das bactérias acidogênicas, que são responsáveis pela produção dos exopolissacarídeos (EPS) e o rápido crescimento do grânulo (VANDERHAEGEN *et al.*, 1992).

Ligero e Soto (2002) demonstraram a ocorrência da granulação do lodo de reatores UASB em escala de bancada tratando esgoto sanitário pré-hidrolisado (DQO_{total} de 432 mg/L) e suplementado com 300 mg/L de sacarose (DQO_{total} afluyente ao reator de 732 mg/L), para diferentes condições operacionais (TDH e COV). Os autores observaram que a granulação ocorreu quando o reator foi operado com TDH de 3,40 h e COV de 5,6 kgDQO/m³.d. Neste estudo, após 150 dias de operação grânulos de cerca de 2 mm de tamanho foram observados, tendo estrutura frágil e baixa densidade. Os autores ainda relatam que em outro estudo inicial realizado com efluente sintético (sacarose) a granulação foi mais bem sucedida, e neste caso, os sólidos particulados (suspensos e coloidais) teriam um papel negativo na formação e estruturação dos grânulos (ainda que esgoto tenha sido pré-acidificado).

Aiyuk *et al.* (2006) O'Flaherty *et al.* (2006), acreditam que a ocorrência da granulação no caso de efluentes sanitários com baixa concentração de carboidratos, seria um desvio significativo do curso da granulação. Isso porque, a granulação tem sido mais bem sucedida na presença de elevadas concentrações carboidratos de alta energia em solução (RACOD), que é o substrato necessário ao metabolismo das bactérias acidogênicas (Vanderhaegen *et al.*, 1992).

Desta forma, baseado na teoria postulada por Vanderhaegen *et al.* (1992), têm sido relatada na literatura às baixas concentrações de carboidratos no esgoto sanitário seriam limitantes do crescimento dos microrganismos acidogênicos e a produção de EPS, razão pela qual a

granulação para este tipo de efluente seria pouco provável (KALOGO & VERSTRAETE, 1999; AIYUK *et al.*, 2006; O'FLAHERTY *et al.*; 2006).

No entanto, estudos como Barbosa & Sant'anna Jr. (1989), tratando efluente sanitário bruto a temperatura de 18-28° em Florianópolis, região sul do Brasil, para TDH de 4 horas e velocidade ascensional da ordem de 1,30 m/h, demonstraram a ocorrência da granulação de forma bem sucedida (Figura 4.19). A explicação para granulação do lodo neste estudo pode estar relacionado à velocidade ascensional, que pode ter exercido um papel mais decisivo na seleção da biomassa do que a concentração de carboidratos no afluente. De acordo com Kalogo & Verstraete (1999) a explicação para a granulação no estudo de Barbosa & Sant'anna Jr. seria devido à possibilidade do esgoto sanitário deste estudo ter apresentado uma quantidade considerável DQO rapidamente acidificável (RACOD). No entanto, essa hipótese é pouco provável para um efluente com DBO = 357 mg/L, DQO de 627 mg/L. Além disso, a concentração de sólidos suspensos no afluente foi elevada e não são coerentes com os valores de DBO e DQO afluente, uma vez que era de se esperar uma concentração da ordem de 350-400 mgSST/L. Assim, o valor de SST de 872 mg/L é um indicativo da presença de sólidos inertes (que não causam DBO nem DQO), uma vez que o afluente era derivado de uma estação elevatória da Companhia de água e saneamento do estado de Santa Catarina (CASAN).

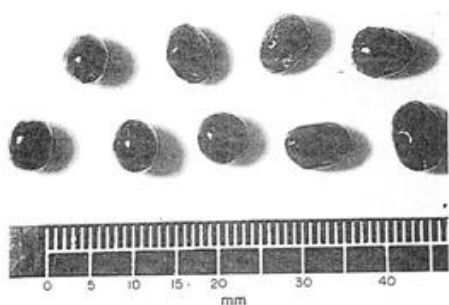


Figura 4.22 – Grânulos de lodo de reatores UASB tratando efluente sanitário bruto

Fonte: Barbosa & Sant'anna Jr. (1989)



Figura 4.23 – Grânulos de lodo de reatores UASB tratando efluente sanitário decantado.

Fonte: Seghezzo. (2004)

Em outro estudo, Seghezzo (2004), avaliando o desempenho de reatores UASB tratando efluentes domésticos em Salta na Argentina (temperatura média anual de 20 °C), também observou o desenvolvimento de biogrânulos. Neste estudo, porém, o esgoto afluente era previamente decantado, o que em tese reduziria ainda mais a quantidade de carboidratos disponíveis para granulação, além de indicar que a necessidade da presença sólidos (núcleos

inertes) não seja um pré-requisito para granulação. Kalogo *et al.* (2001), demonstraram que mesmo em condições de suplementação de glicose (120 mg/L de melaço) a granulação do lodo tratando efluente sanitário não foi observada.

Assim, não se pode dizer que a baixa concentração de RACOD possa sustentar a tese de que a granulação não ocorra no caso dos efluentes sanitários. Além disso, a granulação já foi demonstrada para vários tipos de efluentes com outras fontes de carbono como afluentes acidificados, mistura de alcoóis, entre outros (GROTEHUIS *et al.*, 1991; O'FLAHERTY *et al.*; 1997). De acordo com Grotenhuis *et al.* (1991), o substrato é fator seletivo da biomassa e da disposição dos microrganismos no grânulo, e não ocorre necessariamente na forma de camadas, como proposto por McLeod *et al.* (1990).

Além da importância do grupo de microrganismos produtores dos EPS, há um consenso ainda maior, relacionado ao importante papel desempenhado pelo grupo das arqueias metanogênicas do gênero *Methanosaeta sp* no processo de granulação (formação da trama microbiana que funciona como elemento estrutural na arquitetura do grânulo). Entretanto, não há um consenso sobre a presença destes microrganismos em condições sub-mesofílicas ou psicofílicas (condições abaixo do valor ótimo mesófilo para o grupo *Methanosaeta*). Por outro lado, O'Flaherty *et al.* (2006) relatam que mesmo em condições psicofílicas a predominância dos microrganismos psicofílicos não é um consenso e, na maioria dos casos ocorre a predominância de microrganismos mesofílicos, que apresentam tolerância as condições de baixa temperatura (psicrotolerantes).

McHugh *et al.* (2005), utilizando reatores EGSB (*Expanded Granular Sludge Bed*) demonstraram que mesmo em condições de baixas temperaturas e substrato pouco concentrado (10-14 °C e 1,0 gCOD.L⁻¹), o grupo de microrganismos do gênero *Methanosaeta* foi predominante. Por outro lado, os autores relatam que no caso do reator operado baixa temperatura, mas com elevada concentração de substrato (10-14 °C e 10,0 gCOD.L⁻¹), foi observado a sucessão do grupo *Methanosaeta* para os organismos hidrogenofílicos (*Methanomicrobiales sp.*) e, paralelamente, houve a queda na eficiência do sistema e a desintegração dos grânulos. Entretanto, após a estabilização do reator houve a resurgência das *Methanosaeta sp*, o que levou ao aumento na eficiência e à formação de grânulos a partir do lodo desintegrado. De acordo com os autores, tal fato comprovou o importante papel deste grupo de arqueias no fenômeno de granulação.

Liu e Tay (2002) relatam que a granulação não é um fenômeno restrito a algumas espécies de microrganismos acidogênicos (produtos de EPS) e metanogênicos (formadores da trama bacteriana), dependendo também das condições operacionais e da configuração do reator. Os mesmos autores destacam que os reatores com elevada relação altura-diâmetro, operados com altas velocidades ascensionais, podem criar uma interação adequada entre o fluxo líquido e os aglomerados microbianos para a granulação (movimentos circulares), uma vez que em 100 % dos relatos a granulação foi observada em reatores em forma de coluna (reatores EGSB, reatores IC, e reatores em escala piloto e de bancada).

O'Flaherty *et al.* (1997), avaliando o efeito da velocidade ascensional (0,01 m/h e 0,5 m/h) nas características de agregação do lodo em reatores UASB, observaram que apenas o reator alimentado com um mistura de AGV/etanol e operado com velocidade ascensional de 0,5 m/h apresentou a ocorrência da granulação. Assim, o estudo demonstrou que a velocidade ascensional desempenhou decisivo na ocorrência do fenômeno. No entanto, ressalta-se que esta velocidade (0,5 m/h) corresponde ao limite inferior utilizado em projetos de reatores UASB tratando efluente sanitário (usualmente 0,7 m/h), o que permite pensar que talvez as velocidades praticadas no caso de efluentes sanitários já estejam acima de um valor mínimo necessário.

Como na teoria da pressão seletiva não há nenhum impedimento para granulação do lodo com relação ao tipo de água residuária, esta teoria tem sido utilizada explicar o fenômeno de granulação para vários tipos de efluentes. Todavia, a impossibilidade de se operar reatores UASB com elevadas velocidades, sem que haja uma maior perda de sólidos no efluente, mesmo na presença do lodo granular, conduz a percepção de que a granulação no caso de efluentes sanitários (e para outros tipos de efluentes industriais com elevada fração de sólidos particulados) não seja tão vantajosa como no caso dos efluentes industriais solúveis (LETTINGA & HULSHOFF POL, 1991).

No entanto, estas informações ainda precisam ser investigadas, uma vez que a granulação do lodo pode trazer outros benefícios ao sistema, além do tratamento da fase líquida, como o próprio gerenciamento do lodo (lodo excedente com elevada concentração de sólidos possibilitando menores volumes de descarte; desidratabilidade do lodo granular).

No caso de reatores UASB tratando esgoto sanitário, as velocidades ascensionais usualmente praticadas (0,5-0,7 m/h) e a geometria dos reatores não possibilitam a ocorrência destas

condições hidrodinâmicas favoráveis. Assim, à operação com baixa velocidade ascensional conduz a formação de um lodo floculento, com maior expansibilidade e com menor atividade metanogênica específica (LEITÃO, 2005).

Apesar disso, comprovadamente, a granulação do lodo não é 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). No entanto, uma vez que a ocorrência do fenômeno granulação do lodo de reator UASB tratando efluente sanitário é incomum, não se pode dizer que não existam outras vantagens associadas à presença do lodo granular neste caso. Entre as possíveis vantagens do granular comparado a um lodo floculento, do ponto de vista da engenharia, podem-se relacionar:

- Os microrganismos se apresentam agrupados de forma compacta no reator, propiciando maior concentração da biomassa e maiores idades do lodo (GUIOT *et al.*, 1992; MCHUGH *et al.*, 2003);
- A não utilização de meio suporte inerte propicia um aproveitamento máximo do volume reacional do reator (GUIOT *et al.*, 1992; CHERNICHARO, 2007);
- A forma esférica dos grânulos propicia a máxima relação microrganismos/volume do reator (GUIOT *et al.*, 1992);
- O menor volume ocupado pelo lodo compacto e a forma esférica dos grânulos (obtendo-se a máxima relação microrganismo/volume do reator), podem possibilitar uma menor frequência de descarte de lodo, uma vez que a otimização do espaço disponibiliza um maior volume de estoque de lodo no reator;
- Os grânulos possuem excelentes propriedades de sedimentação e elevada atividade (LIU & TAY, 2002; HULSHOFF POL *et al.*, 2004);
- Associações sintróficos favorecem a degradação do substrato devido menor a distâncias entre os parceiros microbianos (produtores e consumidores) (BATSTONE *et al.* 2004);
- Melhoria da remoção de matéria orgânica, devido à melhor retenção de sólidos e a maior robustez às sobrecargas hidráulicas (LEITÃO, 2005);
- Resistência às cargas tóxicas (ar, toxinas, amônia, redução de pH), devido às camadas sobrepostas de biofilme, que protegem os microrganismos metanogênicos no interior do grânulo (JIA & SHI-YI, 1993)

Contudo, embora haja alguns consensos quanto ao fenômeno de granulação (presença de arqueias metanogênicas do gênero *Methanosaeta*, produção de EPS, condições hidrodinâmicas seletivas), o desenvolvimento de biogrânulos não é um fenômeno plenamente conhecido (HULSHOFF POL *et al.*, 2004). Na verdade, o conhecimento do fenômeno envolve uma combinação de aspectos de natureza física, físico-química, termodinâmica e microbiológica (HULSHOFF POL *et al.*, 2004; LIU *et al.*, 2004). Assim, a resposta para o enigma da granulação do lodo de reatores UASB tratando esgoto sanitário é algo que ainda precisa ser melhor investigado, tal como o próprio conhecimento do fenômeno de granulação.

5 METODOLOGIA GERAL

5.1 Aparato experimental

Os experimentos foram conduzidos em dois reatores anaeróbios de manta de lodo e fluxo ascendente, em escala piloto. Os reatores foram instalados e operados no Centro de Pesquisas e Treinamento em Saneamento CePTS – UFMG/COPASA, localizado na Estação de Tratamento de Esgotos do Arrudas, que recebe parte do esgoto gerado na região metropolitana de Belo Horizonte. Uma pequena fração do esgoto afluente à ETE-Arrudas é retirada para alimentar os reatores experimentais, após o esgoto bruto passar pelo tratamento preliminar composto de grades (com espaçamento de 100 e 10 mm) e caixa de areia. Os reatores experimentais foram caracterizados e denominados da seguinte forma:

- **Reator modificado UASB/DECB (R_{mod}):** reator piloto ($V = 343$ litros) com as mesmas características de volume e seção transversal que o reator controle (R_{conv}) (Tabela 1), todavia possuindo duplo estágio de coleta de biogás.

1º estágio de coleta de biogás: O primeiro estágio de coleta de biogás foi posicionado a 1000 mm do fundo do reator, e visa concentrar e direcionar o fluxo das três fases, a fim de propiciar melhores condições de mistura hidráulica no interior do coletor de 2º estágio, favorecendo a ocorrência dos mecanismos de degradação e/ou transporte hidráulico da espuma.

2º estágio de coleta de biogás: O segundo estágio de coleta de biogás assemelha-se a um separador trifásico convencional, porém possuindo orifícios que visam permitir a saída da espuma. Para tanto, o coletor de segundo estágio foi projetado com dois tubos concêntricos sobre a coifa. O tubo mais interno de menor dimensão (60 mm) é responsável por transferir o fluxo vindo do primeiro estágio de coleta de biogás até a camada de espuma. O tubo externo, de maior dimensão (100 mm), é dotado de 3 orifícios (50x100 mm) com a finalidade de permitir a saída física da espuma do separador trifásico para a zona de decantação, após a agitação promovida pela passagem do fluxo. Por outro lado, para avaliação do mecanismo de degradação da espuma, os orifícios foram fechados para impedir que espuma pudesse sair do separador.

- **Reator UASB convencional (R_{conv}):** o reator UASB em escala piloto ($V = 343$ litros) com as mesmas características de volume e seção transversal que o reator R_{mod} , todavia

possuindo apenas um estágio de coleta de biogás, tratando-se, portanto, de um reator UASB convencional.

As dimensões e todos os detalhes da configuração de ambos os reatores podem ser vistas na Figura 5.1. A tabela 5 apresenta uma síntese das dimensões principais.

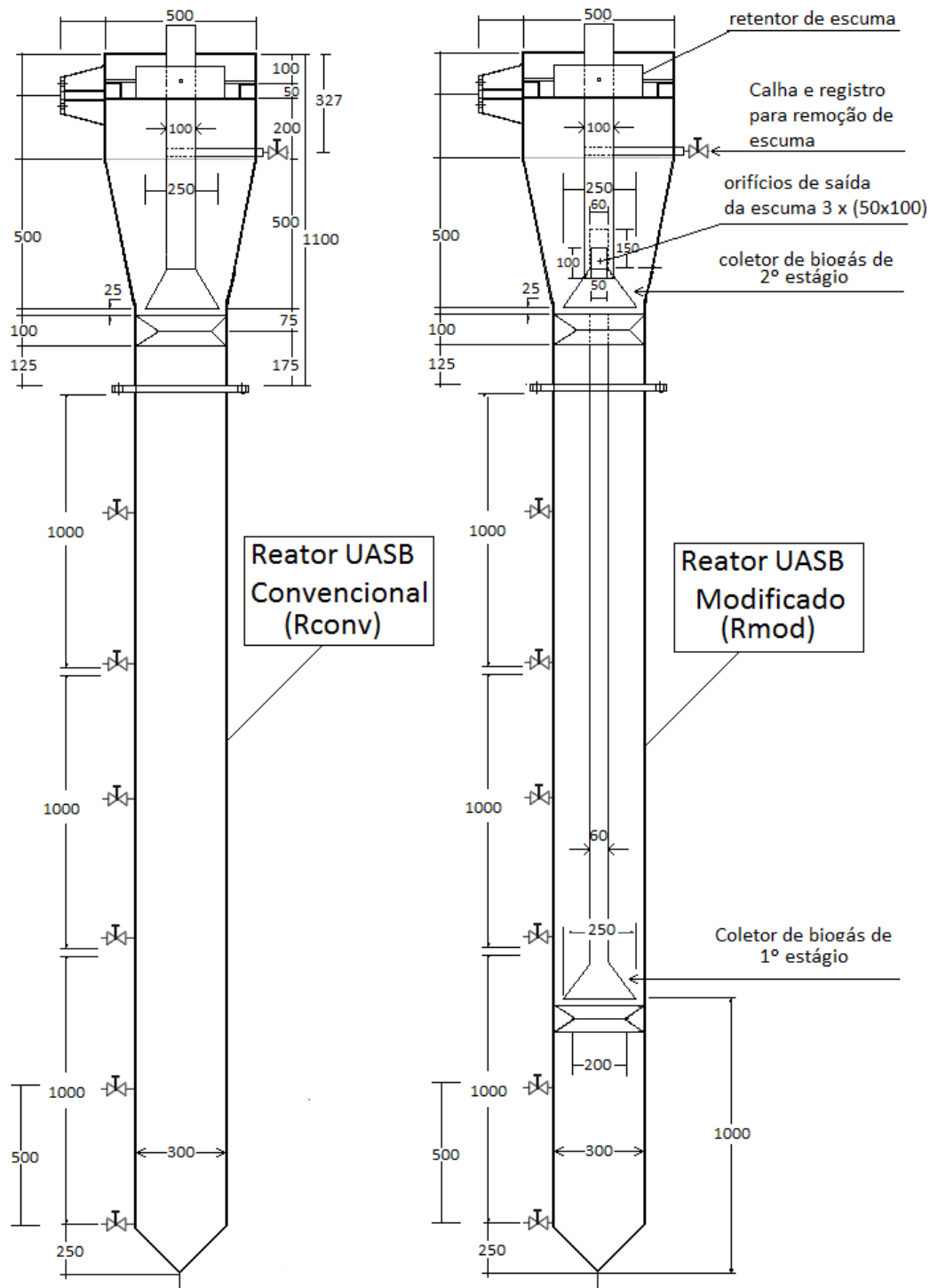


Figura 5.1 – Corte transversal dos reatores piloto (dimensões em milímetros).

Tabela 5.1 – Características dos reatores experimentais R_{mod} e R_{conv}

Característica	Reator R _{conv}			Reator R _{mod}		
	Zona de digestão	Zona de decantação	Total	Zona de digestão	Zona de decantação	Total
Material	Acrílico	Fibra de vidro	-	Polipropileno	Fibra de vidro	-
Diâmetro (m)	0,30	0,30-0,50	-	0,30	0,30-0,50	-
Altura (m)	3,00	1,00	4,00	3,00	1,00	4,00
Volume(L)	212	131	343	212	131	343

5.2 Pontos de amostragem e parâmetros de monitoramento

Os reatores operaram em regime de vazão constante em todos os experimentos realizados e sob condições variáveis de temperatura, concentração do substrato afluente, pH. Foram monitoradas as fases líquida (esgoto bruto e efluente dos reatores), sólida (lodo e espuma), e gasosa (biogás) de ambos os reatores, segundo os pontos amostrais representados na Figura 5.2:

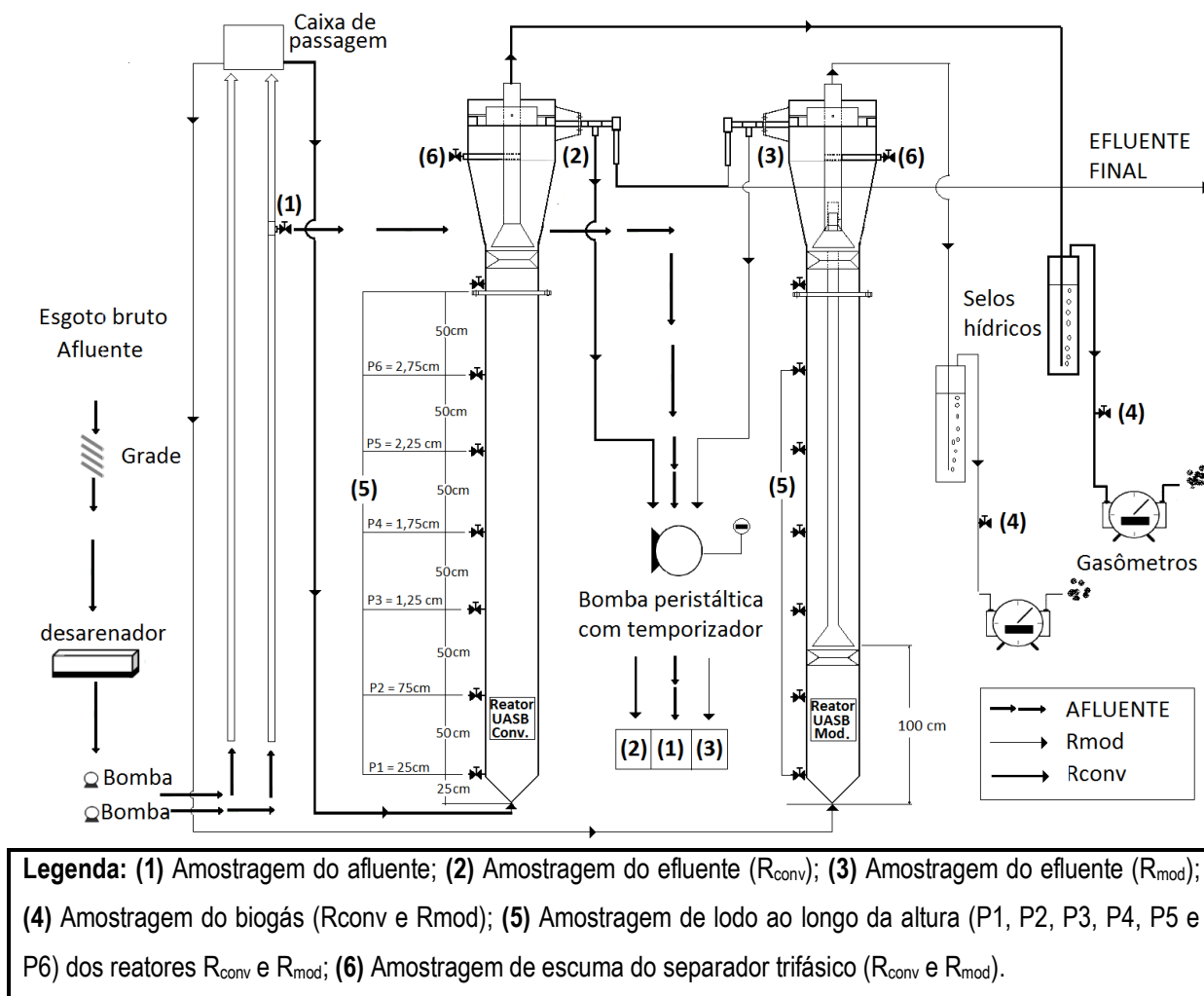


Figura 5.2 – Detalhamento dos pontos de amostragem nos reatores

A Tabela 5.2 apresenta um resumo de todos os parâmetros de análise para cada tipo de amostra, identificando em qual objetivo específico o mesmo foi monitorado.

Tabela 5.2 – Pontos de amostragem nos reatores piloto, com respectivos parâmetros de análise realizados em cada objetivo específico

Ponto de coleta	Identificação da Amostra	Parâmetro de Análise	Objetivo Específico
1	Esgoto bruto	DBO, DBOfil, DQO, DQOfil, SST, SSV, pH, T	2, 3, 4
2	Efluente Rconv	DBO, DBOfil, DQO, DQOfil, SST, SSV, pH, T	2, 3, 4
3	Efluente Rmod	DBO, DBOfil, DQO, DQOfil, SST, SSV, pH, T	2, 3, 4
4	Biogás (R _{conv} e R _{mod})	% CH ₄ gás	2, 3, 4
		ST, STV	2, 3, 4
		AGV, pH, Temperatura	5, 6
5	Lodo (R _{conv} e R _{mod})	Polímeros Extracelulares	5
		Granulometria	5
		Arqueias metanogênicas	6
		AME	6
6	Escuma (R _{conv} e R _{mod})	ST, STV, DQO	2, 3

5.2.1 Monitoramento da fase líquida

Para a fase líquida, foram coletadas amostras compostas de 24 h, por meio de uma bomba peristáltica acionada por um temporizador, a cada 1 h (Figura 5.2). As amostras foram acondicionadas em recipientes mantidos sob refrigeração a 4°C, até o momento da análise. Foram analisados, em média duas vezes por semana, os parâmetros DBO e DQO total, DBO e DQO filtrada, SST e SSV, do afluente e dos efluentes dos reatores, de acordo com os procedimentos do *Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater* (AWWA/APHA/WEF, 2005).

5.2.2 Monitoramento da produção de biogás e CH₄

O biogás produzido nos reatores foi medido por meio de gasômetros (Ritter[®]/0,5 L) instalados no aparato. A leitura do biogás produzido se deu para o período de 24 h e a produção de metano foi obtida a partir do teor de metano (% CH₄) no biogás, determinado por análises cromatográficas (Cromatógrafo/Perkin-Elmer[®]/Autosystem XL GC), em média, duas vezes por semana. A parcela da DQO convertida a metano (DQO-CH₄) foi obtida a partir do conhecimento da DQO de 1 mol CH₄ (64 g), que foi corrigida para temperatura do efluente e pressão atmosférica local média de 686 mmHg (INPE, 2011), considerando a escala científica de pressão (1 atm = 760 mmHg), segundo a Equação 5.1:

$$\frac{P_1 \times V_1}{T_1} = \frac{P_2 \times V_2}{T_2} \quad \text{Equação 5.1}$$

Onde:

P_1 , V_1 e T_1 , representam a pressão, o volume e a temperatura nas condições normais de temperatura e pressão ($P_1=1$ atm; $V_1=22,7$ L e $T_1 = 273$ °K) e P_2 , V_2 e T_2 representam as condições de campo (P_2 =pressão atmosférica local, $V_2 =$ o volume ocupado por 1 mol de gás para temperatura e pressão em campo, e T_2 a temperatura operacional o reator.

5.2.3 Monitoramento do lodo

O lodo foi coletado em seis pontos de amostragem instalados ao longo da altura dos reatores, espaçados a cada 50 cm. Os pontos de coleta (representados pelo número 5 na Figura 5.2) foram nomeados segundo sua distância em relação à entrada do afluente em 0,25 m (P1), 0,75 m (P2), 1,25 m (P3), 1,75 m (P4), 2,25 m (P5) e 2,75 m (P6). A caracterização geral do lodo em termos de STV e ST foi realizada segundo *Standard Methods of Examination of Water and Wastewater* (AWWA,APHA/WEF, 2005) e para a estimativa da DQO correspondente ao lodo, nos cálculos de balanços de massa, foi utilizado o fator de conversão de 1,48 gDQO/gSTV (VAN HAANDEL & LETTINGA, 1994). A idade média do lodo foi calculada segundo a Equação 5.2:

$$\theta_c = \frac{V_r \times X_r}{Q_e \times X_e + Q_d \times X_d} \quad \text{Equação 5.2}$$

Onde:

θ_c (dias)

$V_r =$ Volume do reator (m^3) ;

$X_r =$ Massa de STV no reator (g);

$Q_e =$ Vazão de efluente (m^3/d);

$X_e =$ Concentração média de SSV no efluente (g/m^3);

$Q_d =$ Vazão de lodo de descarte (m^3/d);

$X_d =$ Concentração média de STV no lodo de descarte (g/m^3).

As análises de AGV, granulometria, produção de polímeros extracelulares, arqueias metanogênicas e AME no lodo dos reatores (Tabela 5.2) estão descritas nos seus devidos capítulos de análise (item 5) nos itens metodologia específica.

5.2.4 Estudo Hidrodinâmico

O estudo hidrodinâmico foi realizado em ambos os reatores objetivando verificar se o fluxo preconizado no reator R_{mod} se estabelece de acordo com a hipótese 1 (Objetivo específico 1). Em síntese, foram feitas verificações do fluxo hidrodinâmico de cada reator utilizando traçadores radioativos (bromo) monitorados através de sondas dispostas ao longo da altura dos reatores. Os aspectos metodológicos e o estudo realizado são apresentados na íntegra no capítulo 6.

5.2.5 Análise estatística

Os testes estatísticos foram realizados utilizando-se o software Instat+ for Windows por ser um software livre de simples manipulação. De maneira geral foram aplicados os testes não paramétrico de T de Wilcoxon para dados pareados e U de Mann-Whitney para análise do grupo de dados, testando como hipótese nula (H_0) a igualdade dos dados observados nos dois reatores. O tipo de teste e o nível de significância (α) foram variáveis de acordo com o parâmetro de análise, de modo a evitar a ocorrência de erros do tipo I (aceitar a hipótese nula quando está é falsa) ou do tipo II (rejeitar a hipótese nula, quando esta é verdadeira).

6 AVALIAÇÃO DO COMPORTAMENTO HIDRODINÂMICO DO REATOR UASB COM DUPLO ESTÁGIO DE COLETA DE BIOGÁS (UASB/DECB)

6.1 Introdução

As condições hidrodinâmicas em reatores UASB representam a interação de parâmetros de projeto e operação, como vazão, TDH, velocidade ascensional, carga orgânica, temperatura e geometria do reator. No caso dos reatores UASB tratando esgoto sanitário, as condições hidrodinâmicas são caracterizadas por baixa velocidade ascensional, maiores tempos de detenção hidráulica, reduzida carga orgânica aplicada e reatores projetados com relação altura/diâmetro (dimensão principal) reduzida, quando comparado ao tratamento de efluentes industriais solúveis.

A velocidade ascensional tem importante papel no grau de mistura e no contato biomassa-esgoto, além de auxiliar no desprendimento das bolhas de gás das partículas de lodo (MAHAMOUD *et al.*, 2004). Nas condições de operação com baixa velocidade ascensional, a capacidade de transporte do esgoto se reduz, permitindo que os constituintes flotáveis se desprendam do movimento do líquido, e se acumulem nas superfícies líquidas do decantador e do separador trifásico dos reatores UASB, formando a camada de espuma.

Entretanto, elevadas velocidades ascensionais acarretam em maior arraste de sólidos do leito de lodo, o que também leva a um acúmulo ainda maior de espuma (SOUZA, 2006). Isso porque a contribuição advinda do lodo, neste caso, pode ser superior à própria contribuição dos constituintes da espuma advindos do esgoto bruto afluente (óleos, graxas, gorduras, cascas de alimentos, cabelo, entre outros). Além disso, a maior velocidade ascensional resulta na perda de sólidos no efluente e na queda de eficiência do sistema (MAHAMOUD *et al.*, 2004; HARIDAS *et al.*, 2005).

Peña *et al.* (2006) realizaram estudos hidrodinâmicos em reatores UASB em escala real, na Colômbia, e relataram que a região do interior do separador trifásico se comporta como uma zona estagnada do reator, especialmente em condições de aplicação de baixa carga hidráulica (baixa velocidade ascensional) e baixa produção de biogás, como é o caso do tratamento de esgoto sanitário. Tal comportamento favorece a acumulação e a solidificação da espuma no separador trifásico (VAN HAANDEL & LETTINGA, 1994).

Neste sentido, o presente capítulo avaliou o comportamento hidrodinâmico do reator modificado, objetivando verificar se o coletor de biogás de primeiro estágio propiciaria melhores condições de mistura no separador trifásico possibilitando o controle da espuma.

6.2 Metodologia

6.2.1 Aparato experimental

O aparato experimental constou de dois reatores UASB em escala piloto, denominados: reator R_{mod} (Reator UASB modificado - DECB) e reator R_{conv} (Reator UASB convencional) instalados no CePTS tratando esgoto sanitário bruto. A descrição completa (dimensões e princípios de funcionamento) e outros detalhes destes dois reatores foram apresentados no capítulo 5.

6.2.2 Descrição do fluxo idealizado no reator R_{mod}

A Figura 6.1 apresenta os detalhes do fluxo idealizado no reator R_{mod} , que após atravessar o leito de lodo segue em grande parte pelo interior do coletor de biogás de primeiro estágio, em razão da sua menor massa específica, devido à presença das bolhas de gás, formando um jato no interior do coletor de biogás de segundo estágio, propiciando mistura adequada, para que dois mecanismos de controle da espuma possam ocorrer: (i) a desagregação da camada ou (ii) degradação biológica. Externamente ao coletor de biogás de primeiro estágio o fluxo reduz-se em razão da sua maior massa específica, devido a menor presença das bolhas de gás... Este mecanismo é semelhante ao funcionamento observado na geração de reatores tipo *gas/air-lift* (NICOLELLA *et al.*, 2000, DRIESSEN & VEREIJKEN, 2003).

6.2.3 Descrição do fluxo no reator R_{mod} segundo cálculos hidráulicos teóricos

Para constatar a ocorrência do fluxo idealizado no item anterior, foram realizados cálculos hidráulicos de forma a quantificar o percentual do fluxo líquido que teoricamente percorreria a parte externa e interna do coletor de biogás de primeiro estágio, baseado no conceito da igualdade entre as perdas de carga na parte externa e interna ao coletor. Os cálculos desta avaliação encontram-se no anexo 14.

6.2.4 Realização dos testes

Os testes foram realizados pelo Centro de Desenvolvimento da Tecnologia Nuclear (CDTN) da Diretoria de Pesquisa e Desenvolvimento da Comissão Nacional de Energia Nuclear –

CNEN, localizado no Campus da UFMG. Os ensaios de estímulo-resposta tipo pulso foram realizados com os reatores sendo operados com vazão constante de 49 L/h e tempo de detenção hidráulica teórico de 7 h, utilizando-se o radioisótopo ^{82}Br como traçador. O tempo total de duração dos ensaios foi de 24 h, sendo superior ao recomendado na literatura de pelo menos durante três vezes o tempo de detenção hidráulica teórico (LEVENSPIEL, 2000). A detecção foi efetuada por cintiladores acoplados a um registrador (sondas), para medir a passagem do radioisótopo pelos reatores estudados. A Figura 6.1 apresenta detalhes do posicionamento das sondas de monitoramento do fluxo.

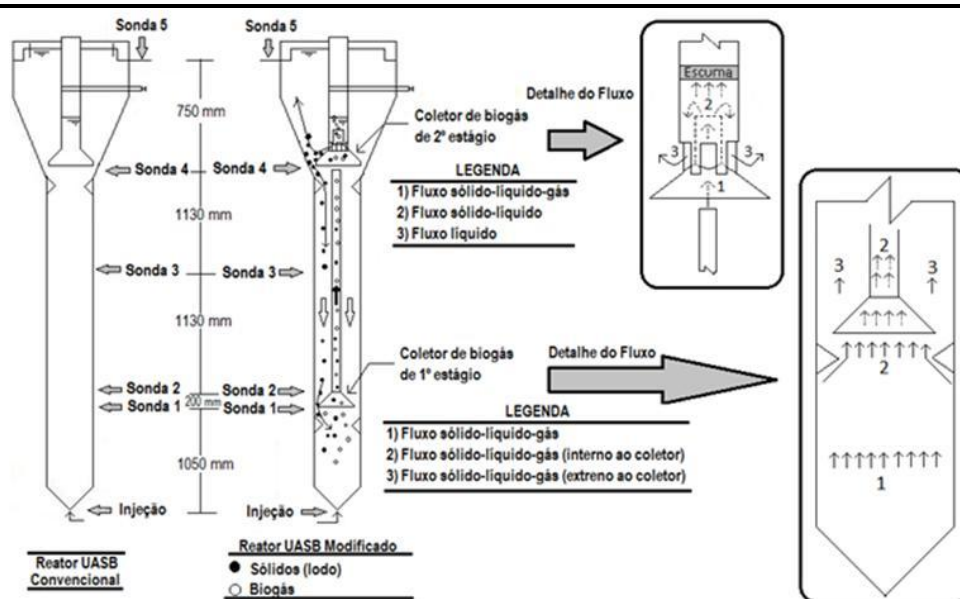


Figura 6.1 – Representação esquemática dos reatores piloto, com detalhes do fluxo idealizado no reator R_{mod} (UASB/DECB) e do posicionamento das sondas de monitoramento do traçador

6.2.4.1 Preparo do radioisótopo empregado como traçador

O traçador radioativo ^{82}Br foi produzido no Reator do CDTN/CNEN, por irradiação de 4 g de KBr na forma sólida, ou mais precisamente como quatro pastilhas obtidas pela prensagem do referido sal. Imediatamente antes da injeção a blindagem de transporte foi aberta, e as quatro pastilhas foram rapidamente retiradas com o auxílio de pinças e colocadas em dois balões de vidro localizados atrás de uma blindagem de tijolos de chumbo, sendo cada uma delas dissolvida em 10 ml de água. A alta solubilidade do KBr em água (347 g/ml a 20°C) garante uma rápida dissolução sem necessidade de agitação - a não ser ao final, para garantir a homogeneidade da solução.

6.2.4.2 Características da injeção e procedimentos de detecção

A injeção do traçador radioativo ^{82}Br foi realizada com uma atividade de 0,4 mCi no ponto de entrada do esgoto em cada sistema na forma de pulso. A técnica utilizada para determinação da curva de distribuição do tempo de residência (DTR) consistiu em marcar a fase líquida com um traçador radioativo que emite fótons aos cintiladores (sondas), que os converte a energia em energia luminosa. A detecção foi efetuada por 5 sondas dispostas ao longo da altura do reator (Figuras 6.2a a 6.2f), conectadas a um microcomputador, que registrava a passagem do radioisótopo nos reatores R_{mod} e R_{conv} . Uma sonda foi colocada na entrada dos reatores de modo a verificar a qualidade da injeção, verificando se a mesma foi realizada de maneira pontual (Figuras 6.2a e 6.2f).

FOTOS – TESTES HIDRODINÂMICOS

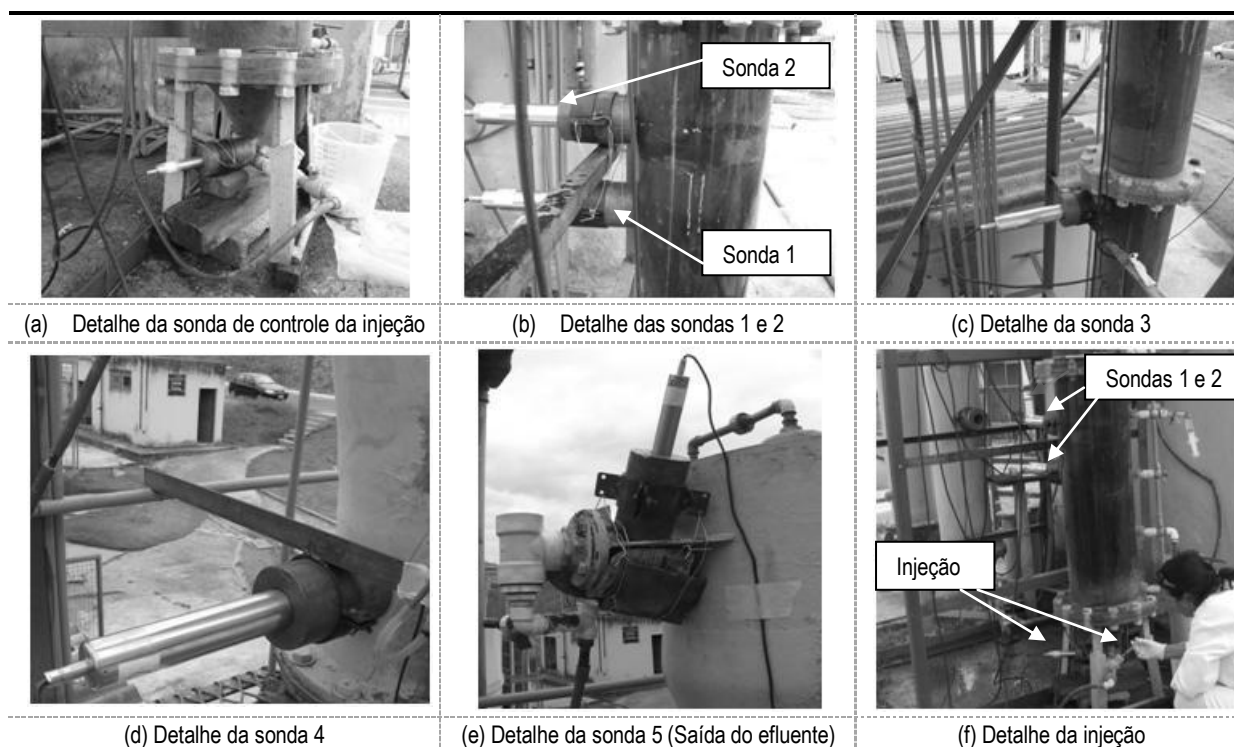


Figura 6.2 – Relatório fotográfico dos testes hidrodinâmicos com detalhes do posicionamento das sondas; (a) sonda de controle da injeção; (b) sondas 1 e 2; (c) sonda 3; (d) sonda 4; (e) sonda 5 (saída do efluente final); (f) aplicação do traçador

6.2.5 Metodologia para tratamento dos resultados

6.2.5.1 Obtenção das curvas de distribuição do tempo de residência (DTR)

As concentrações de bromo registradas pelas sondas nos reatores foram corrigidas quanto ao decaimento e background. Em seguida foi traçada a curva da distribuição do traçador (atividade) em função do tempo decorrido desde a sua injeção, e calculado o tempo de residência médio com o auxílio de um software desenvolvido no CDTN.

A distribuição do tempo de residência (DTR) foi obtida com base na equação 6.1. Já o número de dispersão “d” (Equação 6.5) foi obtido a partir das equações 6.2, 6.3 e 6.4 abaixo.

$$\bar{\tau} = \frac{\int_0^{\infty} t C(t) dt}{\int_0^{\infty} C(t) dt} \quad \text{Equação 6.1}$$

$$\sigma^2 = \frac{\int_0^{\infty} (t - \bar{\tau})^2 C(t) dt}{\int_0^{\infty} C(t) dt} - (\bar{\tau})^{-2} \quad \text{Equação 6.2}$$

$$\sigma_{\theta}^2 = \frac{\sigma^2}{\bar{\tau}} \quad \text{Equação 6.3}$$

$$\sigma_{\theta}^2 = \frac{\sigma^2}{\bar{\tau}} = 2 \times d - 2 \times d^2 \times (1 - e^{-d}) \quad \text{Equação 6.4}$$

$$d = \left(\frac{D}{\bar{u}L} \right) \quad \text{Equação 6.5}$$

Onde (Sistema MTL de unidades):

σ^2 : variância da curva contagem de radiação x tempo (T^2);

C: concentração do traçador ($M.L^{-3}$);

$\bar{\tau}$: tempo médio de residência (T).

\bar{u} : velocidade média de escoamento ($L.T^{-1}$)

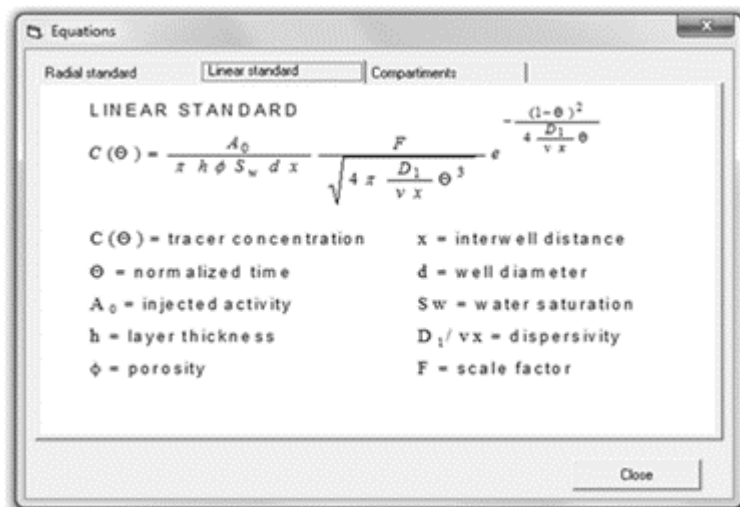
L: comprimento do reator (L)

D: coeficiente de dispersão axial ($L^2.T^{-1}$)

6.2.5.2 Uso do software ANDURIL

Os resultados de monitoramento realizado pelas 5 sondas dispostas ao longo da altura dos reatores foram tratados utilizando-se o software ANDURIL (MAGGIO, 2004) que tem capacidade de filtrar os dados experimentais, no caso de oscilações bruscas ou medições erráticas ou até mesmo extrapolá-los no caso de interrupção do teste antes da passagem de todo o traçador. O software faz a correção do background do decaimento radioativo e ajusta o modelo da advecção - dispersão à curva de distribuição de tempos de residência corrigida. Além disso, é possível escolher o modelo de dispersão que melhor se ajusta aos dados, quais sejam: dispersão radial ou longitudinal, e modelos de tanques em série. O software apresenta um gráfico mostrando os ajustes para o modelo de tanques de mistura completa em série e os

parâmetros estatísticos de cada situação. A Figura 6.3 apresenta a interface de trabalho do ANDURIL com a equação de cálculo para dispersão longitudinal adotado na presente tese.



The screenshot shows a window titled 'Equations' with three tabs: 'Radial standard', 'Linear standard' (selected), and 'Compartment'. The 'Linear standard' tab displays the following equation:

$$C(\Theta) = \frac{A_0}{x h \phi S_w d x} \frac{F}{\sqrt{4 x \frac{D_1}{v x} \Theta^3}} e^{-\frac{(1-\Theta)^2}{4 \frac{D_1}{v x} \Theta}}$$

Below the equation, the variables are defined:

C(Θ) = tracer concentration	x = interwell distance
Θ = normalized time	d = well diameter
A ₀ = injected activity	S _w = water saturation
h = layer thickness	D ₁ /vx = dispersivity
φ = porosity	F = scale factor

A 'Close' button is visible at the bottom right of the window.

Figura 6.3 – Interface de utilização do software ANDURIL – Janela de escolha do modelo de dispersão (Radial, axial ou tanques em série).

6.3 Resultados e discussão

6.3.1 Curvas de distribuição do tempo de residência (DTR)

As Figuras 6.4a a 6.4f apresentam as curvas de distribuição do tempo residência para as cinco sondas de monitoramento posicionadas ao longo da altura dos reatores R_{mod} e R_{conv} . Já a Tabela 6.1 apresenta um resumo dos parâmetros hidrodinâmicos dos testes estímulo-resposta do traçador radioativo.

Nas curvas de DTR é possível perceber que o formato assimétrico distancia-se das curvas gaussianas (ou de distribuição normal) que são adotadas em modelos de baixa dispersão longitudinal, ou fluxo em pistão (ou axial), indicando um regime mais similar à mistura completa. De acordo com Levenspiel (2000) quanto mais afastada do modelo de curva em forma de sino (sigmoidal), mais o fluxo se aproxima de um tanque de mistura completa.

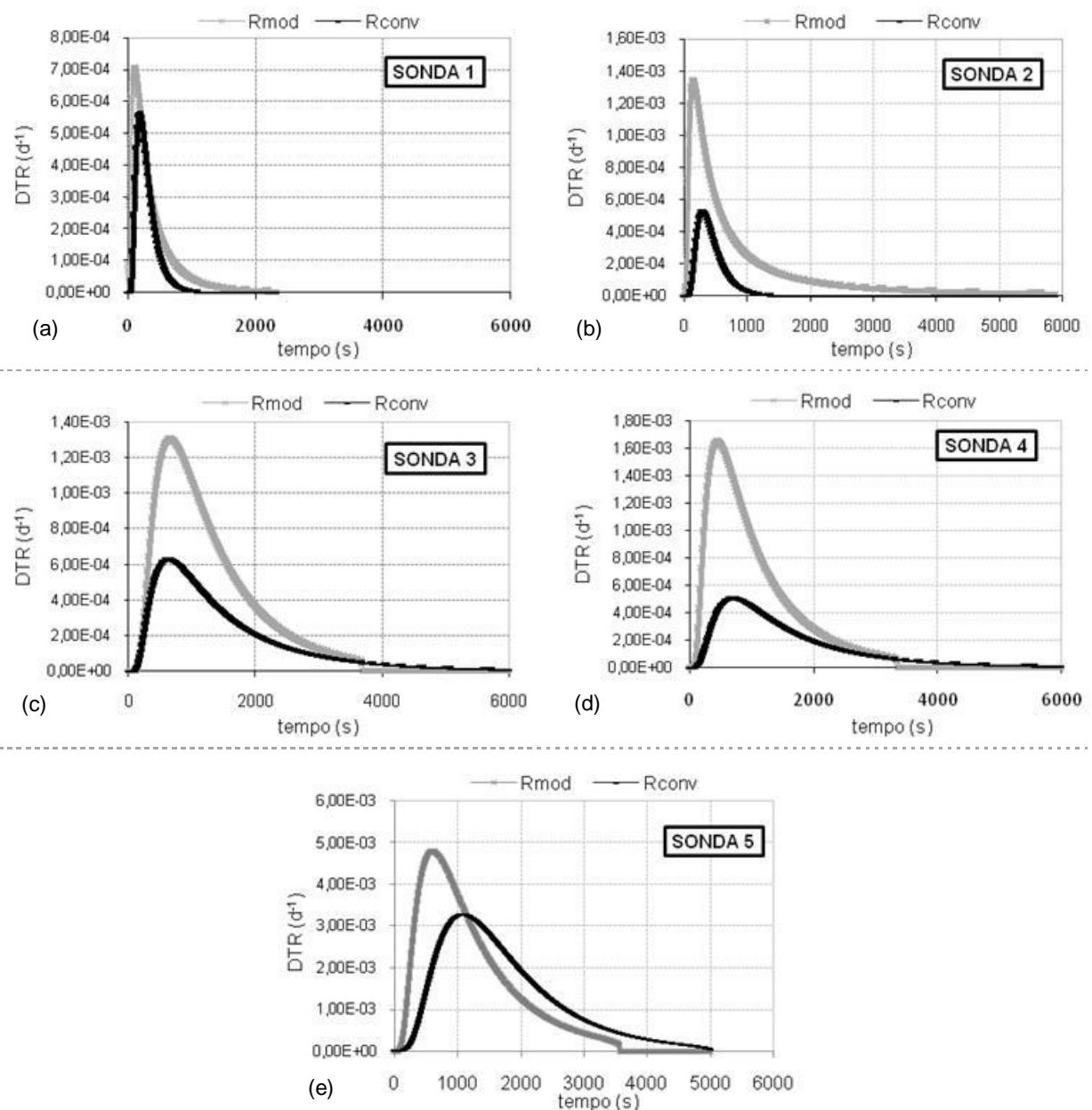


Figura 6.4 – Curvas de distribuição do tempo de residência (DTR) do esgoto nos reatores R_{mod} e R_{conv} para cada sonda de monitoramento: (a) Sonda 1; (b) Sonda 2; (c) Sonda 3; (d) Sonda 4; (e) Sonda 5;

Comparando-se as curvas de DTR dos dois reatores é possível perceber que a intensidade da mistura hidráulica no reator R_{mod} foi superior à observada no reator R_{conv} , uma vez que suas curvas são mais assimétricas em relação à curva de Gauss (sigmoidal). Quando se observa o comportamento do fluxo desde a entrada até a sonda 2, o reator R_{mod} aproximou-se muito mais do regime de mistura completa, o que confirma que a mistura na região imediatamente abaixo do coletor de biogás de 1º estágio é mais intensa. Tal fato pode ser observado também pelo maior número de dispersão no reator R_{mod} , tanto para sonda 1 quanto para sonda 2 (Tabela 6.1). Por outro lado, os maiores tempos de residência observados nas sondas 1 e 2

do reator R_{mod} podem ser explicados pelo efeito de confinamento provocado pelo coletor de biogás de primeiro estágio, que pode ter retardado a chegada do traçador devido às perdas de carga impostas pela redução da seção de escoamento.

Tabela 6.1 – Parâmetros hidrodinâmicos dos reatores R_{mod} e R_{conv}

Parâmetros medidos em relação à entrada	Rmod					Rconv				
	Sonda 1	Sonda 2	Sonda 3	Sonda 4	Sonda 5	Sonda 1	Sonda 2	Sonda 3	Sonda 4	Sonda 5
Posição da sonda (m)	1,05	1,25	2,39	3,70	4,00	1,05	1,25	2,39	3,70	4,00
Tempo de residência (h)	1,14	1,98	3,20	3,82	3,83	0,84	1,24	4,41	4,63	5,33
σ^2 (s ²)	0,96	3,42	4,837	4,11	4,82	0,28	0,78	9,73	9,35	7,14
Velocidade (m/h)	0,92	0,64	0,62	1,15	1,04	1,26	1,01	0,54	0,80	0,75
Dispersão	0,42	0,66	0,39	1,45	1,09	0,21	0,17	0,43	0,87	0,47
Soma dos erros	0,0040	0,0045	0,0018	0,0028	0,0021	0,0012	0,0008	0,0006	0,0006	0,0007

Para a curva registrada na sonda 3 (Figura 6.4c), observa-se que o tempo de chegada do traçador no reator R_{mod} (3,20 h) foi menor que ao observado no reator R_{conv} (4,41 h), o que pode ser explicado pelo aumento da velocidade do fluxo no interior do coletor de biogás de primeiro estágio. Na tabela 6.1, a velocidade de fluxo desde a entrada até a sonda 3 foi de 0,62 m/h no reator R_{mod} e 0,54 m/h. Esta análise é confirmada pela maior velocidade de fluxo e menor tempo de chegada (desde o ponto de injeção) na sonda 4 no reator R_{mod} (Figura 6.4d), respectivamente 1,45 m/h e 3,82 h, enquanto no reator R_{conv} foram mensurados valores de 0,87 m/h e 4,63 h, respectivamente. Por fim, analisando-se a sonda 5 (Figura 6.4e), correspondente ao ponto de saída, o tempo total de residência no reator R_{mod} foi de 3,83 h, e de 5,33 h no reator R_{conv} . É interessante notar que após ter chegado à sonda 4, o fluxo atingiu a sonda 5 praticamente no mesmo instante (apenas 18 segundos depois), o que pode ser explicado pela maior turbulência no interior do coletor de biogás de segundo estágio. Essa maior turbulência promoveria o desprendimento dos gases dissolvidos, especialmente o gás carbônico, após a passagem pelos orifícios de acesso ao decantador. No decantador, o desprendimento de gases teria efeito semelhante ao de um flutador, provocando a rápida chegada do traçador à saída do reator (sonda 5). Logicamente que esta hipótese precisa ser confirmada, mas a suposição do desprendimento do CO_2 deve-se a sua maior solubilidade em água, sendo seu desprendimento mais dependente na turbulência do que o CH_4 (SOUZA, 2010).

6.3.2 Modelamento das parcelas de fluxo no reator R_{mod}

A Figura 6.5 apresenta uma modelação do comportamento do reator R_{mod} , segregando-se as parcelas do fluxo que percorreram a parte externa e interna do coletor de biogás de primeiro estágio. Tal modelação foi feita por meio de interações numéricas utilizando-se o software ANDURIL, uma vez que as sondas de detecção do bromo fazem a leitura do traçador que percorreu tanto a parte interna quanto a parte externa, não sendo possível a separação.

Vale ressaltar que para se obter a diferenciação real, um segundo traçador (trítio) foi injetado na entrada do coletor de biogás de primeiro estágio (de modo a obter a curva de passagem do fluxo somente na parte interna), mas não houve sucesso, provavelmente devido à baixa atividade do mesmo no momento da injeção.. Assim a análise apresentada na Figura 6.5 representa uma simulação matemática realizada pelo software ANDURIL, que gerou as curvas de fluxo na parte interna e externa a partir da curva de saída (sonda 5).

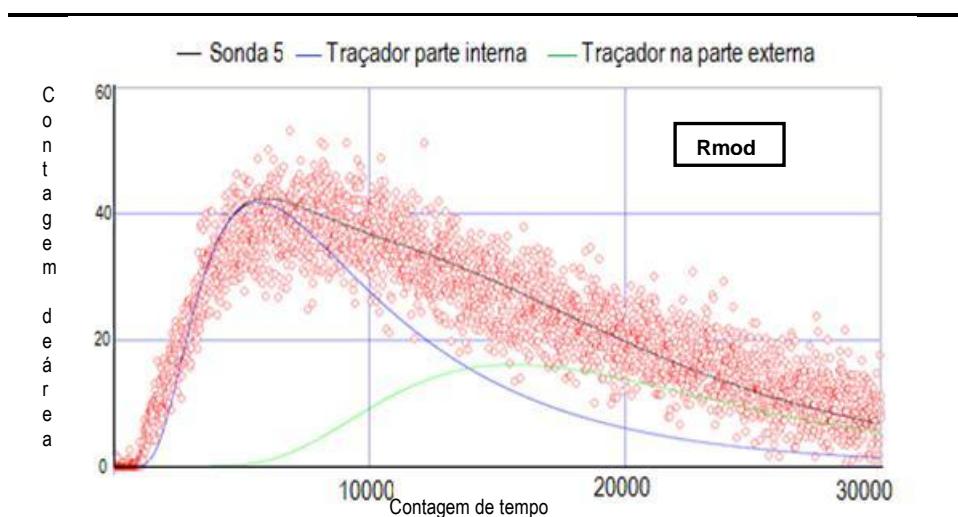


Figura 6.5 – Curvas de distribuição do tempo de residência no reator R_{mod} : fluxo pelo interior do coletor de biogás de 1º estágio na cor azul; fluxo externo ao coletor de biogás de 1º estágio na cor verde; e fluxo global medido na sonda 5 na cor preta.

A resposta desta análise revela que cerca de 30 % do fluxo percorreu a parte interna ao coletor de biogás de primeiro estágio, sendo representado pela curva na cor azul da Figura 6.5. Já na parte externa, o software revelou um percentual de fluxo correspondente a 70 % do total (curva verde). A curva de ajuste do fluxo global (em cor negra) representa o que foi registrado pela sonda 5, sendo a soma das áreas sob as curvas do fluxo interno e externo. Este percentual estimado de fluxo pela parte interna do coletor de 1º estágio é substancialmente superior (próximo de 8 vezes) ao calculado hidraulicamente, supondo o mesmo fator de atrito f (todas

as paredes cobertas por um mesmo tipo de biofilme), e a igualdade das perdas de carga entre as partes interna e externa (AZEVEDO NETO, 1991). Essa diferença confirma a ocorrência do fenômeno de *air-lift* no interior do coletor de 1º estágio, decorrente da dissolução do biogás na fase líquida e conseqüente redução da massa específica do líquido transportado ascensionalmente, e a formação de correntes de fluxo da parte externa para a parte interna. Os cálculos hidráulicos são apresentados no Anexo 1.

6.4 Conclusões

O fluxo no reator R_{mod} medido pelos testes hidrodinâmicos revelaram que o tempo médio de residência do líquido, ou tempo de detenção hidráulica real, foi apenas 3,83 h e 5,33 h. Estes resultados bem abaixo do valor teórico de 7 h indicam a presença de caminhos preferenciais em ambos os reatores que se deve provavelmente à presença do lodo na região da manta.

O menor tempo de residência no reator R_{mod} confirma a existência do efeito *air-lift* uma vez que o percentual de fluxo (30 %) pelo coletor de biogás de 1º estágio foi próximo de 8 vezes maior ao valor esperado pelos cálculos hidráulicos (4%). Assim, devido a este efeito, o fluxo na parte interna ao coletor de primeiro estágio foi substancialmente maior, o que explica o efetivo controle da espuma pelo transporte hidráulico e seleção do lodo granular, como será vistos nos capítulos seguintes. Tal fato, naturalmente conduziu a uma redução no tempo de residência neste reator comparado ao reator R_{conv} .

7 AVALIAÇÃO DOS MECANISMOS DE DEGRADAÇÃO ANAERÓBIA E TRANSPORTE HIDRÁULICO COMO MEDIDAS DE CONTROLE DA ACUMULAÇÃO DE ESCUMA NO SEPARADOR TRIFÁSICO DE REATOR UASB/DECB

7.1 Introdução

No que diz respeito à acumulação de espuma em reatores UASB tratando efluente sanitário, existem poucas informações sobre o assunto na literatura. A espuma é um subproduto sólido gerado durante o tratamento do esgoto e pode ser definida como a camada de materiais flutuantes que se desenvolve na superfície dos decantadores e do separador trifásico dos reatores UASB (SOUZA, 2006).

A falta de um adequado gerenciamento (frequência de descarte e correta disposição) e a inexistência de dispositivos eficientes para retirada/controlar a espuma no separador, têm feito com que a espuma se constitua em um dos principais problemas operacionais dos reatores UASB tratando esgoto sanitário (SATO *et al.*, 2006; CHERNICHARO *et al.*, 2009). Por esta razão, a espuma tem sido foco de recentes investigações, especialmente no Brasil (HALALSHEH *et al.*, 2005, VERSIANE, 2005; SOUZA *et al.*, 2006; RAMOS, 2008; PEREIRA *et al.*, 2007).

A revisão sobre o assunto revela que até o momento nenhuma solução eficiente para controlar a acumulação de espuma nos reatores foi desenvolvida, e a remoção periódica tem sido a única alternativa (CHERNICHARO *et al.*, 2009). Na maioria dos casos de reatores em escala plena a remoção de espuma do separador tem sido realizada de forma dispendiosa através de mangote de sucção e caminhão limpa-fossa (VAN LIER *et al.*, 2011). Uma alternativa, a esta operação é a instalação de calhas e tubulações para remoção fluido-estática da espuma, seja com a despressurização do separador (remoção hidrostática), seja com o aumento da pressão de gás (remoção pneumática).

Rosa *et al.* (2011) obtiveram sucesso na remoção hidrostática da espuma do separador trifásico de reatores UASB em escala plena, da ETE Laboreaux (População equivalente de 70.000 habitantes, localizada na cidade de Itabira/MG – Brasil), equipados com este dispositivo de remoção. Os autores observaram um percentual de espuma remanescente no

separador trifásico de 5 a 10% após a operação de descarte quando a linha de gás foi operada de modo a manter a camada de espuma abaixo da calha de coleta da mesma (3 cm).

Fato é que quanto menor for acumulação de espuma no separador, mais facilmente a mesma poderá ser removida, menor será a frequência das operações de descarte e menores serão os custos com seu gerenciamento. Neste sentido, objetivando uma contribuição para solução deste sério problema operacional, o reator UASB/DECB com duplo estágio de coleta de biogás (UASB/DECB) foi avaliado comparativamente à versão original do reator UASB, sob dois diferentes mecanismos de controle da espuma hipotetizados (Hipóteses 2 e 3) no presente trabalho, (i) transporte hidráulico e/ou (ii) degradação biológica.

7.2 Metodologia

7.2.1 Aparato experimental

O aparato experimental constou de dois reatores UASB em escala piloto, denominados: reator R_{mod} (Reator UASB modificado - DECB) e reator R_{conv} (Reator UASB convencional) instalados no CePTS tratando esgoto sanitário bruto. A descrição completa (dimensões e princípios de funcionamento) e outros detalhes destes dois reatores foram apresentados no capítulo 5.

7.2.2 Descrição dos mecanismos idealizados para o controle da espuma no reator R_{mod}

7.2.2.1 Controle da espuma pelo transporte hidráulico

Este mecanismo físico de controle da espuma no separador trifásico ocorre da seguinte forma (Figura 7.1): (1) o fluxo da mistura sólido-líquido-gás é captado pelo coletor de biogás de primeiro estágio, atingindo o interior do separador trifásico (ou coletor de biogás de segundo estágio) promovendo agitação da região de acumulação de espuma, que no caso do reator UASB convencional se comporta como uma zona estagnada (PEÑA *et al.*, 2006); (2) no coletor de biogás de segundo estágio (composto de tubos concêntricos), o fluxo passa primeiramente pelo tubo mais interno para atingir a camada de espuma (o biogás é liberado da fase líquida seguindo seu caminho natural); (3) após o contato com a espuma, o fluxo continuará seu percurso em direção ao decantador (região de decantação), passando pelo tubo mais externo, e transportando consigo a espuma, que passará a sair de forma paulatina no efluente final pelo decantador. Para avaliação deste efeito, os orifícios do coletor de biogás de segundo estágio operaram abertos, a fim de que toda espuma pudesse ser transportada do separador para o decantador.

7.2.2.2 Controle da espuma pela degradação biológica anaeróbia no próprio reator (separador)

Neste mecanismo biológico de controle da espuma, o fluxo da mistura sólido-líquido-gás é inicialmente captado (concentrado) pelo coletor de biogás de primeiro estágio, com o objetivo de propiciar agitação na região de acumulação de espuma (interior do coletor de biogás de segundo estágio) e o melhor contato biomassa-espuma, que não ocorre no caso de um reator UASB convencional. Isso porque o lodo permanece no fundo do reator, separado da espuma que se encontra na parte superior do reator, impossibilitando sua degradação no próprio reator. Para avaliação deste efeito, os orifícios do coletor de biogás de segundo estágio foram fechados, a fim de que toda espuma se acumulasse no separador (como no caso do reator UASB convencional). Desta forma, a degradação biológica seria observada por meio da comparação entre as massas de sólidos acumulados na espuma do separador de cada reator. Vale ressaltar que, como a parcela da carga de DQO removida correspondente à espuma é muito baixa, a avaliação da biodegradação da espuma por meio da produção de metano é dificultada.

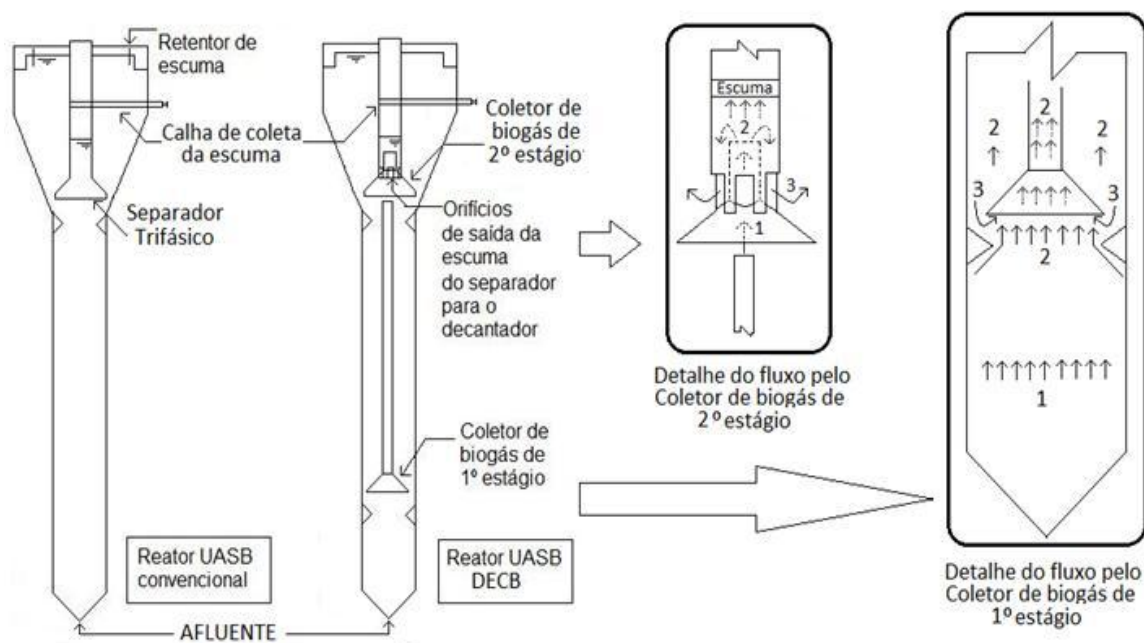


Figura 7.1 – Representação esquemática dos reatores piloto, com detalhes do fluxo idealizado no reator R_{mod} (UASB/DEC/B)

7.2.3 Fases operacionais

A ocorrência dos dois mecanismos de acumulação de espuma no reator R_{mod} foi avaliada para três situações distintas, denominadas fases 1, 2 e 3, e resumidas na Tabela 7.1. Nas fases 1 e 2, foi avaliada a ocorrência do controle da espuma pelo transporte hidráulico, operando o reator R_{mod} com orifícios abertos para o decantador, para duas diferentes condições operacionais (TDH de 7 e 5 horas). Na fase 3 (TDH de 7 h) foi avaliado o mecanismo de biodegradação operando o reator R_{mod} com orifícios fechados para o decantador. Maiores detalhes das condições operacionais de cada fase são descritas abaixo:

Fase 1: na fase 1, os reatores foram comparados nas condições operacionais normais de reatores UASB tratando efluentes sanitários em escala plena (TDH de 7 horas e velocidade ascensional de 0,7 m/h). O lodo já se apresentava bem adaptado às condições operacionais dos reatores (reatores em operação há mais de 3 anos sob estas condições), sendo descartado freqüentemente em intervalos de 30 a 60 dias. Nesta etapa o desempenho do reator R_{mod} no controle da espuma foi avaliado com os orifícios de saída da espuma do separador abertos, permitindo que a espuma desagregada saísse para o compartimento de decantação e no efluente final.

Fase 2: a fase 2 difere da fase 1 apenas pelo TDH (5 horas) e a maior velocidade ascensional empregados. Nesta fase, o monitoramento teve início 3 meses após mudança no TDH (de 7 para 5 horas), permitindo que o desempenho dos reatores fosse avaliado em regime estável. Tal como na fase 1, nesta etapa, o desempenho do reator R_{mod} foi avaliado com os orifícios de saída da espuma abertos e uma freqüência de descarte de lodo de 30 a 60 dias. O principal objetivo desta fase era verificar se o controle da espuma seria ainda mais efetivo, quando maiores velocidades de fluxo fossem empregadas (o que seria mais uma confirmação da ocorrência do mecanismo físico de transporte hidráulico) ou, se haveria um maior acúmulo da mesma no separador, em razão da maior quantidade de lodo que é arrastado pela maior velocidade ascensional, como ocorre no caso de um reator UASB convencional (SOUZA, 2006).

Fase 3: A fase 3 difere da fase 1 apenas pela configuração do coletor de biogás de segundo estágio do reator R_{mod} , que funcionou com os orifícios de saída da espuma do separador fechados, portanto, não permitindo que a espuma desagregada saísse para o compartimento de

decantação. Desta forma toda a espuma estaria disponível para degradação pelos microrganismos elevados do leito de lodo.

Tabela 7.1 – Características operacionais dos reatores em cada fase

Fases	Duração (d)	TDH (h)	Vazão (L/h)	V _{ascensional} (m/h)	COV (kgDQO/m ³ .d)	pH*			Temperatura*		
						EB	R _{mod}	R _{conv}	EB	R _{mod}	R _{conv}
Fase 1	148	7	49	0,70	1,6	7,22	6,67	6,80	22,6	21,5	21,0
Fase 2	139	5	69	0,95	2,0	7,14	6,87	6,83	26,4	25,6	24,8
Fase 3	185	7	49	0,70	1,6	7,10	6,81	6,78	26,3	23,8	24,3

*Parâmetro medido em campo, entre 9 – 11 h (representa o valor médio para toda a fase).

7.2.4 Monitoramento de espuma

7.2.4.1 Coleta e amostragem

Em cada fase operacional a espuma foi coletada 3 vezes, no mesmo momento em que se realizava o descarte de lodo, de modo que não houvesse interferência do mesmo na acumulação de espuma. A Tabela 7.2 apresenta um resumo das operações de coleta da espuma, incluindo o dia operacional de realização da coleta e o correspondente tempo de acumulação da espuma

Tabela 7.2 – Dia operacional de coleta da espuma e tempo de acumulação em cada fase operacional

Fases	Dia operacional da coleta de espuma			Tempo de acumulação da espuma (d)			Configuração do reator			
	1º coleta	2º coleta	3º coleta	1º coleta	2º coleta	3º coleta	Orifícios no separador trifásico		Presença de retentor de espuma	
							R _{mod}	R _{conv}	R _{mod}	R _{conv}
Fase 1	64	106	148	64	42	42	Sim	-	Não	Sim
Fase 2	34	86	139	34	52	52	Sim	-	Sim	Sim
Fase 3	59	129	185	59	69	55	Não	-	Sim	Sim

7.2.4.2 Espuma do separador trifásico

As espumas foram coletadas do interior do separador trifásico dos reatores através de uma calha posicionada no interior do separador (Figura 7.1). Para garantir a retirada de toda espuma, cada vez que o nível de esgoto atingia o nível da calha, o reator era completado com água, e novamente abria-se o registro de remoção da espuma. Esse procedimento era repetido para garantir a lavagem do separador e a completa remoção da espuma do separador, até que nenhuma quantidade significativa de espuma fosse retirada. A espuma do separador trifásico era coletada em baldes e posteriormente concentrada com auxílio de uma peneira (0,7 mm), para separar o material flutuante e medir o volume

7.2.4.3 Escuma do decantador

A acumulação de espuma no decantador depende do tipo de dispositivo de coleta o efluente final e/ou a presença de retentores de espuma. Como a saída paulatina da espuma causa impactos insignificantes (< 1%) na qualidade do efluente final (VAN HAANDEL & LETTINGA, 1994, SOUZA, 2006), o objetivo inicial era permitir que toda espuma produzida no R_{mod} (separador + decantador) fosse liberada com o efluente. Assim, na fase 1, o mesmo operou sem retentores de espuma no decantador, enquanto o reator R_{conv} operou com retentores. Desta forma, a espuma do decantador foi monitorada apenas no reator R_{conv} . Nas fases 2 e 3, objetivando atender estudos paralelos ao presente trabalho (avaliar a oxidação de sulfeto pela camada de espuma e a oxidação biológica do metano) foi colocado o retentor de espuma no reator R_{mod} , que operou com o mesmo nestas duas fases. A espuma do decantador foi coletada em cada reator diretamente com a peneira de 0,7 mm.

7.2.4.4 Parâmetros de monitoramento

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, a fim de se homogeneizá-las para permitir a realização das análises laboratoriais. A espuma foi caracterizada em termos de ST, STV, DQO e volume acumulado retido na peneira. Com base nestas informações, foram calculados os coeficientes de acumulação de espuma (Y_{escuma}) em gST/kgDQOaplicada, segundo a Equação 7.1:

$$Y_{escuma} = \frac{(ST * V/t)}{DQO_{aplicada}} \quad \text{Equação 7.1}$$

Y_{escuma} = coeficiente de produção de espuma (gST/kgDQO_{aplicada})

ST = concentração de sólidos totais da espuma (g/L)

V = volume de espuma coletada e concentrada (L)

t = tempo de acumulação da espuma (d)

DQO = carga de DQO aplicada (kgDQO_{aplicada}/d.)

7.2.5 **Análise estatística dos dados**

Para avaliação comparativa dos dados empregou-se o teste não-paramétrico de Mann-Whitney, apropriado para verificação se dois grupos de dados provém de um mesmo conjunto e cuja distribuição dos dados é desconhecida. Considerou-se como mais adequado um nível de significância $\alpha = 10 \%$ (em razão no menor número de dados adotou-se um nível de

significância mais elevado) e como hipótese nula foi testada a igualdade do grupo de dados observados nos dois reatores para as quantidades de espuma acumulada (Ver ANEXO 2).

7.3 Resultados e discussão

7.3.1 Caracterização qualitativa da espuma

A Tabela 7.3 apresenta os resultados das concentrações dos parâmetros de caracterização físico-química das espumas acumuladas nos reatores R_{mod} e R_{conv} . Em geral, as variações dos parâmetros devem-se à maior ou menor facilidade de remoção da espuma do separador, e conseqüentemente da quantidade de água adicionada para retirada de toda espuma do separador. Assim, os dados correspondentes às espumas acumuladas no separador não são passíveis de comparação uma vez que a concentração real da espuma foi alterada e os volumes de água utilizados na lavagem do separador não foram medidos. As Figuras 7.2 e 7.3 ilustram um comparativo visual da espuma acumulada no separador de cada reator (Fase 1).

Tabela 7.3 – Concentrações médias dos parâmetros físico-químicos das espumas (separador trifásico e decantador) dos reatores para cada fase operacional

Fase	Reator	Separador trifásico					Decantador				
		Volume (mL)	DQO (g/L)	ST (g/L)	STV (g/L)	STV/ST (%)	Volume (mL)	DQO (g/L)	ST (g/L)	STV (g/L)	STV/ST (%)
1	Rmod	150	26	30,4	14,0	46	-	-	-	-	-
		1300	96	49,0	33,4	67	-	-	-	-	-
		250	46	46,7	37,1	79	-	-	-	-	-
	Rconv	900	46	41,0	27,2	66	-	-	-	-	-
		250	67	28,0	19,6	68	-	-	-	-	-
		1900	17	20,2	14,7	72	-	-	-	-	-
2	Rmod	50	63	55,1	28,0	51	400	112	77,9	25	32
		200	84	54,0	19,9	37	1200	191	146,4	60,8	42
		100	66	51,6	27,6	54	1200	147	114,2	39,7	35
	Rconv	1500	52	45,2	19,5	43	50	86	268,3	235,0	88
		1250	72	49,6	19,8	40	150	172	114,2	43,9	38
		1400	63	49,3	24,4	40	200	136	100,1	56,3	56
3	Rmod	390	104	59,4	47,6	80	90	84	43,8	30,9	71
		1080	81	47,5	35,5	75	90	83	50,9	34,8	68
		250	104	63,0	52,0	83	150	88	48,7	35,9	74
	Rconv	600	67	38,7	26,5	68	50	92	62,8	43,3	69
		1820	78	41,7	30,1	72	50	115	71,8	54,2	76
		300	99	54,3	38,5	71	60	94	67,1	44,3	66

Por outro lado, como não houve adição de água na remoção de espuma do decantador, as concentrações da mesma não sofreram tal interferência. Em relação aos dados da Tabela 7.2, para espuma do decantador, em especial na fase 2, pode-se observar que o volume de espuma no reator R_{mod} foi bastante elevada, o que indica que a espuma que não se acumulou no separador pode ter contribuído para maior acumulação no decantador.



Figura 7.2 – Espuma acumulada no separador trifásico do reator R_{conv} . Grande quantidade de material coletado retido na peneira



Figura 7.3 – Espuma acumulada no separador trifásico do reator R_{mod} . Pequena quantidade de material acumulado retido na peneira.

As Figuras 7.4 e 7.5 ilustram o aspecto visual das espumas acumuladas nos decantadores dos reatores R_{mod} e R_{conv} (Fase 2). Ainda com relação a espuma acumulada no decantador, no caso do reator R_{conv} , a mesma apresentou coloração esverdeada com baixa quantidade de material acumulado, em todas as coletas realizadas nas fases 1, 2 e 3, devido à cobertura em tampa de acrílico transparente. A espuma do decantador do reator R_{mod} , com tampa em cor negra, apresentou-se mais espessa com elevada consistência, com coloração marrom e coberta por uma camada branca, mas apenas na fase 2 (Figura 7.5). Esta camada branca superficial de cerca de 1-3 mm pode ter decorrido da formação de enxofre elementar (S^0) produzido pela ação de microrganismos oxidadores de sulfeto presentes na espuma (SOUZA *et al.*, 2006; GARCIA, 2009; GLÓRIA, 2009). Na fase 3 do Reator R_{mod} , a espuma também apresentou coloração esverdeada devido à retirada da tampa de cobertura do decantador e à baixa quantidade acumulada.

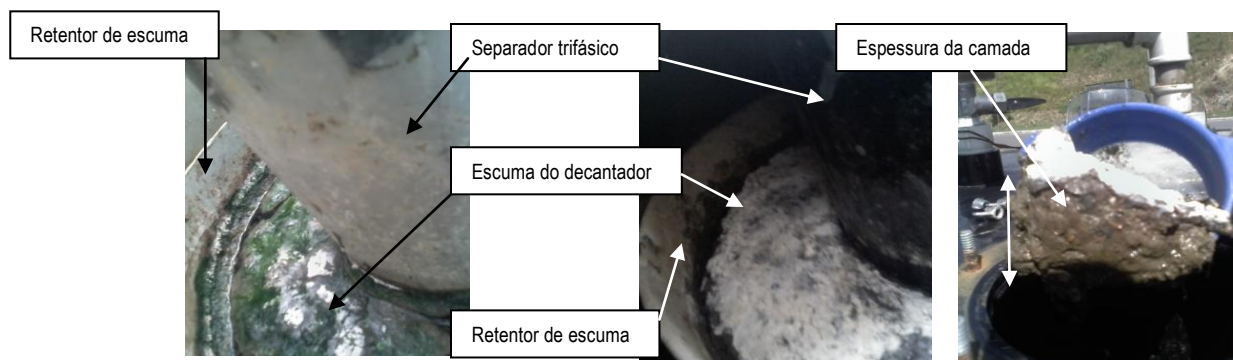


Figura 7.4 – Espuma acumulada na superfície do decantador do reator R_{conv} . Pequena quantidade de material acumulado.

Figura 7.5 – Espuma acumulada na superfície do decantador do reator R_{mod} . Grande quantidade de material acumulado.

Ainda com relação a espuma acumulada no decantador, no caso do reator R_{conv} , a mesma apresentou coloração esverdeada com baixa quantidade de material acumulado, em todas as coletas realizadas nas fases 1, 2 e 3, devido à cobertura em tampa de acrílico transparente. A espuma do decantador do reator R_{mod} , com tampa em cor negra, apresentou-se mais espessa com elevada consistência, com coloração marrom e coberta por uma camada branca, mas apenas na fase 2 (Figura 7.5). Esta camada branca superficial de cerca de 1-3 mm pode ter decorrido da formação de enxofre elementar (S^0) produzido pela ação de microrganismos oxidadores de sulfeto presentes na espuma (SOUZA *et al.*, 2006; GARCIA, 2009; GLÓRIA, 2009). Na fase 3 do Reator R_{mod} , a espuma também apresentou coloração esverdeada devido à retirada da tampa de cobertura do decantador e à baixa quantidade acumulada.

7.3.2 Avaliação do controle da espuma no separador trifásico

As Figuras 7.6 a 7.8 apresentam os resultados de massa de espuma acumuladas nos dois reatores em termos de massa de ST, STV e DQO. Nas Figuras 7.6a, 7.6b e 7.6c é possível observar que as massas de espuma acumuladas no reator R_{mod} foram sempre muito inferiores às do reator R_{conv} . Em termos medianos, a massa acumulada no reator R_{mod} foi de 7,0 gST, 4,8 gSTV e 11,5 gDQO, enquanto no reator R_{conv} estes valores foram de 38,3 gST, 27,9 gSTV e 40,5 gDQO. Considerando a redução percentual na acumulação de espuma no reator R_{mod} em relação ao reator R_{conv} , o primeiro apresentou uma acumulação inferior ao segundo de cerca de 70 – 89 % para ST, 67 – 91 % para STV e 65 – 90 % para DQO (Figuras 7.6d, 7.6e e 7.6f). Os resultados de massa de ST, STV e DQO, quando comparados sob a aplicação do teste não-paramétrico de Mann-Whitney ($\alpha = 10\%$), relevam que há diferença significativa entre os dados dos dois reatores. Assim, conclui-se que o reator R_{mod} foi muito efetivo no controle da espuma nas condições de operação da fase 1.

A análise das massas acumuladas na fase 2, observada nos gráficos das Figuras 7.7a, 7.7b e 7.7c, revelam que o reator R_{mod} manteve seu bom desempenho mesmo quando submetido às maiores velocidades ascensionais. Pode-se verificar que esta última não trouxe prejuízos a acumulação de espuma no separador trifásico, que poderia advir do maior arraste de lodo (PAGILLA *et al.*, 1997, YODA & NISHIMURA, 1997, MAHAMOUD *et al.*, 2004; HALALSHEH *et al.*, 2005, SOUZA, 2006).

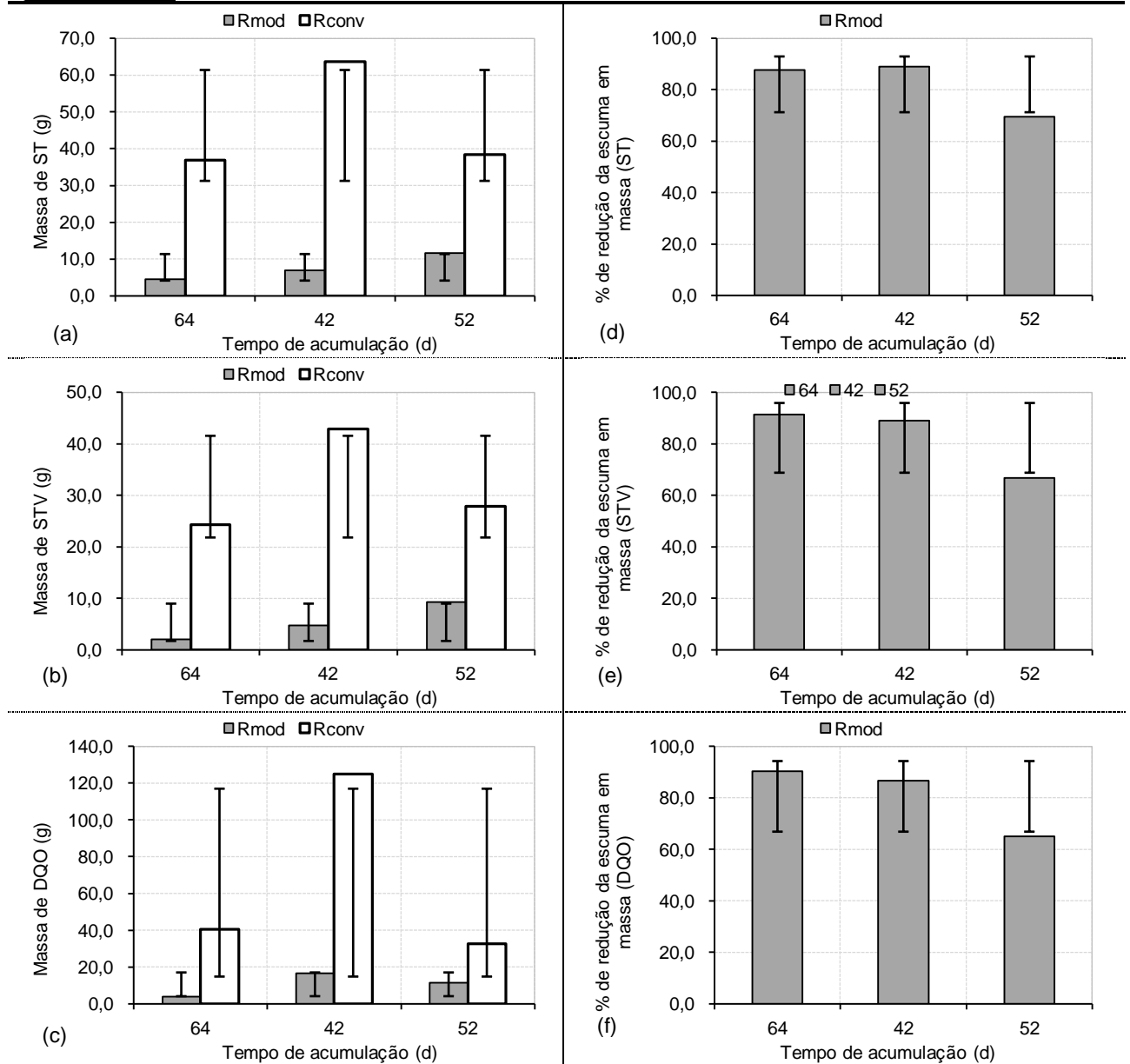


Figura 7.6 – Massa de espuma acumulada nos reatores: ST (a), STV (b) e DQO (c); % de redução da massa de espuma acumulada no reator R_{mod} em relação ao reator R_{conv} : ST (d), STV (e) e DQO (f) – FASE 1.

Embora os dados não permitam uma clara conclusão sobre o efeito do aumento na velocidade ascensional, é possível que a mesma tenha desempenhado um papel ainda mais positivo no controle da espuma no separador no caso do reator R_{mod} . Isso porque os valores medianos das massas acumuladas no reator R_{conv} foram superiores às apresentadas na fase 1 (indicando que deve ter havido uma maior contribuição por parte do lodo arrastado pelo fluxo), enquanto que no reator R_{mod} ocorreu exatamente o contrário. No caso deste último, os resultados sugerem que o lodo arrastado pelo fluxo não acumulou no separador, corroborando a ocorrência do transporte hidráulico da espuma do separador para o decantador. Os valores

medianos das massas acumuladas foram de 5,16 gST, 2,76 gSTV e 6,60 gDQO no reator R_{mod} e 67,80 gST, 29,25 gSTV e 90,00 gDQO no reator R_{conv} . Com relação ao percentual em massa de espuma acumulada o reator R_{mod} apresentou percentuais de redução em massa variando entre 83 – 96 % para ST, 84 – 95 % para STV e 81 – 96 % para DQO.

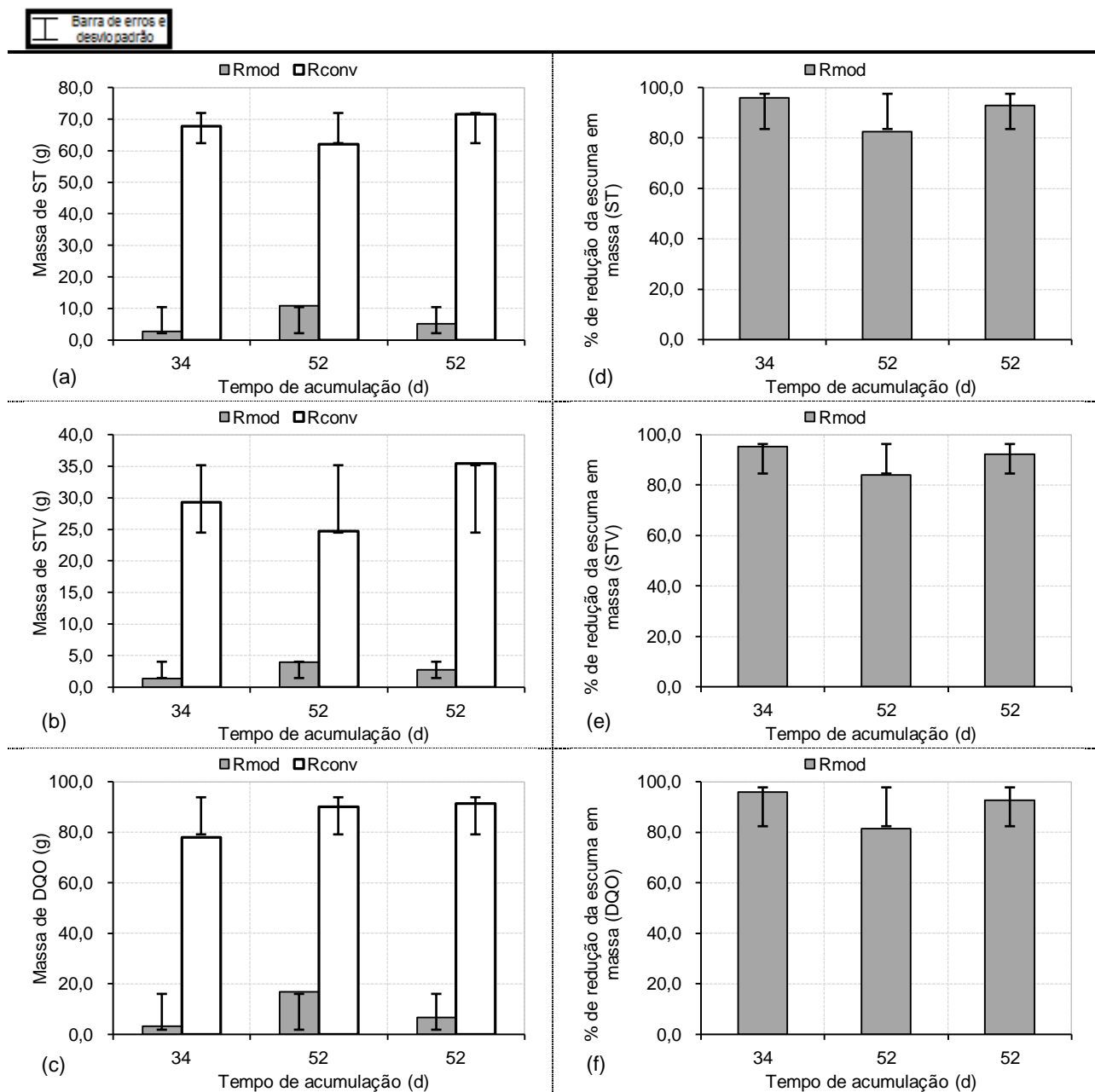


Figura 7.7 – Massa de espuma acumulada nos reatores: ST (a), STV (b) e DQO (c); % de redução da massa de espuma acumulada no reator R_{mod} em relação ao reator R_{conv} : ST (d), STV (e) e DQO (f) – FASE 2.

Tal como na fase 1, os resultados de massa de ST, STV e DQO comparados segundo o teste não-paramétrico de Mann-Whitney ($\alpha = 10\%$), relevam que há diferença significativa entre

os dados dos dois reatores. Assim, conclui-se que o reator R_{mod} também foi mais efetivo no controle da espuma nas condições de operação da fase 2.

Na fase 3, os orifícios de comunicação do interior do separador trifásico com a região de decantação (que permitiram a saída física da espuma nas fases 1 e 3, impedindo sua acumulação no coletor de biogás de segundo estágio do reator R_{mod}) foram fechados para verificação do mecanismo de degradação biológica da espuma. Este mecanismo de controle da espuma é ainda mais desejável, uma vez que possibilitaria que a mesma fosse tratada no próprio volume do reator, reduzindo os gastos com remoção, tratamento e disposição final.

Os resultados apresentados nas Figuras 7.8a a 7.8f indicam que o fechamento dos orifícios não foi benéfico ao controle da espuma no separador. Os resultados de massa (Figuras 7.8a, 7.8b e 7.8c) em termos medianos foram de 23,18 gST, 18,58 gSTV e 40,55 gDQO no reator R_{mod} e de 23,21 gST, 15,88 gSTV e 40,43 gDQO no reator R_{conv} . Com relação redução percentual das massas de ST, STV e DQO, os valores negativos indicam que a massa foi superior no reator R_{mod} em relação ao reator R_{conv} . A aplicação dos testes não paramétricos confirma a hipótese de que não há diferença significativa entre as massas de espuma acumuladas os dois reatores nas condições operacionais da fase 3 (reator R_{mod} operado com orifícios fechados). Assim, conclui-se que, embora a espuma seja passível de tratamento, devido à sua biodegradabilidade anaeróbia (SOUZA, 2006), o mecanismo de controle pela degradação parece não ter ocorrido.

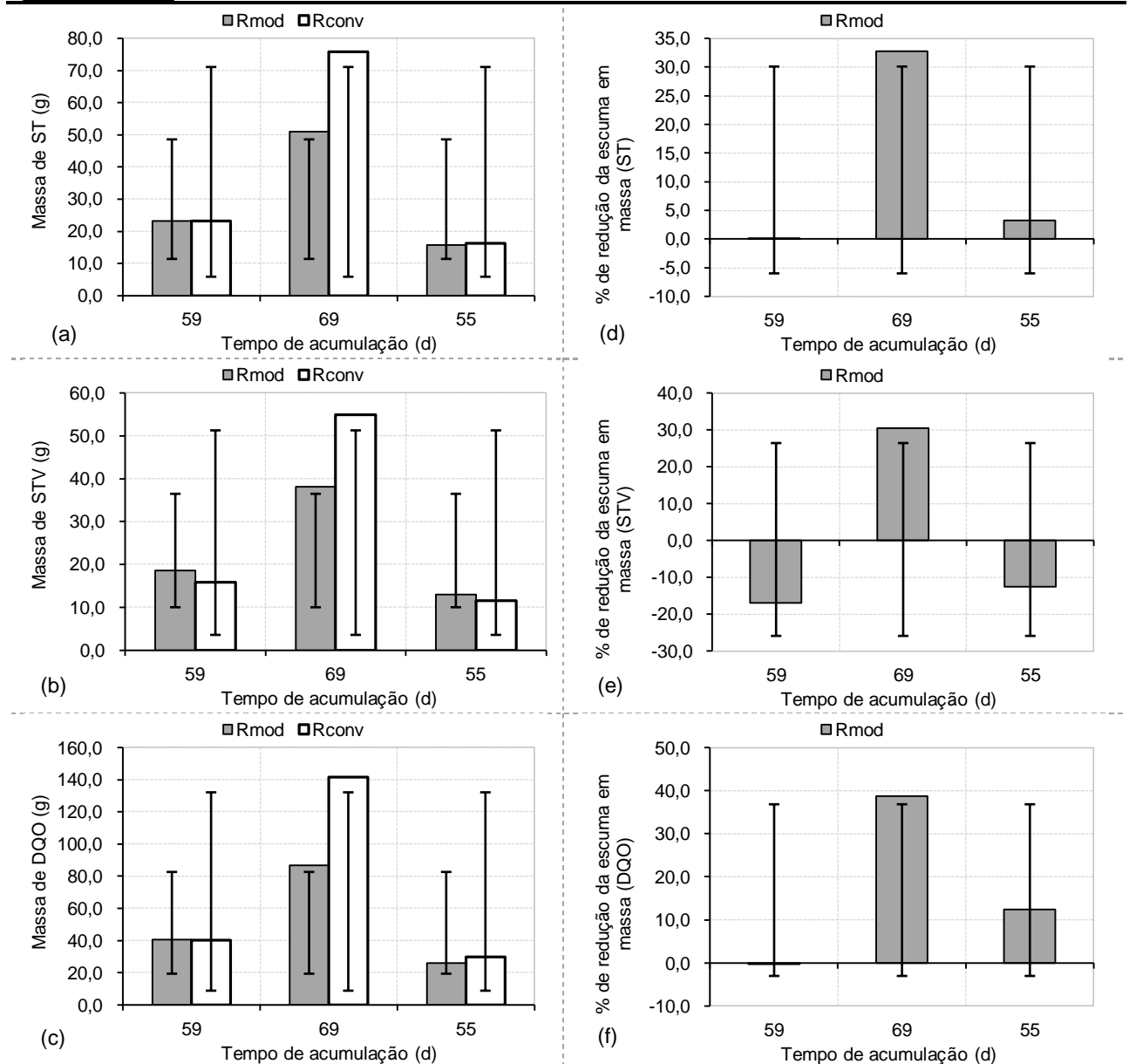


Figura 7.8 – Massa de espuma acumulada nos reatores: ST (a), STV (b) e DQO (c); % de redução da massa de espuma acumulada no reator Rmod em relação ao reator Rconv: ST (d), STV (e) e DQO (f) – FASE 3

7.3.3 Taxa de acumulação da espuma no separador trifásico

Os gráficos das Figuras 7.9 a 7.11 apresentam os resultados de acumulação da espuma calculados de acordo com a Equação 7.1. Os coeficientes foram estabelecidos para a DQO aplicada e removida. Naturalmente, os resultados seguem a mesma lógica dos dados apresentados para o percentual de redução da espuma em massa, à exceção da DQO removida, que foi diferente entre os dois reatores (resultados apresentados no capítulo 8).

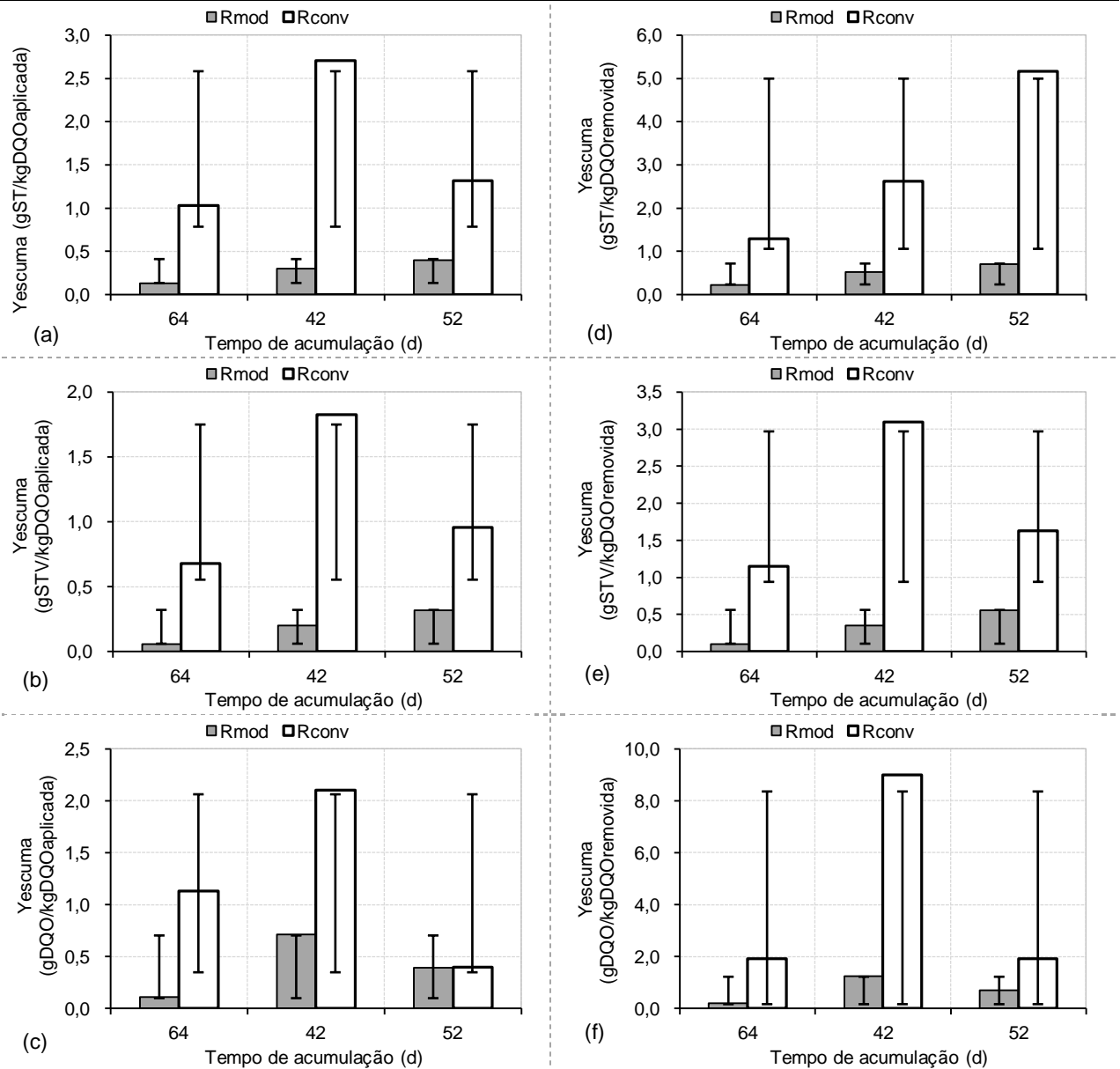


Figura 7.9 – Coeficientes de acumulação de espuma observados nos reatores (Y_{escuma}): $gST/kgDQO_{aplicada}$ (a), $gSTV/kgDQO_{aplicada}$ (b) e $gDQO/kgDQO_{aplicada}$ (c); $gST/kgDQO_{removida}$ (d), $gSTV/kgDQO_{removida}$ (e) e $gDQO/kgDQO_{removida}$ (f) – FASE 1

De maneira geral observa-se que as taxas de acumulação de espuma foram bem inferiores no reator R_{mod} comparado ao reator R_{conv} (Figuras 7.9a, 7.9b e 7.9c). Os valores medianos dos coeficientes de acumulação de espuma na fase 1, apresentados pelo reator R_{mod} , foram de 0,30 $gST/kgDQO_{aplicada}$, 0,20 $gSTV/kgDQO_{aplicada}$ e 0,39 $gDQO/kgDQO_{aplicada}$. Para o reator R_{conv} os mesmos foram de 1,32 $gST/kgDQO_{aplicada}$, 0,93 $gSTV/kgDQO_{aplicada}$ e 1,13 $gDQO/kgDQO_{aplicada}$. Estes resultados são semelhantes aos valores observados nos estudos de Souza (2006) e Pereira (2007).

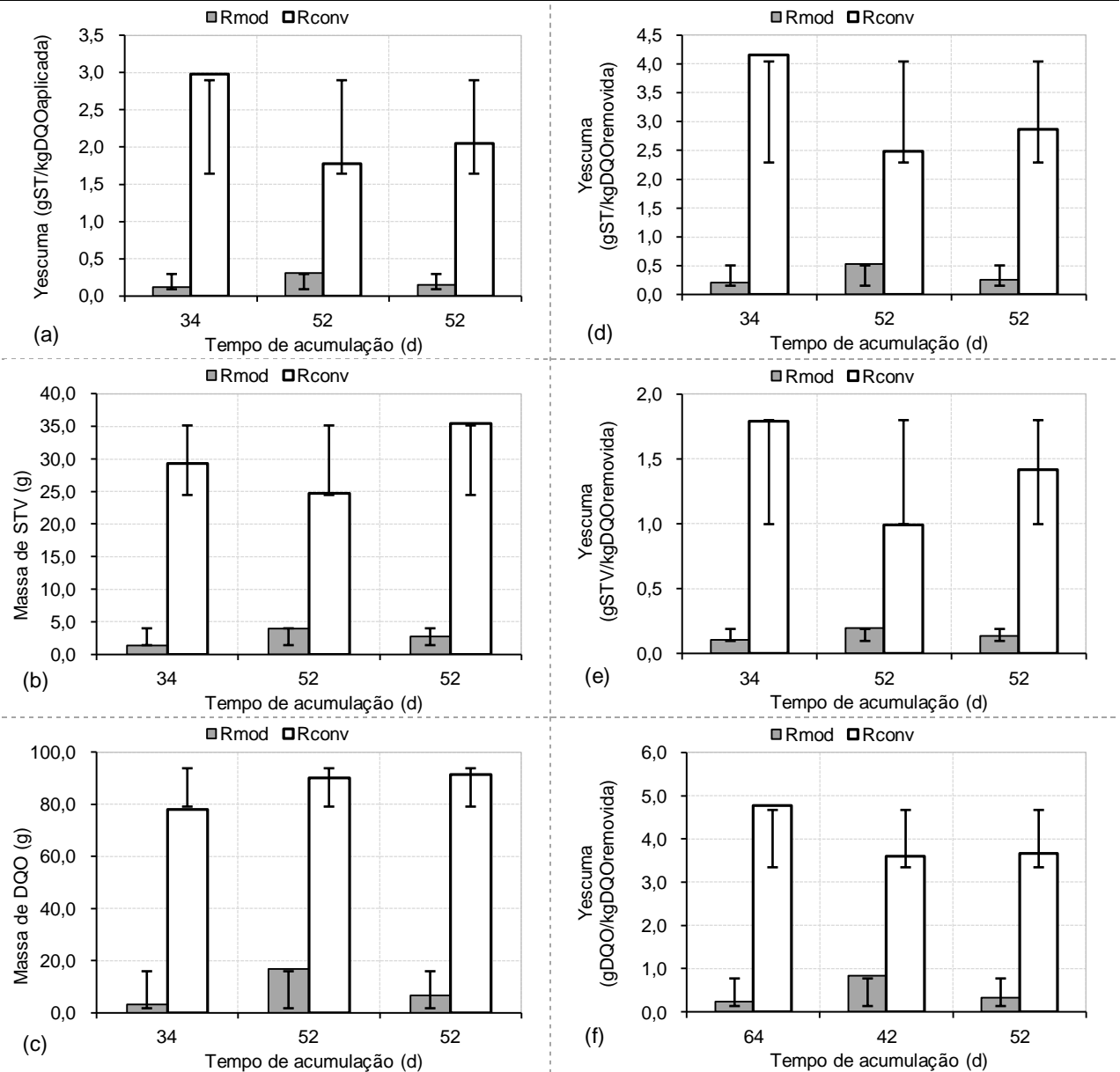


Figura 7.10 – Coeficientes de acumulação de espuma observados nos reatores (Yescuma): $gST/kgDQO_{aplicada}$ (a), $gSTV/kgDQO_{aplicada}$ (b) e $gDQO/kgDQO_{aplicada}$ (c); $gST/kgDQO_{removida}$ (d), $gSTV/kgDQO_{removida}$ (e) e $gDQO/kgDQO_{removida}$ (f) – FASE 2

Os resultados dos coeficientes na fase 2 em termos medianos de foram de 0,15 $gST/kgDQO_{aplicada}$, 0,08 $gSTV/kgDQO_{aplicada}$ e 0,19 $gDQO/kgDQO_{aplicada}$ para o reator R_{mod} e de 2,05 $gST/kgDQO_{aplicada}$, 1,02 $gSTV/kgDQO_{aplicada}$ e 2,62 $gDQO/kgDQO_{aplicada}$ no reator R_{conv}. Estes resultados mais uma vez corroboram o fato que o aumento na velocidade ascensional favoreceu o controle da espuma no reator R_{mod}, face à diminuição da taxa de acumulação (mesmo aumentando a carga orgânica aplicada), enquanto que no caso do reator R_{conv} verificou-se um aumento da taxa de acumulação como observado por Souza (2006).

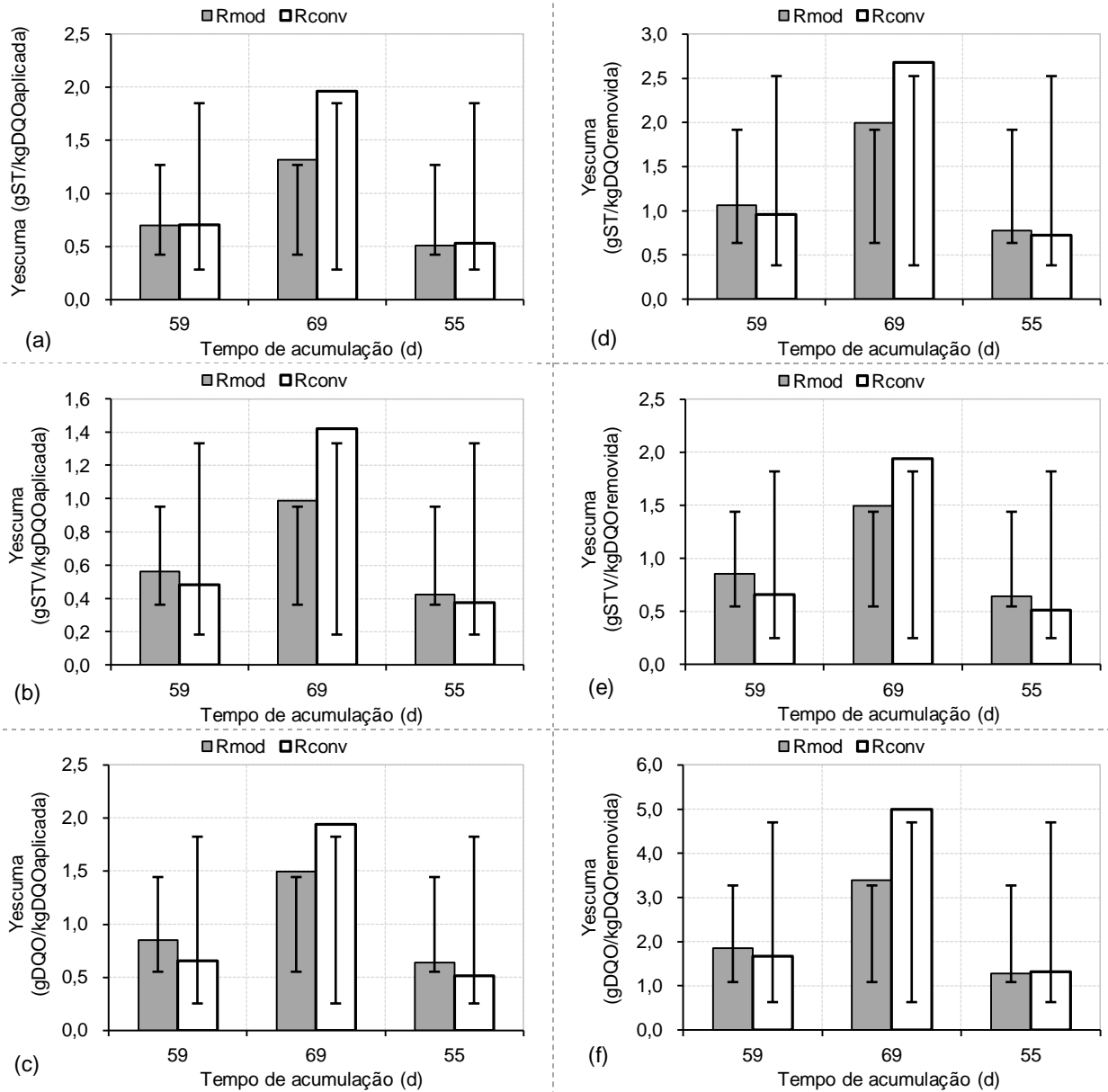


Figura 7.11 – Coeficientes de acumulação de espuma observados nos reatores (Yescuma): $gST/kgDQO_{aplicada}$ (a), $gSTV/kgDQO_{aplicada}$ (b) e $gDQO/kgDQO_{aplicada}$ (c); $gST/kgDQO_{removida}$ (d), $gSTV/kgDQO_{removida}$ (e) e $gDQO/kgDQO_{removida}$ (f) – FASE 3

Na fase 3 (Figuras 7.11a, 7.11b e 7.11c), os resultados de acumulação foram bem similares nos dois reatores, não havendo diferença significativa ao nível de significância de 10 % para os coeficientes de acumulação segundo a DQO aplicada, tal como fora observado para as massas de ST, STV e DQO. Em termos medianos os valores observados foram de 0,70 $gST/kgDQO_{aplicada}$, 0,56 $gSTV/kgDQO_{aplicada}$ e 0,85 $gDQO/kgDQO_{aplicada}$ para o reator R_{mod} e de 0,70 $gST/kgDQO_{aplicada}$, 0,48 $gSTV/kgDQO_{aplicada}$ e 0,66 $gDQO/kgDQO_{aplicada}$ no reator R_{conv}. Estes resultados corroboram o fato de que o mecanismo de degradação não foi eficaz,

uma vez que houve uma maior taxa de acumulação de espuma no reator R_{mod} quando operado com orifícios fechados.

7.4 Conclusões

A operação do reator UASB com duplo estágio de coleta de biogás (R_{mod}), sob as duas condições operacionais (TDH de 7 e de 5 h), possibilitou o controle da acumulação de espuma no interior do separador trifásico, em decorrência da sua desagregação e transporte hidráulico para o compartimento de decantação. Para o TDH de 7 h e em comparação com o reator UASB convencional (R_{conv}), foram verificadas reduções na massa de espuma acumulada superiores a 70 %, 67 % e 65 %, em termos de ST, STV e DQO, respectivamente. Para o TDH de 5 h foram observadas reduções na massa de espuma ainda mais significativas, superiores a 83 %, 84 % e 81 %, em termos de ST, STV e DQO, respectivamente.

Por outro lado, o reator R_{mod} , quando operado com os orifícios de saída da espuma fechados e TDH de 7 não possibilitou o controle da espuma no separador, em decorrência da degradação biológica pela biomassa elevada do leito. Nestas condições operacionais não se observou uma redução na massa de espuma acumulada no reator R_{mod} que apresentou valores medianos (23,18 gST, 18,58 gSTV, 40,55 gDQO) muito semelhantes ao reator R_{conv} (23,21 gST, 15,88 gSTV e 40,43 gDQO).

Assim, entende-se que os resultados apresentados pelo reator R_{mod} quando operado com orifícios abertos, confirmam a hipótese de que ocorre o controle físico da espuma no separador nesta configuração de reator. Por outro lado, quando operado com os orifícios fechados, a hipótese da ocorrência do mecanismo de degradação biológica foi rejeitada.

8 AVALIAÇÃO DO DESEMPENHO DE REATOR UASB COM DUPLO ESTÁGIO DE COLETA DE BIOGÁS NA REMOÇÃO DE MATÉRIA ORGÂNICA

8.1 Introdução

Embora a literatura relate a granulação como a maior vantagem da aplicação do reator UASB para efluentes industriais solúveis (HULSHOFF POL *et al.* 2004), no caso de efluentes complexos com elevada fração de sólidos, como o esgoto sanitário, a granulação pode ter pouca importância prática. Isso porque, mesmo na presença do lodo granular, as velocidades de fluxo não podem ser elevadas devido à maior possibilidade de perda de sólidos no efluente (LETTINGA e HULSHOFF POL, 1991).

Por outro lado, apesar da granulação do lodo não ser um pré-requisito ao tratamento de esgoto sanitário em reatores UASB (SEGHEZZO *et al.*; 1998; KALOGO & VERSTRAETE, 1999; AIYUK *et al.*, 2006), o sucesso do sistema ainda depende da boa retenção de sólidos, que neste caso é alcançada a custos da operação dos reatores com baixa velocidade de fluxo e pouca mistura hidráulica (MAHAMOUD *et al.* 2004). Como resultado, ocorre o desenvolvimento de uma biomassa dispersa (*sludge bulking*), com elevada expansibilidade e baixa atividade metanogênica específica (HULSHOFF POL *et al.*, 2004; LEITÃO, 2005).

Devido a estas limitações, vários estudos avaliaram o desempenho dos reatores UASB para tratamento de esgoto sanitário sob diferentes condições operacionais (SEGHEZZO *et al.*; 1998; LEITÃO, 2005), na tentativa de otimizar o processo, e alcançar melhores condições para degradação da matéria orgânica. Apesar de alguns estudos contraditórios, a maioria dos relatos esclarece que embora possa ocorrer melhoria nas condições hidrodinâmicas do reator, o aumento da velocidade ascensional e a redução do TDH também levam a perda excessiva de sólidos no efluente e além do maior acúmulo de espuma no separador (SEGHEZZO; 2004; LEITÃO, 2005; SOUZA *et al.*, 2006). Neste caso, Cavalcante (2003) demonstrou que o projeto do separador deve ser adequado a tais condições, como é o caso da utilização dos decantadores lamelares de alta-taxa. No entanto, a prática de projeto de reatores UASB tratando efluente sanitário tem optado pela operação com velocidade ascensional da ordem de 0,5-0,7 m/h, TDH de 6 a 8 horas (CHERNICHARO, 2007) e por decantadores convencionais. Isso porque estas condições permitem, simultaneamente, um adequado controle da perda de sólidos no efluente, e o menor acúmulo de espuma no separador.

Assim, devido a estas limitações, ainda hoje, é a versão original do reator UASB que apresenta maior sucesso para tratamento de efluentes sanitários, especialmente nos países em desenvolvimento como o Brasil (FORESTI *et al.* 2006). Segundo Haridas *et al* (2005), a ciência tem explorado pouco as versões de reatores que intensifiquem as taxas de hidrólise e transferência de massa no reator, propiciando melhores condições para degradação dos sólidos particulados do afluente.

Neste sentido, o presente capítulo apresenta uma avaliação de desempenho do reator modificado UASB/DECB na remoção de matéria orgânica, comparativamente à versão original do reator UASB. A hipótese de investigação (Hipótese 4) neste caso seria verificar se o reator modificado é capaz de manter um desempenho similar (ou compatível) ao reator UASB convencional, ao mesmo tempo em que promove o controle da espuma (Capítulo7).

8.2 Metodologia

8.2.1 Aparato experimental

O aparato experimental constou de dois reatores UASB em escala piloto, denominados: reator R_{mod} (Reator UASB modificado - DECB) e reator R_{conv} (Reator UASB convencional) instalados no CePTS tratando esgoto sanitário bruto. Como a descrição completa (dimensões e princípios de funcionamento) e outros detalhes destes dois reatores foram apresentados no capítulo 5, não se faz necessário repeti-las novamente.

8.2.2 Fases operacionais

Os reatores experimentais R_{mod} e R_{conv} foram avaliados quanto à remoção de matéria orgânica para quatro fases distintas resumidas nas Tabelas 8.1 e 8.2, e caracterizadas da seguinte forma:

Fase 1: na fase 1, o desempenho dos reatores foi comparado nas condições operacionais comumente praticadas em reatores UASB tratando esgoto sanitário em escala plena (TDH de 7 horas e velocidade ascensional de 0,7 m/h). O lodo já se apresentava bem adaptado às condições operacionais dos reatores (reatores em operação há mais de 3 anos sob estas condições), sendo descartado freqüentemente em intervalos de 30 – 60 dias. Nesta etapa o reator R_{mod} operou com os orifícios de saída da espuma do separador abertos, objetivando avaliar se o mesmo poderia propiciar a saída física da espuma do coletor de biogás de segundo estágio.

Fase 2: na fase 2, a avaliação do desempenho foi realizada para condições de TDH reduzido (5 horas) e maior velocidade ascensional, objetivando avaliar se estas condições poderiam propiciar um controle mais efetivo da espuma no coletor de biogás de segundo estágio comparado a fase 1. Nesta fase, o monitoramento teve início 3 meses após mudança no TDH (de 7 para 5 horas), permitindo que a caracterização do desempenho dos reatores fosse realizada com os mesmos em regime estável. Tal como na fase 1, o reator R_{mod} operou com os orifícios de saída da espuma abertos e com frequência de descarte de lodo em intervalos de 30 – 60 dias.

Fase 3: na fase 3, as condições operacionais de TDH e velocidade ascensional foram às mesmas empregadas na fase 1, tendo como diferença básica a configuração do coletor de biogás de segundo estágio, que funcionou com os orifícios de saída da espuma do separador fechados, impossibilitando que a espuma desagregada saísse para o compartimento de decantação. Tal diferença foi decorrente da verificação do mecanismo de degradação biológica da espuma no separador no coletor de biogás de segundo estágio. O lodo encontrava-se adaptado, sendo descartado frequentemente em intervalos de 30 a 60 dias.

Fase 4: na fase 4, a avaliação comparativa do desempenho dos reatores ocorreu desde a etapa de partida. Para tanto, ambos os reatores foram reinoculados com 40 litros (mantendo uma carga de biológica de 1.18 gDQO/gSTV.d) de lodo floculento advindo de outro reator UASB (em escala de demonstração) em operação a mais de 5 anos no CePTS, estando bastante adaptado as características do esgoto afluente. Desta forma, os reatores foram submetidos à plena carga desde a inoculação, não havendo preocupações com a carga orgânica aplicada e com a carga biológica durante a etapa de partida. Nesta fase, os reatores operaram sob as mesmas condições da fase 1, diferenciando desta pela condição da biomassa (não adaptada ao reator) e a inexistência de descartes de lodo do sistema.

Tabela 8.1 - Características operacionais dos reatores em cada fase

Fases	Duração (d)	TDH (h)	Vazão (L/h)	$V_{ascensional}$ (m/h)	COV (kgDQO _{api} /m ³ .d)	pH*			Temperatura*		
						EB	R_{mod}	R_{conv}	EB	R_{mod}	R_{conv}
Fase 1	147	7	49	0,70	1,6	7,22	6,67	6,67	22,6	21,5	21,0
Fase 2	139	5	69	0,95	2,0	7,14	6,87	6,87	26,4	25,6	24,8
Fase 3	185	7	49	0,70	1,6	7,10	6,81	6,81	26,3	23,8	24,3
Fase 4	150	7	49	0,70	1,8	7,05	6,74	6,74	26,8	24,5	24,4

*Parâmetro medido em campo, entre 9 – 11 h (representa o valor médio para toda a fase).

Tabela 8.2 - Resumo das características do lodo e da configuração operacional do reator

Fases	Condição do lodo	Tempo de operação do reator em condição estável	Configuração do reator	Frequência de descarte de lodo (d)
Fase 1	Granular Estável	> 3 anos	Orifícios abertos	30-60
Fase 2	Granular Estável	3 meses	Orifícios abertos	30-60
Fase 3	Granular Estável	>1,5 ano	Orifícios fechados	30-60
Fase 4	Floculento/Granular em desenvolvimento	0 dia	Orifícios abertos	0

8.2.3 Parâmetros de monitoramento e avaliação de desempenho

Para consecução da avaliação de desempenho dos reatores foram monitoradas as fases líquida, sólida e gasosa, sendo as amostras coletadas e analisadas conforme descrito no item 5.2 (metodologia geral). Na estimativa da DQO do lodo para as fases 1, 2 e 3, utilizou-se o coeficiente de 1,48 gDQO/gSST (VAN HAANDEL & LETTINGA, 1994). Já na fase 4 a DQO do lodo foi medida experimentalmente. Para tanto, coletou-se amostras de lodo de cada ponto de amostragem ao longo da altura dos reatores (pontos amostrais P1, P2, P3, P4, P5 e P6 – ver metodologia geral – Capítulo 5). Foi utilizado um volume de lodo de 5 ml (medido em proveta graduada de 10 ml) para diluição em balão de 2000 mL, correspondendo a um fator de diluição de 400 vezes para realização das análises da DQO do lodo.

O desempenho comparativo dos reatores foi avaliado pela aplicação do teste não-paramétrico de Wilcoxon para α de 5% (Ver ANEXOS 3, 4 e 5), devido ao maior número de dados coletados, pelos critérios estabelecidos pela legislação vigente no estado Minas Gerais para lançamento de efluente (Deliberação Normativa Conjunta COPAM/CERH-MG N.º 1, de 5 de Maio de 2008, DN1-COPAM/2008) e também a partir análises de balanço de massa.

8.3 Resultados e discussão

8.3.1 Caracterização do esgoto bruto afluente

A caracterização qualitativa do esgoto bruto afluente em cada fase operacional é apresentada na Tabela 8.3 em termos da estatística descritiva. Os dados demonstram que o esgoto bruto afluente apresenta-se um pouco mais diluído, quando comparado aos valores típicos de literatura (VON SPERLING & CHERNICHARO, 2005). Esta característica é típica do esgoto afluente à ETE-Arrudas e conhecida de longo prazo de monitoramento do esgoto no CePTS ($DBO_{total} < 350$ mg/L e $DQO_{total} < 700$ mg/L).

O fracionamento da DQO e da DBO (total e filtrada) do afluente permite perceber que uma pequena parcela do substrato encontra-se na forma dissolvida e facilmente degradável. Desta

forma, como maior parte da matéria orgânica do esgoto encontra-se na forma particulada, o sucesso do sistema é altamente dependente da retenção destes sólidos, da taxa de hidrólise e da biodegradabilidade anaeróbia. Para todas as fases operacionais as relações percentuais de $DQO_{particulada}/DQO_{total}$ e $DBO_{particulada}/DBO_{total}$ variaram entre 66 a 83 % e 64 a 79 %, respectivamente. Estes valores foram superiores aos valores reportados na literatura, da ordem de 45 a 55 % (KALOGO & VERSTRAETE, 1999).

Tabela 8.3 - Características do esgoto bruto afluente – Estatística descritiva

Parâmetro	FASE 1							FASE 2						
	n	\bar{X}	\bar{X}_g	Mín.	Máx.	Sx	CV (%)	n	\bar{X}	\bar{X}_g	Mín.	Máx.	Sx	CV (%)
Temperatura (°C)*	44	22,6	22,7	19,4	26,0	1,5	6,7	34	26,4	26,2	19,3	30,0	3,1	12
pH*	44	7,22	7,22	6,74	7,56	0,15	2	34	7,14	7,14	6,95	7,50	0,13	2
DQO _{total} (mg/L)	31	481	467	300	765	124	26	34	405	394	210	719	97	24
DQO _{filt.} (mg/L)	31	165	163	100	217	24	14	34	133	129	66	189	28	21
DBO _{total} (mg/L)	29	269	261	120	383	61	23	22	188	180	109	325	59	31
DBO _{filt.} (mg/L)	28	75	73	30	101	16	21	22	67	61	30	172	47	31
SST(mg/L)	31	260	246	145	570	103	40	36	202	195	119	407	58	29
SSV(mg/L)	30	204	191	71	424	80	39	36	155	141	12	321	56	36

Parâmetro	FASE 3							FASE 4						
	n	\bar{X}	\bar{X}_g	Mín.	Máx.	Sx	CV (%)	n	\bar{X}	\bar{X}_g	Mín.	Máx.	Sx	CV (%)
Temperatura (°C)*	45	25,5	25,4	18,0	31,8	2,7	10,6	32	26,6	26,5	22,5	30,0	1,8	6,8
pH*	45	7,10	7,10	6,77	7,32	0,13	1,7	32	7,05	7,05	6,56	7,22	0,12	1,7
DQO _{total} (mg/L)	46	473	448	235	1109	182	38,4	34	517	503	242	990	128	24,8
DQO _{filt.} (mg/L)	46	157	150	51	253	47	29,5	34	89	79	34	190	44	49,4
DBO _{total} (mg/L)	43	230	218	106	542	85	37,1	34	246	227	117	663	113	46,0
DBO _{filt.} (mg/L)	42	77	73	35	210	29	37,6	34	50	46	17	85	19	38,5
SST(mg/L)	48	246	214	116	913	172	69,9	37	288	270	140	628	114	39,8
SSV(mg/L)	48	193	174	101	563	109	56,5	37	224	214	125	490	75	33,6

Onde: n=número de dados da amostra; \bar{X} e \bar{X}_g = média aritmética e geométrica amostral; Mín e Máx. = valores mínimo e máximo da amostral; Sx=desvio padrão amostral e CV=coeficiente de variação amostral.

*Parâmetro medido em campo, entre 9 – 11 h.

8.3.2 Avaliação do desempenho quanto à remoção de matéria orgânica da fase líquida

Os resultados da qualidade do efluente final dos dois reatores para cada fase operacional são apresentados em termos de estatística descritiva na Tabela 8.4, nos gráficos Box-plot das Figuras 8.1 a 8.4 e nas séries temporais das Figuras 8.5 a 8.8.

A tabela 8.4 apresenta um resumo da qualidade dos efluentes dos reatores para as quatro fases operacionais. Podem-se verificar a partir da mesma que as concentrações dos parâmetros físico-químicos nos efluentes dos reatores foram superiores na Fase 1 em relação às demais fases, o que deve estar associado às maiores concentrações do esgoto bruto afluente e as menores temperaturas operacionais observadas nesta fase (16,8 – 26,0 °C). O desempenho na remoção de matéria orgânica segundo os gráficos Box-plot das Figuras 8.1a a 8.1d, mostra um

desempenho similar dos reatores R_{mod} e R_{conv} . Em termos de DQO e DBO total efluente, as concentrações medianas foram respectivamente de 198 mg/L e 81 mg/L no reator R_{mod} e de 189 mg/L e 72 mg/L no reator R_{conv} . Para as concentrações de DQO_{filtrada}, os valores medianos nos efluentes dos reatores foram ainda mais aproximados, sendo de 98 mg/L no reator R_{mod} e 99 mg/L no reator R_{conv} , tal como, no caso da DBO_{filtrada}, cujos valores foram de 27 mg/L no reator R_{mod} e 29 mg/L no reator R_{conv} .

Tabela 8.4 - Características dos efluentes dos reatores R_{mod} e R_{conv} – Estatística descritiva

Parâmetro	Rmod							Rconv						
	FASE 1													
	n	\bar{X}	\bar{X}_g	Min.	Máx.	Sx	CV (%)	n	\bar{X}	\bar{X}_g	Min.	Máx.	Sx	CV (%)
Temperatura (°C)*	44	21,5	21,4	16,8	25,7	2,4	11,4	44	21,0	20,9	16,8	24,9	2,0	9,5
pH*	44	6,77	6,77	6,12	7,12	0,14	2,0	44	6,80	6,80	6,48	7,72	0,19	2,8
DQO _{total} (mg/L)	31	207	201	135	327	52	25,1	31	198	190	110	429	63	31,9
DQO _{fit.} (mg/L)	31	93	89	36	162	25	27,5	31	94	88	36	149	29	31,4
DBO _{total} (mg/L)	29	96	91	50	172	33	34,2	29	82	78	48	155	29	35,7
DBO _{fit.} (mg/L)	28	27	25	8	43	9	33,5	28	33	31	15	58	12	35,5
SST (mg/L)	31	94	84	29	214	46	49,3	31	85	76	24	190	41	48,2
SSV (mg/L)	31	71	64	23	162	32	45,3	31	67	60	23	156	31	47,2
Parâmetro	FASE 2													
Temperatura (°C)*	34	25,6	25,4	18,5	30,0	3,0	11,7	34	24,8	24,6	18,2	29,0	3,1	12,4
pH*	34	6,87	6,86	6,60	7,10	0,13	1,9	34	6,83	6,83	6,63	7,05	0,11	1,6
DQO _{total} (mg/L)	32	169	168	109	213	27	15,4	32	116	112	63	223	32	27,7
DQO _{fit.} (mg/L)	32	94	92	61	138	20	21,3	32	78	73	24	136	28	36,1
DBO _{total} (mg/L)	22	63	61	38	103	15	23,7	22	48	46	24	81	15	31,6
DBO _{fit.} (mg/L)	22	32	31	18	62	10	30,3	22	29	28	11	44	8	27,3
SST (mg/L)	34	53	50	29	97	20	34,8	34	27	24	9	81	14	53,6
SSV (mg/L)	34	34	40	26	70	12	29,5	34	22	19	8	75	12	57,7
Parâmetro	FASE 3													
Temperatura (°C)*	45	24,2	24,0	16,2	30,7	0,16	11,3	45	23,8	23,6	16,1	29,6	2,6	10,9
pH*	45	6,81	6,80	6,40	7,10	0,20	2,9	45	6,78	6,80	6,40	7,00	0,20	2,3
DQO _{total} (mg/L)	46	155	150	94	290	40	26,0	46	121	115	65	311	42	34,4
DQO _{fit.} (mg/L)	46	79	77	46	115	18	22,7	46	69	66	35	128	20	29,0
DBO _{total} (mg/L)	43	55	53	28	118	16	29,4	43	45	42	14	136	21	46,8
DBO _{fit.} (mg/L)	43	28	27	16	57	9	33,3	43	24	22	4	61	10	42,8
SST (mg/L)	45	52	47	23	168	26	50,1	45	34	29	12	150	25	75,9
SSV (mg/L)	45	42	40	18	124	18	41,9	45	28	24	11	132	20	71,3
Parâmetro	FASE 4													
Temperatura (°C)*	35	24,5	24,4	19,1	29,0	2,1	8,4	35	24,4	24,3	18,1	28,9	2,3	9,2
pH*	35	6,74	6,74	6,46	6,89	0,1	1,4	35	6,70	6,96	6,30	6,91	0,12	1,7
DQO _{total} (mg/L)	34	168	155	84	377	73	43,2	34	120	115	53	205	36	29,8
DQO _{fit.} (mg/L)	34	89	79	34	190	44	49,4	34	75	69	30	156	32	42,5
DBO _{total} (mg/L)	34	67	55	16	172	44	65,4	34	40	36	10	79	18	43,7
DBO _{fit.} (mg/L)	34	25	19	4	69	18	72,2	34	19	17	4	52	10	52,9
SST (mg/L)	37	54	51	19	137	22	40,3	37	37	33	12	150	23	62,9
SSV (mg/L)	37	44	41	16	109	17	33,5	37	29	26	11	108	16	55,1

Onde: n=número de dados da amostra; \bar{X} e \bar{X}_g = média aritmética e geométrica amostral; Min e Máx. = valores mínimo e máximo da amostral; Sx=desvio padrão amostral e CV=coeficiente de variação amostral.

*Parâmetro medido em campo, entre 9 – 11 h.

Por outro lado, analisando o comportamento temporal das concentrações efluentes dos reatores, nos gráficos das Figuras 8.5a a 8.5h, observa-se que o desempenho dos mesmos foi diferente do que se pôde observar na Tabela 8.4 e nas Figuras 8.1a a 8.1d. Os resultados mostram que as concentrações efluentes foram similares, na maior parte do tempo, para os parâmetros DQO e DBO total, SST e SSV. Especialmente na fase 2 os resultados indicam que o reator R_{mod} apresentou pior desempenho na retenção de sólidos, uma vez que a conversão biológica foi similar à apresentada pelo reator R_{conv} (considerando os parâmetros DQO e $DBO_{filtrada}$).

Apesar dos resultados medianos similares de DQO e DBO total na fase 1, a aplicação dos testes estatísticos (resultados dos testes no anexo 13.1), constataram diferenças significativas ($\alpha = 5\%$) entre as concentrações efluentes desses dois parâmetros, nos dois reatores estudados. Neste caso, como as concentrações efluentes do reator R_{mod} foram superiores às apresentadas pelo reator R_{conv} , conclui-se que o mesmo foi menos eficiente na remoção de matéria orgânica, considerando estes dois parâmetros. Da mesma forma, foram observadas diferenças significativas quando os testes foram aplicados para as eficiências de remoção de DQO e DBO. Por outro lado, estas diferenças não são detectadas para os parâmetros SST e SSV. Com relação às frações dissolvidas (DQO e DBO filtrada) as diferenças são detectadas apenas para $DQO_{filtrada}$, sugerindo que o reator R_{mod} apresentou maior conversão deste parâmetro. No entanto, os testes aplicados as eficiências, considerando os parâmetros DQO e DBO filtrada, foram respectivamente de 91 e 89 % no reator R_{mod} e R_{conv} , não apresentaram diferença significativa.

Por fim, analisando os resultados dos dois reatores à luz da legislação para lançamento de efluente vigente no estado Minas Gerais (Deliberação Normativa Conjunta COPAM/CERH-MG N.º 1, de 5 de Maio de 2008, DN1- COPAM/2008), observa-se que ambos os reatores não foram capazes de produzir um efluente que atendesse os valores limite de concentração de DQO e DBO estabelecidos pela mesma ($DQO < 180\text{ mg/L}$ e $DBO < 60\text{ mg/L}$). Tal comportamento é característico dos reatores UASB tratando esgoto sanitário (VON SPERLING & CHERNICHARO, 2005), embora a legislação venha reavaliando estes valores limites, de forma a compatibilizar os mesmos com o desempenho que pode ser alcançado pelas tecnologias de baixo custo existentes. Durante a fase 1, os percentuais das amostras que atenderam os valores limite de concentração de DQO e DBO total, para ambos os reatores, foram inferiores a 40 % e 20 % respectivamente.

Em termos de atendimento às eficiências preconizadas na legislação para esgoto sanitário (Eficiência mínima de 60 % com média anual superior a 70 % para DBO; e eficiência mínima de 55 % com média anual superior a 65% para DQO), os reatores também não foram capazes de atendê-las em 100 % do tempo como pode ser observado nas Figuras 8.5g e 8.5h. Por fim, as concentrações de SST nos efluentes dos reatores atenderam ao padrão 100 mg/L (DN1 – COPAM/2008) em pouco mais de 60% das amostras coletadas (Figuras 8.5e e 8.5f). Este pior desempenho dos reatores na fase 1 também pode ser explicado pelas menores temperaturas operacionais nesta fase, uma vez que na fase 3 (como visto adiante) os reatores apresentaram um melhor desempenho quando operado sob as mesmas condições da fase 1, porém com temperaturas mais elevadas.

Na fase 2 (TDH de 5 h), o desempenho do reator R_{mod} distanciou-se um pouco mais do desempenho apresentado pelo reator R_{conv} , se comparado à fase 1. Tal fato pode ser observado nos gráficos Box-plot das Figuras 8.2a a 8.2d, e mais nitidamente nas séries temporais apresentadas nas Figuras 8.6a a 8.6h. Isso porque, em praticamente 100% das amostras coletadas, a qualidade do efluente final do reator R_{mod} foi inferior à apresentada pelo reator R_{conv} , (considerando os parâmetros DQO e DBO total, SST e SSV). Em termos medianos, o reator R_{mod} apresentou concentrações efluentes de 174 mgDQO/L, 64 mgDBO/L, 51 mgSST/L, enquanto o reator R_{conv} apresentou valores de 110 mgDQO/L, 48 mgDBO/L, 51 mgSST.

A aplicação dos testes estatísticos confirma a diferença no desempenho dos dois reatores para todos os parâmetros, à exceção da concentração de $DBO_{filtrada}$, que não apresentou diferença significativa entre os dois reatores. A explicação para este resultado deve-se ao fato da mesma corresponder à fração mais facilmente degradável pela biomassa. Para este parâmetro as concentrações medianas foram de 29 mg/L no reator R_{mod} e 30 mg/L no reator R_{conv} .

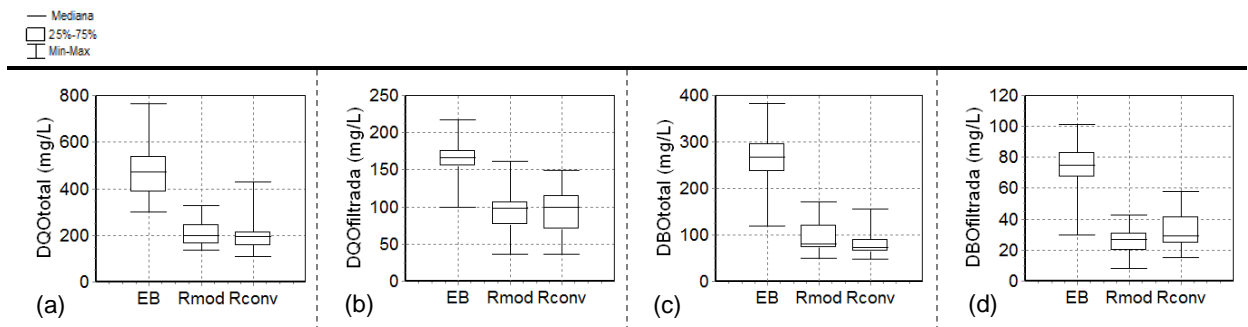


Figura 8.1 – Gráficos Box-plot das concentrações de DQOtotal (a), DQOfil.(b), DBOtotal (c) e DBOfil.(d) na Fase 1

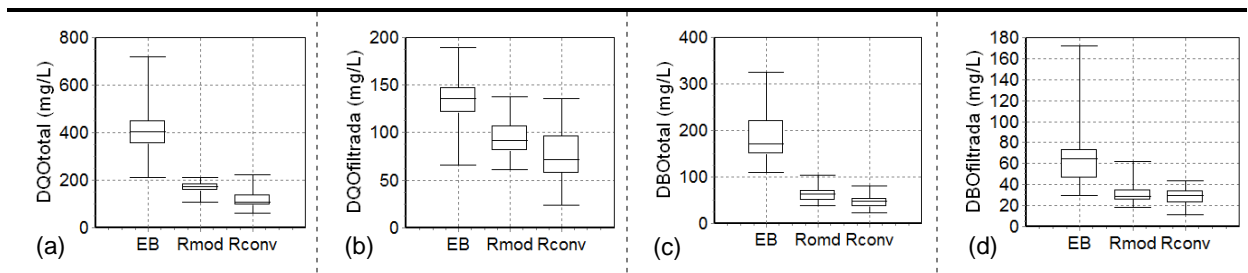


Figura 8.2 – Gráficos Box-plot das concentrações de DQOtotal (a), DQOfil.(b), DBOtotal (c) e DBOfil.(d) na Fase 2

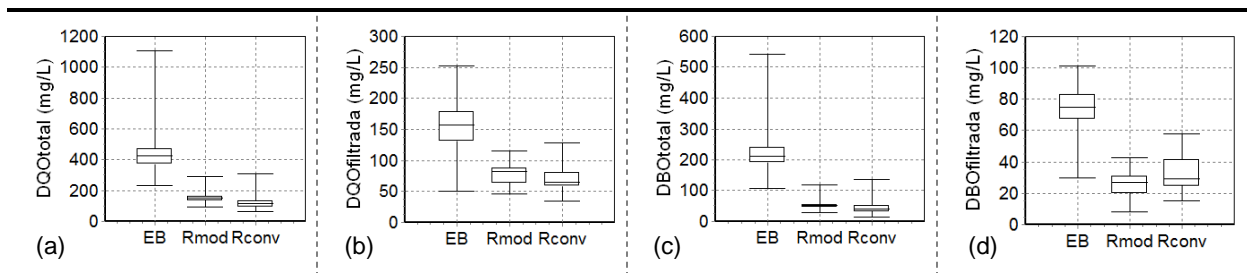


Figura 8.3 – Gráficos Box-plot das concentrações de DQOtotal (a), DQOfil.(b), DBOtotal (c) e DBOfil.(d) na Fase 3

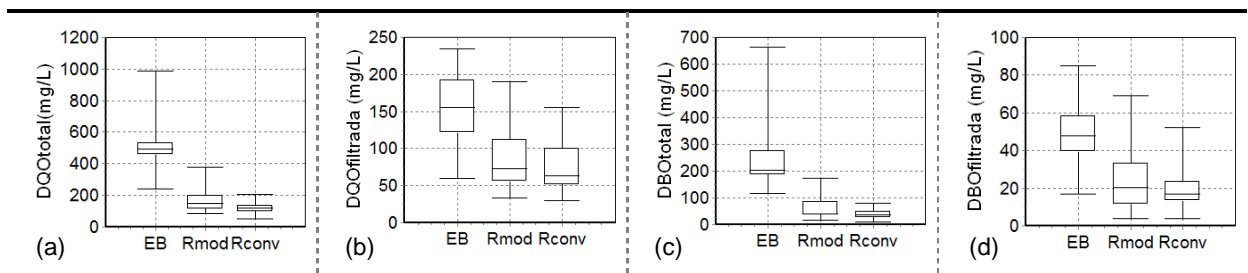


Figura 8.4 – Gráficos Box-plot das concentrações de DQOtotal (a), DQOfil.(b), DBOtotal (c) e DBOfil.(d) na Fase 4

Com relação ao atendimento aos padrões ambientais vigentes no estado de Minas Gerais, na fase 2, o reator R_{mod} atendeu ao padrão de concentração de DQO_{total} em 62 % das amostras coletadas, enquanto que o reator R_{conv} atendeu ao padrão de DQO em 96 % das amostras.

Com relação à DBO_{total} estes percentuais corresponderam a 41 e 86 %, respectivamente, nos reatores R_{mod} e R_{conv} . Para o percentual de atendimento às eficiências mínimas de remoção de DQO e DBO total preconizadas pela legislação, o reator R_{mod} atendeu as mesmas em 62 e 64% do tempo respectivamente, enquanto que o reator R_{conv} apresentou atendimento em 97 e 86 %. A média das eficiências de DQO_{total} foi de 56 % no reator R_{mod} e 70 % no reator R_{conv} , enquanto que as médias de DBO_{total} foram de 64 % (R_{mod}) e 73 % (R_{conv}). O atendimento ao padrão de SST merece destaque, uma vez que para maiores velocidades ascensionais seria esperado uma maior perda de sólidos no efluente, o que não foi observado. Mesmo sob condições de sobrecarga hidráulica os reatores atenderam o padrão de SST em 100 % das amostras coletadas. A explicação para este melhor desempenho apresentado por ambos os reatores, comparado à fase 1, pode estar relacionada às concentrações mais diluídas do esgoto bruto nesta fase 2, devido às permanentes chuvas ocorridas neste período. Além disso, as temperaturas operacionais foram mais elevadas nesta fase (período de verão), o que pode ter propiciado uma redução na viscosidade do lodo, acarretando em uma melhoria nas condições mistura e transferência de massa.

Na fase operacional 3 ($TDH = 7$ h), quando os orifícios de saída da espuma do separador trifásico (ou coletor de biogás de segundo estágio) do reator R_{mod} foram fechados, os testes estatísticos não-paramétricos também indicaram diferenças significativas no desempenho dos dois reatores. Estas diferenças foram observadas para todos os parâmetros de monitoramento da fase líquida, bem como, para as eficiências de remoção de DQO e DBO total e filtrada. Nesta fase, o fechamento dos orifícios do reator R_{mod} , resultou em um desempenho mais similar ao observado no reator R_{conv} , embora as concentrações dos parâmetros físico-químicos ainda tenham sido ligeiramente superiores como pode ser observado nas Figuras 8.7a a 8.7h. Em termos medianos, os valores dos parâmetros de monitoramento foram 151 mgDQO/L, 53 mgDBO/L e 45 mgSST/L no reator R_{mod} , e 116 mgDQO/L, 40 mgDBO/L e 29 mgSST/L no reator R_{conv} .

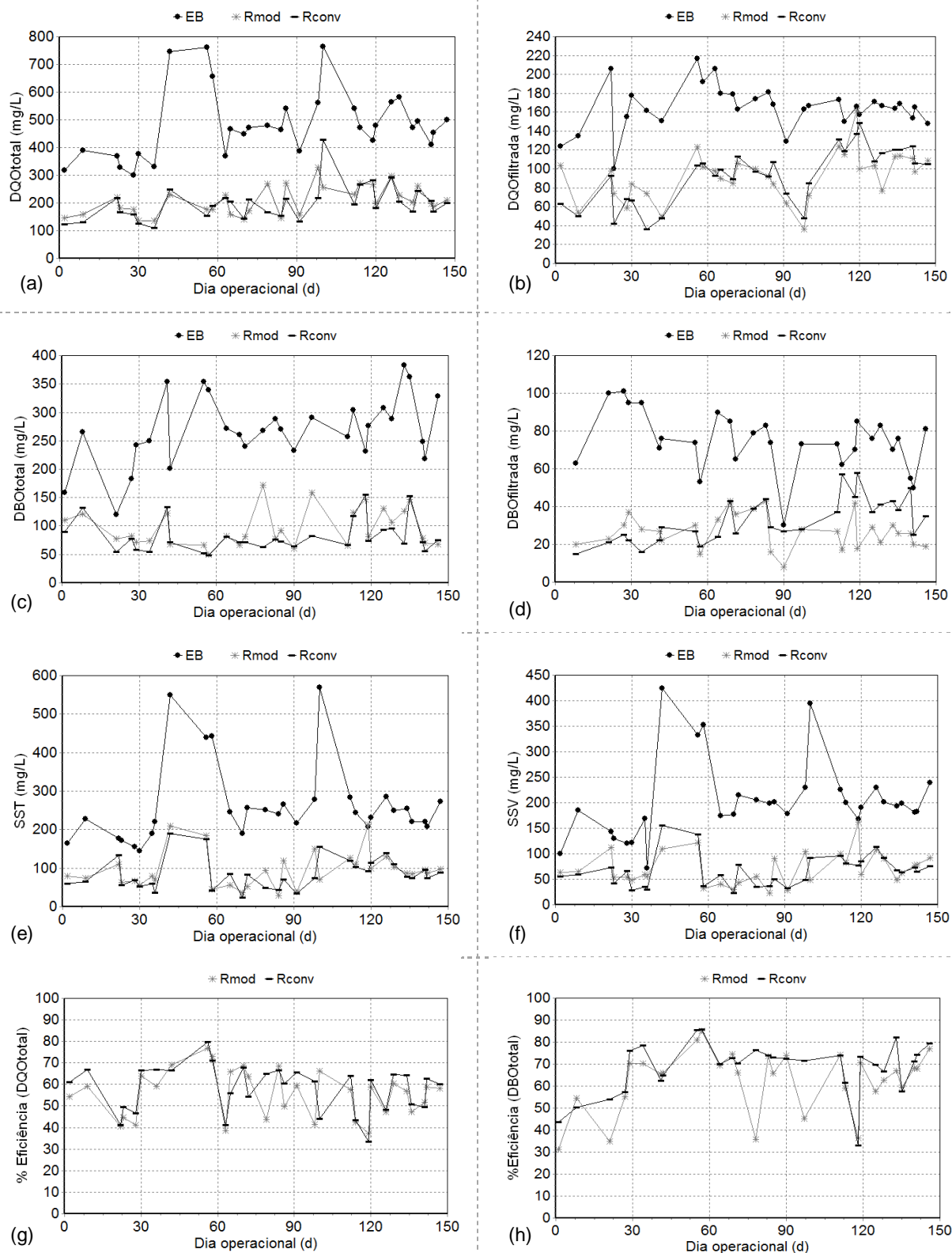


Figura 8.5 – Séries temporais de DQOtotal (a); DQOfiltrada(b); DBOtotal (c); DBOfiltrada (d); SST (e); SSV (f); Eficiência de remoção de DQOtotal (g) e Eficiência de remoção de DBOtotal (h). FASE 1.

Por outro lado, em termos de atendimento à legislação, a possível melhoria proporcionada pelo fechamento dos orifícios parece ter sido confirmada, uma vez que o reator R_{mod} apresentou concentrações de DQO_{total} efluentes abaixo de 180 mg/L em cerca de 90 % das amostras coletadas (mesmo percentual verificado no reator R_{conv}). Da mesma forma, o percentual das amostras coletadas que apresentaram atendimento ao padrão de DBO_{total} (60 mg/L) foi de 81 % em ambos os reatores. Em termos de eficiência mínima de remoção de DQO e DBO total, os reatores apresentaram um percentual de atendimento de 90 e 100 % respectivamente. Além disso, as médias das eficiências foram superiores aos valores limites de 65 e 70 % estabelecidos na legislação. No caso do reator R_{mod} , as médias das eficiências de DQO e DBO total foram de 66 e 75 %, respectivamente, e de 74 % e 85 % no reator R_{conv} . No caso do padrão de SST, o mesmo foi atendido em 95 % das amostras coletadas por ambos os reatores. Como discutido anteriormente, este melhor desempenho dos reatores na fase 3, quando os mesmos foram operados em condições semelhantes à fase 1, deve estar associado às maiores temperaturas e às melhores condições de mistura decorrentes da redução da viscosidade do lodo.

Apesar da melhoria no desempenho do reator R_{mod} , que deve estar associado ao fechamento dos orifícios do coletor de biogás de segundo estágio e à elevação da temperatura, este resultado é pouco importante, uma vez que não houve o controle simultâneo da espuma.

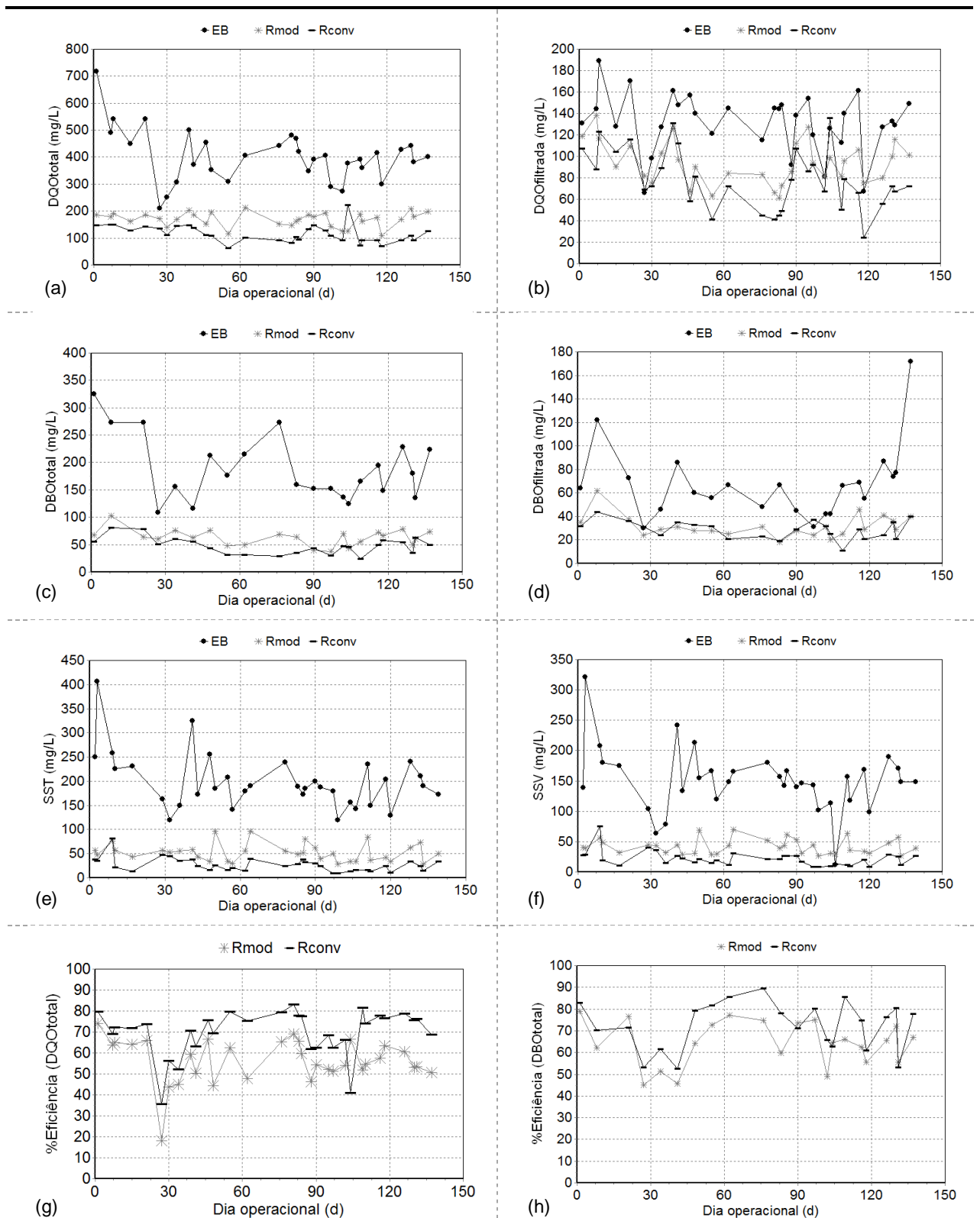


Figura 8.6 – Séries temporais de DQOtotal (a); DQOfiltrada(b); DBOtotal (c); DBOfiltrada (d); SST (e); SSV (f); Eficiência de remoção de DQOtotal (g) e Eficiência de remoção de DBOtotal (h). FASE 2.

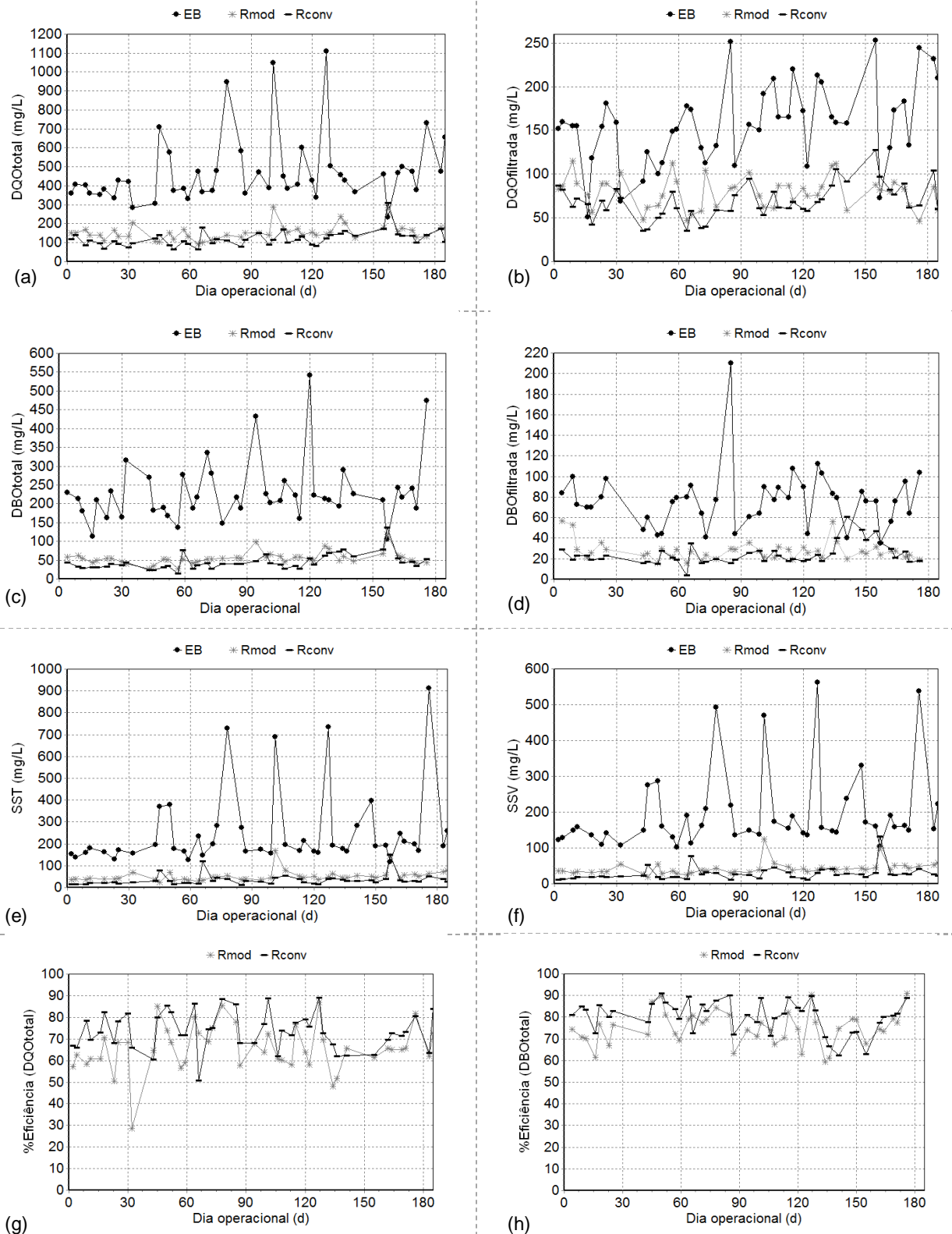


Figura 8.7 – Séries temporais de DCOtotal (a); DCOfiltrada(b); DBOtotal (c); DBOfiltrada (d); SST (e); SSV (f); Eficiência de remoção de DCOtotal (g) e Eficiência de remoção de DBOtotal (h). FASE 3.

Com relação à Fase 4, os reatores foram avaliados desde a partida, não sendo praticados descartes de lodo durante todo o período de monitoramento. Nestas condições, os resultados apresentados nas Figuras 8.8a a 8.8h mostram que durante a etapa de partida, em especial nos 13 primeiros dias de operação, ambos os reatores não apresentaram problemas em termos de conversão da matéria orgânica do afluente (Figuras 8.8b e 8.8d). No entanto, transcorridos estes 13 primeiros dias desde a inoculação, e até meados do 50º dia operacional, o reator R_{mod} apresentou uma queda na eficiência de remoção de todos os parâmetros físico-químicos monitorados, o que pode ser uma confirmação da seleção do lodo neste reator (aspecto que é melhor discutido no capítulo 9). Isso porque, tem-se o entendimento de que, caso este fato não tivesse ocorrido, era de se esperar que o reator mantivesse a mesma eficiência apresentada nos primeiros 13 dias, ou que pelo menos não fosse observada uma queda brusca nas eficiências (especialmente para DQO e DBO filtrada), e que esta não perdurasse por mais 40 dias. Assim, a avaliação de desempenho desta fase, em termos estatísticos, foi realizada apenas para o período posterior à suposta etapa de seleção do lodo no reator R_{mod} (após 50º dia operacional), excluindo-se os resultados anteriores à mesma. Somente para a construção dos gráficos Box-plot (Figuras 8.4a, 8.4b, 8.4c e 8.4d) e das séries temporais, os resultados de todo o período operacional foram incluídos.

A aplicação dos testes de Wilcoxon ao nível de significância de 5% mostrou que houve diferenças significativas entre as concentrações de todos os parâmetros de monitoramento da fase líquida, bem como das eficiências de remoção de DQO e DBO total (anexo 13.1). A única exceção observada foi para o parâmetro $DBO_{filtrada}$, o que indica que a conversão biológica foi semelhante. Da mesma forma que nas fases anteriores, o desempenho do reator R_{mod} esteve aquém do reator R_{conv} , provavelmente devido à elevação do lodo pelo coletor de biogás de primeiro estágio e a consequente perda de sólidos no efluente, e ao menor tempo de detenção hidráulica, como mostrado no capítulo 6. No entanto, entre todas as fases operacionais, foi na fase 4 que o reator R_{mod} apresentou seu melhor desempenho na remoção de matéria orgânica, tal como o reator R_{conv} .

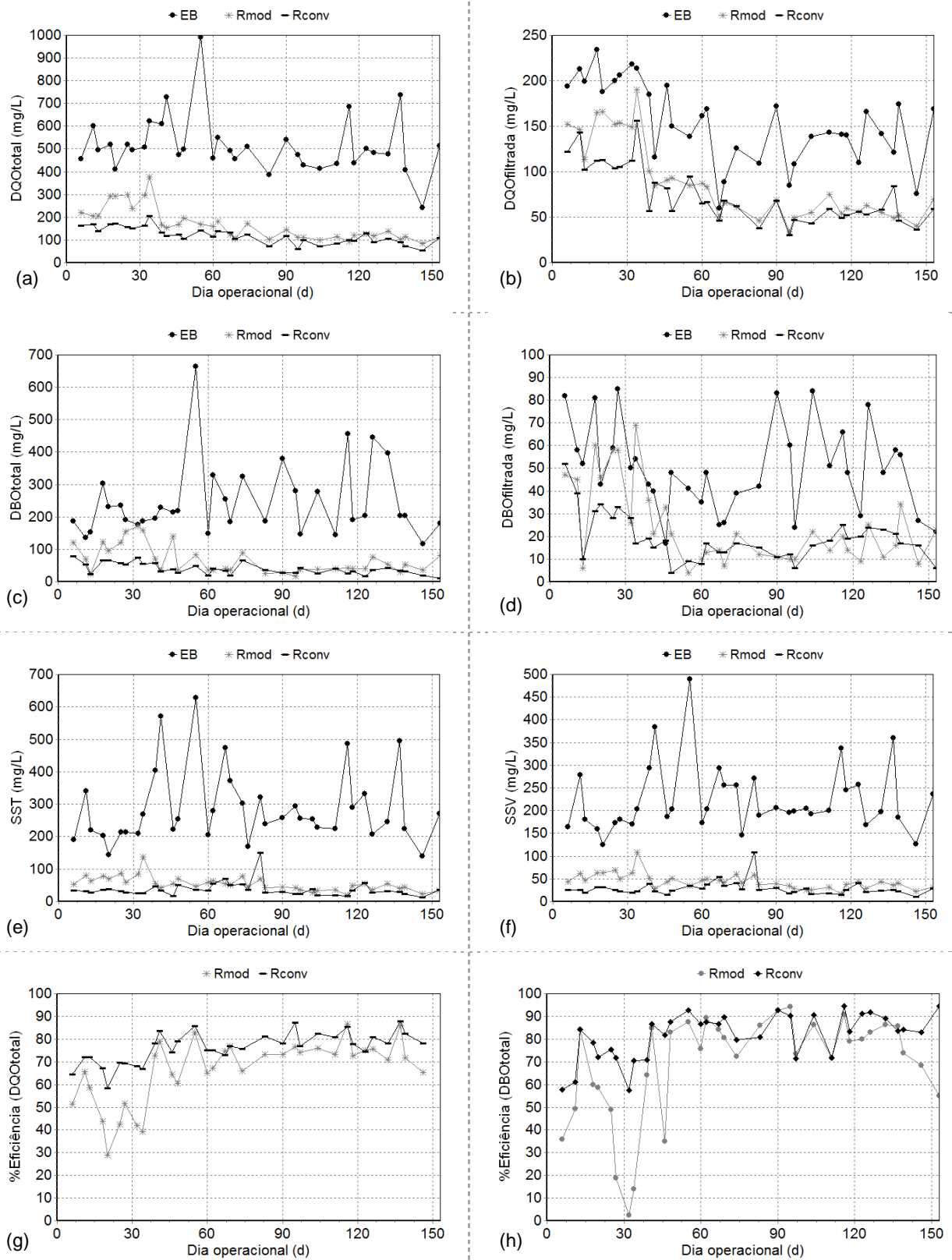


Figura 8.8 – Séries temporais de DQOtotal (a); DQOfiltrada(b); DBOtotal (c); DBOfiltrada (d); SST (e); SSV (f); Eficiência de remoção de DQOtotal (g) e Eficiência de remoção de DBOtotal (h). FASE 4.

Considerando o atendimento aos padrões de lançamento (excluindo-se o período de operação anterior ao 50º dia operacional), ambos os reatores atenderam aos valores limites de concentração de DQO_{total} em 100 % das amostras coletadas e acima de 80 % para DBO_{total} . As eficiências mínimas de DQO_{total} (55 %), em ambos os reatores, também foram atendidas em 100 % das amostras. No caso da DBO_{total} (eficiência mínima de 60 %), o reator R_{mod} apresentou uma frequência de atendimento de 95 %, enquanto o reator R_{conv} apresentou atendimento de 100 %. A média das eficiências (eficiência de longo prazo) de DQO_{total} foi de 74 % no reator R_{mod} e 80 % no R_{conv} . Já para DBO_{total} , estes valores foram de 81 e 86 %, respectivamente. Tal como fora observado nas fases anteriores, o percentual de atendimento ao padrão de lançamento para SST foi elevado, e nesta fase foi de 100 % para ambos os reatores

Estes resultados indicam que a estratégia de operação dos reatores com descartes de lodo menos frequentes pode levar a um melhor desempenho global do sistema, bem como a uma maior estabilidade da eficiência, como pode ser observado na Tabela 8.5, que apresenta os coeficientes de variação das eficiências de remoção de DQO_{total} e DBO_{total} .

Tabela 8.5 – Coeficientes de variação (CV) das eficiências de remoção de DQO_{total} e DBO_{total} dos reatores R_{mod} e R_{conv} em cada fase operacional.

FASE	R_{mod}		R_{conv}	
	CV (%) da Eficiência DQO_{total}	CV (%) da Eficiência DBO_{total}	CV (%) da Eficiência DQO_{total}	CV (%) da Eficiência DBO_{total}
FASE 1	19,7	22,5	18,4	17,7
FASE 2	18,9	16,3	15,9	15,3
FASE 3	16,7	10,2	11,8	9,0
FASE 4	8,0	11,7	5,4	7,6

Este melhor desempenho global do sistema está associado às maiores idades do lodo alcançadas quando os descartes são praticados com uma menor frequência, bem como o aumento da capacidade de filtração do leito de lodo (LEITÃO, 2005). De acordo com Van Haandel & Lettinga (1994), os descartes de lodo podem ser dispensáveis, uma vez que a descarga involuntária de lodo no efluente representa uma quantidade de lodo superior ao que é descartado intencionalmente. Vale destacar que a estratégia de operação adotada durante a fase 4 resultou na não perda de eficiência dos reatores, decorrente na perda de lodo no efluente, o que poderia ser esperado uma vez que os reatores já haviam atingido a massa máxima após 60 dias de operação (Figura 8,16a).

Caso uma perda excessiva de sólidos não seja constatada, entende-se que a melhor estratégia seja manter o lodo o máximo de tempo possível no reator (prolongando os intervalos de descarte), uma vez que este procedimento propiciará uma redução nos custos de gerenciamento do lodo, que se apresentará mais estabilizado, mais concentrado, e com uma menor quantidade de água. Neste caso, a necessidade de descartes de lodo poderia ser condicionada apenas a redução da fração de sólidos voláteis no leito de lodo.

8.3.3 Avaliação do desempenho quanto à produção de CH₄

Embora os resultados das concentrações dos parâmetros físico-químicos dos efluentes dos reatores tenham indicado que os mesmos foram estatisticamente diferentes, a mesma resposta não foi observada com relação à produção de metano. Estes resultados são apresentados nas Figuras 8.9 a 8.12, em termos da produção diária (kgDQO-CH₄/d), da produção em relação à carga de DQO afluyente (kgDQO-CH₄/kgDQO_{aplicada}) e com relação à parcela de DQO removida por cada reator (kgDQO-CH₄/kgDQO_{removida}). Ressalta-se que no caso dos gráficos as figuras 8,9a, 8,10a, 8,11a e 8,12a, além da produção diária de metano nos reatores, foram plotados também os valores da carga orgânica aplicada aos mesmos, oriundas do esgoto bruto afluyente (EB).

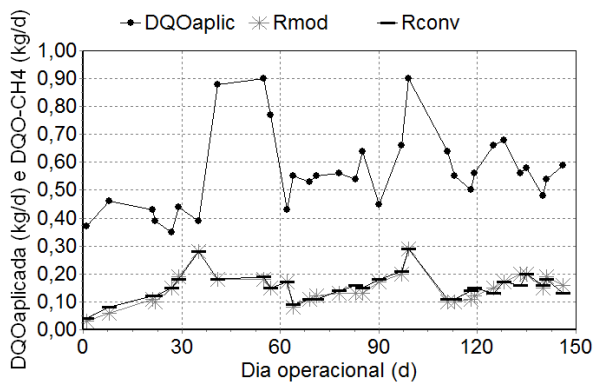
Na fase 1, observando-se os dados das séries temporais (Figuras 8.9a, 8.9b e 8.9c) e dos gráficos Box-plot (Figura 8.9d, 8.9e e 8.9f) é possível constatar que a produção de CH₄ foi muito similar nos dois reatores. Os valores medianos da produção de metano foram de 0,15 e 0,14 kgDQO-CH₄/d, de 0,24 e 0,26 kgDQO-CH₄/kgDQO_{aplicada} e de 0,48 e 0,44 kgDQO-CH₄/kgDQO_{removida}, respectivamente nos reatores R_{mod} e R_{conv}. Os testes estatísticos para produção de CH₄ (anexo 13.2) confirmaram que não houve diferença significativa entre os dois reatores, qualquer que seja a forma de quantificação do metano (kgDQO-CH₄/d; kgDQO-CH₄/kgDQO_{aplicada} ou kgDQO-CH₄/kgDQO_{removida}). Assim, em termos do produto final da digestão anaeróbia (produção de metano) os reatores apresentaram o mesmo desempenho na fase 1.

Na fase 2, os resultados da produção de metano (Figuras 8.10a a 8.10f) avaliados pelos testes T de Wilcoxon ($\alpha = 5\%$) revelaram diferenças significativas entre os dois reatores. Os valores medianos observados nesta fase foram de 0,15 e 0,17 kgDQO-CH₄/d; 0,23 e 0,25 kgDQO-CH₄/kgDQO_{aplicada}; e 0,40 e 0,33 kgDQO-CH₄/kgDQO_{removida}, nos reatores R_{mod} e R_{conv}, respectivamente. Neste caso, como a produção foi inferior no reator R_{mod}, conclui-se que o

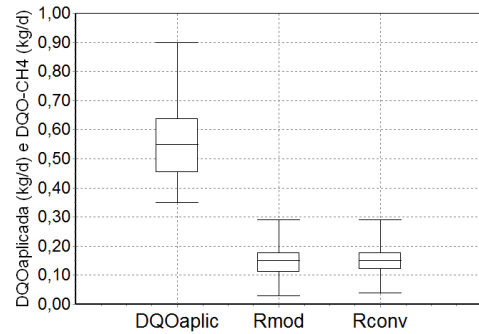
mesmo foi menos eficiente que o reator R_{conv} nas condições operacionais da fase 2. Por outro lado, estes mesmos dados quando aplicados ao teste U de Mann-Whitney ($\alpha = 5\%$) não revelam diferenças estatísticas, o que ser mais coerente uma vez os resultados foram bastante semelhantes, apesar do resultado do teste T.

Com relação à fase 3 (Figuras 8.11a, 8.11b, 8.11d e 8.11e), os testes estatísticos apresentaram os mesmos resultados observados na fase 2, havendo diferença estatística significativa aplicando-se o teste T de Wilcoxon ($\alpha = 5\%$), considerando os parâmetros $DQO-CH_4/d$ e $DQO-CH_4/DQO_{aplicada}$. Os valores medianos observados nesta fase para estes dois parâmetros foram de 0,14 $DQO-CH_4/d$ e 0,24 $DQO-CH_4/DQO_{aplicada}$ no reator R_{mod} e 0,15 $DQO-CH_4/d$ e 0,27 $DQO-CH_4/DQO_{aplicada}$ no reator R_{mod} . Mais uma vez, como a produção foi ligeiramente inferior no reator R_{mod} , conclui-se que o mesmo foi menos eficiente que o reator R_{conv} nas condições operacionais da fase 3. Todavia, tal como na fase 2, ainda que o teste T tenha indicado diferenças significativas, os resultados foram muito semelhantes, e a mesma conclusão não é observada quando o teste U de Mann-Whitney ($\alpha = 5\%$) é aplicado aos dados.

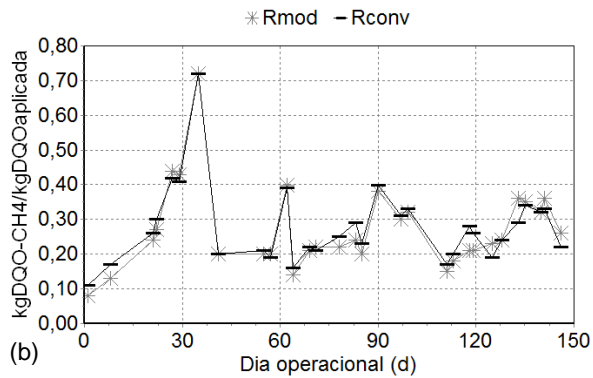
Na fase 4, excluindo-se os dados anteriores aos primeiros 50 dias de operação, não houve diferença significativa entre os dois reatores em termos de $DQO-CH_4/d$ e $DQO-CH_4/DQO_{aplicada}$. Estes resultados indicam que o reator R_{mod} apresentou o mesmo desempenho do reator R_{conv} na produção de CH_4 , quando operado nas condições da fase 4 (sem descarte de lodo). Por outro lado, tal como nas fases anteriores, a produção de metano, considerando a DQO removida nesta fase, foi significativamente diferente entre os reatores ($\alpha = 5\%$), e os maiores valores foram observados para o reator R_{mod} , podendo-se concluir, portanto, que o reator foi mais eficiente em termos do produto final da digestão anaeróbia (produção de CH_4). Assim, na fase 4, embora o reator R_{mod} também tenha apresentado um desempenho um pouco inferior ao reator R_{conv} na remoção de matéria orgânica da fase líquida, devido à perda de sólidos no efluente, o mesmo foi mais eficiente na conversão da matéria orgânica dissolvida a metano.



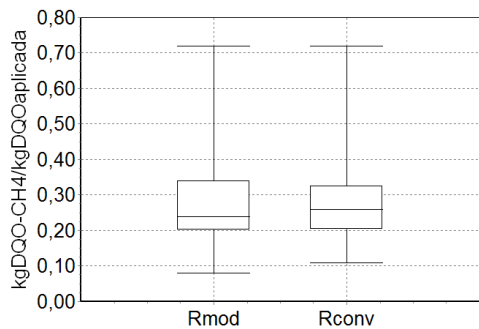
(d)



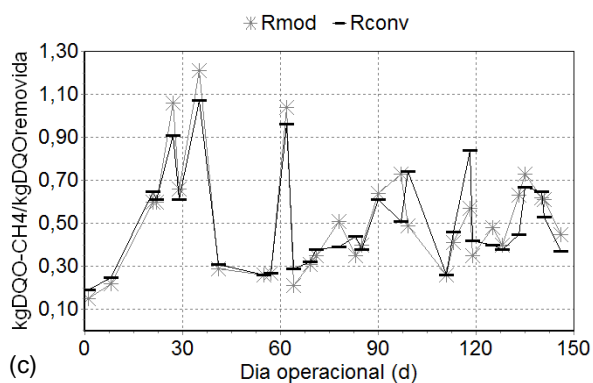
(a)



(e)



(b)



(f)

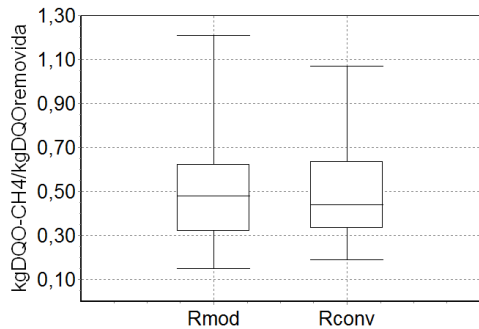


Figura 8.9 – Série temporal da carga orgânica aplicada (EB) e da DQO convertida a metano (Rmod e Rconv) (a); Série temporal de DQO convertida a metano por DQO aplicada (b); Série temporal de DQO convertida a metano por DQO removida (c); Gráfico Box-plot de carga orgânica aplicada e de DQO convertida a metano (d); Gráfico Box-plot de DQO convertida a metano por DQO aplicada (e) e Gráfico Box-plot de DQO convertida a metano por DQO removida (f) – FASE 1.

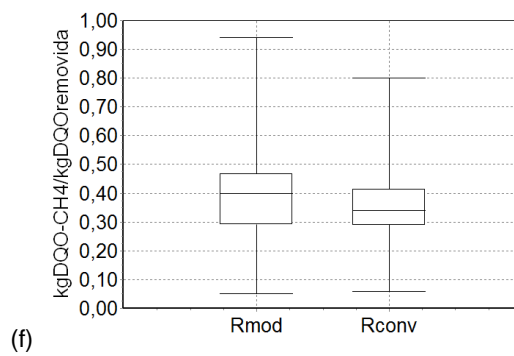
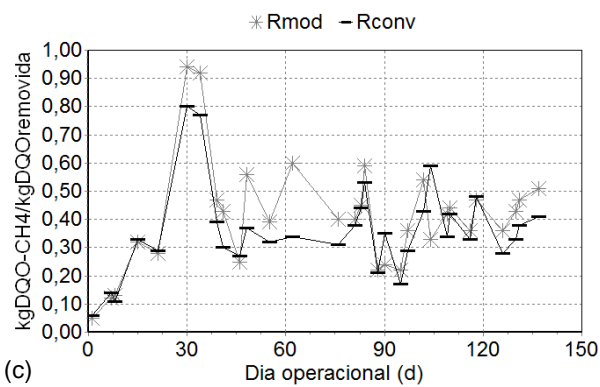
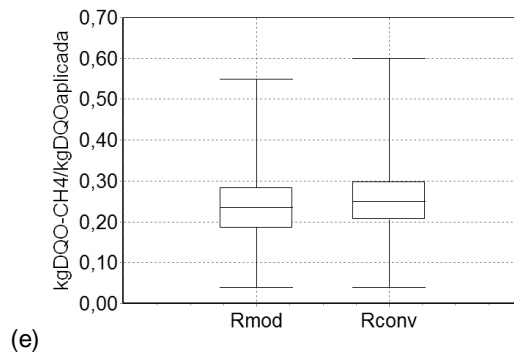
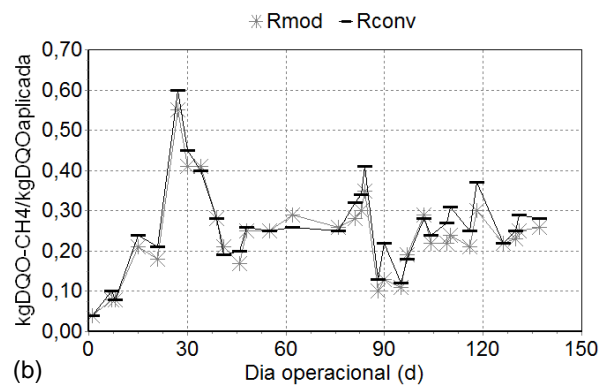
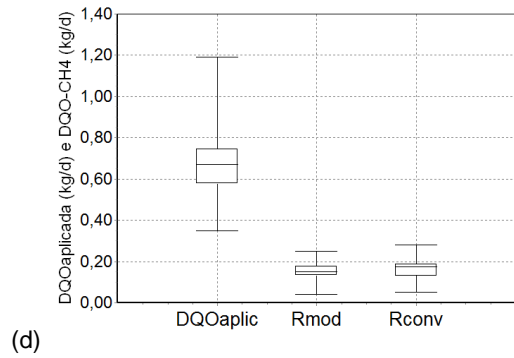
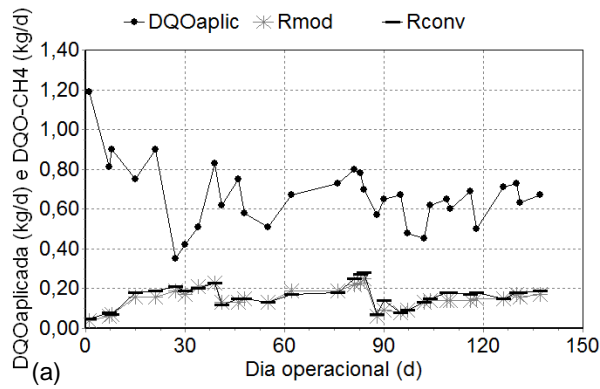


Figura 8.10 – Série temporal de carga orgânica aplicada (EB) e de DQO convertida a metano (Rmod e Rconv) (a); Série temporal de DQO convertida a metano por DQO aplicada (b); Série temporal de DQO convertida a metano por DQO removida (c); Gráfico Box-plot de carga orgânica aplicada e de DQO convertida a metano (d); Gráfico Box-plot de DQO convertida a metano por DQO aplicada (e) e Gráfico Box-plot de DQO convertida a metano por DQO removida (f) – FASE 2.

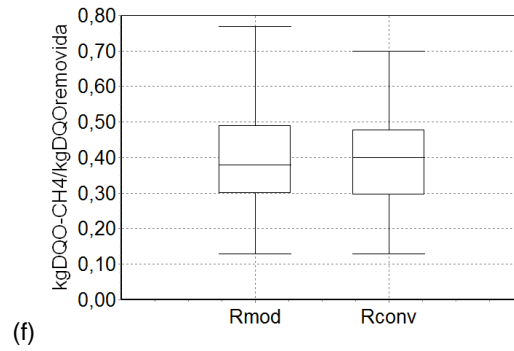
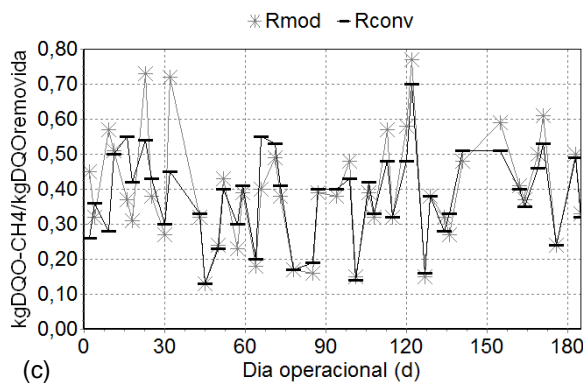
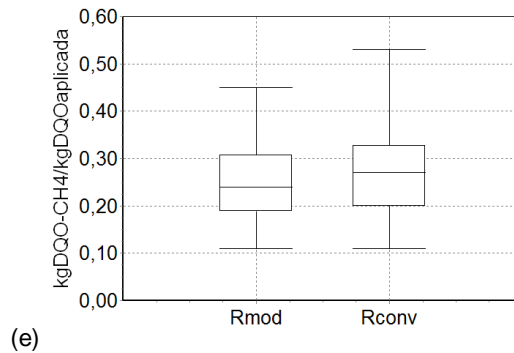
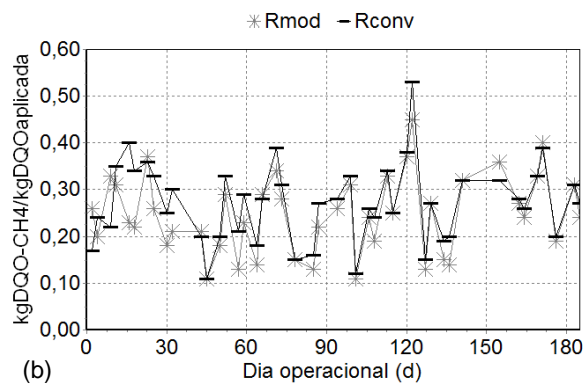
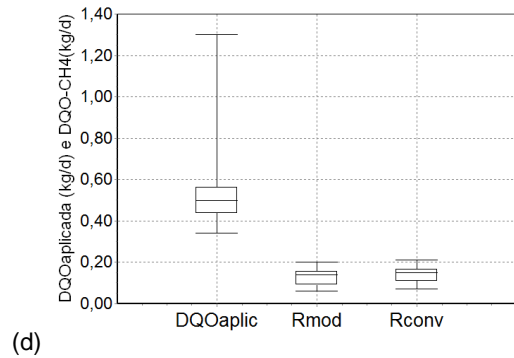
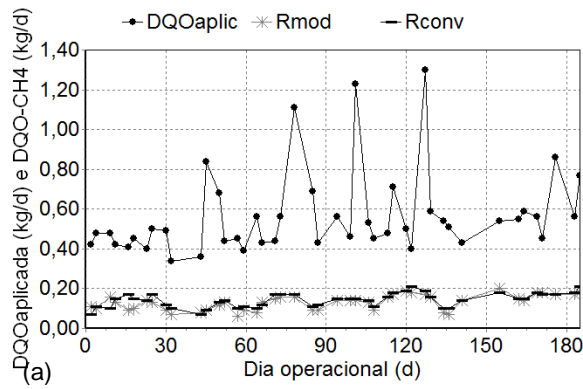


Figura 8.11 – Série temporal de carga orgânica aplicada (EB) e de DQO convertida a metano (Rmod e Rconv) (a); Série temporal de DQO convertida a metano por DQO aplicada (b); Série temporal de DQO convertida a metano por DQO removida (c); Gráfico Box-plot de carga orgânica aplicada e de DQO convertida a metano (d); Gráfico Box-plot de DQO convertida a metano por DQO aplicada (e) e Gráfico Box-plot de DQO convertida a metano por DQO removida (f) – FASE 3.

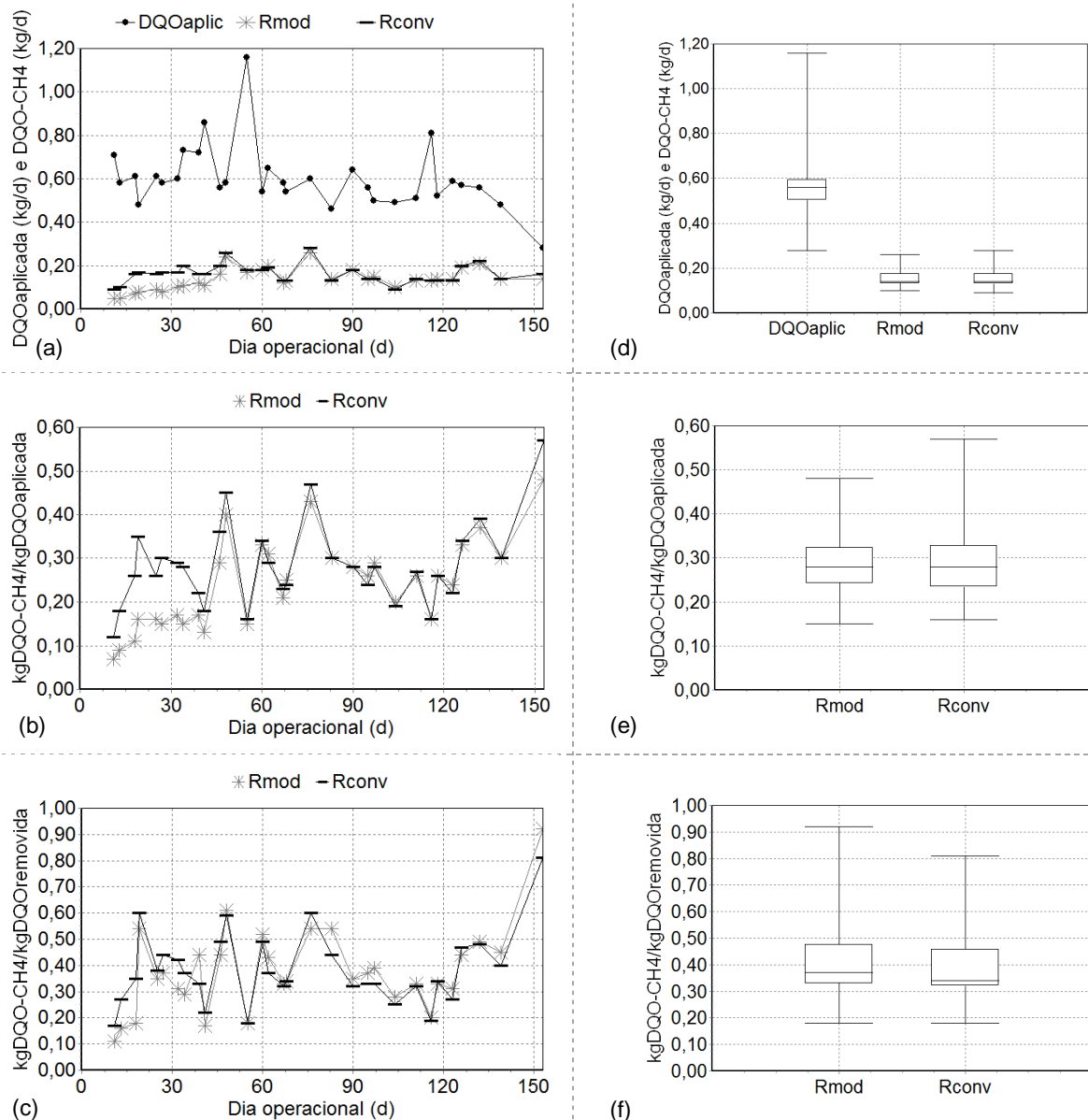


Figura 8.12 – Série temporal de carga orgânica aplicada e de DQO convertida à metano (a); Série temporal de DQO convertida à metano por DQO aplicada (b); Série temporal de DQO convertida a metano por DQO removida (c); Gráfico Box-plot de carga orgânica aplicada e de DQO convertida a metano (d); Gráfico Box-plot de DQO convertida a metano por DQO aplicada (e) e Gráfico Box-plot de DQO convertida a metano por DQO removida (f) – FASE 4. *Gráficos Box-plot confeccionados excluindo-se os primeiros 50 dias de operação.

8.3.4 Avaliação do desempenho quanto à retenção de sólidos

Os gráficos das Figuras 8.13 a 8.16 apresentam o comportamento dos reatores quanto à acumulação de biomassa no sistema em cada fase operacional. As massas de DQO correspondente aos sólidos voláteis do lodo, apresentadas nos gráfico da Figura 8.13b, 8.14b, 8.15b foram obtidas a partir do coeficiente de conversão de sólidos para DQO de 1,48 gDQO/gSTV (VAN HAANDEL & LETTINGA, 1994) e logicamente apresentam o mesmo

comportamento da massa de sólidos totais voláteis (MSTV), já a Figura 8,16b apresenta o valor da DQO do lodo medida experimentalmente. As quedas bruscas nos gráficos, nos casos das fases 1, 2 e 3, representam os dias operacionais em que houve descarte de lodo.

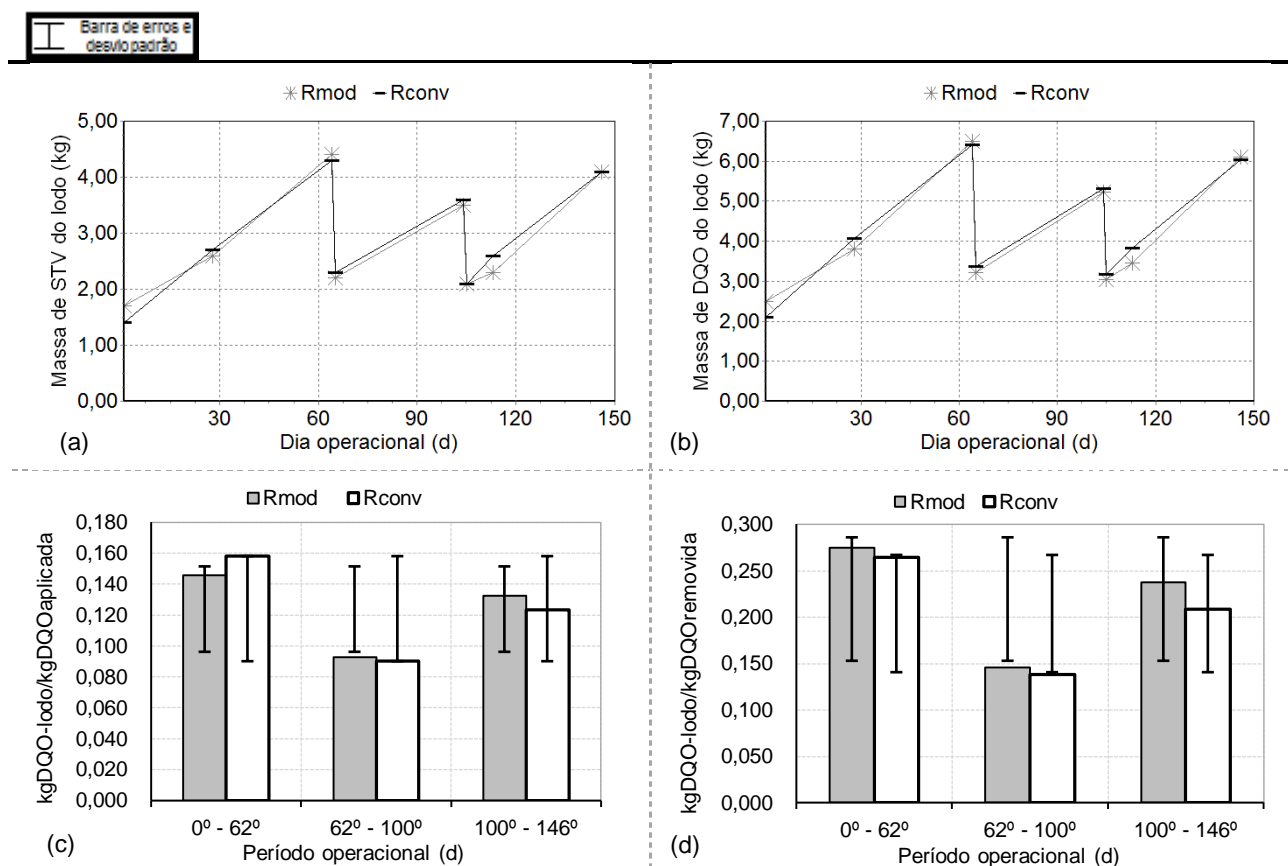


Figura 8.13 – Série temporal da massa de STV do lodo (a); Série temporal da massa de DQO do lodo (b); Série temporal da massa de DQO do lodo por massa de DQO aplicada (c); Série temporal da massa de DQO do lodo por massa de DQO removida (d)– FASE 1.

Na fase 1, a massa de microrganismos medida pelo parâmetro STV foi similar nos dois reatores (estatisticamente comprovado, resultado no anexo 13.3), o que pode explicar o fato de não terem sido observadas diferenças estatísticas entre ambos na produção de CH₄. Além disso, também não houve diferença significativa nas concentrações de SSV nos efluentes dos reatores, o que indica que os mesmos apresentaram desempenho similar na retenção de sólidos nesta fase.

A análise da DQO convertida em biomassa (ou acumulada no reator) foi dividida em três períodos, correspondendo, cada qual, a um intervalo de operação entre dois descartes sucessivos de lodo. Com relação aos parâmetros $DQO_{\text{lodo}}/DQO_{\text{aplicada}}$ e $DQO_{\text{lodo}}/DQO_{\text{removida}}$ (Figuras 8.13c e 8.13d), os testes não paramétricos também indicaram que não houve

diferença significativa entre os dois reatores, confirmando o desempenho similar na retenção de sólidos nesta fase, tal como à produção de CH₄.

Na fase 2, os testes de Wilcoxon (para $\alpha = 10\%$ ou 5%) aplicados para MSTV e massa de DQO (MDQO) confirmam as diferenças que podem ser observadas nos gráficos das figuras 8.14a e 8.14b. Considerando a parcela da DQO convertida em biomassa (ou acumulada no reator), em termos da DQO_{aplicada} ou DQO_{removida} (Figuras 8.14c e 8.14d), o reator R_{mod} foi menos eficiente na retenção de sólidos comparado ao reator R_{conv}. Estes resultados corroboram o que já fora observado para as concentrações efluentes dos parâmetros físico-químicos e para produção de CH₄. Nesta fase, as concentrações efluentes de SST do reator R_{mod} foram 100% maiores que às observadas no reator R_{conv}, e no caso do parâmetro SSV foram 50% maiores.

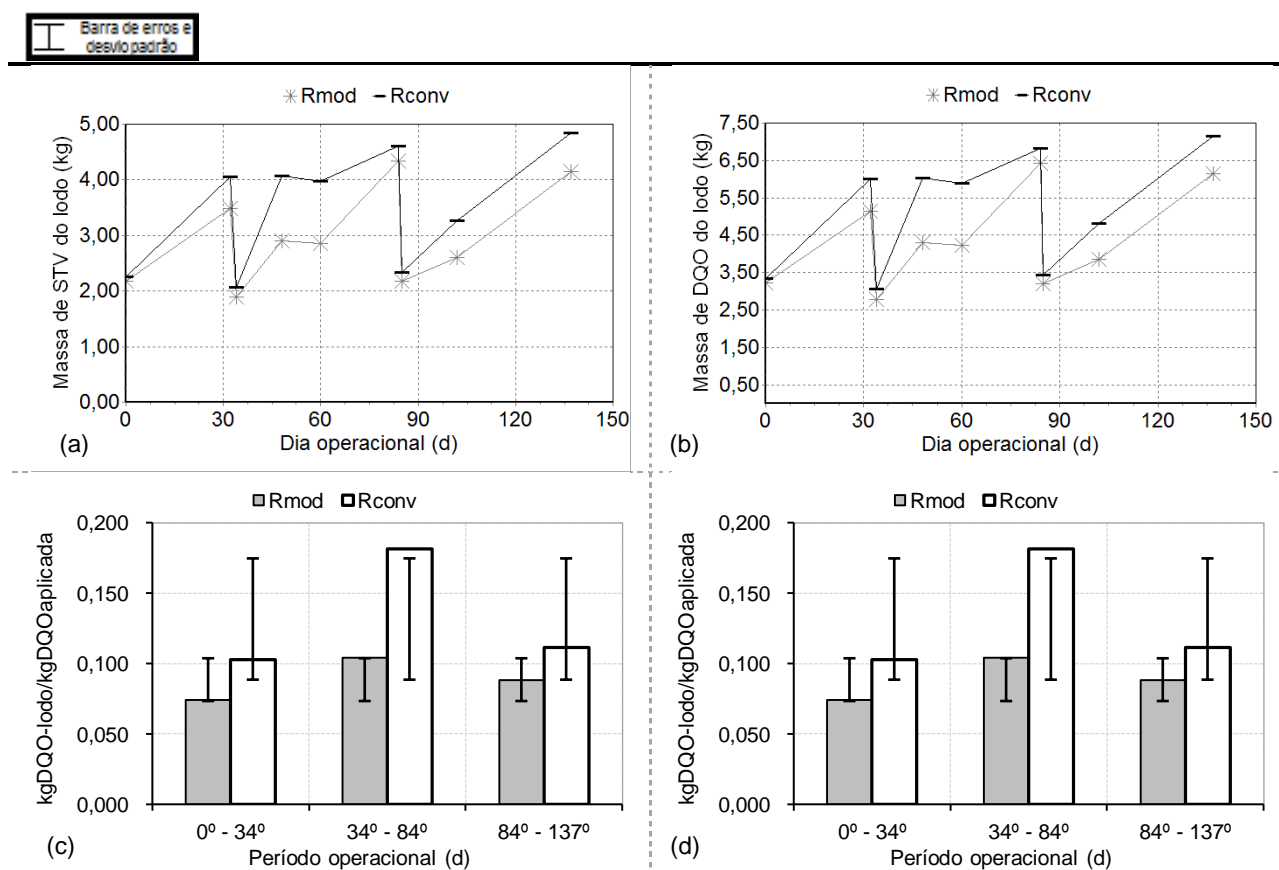


Figura 8.14 – Série temporal da massa de STV do lodo (a); Série temporal da massa de DQO do lodo (b); Série temporal da massa de DQO do lodo por massa de DQO aplicada (c); Série temporal da massa de DQO do lodo por massa de DQO removida (d) – FASE 2.

Na fase 3 os testes estatísticos não indicaram diferenças significativas quanto ao parâmetro MSTV entre os reatores, apesar das diferenças observadas nos gráficos das Figuras 8.15a, a 8.15d. Nesta fase, o melhor desempenho do reator R_{mod} na remoção de matéria orgânica e na

retenção de sólidos provavelmente se deve ao fechamento dos orifícios do coletor de biogás de segundo estágio. No entanto, este resultado é menos importante, uma vez que o acúmulo de espuma no separador não pode minimizado pelo mecanismo de degradação biológica que foi favorecido pelo fechamento dos mesmos.

Barra de erros e desvio padrão

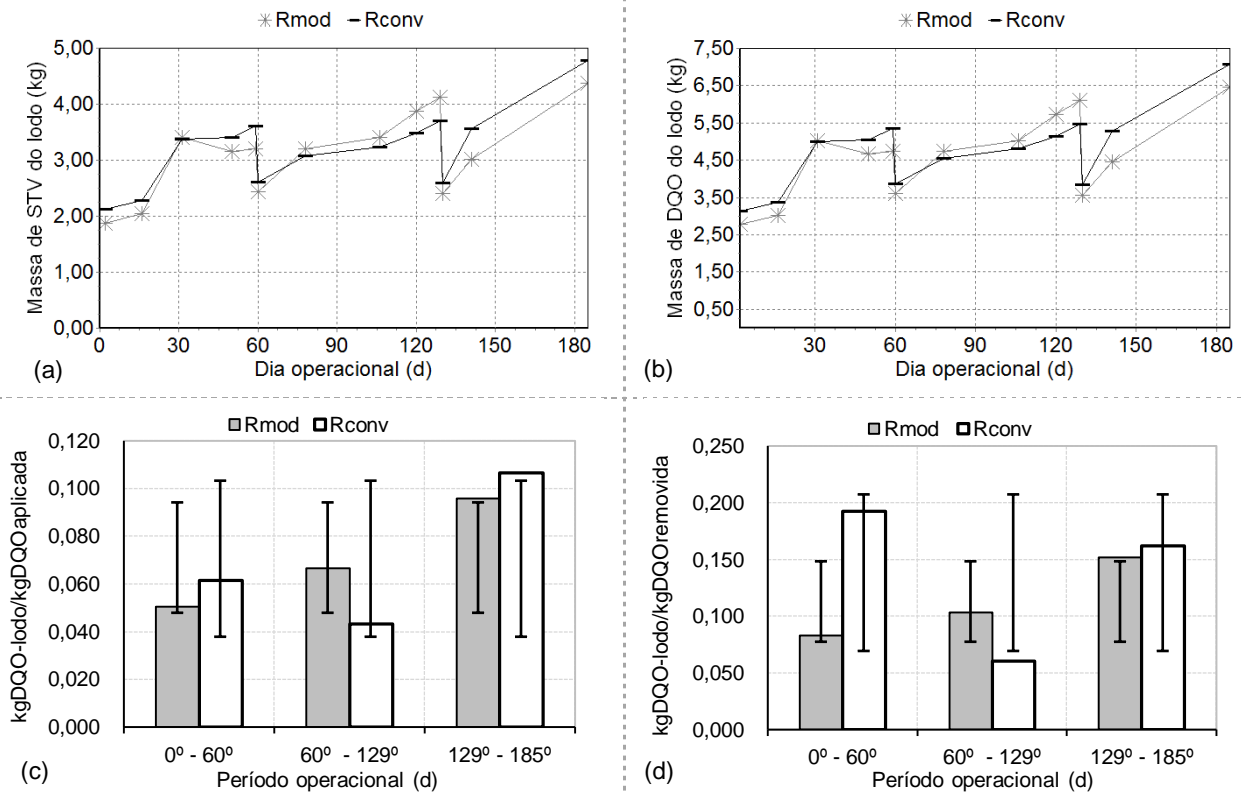


Figura 8.15 – Série temporal da massa de STV do lodo (a); Série temporal da massa de DQO do lodo (b); Série temporal da massa de DQO do lodo por massa de DQO aplicada (c); Série temporal da massa de DQO do lodo por massa de DQO removida (d) – FASE 3.

Já no caso da fase 4 (Figura 8,16), quando foi adotada a estratégia de não se descartar o lodo voluntariamente, os testes estatísticos não revelaram diferenças significativas no acúmulo de sólidos (MSTV no, Figura 8.16a) nos dois reatores. Este mesmo resultado foi verificado no caso da produção de CH₄. Por outro lado, como as concentrações efluentes de SST e SSV foram estatisticamente diferentes, não se pode afirmar que os reatores apresentaram igual desempenho na retenção de sólidos. Assim, o reator R_{mod} apresentou desempenho inferior na retenção de sólidos, que está relacionado com a elevação do lodo pelo coletor de biogás de primeiro estágio e o menor tempo de residência hidráulica, conduzindo à maior perda de sólidos no efluente.

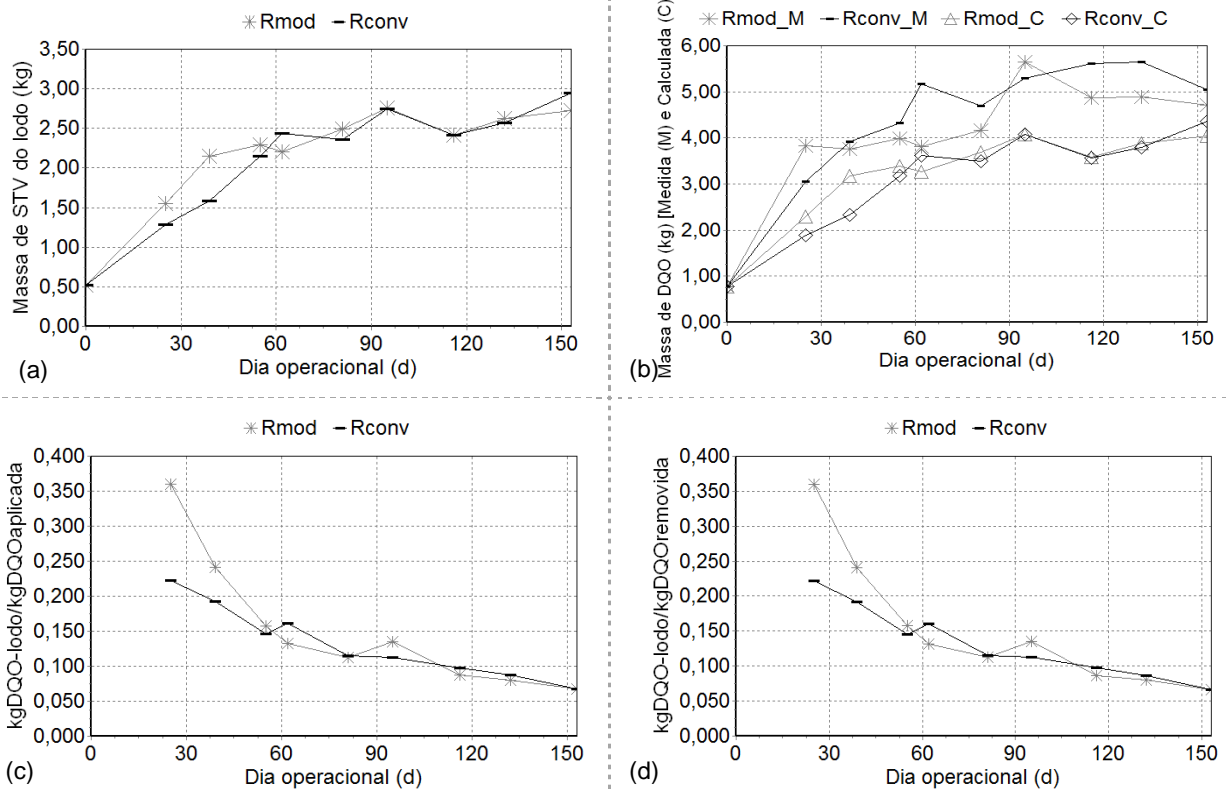


Figura 8.16 – Série temporal da massa de STV do lodo (a); Série temporal da massa de DQO do lodo (b); Série temporal da massa de DQO do lodo por massa de DQO aplicada (c); Série temporal da massa de DQO do lodo por massa de DQO removida (d) – FASE 4.

Na Figura 8.16b é apresentada a massa de DQO correspondente aos STV do lodo que, diferentemente das fases anteriores, foi medida durante a fase 4 (R_{mod} M e R_{conv} M). Nesta mesma figura foram plotados os valores de DQO-lodo calculadas, segundo o coeficiente estabelecido por Van Haandel e Lettinga (1994) de 1,48 gDQO/gSTV, podendo-se observar que a estimativa da DQO do lodo (R_{mod} C e R_{conv} C) por este coeficiente apresentou valores inferiores aos valores reais medidos. Tal fato pode explicar em parte o não fechamento dos balanços de massa de DQO em reatores UASB tratando esgoto doméstico uma vez que a maioria dos estudos utiliza este coeficiente para cálculo da DQO do lodo (SOUZA, 2010). Além disso, a medição da DQO do lodo se mostrou variável ao longo da altura do reator, como era de se esperar, apresentando valores bem mais elevados na região da manta de lodo. Os resultados da DQO do lodo na Fase 4, para cada ponto de amostragem ao longo da altura do reator, são apresentados na Tabela 8.6.

Tabela 8.6 – Resultados da DQO do lodo dos reatores R_{mod} e R_{conv} (gDQO/gSTV) - Fase 4

Dia operacional (d)	R_{mod}						R_{conv}					
	Altura do reator						Altura do reator					
	0,25m	0,75m	1,25m	1,75m	2,25m	2,75m	0,25m	0,75m	1,25m	1,75m	2,25m	2,75m
0	1,51	-	-	-	-	-	1,51	-	-	-	-	-
25	2,09	1,56	-	-	-	-	1,81	1,88	2,12	2,18	2,01	-
39	1,68	1,71	2,00	3,97	-	-	1,87	1,70	2,24	1,72	1,72	-
55	1,55	1,64	1,94	2,93	3,91	-	1,60	1,90	1,93	1,66	1,92	-
62	1,56	1,89	1,73	2,30	2,59	-	1,65	1,91	2,25	2,18	1,90	-
81	1,46	1,84	1,91	1,71	1,63	1,97	1,52	1,88	2,06	1,65	1,66	1,93
95	2,58	1,58	2,13	1,84	1,75	1,44	2,51	0,97	3,29	1,44	1,47	1,15
116	2,36	1,83	1,94	1,81	1,73	1,82	2,36	1,10	2,16	2,19	1,83	1,94
132	2,09	5,13	1,71	2,37	3,12	1,77	2,39	2,36	3,04	2,11	4,04	2,94
153	1,56	2,00	2,28	2,63	5,17	2,18	1,95	1,84	2,39	2,37	2,33	2,20
Mediana	1,62	1,83	1,94	2,34	2,59	1,82	1,84	1,88	2,24	2,11	1,90	1,94

Quanto à parcela da DQO incorporada (ou convertida) ao lodo, neste ponto, a análise dos dados anteriores aos primeiros 50 dias de operação é importante, uma vez que a mesma sustenta as discussões que serão abordadas no capítulo 9. Desta forma, este período inicial de partida também foi analisado e, de acordo com os gráficos das figuras 8.16c e 8.16d, o reator R_{mod} apresentou um maior acúmulo (ou produção) de lodo, comparado ao reator R_{conv} .

Por outro lado, baseado na qualidade do efluente final e na produção de CH_4 durante este período inicial (até meados do 50º dia operacional), é possível perceber que o reator R_{mod} apresentou, simultaneamente, uma maior perda de sólidos no efluente, uma menor parcela da DQO sendo convertida a CH_4 e uma maior produção (acúmulo) de lodo. No entanto, com um maior acúmulo de lodo seria esperado que o reator R_{mod} apresentasse uma maior produção de CH_4 ou, pelo menos, uma menor perda destes sólidos no efluente, se comparado ao reator R_{conv} .

Por outro lado, o que se observou foi este aumento na MSTV do reator R_{mod} que não foi acompanhada do aumento na produção de CH_4 e da redução das concentrações de sólidos no efluente (durante cerca de 40 dias). Assim, a explicação para este fato pode ser devido ao crescimento microbiano, que devido à queda na produção de CH_4 (passados 13 dias da inoculação) e o rápido aumento na MSTV pode ser atribuído ao maior crescimento de microrganismos acidogênicos que podem ter sido responsáveis pela granulação observada em menor tempo no reator R_{mod} (GROTEHUIS *et al.*, 1991; MCLEOD *et al.*, 1990; GUIOT *et al.*, 1992; VANDERHAERGEN *et al.*, 1992; KALOGO & VERSTRAETE, 1999; AIYUK *et*

al., 2006; O'FLAHERTY *et al.*; 2006). Assim, estes resultados parecem corroborar a ocorrência da seleção da biomassa no reator R_{mod} durante o início da fase e o papel destes microrganismos no fenômeno de granulação.

8.3.5 Balanço de massa

A análise final de desempenho dos reatores foi realizada em termos do balanço de massa de DQO, embora o mesmo seja mais realista em condições estacionárias (“*steady state conditons*”) da concentração de DQO do esgoto afluente, da massa de sólidos no reator, da produção de metano e da concentração do efluente final o que não ocorre na prática (VON SPERLING, 1996; SEGHEZZO, 2004). Isso porque, em condições estacionárias, considera-se que não há acúmulo de DQO no reator, o que significa dizer que a produção diária de biomassa será descarregada no efluente (VAN HAANDEL & LETTINGA, 1994). No entanto tal fato só ocorrerá quando o reator estiver completamente cheio de lodo (massa de sólidos constante no reator), o que manterá constante a produção de metano e a qualidade do efluente final. Assim, buscou-se estabelecer os balanços de massa em condições dinâmicas como pode ser observado nos gráficos das Figuras 8.17 a 8.20.

Nestes balanços de massa, foram plotados os valores da carga de $DQO_{aplicada}$, da carga de $DQO_{removida/observada}$ (obtida a partir da diferença entre a carga de $DQO_{aplicada}$ e a carga de DQO remanescente no efluente final - $DQO_{efluente}$), das cargas de DQO-lodo e DQO- CH_4 ($DQO_{removida/teórica}$), e da carga de $DQO_{efluente}$.

Em tese, as parcelas correspondentes à DQO-lodo, DQO- CH_4 e de $DQO_{efluente}$ ($DQO_{recuperada}$) deveriam resultar na própria $DQO_{aplicada}$. Entretanto, existem outras rotas de conversão da DQO nos reatores anaeróbios que não foram quantificadas, como a sulfetogênese e possivelmente a oxidação biológica anaeróbia do metano, além da perda de CH_4 dissolvido no efluente (SOUZA, 2010). Sobre as demais rotas, no caso do tratamento de esgoto sanitário que apresenta baixas concentrações de sulfato, Souza (2010) obteve percentuais da ordem de 5 % da $DQO_{aplicada}$ para sulfato redução, que naturalmente são baixas, como era de se esperar. Quanto à possibilidade de consumo de CH_4 no reator, a mesma ainda requer investigação, que comprove a ocorrência desta rota metabólica em reatores UASB tratando esgoto sanitário, embora tal mecanismo já tenha sido observado em lodo digerido de esgoto (ZEHNDER & BROCK; 1980 *apud* SOUZA, 2010).

Já para perda de metano dissolvido no efluente, Souza (2010), conduzindo estudos em paralelo ao presente trabalho, realizou estas medições para os reatores R_{mod} e R_{conv} . Os resultados observados indicaram menores concentrações de metano dissolvido no efluente do reator R_{mod} , em relação ao reator R_{conv} , para as duas condições de TDH, 5 e 7 horas (resultados comprovados estatisticamente pelo teste de Wilcoxon para nível de significância de 5 %). Tal fato, como foi especulado pelo próprio autor, é um indicativo de que a maior agitação na região da superfície do separador trifásico do reator R_{mod} possibilita maior desprendimento de gases gerados na zona de digestão, intensificando o coeficiente de transferência de massa do metano dissolvido da fase líquida para a fase gasosa. Aparentemente, o mesmo resultado foi observado para o desprendimento de H_2S da fase líquida. Assim, estes resultados revelaram que a configuração diferenciada do reator R_{mod} pode apresentar outros benefícios, que podem vir a ser melhor explorados.

Comparando os balanços de massa dos dois reatores na fase 1 (Figuras 8.17a e 8.17b) pode-se observar que as parcelas de DQO- CH_4 e de DQO-lodo foram similares, como já fora anteriormente comprovado. Como estas duas parcelas, em tese, deveriam representar a parcela da DQO removida, poder-se-ia concluir que o desempenho dos reatores fora similar. Por outro lado, esta conclusão não foi corroborada pela qualidade do efluente final e conseqüentemente pela parcela da DQO_{removida}. Assim, as diferenças na qualidade do efluente final e, ao mesmo tempo, a igualdade das parcelas de DQO do lodo e do CH_4 entre os dois reatores podem ser explicadas da seguinte forma:

- R_{mod} : apresenta maior perda de DQO no efluente e maior liberação de metano da fase líquida. Tendo como resultado uma menor acumulação de lodo e uma menor perda CH_4 .
- R_{conv} : apresenta menor perda de DQO no efluente e conseqüentemente uma maior acumulação de lodo e uma maior produção de CH_4 no reator, porém apresenta maior perda de metano dissolvido no efluente.
- Resultado: o maior acúmulo de sólidos no reator R_{conv} (devido à menor parcela de DQO_{efluente}) não leva a maior quantidade do DQO-lodo no reator R_{conv} , pois estes são convertidos à metano, levando à maior produção de gás comparado ao reator R_{mod} . No entanto, esta maior produção de CH_4 não conduz a maiores parcelas de DQO- CH_4 , uma vez que o reator R_{conv} deixa escapar no efluente uma maior quantidade de metano dissolvido que o reator R_{mod} . Assim, a massa de sólidos no reator R_{conv} que deveria ser maior que o reator R_{mod} , não o é, pois a diferença é convertida a CH_4 . Com isso, o reator

R_{conv} deveria apresentar uma maior produção de metano que o reator R_{mod} , mas o mesmo não apresenta, pois a diferença é perdida no efluente na forma de dissolvida. Como o reator R_{mod} possui menor perda de metano dissolvido, a produção CH_4 nos mesmo tende a se igualar.

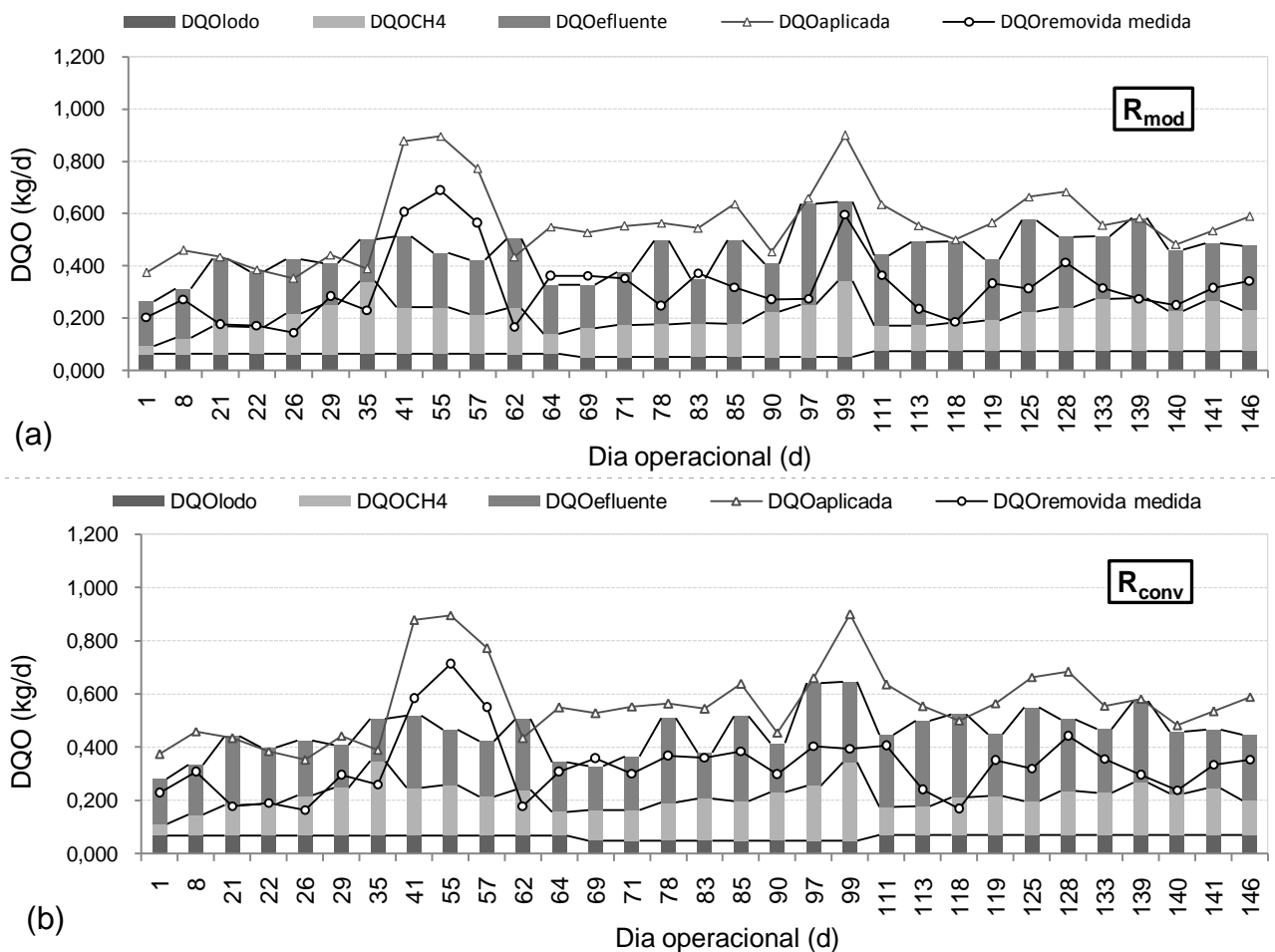


Figura 8.17 – Série temporal de balanço de DQO nos reatores (a) R_{mod} e lodo (b) R_{conv} – FASE 1.

Esta conclusão é respaldada pela análise da $DQO_{recuperada}$ ($DQO_{lodo} + DQO_{CH_4} + DQO_{efluente}$) que foi cerca de 86 % no reator R_{mod} e 77 % no reator R_{conv} (considerando as medianas de $DQO_{recuperada}$). Ou seja, como no reator R_{mod} se recupera maior parte na $DQO_{aplicada}$, isso significa dizer que o mesmo perde uma menor quantidade de CH_4 dissolvido (uma vez que esta parcela não é recuperada, pois não foi medida), o que foi comprovado por Souza (2010). Por outro lado, como se recupera uma menor quantidade da $DQO_{aplicada}$ no caso do reator R_{conv} , isso indica que o mesmo perde mais CH_4 dissolvido.

Na fase 2 (Figura 8.18a e 8.18b), estas mesmas conclusões não são verdadeiras, uma vez que os testes estatísticos indicaram diferenças significativas na DQO-lodo e na DQO-CH₄ entre os dois reatores. Como já fora discutido nos itens anteriores, a condição operacional da fase 2 não se mostrou benéfica para o reator R_{mod}. No entanto, o percentual da DQO_{aplicada} que foi recuperada no efluente, no lodo e no biogás foi de 77 e 64 %, respectivamente, nos reatores R_{mod} e R_{conv}, corroborando mais uma vez as medições de metano dissolvido realizadas por Souza (2010) (maior perda de metano dissolvido no efluente do R_{conv} e conseqüentemente menor parcela de DQO_{recuperada}).

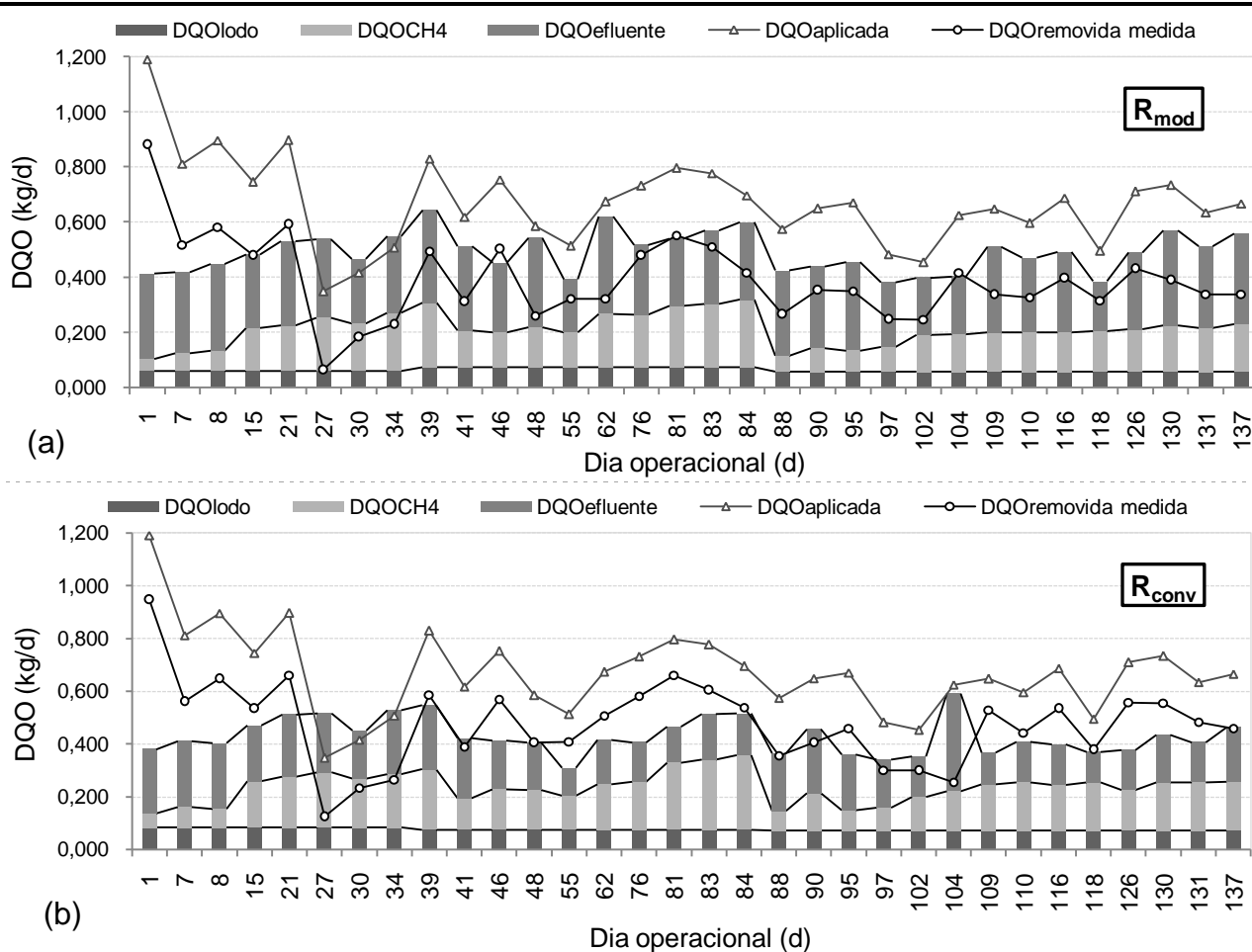


Figura 8.18 – Série temporal de balanço de DQO nos reatores (a) R_{mod} e lodo (b) R_{conv} – FASE 2.

Vale destacar ainda que, devido aos menores percentuais de DQO_{recuperada} nos dois reatores para a fase 2 (TDH = 5 h) em relação a fase 1 (TDH = 7 h), as perdas de metano dissolvido foram menores na condição de TDH de 7 h. Este comportamento, de acordo com Souza (2010), deve-se a maior degradação da matéria orgânica para maiores valores de TDH (7 h) e a maior supersaturação de metano na fase líquida (devido à maior produção), que aumenta a

taxa de liberação do mesmo para a fase gasosa no separador trifásico, e reduz o percentual de metano que é perdido na forma dissolvida com o efluente. Todavia, se a fase líquida encontrasse supersaturada e a mesma está continuamente saindo no efluente poder-se-ia esperar maiores concentrações de metano dissolvido.

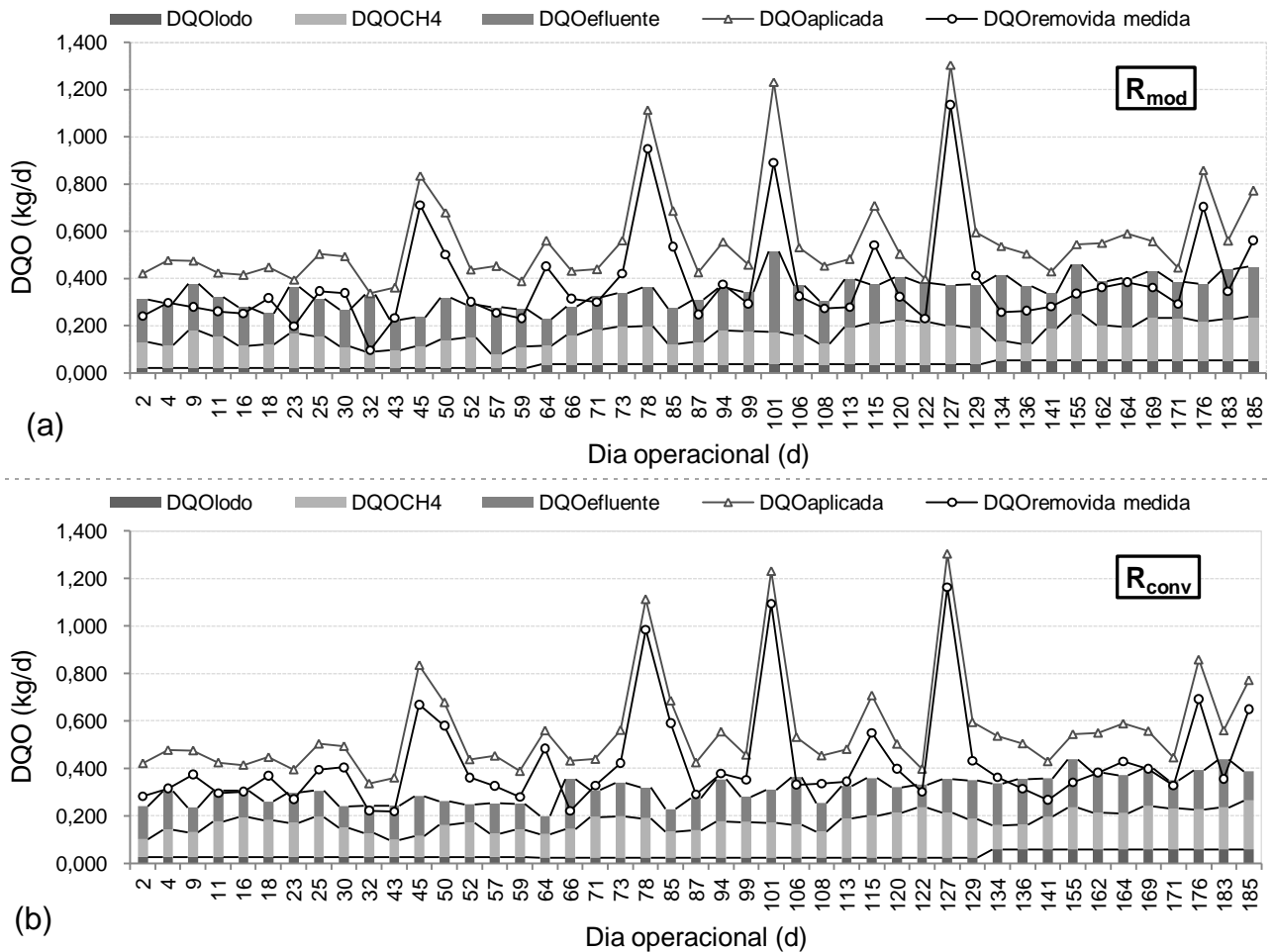


Figura 8.19 – Série temporal de balanço de DQO nos reatores (a) R_{mod} e lodo (b) R_{conv} – FASE 3.

Na fase 3 (Figura 8.19a e 8.19b) os percentuais de $DQO_{recuperada}$ foram de 67 % e 63 % respectivamente nos reatores R_{mod} e R_{conv} . Estes resultados indicam que a perda de $DQO-CH_4$ no efluente do reator R_{mod} esteve mais próxima do observado no reator R_{conv} . Nesta fase, e também na fase 4, os trabalhos de Souza (2010) já haviam sido concluídos, de modo que não se pode afirmar que de fato tenha havido maior perda de metano no efluente do reator R_{mod} . Este possível aumento na perda de CH_4 dissolvido pode ser consequência do fechamento dos orifícios de saída da espuma do separador, uma vez que a mesma se acumulou em maior

quantidade nesta fase, impondo uma resistência física à transferência do biogás da fase líquida para a fase gasosa, semelhante ao que ocorre no reator R_{conv} .

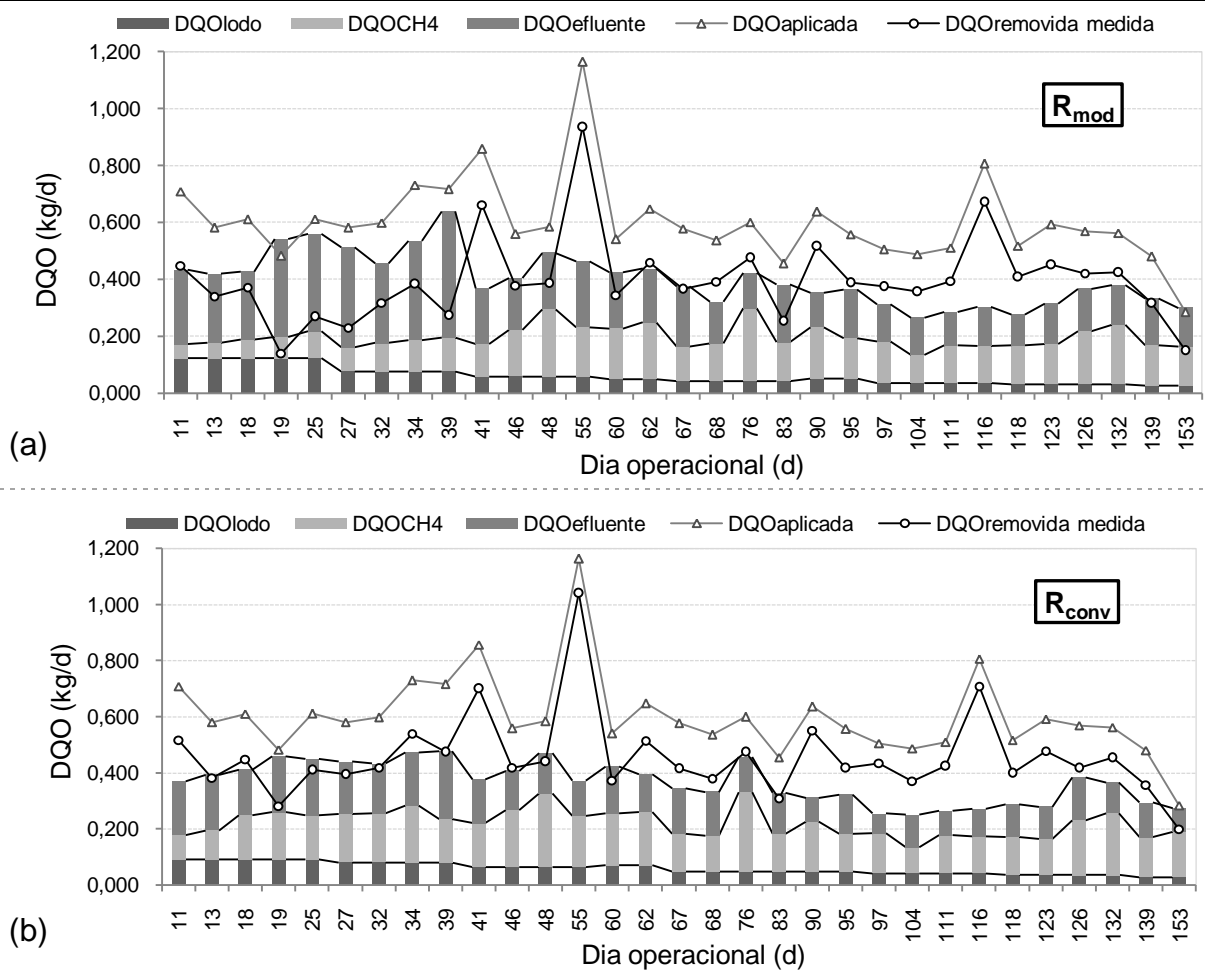


Figura 8.20 – Série temporal de balanço de DQO nos reatores (a) R_{mod} e lodo (b) R_{conv} – FASE 4.

Na fase 4, (considerando apenas os dias operacionais posteriores aos primeiros 50 dias) como os testes estatísticos não revelaram diferenças significativas na MSTV dos reatores e na carga de DQO convertida a metano ($kgDQO-CH_4/d$), em tese, o desempenho dos reatores deveria ter sido o mesmo, uma vez que a $DQO_{removida/teórica}$ foi a mesma. A diferença de desempenho (comprovada estatisticamente) constatada pela $DQO_{removida/observada}$, mais uma vez, é explicada pela elevação do lodo promovida pelo coletor de biogás de primeiro estágio e a conseqüente perda de sólidos no efluente, sobretudo porque nesta fase o reator R_{mod} novamente operou com os orifícios de saída da espuma do separador abertos. Nesta fase, o percentual de $DQO_{recuperada}$ também foi superior no reator R_{mod} , sugerindo que a perda CH_4 dissolvido tenha

sido inferior neste reator, comparado ao reator R_{conv} , embora estes percentuais tenham sido mais aproximados nesta fase se comparada as demais. No reator R_{mod} observou um percentual de DQO recuperada de 65 % enquanto que no reator R_{conv} este percentual foi de 60 %.

Por fim, o desempenho inferior observado no reator R_{mod} pode ser explicado por duas outras razões importantes. A primeira refere-se ao tempo de residência celular, que foi inferior aos valores observados no reator R_{conv} , como pode ser observado na Tabela 8.7, para cada fase operacional.

Na referida tabela, as idades do lodo observadas em cada fase operacional também podem explicar o melhor desempenho dos reatores na fase 4, em relação às demais. Isso porque, nesta fase, mesmo o reator R_{mod} , que apresentou uma maior perda de sólidos no efluente, em razão da sua configuração diferenciada, apresentou uma idade do lodo mais elevada comparada às demais fases. Na condição operacional da fase 4, o mesmo apresentou idade do lodo de 61 dias, enquanto no reator R_{conv} este valor chegou a 118 dias.

Tabela 8.7 – Tempo de residência celular dos reatores R_{mod} e R_{conv} para cada fase operacional.

FASE	R_{mod}	R_{conv}
	θ_c (d)	θ_c (d)
FASE 1	30	31
FASE 2	30	46
FASE 3	46	66
FASE 4	61	118

Por fim, a segunda importante razão, que também explica o desempenho inferior observado pelo reator R_{mod} , está relacionada ao TDH real. Para um TDH teórico de 7 h, o reator R_{mod} apresentou um TDH real de 3,83 h, enquanto o reator convencional revelou um TDH real de 5,33 h (Capítulo 6). Assim, considerando este fato, o desempenho do reator R_{mod} pode até ser considerado satisfatório, sobretudo nas condições operacionais da fase 4.

8.4 Conclusões

- O reator R_{mod} operado com TDH de 7 h (ou 5 h), com orifícios de saída da espuma abertos, e com descartes de lodo frequentes (30-60 dias), apresentou um desempenho inferior ao reator R_{conv} com relação à remoção de matéria orgânica da fase líquida. No entanto, quando o reator R_{mod} foi operado sob estas mesmas condições, mas sem descartes de lodo frequentes, os resultados foram mais satisfatórios, uma vez que o mesmo foi capaz de atender aos padrões de lançamento de efluentes de DQO em 100 % das amostras

coletadas, e 80 % no caso da DBO. Tal fato deve-se às maiores idades do lodo alcançadas para esta estratégia de operação.

- Nas condições de operação com TDH de 7 h, com os orifícios de saída da espuma fechados e com descartes de lodo praticados entre 30-60 dias, o reator R_{mod} apresentou melhoria no desempenho na remoção de matéria orgânica. No entanto, este resultado foi pouco importante, uma vez que não houve o controle simultâneo da espuma.
- O reator R_{mod} operado com TDH de 7 h, com os orifícios abertos ou fechados, com ou sem descarte do lodo freqüentes, não apresentou diferença na produção de CH_4 observada no R_{conv} (0,15 kgDQO- CH_4 /dia). Por outro lado, quando operado com TDH de 7 h com orifícios fechados, ou 5 h com orifícios abertos, a produção de metano foi inferior no reator R_{mod} .
- Com relação à retenção de sólidos, somente nas condições operacionais de TDH de 7 h e orifícios abertos, o reator R_{mod} apresentou um desempenho similar ao observado no reator R_{conv} . Tal fato pode estar associado à maior viscosidade do lodo uma vez que nesta condição as temperaturas operacionais foram às menores entre as demais.
- Os resultados dos balanços de massa sugerem que o reator R_{mod} apresenta menor perda de CH_4 dissolvido no efluente, devido à agitação promovida pelo fluxo na região de separação do biogás da fase líquida.

Assim, a hipótese de que o reator poderia manter um desempenho similar à versão original do reator UASB e ao mesmo tempo controlar a espuma no separador trifásico foi negada. No entanto, cabe destacar que o TDH real deve ter sido o elemento determinante para os resultados encontrados, uma vez que este foi bem inferior no reator R_{mod} .

Por outro lado, foi observado que na condição operacional da fase 4, o mesmo pôde manter um desempenho tão elevado quanto o reator R_{conv} , ainda que seu TDH real correspondesse apenas 70 % do TDH real observado no reator R_{conv} . Ressalta-se ainda, que o desempenho do reator R_{conv} , muitas vezes acima do esperado para um reator UASB tratando esgoto doméstico, pode estar associado à presença do lodo granular. Todavia, a diferença de desempenho de um lodo granular tratando esgoto sanitário, comparativamente ao lodo floculento, não pôde ser avaliada, uma vez que o lodo, em nenhum dos dois reatores, se manteve na forma floculenta.

9 SELEÇÃO DE BIOMASSA GRANULAR EM REATOR UASB COM DUPLO ESTÁGIO DE COLETA DE BIOGÁS: EFEITOS SOBRE A PRODUÇÃO DE EXOPOLÍMEROS E A DISTRIBUIÇÃO GRANULOMÉTRICA

9.1 Introdução

O lodo flocculento de pobre sedimentabilidade é limitante das condições operacionais que podem ser empregadas no caso de reatores UASB tratando esgoto sanitário (MAHAMOUD *et al.*, 2004). A revisão da literatura sobre a granulação do lodo anaeróbio tratando este tipo de efluente revela que o fenômeno seria muito difícil de ocorrer, embora já tenha sido observada sob algumas condições (VAN DER LAST & LETTINGA, 1992; LETTINGA, *et al.*, 1993; SINGH *et al.* 1996; LIGERO & SOTO, 2002; AIYUK *et al.*, 2006; SEGHEZZO, 2004; PEREIRA, 2007).

Por outro lado, Ghangrekar *et al.* (2005) afirmaram que o sucesso da etapa de partida de reatores tratando efluentes industriais solúveis pode ser atribuído à ocorrência do fenômeno de granulação do lodo anaeróbio. Com estes tipos de efluentes mais concentrados, a ocorrência do fenômeno tem sido relatada com frequência, associando-o às maiores cargas orgânicas aplicadas e à alta produção de gases, que criam condições seletivas à biomassa (HULSHOFF POL, 1989 *apud* HULSHOFF POL *et al.*, 2004). Segundo a teoria da pressão seletiva, as condições operacionais vão determinar o tipo de lodo presente no reator. Por exemplo, em condições de “stress”, causada por elevadas velocidades ascensionais, ocorre a expulsão do lodo leve, enquanto que a biomassa de melhores características de sedimentabilidade permanece no reator (LIU *et al.*, 2003; HULSHOFF POL *et al.*, 2004). Por outro lado, em condições de baixa velocidade ascensional e longos tempos de detenção hidráulica, ocorre o desenvolvimento de uma biomassa flocculenta com uma menor habilidade em promover a granulação (LIU *et al.*, 2003).

Além da teoria da pressão seletiva, várias outras teorias foram desenvolvidas no intuito de explicar 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, não há um protocolo definido que leve à granulação do lodo.

Um fato que apresenta maior consenso na ocorrência da granulação do lodo anaeróbio é a produção de polímeros extracelulares (MORVAI *et al*, 1992; JIAN E SHI-YI, 1993; HULSHOFF POL *et al*, 2004, LIU *et al*, 2003). As “EPS” (Extracelular Polymeric Substancias) têm sido reportadas como elementos indispensáveis à ocorrência do fenômeno de granulação porque estas substâncias poliméricas conferem tanto adesão, quanto coesão, tendo um importante papel na formação e na estruturação da matriz do grânulo (LIU *et al*, 2004).

A composição e a produção dos polímeros extracelulares estão associadas a diversos fatores como o tipo de efluente, o TDH, as espécies microbianas envolvidas no processo, a fase de crescimento, as condições hidrodinâmicas que os biogrânulos são desenvolvidos, a presença de cargas tóxicas, a temperatura etc. Segundo Liu *et al* (2004), não há nenhuma razão para os microrganismos secretarem uma quantidade excessiva de biopolímeros em condições normais. Entretanto, em condições de stress, como, por exemplo, cargas tóxicas, compostos inibidores (NH₃) ou condições hidrodinâmicas, a produção dos polímeros pode ser estimulada podendo levar à granulação do lodo.

Neste contexto, o presente estudo testou a utilização de uma nova configuração de reator UASB dotado de dois estágios de coleta de biogás, aplicado ao tratamento de efluentes domésticos, quanto aos processos de agregação da biomassa. Neste reator, foi observado em estudos preliminares a ocorrência do fenômeno de granulação do lodo, que poderia estar associada à seleção da biomassa devido às condições hidrodinâmicas impostas pelo 1º estágio de coleta de biogás.

Assim, objetivando avaliar a possível seleção de biomassa granular promovida pela presença do coletor de biogás de primeiro estágio, a produção de EPS e a granulometria das partículas do lodo no reator UASB/DECB foram comparados ao reator UASB convencional, desde a etapa de partida.

9.2 Metodologia

9.2.1 Aparato experimental

O aparato experimental constou de dois reatores UASB em escala piloto, denominados: reator R_{mod} (Reator UASB modificado - DECB) e reator R_{conv} (Reator UASB convencional) instalados no CePTS tratando esgoto sanitário bruto. A descrição completa (dimensões e

princípios de funcionamento) e outros detalhes destes dois reatores foram apresentados no capítulo 5.

9.2.2 Descrição do mecanismo de seleção da biomassa idealizado no reator R_{mod}

A seleção da biomassa no reator pode ocorrer em razão da presença do coletor de biogás de 1º estágio, uma vez que o mesmo favorece a elevação da mesma para região de acumulação de espuma. Na região próxima do coletor de primeiro estágio ocorrem correntes que tendem a succionar o lodo do leito quando da passagem do biogás. Isso porque o fluido que percorre a parte interna ao coletor de primeiro estágio, devido à presença das bolhas gás, tende a apresentar uma menor massa específica que o fluido que percorre a parte externa do coletor, criando uma diferença de massa específica que por sua vez estabelece uma corrente de fluxo da parte externa para a parte interna do tubo. Assim, haverá uma circulação interna no reator, estando à parte interna preferencialmente em fluxo ascensional e a parte externa em fluxo descensional, semelhante ao princípio de funcionamento da geração de reatores do tipo *gas/air-lift* (NICOLELLA *et al.*, 2000, DRIESSEN & VEREIJKEN, 2003). Assim, acredita-se que estas correntes de sucção abaixo do coletor de biogás de primeiro estágio possam criar condições físicas seletivas à biomassa, de maneira que somente os microrganismos mais adaptados permanecerão do reator (Figura 9.1).

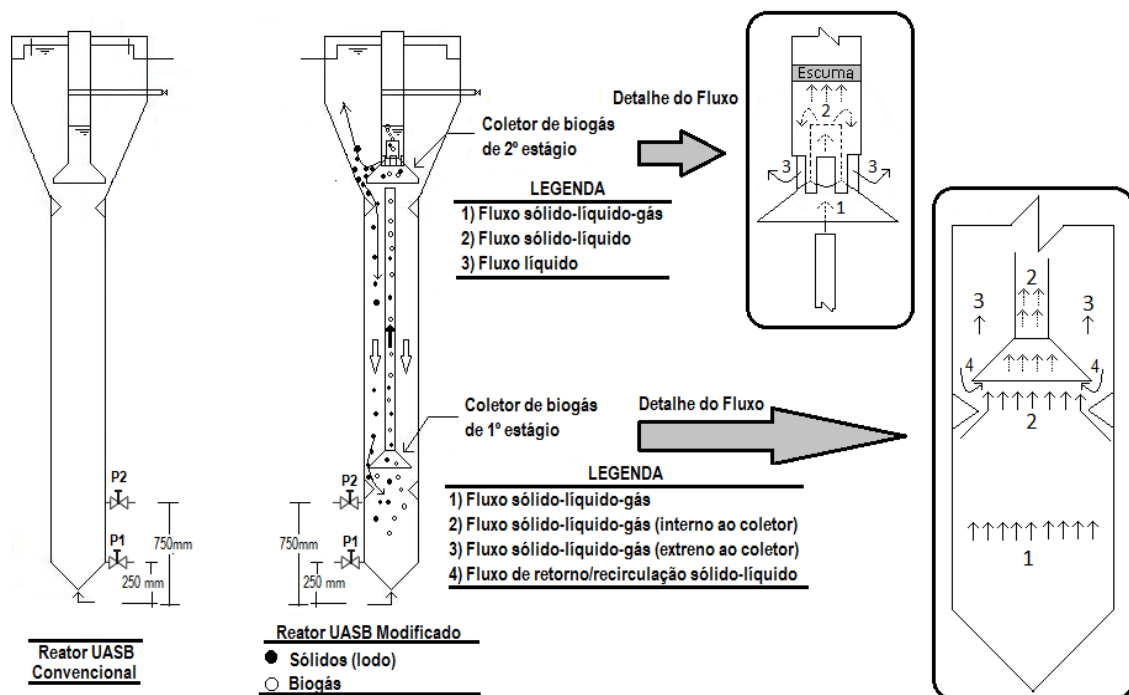


Figura 9.1 – Representação esquemática do reator R_{mod} com detalhes do fluxo idealizado

9.2.3 Condições Operacionais

Os reatores operaram com TDH de 7 h, velocidade ascensional de 0,7 m/h e vazão constante de 49 L/h. Maiores detalhes das condições operacionais foram apresentados no capítulo 8 (Fase 4).

9.2.4 Inoculação e partida dos reatores

Os reatores R_{mod} (Reator UASB modificado - DECB) e R_{conv} (Reator UASB convencional) foram inoculados com 40 litros de lodo floculento proveniente de outro reator UASB em escala de demonstração em operação no CePTS, tratando o esgoto bruto afluente à estação. Os reatores operaram durante 153 dias sem descarte de lodo para que o estado estacionário fosse atingido e nenhuma interferência no processo ocorresse. Outros detalhes do lodo de inóculo são resumidas na Tabela 9.1.

O lodo foi previamente passado pela peneira de 0,7 mm de abertura para garantir a ausência de grânulos previamente formados. Isso porque, de acordo com Grangraker (2005), uma das dificuldades do estudo de granulação é que a maioria dos reatores é inoculada com lodo proveniente de digestores de lodo, que podem conter grânulos previamente formados.

Tabela 9.1 – Características do lodo de inóculo

Parâmetro	Unidade	Lodo
ST	(g/L)	22,0
STV	(g/L)	13,1
AME	(gDQO-CH ₄ /gSTV.d)	0,07
Carboidratos Extracelulares	(mg/gSTV)	138
Proteínas Extracelulares	(mg/gSTV)	576
Lipídeos Extracelulares	(mg/gSTV)	35
Granulometria	% de partículas menores que 0,7 mm	100%

9.2.5 Monitoramento

O monitoramento foi realizado para a fase líquida (esgoto bruto afluente e os efluentes dos reatores) e para o lodo. A Tabela 9.2 apresenta um resumo dos pontos de amostragem com os seus respectivos parâmetros de análises, frequência de amostragem e a forma de coleta, utilizados em todas as etapas experimentais. Cabe ressaltar que a quantificação de polímeros foi realizada para os pontos situados a 0,25 m e 0,75 m do fundo dos reatores (Figura 9.1) doravante denominados P1 e P2. Já as análises de granulometria foram realizadas a partir da composição de uma amostra única, advinda de duas alíquotas coletadas dos pontos P1 e P2.

Tabela 9.2 – Pontos de amostragem, respectivos parâmetros em análise, freqüência e tipo de amostragem

Amostra	Análise	Freqüência	Amostragem
Esgoto Bruto (EB)	Carboidratos, proteínas e Lipídeos	semanal	composta
Efluente do reator R _{mod}	Carboidratos, proteínas e Lipídeos	semanal	composta
Efluente do reator R _{conv}	Carboidratos, proteínas e Lipídeos	semanal	composta
Lodo (P1 e P2)	Polímeros extracelulares	semanal	Pontual
	Granulometria	Quinzenal	Composta pontos P1 e P2

9.2.6 Monitoramento da produção de polímeros

A produção dos polímeros extracelulares foi realizada uma vez por semana, coletando-se amostras pontuais nos pontos P1 e P2. Os polímeros foram quantificados segundo o protocolo descrito em Liu *et al.* (2002), que inclui a centrifugação, a extração e a filtração das amostras.

Primeiramente as amostras (5,0 mL) foram centrifugadas a 4500 rpm por 15 minutos, descartando-se em seguida o líquido sobrenadante e deixando somente a massa de lodo para extração dos polímeros. A esta massa foram adicionados 30 µL de solução de formaldeído 36,5% e 2 ml de solução de NaOH 1N, deixado durante 3 horas a 4 °C, para a extração dos polímeros das células pelas soluções adicionadas. Passado o tempo de extração, a amostra foi centrifugada a 4000 rpm por 20 minutos com temperatura controlada a 4 °C.

Após a centrifugação, o sobrenadante foi retirado com uma seringa e filtrado em filtro de 45 µm (remoção de sólidos) seguido por outro de 22 µm (remoção das células), com as seguintes especificações: Milipore (Durapore® HV, 0,45 µm e 0,22 µm, PVDF, 33 mm). O filtrado foi diluído de 70 a 100 vezes com água Mili-q® e, dessa amostra diluída, procedeu-se as análises específicas dos polímeros, carboidratos, proteínas e lipídios.

9.2.7 Análises de Matéria Orgânica Específica

Foram realizados análises de carboidratos, proteínas e lipídios no esgoto bruto (amostras filtradas), nos efluentes dos reatores (amostras filtradas) e nos polímeros extraídos do lodo. As análises de carboidratos foram baseadas na metodologia descrita por Dubois *et al* (1956) e posteriormente adaptada para análise de águas residuárias por Gadelha e Blundi (2001). Já as análises de proteínas foram baseadas no método Lowry (Lowry *et al.*,1951) e, finalmente, as análises de lipídios foram baseadas no método da sulfosfosovanilina (Postma & Stroes, 1968) adaptado por Blundi e Gadelha (2001) para águas residuárias. Os resultados de carboidratos,

proteínas e lipídeos do esgoto bruto foram convertidos para DQO através dos coeficientes experimentais apresentado por Aquino *et al.* (2006), de 1,07 mgDQO/mgGlicose, 1,59 mgDQO/mgCaseína e 1,6 mDQO/mgÓleo.

9.2.8 Análises de Granulometria

As análises de granulometria foram realizadas no Laboratório de Sedimentometria e Qualidade das Águas do Centro de Pesquisa Reológica e Mineralógica do Brasil (CPRM) - Serviço Geológico do Brasil, Superintendência Regional de Belo Horizonte, em granulômetro de espalhamento a laser Mastersizer 2000[®] da marca Malvern. Na realização das análises não foi utilizado ultra-som como agente dispersante (utilizando-se apenas água), de modo a impedir a desagregação dos grânulos, e também foi mantida baixa velocidade de agitação, de 300 rpm.

9.2.9 Análises estatísticas

Foi aplicado o teste T de Wilcoxon com α de 10 % (em razão do pequeno tamanho da amostra) para a produção de polímeros extracelulares, para os dois pontos de amostragem P1 e P2 (ver ANEXO 6).

9.3 Resultados e Discussão

9.3.1 Aporte de carboidratos, proteínas e lipídeos

As figuras 9.2a a 9.2f apresentam os resultados das concentrações dos componentes da matéria orgânica do afluente e efluente dos reatores em forma de séries temporais e gráficos Box-plot. Em termos percentuais medianos o esgoto bruto afluente apresentou 55 % da matéria orgânica na forma de proteínas, 25 % na forma de carboidratos e 20 % na forma de lipídeos. Já os efluentes dos reatores, apresentaram relações da ordem 65 % (proteínas), 19 % (carboidratos) e 15 % (lipídeos) em média.

A quantidade de açúcares, também denominado de matéria orgânica rapidamente acidificável (RACOD), foi de 50 mg/L em termos medianos (Figura 9.2d), estando de acordo com os valores citados por Aiyuk *et al.* (2006), de 25 – 50 mg/L para esgoto sanitário com DQO de 500 mg/L. Assim observa-se que o aporte destes compostos de elevada energia é de fato muito baixa, razão pela qual a literatura acredita que o fenômeno de granulação não seria possível no caso de efluentes domésticos (KALOGO & VERSTRAETE, 1999; AIYUK *et al.*,

2006). Isso porque, de acordo com Aiyuk *et al.* (2006), as baixas concentrações de RACOD limitam o crescimento das bactérias acidogênicas, que são responsáveis pela produção dos exopolissacarídeos (EPS) e o rápido crescimento do grânulo (VANDERHAEGEN *et al.*, 1992). Todavia, Kalogo *et al.* (2001) demonstraram que mesmo em condições de suplementação de glicose (120 mg/L de melaço) a granulação do lodo tratando efluente sanitário não foi observada.

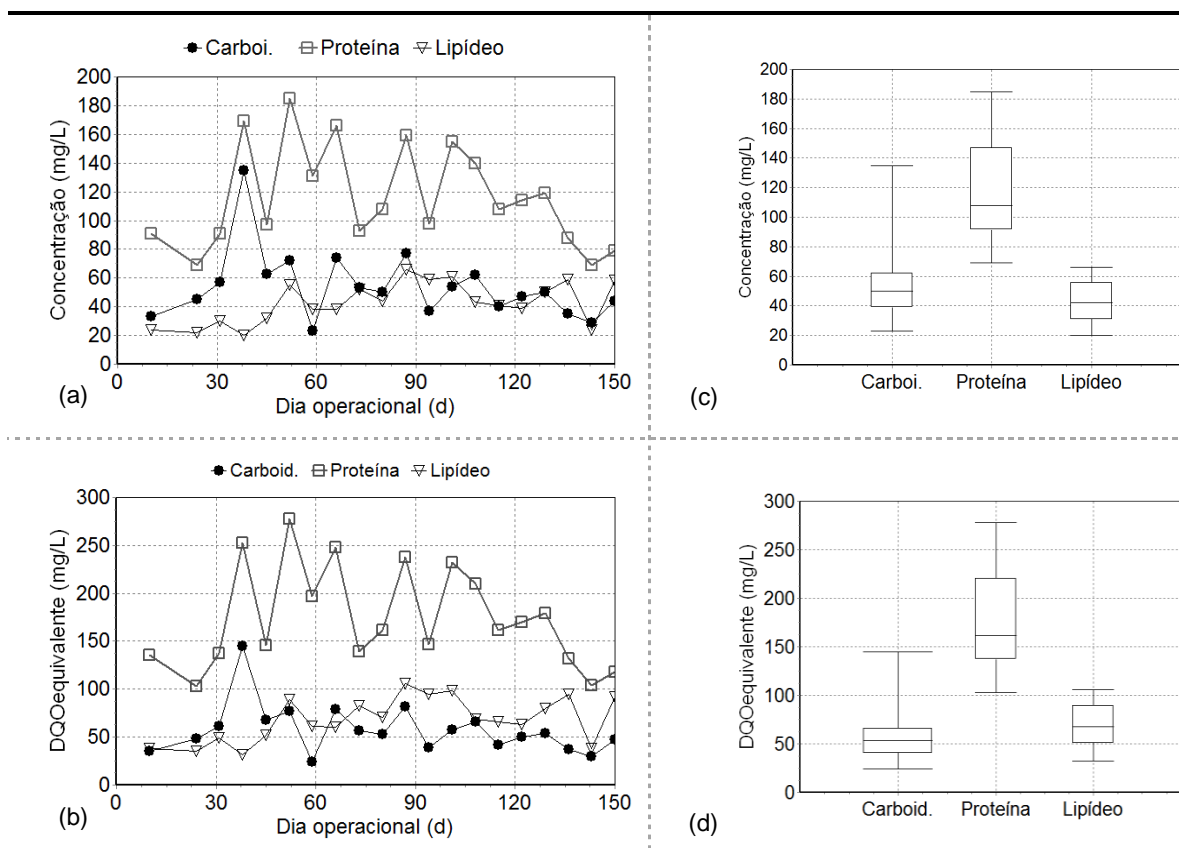


Figura 9.2 – Matéria orgânica específica e DQO equivalente no esgoto bruto (EB); Séries temporais (a) e (b); Gráficos Box-plot (c) e (d).

9.3.2 Produção de Polímeros Extracelulares.

Os gráficos das Figuras 9.3a a 9.3f apresentam os resultados da produção de polímeros extracelulares no lodo dos dois reatores, para os dois pontos de análise P1 (posicionado a 0,25 m do fundo do reator) e P2 (posicionado a 0,75 m do fundo do reator).

Observa-se que a composição dos polímeros extracelulares varia de acordo com a composição do substrato afluente (LIU *et al.* 2004), apresentando uma composição semelhante a este, com maiores concentrações de proteínas extracelulares seguidas dos carboidratos e lipídeos, tal

como ocorre no esgoto bruto. No caso do reator R_{mod} a composição mediana dos EPS foi de 26 % de carboidratos, 70 % de proteínas e 4 % de lipídeos, e no reator R_{conv} a composição foi de 23 % de carboidratos, 72 % de proteínas e 5 % de lipídeos.

De maneira geral, para os três tipos de polímeros, as concentrações diminuíram desde o início da operação até próximo do 50º dia operacional no ponto P1, enquanto que, no caso do ponto P2, foi observado um aumento nas concentrações dos polímeros em relação ao lodo de inóculo. Além disso, os resultados mostram que, por alguma razão, notadamente no ponto P2, houve uma maior quantidade de carboidratos extracelulares (Figura 9.3e) produzida no reator R_{mod} , em relação ao reator R_{conv} , a partir do 45º dia operacional. Os valores medianos, considerando os dados após estes primeiros 45 dias de operação o reator R_{mod} , indicaram uma quantidade de carboidratos-extracelulares de 146 mg/gSTV, enquanto no reator R_{conv} a quantidade foi de 97 mg/gSTV, no ponto P2 (resultados estatisticamente diferentes para $\alpha = 5$ %). No ponto P1, onde não houve diferença estatística, os valores medianos de carboidratos extracelulares foram de 52 mg/gSTV para o reator R_{mod} e 55 mg/gSTV no reator R_{conv} .

A explicação para esta maior produção de polissacarídeos no reator R_{mod} no ponto P2 pode ser devido às condições hidrodinâmicas nesta região, que podem ter estimulado a produção destes compostos por parte dos microrganismos no reator R_{mod} (LIU *et al.* 2004) como estratégia de sobrevivência (permanência) dos mesmos no reator. Isso porque estas substâncias conferem adesividade aos microrganismos, permitindo sua agregação (LIU & TAY, 2004). Assim, procedendo desta forma (dando início ao processo de agregação), os microrganismos não seriam arrastados pelas correntes de sucção geradas pela passagem do fluxo de gases captados pelo coletor de biogás de primeiro estágio (que funcionaria como mecanismo físico de seleção da biomassa). Esta hipótese é corroborada pela granulometria das partículas no reator R_{mod} , que começou a apresentar diferenças em relação à granulometria das partículas no reator R_{conv} entre os dias operacionais 41º e 60º (Figuras 9.4d e 9.4e).

Com relação às proteínas e aos lipídeos, os gráficos não são tão conclusivos, o que pode ser um indicativo da maior importância dos carboidratos extracelulares no processo de granulação do lodo anaeróbico que as proteínas e lipídeos extracelulares. Isso porque, nos estudos em que a granulação para esgotos domésticos foi observada (SINGH & VIRARAGHAVAN, 1998; LIGERO & SOTO, 2002), em geral, o efluente possuía quantidade de glicose em excesso.

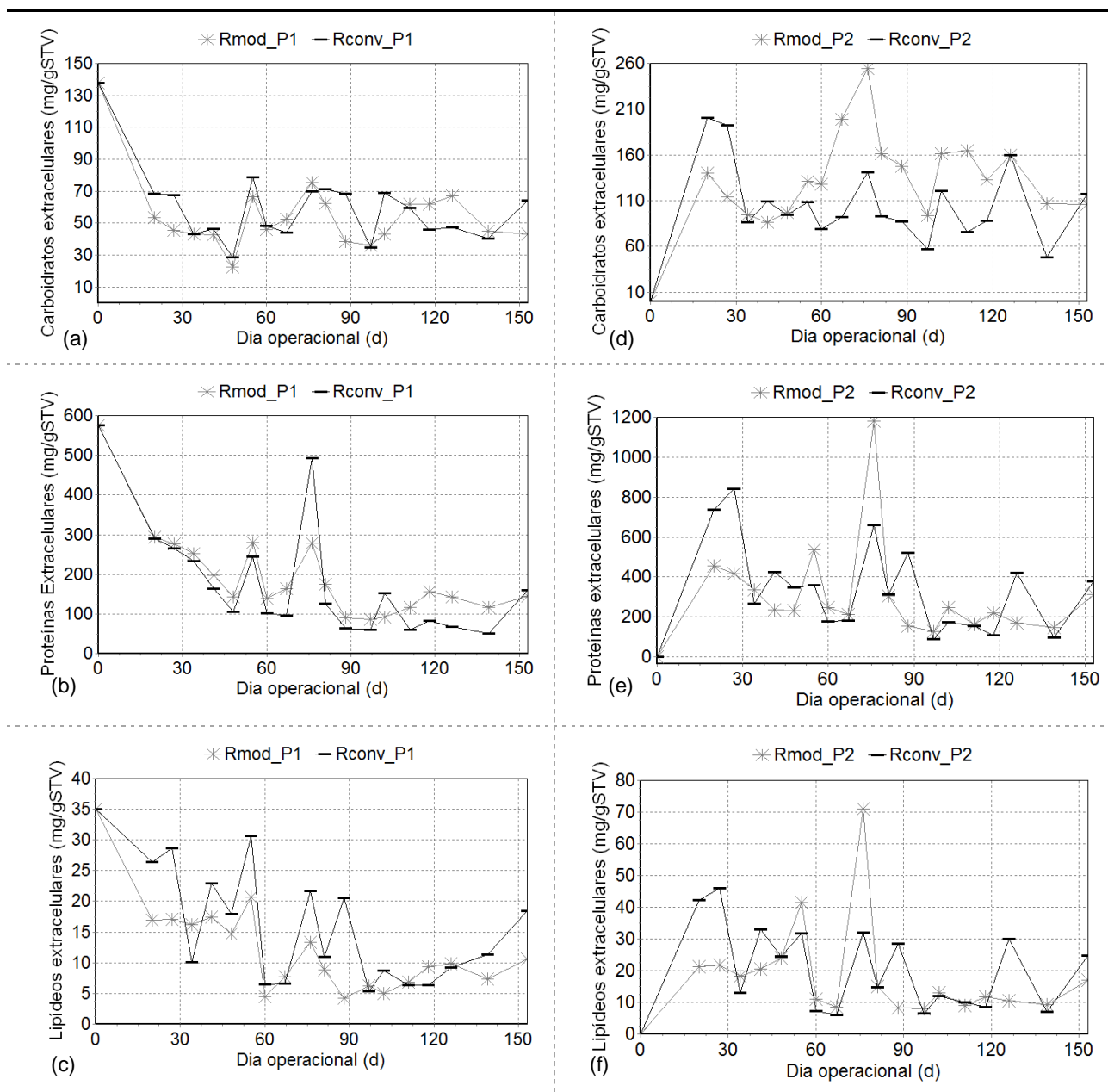


Figura 9.3 – Séries temporais da produção de carboidratos, proteínas e lipídeos-extracelulares no lodo dos reatores R_{mod} e R_{conv} nos pontos P1 (a), (b) e (c) e P2 (d), (e) e (f).

Ainda com relação aos exopolissacarídeos, a literatura relata que os mesmos possuem a função de proteger a célula bacteriana contra dessecação e ataque de fagos, bem como de antibióticos, compostos tóxicos e predadores (LIU & TAY, 2002). Segundo Liu *et al.* (2004), tem sido reportado que o provável papel dos polímeros extracelulares seja o de alterar a carga das células bacterianas, promovendo sua neutralização e a auto-imobilização dos microrganismos. No entanto, como nas faixas de pH em que operam os reatores UASB tratando esgoto sanitário os polissacarídeos não possuem carga, é pouco provável que este seja

o mecanismo de agregação propiciado por estes compostos. Outro fato importante é que a produção de exopolissacarídeos pode ser realizada por várias espécies de bactérias Gram-negativas e Gram-positivas, algumas algas e muitos fungos, podendo ser usados os mais diversos substratos: glicose, frutose, sacarose, lactose, amido hidrolisado, metanol, diferentes hidrocarbonetos (O'FLAHERTY *et al.*, 1997; LIU & TAY, 2002; O'FLAHERTY *et al.*, 2006).

Assim, como as células microbianas podem produzir EPS_c (carboidratos-extracelulares) a partir de monossarídeos, a baixa quantidade de carboidratos no afluente não pode ser uma explicação para que fenômeno no caso de reatores tratando esgoto sanitário não ocorra. Fato é que, a única razão que pode explicar as diferenças observadas entre os dois reatores é a condição hidrodinâmica diferenciada imposta pela presença do coletor de biogás de primeiro estágio no reator R_{mod}.

9.3.3 Granulometria

As Figuras 9.4a a 9.4h apresentam os resultados de granulometria do lodo dos reatores R_{mod} e R_{conv} durante o período operacional. Na figura 9.4a é apresentada a curva granulométrica do lodo de inóculo cujo tamanho das partículas encontram-se 100% abaixo do valor de 700 µm, uma vez que o mesmo foi previamente passado na peneira com esta abertura. Na Figura 9.4b, correspondendo ao 13º dia operacional, observa-se que a granulometria de ambos os reatores havia sofrido pouca alteração. Observa-se que 80 % das partículas no reator R_{conv} apresentaram tamanho inferior às partículas do reator R_{mod}, o que pode ser atribuído à retenção de partículas sólidas do esgoto de maiores dimensões no reator convencional.

Por outro lado, nos gráficos das figuras 9.4c (27º dia operacional) e 9.4d (41º dia operacional), pode-se observar que o tamanho das partículas no reator R_{mod} voltou a se aproximar dos valores observados no reator R_{conv}. Além disso, no 41º dia operacional é possível perceber também que as partículas no reator R_{mod} começam a apresentar diâmetros um pouco maiores, fato que se confirmaria nas curvas granulométricas posteriores (Figuras 9.4e e 9.4f).

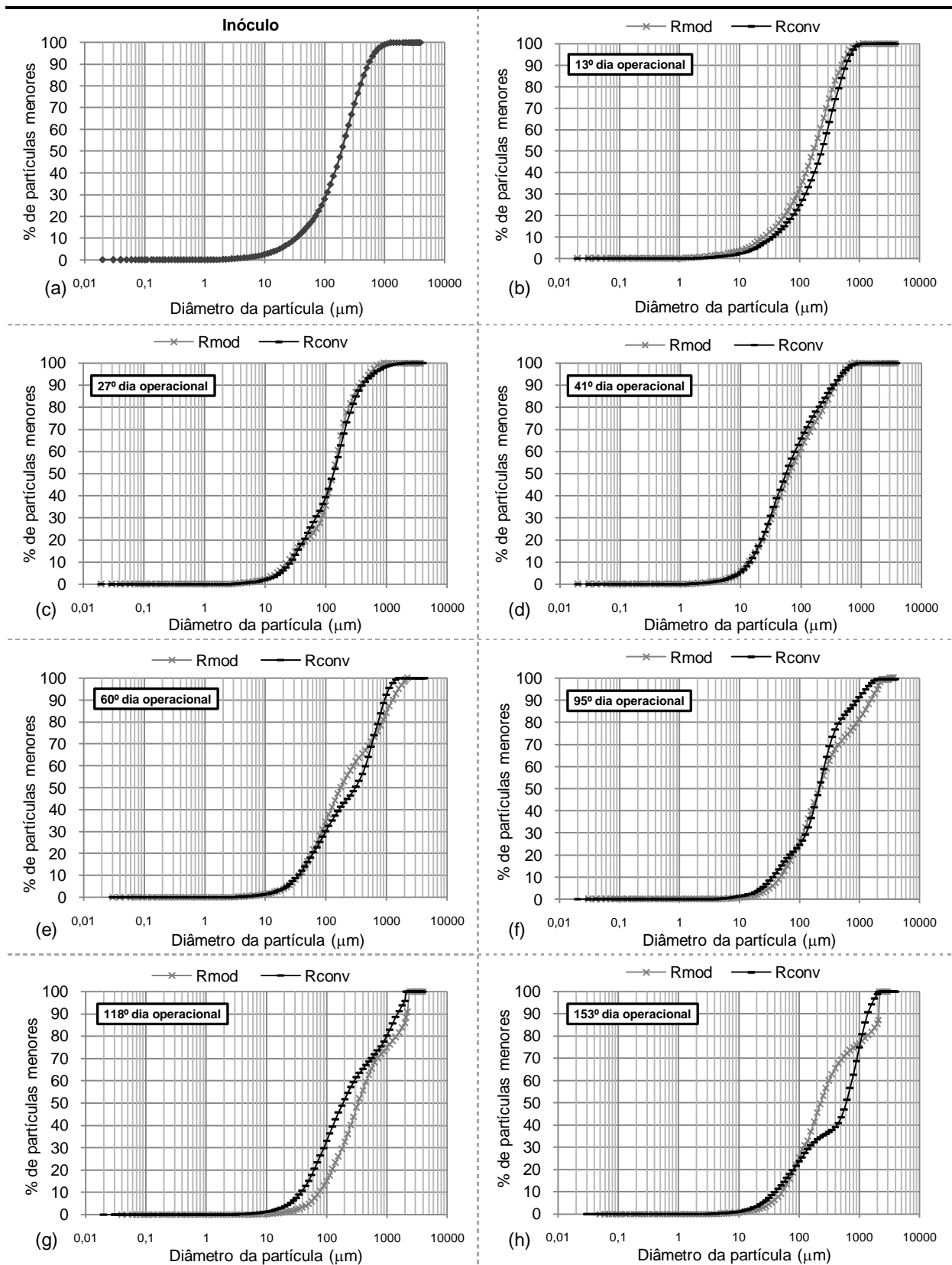


Figura 9.4 – Curvas granulométricas do lodo dos reatores R_{mod} e R_{conv}: Inóculo (a); após 13 dias (b); após 27 dias (c); após 41 dias (d); após 60 dias (e); após 95 dias (f); granulometria após 118 dias (g) e após 153 dias (h).

Na Figura 9.4e (60° dia operacional) já é possível perceber uma alteração mais significativa na granulometria do lodo em ambos os reatores. Para este dia operacional, 85 % partículas do lodo no reator R_{mod} apresentaram tamanho inferior a 1 mm, enquanto no reator R_{conv} 92 % das partículas do lodo ainda possuíam diâmetro inferior a 1 mm. De outra forma, 15 % das partículas do lodo do reator R_{mod} possuíam tamanho superior a 1 mm enquanto no reator R_{conv} apenas 8 % das partículas possuíam diâmetro superior a 1 mm. Estes resultados sugerem que houve um aumento na fração de sólidos de maiores dimensões no reator R_{mod} , o que indica que a granulação tenha se iniciado. Por outro lado, esta fração também começa a aparecer na curva granulométrica do reator R_{conv} , porém ainda em menor quantidade. A análise visual do lodo (Figuras 9.5b, 9.5c, 9.5d e 9.5e) de ambos os reatores confirma o fato de que a granulação tenha se iniciado em ambos os reatores entre o 41° e 60° dia operacional.

A evolução das curvas granulométricas continua sugerindo que a granulação tenha se iniciado de forma mais pronunciada no reator R_{mod} . No gráfico da Figura 9.4f (95° dia operacional) a fração de sólidos com tamanho inferior a 1 mm diminuiu no reator R_{mod} , representando 80 % das partículas, enquanto os demais 20 % das partículas apresentam diâmetro superior a 1 mm. Além disso, observa-se o início do surgimento de partículas com diâmetro superior a 2 mm no reator R_{mod} (2 %), confirmando o processo de formação e crescimento dos grânulos. No reator R_{conv} ainda não se observa partículas com diâmetro superior a 2 mm, após 95 dias de operação e a fração de sólidos com tamanho inferior a 1 mm foi próxima de 90 %.

Por fim, as curvas granulométricas do lodo dos reatores em estágio mais avançado (Figuras 9.4g e 9.4h) continuam demonstrando o aumento na fração de sólidos de maiores dimensões e a redução das frações mais finas. No reator R_{mod} a fração de sólidos menores que 1 mm diminuiu para 75 % no 118° dia operacional, mantendo-se no mesmo valor no 153° dia operacional. Para este mesmo reator, a fração de sólidos com diâmetro superior a 2 mm chegou a 15 % no 153° dia operacional. No caso do reator R_{conv} , a fração de sólidos inferiores a 1 mm também atingiu o patamar de 75 %, mas a fração de sólidos de dimensões superiores a 2 mm ainda fora de 2 %.

Assim, estes resultados comprovam que o lodo no reator R_{mod} tende a apresentar uma menor fração de partículas finas devido à maior facilidade de perda destes sólidos no efluente como foi observado no capítulo 8. Os resultados não permitem uma clara visualização da ocorrência da granulação primeiramente no reator R_{mod} , no entanto, o aumento mais acelerado da fração de sólidos com diâmetro acima de 1 mm, comparado ao reator R_{conv} , parece comprovar o fato

de que o fenômeno de granulação se desenvolveu com mais facilidade no reator R_{mod} . Nas Figuras 9.5a a 9.5k é possível visualizar o aspecto do lodo nos dois reatores, cabendo ressaltar que as mesmas não podem dar uma idéia da intensidade da granulação por se tratarem de amostras lavadas (para retirada da parte floculenta) cujo objetivo é apenas ilustrar a presença ou não de grânulos no lodo dos dois reatores.

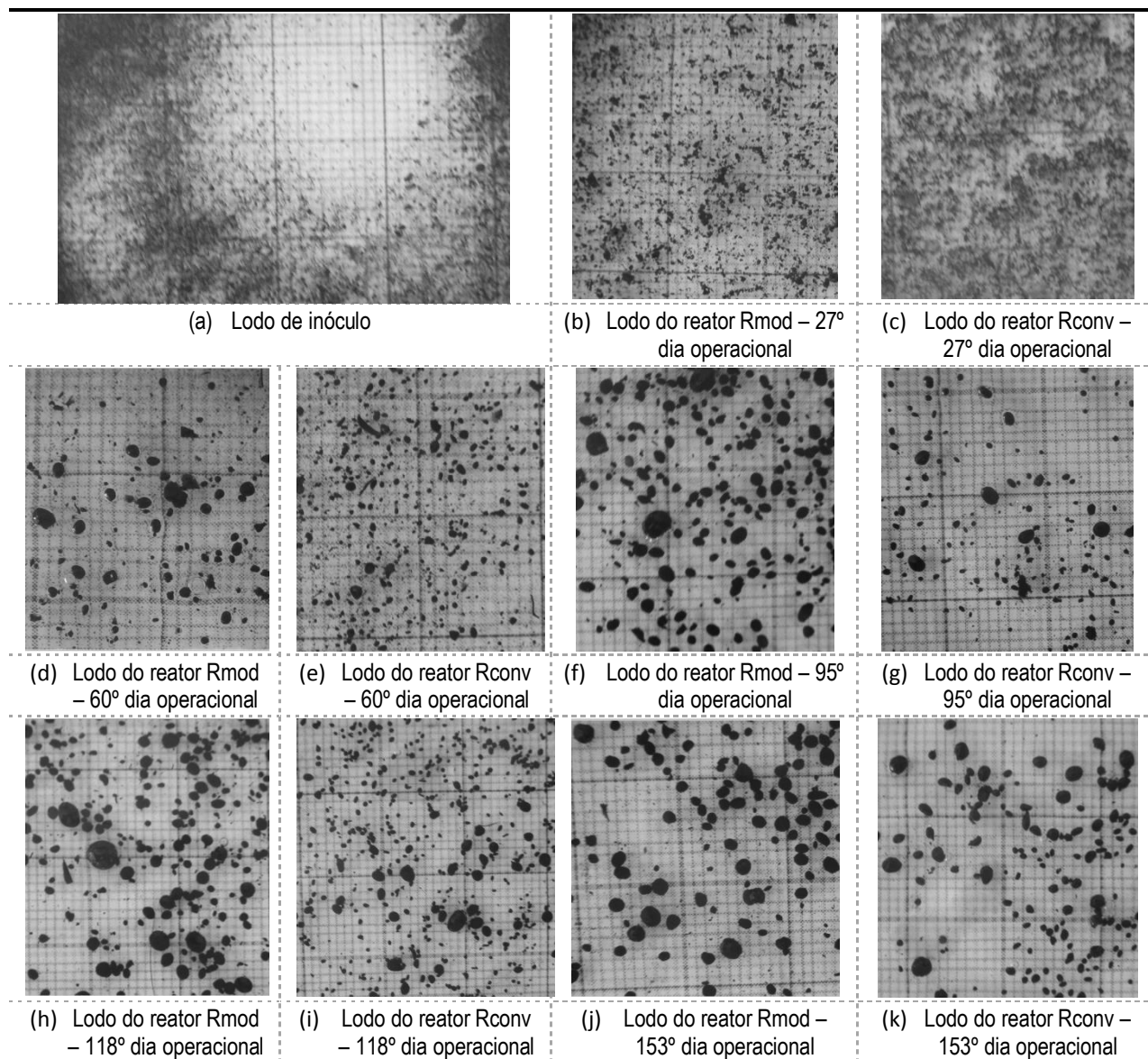


Figura 9.5 – Fotos da evolução dos grânulos dos reatores R_{mod} e R_{conv} : lodo de inóculo (a); grânulos após 27 dias (b) e (c); grânulos após 60 dias (d) e (e); grânulos após 95 dias (f) e (g); grânulos após 118 dias (h) e (i); grânulos após 153 dias (j) e (k).

9.4 Conclusões

Comparativamente ao lodo do reator UASB convencional (R_{conv}), o lodo do reator UASB com duplo estágio de coleta de biogás (R_{mod}) apresentou, nas amostras coletadas a 75 cm do fundo do reator, maior produção de carboidratos-extracelulares notadamente a partir do 40º dia após a inoculação. Nesse período, foram quantificados 146 mg/gSTV de carboidratos no reator R_{mod} , contra 97 mg/gSTV no reator R_{conv} . Esta maior produção de polímeros extracelulares, nas amostras de lodo coletadas imediatamente abaixo da entrada do coletor de primeiro estágio do reator R_{mod} , estaria relacionada às condições hidrodinâmicas nesta região, que podem ter atuado como um mecanismo físico de seleção da biomassa, estimulando a produção de carboidratos-extracelulares, como estratégia de sua permanência no reator.

Esses resultados, conjuntamente aos de análises de granulometria, indicam que a granulação do lodo no reator R_{mod} possivelmente se iniciou a partir de 30 a 50 dias após a inoculação, confirmando a hipótese de seleção de biomassa granular em menor tempo no reator R_{mod} . Naturalmente que esta seleção estaria relacionada à presença do coletor de biogás de primeiro estágio, uma vez que este constitui a única diferença entre os dois reatores, e consequentemente deve estar associada às condições hidrodinâmicas impostas por este.

10 SELEÇÃO DE BIOMASSA GRANULAR EM REATOR UASB COM DUPLO ESTÁGIO DE COLETA DE BIOGÁS: EFEITOS SOBRE A AME, A ABUNDÂNCIA E A COMUNIDADE DE ARQUEIAS METANOGÊNICAS

10.1 Introdução

Embora a granulação do lodo anaeróbio em reatores UASB tratando esgotos domésticos tenha sido relatada por alguns autores o assunto ainda é contraditório (Barbosa and Sant'Anna 1989; Seghezze, 2004; Aiyuk *et al.*, 2006; Pereira, 2007). Segundo O'Flaherty (2006), estas contradições residem na baixa concentração de compostos rapidamente acidificáveis (RACOD) no esgoto sanitário, como os açúcares, que são responsáveis por estimular a produção de EPS, e as temperaturas operacionais abaixo da temperatura ótima para o crescimento das arqueias metanogênicas do gênero *Methanosaeta*. Além disso, acredita-se que o ponto chave da granulação do lodo em reatores UASB tratando esgoto sanitário seja a velocidade ascensional uma vez que a granulação tem sido observada em reatores UASB operados com elevada velocidade e em reatores EGSB (KALOGO & VERSTRAETE, 2001).

McHugh *et al.* (2003), utilizando reatores EGSB demonstraram que mesmo em condições de baixa concentração de substrato e baixas temperaturas (1,0 gCOD/L e 10-14°), o grupo de arqueias do gênero do grupo *Methanosaeta* foi predominante. Por outro lado, os autores relatam que no caso do reator operado com elevada concentração de acetato e baixa temperatura (10,0 gCOD/Le 10-14°), foi observado a sucessão do grupo *Methanosaeta* para os organismos hidrogenofílicos (*Methanomicrobiales sp.*), o que levou a queda na eficiência do sistema e a desintegração dos grânulos. Entretanto, após a estabilização do reator houve o restabelecimento das arqueias metanogênicas do gênero *Methanosaeta sp.*, o que levou o aumento na eficiência e a formação de grânulos a partir do lodo desintegrado. De acordo com os autores, tal fato comprovou o importante papel deste grupo de arqueias no fenômeno de granulação.

No entanto, de acordo com Lui e Tay (2002) a granulação não é um fenômeno restrito a algumas espécies de metanogênicas, dependendo também das condições operacionais e da configuração do reator. Os mesmos autores destacam que os reatores com elevada relação altura-diâmetro operados com altas velocidades ascensionais, podem criar uma interação adequada entre fluxo líquido e os agregados microbianos para a granulação (movimentos

circulares), uma vez que em 100 % dos relatos a granulação foi observada em reatores em forma de coluna.

Em nosso grupo de pesquisa no Brasil, tem-se observado a granulação do lodo anaeróbio tratando esgoto doméstico, em reatores UASB com elevada relação altura-diâmetro, porém operados com baixa velocidade ascensional, semelhantes àquelas praticadas nos reatores em escala real (0,7 m/h). Além disso, no reator UASB dotado de duplo estágio de coleta de biogás (UASB-DECB), observou-se uma granulação mais intensa quando comparado a um reator UASB convencional durante os estudos iniciais desta versão de reator.

Neste sentido, o presente capítulo avaliou o efeito da presença do coletor de biogás de primeiro estágio na AME, na abundância e na comunidade de arqueias metanogênicas, desenvolvidas no reator UASB-DECB, buscando verificar se as condições hidrodinâmicas impostas por este, podem estabelecer condições físicas seletivas à biomassa, levando ao desenvolvimento de um lodo granular de maior atividade, em menor intervalo de tempo (Hipótese 6).

10.2 Metodologia

10.2.1 Aparato experimental

O aparato experimental constou de dois reatores UASB em escala piloto, denominados: reator R_{mod} (Reator UASB modificado - DECB) e reator R_{conv} (Reator UASB convencional) instalados no CePTS tratando esgoto sanitário bruto. A descrição completa (dimensões e princípios de funcionamento) e outros detalhes destes dois reatores foram apresentados no capítulo 5.

10.2.2 Inoculação e partida

Os reatores foram inoculados com 40 litros de lodo floculento, proveniente de outro reator UASB, em escala de demonstração, em operação no CePTS, e operaram com vazão constante de 49 L/h, TDH de 7 h, e velocidade ascensional de 0,70 m/h. Os reatores operaram durante 150 dias, sem descarte de lodo, para na haver interferências na caracterização dos grupos microbianos e da AME ao longo do tempo. A Tabela 10.1 resume as demais condições operacionais dos reatores durante o período de operação, bem como, as características da biomassa utilizada como inóculo no experimento.

Tabela 10.1 - Parâmetros operacionais e características do lodo de inóculo

Parâmetro	Efluente				Lodo		
	EB	Rmod	Rconv	COV ⁽¹⁾ (kgDQO/m ³ d)	ST (g/L ¹)	STV (g/L ¹)	Carga biológica (gDQO/gSTV.d)
Temperatura (°C) ⁽²⁾	26.8	24.5	24.4	1.8	22.0	13.1	1.18
pH	7.05	6.74	6.70				

(1) Considerando a DQO média do período (150 dias);

(2) Temperatura média do período. Medida em campo entre 9 – 11 h.

10.2.3 Amostragem do lodo e análise da AME

O lodo foi coletado dos reatores, por meio de dois pontos de amostragem situados, a 0,25 m e 0,75 m de altura, em relação ao fundo do reator. Destas duas amostras, foi então realizada a composição de uma única, como forma de melhor representar as condições gerais de todo o reator.

10.2.3.1 Determinação da concentração de sólidos totais voláteis (STV)

Esta análise foi feita de acordo com o Standard Methods (AWWA,APHA/WEF, 2005), a partir de 40 ou 50 mL de lodo e em triplicata.

Parâmetro	Unidade	Lodo
ST	(g/L)	22,0
STV	(g/L)	13,1
Arqueias	NºArqueias/L	$0,2 \times 10^{12}$
Células totais	NºCélulas Totais/L	$0,5 \times 10^{13}$

10.2.3.2 Teste de atividade metanogênica específica (AME)

Os testes foram realizados em triplicata e nas condições recomendadas por Souto *et al.* (2010): relação alimento/ microrganismo de 0,5 gDQOacetato/gSTV, concentração de acetato 2,0 g/L. Antes do teste, foi feita a análise de STV das amostras de lodo para se estimar o volume de inóculo a ser adicionado em cada frasco-reator, a fim de se obter uma concentração de 4,34 gSTV/L. Após adição do inóculo, colocou-se 2,0 mL de solução concentrada de acetato de sódio (139,3 g/L), completando-se o volume para 100 mL com solução de macro e micronutrientes (adaptado de CHERNICHARO, 2007; SOUTO *et al.*, 2010). Foram adicionados à solução de nutrientes 0,2 g/L de extrato de leveduras, como fonte adicional de vitaminas, e 0,01 g/L de resarzurina, como indicador do potencial redox do meio. Cerca de 10% volume dos frascos foi reservado para atmosfera interna (headspace). Os frascos foram fechados com rolhas de borracha e lacres de alumínio e o headspace foi lavado com fluxo de

N₂ por 2 minutos. Os frascos foram incubados em estufa a 30 °C com agitação orbital e contínua (200 rpm). O biogás foi coletado e analisado em cromatógrafo gasoso duas vezes por dia no início do teste e uma vez por dia no final, até que a diminuição na produção de biogás fosse verificada. Foram construídos gráficos com curvas de produção acumulada de metano em função do tempo e calculadas as taxas de AME com base no trecho de maior inclinação, referindo-se ao período de maior produção de CH₄. O volume produzido no período foi convertido em gramas de DQO-CH₄ utilizando-se fator de conversão estequiométrica (F = 394 mL CH₄/gDQO, para temperatura de 30 °C e pressão de 1 atm (AQUINO *et al.*, 2007).

10.2.3.3 Contagem de microrganismos totais e de arqueias (adaptado de AMANN *et al.*, 1990)

Antes dos testes de AME, 1,0 mL de amostra de lodo foi lavada duas vezes com tampão PBS (NaCl 0,13 M; Na₂HPO₄ 0,7 mM; NaH₂PO₄ 0,3 mM; pH 7,2) e centrifugada a 8.600 rpm por 5 minutos, descartando-se o sobrenadante após cada lavagem. Completou-se o volume para 1,0 mL com solução de pirofosfato de sódio 0,2 % em tampão PBS. A amostra foi submetida a agitação em microdesmembrador com 0,2 g de micropérolas de vidro a 4.200 rpm por 2 minutos (1 minuto em banho de gelo após cada minuto na agitação) para desagregação dos grânulos microbianos. Transferiu-se 500 µL de amostra para um microtubo de 2,0 mL e adicionou-se 1,5 mL de tampão de fixação (tampão PBS com 4 % de paraformaldeído). Armazenou-se a mistura por 4 a 16 horas a 4 °C. Após a fixação, as amostras foram centrifugadas (8.600 rpm por 5 minutos) e o sobrenadante foi descartado. O lodo sedimentado foi lavado duas vezes em 500 µL de PBS e centrifugado (8.600 rpm por 5 minutos), sendo o sobrenadante descartado após cada lavagem. O lodo foi ressuspensionado e diluído em solução (1:1) de PBS e etanol 100 % (diluição final: 2 X). As amostras foram mantidas a -20 °C.

10.2.3.4 Hibridização *in situ* fluorescente (FISH) e contagens de microrganismos

Aproximadamente 1,0 µL de cada amostra de lodo diluída 40X foi adicionado a uma lâmina de teflon de 8 pocinhos, seguindo-se desidratação em banho de etanol (AMANN *et al.* 1990). Após a secagem da lâmina, foram aplicados, em cada amostra, 9,0 µL de tampão de hibridização (NaCl 0,9 M, Na₂EDTA 5 mM, Tris-HCl 20 mM, SDS 0,1%, pH 7,0) com 25 % de formamida e 1,0 µL da sonda ARC 915 (5' GTG CTC CCC CGC CAA TTC CT 3') (RASKIN *et al.*, 1994), específica para microrganismos do Domínio *Archaea*, na concentração de 25-50 ng/µL marcada com Cy3. A lâmina foi incubada em câmara úmida a 45°C durante 2 horas e, depois, em tampão de lavagem Na₂EDTA 5 mM, Tris-HCl 20 mM,

SDS 0,1 %, pH 7,0), contendo 159 mM de NaCl, por 20 minutos a 48 °C (banho-maria). Após lavá-la em água destilada e secá-la no escuro, aplicou-se 9,0µL de água destilada e 1,0 µL de solução de DAPI (0,001 %) em cada amostra, mantendo-se a lâmina no escuro durante 5 a 10 minutos. As amostras foram observadas em microscópio Olympus BX-50 (aumento de 1.000 vezes), sob epifluorescência, com filtros específicos para captação da fluorescência emitida pela cromóforo Cy3 (510 a 550 nm) e pelo corante DAPI (330 a 385 nm). Cerca de 15 imagens digitais de cada amostra foram registradas para contagem do número de microrganismos totais (células coradas com DAPI) e de arqueias (células coradas com sonda específica). Os testes foram feitos em duplicata para cada amostra.

10.2.3.5 Análise da diversidade por PCR-DGGE

A extração de DNA das amostras de ambos os reatores foi feita a partir de 0,5 g de lodo congelado segundo protocolo de Egli *et al.* (2003). Para a amplificação do DNA de arqueias por PCR (reação em cadeia da polimerase), foram utilizados o par de iniciadores *forward* ARC 344 (5' ACG GGG YGC AGC AGG CGC GA 3') com "cauda" GC (5' CGC CCG CCG CGC CCC GCG CCC GTC CCG CCG CCC CCG CCC G 3') e o *primer reverse* ARC 915 (5' GTG CTC CCC CGC CAA TTC CT 3'), descritos por Casamayor *et al.* (2000). O programa de amplificação consistia de 3 minutos de desnaturação inicial a 95°C; 30 ciclos de 20 segundos a 95° C, 20 segundos a 55°C 2 minuto a 72°C; e, finalmente, 10 minutos de extensão final a 72°.

Os produtos de PCR obtidos foram submetidos à eletroforese vertical em gel de gradiente desnaturante (DGGE). A solução do gel foi feita segundo protocolo de Muyzer *et al.* (1996) com gradiente desnaturante de 30 a 70% (solução 100% desnaturante tinha uréia 7M e 40% de formamida deionizada em tampão TAE 1X). O gel (6% poliacrilamida de uma mistura de acrilamida-bisacrilamida 37:1) foi corrido a 75V por 16,5h a 60°C em TAE 1X (Tris-acetato 40 mM, EDTA 1 mM, pH 8), corado em 20 minutos em brometo de etídio e visualizado em transiluminador de luz UV.

10.2.3.6 Análises estatísticas

As amostras de lodo dos reatores R_{mod} reator e R_{conv} foram coletadas simultaneamente e submetidas aos testes de AME, e de contagem de microrganismos totais e de arqueias. As amostras de lodo nesse caso foram consideradas pareadas, uma vez que os reatores estavam submetidos às mesmas condições operacionais (vazão, carga orgânica, TDH, etc.) e tratavam

o mesmo tipo de esgoto bruto. A diferença entre eles foi apenas uma modificação física (duplo estágio de coleta de biogás). Para comparação dos resultados de AME e de concentração de microrganismos por STV, empregou-se o teste de Wilcoxon com α de 10 %, que é um teste não-paramétrico, apropriado para amostras dependentes ou pareadas, cuja distribuição dos dados é desconhecida. Para se ter um maior número de dados para análise estatística foram considerando todos os valores dos frascos-reação utilizados para o cálculo a atividade média (apresentados na Tabela 14.1. do Anexo 7). Os gráficos Box-Plot foram confeccionados desta mesma forma.

10.3 Resultados e discussão

10.3.1 AME

Os resultados da AME das amostras de lodo coletadas ao longo do período experimental em termos médios são apresentados nos gráficos das Figuras 10.1a a 10.1c, enquanto as Figuras 10.1b e 10.1d apresentam os resultados de cada reator agrupados, na forma de gráficos Box-Plot.

As Figuras 10.1a e 10.1c indicam que houve um aumento da AME ao longo do período operacional, para ambos os reatores, pelas duas formas de quantificação (por grama de STV e pelo número de arqueias, respectivamente). Todavia, é possível observar que a AME do lodo retirado do reator R_{mod} mostrou-se mais elevada que a do lodo do reator R_{conv} , nos diferentes dias operacionais após a partida, exceto para o dia 102, mas apenas para a AME expressa por grama de STV. Nos dias 46 e 64, a AME do lodo do reator R_{mod} foi cerca de 75 a 85 % mais elevada que a do reator R_{conv} , para a atividade expressa por grama de STV, e entre 60 e 150 % mais elevada, para a atividade expressa pelo número de arqueias.

As Figuras 10.1b e 10.1d também indicam que as medianas dos resultados de AME do reator R_{mod} foram aproximadamente 50 % e 100 % superiores aos do reator R_{conv} , para as atividades expressas por grama de STV e pela contagem direta de arqueias, respectivamente. O teste Wilcoxon aplicado a SMA indicou que houve diferença significativa entre as atividades dos lodos dos dois reatores, ao nível de significância de 10 %, confirmando que a biomassa desenvolvida no reator R_{mod} apresentou maior atividade metanogênica específica. Os resultados de AME expressos pelo número de arqueias tornam ainda mais evidente a seleção de biomassa mais ativa no reator R_{mod} , em um menor intervalo de tempo, uma vez que a

atividade obtida através da contagem do número de arqueias corresponde ao valor real da AME. Além disso, estes resultados corroboram à maior conversão de matéria orgânica convertida a metano observada no reator R_{mod} comparado ao reator R_{conv} .

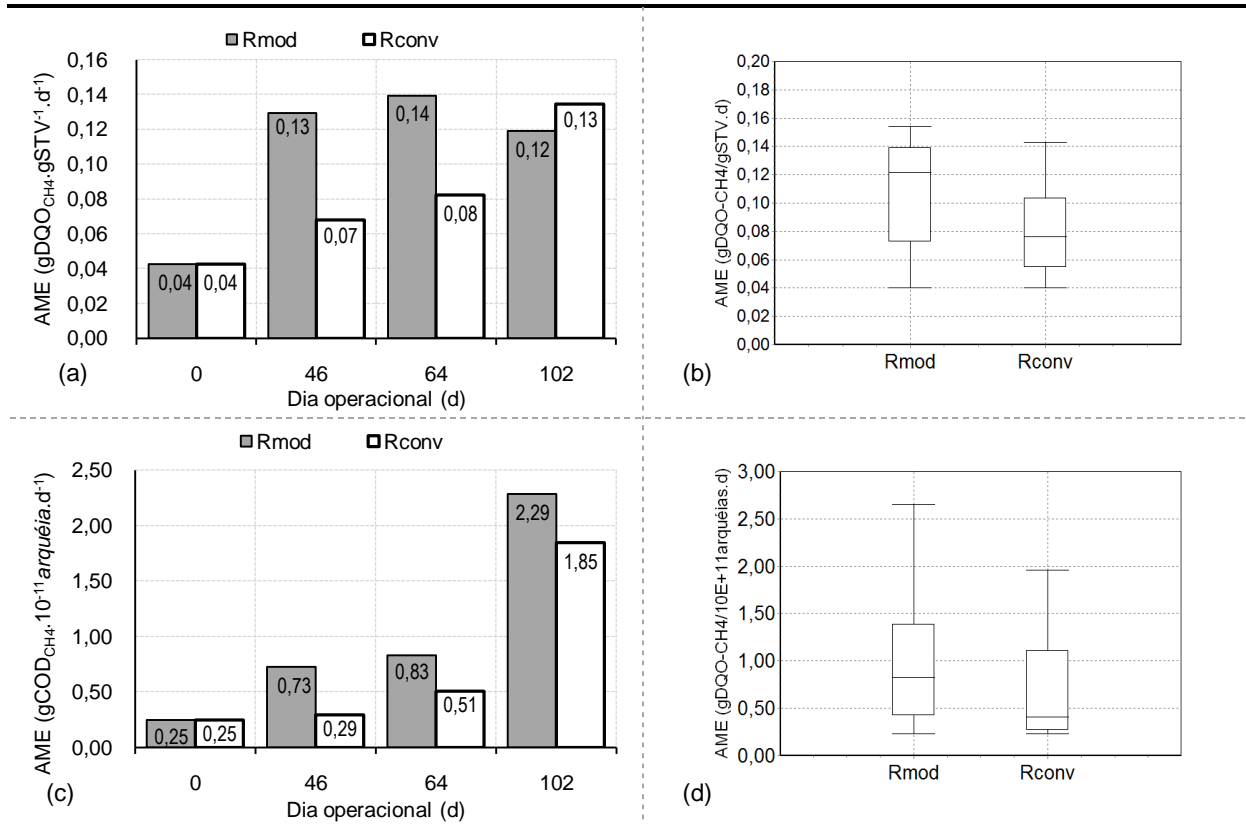


Figura 10.1 – Resultados de AME dos reator R_{mod} e R_{conv} : Considerando a AME medida $gDQO-CH_4/gSTV.d$ (a) e Gráfico Box-Plot (b); considerando a AME medida $gDQO-CH_4/10^{11}$ arqueias.d (c) e Gráfico Box-Plot (d)

10.3.2 Quantificação da biomassa

O lodo de inóculo apresentava característica floculenta, bastante fluido, cuja concentração de células totais foi de $5,0 \times 10^{12}$ N° de células totais/L e de arqueias igual a $0,2 \times 10^{12}$, constituindo cerca de 4 % da comunidade microbiana total. A Figura 10.2 mostra a variação dos percentuais de arqueias, em relação ao número de células totais, ao longo do período experimental, para o reator R_{mod} e para o reator controle. Os resultados revelam que o lodo do reator R_{mod} apresentou um maior percentual de arqueias no início do processo (46° e 64° dia operacional), próximo de 7 % do total de células, todavia reduzindo bastante ao final do período operacional, quando o percentual de arqueias passou a representar apenas cerca de 3 % do total de células. Ao contrário, o lodo do reator R_{conv} apresentou o percentual máximo de arqueias no dia operacional 102, quando atingiu o percentual de 8 %. Estes resultados podem

sugerir alguma mudança na composição microbiana após o amadurecimento dos grânulos no reator R_{mod} (102º dia operacional), com uma queda na população arqueias metanogênicas, ou um aumento na quantidade de bactérias, devido possivelmente a limitações de transferência de massa que são inerentes ao lodo granular.

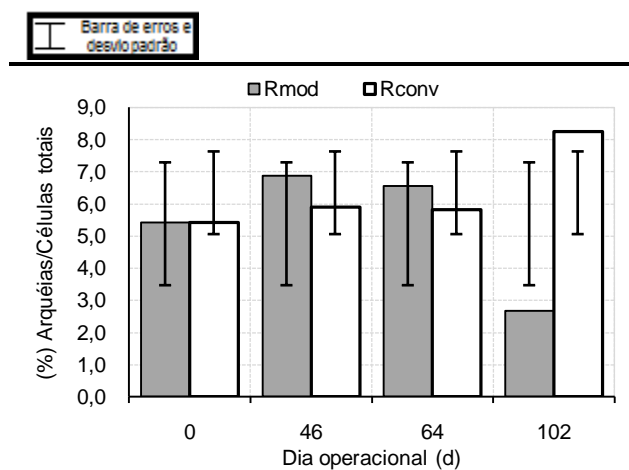


Figura 10.2 – Percentual de Arqueias por N^o de Células Totais

As contagens de arqueias e bactérias por grama de STV são apresentadas nos gráficos das Figuras 10.3a a 10.3d. As quantidades de arqueias foram semelhantes ao lodo de inóculo, com exceção do lodo correspondente ao 102º dia operacional. Comparando o lodo dos dois reatores, os valores medianos do percentual de arqueias (Figura 10.3b), foram semelhantes. Tal fato foi corroborado pelo teste de Wilcoxon, aplicado as quantidades de arqueias, que não apresentou diferenças significativas ($\alpha = 0,10$), entre os dois reatores.

Com relação à contagem de células totais por grama de STV, os resultados apresentados nas Figuras 10.3c e 10.3d revelam que a tendência geral de ambos os reatores foi de redução desta relação, comparado ao lodo de inóculo, provavelmente devido ao aumento da massa de STV no lodo dos reatores (não houve descarte de lodo). Entretanto, o teste de Wilcoxon, aplicado às quantidades de células totais, mostrou que também não houve diferença significativa entre os reatores ($\alpha = 0,10$), indicando que as quantidades de microrganismos totais por grama de STV foram semelhantes.

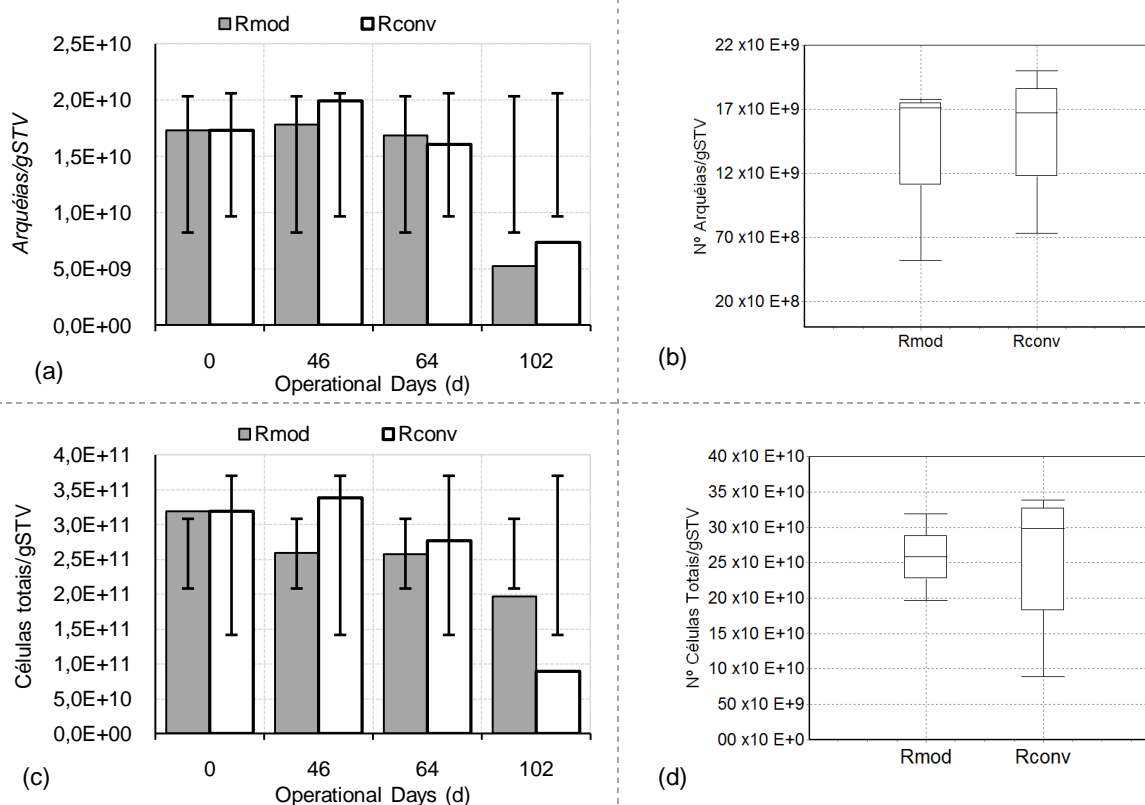


Figura 10.3 – Resultados de contagem de microrganismos por grama de STV dos reator R_{mod} e R_{conv}: Arqueias/gSTV (a) e Gráfico Box-Plot (b); Células Totais/gSTV (c) e Gráfico Box-Plot (d)

Assim, a análise da abundância de microrganismos presentes no lodo dos dois reatores, em especial de arqueias, não podem explicar a maior atividade metanogênica no reator R_{mod}.

10.3.3 Análise da abundância microbiana por PCR-DGGE

Para identificação de populações de arqueias nas análises de DGGE, foram utilizados produtos de PCR de três amostras de referência: *Methanosaeta concilii* DSM 6752, *Methanosarcina barkeri* DSM 800 e *Methanobacterium formicium* DSM 1535. Os gêneros *Methanosaeta* e *Methanosarcina* incluem as únicas espécies acetoclásticas capazes de produzir metano a partir da degradação do acetato. *Methanobacterium* constituem as arqueias hidrogenotróficas, que produzem metano a partir do consumo de hidrogênio e CO₂. Há indícios de que em reatores UASB tratando esgoto doméstico, as arqueias acetoclásticas do gênero *Methanosaeta* são as predominantes (SILVA *et al.*, 2008).

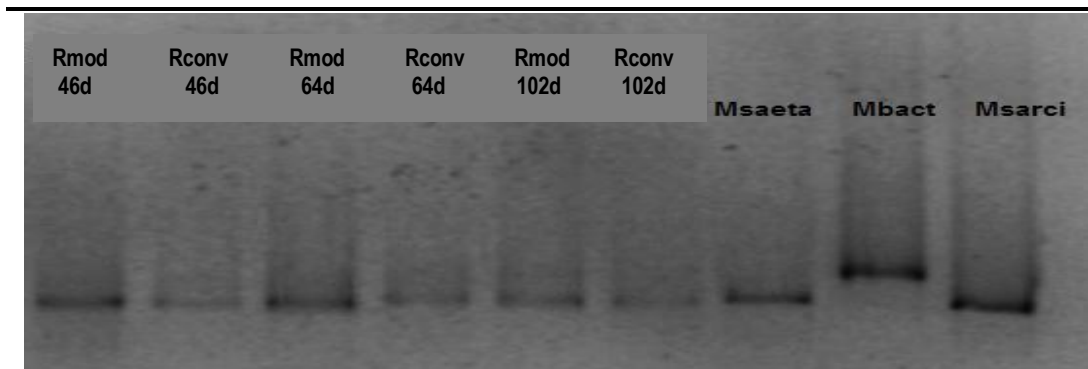


Figura 10.4 – Comparativo da mobilidade eletroforética do 16S rDNA.PCR-DGGE para culturas puras (*Methanosaeta concilli*, *Methanobacterium formicium* *Methanosarcina barkeri*) e amostras dos reatores

Os resultados de DGGE (Figura 10.4) indicam que não houve diferença na comunidade microbiana de arqueias, baseado na análise das espécies *Methanosaeta concilli*, *Methanobacterium formicium* *Methanosarcina barkeri*, entre os reatores R_{mod} e R_{conv} , uma vez que em todas as amostras observou-se apenas uma banda predominante relacionada aos gêneros *Metanosaeta* e *Metanosarcina*, ambos de arqueias acetoclásticas. Entretanto, é provável que as bandas representem principalmente o gênero *Metanosaeta*, uma vez que nas análises de FISH foram visualizados e contados intensamente filamentos longos e finos, característicos desse gênero, enquanto que os agregados de cocos, característicos de *Metanosarcina*, eram bem raros.

A predominância das arqueias acetoclásticas do gênero *Metanosaeta* indica que, o desenvolvimento e a manutenção do lodo granular são possíveis no caso de reatores UASB tratando esgoto doméstico e que a granulação não depende apenas da presença das arqueias do gênero *Metanosaeta*, mas também, das condições operacionais e da configuração do reator.

De acordo com Liu e Tay (2002) as explicações sobre a agregação microbiana podem residir na composição genética dos microrganismos envolvidos. Essa pode ser a principal razão porque as linhagens dentro de uma espécie possuem diferenças na sua capacidade de agregação, sendo que os organismos da mesma espécie podem ser mais competentes para a agregação, e outros menos, sob as mesmas condições de operação. Assim, é possível que no reator R_{mod} tenham se desenvolvido linhagens de *Methanosaeta sp.* com maior atividade e maior habilidade em promover a granulação durante a partida dos reatores em razão das condições hidrodinâmicas impostas pela presença do coletor de biogás de primeiro estágio.

Estes resultados confirmam as observações prévias dos estudos iniciais desta versão modificada de reator UASB (PEREIRA, 2007).

10.4 Conclusões

Os resultados confirmaram que o reator R_{mod} foi capaz de selecionar uma biomassa granular de maior atividade metanogênica específica, em um menor intervalo de tempo, comparado ao reator controle, como foi observado nos estudos iniciais desta versão modificada de reator. Os resultados de atividade no reator R_{mod} após 46 dias de operação foram de 0,13 gDQO-CH₄/gSTV.d e de 0,73 gDQO-CH₄/10¹¹arqueias.d e apenas 0,07 gDQO-CH₄/gSTV.d e de 0,29 gDQO-CH₄/10¹¹arqueias.d Os testes estatísticos confirmaram que houve diferenças significativas na atividade metanogênica específica dos lodos dos dois reatores.

Em relação às quantidades de microrganismos não houve diferença significativa entre os reatores, para os grupos de bactérias e de arqueias, apesar das diferenças nos percentuais observadas. Da mesma forma, também não houve diferença na diversidade das comunidades de arqueias metanogênicas de acordo com os resultados de DGGE, entre os reatores, e também não foram observadas sucessões ecológicas na comunidade metanogênica.

A predominância das arqueias acetoclásticas do gênero *Metanosaeta* em ambos os reatores indica que, o desenvolvimento e a manutenção do lodo granular são possíveis no caso de reatores UASB tratando esgoto doméstico.

11 CONCLUSÕES FINAIS

O presente trabalho permitiu avaliar o uso de uma inovadora concepção de reator anaeróbio de fluxo ascendente, denominado reator UASB/DECB, com relação ao controle da espuma no separador trifásico, permitindo também ampliar o conhecimento do fenômeno de granulação do lodo anaeróbio tratando esgoto sanitário bruto. A Tabela 11.1 apresenta um resumo das hipóteses de trabalho, dos resultados esperados e dos resultados observados, podendo-se destacar as seguintes conclusões principais:

- *Quanto ao comportamento hidrodinâmico*

A hipótese que o fluxo hidrodinâmico no reator UASB/DECB pelos dois estágios de coleta de biogás é favorecido devido ao efeito *air-lift* foi confirmada e propicia melhores condições de mistura no reator modificado foi confirmada. De acordo com os cálculos hidráulicos o fluxo pelo interior do coletor de biogás de primeiro estágio seria da ordem de 1% do fluxo total, enquanto os testes hidrodinâmicos revelaram um percentual substancialmente maior, da ordem de 30 %.

- *Quanto ao controle físico da espuma – Transporte hidráulico*

A hipótese de que o fluxo direcionado para o interior do coletor de biogás de segundo estágio no reator UASB/DECB, associado à presença de orifícios, poderiam promover o controle físico da espuma no separador foi confirmada. A redução na massa de espuma acumulada no separador trifásico do reator modificado UASB/DECB comparado a massa de espuma acumulada no reator UASB convencional foi muito significativa, atingindo valores superiores a 70 %, 67 % e 65 %, respectivamente em massa de ST, STV e DQO, para TDH de 7 h, e 83 %, 84 % e 81 %, para TDH de 5 h.

- *Quanto ao controle biológico da espuma – Biodegradação anaeróbia*

A hipótese de que o fluxo direcionado para o interior do coletor de biogás de segundo estágio no reator UASB/DECB poderia propiciar condições para a degradação biológica anaeróbia da espuma (devido à elevação de biomassa e a maior mistura nesta região) no próprio reator não foi confirmada. Não houve redução significativa na massa de espuma acumulada no separador trifásico do reator modificado UASB/DECB comparado a massa de espuma acumulada no reator UASB convencional.

- *Quanto ao desempenho na remoção de matéria orgânica da fase líquida*

A hipótese de que o reator UASB/DECB seria capaz de controlar a espuma, mantendo um desempenho similar a um reator UASB convencional não foi confirmada. Quando operados com TDH de 7 h ou 5 h os testes estatísticos revelaram diferenças significativas entre os dois reatores, e as concentrações efluentes de DBO, DQO e SST no reator R_{mod} foram sempre superior ao observado no reator R_{conv} .

- *Quanto à seleção de biomassa granular*

A hipótese de que as condições hidrodinâmicas impostas pela presença do coletor de biogás de primeiro estágio no reator UASB/DECB poderiam estabelecer condições físicas seletivas à biomassa, levando ao desenvolvimento de um lodo granular em menor escala de tempo foi confirmada. O reator modificado apresentou maior produção de exopolissacarídeos, notadamente no ponto de amostragem do lodo situado imediatamente abaixo do coletor de biogás de primeiro estágio, 41 dias após a inoculação. O lodo do reator modificado apresentou uma produção de exopolissacarídeos de 146 mg/gSTV, contra 97 mg/gSTV no reator convencional. Neste mesmo período, a granulometria do lodo do reator modificado revelou que apenas 85 % das partículas possuíam diâmetros inferiores a 1 mm, enquanto no reator convencional este percentual ainda era de 92 %.

- *Quanto à seleção de biomassa granular mais ativa*

A hipótese de que as condições hidrodinâmicas impostas pela presença do coletor de biogás de primeiro estágio no reator UASB/DECB podem estabelecer condições físicas seletivas à biomassa, levando ao desenvolvimento de um lodo granular de maior atividade em menor escala de tempo foi confirmada. O lodo do reator modificado apresentou rápido aumento na atividade metanogênica específica. A atividade do lodo de inóculo foi de 0,04 gDQO-CH₄/gSTV.d, e 41 dias após a inoculação a atividade do lodo do reator modificado foi de 0,13 gDQO-CH₄/gSTV.d e de apenas 0,07 gDQO-CH₄/gSTV.d no reator convencional.

Assim, concluiu-se que o reator modificado pode promover o efetivo controle da espuma no separador, bem como, otimizar o tempo para desenvolvimento de uma biomassa granular e de maior atividade. No entanto, ficou claro que novas adaptações ainda se fazem necessárias para o seu completo desenvolvimento.

Tabela 11.1 – Resumo das hipóteses de trabalho, dos resultados esperados e dos resultados observados

Hipótese	Capítulo	Título	Resultado esperado	Resultado obtido	Confirmação da hipótese
No reator UASB/DECB ocorre um fluxo preferencial das fases líquida, sólida e gasosa, pelos dois estágios de coleta de biogás devido ao efeito air-lift, propiciando melhores condições de mistura no reator	6	Avaliação do comportamento hidrodinâmico do reator com duplo estágio de coleta de biogás (UASB/DECB)	Ocorrência do efeito air-lift e melhor mistura no reator UASB/DECB	Ocorrência do efeito air-lift e melhor mistura no reator UASB/DECB	Sim
O fluxo direcionado para o interior do coletor de biogás de segundo estágio no reator UASB/DECB, associado à presença de orifícios, podem promover o controle físico da espuma no separador	7	Avaliação dos mecanismos de degradação anaeróbia e transporte hidráulico como medidas de controle da acumulação de espuma no separador trifásico de reator UASB/DECB	Menor acumulação de espuma no interior do separador trifásico do reator UASB/DECB	Menor acumulação de espuma no interior do separador trifásico do reator UASB/DECB	Sim
O fluxo direcionado para o interior do coletor de biogás de segundo estágio no reator UASB/DECB pode propiciar condições para a degradação biológica da espuma no próprio reator	7	Avaliação dos mecanismos de degradação anaeróbia e transporte hidráulico como medidas de controle da acumulação de espuma no separador trifásico de reator UASB/DECB	Menor acumulação de espuma no interior do separador trifásico do reator UASB/DECB	Menor acumulação de espuma no interior do separador trifásico do reator UASB/DECB	Não
O reator UASB/DECB é capaz de controlar a formação de espuma, mantendo um desempenho similar a um reator UASB convencional	8	Avaliação do desempenho de reator UASB com duplo estágio de coleta de biogás na remoção de matéria orgânica	Desempenho do reator UASB/ DECB similar ao reator UASB convencional na remoção matéria orgânica	Desempenho do reator UASB/ DECB inferior ao reator UASB convencional na remoção matéria orgânica	Não
As condições hidrodinâmicas impostas pela presença do coletor de biogás de primeiro estágio no reator UASB/DECB podem estabelecer condições físicas seletivas à biomassa, levando ao desenvolvimento de um lodo granular em menor escala de tempo	9	Seleção de biomassa granular em reator UASB com duplo estágio de coleta de biogás: efeitos sobre a produção de exopolímeros e a distribuição	Desenvolvimento de biomassa granular em menor tempo no reator UASB/DECB	Desenvolvimento de biomassa granular em menor tempo no reator UASB/DECB	Sim
As condições hidrodinâmicas impostas pela presença do coletor de biogás de primeiro estágio no reator UASB/DECB podem estabelecer condições físicas seletivas à biomassa, levando ao desenvolvimento de um lodo granular de maior atividade	10	Seleção de biomassa granular em reator UASB com duplo estágio de coleta de biogás: efeitos sobre a AME e a quantidade de arqueias metanogênicas	Desenvolvimento de biomassa granular de maior atividade em menor tempo no reator UASB/DECB	Desenvolvimento de biomassa granular de maior atividade em menor tempo no reator UASB/DECB	Sim

12 RECOMENDAÇÕES

A partir do que foi levantado na presente tese, recomenda-se a investigação dos seguintes pontos:

- Avaliar o efeito do desprendimento de gases dissolvidos da fase líquida, após a passagem pelo interior do coletor de biogás de segundo estágio, funcionando como mecanismo físico de flotação da espuma do separador para o decantador.
- Avaliar o desempenho do reator modificado sem o coletor de biogás de primeiro estágio e com os orifícios do coletor de segundo estágio abertos, para verificar se apenas o projeto diferenciado do coletor de biogás de segundo estágio é capaz de promover o controle físico da espuma;
- Desenvolver novas adaptações que permitam que o reator a melhoria da retenção de sólidos no reator modificado simultaneamente ao controle da espuma no separador trifásico;
- Comparar o desempenho de reatores UASB tratando esgoto sanitário operado com lodo floculento e granular.

13 REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- AIYUK, S.; FORREZ I.; LIEVEN, DE K.; VAN HAANDEL, A.; VERSTRAETE W. Anaerobic and complementary treatment of domestic sewage in regions with hot climates—A review. *Bioresource Technology*. v. 97, p. 2225–224, 2006.
- AMANN, RI; KRUMHOLZ L., STAHL, D. A. Fluorescent-oligonucleotide probing of whole cells for determinative, phylogenetic, and environmental studies in microbiology. *J. Bacteriol.*v. 172, 762-770, 1990.
- AQUINO, S. F.; SILVA, S.Q., CHERNICHARO, C. A. L. Considerações práticas sobre o teste de demanda química de oxigênio (DQO) aplicado a análise de efluentes anaeróbios. Nota Técnica. *Revista de Engenharia Sanitária e Ambiental*, v. 11, n. 4, p. 295-304, 2006.
- AQUINO, S. F.; CHERNICHARO, C. A. L.; FORESTI, E.; FLORÊNCIO, L.; MONTEGGIA, L. O. Metodologias para determinação da atividade metanogênica específica (AME) em lodos anaeróbios. *Revista de Engenharia Sanitária e Ambiental*, v. 12, n. 2, p. 380-389, 2007.
- AWWA/APHA/WEF. (2005) *Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater*. 21.ed. Washington.
- BARBOSA, A.; SANT'ANNA; G.L.JR. Treatment of raw domestic sewage in an UASB reactor. *Water Research*. v. 23, 1483–1490, 1989.
- BATSTONE, D.J.; KELLER, J; BLACKALL, L.L. The influence of substrate kinetics on the microbial community structure in granular anaerobic biomass. *Water Research*. v. 38, p. 1390–1404, 2004.
- 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.
- CHUNJUAN, D.; QINGWEI, L; ZHAOYU, G.; HAIHUI, W, ZENGZHANG, W. Quick Startup of EGSB reactor seeded with anaerobic digestion sludge for the treatment of actual domestic sewage under ambient temperature. In: *Proceedings of 4th International Conference on Bioinformatics and Biomedical Engineering (iCBBE 2010)*, Chengdu, China, 2010.
- 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.
- CHERNICHARO, C. A. L. *Reatores anaeróbios*. Princípio do tratamento biológico de águas residuárias, v. 5, 2ª edição, Belo Horizonte: Ed. UFMG, 380 p., 2007.
- CHERNICHARO, C. A. L.; ALMEIDA, P. G. S.; COUTO T. C.; SOUZA, C. L.; BORGES, J. M. Contribuição para a melhoria do projeto e da operação de reatores UASB tratando esgotos domésticos: gerenciamento da espuma. In: *Anais do 25º Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental*, Recife PE. 2009.

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.

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.

EGLI, K.; LANGER, C.; SIEGRIST, H-R.; ZEHNDER, A.J.B.; WAGNER, M.; VAN DER MEER, J.R. Community analysis of ammonia and nitrite oxidizers during start-up of nitrification reactors. *Applied and Environmental Microbiology*, v. 69, n. 6, p. 3213-3222, 2003.

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.

GARCIA, G. P. P. Caracterização dos Microrganismos Oxidadores de Sulfeto e Metano em Reator UASB. Dissertação (Mestrado em Saneamento, Meio Ambiente e Recursos Hídricos, Escola de Engenharia) – Universidade Federal de Minas Gerais, Belo Horizonte, 2009.

GRANDIN, S. R. Concepção das estações de tratamento de esgotos do município de Campinas-SP. Publicação Sociedade de Abastecimento de Água e Saneamento S/A (SANASA). Disponível em <http://www.semasa.sp.gov.br/Documentos/Publicar_Internet/trabalhos/trabalho_81.pdf>. Acesso em: 18 de novembro. 2011.

GIRALDO, E.; PENA, M.; CHERNICHARO, C.A.L.; SANDINO, J.; NOYOLA, A. Anaerobic sewage treatment technology in Latin-America: a selection of 20 years of experiences. *Proceedings of the Water Environment Federation, WEFTEC 2007: Session 61 through Session 70*, pp. 5208-5228(21), 2007.

GLÓRIA, R. M. Estudo dos Processos de Formação, Acumulação, Emissão e Oxidação de Sulfeto de Hidrogênio em Reatores UASB Tratando Esgotos Domésticos. Dissertação (Mestrado em Saneamento, Meio Ambiente e Recursos Hídricos, Escola de Engenharia) – Universidade Federal de Minas Gerais, Belo Horizonte, 2009.

GOMES, C.S.; ALVES, H.B.; SQUIBA, L.M. Escumas como pesadelos dos tratamentos RALF e UASB, para esgotos sanitários. *In. Anais do 24º Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental, Belo Horizonte MG. 2007.*

GROTEHUIS, J.T.C.; SMIT, M.; PLUGGE, C.M.; YUANSHENG, X.; VAN LAMMEREN, A.A.M.; STAMS A.J.M.; ZEHNDER, A.J.B. Bacteriological composition and structure of granular sludge adapted to different substrates. *Appl. Environ. Microbiol.* v. 57, p. 1942–1949, 1991.

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.

GUIOT, S. R.; PASSUS, A.; COSTERTON, J.W. A structured model of the anaerobic granule consortium. *Water Science Technology*, v. 25, n. 7, p. 1-10, 1992.

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

HARIDAS, A.; SURESH, S.; CHITRA, K.R.; MANILA, V.B. The Buoyant Filter Bioreactor: a high-rate anaerobic reactor for complex wastewater—process dynamics with dairy effluent. *Water Research*, v.39, p. 993–1004, 2005.

HULSHOFF POL, L.W.; DE ZEEUW, W.J.; VELZEBOER CTM, LETTINGA, G. Granulation in UASB reactors. *Water Science Technology*, v.15, n. (8/9), 291–304,1983.

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.

HWU, C.S., TSENG, S.K.; YUAN, C.Y.; KULIK, Z.; LETTINGA, G. Biosorption of long-chain fatty acids in UASB treatment process. *Water Research*, v.32, p. 1571-1579, 1998.

JIA, X.S.; FURUMAI, H.; FANG, H.H.P. Yields of biomass and extracellular polymers in four anaerobic sludges. *Environmental Technology*, v. 17, p. 283-291, 1996.

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.

KALOGO, Y.; VERSTRAETE, W. Potentials of anaerobic treatment of domestic sewage under temperate climate conditions. In: Lens, P., Zeeman, G., Lettinga, G. (Editors.), *Decentralized Sanitation and Reuse: Concepts, Systems and Implementations*. IWA Publishing, pp. 181–203, 2001.

KALOGO Y, SEKA AM, VERSTRAETE W. Enhancing the startup of a UASB reactor treating domestic wastewater by adding a water extract of *Moringa oleifera* seeds. *Appl. Microbiology Biotechnology*, v. 55, p. 651–664, 2001.

LEITÃO, R.C. *Robustness of UASB reactors treating sewage under tropical conditions*. Ph.D. Thesis. Wageningen University, The Netherlands, p. 160, 2004.

LETTINGA, G.; VAN VELSEN, A.F.M.; HOBMA, S.W.; DE ZEEUW, W.; KLAPWIJK, A. Use of the upflow sludge blanket (USB) reactor concept for biological wastewater treatment, especially for anaerobic treatment. *Biotech. Bioeng.* V 22, p. 699–734, 1980.

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.

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.

- LEVENSPIEL, O. *Engenharia das Reações Químicas*. 3 ed. São Paulo. Ed. Edgard Blücher Ltda, 563 p, 2000.
- LIGERO, P., SOTO, M. Sludge granulation during anaerobic treatment of pre-hydrolysed domestic wastewater. *Water SA* v 28, n. 3, p. 307-311, 2002.
- LIU, Y.; TAY, JH. The essential role of hydrodynamic shear force in the formation of biofilm and granular sludge. *Water Research*, v. 36, p. 1653-1665, 2002.
- LIU, Y., TAY, J-H. State of the art of biogranulation technology for wastewater treatment. *Reviews in: Biotechnology Advances*, v.22, p. 533-563, 2004.
- LIU, Y., XU, H.L., YANG, S.F., TAY, JH. “Mechanisms and models for anaerobic granulation in upflow anaerobic sludge blanket reactor”. *Water Research*, vol. 37, p. 661-673, 2003a.
- 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.
- MAGGIO, G., Anduril 2.3: Software for interpretation of tracer experiments for interwell tests: Buenos Aires Noldor S.R.L., 2004.
- MAHMOUD, N., ZEEMAN, G., GIJZENB, H., LETTINGA, G. Solids removal in upflow anaerobic reactors. *Reviews in: Bioresource Technology*, v.90, p. 1-9, 2003.
- MACLEOD, F.A.; GUIOT, R.S; COSTERTON, J.W. Layered structure of bacterial aggregates produced in an upflow anaerobic sludge bed and filter reactor. *Applied and Environmental Microbiology*. v. 56, p. 1598-1607, 1990.
- METCALF & EDDY. *Wastewater engineering: treatment, disposal, reuse*. New York. McGraw-Hill, 1334p, 1991.
- 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.
- MCHUGH, S.; COLLINS, G.; MAHONY, T.; O'FLAHERTY, V. Biofilm reactor technology for low-temperature anaerobic waste treatment: microbiology and process characteristics. *Water Science Technology*. v. 52, n.7, p. 107–113, 2005.
- MIKI, M. K. Dilemas do UASB. Seção “Práticas operacionais e de Empreendimento”. *Revista DAE*, n.183, p. 25-37, 2010.
- 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.
- MUYZER, G.; HOTTENTRAGER, S.; TESKE, A.; WAWER, CATHRIN. Denaturing gradient gel electrophoresis of PCR-amplified 16S rDNA – A new molecular approach to analyse the genetic diversity of mixed microbial communities. *Molecular Microbial Ecology Manual*, v. 3.44, Kluwer Academic Publishers, The Netherlands, 1996

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.

NOYOLA, A., MERENO, G. Granulation production from raw waste activated sludge. *Water Science Technology*. v. 30, n. 12, 339– 346, 1994.

O'FLAHERTY V, LENS PN, DE BEER D, COLLERAN E. Effect of feed composition and upflow velocity on aggregate characteristics in anaerobic upflow reactors. *Appl. Microbiol. Biotechnol.* v.47, p.102–107, 1997.

O'FLAHERTY, V.; COLLINS, G.; MAHONY, T. The microbiology and biochemistry of anaerobic bioreactors with relevance to domestic sewage treatment. *Reviews in Environmental Science and Bio/Technology*. 5, 39–55, 2006.

PAGILLA, K. R.; CRANEY, K. C.; KIDO, W. H. Causes and effects of foaming in anaerobic sludge digesters. *Water Science and Technology*, v. 36, n.6, 463-470, 1997.

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.

PEREIRA, J. O.; SILVA, J. S. C.; PEREIRA NETO, G. S. M.; CHERNICHARO, C.A.L. Avaliação comparativa do desempenho de reator UASB convencional e reator UASB com dois estágios de coleta de biogás no tratamento de esgoto doméstico. *In: Anais do 24º Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental*, Belo Horizonte MG. 2007.

PEREIRA, J. O. Controle da formação de espuma e remoção de matéria orgânica em reator UASB com duplo estágio de coleta de biogás. Dissertação (Mestrado em Saneamento, Meio Ambiente e Recursos Hídricos, Escola de Engenharia) – Universidade Federal de Minas Gerais, Belo Horizonte. 67p, 2007.

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.

RAMOS, R. A. Avaliação da influência da operação de descarte de lodo no desempenho de reatores UASB em estações de tratamento de esgotos no Distrito Federal. Dissertação (Mestrado em Tecnologia Ambiental e Recursos Hídricos) – Universidade de Brasília, 135p, 2008.

RASKIN, L.; POULSEN, L. K.; NOGUERA, D. R.; RITTMANN, B. E.; STAHL, D. Quantification of methanogenic groups in anaerobic biological reactors by oligonucleotide probe hybridization. *Applied and Environmental Microbiology*, v. 60, n. 4, p. 1241-1248, 1994.

ROCHA, N. E. P. Avaliação de um sistema de tratamento de esgotos constituído de reator UASB e lagoa facultativa, em escala real. Dissertação (Mestrado em Saneamento, Meio Ambiente e Recursos Hídricos) – Escola de Engenharia, Universidade Federal de Minas Gerais, Belo Horizonte, 147p, 2002.

ROSA, A. P.; MARTINS, D. C. R. B.; DE ALMEIDA, P. G. S.; VENTURA, CHERNICAHRO, C. A. L. Estabelecimento de rotina operacional para remoção de espuma nos reatores UABS da ETE Laboreaux – Itabira/MG. *In: Anais do 26º Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental*, Porto Alegre. 2011.

SANTOS, S. E. *Avaliação do desempenho operacional de um sistema reator UASB – Lagoa de polimento, Estudo de caso da ETE Juramento-MG*. 133f. Dissertação (Mestrado em Saneamento, Meio Ambiente e Recursos Hídricos) – Escola de Engenharia, Universidade Federal de Minas Gerais, Belo Horizonte, 133p, 2003.

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. *Journal of Environmental Management*, v. 80, p. 198–207, 2006.

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.

SEGHEZZO, L. *Anaerobic treatment of wastewater in subtropical conditions*. Ph.D. Thesis. Wageningen University, The Netherlands, p. 172, 2004.

SCHELLINKHOUT, A. COLLAZOS C.J., Full-scale application of the UASB technology for sewage treatment. *Water Science and Technology*. v.25, n.7, p. 159–166, 1992.

SILVA, S. Q.; ABREU, E. F.; ZERBINI, A.M; CHERNICHARO, C.A.L. Stability of microbial diversity in UASB bioreactors under different operational conditions. *In: Proc. IX Latin American Workshop and Symposium on Anaerobic Digestion*, 2008, Easter Island, Chile, 2008.

SCHMIDT JE, AHRING BK. *Review: Granular sludge formation in upflow anaerobic sludge blanket (UASB) reactors*. *Biotechnol Bioeng*. v.49, p. 229–246, 1996.

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.

SOTO, M. Sludge granulation during anaerobic treatment of pre-hydrolysed domestic wastewater. *Water SA*, v. 28, n. 3, 307-312. 2002.

SOUTO, T. F.; AQUINO, S. F.; SILVA, S. Q.; CHERNICHARO, C. A. L. Influence of incubation conditions on the specific methanogenic activity test. *Biodegradation*, v. 21, p. 411-424, 2010.

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.

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, 100p, 2006.

SOUZA, C.L. Estudo das rotas de formação, transporte e consumo dos gases metano e sulfeto de hidrogênio resultantes do tratamento de esgoto doméstico em reatores UASB. Tese (Doutorado em Saneamento, Meio Ambiente e Recursos Hídricos). Escola de Engenharia da Universidade Federal de Minas Gerais, 127p, 2010.

TAY, J.H. XU, H.L.; TEO, K.C. Molecular mechanism of granulation. I H^+ translocation-dehydration theory. *Journal of Environmental Engineering*. n. 126, p. 403-410, 2000.

THAVEESRI J, DAFFONCHIO D, LIESSENS B, VANDERMEREN P, VERSTRAETE W. Granulation and sludge bed stability in upflow anaerobic sludge bed reactors in relation to surface thermodynamics. *Appl. Environ. Microbiol.* v. 61, n.10, p. 3681–3686, 1995.

VANDERHAEGEN B, YSEBAERT K, FAVERE K, VAN WAMBEKE M, PEETERS T, PANIC V, VANDENLANGENBERGH V, VERSTRAETE W. Acidogenesis in relation to in-reactor granule yield. *Water Science and Technology*, v.25, n. 7, p. 21–30, 1992.

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 LIER, J. High-rate anaerobic wastewater treatment: diversifying from end-of-the-pipe treatment to resource-oriented conversion techniques. *Water Science and Technology*, v.57, n. 8, p. 1137-1148, 2008.

VAN LIER, J.B.; VASHI, A.; VAN DER LUBBE, J.; HEFFERNAN, B. Anaerobic sewage treatment using UASB reactors: Engineering and operational aspects. In: Fang, H.H.P. (Editor) *Environmental anaerobic technology: applications and new developments*; Imperial College Press -London-UK. p 59-87, 2011.

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. & CHERNICHARO, C.A.L. Biological Wastewater Treatment in Warm Climate Regions. *IWA Publishing*, London, 2005.

YODA, M.; NISHIMURA, S. Controlling granular sludge floatation in UASB reactors. *Water Science and Technology*, v. 36, n.6, 165-173, 1997.

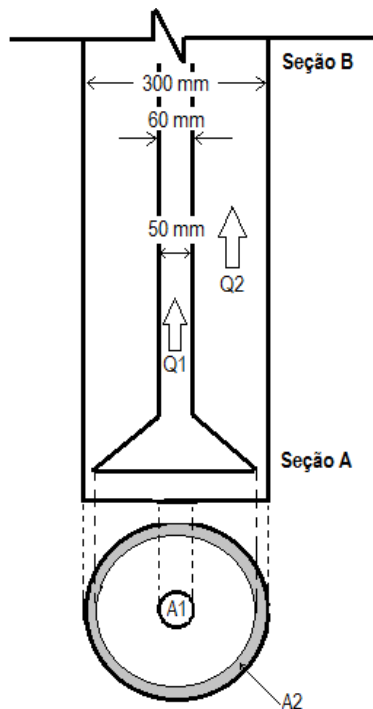
YU, H. Q.; TAY, J. H.; FANG, H. H. P. THE ROLES OF CALCIUM IN SLUDGE GRANULATION DURING UASB REACTOR START-UP. *Water Research*, v.35, p. 1052-1060, 2001.

WIEGANT WM. The ‘spaghetti theory’ on anaerobic sludge formation, or the inevitability of granulation. In: Lettinga, G.; Zehnder A.J.B.; Grotenhuis J.T.C.; Hulshoff Pol L.W. editors. *Granular anaerobic sludge: Microbiology and technology*. Wageningen/The Netherlands:. p.146–52, 1987.

WHO/ UNEP Water Pollution Control A guide to the use of water quality management principles p.459, 1997.

14 ANEXOS

14.1 ANEXO 1 – Cálculos hidráulicos para estimativa do percentual de fluxo na parte interna e externa ao coletor de biogás de 1º no reator Rmod (Capítulo 6)



$$Q_A = Q_B$$

Equação 14.1

Onde:

Q_A = Vazão na seção de controle A -

Q_B = Vazão na seção de controle B

Área A_1 (diâmetro = 50 mm) = 0,00196 m²

Área A_2 – anel (diâmetro equivalente = 166 mm) = 0,02159 m²

$$hf = \frac{8fLQ^2}{\pi^2 g D^5}$$

Equação 14.2

Onde:

f = fator de atrito da canalização

L = comprimento da tubulação (m)

Q = vazão na tubulação (m³/s)

g = aceleração da gravidade (m/s²)

D = diâmetro da canalização (m)

$$hf_1 = hf_2$$

Equação 14.3

Onde:

hf = perda de carga contínua em tubulações (m)

Figura 14.1 – Figura esquemática para cálculo das vazões pela parte interna e externa ao coletor de biogás de 1º estágio

Cálculos:

$$\begin{cases} Q_{interna} + Q_{externa} = 49 \text{ L/h} \\ hf_{interna} = hf_{externa} \end{cases} \Rightarrow \begin{cases} Q_{50} + Q_{anel} = 49 \text{ L/h} \\ \frac{8fLQ_{50}^2}{\pi^2 g D_{50}^5} = \frac{8fLQ_{equiv-166}^2}{\pi^2 g D_{equiv-166}^5} \end{cases} \Rightarrow \begin{cases} Q_{50} + Q_{equiv-166} = 49 \text{ L/h} \\ \frac{Q_{50}^2}{D_{50}^5} = \frac{Q_{equiv-166}^2}{D_{equiv-166}^5} \end{cases} \Rightarrow$$

$$\begin{cases} Q_{50} + Q_{equiv-166} = 1,36 \times 10^{-5} \text{ m}^3/\text{s} \\ \frac{Q_{50}^2}{D_{50}^5} = \frac{Q_{equiv-166}^2}{D_{equiv-166}^5} \end{cases} \Rightarrow \begin{cases} Q_{50} + Q_{equiv-166} = 1,36 \times 10^{-5} \text{ m}^3/\text{s} \\ \frac{Q_{50}^2}{0,05^5} = \frac{Q_{equiv-166}^2}{0,166^5} \end{cases} \Rightarrow \begin{cases} Q_{50} + Q_{equiv-166} = 1,36 \times 10^{-5} \text{ m}^3/\text{s} \\ Q_{equiv-166} = 20,08 Q_{50} \end{cases}$$

$$\begin{cases} Q_{50} + 20,08 Q_{50} = 1,36 \times 10^{-5} \text{ m}^3/\text{s} \\ Q_{50} = 6,45 \times 10^{-7} \text{ m}^3/\text{s} \therefore Q_{50} = 2,32 \text{ L/h} \end{cases} \Rightarrow \begin{cases} Q_{equiv-166} = 46,68 \text{ L/h} \\ Q_{50} = 2,32 \text{ L/h} \end{cases} \Rightarrow \begin{cases} Q_{equiv-166} \cong 0,953 Q_{TOTAL} \\ Q_{50} \cong 0,047 Q_{TOTAL} \end{cases}$$

14.2 ANEXO 2 – Resultados dos testes não-paramétricos para espuma do separador (Teste U de Mann-Whitney). Software: Instat+ for Windows (Capítulo 7)

FASE 1

Parâmetro	T	n	p (%)	α (%)	Resposta
MST	6,0	3	8,09	10	Significativamente diferente (91,91 %)
MSTV	6,0	3	8,09	10	Significativamente diferente (91,91 %)
MDQO	6,0	3	8,09	10	Significativamente diferente (91,91 %)

FASE 2

Parâmetro	T	n	p (%)	α (%)	Resposta
MST	6,0	3	8,09	10	Significativamente diferente (91,91 %)
MSTV	6,0	3	8,09	10	Significativamente diferente (91,91 %)
MDQO	6,0	3	8,09	10	Significativamente diferente (91,91 %)

FASE 3

Parâmetro	T	n	p (%)	α (%)	Resposta
MST	9,0	3	66,25	10	Não há diferença significativa para α adotado
MSTV	9,0	3	66,25	10	Não há diferença significativa para α adotado
MDQO	9,0	3	66,25	10	Não há diferença significativa para α adotado

14.3 ANEXO 3- Resultados dos testes não-paramétricos da fase líquida (Teste T de Wilcoxon). Software: Instat+ for Windows (Capítulo 8)

FASE 1							
Parâmetro	Diferenças negativas	Diferenças Positivas	T	n	p (%)	α (%)	Resposta
DQO _{total}	139,0	357,0	139	31	3,35	5,0	Significativamente diferente (96,7 %)
DQO _{filtrada}	280,0	185,0	185	30	33,35	5,0	Não há diferença significativa para α adotado
DBO _{total}	77,0	358,0	77	29	0,25	5,0	Significativamente diferente (99,75 %)
DBO _{filtrada}	237,0	88,0	88	25	4,64	5,0	Significativamente diferente (95,36 %)
SST	161,0	335,0	161	31	9,00	5,0	Não há diferença significativa para α adotado
SSV	211,0	285,0	211	31	47,44	5,0	Não há diferença significativa para α adotado
Eficiência/DQO _{total}	363,0	133,0	133	31	2,48	5,0	Significativamente diferente (97,62 %)
Eficiência/DBO _{total}	361,0	74,0	74	29	0,20	5,0	Significativamente diferente (99,80 %)
Eficiência/DQO _{filtrada}	202,0	264,0	202	30	53,04	5,0	Não há diferença significativa para α adotado
Eficiência/DBO _{filtrada}	126,0	280,0	126	28	8,15	5,0	Não há diferença significativa para α adotado

FASE 2							
Parâmetro	Diferenças Negativas	Diferenças Positivas	T	n	p (%)	α (%)	Resposta
DQO _{total}	29,0	499,0	29	32	0,00	5,0	Significativamente diferente (>99,99 %)
DQO _{filtrada}	70,5	457,5	70,5	32	0,03	5,0	Significativamente diferente (>99,97 %)
DBO _{total}	15,0	238,0	15	22	0,02	5,0	Significativamente diferente (>99,98 %)
DBO _{filtrada}	75,5	155,5	75,5	21	16,75	5,0	Não há diferença significativa para α adotado
SST	1,0	594,0	1,0	34	0,00	5,0	Significativamente diferente (>99,99 %)
SSV	19,0	576,0	19,0	34	0,00	5,0	Significativamente diferente (>99,99 %)
Eficiência/DQO _{total}	498,0	30,0	30,0	32	0,00	5,0	Significativamente diferente (>99,99 %)
Eficiência/DBO _{total}	242,0	11,0	11	22	0,02	5,0	Significativamente diferente (>99,98 %)
Eficiência/DQO _{filtrada}	465,0	63,0	63,0	32	0,02	5,0	Significativamente diferente (>99,98 %)
Eficiência/DBO _{filtrada}	143,5	87,5	87,5	21	33,92	5,0	Não há diferença significativa para α adotado

FASE 3

Parâmetro	Diferenças Negativas	Diferenças Positivas	T	n	p (%)	α (%)	Resposta
DQO _{total}	104,0	977,0	104,0	46	0,00	5,0	Significativamente diferente (>99,99 %)
DQO _{filtrada}	230	851,0	230,0	46	0,07	5,0	Significativamente diferente (>99,93 %)
DBO _{total}	175,5	770,5	176,0	43	0,03	5,0	Significativamente diferente (>99,97 %)
DBO _{filtrada}	265,5	604,5	257,0	41	2,45	5,0	Significativamente diferente (97,55 %)
SST	89,0	946,0	89,0	45	0,00	5,0	Significativamente diferente (>99,99 %)
SSV	120,5	869,5	121	44	0,00	5,0	Significativamente diferente (>99,99 %)
Eficiência/DQO _{total}	946,5	88,5	88,5	45	0,00	5,0	Significativamente diferente (>99,99 %)
Eficiência/DBO _{total}	784,5	118,5	119,0	42	0,00	5,0	Significativamente diferente (>99,99 %)
Eficiência/DQO _{filtrada}	851,0	230,0	230,0	46	0,07	5,0	Significativamente diferente (>99,93 %)
Eficiência/DBO _{filtrada}	581,0	199,0	199,0	39	0,78	5,0	Significativamente diferente (>99,22 %)

FASE 4

Parâmetro	Diferenças Negativas	Diferenças Positivas	T	n	p (%)	α (%)	Resposta
DQO _{total}	8,0	553,0	8,0	33	0,00	5,0	Significativamente diferente (>99,99 %)
DQO _{filtrada}	59,5	501,5	59,5	33	0,01	5,0	Significativamente diferente (>99,99 %)
DBO _{total}	25,0	471,0	25,0	31	0,00	5,0	Significativamente diferente (>99,99 %)
DBO _{filtrada}	196,0	365,0	196,0	33	13,32	5,0	Não há diferença significativa para α adotado
SST	71,0	632,0	71,0	37	0,00	5,0	Significativamente diferente (>99,99 %)
SSV	47,0	619,0	47,0	36	0,00	5,0	Significativamente diferente (>99,99%)
Eficiência/DQO _{total}	521,0	7,0	7,0	32	0,00	5,0	Significativamente diferente (>99,99 %)
Eficiência/DBO _{total}	25,0	471,0	25,0	31	0,00	5,0	Significativamente diferente (>99,99 %)
Eficiência/DQO _{filtrada}	466,0	30,0	30,0	31	0,00	5,0	Significativamente diferente (>99,99 %)
Eficiência/DBO _{filtrada}	364,5	196,0	197,0	33	13,57	5,0	Não há diferença significativa para α adotado

14.4 ANEXO 4 – Resultados dos testes não-paramétricos para fase gasosa (Teste T de Wilcoxon). Software: Instat+ for Windows (Capítulo 8)

FASE 1							
Parâmetro	Diferenças negativas	Diferenças Positivas	T	n	p (%)	α (%)	Resposta
DQO-CH ₄	0,175	0,078	0,078	22	11,20	5,0	Não há diferença significativa para α adotado
DQO-CH ₄ /DQO _{apli.}	0,247	0,131	0,131	27	16,19	5,0	Não há diferença significativa para α adotado
DQO-CH ₄ /DQO _{remov}	0,172	0,233	0,173	28	49,43	5,0	Não há diferença significativa para α adotado

FASE 2							
Parâmetro	Diferenças negativas	Diferenças Positivas	T	n	p (%)	α (%)	Resposta
DQO-CH ₄	0,267	0,023	0,023	24	0,03	5,0	Significativamente diferente (>99,97 %)
DQO-CH ₄ /DQO _{apli.}	0,341	0,037	0,037	27	0,03	5,0	Significativamente diferente (>99,97 %)
DQO-CH ₄ /DQO _{remov}	0,087	0,441	0,087	32	0,10	5,0	Significativamente diferente (>99,90 %)

FASE 3							
Parâmetro	Diferenças negativas	Diferenças Positivas	T	n	p (%)	α (%)	Resposta
DQO-CH ₄	0,555	0,111	0,111	36	0,04	5,0	Significativamente diferente (>99,96 %)
DQO-CH ₄ /DQO _{apli.}	0,629	0,112	0,112	38	0,02	5,0	Significativamente diferente (>99,98 %)
DQO-CH ₄ /DQO _{remov}	0,378	0,442	0,378	40	67,15	5,0	Não há diferença significativa para α adotado

FASE 4							
Parâmetro	Diferenças negativas	Diferenças Positivas	T	n	p (%)	α (%)	Resposta
DQO-CH ₄	0,055	0,036	0,036	13	50,72	5,0	Não há diferença significativa para α adotado
DQO-CH ₄ /DQO _{apli.}	0,063	0,042	0,042	14	52,55	5,0	Não há diferença significativa para α adotado
DQO-CH ₄ /DQO _{remov}	0,024	0,128	0,024	17	1,46	5,0	Significativamente diferente (>99,54 %)

14.5 ANEXO 5 – Resultados dos testes não-paramétricos para fase sólida (lodo) (Teste T de Wilcoxon). Software: Instat+ for Windows (Capítulo 8)

FASE 1							Resposta
Parâmetro	Diferenças negativas	Diferenças Positivas	T	n	p (%)	α (%)	
MSTV	0,130	0,080	0,080	6	67,16	10	Não há diferença significativa para α adotado
DQO-Lodo/DQO _{apli.}	0,030	0,030	0,030	3	78,93	10	Não há diferença significativa para α adotado
DQO-Lodo/DQO _{remov.}	0,000	0,060	0,000	3	18,14	10	Não há diferença significativa para α adotado

FASE 2							Resposta
Parâmetro	Diferenças negativas	Diferenças Positivas	T	n	p (%)	α (%)	
MSTV	0,450	0,000	0,000	9	0,92	10	Significativamente diferente (>99,08 %)
DQO-Lodo/DQO _{apli.}	0,060	0,000	0,000	3	18,14	10	Não há diferença significativa para α adotado
DQO-Lodo/DQO _{remov.}	0,020	0,040	0,020	3	78,93	10	Não há diferença significativa para α adotado

FASE 3							Resposta
Parâmetro	Diferenças negativas	Diferenças Positivas	T	n	p (%)	α (%)	
MSTV	0,640	0,270	0,270	13	20,84	10	Não há diferença significativa para α adotado
DQO-Lodo/DQO _{apli.}	0,040	0,020	0,020	3	78,93	10	Não há diferença significativa para α adotado
DQO-Lodo/DQO _{remov.}	0,040	0,020	0,020	3	78,93	10	Não há diferença significativa para α adotado

FASE 4							Resposta
Parâmetro	Diferenças negativas	Diferenças Positivas	T	n	p (%)	α (%)	
MSTV	0,130	0,32	0,13	9	28,63	10	Não há diferença significativa para α adotado
MDQO	0,330	0,120	0,120	9	23,61	10	Não há diferença significativa para α adotado
DQO-Lodo/DQO _{apli.}	0,335	0,115	0,115	9	21,35	10	Não há diferença significativa para α adotado
DQO-Lodo/DQO _{remov.}	0,120	0,240	0,240	8	44,12	10	Não há diferença significativa para α adotado

14.6 ANEXO 6 – Resultados dos testes não-paramétricos para fase gasosa (Teste T de Wilcoxon). Software: Instat+ for Windows (Capítulo 9)

PONTO P1 (0,25m)					
Parâmetro	T	n	p (%)	α (%)	Resposta
Carbdratos-extracelulares.	55	18	19,14	10	Não há diferença significativa para α adotado
Proteínas-extracelulares	34	18	2,63	10	Significativamente diferente (97,37 %)
Lípideos-extracelulares	29	18	1,47	10	Significativamente diferente (98,53 %)

PONTO P2 (0,75m)					
Parâmetro	T	n	p (%)	α (%)	Resposta
Carbdratos-extracelulares.	38	18	4,07	10	Significativamente diferente (95,93 %)
Proteínas-extracelulares	77	18	72,75	10	Não há diferença significativa para α adotado
Lípideos-extracelulares	79	18	79,39	10	Não há diferença significativa para α adotado

14.7 ANEXO 7 – Resultados dos testes não-paramétricos para AME (Teste T de Wilcoxon). Software: Instat+ for Windows (Capítulo 10)

AME					
Parâmetro	T	n	p (%)	α (%)	Resposta
gDQO-CH ₄ /gSTV.d	3,0	6	14,22	10	Não há diferença significativa para α adotado
gDQO-CH ₄ /10 ¹¹ arquéias.d	1,0	6	5,92	10	Significativamente diferente (>90%)

Tabela 14.1 – Resultados dos testes de AME dos reatores R_{mod} e R_{conv}

gDQO-CH ₄ /gSTV.d						gDQO-CH ₄ /10 ¹¹ arquéias.d					
Resultado	R _{mod} \bar{X}	S _x	Resultado	R _{conv} \bar{X}	S _x	Resultado	R _{mod} \bar{X}	S _x	Resultado	R _{conv} \bar{X}	S _x
0,040	0,043	0,003	0,040	0,043	0,003	0,233	0,247	0,020	0,233	0,247	0,020
0,045			0,045			0,262			0,262		
0,105	0,129	0,035	0,072	0,068	0,005	0,587	0,725	0,196	0,313	0,295	0,026
0,154			0,064			0,864			0,276		
0,140	0,140	0,001	0,081	0,081	0,001	0,830	0,829	0,006	0,502	0,505	0,005
0,139			0,082			0,825			0,509		
0,138	0,119	0,074	0,143	0,135	0,012	1,923	2,287	0,514	1,962	1,848	0,161
0,100			0,126			2,650			1,734		