

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

**INFLUÊNCIA DA ALTERAÇÃO DA DISTRIBUIÇÃO DO
TAMANHO DE PARTÍCULAS NO DESEMPENHO DE
REATORES UASB TRATANDO ESGOTOS DOMÉSTICOS**

Ana Raquel Teixeira

Belo Horizonte

2007

Ana Raquel Teixeira

Influência da alteração da distribuição do tamanho de partículas no desempenho de reatores UASB tratando esgotos domésticos

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

2007

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

“É preferível o erro à omissão. O fracasso, ao tédio. O escândalo, ao vazio. Porque já vi grandes livros e filmes sobre a tristeza, a tragédia, o fracasso. Mas ninguém narra o ócio, a acomodação, o não fazer, o remanso. Colabore com seu biógrafo. Faça, erre, tente, falhe, lute. Mas, por favor, não jogue fora, se acomodando, a extraordinária oportunidade de ter vivido. Tendo consciência de que, cada homem foi feito para fazer história. Que todo homem é um milagre e traz em si uma revolução.”

Nizan Guanaes

“E Maria disse:

Minha alma glorifica ao Senhor, meu espírito exulta de alegria em Deus meu Salvador, porque olhou para sua pobre serva. Por isso, desde agora, me proclamam bem-aventurada todas as gerações, porque realizou em mim maravilhas aquele que é poderoso e cujo nome é Santo.”
(Lucas 1:46-49)

Mãezinha, simples, delicada, terna e humilde, sois rainha do céu porque fostes uma rainha na terra. Quanto mais a graça de Deus vos exalta, mais me apresso em lançar-me em vossos braços, como deve fazer um filho vosso.

Em todos os momentos desta caminhada foi tua presença forte e amorosa que me apoiou. Se hoje meu sonho tornou-se realidade, mesmo que sob lágrimas e dificuldades, a ti quem agradeço de coração, pois sem você tudo isso seria em vão.

AGRADECIMENTOS

Durante esta caminhada, contei com pessoas que estavam ao meu lado me dando forças para que eu não desistisse de caminhar. Eram vocês que me erguiam quando eu tropeçava, e sorriam a cada vitória conquistada.

A Deus, grandioso e onipotente, pelo dom da vida e por essa conquista. Que Sua Sabedoria continue sendo meu maior guia.

À minha família, que foi imprescindível para meu crescimento pessoal e profissional, enriquecendo minha vida com valores inestimáveis.

Ao meu orientador, Carlos, que me ajudou a perceber o sentido da minha profissão, por me mostrar que valeu a pena meu esforço e doação! Obrigada pelos momentos de conforto e pelos obstáculos colocados que tanto me desafiaram...

À minha psicóloga, Silvana, que me ofereceu sempre o melhor, me mostrando a encontrar a força e o incentivo necessário para continuar caminhando (sempre)...

Aos membros da banca examinadora da Qualificação: Prof. Eugênio Foresti, Prof. Marcos von Sperling e Prof. Sérgio Aquino. Vocês contribuíram (e muito) para a finalização deste trabalho. Então, o sucesso de hoje partilho também com vocês.

Aos colegas e funcionários da faculdade que, cada um, à sua maneira, contribuíram para esta tese.

Aos amigos de coração, agradeço a torcida incomparável, o ombro amigo oportuno, o incentivo indispensável, alegrias compartilhadas e, hoje, as lágrimas de orgulho.

Obrigada também aos órgãos fomentadores (FINEP/CNPQ – PROSAB e FAPEMIG) e a Prominas Equipamentos Brasil Ltda. que apoiaram e investiram na pesquisa. Que o resultado desta parceria seja difundido para o crescimento e o desenvolvimento do saneamento.

Muito Obrigada!!!!

RESUMO

O trabalho consiste no desenvolvimento de uma nova concepção de pré-tratamento que utiliza o peneiramento forçado como estratégia para reduzir o tamanho médio das partículas e aumentar as taxas de conversão do material particulado, em reatores UASB, utilizados para o tratamento de esgotos domésticos. O aparato experimental utilizado na pesquisa consistiu de dois reatores UASB idênticos, sendo um deles antecedido de uma peneira metálica com abertura da malha de 1mm. Ambos os reatores foram operados sob condições hidráulicas diferentes, com variação do tempo de detenção hidráulica e da velocidade ascensional. O desempenho dos reatores foi avaliado segundo uma rotina de análises usuais (DQO, sólidos e AME). Análises de distribuição do tamanho de partículas foram realizadas com amostras de esgoto bruto e peneirado para verificar a eficácia do pré-tratamento na redução do material particulado. As taxas de conversão do material particulado presente no esgoto bruto foram obtidas a partir de testes de hidrólise. O peneiramento forçado resultou em maior concentração de partículas com diâmetro entre 1,8 e 30 μm no afluente do reator. Todavia, a redução nesta faixa de tamanho das partículas não foi suficiente para aumentar as taxas de hidrólise do material particulado, uma vez que a relação cinética de primeira ordem, utilizada para descrever o processo, conduziu a valores das constantes de hidrólise da ordem de $0,0446 \pm 0,0104 \text{ d}^{-1}$, para o esgoto bruto, e de $0,0472 \pm 0,0079 \text{ d}^{-1}$ para o esgoto bruto peneirado, quando avaliado o decaimento de SSV. Porém, a redução do tamanho das partículas resultou em uma biomassa com maior atividade, aparentemente, com características de melhor sedimentabilidade, após adaptação, seleção e desenvolvimento da comunidade microbiana. O valor da atividade metanogênica específica (AME) do lodo presente no reator precedido da unidade de peneiramento forçado (0,31 g DQO/g STV.dia) foi superior ao resultado do lodo do reator controle (0,18 g DQO/g STV.dia), quando os reatores foram operados sob condições desfavoráveis (TDH = 5 h e velocidade ascensional = 1,10 m/h). Deste modo, embora as taxas de conversão do material particulado presente no esgoto bruto e bruto peneirado fossem semelhantes, o desenvolvimento de uma biomassa com maior atividade propiciou um melhor desempenho do reator UASB, aumentando a eficiência de remoção de $\text{DQO}_{\text{TOTAL}}$ (65%, para o reator precedido da unidade de peneiramento forçado, *versus* 54%, para o reator controle), além de gerar um efluente com menor concentração de $\text{DQO}_{\text{PARTICULADA}}$ (48 mg/L *versus* 74 mg/L).

ABSTRACT

The core of this work is the development of a new concept of pre-treatment that uses the forced sieving of raw sewage as a strategy to reduce the average size of the particles and increase the conversion rates of particulate material in UASB reactors, used for treating domestic wastewater. The experimental apparatus consisted of two identical UASB reactors, one of them preceded by a 1mm mesh metallic sieve. Both reactors were operated under different hydraulic load conditions, with variation in hydraulic retention times and upflow velocities. The performance of the reactors was evaluated considering the usual parameters (COD, solids and SMA). Analysis of the particle size distribution was performed with samples of raw and sieved sewages to verify the effectiveness of the pre-treatment in reducing the particulate material. The conversion rates of particulate material present in the raw sewage were obtained from hydrolysis tests. The forced sieving resulted in a higher concentration of particles with diameter range of 1,8 and 30 μm in the reactor influent. However, the reduction in the particles size range was not enough to increase the particulate material hydrolysis rates, since the first order relation kinetics, used to describe the process, led to hydrolysis constants values of $0.0446 \pm 0.0104 \text{ d}^{-1}$, for the raw sewage, and of $0.0472 \pm 0.0079 \text{ d}^{-1}$, for the sieved sewage, when evaluated VSS decay. However, the reduction in the particles size resulted in a biomass with higher activity and, apparently, with better settleability characteristics, after the microbial community adaptation, selection and growth. The specific methanogenic activity (SMA) value of the sludge from the reactor preceded by the forced sieving unit ($0,31 \text{ g COD.g VS}^{-1}.\text{d}^{-1}$) was higher than the result of the sludge from the control reactor ($0,18 \text{ g COD.g VS}^{-1}.\text{d}^{-1}$), when the reactors were operated under adverse conditions (HRD = 5 h and upflow velocities = 1.10 m.h^{-1}). Thus, although the conversion rates of particulate material in the raw and sieved sewage were similar, the development of a biomass with higher activity provided better performance of the UASB reactor, increasing the efficiency in the removal of total COD (65% for the reactor preceded by the forced sieving unit, versus 54% for the control reactor), and producing an effluent with lower particulate COD concentration (48 mg.L^{-1} versus 74 mg.L^{-1}).

SUMÁRIO

LISTA DE FIGURAS	xiv
LISTA DE TABELAS	xvii
LISTA DE TABELAS	xvii
LISTA DE SIGLAS E SÍMBOLOS.....	xix
1 INTRODUÇÃO.....	1
2 OBJETIVOS.....	3
2.1 OBJETIVO GERAL.....	3
2.2 OBJETIVOS ESPECÍFICOS.....	3
3 HIPÓTESES.....	4
4 REVISÃO DA LITERATURA	6
4.1 DECOMPOSIÇÃO ANAERÓBIA.....	6
4.2 HIDRÓLISE	8
4.2.1 <i>Fatores que afetam a hidrólise</i>	13
4.2.2 <i>Modelos Matemáticos da Hidrólise</i>	17
4.2.3 <i>Testes de Hidrólise</i>	20
4.3 DISTRIBUIÇÃO DO TAMANHO DE PARTÍCULAS	23
4.3.1 <i>Caracterização e classificação da distribuição do tamanho de partículas</i>	23
4.3.2 <i>Metodologias de fracionamento de efluentes</i>	27
4.3.3 <i>Fracionamento do esgoto doméstico</i>	28
4.4 TECNOLOGIAS DE PRÉ-TRATAMENTO PARA ALTERAR A DTP	34
4.5 ATIVIDADE MICROBIANA.....	37

5 CONCEPÇÃO E AVALIAÇÃO DE UMA UNIDADE DE PENEIRAMENTO FORÇADO NA REDUÇÃO DO TAMANHO DE PARTÍCULAS PRESENTES NO ESGOTO BRUTO40

5.1	INTRODUÇÃO	40
5.2	OBJETIVOS	41
5.3	HIPÓTESE	41
5.4	MATERIAL E MÉTODOS.....	42
5.4.1	<i>Unidade de peneiramento forçado (UPF).....</i>	<i>42</i>
5.4.2	<i>Operação da UPF</i>	<i>44</i>
5.4.3	<i>Estimativa da redução da abertura da malha da peneira</i>	<i>45</i>
5.4.4	<i>Protocolo de testes.....</i>	<i>47</i>
5.4.5	<i>Análises estatísticas.....</i>	<i>51</i>
5.5	RESULTADOS E DISCUSSÃO	52
5.5.1	<i>Efeito da UPF sobre a DTP.....</i>	<i>52</i>
5.5.2	<i>Estimativa da redução da abertura da malha da peneira</i>	<i>53</i>
5.5.3	<i>Análise comparativa do fracionamento da DQO dos esgotos bruto e peneirado.....</i>	<i>54</i>
5.5.4	<i>Quantificação e caracterização do material retido na UPF</i>	<i>58</i>
5.6	CONCLUSÕES	60

6 INFLUÊNCIA DA ALTERAÇÃO DA DISTRIBUIÇÃO DO TAMANHO DE PARTÍCULAS (DTP) NA TAXA DE HIDRÓLISE DO ESGOTO BRUTO DOMÉSTICO.....62

6.1	INTRODUÇÃO	62
6.2	OBJETIVO	63
6.3	HIPÓTESE	63
6.4	MATERIAL E MÉTODOS.....	63

6.4.1	<i>Aparato experimental</i>	63
6.4.2	<i>Teste de hidrólise</i>	63
6.4.3	<i>Análises estatísticas</i>	68
6.5	RESULTADOS E DISCUSSÃO	69
6.5.1	<i>Modelagem Cinética</i>	69
6.6	CONCLUSÕES	80
7	INFLUÊNCIA DA ALTERAÇÃO DA DTP DO ESGOTO BRUTO NA ATIVIDADE METANOGÊNICA ESPECÍFICA (AME) DE LODOS ANAERÓBIOS ..	82
7.1	INTRODUÇÃO	82
7.2	OBJETIVO	83
7.3	HIPÓTESE	83
7.4	MATERIAL E MÉTODOS.....	83
7.4.1	<i>Aparato experimental</i>	83
7.4.2	<i>Parâmetros de monitoramento</i>	83
7.4.3	<i>Fases operacionais</i>	84
7.4.4	<i>Testes de AME</i>	85
7.4.5	<i>Análises estatísticas</i>	87
7.5	RESULTADOS E DISCUSSÃO	87
7.5.1	<i>Efeito da alteração da DTP do esgoto bruto na atividade metanogênica específica</i>	87
7.6	CONCLUSÕES	94
8	INFLUÊNCIA DA ALTERAÇÃO DA DTP DO ESGOTO BRUTO DOMÉSTICO NO DESEMPENHO DE UM SISTEMA ANAERÓBIO DE TRATAMENTO (REATOR UASB)	96
8.1	INTRODUÇÃO	96
8.2	OBJETIVOS	97

8.3	HIPÓTESE	98
8.4	MATERIAL E MÉTODOS.....	98
8.4.1	<i>Aparato experimental</i>	98
8.4.2	<i>Reatores UASB</i>	99
8.4.3	<i>Fases operacionais</i>	100
8.4.4	<i>Parâmetros de monitoramento e caracterização dos efluentes</i>	101
8.4.5	<i>Análises estatísticas</i>	101
8.5	RESULTADOS E DISCUSSÃO	101
8.5.1	<i>Efeito da alteração da DTP do esgoto bruto no desempenho do reator UASB</i>	101
8.5.2	<i>Fracionamento da DQO dos efluentes dos reatores UASB</i>	112
8.6	CONCLUSÕES	115
9	CONSIDERAÇÕES FINAIS.....	117
9.1	EFEITO DA UPF NA DISTRIBUIÇÃO DO TAMANHO DAS PARTÍCULAS	117
9.2	EFEITO DA ALTERAÇÃO DA DTP NA TAXA DE HIDRÓLISE.....	117
9.3	EFEITO DA ALTERAÇÃO DA DTP NO DESENVOLVIMENTO DA BIOMASSA	117
9.4	EFEITO DA ALTERAÇÃO DA DTP NO DESEMPENHO DE REATORES UASB	117
9.5	RELEVÂNCIA DOS RESULTADOS OBTIDOS.....	118
10	RECOMENDAÇÕES	119
11	REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS	120
12	ANEXOS	131
12.1	ANEXO A – RESULTADOS DOS TESTE DE PRESSÃO X VAZÃO	131
12.2	ANEXO B – PRESSÃO MÉDIA AFERIDA DURANTE A OPERAÇÃO DOS REATORES.....	132
12.3	ANEXO C – RESULTADOS MÉDIOS DAS ANÁLISES DE DTP	132
12.4	ANEXO D – RESULTADOS MÉDIOS DOS TESTES DE HIDRÓLISE.....	133

12.5	ANEXO E – RESULTADOS DO MONITORAMENTO DOS REATORES	136
12.6	ANEXO F – RESULTADOS DOS ENSAIOS DE ULTRAFILTRAÇÃO.....	143
12.7	ANEXO G – RESULTADOS MÉDIOS DO PERFIL DE SÓLIDOS.....	144
12.8	ANEXO H – RESULTADOS DOS TESTES DE AME	145
12.9	ANEXO I – RESULTADOS DA ANÁLISE QUÍMICA DO RESÍDUO DA PENEIRA	145

LISTA DE FIGURAS

Figura 4.1: Etapas da degradação anaeróbia dos componentes orgânicos presentes no afluente	6
Figura 4.2: Modelo de degradação de macromoléculas.....	11
Figura 5.1: Esquema da UPF	42
Figura 5.2: Vista da UPF	43
Figura 5.3: Teste de pressão utilizando a peneira com malha de 1 mm.....	44
Figura 5.4: Teste de pressão utilizando a peneira com malha de 0,5 mm.....	45
Figura 5.5: Esquema da ultrafiltração em paralelo da amostra filtrada	48
Figura 5.6: Sistema de ultrafiltração – aparelhagem e membranas	49
Figura 5.7: Valores medianos (n=5) da DTP dos esgotos bruto e bruto peneirado	53
Figura 5.8: Redução estimada da abertura da malha da peneira durante o período de operação da UPF	53
Figura 5.9: Composição da DQO dos esgotos bruto e bruto peneirado.....	55
Figura 5.10: Gráfico <i>Box & Whisker</i> das concentrações de DQO_{TOTAL} dos esgotos bruto e bruto peneirado	56
Figura 5.11: Gráfico <i>Box & Whisker</i> das concentrações de $DQO_{FILTRADA}$ dos esgotos bruto e bruto peneirado	56
Figura 5.12: Série histórica dos resultados de $DQO_{FILTRADA}$ do esgoto bruto.....	57
Figura 5.13: Análise da composição da $DQO_{FILTRADA}$ dos esgotos bruto e bruto peneirado	58
Figura 5.14: Material retido na peneira.....	59
Figura 6.1: Amostra de esgoto após etapa de centrifugação.....	65
Figura 6.2: Frascos de vidro utilizados nos Testes de Hidrólise.....	66
Figura 6.3: Fluxograma do Teste de Hidrólise	66
Figura 6.4: Modelo cinético da hidrólise para as curvas de produção de $DQO_{FILTRADA}$ e decaimento de $DQO_{PARTICULADA}$ e SSV - Teste de Hidrólise 1 (T = 30°C)	70

Figura 6.5: Modelo cinético da hidrólise para as curvas de produção de $DQO_{FILTRADA}$ e decaimento de $DQO_{PARTICULADA}$ e SSV - Teste de Hidrólise 2 ($T = 30^{\circ}C$)	70
Figura 6.6: Modelo cinético da hidrólise para as curvas de produção de $DQO_{FILTRADA}$ e decaimento de $DQO_{PARTICULADA}$ e SSV - Teste de Hidrólise 3 ($T = 30^{\circ}C$)	71
Figura 6.7: Modelo cinético da hidrólise para as curvas de produção de $DQO_{FILTRADA}$ e decaimento de $DQO_{PARTICULADA}$ e SSV - Teste de Hidrólise 4 ($T = 30^{\circ}C$)	71
Figura 6.8: Modelo cinético da hidrólise para as curvas de produção de $DQO_{FILTRADA}$ e decaimento de $DQO_{PARTICULADA}$ e SSV - Teste de Hidrólise 5 ($T = 30^{\circ}C$)	72
Figura 6.9: Modelo cinético da hidrólise para as curvas de produção de $DQO_{FILTRADA}$ e decaimento de $DQO_{PARTICULADA}$ e SSV - Teste de Hidrólise 6 ($T = 30^{\circ}C$)	72
Figura 6.10: Valores médio, máximo e mínimo das constantes de hidrólise estimadas conforme o parâmetro avaliado (para $T = 30^{\circ}C$).....	73
Figura 6.11: Valores médio, máximo e mínimo das constantes de hidrólise estimadas para cada efluente analisado, correspondente aos parâmetros avaliados (para $T = 30^{\circ}C$)	74
Figura 6.12: Variação da constante de hidrólise K com a massa inicial de $DQO_{PARTICULADA}$	75
Figura 6.13: Variação da constante de hidrólise K com a massa inicial de SSV.....	75
Figura 6.14: Variação da constante de hidrólise K com a massa inicial de $DQO_{FILTRADA}$	76
Figura 6.15: Ajuste dos resultados aferidos ao modelo cinético final - $DQO_{PARTICULADA}$	78
Figura 6.16: Ajuste dos resultados aferidos ao modelo cinético final - SSV.....	78
Figura 6.17: Simulação do decaimento da massa de $DQO_{PARTICULADA}$ durante um teste de hidrólise (valores relativos a massa inicial de 100%).....	79
Figura 6.18: Simulação do decaimento da massa de SSV durante um teste de hidrólise (valores relativos a massa inicial de 100%)	79
Figura 7.1: Altura dos pontos de coleta de amostragem do lodo dos reatores UASB	84
Figura 7.2: Incubação do Teste de AME	85
Figura 7.3: Coleta de gás por seringa de vidro graduada.....	87
Figura 7.4: Resultados dos testes de AME do lodo dos reatores	88
Figura 7.5: Potencial Metanogênico do lodo e eficiência dos reatores.....	88

Figura 7.6: Massa de STV dos reatores e concentração efluente de SSV.....	89
Figura 7.7: Perfil de STV nos reatores – fase 3	90
Figura 7.8: Perfil de STV nos reatores – fase 4	91
Figura 7.9: Série histórica da eficiência de remoção de DQO_{TOTAL} dos reatores – fase 5A	93
Figura 7.10: Perfil de STV nos reatores – fase 5A	93
Figura 7.11: Perfil de STV nos reatores – fase 5B.....	94
Figura 8.1: Fluxograma do aparato experimental	98
Figura 8.2: Vista dos reatores UASB.....	99
Figura 8.3: Esquema dos reatores UASB em planta – configurações das seções transversais	99
Figura 8.4: Esquema dos reatores UASB em corte – configurações das alturas do reator	100
Figura 8.5: Série histórica das concentrações afluentes e efluentes de DQO_{TOTAL}	104
Figura 8.6: Série histórica das concentrações afluente e efluentes de $DQO_{FILTRADA}$	105
Figura 8.7: Gráfico <i>Box & Whisker</i> das concentrações de DQO_{TOTAL} dos efluentes dos reatores R1 e R2	106
Figura 8.8: Gráfico <i>Box & Whisker</i> da eficiência de remoção de DQO_{TOTAL} dos reatores R1 e R2..	107
Figura 8.9: Gráfico <i>Box & Whisker</i> das concentrações de $DQO_{FILTRADA}$ dos efluentes dos reatores R1 e R2.....	107
Figura 8.10: Gráfico <i>Box & Whisker</i> da eficiência de remoção de $DQO_{FILTRADA}$ dos reatores R1 e R2	108
Figura 8.11: Composição dos SS presente nos efluentes dos reatores R1 e R2 (valores medianos).	110
Figura 8.12: Massa de lodo aferida dentro dos reatores R1 e R2 (fase 3)	112
Figura 8.13: Composição da DQO dos efluentes dos reatores R1 e R2 (valores medianos).....	113
Figura 8.14: Análise da composição da $DQO_{FILTRADA}$ dos efluentes dos reatores R1 e R2.....	114

LISTA DE TABELAS

Tabela 3.1 – Parâmetros de testes e resultados esperados.....	5
Tabela 4.1 – Taxas de remoção das principais frações de DQO modelados pela IWA.....	24
Tabela 4.2 – Classificação da DTP e técnicas de fracionamento de efluentes.....	28
Tabela 4.3 – Caracterização convencional do esgoto doméstico bruto da ETE de Kadiköy (Região Metropolitana de Istambul/Turquia).....	29
Tabela 4.4 – Fracionamento da DQO do esgoto bruto doméstico da ETE de Kadiköy (Região Metropolitana de Istambul/Turquia).....	30
Tabela 4.5 – Caracterização do esgoto doméstico bruto da Palestina/Oriente Médio.....	31
Tabela 4.6 – Composição do carbono orgânico (% COT) do esgoto doméstico bruto e tratado por lodos ativados da ETE de Copiègne (França).....	32
Tabela 4.7 – Metodologia de fracionamento de efluentes conforme bibliografia pesquisada.....	33
Tabela 4.8 – Resumo da composição química da DQO do esgoto bruto doméstico.....	33
Tabela 5.1 – Principais características da UPF.....	43
Tabela 5.2 – Vazões de operação do conjunto motorbomba da UPF.....	43
Tabela 5.3 – Calibração das membranas de ultrafiltração com glicose (180 Da) e soro albumina bovina (BSA, ~ 66.000 Da).....	50
Tabela 5.4 – Determinação do coeficiente de variação associado à ultrafiltração em triplicata de amostra de esgoto bruto.....	50
Tabela 5.5 – Classificação da fração filtrada em membrana de 1,2 µm.....	50
Tabela 5.6 – Resultados médios das análises químicas do material retido na peneira.....	59
Tabela 5.7 – Carga orgânica afluente e retida na peneira.....	59
Tabela 6.1 – Critérios utilizados na modelagem cinética dos testes de hidrólise.....	68
Tabela 6.2 – Parâmetros iniciais dos efluentes concentrados para os testes de hidrólise.....	69
Tabela 6.3 – Constantes de hidrólise obtidas para cada teste, média e desvio padrão.....	74
Tabela 6.4 – Valor médio da constante de hidrólise K dos esgotos bruto e bruto peneirado.....	77
Tabela 6.5 – Valores de coeficientes de hidrólise relatados pela literatura.....	77

Tabela 7.1 – Principais condições operacionais dos reatores UASB nas fases 3, 4, 5A e 5B.....	84
Tabela 7.2 – Composição da solução de nutrientes utilizada nos testes de AME.....	86
Tabela 8.1– Principais características dos reatores UASB e condições operacionais.....	100
Tabela 8.2 – Estatística descritiva dos resultados das análises de DQO e SS dos afluentes.....	102
Tabela 8.3 – Estatística descritiva dos resultados das análises de DQO e SS dos efluentes.....	103

LISTA DE SIGLAS E SÍMBOLOS

AGV – Ácidos Graxos Voláteis

AOV – Ácidos Orgânicos Voláteis

AME – Atividade Metanogênica Específica

COT – Carbono Orgânico Total

CEPT – *Chemically Enhanced Primary Treatment* (Tratamento primário quimicamente assistido)

DBO – Demanda Bioquímica de Oxigênio

DQO – Demanda Química de Oxigênio

Da – Dalton

DTP – Distribuição do Tamanho de Partículas

EB – Esgoto bruto

EBp – Esgoto bruto peneirado

ER1 – Efluente do reator R1

ER2 – Efluente do reator R2

K – constante de hidrólise

PM – Potencial Metanogênico

Q – vazão

R1 – Reator UASB controle

R2 – Reator UASB precedido da unidade de peneiramento forçado

SMP – Produtos microbianos solúveis

SS – Sólidos Suspensos

SST – Sólidos Suspensos Totais

SSV – Sólidos Suspensos Voláteis

ST – Sólidos Totais

STV – Sólidos Totais Voláteis

TDH – Tempo de Detenção Hidráulica

TRS – Tempo de Retenção de Sólidos

UASB – *Upflow Anaerobic Sludge Blanket* (Reator anaeróbio de fluxo ascendente e manta de lodo)

UPF – Unidade de peneiramento forçado

VA – Velocidade ascensional

1 INTRODUÇÃO

Os reatores anaeróbios de fluxo ascendente e manta de lodo (UASB) constituem-se em tanques nos quais se estabelece um fluxo ascendente de esgotos através de um leito denso, disperso no meio líquido, composto por uma biomassa de elevada atividade. A biomassa, ao crescer, pode formar pequenos grânulos, correspondente à aglutinação de diversas espécies microbianas que, por sua vez, tendem a servir de meio suporte para outros microrganismos. A granulação auxilia no aumento da eficiência do sistema, mas não é fundamental para o funcionamento do reator. A concentração e biomassa no reator é bastante elevada, justificando a denominação de manta de lodo.

A estabilização da matéria orgânica ocorre em todas as zonas de reação (leito e manta de lodo), sendo a mistura do sistema promovida pelo fluxo ascensional do esgoto e das bolhas de gás produzidas pelos microrganismos geradores de metano e gás carbônico. Além disso, os reatores são dotados de um separador trifásico, que garante a coleta de gases gerados no processo e a sedimentação de partículas desgarradas da manta de lodo, permitindo que estas retornem à câmara de digestão, ao invés de serem arrastadas para fora do sistema. A biomassa permanece no reator por tempo suficientemente elevado (superior a 30 dias) propiciando que o lodo excedente descartado do sistema já se encontre estabilizado (CHERNICHARO, 2007).

Como fruto de pesquisas acadêmicas e investimentos das operadoras de saneamento, houve um aprimoramento e disseminação da tecnologia de tratamento anaeróbio, tendo-se passado de um estágio de descrédito para a fase atual de grande aceitação. Atualmente, constituem-se na principal tendência de tratamento de esgotos no Brasil, como unidades únicas ou seguidas de alguma forma de pós-tratamento. Dentre as diversas vantagens do processo, destacam-se: (i) baixos custos de implantação e operação; (ii) simplicidade operacional; (iii) baixos requisitos de área; (iv) reduzido consumo de energia elétrica; (v) eficiência na remoção da matéria carbonácea e (vi) reduzida produção de lodo excedente (VON SPERLING, 2005).

No entanto, um fato que pode limitar a digestão anaeróbia e reduzir a eficiência global do sistema de tratamento é a presença de material particulado no afluente. A matéria orgânica particulada pode contribuir significativamente para a demanda química de oxigênio (DQO) efluente de reatores UASB, e pode ser constituída tanto de biomassa arrastada do reator ou de material particulado originalmente presente no afluente. Apesar da maior parte da matéria orgânica particulada presente no esgoto bruto ser biodegradável, a degradação apenas parcial

desse material pode ocorrer devido a vários fatores. A presença de caminhos preferenciais na manta de lodo do reator UASB caracterizaria um curto-circuito hidráulico, o que diminuiria o tempo de detenção hidráulica (TDH), diminuindo conseqüentemente o tempo de contato entre a biomassa e potenciais substratos. Ademais, a presença de materiais particulados no afluente pode dificultar a hidrólise destes compostos, limitando a degradação anaeróbia e demandando maiores TDH para a completa solubilização da matéria orgânica.

Levine *et al.* (1991) defendem que, para que se obtenha melhor desempenho das unidades de tratamento de esgoto, é importante a inclusão de etapas anteriores que possibilite selecionar uma faixa de tamanhos de partículas que ofereçam vantagem à cinética do processo biológico de tratamento.

Uma concepção inovadora, que objetiva a melhoria do desempenho e o aumento da eficiência de remoção de material particulado nos reatores UASB, envolve o peneiramento forçado do esgoto bruto. Tal estratégia se baseia na hipótese de que a diminuição do tamanho médio de partículas da matéria orgânica afluente pode resultar em um aumento da taxa de hidrólise do material particulado, e aumentar, conseqüentemente, as taxas das conversões metabólicas subseqüentes.

Para avaliar esta hipótese, o estudo dispôs de um aparato experimental com dois reatores UASB idênticos, sendo um deles antecedido de uma peneira metálica com abertura da malha de 1mm. O desempenho dos reatores foi avaliado segundo uma rotina de análises de demanda bioquímica de oxigênio (DBO), demanda química de oxigênio (DQO), sólidos e distribuição do tamanho de partículas.

O projeto é um estudo detalhado de um sistema de tratamento adaptado à nossa realidade, não utilizável nos países mais desenvolvidos de clima temperado, e busca a otimização de uma tecnologia simplificada e de baixo custo que pode contribuir sobremaneira para a reversão do grave quadro sanitário existente no país.

A tese foi estruturada em capítulos, em forma de artigos, vinculados a cada objetivo específico.

2 OBJETIVOS

2.1 Objetivo Geral

Avaliar o efeito da alteração do tamanho de partículas da matéria orgânica afluyente no tratamento anaeróbio do esgoto bruto doméstico.

2.2 Objetivos específicos

- Conceber e avaliar uma unidade de peneiramento forçado (UPF) na redução do tamanho de partículas presentes no esgoto bruto e caracterizar quimicamente o material retido na unidade;
- Avaliar a influência da alteração da distribuição do tamanho de partículas na taxa de hidrólise do esgoto bruto doméstico;
- Avaliar a influência da alteração da distribuição do tamanho de partículas na atividade metanogênica específica da biomassa presente em reatores UASB;
- Avaliar a influência da alteração da distribuição do tamanho de partículas do esgoto bruto doméstico no desempenho de um sistema anaeróbio de tratamento (reator UASB).

3 HIPÓTESES

O estudo foi impulsionado pelas seguintes hipóteses:

- A passagem do esgoto bruto pela unidade de peneiramento forçado proporciona a redução do diâmetro das partículas, devido à “prensagem” dos sólidos através das aberturas da peneira.
- A diminuição do tamanho médio de partículas da matéria orgânica afluyente, obtidas pelo peneiramento forçado do esgoto bruto, pode resultar em um aumento da taxa de hidrólise.
- A diminuição do tamanho das partículas que adentram o reator anaeróbio possibilita o desenvolvimento de um lodo com maior percentual de biomassa ativa, podendo resultar em uma maior Atividade Metanogênica Específica (AME).
- O aumento da taxa de hidrólise do material particulado e o desenvolvimento de uma biomassa mais ativa favorecem os processos da digestão anaeróbia e, em decorrência, haverá a redução da concentração de DQO_{TOTAL} do efluente do reator UASB, mantendo-se o mesmo tempo de detenção hidráulica.

Para tanto, os efeitos da alteração da DTP do esgoto bruto, por meio da UPF, foram avaliados por meio de parâmetros que pudessem ser alterados durante a operação do sistema de tratamento avaliado. Os parâmetros de verificação das hipóteses e os resultados esperados são apresentados na Tabela 3.1.

Tabela 3.1 – Parâmetros de testes e resultados esperados

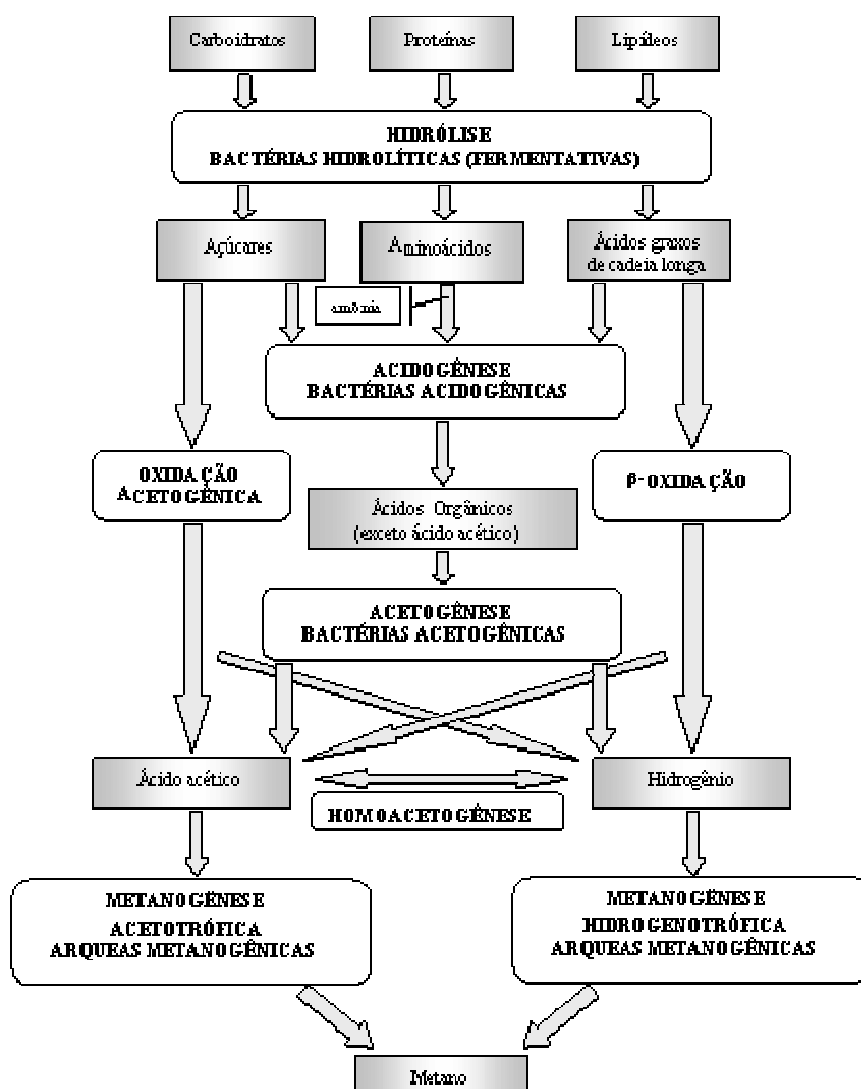
Parâmetros de verificação	Resultados esperados
Distribuição de tamanho de partículas (DTP)	<ul style="list-style-type: none">• Aumento da percentagem de partículas de menor diâmetro no esgoto bruto peneirado, comparativamente ao esgoto não peneirado
Hidrólise	<ul style="list-style-type: none">• Aumento do grau/taxa de hidrólise do esgoto peneirado, comparativamente ao esgoto não peneirado
Atividade metanogênica específica (AME)	<ul style="list-style-type: none">• Aumento da AME do lodo do reator precedido da UPF, comparativamente ao reator controle
DQO	<ul style="list-style-type: none">• Redução da concentração de DQO_{TOTAL} no efluente do reator precedido da UPF, comparativamente ao reator controle• Redução da parcela particulada de DQO no efluente do reator precedido da UPF, comparativamente ao reator controle

Cabe ressaltar que outras análises foram realizadas para complementar o estudo realizado, como o fracionamento da DQO dos esgotos bruto e peneirado e a análise do material retido na peneira.

4 REVISÃO DA LITERATURA

4.1 Decomposição anaeróbia

Na ausência de aceptores de elétrons, como sulfatos e nitratos, a decomposição anaeróbia da matéria orgânica é caracterizada por uma seqüência de reações interligadas desempenhadas por diferentes tipos fisiológicos de microrganismos anaeróbios (LOKSHINA & VAVILIN, 1999), como pode ser visualizado no fluxograma da Figura 4.1. Apesar da real complexidade da bioquímica da degradação anaeróbia, algumas etapas do processo são bem caracterizadas.



Adaptado de Mendes *et al.*, 2005

Figura 4.1: Etapas da degradação anaeróbia dos componentes orgânicos presentes no afluente

Na fase da **hidrólise**, a primeira etapa do processo, materiais particulados complexos são convertidos em materiais dissolvidos mais simples (moléculas menores), a partir de exoenzimas excretadas pelas bactérias fermentativas hidrolíticas, de forma a serem mais facilmente transportados para o interior das células microbianas. Como se trata de uma reação bioquímica catalisada por enzimas, vários são os fatores que podem afetar o grau e a taxa em que o substrato é hidrolisado, dentre eles a temperatura e o pH.

Os produtos solúveis oriundos da fase de hidrólise são metabolizados no interior das células das bactérias fermentativas acidogênicas, sendo convertidos em diversos subprodutos que são então excretados pelas células. Os compostos produzidos incluem ácidos orgânicos, álcoois, ácido láctico, gás carbônico, hidrogênio, amônia e sulfeto de hidrogênio (FANG *et al.*, 2002). Esta fase fermentativa inicial é conhecida como **acidogênese**.

Cabe ressaltar que o termo AGV (ácidos graxos voláteis), embora comumente utilizado, é conceitualmente incorreto, uma vez que os principais intermediários da degradação anaeróbia são ácidos de cadeia curta (ex. fórmico, acético, propiônico, butírico, valérico e isovalérico), ao passo que os ácidos graxos derivados de óleos e gorduras são de cadeia longa (em geral, a cadeia tem no mínimo 8 carbonos). Portanto, no decorrer deste documento, será utilizada a denominação de *ácidos orgânicos voláteis* (AOV) para os ácidos intermediários formados durante a degradação anaeróbia da matéria orgânica (CHERNICHARO, 2007).

Na **acetogênese**, as bactérias degradam ácidos orgânicos (propiônico, butírico, valérico) e produzem acetato, H₂ e CO₂, os quais são substratos metanogênicos. O acetato é o principal precursor direto da metanogênese em sistemas de tratamento de esgotos, nas condições mesofílicas e termofílicas, contabilizando aproximadamente 70 a 80 % do metano produzido (VAN LIER, 1995). De acordo com Metcalf & Eddy (1996), quando a digestão anaeróbia prossegue de forma satisfatória, a concentração de AOVs é inferior a 250 mg/L, sendo que concentrações ácidas elevadas são associadas à falhas no processo de digestão. Assim, a degradação de AOVs é essencial no controle do processo (VAVILIN & LOKSHIN, 1996).

A **metanogênese**, última etapa da digestão anaeróbia, resulta na formação de metano (CH₄), seja a partir do acetato, representando a remoção da matéria orgânica original, ou a partir do H₂ e CO₂, permitindo um equilíbrio do sistema, por meio da manutenção da pressão parcial de H₂ em níveis satisfatórios para o desenvolvimento da etapa acetogênica, uma vez que, sob condições padrão, a oxidação dos ácidos orgânicos propiônico e butírico é uma reação

endotérmica, tornando-se exotérmica somente quando a pressão parcial de hidrogênio diminui. Deste modo, as metanogênicas desempenham duas funções primordiais: elas produzem um gás insolúvel (metano), possibilitando a remoção do carbono orgânico do ambiente anaeróbio, além de serem responsáveis pela manutenção da pressão parcial de hidrogênio do meio, favorecendo o ambiente para que as bactérias fermentativas e formadoras de ácidos produzam compostos solúveis mais oxidados, como o ácido acético, o qual é convertido a metano (CHERNICHARO, 2007).

Para o sucesso da degradação anaeróbia é fundamental que haja, dentro dos reatores, uma biomassa adaptada com elevada atividade microbiológica. Como os microrganismos metanogênicos ocupam uma posição final no ambiente anaeróbio, durante a degradação de compostos orgânicos, a sua baixa taxa de crescimento normalmente representa um fator limitante no processo de digestão como um todo. Foram, então, propostos diversos métodos para avaliar o monitoramento da biomassa, notadamente as metanogênicas, a partir da caracterização da atividade metanogênica específica – AME. Tal avaliação tem se mostrado importante no sentido de classificar o potencial da biomassa na conversão de substratos solúveis em metano (CH₄) e gás carbônico (CO₂) (CHERNICHARO, 2007).

4.2 Hidrólise

A primeira fase no processo de degradação anaeróbia compreendem na hidrólise de materiais particulados complexos (polímeros), transformando-os em compostos solúveis mais simples (moléculas menores), os quais podem atravessar as paredes celulares das bactérias fermentativas, uma vez que as bactérias não são capazes de assimilar a matéria orgânica particulada (macromoléculas). Esta conversão de materiais particulados em materiais solúveis é conseguida através da ação de exoenzimas excretadas pelas bactérias fermentativas hidrolíticas.

No caso de tratamento de efluentes, os processos de hidrólise sintetizam todos os mecanismos que tornam o substrato lentamente biodegradável disponível para as bactérias. Portanto, a hidrólise pode ser diferenciada em dois segmentos: i) hidrólise do substrato primário da qual a matéria orgânica presente no efluente é quebrada; ii) hidrólise do substrato secundário que refere-se à quebra dos compostos produzidos pela célula (substâncias liberadas pelas bactérias durante o metabolismo ou partículas produzidas durante o decaimento endógeno) (MORGENROTH *ET AL.*, 2002).

Na seqüência de reações da digestão anaeróbia, as etapas da hidrólise e metanogênese ocorrem, normalmente, de forma mais lenta que as demais (VAVILIN *et al.*, 1996). Portanto, como é a reação inicial do processo, a hidrólise é considerada, por muitos autores, a etapa limitante da degradação anaeróbia, se o material a ser degradado não for facilmente hidrolisável (EASTMAN & FERGUSON, 1981; PAVLOSTATHIS & GIRALDO-GOMEZ, 1991; VAN HAANDEL & LETTINGA, 1994; VEEKEN *et al.*, 2000, ZEEMAN & SANDERS, 2001; VAVILIN *et al.*, 2001).

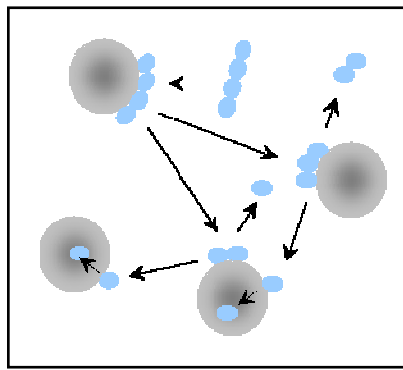
Elmitwalli *et al.* (2001) afirmam que, em reatores anaeróbios, as partículas serão convertidas pela hidrólise depois de serem fisicamente removidas da fase líquida por adsorção, sedimentação ou aderidas ao leito de lodo. Conseqüentemente, requerem-se maiores TDH para a completa solubilização da matéria orgânica em sistemas de tratamento de efluentes com elevadas concentrações de sólidos suspensos.

Em 1998, Confer & Logan publicaram os resultados de seus estudos que avaliaram se a hidrólise de proteínas e polissacarídeos era feita por enzimas interadas às células ou se ocorria pela presença destas enzimas dispersas na solução. Para tanto, foram utilizadas células cultivadas em reatores de bancada, processadas de forma a se obter 'preparados': um com enzimas agregadas às células e outro com enzimas dispersas. Estes 'preparados' eram colocados em frascos de vidro (reatores) e, para mensurar a taxa de hidrólise, eram adicionados modelos de substratos fluorescentes que imitam as moléculas de polissacarídeo (MUF-glc) e proteína (Leu-MCA). Quando ocorre a hidrólise destas moléculas, uma porção fluorescente é liberada e pode ser medida com alta sensibilidade em solução alcalina. Seus resultados apontaram que a atividade hidrolítica nos experimentos associados ao cultivo de células em reatores de biomassa suspensa era efetuada predominantemente por enzimas agregadas às células. No caso da hidrólise da proteína análoga Leu-MCA, após 90 minutos do início do experimento, o nível de fluorescência do reator com enzimas dispersas correspondia a apenas 3% do reator contendo enzimas agregadas às células, que já apresentavam totalidade da hidrólise do substrato com taxas de 249 ± 20 nmol/L.min. Já a taxa de hidrólise do polissacarídeo equivalente MUF-glc foi de 32 ± 1 nmol/L.min, no reator com enzimas agregadas às células, e de $2,4 \pm 1$ nmol/L x min, para o reator de enzimas dispersas.

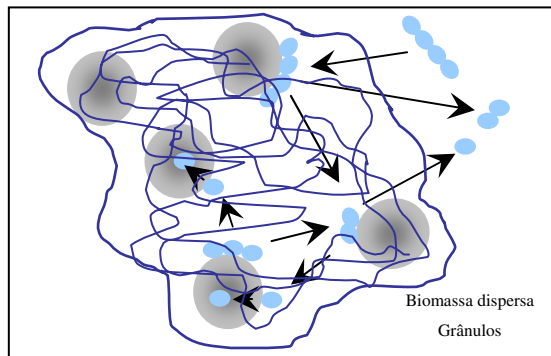
Uma proposição levantada por Confer & Logan (1997b) foi que os fragmentos hidrolisados seriam mantidos na periferia celular, sofrendo hidrólises consecutivas, até que estes fossem

suficientemente pequenos para serem transportados ao citoplasma. Este cenário minimiza os gastos de energia pela produção de enzimas extracelulares e beneficiam diretamente somente a célula que as produz. Porém, estudos distintos sobre os subprodutos da hidrólise de proteínas e polissacarídeos (CONFER & LOGAN, 1997a; CONFER & LOGAN, 1997b) apontaram um acúmulo de fragmentos hidrolisados menores que o substrato original na solução, concluindo que os produtos gerados pela hidrólise são liberados, não sendo mantidos aderidos à superfície celular até sua metabolização. Uma razão plausível para que as células não mantenham estes fragmentos acoplados à sua superfície é que enzimas diferenciadas são requeridas para a hidrólise completa das macromoléculas. Ou seja, existem enzimas hidrolíticas específicas para cada tipo de substrato. E, para que ocorra a hidrólise, é necessário que haja o contato entre o substrato e a enzima apropriada. Deve existir, portanto, um sistema de interação, versátil e sofisticado, de forma a conduzir o fragmento hidrolisado de uma enzima até a outra, ou a célula deve liberar o substrato parcialmente hidrolisado para a solução e confiar na nova colisão aleatória que acarretará de forma correta o evento subsequente da hidrólise. No entanto, não existem estudos que abordem este assunto (CONFER & LOGAN, 1997b).

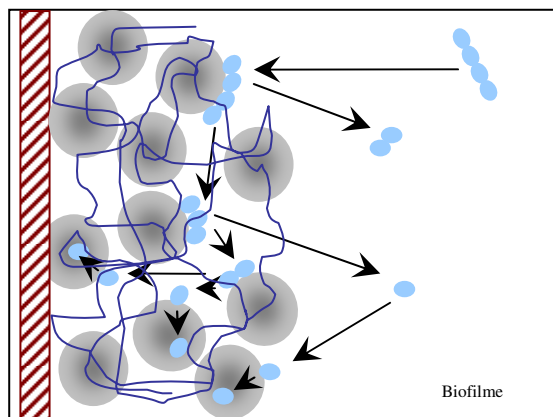
Um modelo para o metabolismo de macromoléculas em sistemas de biofilme ou biomassa dispersa, proposto por Confer & Logan (1997a; 1997b), consiste em 4 etapas, ilustradas na Figura 4.2. Inicialmente, as moléculas de maior peso molecular se aderem à parede da célula isolada ou agregada (grânulo ou biofilme). Em seguida ocorre a hidrólise incompleta da partícula na superfície celular que resulta na formação de subprodutos (fragmentos hidrolíticos). Estes fragmentos são liberados pela célula e se dispersam na solução ou se aderem a outras células. Este processo se repete até que os fragmentos hidrolíticos sejam pequenos o bastante para serem assimilados diretamente pelas células. Um polissacarídeo com tamanho de 70 nm, por exemplo, contém mais que 400 monossacarídeos e, dependendo do complemento de enzimas apresentadas no sistema bacteriano, pode ser submetido a não menos que 70 reações hidrolíticas, podendo chegar a mais de cem, antes que os subprodutos resultantes possam ser assimilados pelas células bacterianas (CONFER & LOGAN, 1997b).



a) Biomassa dispersa - células isoladas



b) Biomassa dispersa - grânulos



c) Biofilme

Legenda:

- Substrato assimilável (monômero < 1 nm)
- Substrato polimérico (macromolécula > 1 nm)
- Célula bacteriana
- Matriz grânulo/biofilme
- Suporte biofilme

Fonte: Confer & Logan., 1997a

Figura 4.2: Modelo de degradação de macromoléculas

Os subprodutos gerados pela hidrólise liberados na solução podem ser relacionados à concentração e ao tipo de macromoléculas presentes no efluente. A biodegradação de carboidratos solúveis (como a lactose e glicose) é geralmente mais rápida e ocorre quase em sua totalidade em condições anaeróbias (PAVLOSTATHIS & GIRALDO-GOMEZ, 1991; AGUILAR *et al.*, 1995; BATSTONE *et al.*, 2000). Sua degradação conduz à formação de produtos como o propionato, butirato, lactato, etanol ou acetato. De acordo com Aguilar *et al.* (1995), a acumulação destes produtos intermediários, principalmente na forma não-dissociada, acarreta na inibição de diversas espécies microbiológicas com conseqüente queda na produção de metano. Açúcares que compõem heteropolímeros, como lipopolissacarídeos e ácidos nucleicos, certamente dificultam a hidrólise de carboidratos (GUELLIL *ET AL.*, 2001a).

Sob condições anaeróbias, as proteínas são hidrolisadas mais lentamente que os carboidratos, e, em geral, os principais produtos formados são polipeptídeos e aminoácidos, além da amônia, que pode ser tóxica para a comunidade das arqueias metanogênicas (PAVLOSTATHIS & GIRALDO-GOMEZ, 1991). Fatores que podem inferir esta menor taxa de degradação referem-se ao fato de que a adsorção de proteínas pelas membranas celulares depende de fatores como pH e algumas propriedades específicas da proteína, como área superficial, raio iônico, solubilidade e se a proteína é globular ou fibrosa (JURADO *et al.*, 2004; BATSTONE *et al.*, 2000).

Já em relação aos lipídeos, presentes em diversos tipos de efluentes, a hidrólise é lenta devido ao baixo consumo de ácidos graxos de cadeia longa pelas bactérias (HWU *et al.*, 1998) e à necessidade de uma pequena concentração de hidrogênio (H₂), formado nas reações de encurtamento da cadeia carbônica dos ácidos graxos de cadeia longa (MENDES *et al.*, 2005). Por isso, as taxas de hidrólise dos lipídeos variam de acordo com o tamanho da cadeia do ácido graxo e do seu estado (sólido ou líquido). Por outro lado, Masse *et al.* (2003) afirmam que a área superficial específica disponível para hidrólise de partículas de lipídeos não é inversamente proporcional ao seu tamanho e, conseqüentemente, a redução do tamanho das partículas não fornece significativamente mais área superficial específica para as reações enzimáticas. A biodegradação dos lipídeos é também dificultada por causa da sua baixa biodisponibilidade (VIDAL *et al.*, 2000). Ao mesmo tempo, a adsorção do lipídeo à superfície do lodo anaeróbio pode limitar o transporte de substratos solúveis à biomassa e, conseqüentemente, dificultar a hidrólise de outros compostos (VIDAL *et al.*, 2000; LEITÃO

et al., 2006). Sayed *et al.* (1988) avaliaram o efeito da alta concentração de lipídeos na digestão anaeróbia de efluente de abatedouro. Seus estudos mostraram que havia liquefação dos colóides adsorvidos pelas bactérias e que a hidrólise dos sólidos grosseiros não ocorria dentro do leito de lodo. Concluíram, então, que a concentração de lipídeos é uma fração limitante no tratamento anaeróbio.

Os lipídeos produzem o glicerol e ácidos graxos de cadeia longa saturados e não-saturados durante a etapa de hidrólise. Os ácidos graxos de cadeia longa são inibidores de vários microorganismos, particularmente as arqueias metanogênicas (VIDAL *et al.*, 2000; MENDES *et al.*, 2005).

Como já abordado, os produtos intermediários da hidrólise podem inibir as atividades microbianas do lodo anaeróbio e, do mesmo modo, altas concentrações de produtos da hidrólise podem inibir as enzimas hidrolíticas (EASTMAN & FERGUSON, 1981). Ao mesmo tempo, os subprodutos da hidrólise podem apresentar diferentes graus de degradabilidade e requererem enzimas hidrolíticas diferenciais quanto à molécula original, afetando a cinética do tratamento (CONFER & LOGAN, 1997b).

Ainda, de acordo com Morgenroth *et al.* (2002), a remoção de nutrientes é, em muitos casos, limitada pela taxa e cinética da hidrólise uma vez que a lise da matéria orgânica particulada pode possibilitar uma fonte de carbono necessária para a desnitrificação ou remoção biológica de fósforo. Ou seja, a fração orgânica particulada e as taxas de hidrólise associadas têm um impacto direto na taxa de remoção de nutrientes.

Outra premissa a ser levantada refere-se à produção de compostos durante a hidrólise, como as próprias enzimas hidrolíticas e os polímeros usados na ligação do substrato à célula, que, quando liberados, contribuem para a fração de matéria orgânica particulada ou refratária (CONFER & LOGAN, 1997b).

4.2.1 Fatores que afetam a hidrólise

Como mencionado, a hidrólise, sob o ponto de vista químico, significa a quebra de longas cadeias moleculares através de reações com a água. Biologicamente, a hidrólise ocorre através da influência das enzimas especializadas na catálise de reações. Portanto, são reações sensíveis, uma vez que fatores externos, como pH e temperatura, podem alterar a velocidade das reações bioquímicas.

Sob condições psicrofílicas (temperaturas menores que 20°C), as reações químicas e biológicas ocorrem de forma mais lenta que sob condições mesofílicas (20 a 45°C), uma vez que o aumento na temperatura imprime maior energia cinética às moléculas de enzima e substrato, ocasionando um maior número de colisões produtivas por unidade de tempo. Do mesmo modo, a maioria das reações de biodegradabilidade da matéria orgânica requer mais energia para ocorrer em baixas temperaturas do que na temperatura ótima de 37°C. Portanto, sob condições psicrofílicas, há uma queda na taxa de hidrólise do material particulado, principalmente de proteínas e lipídeos. Conseqüentemente, a baixa conversão de material particulado não disponibiliza compostos solúveis para o meio, resultando no decréscimo da taxa de crescimento bacteriano. Este fato é agravado uma vez que, em geral, baixas temperaturas operacionais conduzem ao decréscimo na taxa máxima de crescimento específico da biomassa e o parâmetro cinético da taxa máxima de utilização do substrato é também diretamente afetado pela temperatura (LETTINGA *et al.*, 2001, YU & FANG, 2003).

Uemura & Harada (2000) operaram um reator UASB em escala piloto durante 6 meses, com TDH de 4,7 h e temperatura ambiente controlada que variou de 25 a 13°C. Os resultados apontaram que a eficiência de remoção de DQO total dependia mais da concentração de DQO afluente do que da temperatura. Os autores concluíram que os mecanismos físicos predominavam na remoção de DQO particulada. Porém, a taxa de hidrólise do material orgânico particulado aderido à manta de lodo era significativamente alterada pela temperatura. Nas condições de temperatura de 25°C, a solubilização desta fração particulada era de 58%, decaindo para 33% na temperatura de 13°C. Com isto, há um acúmulo de sólidos suspensos na manta de lodo em reatores UASB operados a baixas temperaturas, decorrendo de um aumento no volume do lodo excedente e/ou tempo menor para descarte.

Uma vez que o pH do meio afeta a taxa de crescimento dos microrganismos, as variações de pH podem causar mudanças significativas na quantidade relativa das diferentes espécies que compõem a biomassa, uma vez que os grupos bacterianos apresentam suas taxas de atividade máxima para valores diferenciados de pH. As alterações de pH influenciam também aspectos do metabolismo microbológico. Estes aspectos incluem a utilização de fontes de energia e carbono, a eficiência de degradação do substrato, as reações de síntese de compostos e a liberação de produtos metabólicos extracelulares (SAKHAROVA & RABOTNOVA, 1977; ZHANG *et al.*, 2005). Além disso, a variação de pH pode alterar a morfologia e estrutura da célula e, conseqüentemente, afetar os fenômenos de floculação e adesão (YU & FANG,

2003). As atividades enzimáticas também podem sofrer alterações com as mudanças de pH, conforme Chernicharo (2007), devido à modificação da estrutura protéica, por exemplo. A maioria das enzimas apresenta um pH característico em que sua atividade é máxima, chamado pH ótimo da enzima, acima ou abaixo do qual a atividade decresce (DORS, 2006).

Os estudos de Yu & Fang (2003) objetivaram avaliar a influência da temperatura e pH na acidificação de um efluente sintético rico em proteína, preparado com 'gelatina', tratado por um reator anaeróbio de fluxo ascendente operado com TDH de 12 h e DQO afluente de 4 g/L durante todo o experimento. O estudo foi dividido em duas fases, sendo que a primeira foi mantido o pH do meio em 5,5 e houve variação da temperatura de 20 a 55°C. Na fase 2, a temperatura foi estabelecida em 37°C, alterando-se o valor de pH entre 4,0 e 7,0. Os resultados apontaram que a eficiência de degradação da gelatina aumentava ligeiramente com a temperatura, com valores superiores a 90%, indicando que sob as circunstâncias testadas a gelatina apresentava-se prontamente degradável e que a temperatura pouco influenciou na eficiência de sua degradação. A taxa específica da degradação da gelatina e o grau de acidificação aumentaram, respectivamente, de 0,370 g/g SSV.dia e 56,4%, na temperatura de 20°C, para 0,443 g/g SSV.dia e 72,6%, a 55°C. No que tange ao pH, os resultados mostraram que a degradação da gelatina decaía sensivelmente para valores mais baixos de pH. A eficiência de conversão da gelatina era superior a 94% em pH superiores a 5,5 e, com a queda do pH para 5, a degradação da gelatina diminuiu para 85%, seguindo de uma redução significativa para valores inferiores de pH. A taxa específica de degradação da gelatina apresentou dois estágios: i) aumento de 0,287 g/g SSV.dia, no pH 4, para 0,406 g/g SSV.dia, no pH 6; ii) queda quando aumentava-se o pH para 6,5 e 7 (taxas de 0,361 g/g SSV.dia e 0,350 g/g SSV.dia, respectivamente). O mesmo ocorreu com o grau de acidificação que aumentou significativamente de 32% no pH 4, para 71,6%, no pH 6,5. Porém, o aumento do pH para 7 resultou em um grau de acidificação de 66,8%. Yu & Fang (2003) concluíram, portanto, que o pH teve uma implicação mais significativa na degradação da gelatina e no grau de acidificação quando comparado com a temperatura.

Além da temperatura operacional do reator e do pH do meio, o tempo de residência do substrato no reator pode afetar o grau e a taxa em que o substrato é hidrolisado (CHERNICHARO, 2007; ZHANG *et al.*, 2005) uma vez que a primeira etapa do tratamento da conversão anaeróbia do material particulado constituiu-se na remoção física das partículas orgânicas (sedimentação, adsorção e captura pela manta de lodo). Portanto, a hidrólise do

material particulado retido, em geral, requer tempos de retenção relativamente maiores, dependendo também da temperatura aplicada ao processo (LETTINGA *et al.*, 2001).

Os estudos de Guerrero *et al.* (1999) utilizaram um efluente industrial rico em sólidos suspensos e proteína para avaliar a hidrólise e acidificação anaeróbia em um reator de agitação contínua operando com temperatura de 37 e 55°C a diferentes tempos de detenção hidráulica (entre 6 e 48 h). Os resultados apontaram que a eficiência de remoção da proteína foram sempre superiores às condições termofílicas, assim como a máxima remoção foi obtida com TDH de 24 h. Já a remoção de SSV era sensível às mudanças no TDH, decaindo de 58 para 28%, quando a temperatura era de 55°C, e de 46 para 32%, na temperatura de 37°C, quando o TDH era alterado de 24 para 12 h. Além disso, a eficiência máxima de remoção de SSV era obtida para os reatores de TDH de 24 h (58 e 46% para os reatores termófilo e mesófilo, respectivamente), visto que para os maiores TDH as eficiências obtidas eram inferiores, especialmente no reator operado com temperatura de 37°C. Uma provável explicação para isto é que elevados tempos de detenção hidráulica favorecem a utilização de uma fração importante de ácidos orgânicos voláteis solubilizados para o crescimento de microrganismos. Por outro lado, para o TDH de 6 h, as eficiências de remoção eram muito baixas ($4 \pm 8\%$), indicando que, sob tais circunstâncias, a taxa de produção de enzimas hidrolíticas extracelulares era inferior à taxa de diluição.

Porrier & Lema (2005) também pesquisaram a influência do TDH na hidrólise de proteínas, usando gelatina como molécula modelo, cujo processo anaeróbio de degradação consistia de um reator hidrolítico-acidogênico operado em condições psicrófilas e pH próximo da neutralidade e TDH variando de 12 a 36 h. Seus resultados demonstram que o aumento do TDH de 12 para 26 horas melhora significativamente a qualidade do processo de hidrólise, obtendo um efluente com aproximadamente 95% de moléculas com tamanho inferior a 1 kDa, embora o grau de hidrólise apresentou-se moderado (65%).

Outros fatores podem alterar o grau e a taxa em que o substrato é hidrolisado como as características do substrato, a taxa de diluição do efluente, a área superficial e a distribuição do tamanho das partículas (CHERNICHARO, 2007; ZHANG *et al.*, 2005). Ainda, conforme Siegert & Banks (2005), a acumulação de ácidos orgânicos também contribui para a redução da taxa de hidrólise, ou até mesmo para sua inibição, em concentrações extremamente elevadas. Miron *et al.* (2000) mencionam também que a hidrólise dos lipídeos ocorre somente quando as condições para o processo de metanogênese forem estabelecidas.

4.2.2 Modelos Matemáticos da Hidrólise

A relação cinética mais utilizada para descrever o processo de hidrólise é de primeira ordem (BATSTONE *et al.*, 2002), sendo a taxa de reação diretamente proporcional à concentração do substrato, uma vez que a velocidade de uma reação catalisada por enzimas aumenta conforme a concentração de substrato, até atingir uma velocidade máxima. A obtenção de um platô na velocidade de reação em altas concentrações de substrato reflete a saturação pelo substrato de todos os sítios de ligação disponíveis na enzima (CHAMPE & HARVEY, 1997). De acordo com Eastman & Ferguson (1981), a função de primeira ordem da hidrólise é uma expressão empírica que reflete o efeito cumulativo de todos os processos e pode ser representada pela seguinte equação:

$$\frac{dX_{\text{hidrolisável}}}{dt} = -K_h \cdot X_{\text{hidrolisável}} \quad (\text{equação 4.1})$$

sendo:

$X_{\text{hidrolisável}}$ – concentração de substrato particulado hidrolisável (g/L)

t – tempo (dias)

K_h – constante de hidrólise (dia^{-1})

No entanto, mesmo quando são mantidas constantes as condições do reator e o tipo de substrato, diferentes valores da constante de hidrólise (K_h) podem ser atribuídos devido às diferenças na distribuição do tamanho de partículas do substrato (ZEEMAN & SANDERS, 2001). Ou seja, se a matéria orgânica a ser hidrolisada apresenta-se em partículas menores, estas serão teoricamente mais facilmente hidrolisadas, aumentando o valor de K_h .

Do mesmo modo, outros fatores afetam a taxa na qual o material pode ser hidrolisado, como a degradabilidade do substrato. Amidos, proteínas e celulose são certamente degradadas em diferentes taxas, como também materiais não degradáveis como lignina e ceras podem retardar a hidrólise de partículas a elas associadas (EASTMAN & FERGUSON, 1981). Com isto, outros pesquisadores relataram o uso de modelos alternativos para descrever o processo de

hidrólise (VAVILIN *et al.*, 1996; ZEEMAN & SANDERS, 2001; MYINTE & NIRMALAKHANDAN, 2006).

O modelo da Cinética Baseada na Superfície, citado por Zeeman & Sanders (2001), baseia-se na hipótese que o substrato particulado é completamente encoberto por bactérias que liberam enzimas hidrolíticas em excesso durante a digestão, conforme a Equação 2.

$$\frac{dM}{dt} = - K_{sbk} \cdot A \quad (\text{equação 4.2})$$

sendo:

M – massa de substrato (kg)

t – tempo (dias)

K_{sbk} – constante de hidrólise baseada na superfície (kg/m².dia)

A – área superficial disponível para hidrólise (m²)

A taxa de hidrólise, neste caso, é então constante por unidade de área disponível e a constante de hidrólise (K_{sbk}) não é afetada pelo tamanho das partículas do substrato. Os autores afirmam que a hidrólise de polímeros particulados pode ser descrita por este modelo. Porém, na prática, a aferição da superfície disponível é muito complicada e torna-se inviável.

Myinte & Nirmalakhandan (2006) compararam a cinética de primeira ordem e a de segunda ordem na digestão anaeróbia de estrume de gado. Apesar dos dados experimentais se ajustarem bem aos dois modelos, os autores, baseando-se nos resultados do estudo, afirmaram que a cinética de segunda ordem é mais realista do que a de primeira ordem.

De acordo com Confer & Logan (1997b), os modelos clássicos que assumem que a taxa de utilização do substrato é uma função somente da enzima e da concentração de substrato não podem refletir exatamente a física ou a biologia do metabolismo macromolecular, porque não esclarecem as limitações de transferência de massa à superfície da célula ou à complexidade da hidrólise extracelular e transporte através da membrana celular. A imprecisão é evidente quando obtém-se parâmetros cinéticos com valores negativos nos sistemas de tratamento de

efluentes. Assim sendo, deve-se compreender melhor os processos como a dissolução química, a transferência de massa e a hidrólise/transporte de todo metabolismo celular de forma que sejam incorporados aos modelos que avaliam as taxas de hidrólise (CONFER & LOGAN, 1997b; MORGENROTH *ET AL.*, 2002).

Por conseguinte, o modelo Superfície-limitante (*Surface-limiting*), baseada na cinética de Contois, surgiu a partir da observação de que a taxa de hidrólise era reduzida quando a concentração de biomassa era superior a um determinado nível, devido às limitações de transferência de massa (MUNCH *et al*, 1999). A taxa de hidrólise, neste caso, é expressa como:

$$\frac{dX_S}{dt} = - K_h \cdot \frac{\frac{X_S}{X_H}}{K_X + \frac{X_S}{X_H}} \cdot X_H \quad (\text{equação 4.3})$$

sendo:

X_S – concentração de substrato particulado hidrolisável (g/L)

t – tempo (dias)

K_h – constante de hidrólise (dia⁻¹)

X_H – concentração de biomassa hidrolítica ativa (g ‘células’/L)

K_X – coeficiente de saturação da hidrólise (g/g ‘células’)

Vavilin *et al.* (2001) ressaltam que fatores que afetam a hidrólise de polímeros, como pH e temperatura, são considerados na cinética de Contois, uma vez que estes parâmetros podem diminuir a concentração de biomassa hidrolítica/acidogênica, explicando, assim, a redução na taxa de hidrólise. Myinte & Nirmalakhandan (2006) advertem, porém, que o modelo Superfície-limitante envolve dois coeficientes que são aferidos por meio experimental (K_h e K_X), o que pode dificultar sua aplicação.

Contudo, cabe ressaltar que a hidrólise de macromoléculas altera a composição do substrato, criando uma série de moléculas menores de tamanhos e composição totalmente diferenciados. Assim, se um sistema começa com um único tipo de molécula, este pode acumular rapidamente diversas moléculas diferentes. A produção de moléculas com tamanhos e cinéticas de degradação distintos pode explicar porque os parâmetros cinéticos consistentes são difíceis de determinar em sistemas com grandes concentrações de materiais particulados. Por exemplo, o modelo de degradação baseado na cinética enzimática de Michaelis-Menten é formulado para descrever um sistema que contenha uma enzima e um substrato. No caso de tratamento de efluentes complexos, como os esgotos domésticos, deve-se supor que o sistema se comporta como um sistema de enzima-única/substrato-único. Para que esta suposição esteja correta, o tamanho e a composição do substrato devem permanecer invariáveis com o tempo, de modo que todas as enzimas necessárias para degradação operem simultaneamente, tendo por resultado uma atividade enzimática total expressa como a superposição das atividades individuais das enzimas. Como durante a degradação de macromoléculas, no entanto, o caráter do substrato muda, as enzimas requeridas podem trabalhar sequencialmente melhor que simultaneamente. Considere por exemplo, uma cultura que metaboliza 100 mg/L de glicose e uma cultura similar que metaboliza 100mg/L de dextrin. Na cultura que metaboliza a glicose, quando 90% do substrato for consumido, o substrato restante é glicose remanescente. As mesmas enzimas que metabolizam as primeiras 10 mg/L do substrato são capazes de metabolizar as últimas 10 mg/L de substrato. Na cultura que metaboliza o dextrin, no entanto, como a hidrólise das moléculas originais do polissacarídeo prossegue, o substrato restante é diferente na estrutura e na degradabilidade quando comparado ao original, inibindo a hidrólise do dextrin. Quando 90% do substrato for consumido, os polissacarídeos restantes provavelmente serão menores e mais ramificados, apresentando a cinética da hidrólise mais rápida ou mais lenta do que a da molécula original. Se enzimas diferentes, com características cinéticas também diferentes, fossem usadas para hidrolisar os substratos restantes, os parâmetros cinéticos resultantes também mudariam (CONFER & LOGAN, 1997b).

4.2.3 Testes de Hidrólise

Conforme a revisão de Morgenroth *et al.* (2002), diferentes experimentos têm sido desenvolvidos para avaliar os mecanismos e locais de atuação da hidrólise, assim como a influência da hidrólise na utilização do substrato. Os experimentos apresentam aferições diferenciadas conforme o objetivo do estudo.

A quantificação da atividade enzimática específica é direcionada aos estudos que abordam os mecanismos e localização da hidrólise, uma vez que a lise de macromoléculas, por enzimas, é o mecanismo dominante da hidrólise. Devido a dificuldade em mensurar a quantidade de enzimas por meio de unidades convencionais de massa ou concentração molar, a unidade usada para a atividade enzimática é definida em termos de taxa de hidrólise (MORGENROTH *et al.*, 2002). Ou seja, nestes ensaios, a degradação de um substrato conhecido por uma enzima específica é analisada em diferentes intervalos de tempo, sob condições específicas, e os resultados são expressos em termos de conversão da concentração do substrato (mol, mg/L e etc.) em um determinado tempo (s, min, h, dia). Estes ensaios são restritos quanto à utilização de misturas de substrato, como efluentes em geral, uma vez que não são conhecidos sua composição orgânica e as enzimas correspondentes.

As atividades enzimáticas associadas às substâncias exopoliméricas extraídas de lodo ativado foram testadas por Guellil *et al.* (2001a) quanto à capacidade de hidrolisar a fração orgânica coloidal de efluentes domésticos. Os experimentos constituíam-se, basicamente, da mistura, em frascos de vidro, de 50 mL de uma mistura de bactérias extraídas com substâncias exopoliméricas e 50 mL da fração coloidal do esgoto doméstico concentrada a partir de microfiltração tangencial do efluente após sedimentação. Os frascos eram mantidos em condições de temperatura de $30 \pm 1^\circ\text{C}$ e agitação constante de 120 rpm durante 70 horas. Devido à rápida assimilação pelas bactérias dos produtos solúveis formados e à síntese de novas enzimas extracelulares, a inibição, em alguns frascos, pela adição de 'venenos celulares' (NaN_3 , nos testes para avaliar a hidrólise da proteína, e KCN, nos testes avaliativos da glicose) foi necessária para desvincular a atividade enzimática extracelular da atividade microbiana. Em diferentes tempos, um frasco era sacrificado e tomada uma alíquota para análises quantitativas da concentração de proteínas e glicoses.

Outros experimentos estimam a remoção de um substrato específico, ou quantificam a concentração dos produtos intermediários ou finais de sua hidrólise. Conseqüentemente, são ensaios que requerem um substrato cujos produtos hidrolíticos sejam conhecidos, sendo, na maioria das vezes, utilizadas substâncias artificiais. Como exemplo pode-se citar os estudos de Confer & Logan (1997a e 1997b), que avaliaram, por meio de ensaios paralelos em reatores de vidro sob condições experimentais idênticas, a mudança no perfil do peso molecular de carboidratos e proteínas, para diferentes tipos de inóculo. Os modelos de polissacarídeo e proteína utilizados eram, respectivamente, o dextrana e o soro albumina

bovina (BSA) diluídos em solução de tampão contendo sais minerais. A análise para aferição da concentração de carboidratos e proteínas, para pesos moleculares distintos, era realizada em diferentes intervalos de tempo, durante o teste que durava 45 horas, para os frascos de dextran, e mais de 100 horas, para os frascos contendo proteína. A distribuição de pesos moleculares era determinada por centrifugação e filtração em membrana de 0,2 μm , para remoção de bactérias, e subseqüentes ultrafiltrações. As amostras filtradas eram analisadas quanto à concentração de carboidratos e proteínas. No caso da análise de proteínas, para assegurar que a proteína e os fragmentos de proteína medidos dentro dos frascos originaram do substrato de BSA e não eram proteínas produzidas pelas bactérias e liberadas na solução, foi avaliada se alguma proteína presente na solução apresentava atividade enzimática.

Já os testes que consideram o balanço de massa em termos de parâmetros usuais de componentes orgânicos, como DQO, são usados para avaliar as taxas de hidrólise ou a degradação anaeróbia como um todo. Estes testes permitem quantificar a hidrólise em sistemas complexos, usando, por exemplo, esgotos domésticos, como os experimentos propostos por Elmitwalli *et al.* (2001). Ensaio de batelada em duplicata foram usados para avaliar a digestão anaeróbia do esgoto doméstico bruto e filtrado em membrana, sob diferentes temperaturas. Eram adicionados em frascos de vidro, com capacidade de 120 mL, um volume de 100 mL de efluente, sem qualquer tipo de inóculo. A cada intervalo de tempo, foram medidos a concentração de AOV e diferentes frações de DQO - total, particulada, suspensa, coloidal e dissolvida -, além de ser monitorada a composição do gás gerado e acumulado no *headspace* de cada frasco. Os percentuais de hidrólise, acidogênese e metanogênese eram calculados por equações formuladas pelos autores que ponderavam a produção de matéria orgânica dissolvida, metano e AOV, em termos de DQO, em relação a DQO total inicial.

De acordo com Orhon *et al.* (1998), as taxas de respiração (consumo de oxigênio) medidas em ensaios de bancada com reatores aerados de batelada podem ser utilizadas para averiguar os modelos cinéticos da hidrólise. Tais testes consideram as variações na taxa de respiração do lodo, em decorrência do tipo de substrato acrescentado e da velocidade de degradação de parte da biomassa. A absorção do oxigênio se desenvolve através de duas fases principais:

- respiração endógena do lodo: energia requerida para manter as funções das células,

- degradação do substrato (fase exógena): consumo de oxigênio por parte dos microrganismos para a degradação dos substratos presentes no líquido alimentado.

Na fase exógena a absorção de oxigênio distingue-se conforme o substrato, que quanto mais rapidamente biodegradável, maior será a taxa de consumo de oxigênio. Portanto, o platô mais baixo do perfil da taxa de respiração pode ser correlacionado ao menor consumo de oxigênio e, indiretamente, à hidrólise do substrato lentamente biodegradável. A aferição das constantes cinéticas da hidrólise envolve a simulação matemática do perfil do consumo de oxigênio com os modelos de taxa de decaimento endógeno e o ajuste da curva com os dados experimentais. Entretanto, Morgenroth *et al.* (2002) afirmam que há uma grande incerteza associada aos parâmetros de hidrólise aferidos pelo método e, conseqüentemente, a taxa de respiração não pode ser diretamente relacionada à hidrólise de substrato.

4.3 Distribuição do tamanho de partículas

4.3.1 Caracterização e classificação da distribuição do tamanho de partículas

Uma caracterização mais detalhada das partículas de matéria orgânica nos efluentes líquidos é necessária para otimizar as tecnologias de tratamento quanto aos processos de separação sólido-líquido, biológicos e químicos. Além disso, mostra-se importante para diferenciar as frações solúveis e particuladas um vez que estas são suscetíveis a distintas reações bioquímicas (HU *et al.*, 2002).

A quantificação de matéria orgânica é feita por parâmetros usuais como a demanda química de oxigênio – DQO (total ou filtrada). O uso deste parâmetro é suficiente para projetar e operar estações de tratamento desde que não haja mudanças nas características do efluente ou no tipo do processo de tratamento aplicado. Além disso, a DQO tem sido o parâmetro chave para o desenvolvimento de modelos matemáticos que diferenciam a matéria orgânica em termos de biodegradabilidade.

De acordo com Henze (1992), as frações rapidamente e lentamente biodegradáveis não necessariamente correspondem às frações orgânicas solúvel e particulada dos efluentes. A DQO pode ser classificada em solúvel rapidamente biodegradável, solúvel lentamente biodegradável, particulada biodegradável e solúvel inerte (não-biodegradável). Dentro deste contexto e conforme a cinética de degradação, a DQO rapidamente biodegradável da fração

solúvel consiste em partículas biodegradáveis relativamente pequenas, como os ácidos orgânicos e moléculas simples de carboidrato e aminoácidos, e são transportadas através da membrana celular pra serem metabolizadas em um curto período de tempo (HENZE *et al.*, 1987). A DQO particulada biodegradável e a DQO solúvel lentamente biodegradável são frações que levam mais tempo para serem metabolizadas, uma vez que seus constituintes compreendem partículas maiores e requerem uma hidrólise extracelular antes de seu transporte para o interior das células (WENTZEL *et al.*, 1999; HU *et al.*, 2002). A fração inerte solúvel da DQO envolve uma variedade de compostos dissolvidos, com ácidos húmicos e sub-produtos metabólicos, que são acessíveis ao interior da célula microbiana, porém não podem ser biodegradáveis, dentro de uma faixa de tempo razoável, devido à sua natureza refratária (HU *et al.*, 2002, DULEKGURGEN *et al.*, 2006). A Tabela 4.1 apresenta a formulação das taxas de remoção associadas às principais frações de DQO conforme modelos da IWA – International Water Association (GINESTET *et al.*, 2002).

Tabela 4.1 – Taxas de remoção das principais frações de DQO modelados pela IWA

Fração	Abreviação	Mecanismo de remoção	Taxa de remoção
Solúvel inerte	S_I	Nenhum	-
Substrato rapidamente biodegradável	S_S	Oxidação, crescimento	$\frac{\mu X_H}{Y_H} \frac{S_S}{S_S + K_S}$
Substrato lentamente biodegradável	X_S	Hidrólise, sedimentação	$K_H X_H \frac{\frac{X_S}{X_H}}{K_X + \frac{X_S}{X_H}}$
Particulada inerte	X_I	Sedimentação	-

Nomenclaturas: μ - taxa de crescimento específico da biomassa; X_H - concentração de biomassa hidrolítica; Y_H - coeficiente de produção celular (biomassa hidrolítica); K_S - constante de saturação; K_H - constante de hidrólise específica; K_X - constante de afinidade.

A este respeito, reforça-se a premissa que a atividade microbiológica da biomassa varia conforme a distribuição do tamanho das partículas dos efluentes. Estudos conduzidos por Levine *et al.* (1985) indicaram que a velocidade de degradação aumentou com a diminuição do tamanho de partículas, sendo que a fração com partículas menores que 1 μm foi mais facilmente degradada que a fração com diâmetros maiores. Em pesquisa posterior, Levine *et al.* (1991) constataram que a filtração de efluentes primários antes de reatores biológicos resultava em maiores taxas de degradação devido à remoção de partículas no afluente desses reatores.

Elmitwalli *et al.* (2001) investigaram a biodegradabilidade anaeróbia da fração suspensa ($>4,4\mu\text{m}$), coloidal ($<4,4\mu\text{m}$ e $>0,45\mu\text{m}$) e dissolvida ($<0,45\mu\text{m}$) do esgoto doméstico. Destaca-se que a classificação da distribuição do tamanho das partículas atribuída pelos autores é diferente da usualmente empregada, que definem as seguintes faixas: i) fração dissolvida, partículas com diâmetros menores que $10^{-3}\mu\text{m}$; ii) fração coloidal, partículas com diâmetros entre $10^{-3}\mu\text{m}$ e $10^0\mu\text{m}$; iii) fração supracoloidal, partículas com diâmetros entre 10^0 e $10^2\mu\text{m}$; iv) partículas sedimentáveis, com diâmetros maiores que $10^2\mu\text{m}$ (Hu *et al.*, 2002; Dulekgurgen *et al.*, 2006). Porém, cabe ressaltar que não há um procedimento padrão para classificar a distribuição do tamanho das partículas já que são vários os métodos existentes de fracionamento do efluente (SOPHONSIRI & MORGENROTH, 2004). Os resultados do estudo apontaram que a máxima hidrólise da fração de DQO suspensa era similar à da fração coloidal. Porém, a hidrólise de partículas suspensas produziu maior concentração de DQO dissolvida não-biodegradável quando comparada à hidrólise de partículas coloidais. Conseqüentemente, a fração coloidal atingiu maiores taxas de metanogênese, indicando que a baixa remoção de DQO coloidal nos reatores anaeróbios de alta taxa é devido à baixa retenção física que à biodegradabilidade. Assim, tanto os processos biológicos quanto os físicos são etapas importantes nos sistemas de tratamento anaeróbios de alta taxa.

Assim, a informação da distribuição do tamanho de partículas associada ao uso da cinética de biodegradação das frações do esgoto possibilita um conhecimento mais detalhado da sua composição, além de poder fornecer informações sobre os fenômenos ocorridos nos reatores biológicos, por exemplo, pela simples comparação entre as composições do afluente e efluente das unidades de tratamento (SANTOS *et al.*, 2004). Porém, vale ressaltar que a distribuição do tamanhos de partículas é modificada ao longo das etapas de tratamento, devido principalmente à síntese de novas células, floculação, quebra enzimática de macro e micromoléculas e oxidação bioquímica.

A distribuição do tamanho de partículas nos esgotos influencia também os aspectos físicos nos reatores, uma vez que a dimensão das partículas influencia as taxas de sedimentação, adsorção e difusão (LEVINE *et al.*, 1985). Segundo Kaminski *et al.* (1997), a remoção de partículas com tamanhos menores que $1\mu\text{m}$ ocorre por difusão. Por isso, as forças coloidais (força de atração de van der Waals e repulsão eletrostática) são mais importantes para as

partículas menores, enquanto as forças gravitacionais e de arraste predominam para as partículas maiores (GREGORY, 1993).

Além disso, de acordo com Confer & Logan (1997a), a difusão de macromoléculas é inferior à difusão de partículas menores. Como a taxa de transferência de massa para as células em um líquido em repouso é diretamente proporcional à difusão, conforme a Lei de Fick, o transporte de partículas maiores às células é menor, limitando, assim, sua degradação. No caso de fluídos em regime de mistura, a difusividade do substrato também é considerada, mesmo sendo mais complexa a transferência de massa.

Em reatores anaeróbios, as parcelas do material solúvel e coloidal, em tese, permanecem dentro dos reatores apenas pelo tempo equivalente ao tempo de detenção hidráulica (TDH). A parcela supracoloidal pode eventualmente ser capturada pela manta de lodo ou por adsorção a flocos biológicos, permanecendo no reator por períodos maiores que o TDH. Entretanto, uma vez capturadas pela biomassa, as partículas estarão sujeitas a maiores forças cortantes (cisalhamento) quanto maior for seu tamanho (MAHMOUD *et al.*, 2003a). A fração sedimentável, por sua vez, pode ficar retida no reator por períodos equivalentes ao tempo de retenção celular, resultando em maior tempo para sua degradação.

O trabalho desenvolvido por Guellil *et al.* (2001b) visava o estudo da transferência de matéria orgânica entre o efluente e a biomassa durante a biosorção. Com esta finalidade, o efluente foi misturado à biomassa e, após um curto período de tempo (menos que 60 minutos), foi realizado um balanço de massa da fase aquosa a partir da caracterização das frações da matéria orgânica (particulada, coloidal e solúvel). Seus resultados mostram que a transferência entre a fração da matéria orgânica e os flocos de biomassa ocorrem em alguns minutos. Em média, 45% da fração coloidal e solúvel foram removidas durante um curto período de contato com taxas de 14 mg DQO/g SST.min. O estado de equilíbrio da fração coloidal e solúvel foi atingido após 20 e 40 minutos, respectivamente. Os autores admitem que o estado de equilíbrio obtido para a matéria solúvel é mais demorado uma vez que ocorre a difusão interna da partícula na matriz do floco, limitando, assim, sua etapa de remoção. Mesmo assim, a fração solúvel era sempre transferida do efluente para a biomassa. Já as partículas coloidais não penetram na matriz do floco devido ao seu maior tamanho, permitindo, então, ser aderido ao floco apenas na parte externa, reduzindo o tempo de remoção. Todavia, a fração coloidal era responsável pela ocorrência de desorção da matéria orgânica nos flocos já que submetia-se à forças bidirecionais.

Em outro estudo, Guellil *et al.* (2001a) mostraram que a taxa de decaimento da concentração de proteína solúvel do meio era maior que a da fração coloidal. No entanto, a partir de uma determinada concentração de proteína solúvel, a taxa de conversão da proteína coloidal aumentava significativamente enquanto a concentração de proteína associada à fração solúvel variava muito pouco, sugerindo um equilíbrio entre a taxa de hidrólise da fração coloidal e a taxa de assimilação da fração solúvel pelas bactérias. A taxa de hidrólise/assimilação da proteína total obtida foi de 0,78% por hora.

Nos tratamentos anaeróbios, a DQO coloidal dos esgotos domésticos é removida em taxas menores que sob condições aeróbias e representa de 60 a 80% da DQO total efluente nos reatores anaeróbios (WANG *et al.*, 1995). Cabe ressaltar, porém, que o esgoto doméstico contém partículas hidrofílicas e hidrofóbicas que consistem, respectivamente, em colóides orgânicos e inorgânicos (MAHMOUD *et al.*, 2003a). Tais partículas possuem carga negativa assim como os sólidos do lodo, o que pode ser um fator limitante na remoção da fração coloidal em sistemas de reatores UASB (ELMITWALI *et al.*, 2001).

4.3.2 Metodologias de fracionamento de efluentes

Nas técnicas de determinação de tamanhos de partículas por fracionamento, as partículas são removidas da amostra por faixas (frações) de tamanho, de modo que DTP é obtida depois de sucessivas etapas de separação. Em consequência, as diferentes faixas de tamanho podem ser analisadas individualmente quanto a diversos parâmetros, como DQO e matéria orgânica específica (proteínas, carboidratos e lipídeos). Existem diversas metodologias para determinação da DTP e, conseqüentemente, variam quanto à complexidade, custo e utilidade. A Tabela 4.2, baseada em Schneider & Tsutiva (2001), apresenta a classificação quanto à distribuição do tamanho das partículas e técnicas utilizadas no fracionamento de efluentes.

Tabela 4.2 – Classificação da DTP e técnicas de fracionamento de efluentes

	Material dissolvido (solúvel)			Material coloidal		Material particulado		
	Íons	Moléculas		Macromoléculas		Micropartículas	Macropartículas	
Peso molecular (Da ¹)	10 ²	10 ³	10 ⁴	10 ⁵				
Tamanho (µm)	10 ⁻³		10 ⁻²	10 ⁻¹	10 ⁰	10 ¹	10 ²	10 ³
Técnicas de fracionamento						sedimentação		
					centrifugação			
	ultrafiltração				filtração			

Adaptado de Schneider & Tsutiva (2001)

¹Da (Dalton) – medida de peso molecular ⇒ 1 Da = peso de um átomo de hidrogênio

As técnicas de sedimentação e centrifugação são usadas no fracionamento do material particulado. A sedimentação baseia-se na ação da resultante entre as forças gravitacional, empuxo e arrasto sobre partículas imersas em um meio fluído, de modo que o tamanho das partículas é associado a sua velocidade terminal de sedimentação, de acordo com a Lei de Stokes. Na centrifugação a força gravitacional é substituída pela aplicação de força centrífuga produzida pelo equipamento, geralmente várias vezes superior à força gravitacional, que permite a separação de faixas bem mais finas que a sedimentação.

O método de filtração em membranas ou filtro de papel relaciona o tamanho da partícula ao diâmetro (abertura) do poro. Os resultados são geralmente apresentados na forma de distribuição em massa, por faixa de tamanho de partículas. Este método têm sido bastante utilizado para caracterizar os efluentes, identificando e diferenciando as frações dos poluentes (DOĞRUEL, 2006). Entretanto, um problema que pode ocorrer é a colmatção dos filtros, decorrente da possível retenção de partículas menores que o diâmetro dos poros, alterando a confiabilidade dos resultados.

4.3.3 Fracionamento do esgoto doméstico

Diferentes estudos foram efetuados para avaliar a distribuição do tamanho de partículas nos esgotos domésticos. Munch *et al.* (1980) analisaram a DTP do esgoto doméstico bruto utilizando o método de filtração em membranas. Seus resultados apontaram os valores de 12, 15, 30 e 43% que compõem as frações solúvel (< 0,08 µm), coloidal (entre 0,08 e 1 µm), supracoloidal (entre 1 a 100 µm) e particulada (> 100 µm), respectivamente, em termos de sólidos totais.

Nos estudos de Orhon *et al.* (1997), a DTP foi analisada em dois grupos que definiram como partículas sedimentáveis aquelas separadas por meio de sedimentação em cone Imhoff (durante 2 horas) e as partículas solúveis o sobrenadante filtrado em membranas de fibra de vidro com abertura de 1,3 μm . O estudo teve 3 estações de coleta na Região Metropolitana de Istambul (Turquia), das quais apenas para uma (ETE de Kadiköy) foram efetuadas análises padrões para as alíquotas fracionadas, cujas médias dos resultados obtidos são apresentadas na Tabela 4.3.

Tabela 4.3 – Caracterização convencional do esgoto doméstico bruto da ETE de Kadiköy (Região Metropolitana de Istambul/Turquia)

Parâmetro		Estação 1	Estação 2	Estação 3	Total
DQO (mg/L)	Total	450 \pm 110	400 \pm 38	340 \pm 55	410 \pm 110
	Sedimentável	300 \pm 60	-	-	300 \pm 60
	Solúvel	155 \pm 35	145 \pm 13	120 \pm 13	140 \pm 30
DBO ₅ (mg/L)	Total	220 \pm 43	185 \pm 15	150 \pm 43	180 \pm 42
	Sedimentável	145 \pm 33	-	-	145 \pm 33
	Solúvel	64 \pm 12	78 \pm 5	55 \pm 8	68 \pm 14
SS (mg/L)	Total	310 \pm 105	200 \pm 25	140 \pm 50	210 \pm 105
	Sedimentável	115 \pm 15	-	-	115 \pm 15
SSV (mg/L)	Total	210 \pm 50	103 \pm 4	125 \pm 13	145 \pm 38
	Sedimentável	98 \pm 13	-	-	98 \pm 13

Fonte: Orhon *et al.* (1997)

A fração solúvel representou aproximadamente 35% do valor da DQO total, enquanto para a DBO₅ esta porcentagem foi de 29%. Além disso, os estudos mostraram que a concentração de SS e SSV eram removidos por sedimentação numa proporção de 37 e 47%, respectivamente.

Já o fracionamento da matéria orgânica do esgoto bruto nos estudos de Guellil *et al.* (2001b) foi diferenciado em solúvel (efluente filtrado em membrana de 0,22 μm), coloidal (efluente decantado no cone Imhoff durante 2 horas, excluindo a parcela solúvel) e particulada (material sedimentado no cone Imhoff). Os valores obtidos da DQO total destas frações do material particulado, coloidal e solúvel foram de 45, 31 e 24%, respectivamente.

Dulekgurgen *et al.* (2006) avaliaram amostras de esgoto doméstico bruto no mesmo ponto de coleta de Orhon *et al.* (1997). Porém, diferenciou a DTP em frações mais restritas a partir de filtrações/ultrafiltrações, conforme apresentado na Tabela 4.4. Seus resultados mostram-se semelhantes aos obtidos por Orhon *et al.* (1997), um vez que a maior porcentagem de DQO é representada nas frações com tamanho superior a 0,45 μm (aproximadamente 65%), e somente uma pequena parcela está presente na fração solúvel ($> 0,013 \mu\text{m}$).

Tabela 4.4 – Fracionamento da DQO do esgoto bruto doméstico da ETE de Kadiköy (Região Metropolitana de Istambul/Turquia)

Fração	DQO (mg/L)
Total	440
> 1,6 μm	285
0,15 – 1,6 μm	40
0,22 – 0,45 μm	30
0,013 – 0,22 μm	0
0,008 – 0,013 μm	10
0,005 – 0,008 μm	10
0,003 – 0,005 μm	0
0,002 – 0,003 μm	5
< 0,002 μm	60

Fonte: Dulekgurgen *et al.* (2006)

Mahmoud *et al.* (2003b) caracterizaram o esgoto doméstico bruto em três localidades da região do Oriente Médio (Palestina). Foram efetuadas análises de DQO da amostra bruta ($\text{DQO}_{\text{TOTAL}}$) e do efluente após filtração em membranas com porosidades de 4,4 μm ($\text{DQO}_{\text{INTERMEDIÁRIA}}$) e 0,45 μm ($\text{DQO}_{\text{DISSOLVIDA}}$). Os autores, então, consideraram a DQO da fração suspensa como sendo a diferença entre a $\text{DQO}_{\text{TOTAL}}$ e a $\text{DQO}_{\text{INTERMEDIÁRIA}}$, e a DQO da fração coloidal a diferença entre a $\text{DQO}_{\text{INTERMEDIÁRIA}}$ e a $\text{DQO}_{\text{DISSOLVIDA}}$. Os resultados são apresentados na Tabela 4.5.

Tabela 4.5 – Caracterização do esgoto doméstico bruto da Palestina/Oriente Médio

Parâmetro		Ramallah	Al-Bireh	Al-Jalazoon
DQO (mg/L)	Total	2.180 ± 663	1.586 ± 125	1.489 ± 251
	Suspensa	1.096 ± 456	919 ± 157	725 ± 153
	Coloidal	323 ± 101	274 ± 52	327 ± 71
	Solúvel	761 ± 297	393 ± 62	438 ± 113

Fonte: Mahmoud *et al.* (2003b)

Os autores chamam atenção para a alta concentração de DQO do esgoto bruto doméstico quando comparado à outros estudos de caracterização. Além disso, os efluentes coletados em Al-Bireh e Al-Jalazoon apresentam valores de DQO similares enquanto as características dos efluentes da cidade de Ramallah sofrem influência das descargas de efluentes industriais.

No entanto, estes estudos não abrangeram uma caracterização química mais detalhada das frações. De acordo com Nielsen *et al.* (1992), a matéria orgânica dos efluentes domésticos representa uma complexa mistura de moléculas e hetero-biopolímeros que são representados por lipídeos, proteínas, açúcares, ácidos nucléicos e substâncias húmicas. Se estes diferentes compostos químicos puderem ser associados às frações específicas de tamanho, então uma separação otimizada sólido-líquido pode ser usada com a finalidade de modificar a composição química da matéria orgânica do efluente a ser tratado (SOPHONSIRI & MORGENROTH, 2004).

Proteínas, açúcares e lipídeos foram quantificados nos estudos conduzidos por Dignac *et al.* (2000) a partir de amostras coletadas em uma estação de tratamento de efluentes por lodos ativados. Os pontos de coleta compreendiam o esgoto bruto (antes do tanque de aeração) e o efluente tratado (após a clarificação), sendo analisada a fração solúvel, obtida por meio de centrifugação da amostra. Os resultados obtidos são apresentados na Tabela 4.6 e mostraram, em termos de COT, que a composição da matéria orgânica após o tratamento biológico era diferente da composição do esgoto afluente ao tanque de aeração, sendo que as proteínas e os lipídeos foram removidos com maior eficiência no tratamento. Vale ressaltar que as análises de polissacarídeos, lipídeos e proteínas foram feitas por cromatografia a partir da hidrólise do efluente, que pode ter sua eficiência alterada no caso de amostras complexas.

Tabela 4.6 – Composição do carbono orgânico (% COT) do esgoto doméstico bruto e tratado por lodos ativados da ETE de Copiègne (França)

Efluente	Fração	Carboidratos	Proteínas	Lipídeos	Não caracterizada
Esgoto bruto	Total	17	20	8	54
	Solúvel	12	23	5	59
Efluente tratado	Solúvel	9	13	< 1	78

Fonte: Dignac *et al.* (2000)

Sophonsiri & Morgenroth (2004) apresentaram um estudo sobre a composição química associada às diferentes frações das partículas de efluentes domésticos, cujas amostras foram coletadas após as unidades de decantadores primário e secundário, em uma estação de tratamento por lodos ativados. O tamanho das partículas era obtido por meio de filtrações paralelas (microfiltrações e ultrafiltrações). A partir das amostras filtradas eram realizadas análises químicas de DQO, proteínas, carboidratos, lipídeos e fósforo total.

Seus resultados apontaram que 60% da matéria orgânica, medida como DQO, no efluente primário, eram partículas com tamanho maior que 10^{-3} μm e 45% eram superiores a 1,2 μm . Para as partículas com diâmetros superiores a 63 μm , 12% da DQO pôde ser atribuída aos carboidratos e 3% às proteínas. Para as partículas menores (1,2 a 63 μm) as proporções de carboidratos e de proteínas foram significativamente diferentes correspondendo a 7% e 22% da DQO, respectivamente. Ou seja, as diferentes frações das partículas que compõem o efluente do decantador primário mostram composições químicas diferenciadas.

Já o efluente do decantador secundário apresentou a mesma tendência nas concentrações relativas de DQO, proteínas e carboidratos para os diferentes tamanhos de partículas. Esta composição química mais homogênea pode estar relacionada com o fato que a maioria das partículas do efluente estão associadas aos flocos bacterianos, uma vez que a proporção de 3,6, entre proteína e carboidrato, no efluente secundário, compara-se a composição química das bactérias, com uma relação de proteínas/carboidratos de 3,2. Entretanto, o efluente apresentou uma concentração elevada de lipídeos, maior que o esperado para flocos bacterianos, podendo indicar uma adsorção de lipídeos aos flocos.

No efluente primário, 43% do fósforo aferido para os diferentes tamanhos de partículas correspondia à fração dissolvida ($< 10^{-3}$ μm). Durante a hidrólise e a oxidação de partículas

orgânicas, o fosfato solúvel é liberado. Como resultado, o efluente secundário continha principalmente fósforo na fração solúvel (90%).

As Tabelas 4.7 e 4.8 apresentam um resumo dos estudos apresentados sobre a caracterização de esgoto bruto doméstico, considerando a metodologia de fracionamento e os resultados obtidos.

Tabela 4.7 – Metodologia de fracionamento de efluentes conforme bibliografia pesquisada

Referência	Método de fracionamento	Faixa de tamanho das partículas		
		Particulada	Coloidal	Solúvel
Munch <i>et al.</i> (1980)	filtração em membranas	> 1 μ m ¹	entre 0,08 e 1 μ m	< 0,08 μ m
Orhon <i>et al.</i> (1997)	sedimentação e filtração em membranas	-	-	< 1,3 μ m ²
Guellil <i>et al.</i> (2001b)	sedimentação e filtração em membranas	material sedimentado no cone Imhoff por 2 horas	diferença entre a fração particulada e solúvel	< 0,22 μ m ²
Mahmoud <i>et al.</i> (2003b)	filtração em membranas	> 4,4 μ m	entre 0,45 e 4,4 μ m	< 0,45 μ m

Obs: 1 – Considerando a fração particulada (> 100 μ m) e supracoloidal (entre 1 e 100 μ m)

2 – Filtração efetuada com o sobrenadante do efluente decantado no cone Imhoff

Tabela 4.8 – Resumo da composição química da DQO do esgoto bruto doméstico

Referência	Composição do esgoto bruto doméstico – porcentagem de DQO		
	Particulada	Coloidal	Solúvel
Munch <i>et al.</i> (1980)	27%	30%	43%
Orhon <i>et al.</i> (1997)	67% ¹	-	33%
Guellil <i>et al.</i> (2001b)	45%	31%	24%
Mahmoud <i>et al.</i> (2003b)	52%	18%	30%

Obs: 1 – Foi considerada como fração particulada a parcela sedimentável

Destaca-se que a metodologia de fracionamento pode resultar em valores diferenciados, principalmente quanto à faixa de tamanho das partículas considerada.

4.4 Tecnologias de pré-tratamento para alterar a DTP

De acordo com Aiuk *et al.* (2006), os sólidos suspensos podem comprometer o tratamento anaeróbio, por diminuir a atividade da biomassa no que tange a adsorção e interceptação, limitar a transferência de substratos, induzir a formação de camadas de espuma, inibir a granulação e aumentar o crescimento da biomassa, resultando na necessidade freqüente de descarte do lodo nos reatores. Assim, para evitar a deterioração da qualidade da biomassa e da sua consequência inerente, devido à quantidade elevada de DQO particulada contida nos efluentes, novas tecnologias são desenvolvidas, visando alterar o tamanho das partículas presentes no afluente (remoção ou “quebra” de sólidos suspensos). Dentre as diversas tecnologias de pré-tratamento, destacam-se os processos físicos e químicos, como desintegração por ultra-som e coagulação química. A adoção de tais medidas, no entanto, implica em custos adicionais, como por exemplo, energia, equipamentos, produtos químicos, manejo de lodo ou resíduos, etc.

Os processos mecânicos de desintegração, utilizados principalmente no tratamento do lodo, aceleram a etapa metanogênica, uma vez que aumentam a superfície de contato a partir da quebra das partículas, facilitando sua biodegradabilidade, e liberam compostos celulares, como enzimas, frações de enzimas e co-fatores ainda com alguma atividade remanescente (VAN LIER *et al.*, 2001).

No caso de efluentes industriais, que contêm compostos de difícil hidrólise em grandes concentrações, uma das alternativas de pré-tratamento utilizada é a adição de enzimas catalisadoras que aceleram o processo de quebra destas partículas (MENDES *et al.*, 2005). Do mesmo modo, as enzimas podem agir como recalcitrantes de poluentes específicos, removidos pela precipitação, ou podem alterar as características de um efluente, tornando-o mais suscetível ao tratamento (KARAM & NICELL, 1997). As vantagens do uso de enzimas como pré-tratamento são: aplicabilidade para compostos biorefratários, operação com baixas ou elevadas concentrações de contaminantes e uma ampla faixa de pH, temperatura e salinidade, ausência de efeitos quando da ocorrência de choques de cargas e aclimatização de biomassa, redução no volume de lodo (não há geração de biomassa) e simplicidade de controle do processo (SANGAV & PANDIT, 2006).

A desintegração por ultra-som é um método utilizado para a quebra de células microbianas de forma a extrair o material extracelular. O impacto das ondas de ultra-som em um líquido

causam compressão e refração periódicos em um meio. O processo de cavitação ocorre quando, a partir de um determinado ponto de intensidade, bolhas de gás são criadas e, quando alcançam um tamanho crítico, explodem violentamente (TIEHM *et al.*, 2001). Esta explosão produz calor intenso e aumento de pressão na interface líquido-gás, turbulência e aumento de forças de cisalhamento na fase líquida. De acordo com Gonze *et al.* (1998), o ultra-som proporciona uma metodologia original de pré-tratar os efluentes uma vez que, além da degradação de moléculas voláteis e hidrofóbicas, há uma dissociação do vapor de água em átomos de hidrogênio e radicais hidroxilas (OH^{*}) que são capazes de oxidar solutos não-voláteis e hidrofílicos.

O desempenho de um sistema de tratamento de esgotos domésticos em escala piloto, composto de um decantador seguido por um reator UASB, foi avaliado por Seghezzeo *et al.* (2002). A concentração de DQO total era de 224,2 e 152,6 mg/L para o esgoto bruto e decantado, respectivamente. Os autores obtiveram eficiências da remoção no pré-tratamento de 32% para a DQO total e 41% para sólidos suspensos. Combinando esta etapa com o tratamento anaeróbio, as eficiências de remoção de DQO total e suspensa foram, respectivamente, de 70 e 80%, sendo que a eficiência máxima de remoção de DQO foi obtida quando o reator UASB foi operado com TDH de 6 horas e velocidade ascensional de 0,43 m/h.

Porém, o processo de sedimentação natural permanece ineficaz, conduzindo a investimentos e custos operacionais elevados. Por isso, Kalogo e Verstraete (2000) testaram como pré-tratamento para remover SS uma sedimentação preliminar complementada por coagulação química (CEPT), seguida de um reator UASB para tratar esgoto doméstico bruto. O experimento foi conduzido sob condições de laboratório por 170 dias contínuos, sendo que, até o dia 82, foi usado como coagulante o cloreto férrico (FeCl₃) com dosagem de 70 mg/L. A partir deste dia, o coagulante foi alterado por extrato natural de semente da planta de *Moringa oleifera*. Os autores discutem que, apesar do coagulante cloreto férrico ter aumentado a relação DQO solúvel e sólidos suspensos voláteis (DQO_s/SSV) do sobrenadante, o CEPT causou a queda da fração solúvel disponível do efluente. Como efeito, o afluente ao reator UASB apresentava baixa concentração de DQO solúvel, ocasionando uma baixa produção de biogás. Entretanto, o reator atingiu remoções de 54% da DQO total, com TDH de 2 horas e taxa de carga volumétrica de 1,4 g DQO/L.dia. No caso do uso do extrato natural de sementes como coagulante, além de provocar o aumento da relação de DQO_s/SSV, ocorreu um

aumento da DQO solúvel disponível no efluente. Conseqüentemente, houve maior produção de biogás no reator UASB e remoção de 71% da DQO total, com TDH de 2 horas e taxa de carga volumétrica de 1,4 g DQO/L.dia. Estes coagulantes foram também avaliados quanto à remoção de fósforo e fosfato, apresentando remoção de 67 e 73%, respectivamente. Outro fator importante a ser considerado é que o reator UASB operou durante todo o período de testes sem a necessidade de descarga de lodo excedente. Os autores afirmam que o pré-tratamento por CEPT pode diminuir o volume requerido para o reator UASB em até 40%.

Aiyuk *et al.* (2004) também desenvolveram estudos em escala piloto para avaliar o pré-tratamento por CEPT, utilizando como coagulante cloreto férrico e um floculante aniônico orgânico nas dosagens de 50 e 10 mg/L, respectivamente. A etapa de sedimentação apresentava remoção média de 88% da concentração de fosfato presente no efluente e 85% dos SST juntamente com 73% da DQO total. Uma observação relevante refere-se as grandes variações na concentração de DQO total do esgoto bruto (entre 200 e 1250 mg/L) que, mesmo mantendo-se constante as dosagens aplicadas de coagulante/floculante, apresentou pequena variação em torno do valor médio da eficiência de remoção de DQO total da etapa de pré-tratamento. Portanto, a etapa de tratamento por coagulação/floculação mostra considerável capacidade de resistir a eventos de choques de carga, diminuindo, por conseguinte, possíveis problemas nos processo biológicos devido a tais choques. Os autores registraram também uma remoção de aproximadamente 92% de coliformes termotolerantes pela sedimentação. Após o pré-tratamento por CEPT, a relação DQO total/SST e DQO solúvel/SSV alteraram os valores médios de 0,4 e 1,3, respectivamente, do esgoto bruto, para 0,2 e 6,8. Ou seja, embora o esgoto bruto tivesse um índice mais elevado de matéria orgânica, esta apresentava-se mais disponível após o pré-tratamento, favorável ao reator UASB. Outro aspecto positivo do pré-tratamento foi a remoção média de 91% de fósforo total e de 23% de NTK. Em relação ao lodo do pré-tratamento, os autores discorrem que este apresentava-se compacto, com índice de matéria seca de 8,4%, em peso. O sobrenadante, que apresentava uma baixa concentração de DQO total (aproximadamente 140 mg/L), era então encaminhado a um reator UASB, operado a 33°C, e com carga orgânica volumétrica de 0,4 g DQO/L.dia, para um TDH de 10 horas, e 0,7 g DQO/L.dia, para um TDH de 5 horas. Nestas condições, o sistema produziu um efluente com concentração de DQO total de 50 mg/L, com eficiência de remoção de 55%. A baixa carga orgânica volumétrica e a baixa produção de biogás podem causar a inibição da formação de grânulos na biomassa ou dificuldade em mantê-los. Este fato foi observado

durante o estudo, que não registrou a granulação da manta de lodo, adicionado à redução da biomassa quando comparado ao volume inoculado.

4.5 Atividade Microbiana

O sucesso de qualquer processo anaeróbio depende essencialmente da formação espontânea de uma biomassa com elevada velocidade de sedimentação e atividade metanogênica para que, assim, o sistema apresente uma alta eficiência na remoção de DQO e possa resistir a choques de carga hidráulica e orgânica (FUKUZAKI *et al.*, 1995; BHUNIA & GHANGREKAR, 2007).

Um dos fatores que pode afetar a atividade microbiana do lodo anaeróbio é a distribuição do tamanho de partículas, uma vez que quanto maior a concentração de material particulado, mais demorado o estágio da acidogênese, menor disponibilidade de intermediários para as arqueias metanogênicas e, concomitantemente, mais lenta se dá a etapa de metanogênese. Portanto, o processo metanogênico é geralmente limitado pela taxa de hidrólise dos sólidos suspensos e orgânicos (ANDREOLI *et al.*, 2003). Além disso, efluentes contendo elevadas concentrações de sólidos suspensos reduzem a atividade metanogênica do lodo devido ao acúmulo destes compostos na manta de lodo (SEGHEZZO *et al.*, 1998).

No início, a quantificação da biomassa era predominantemente medida em termos de sólidos suspensos voláteis (SSV), que apesar de ser uma medida simples e que dá uma idéia da quantidade global de biomassa presente, não distingue entre biomassa e outra matéria orgânica particulada, nem fornece informação sobre a atividade microbiana. Assim, para avaliar a atividade microbiana anaeróbia, foram desenvolvidos testes a partir da caracterização da atividade metanogênica específica (AME), uma vez que os microrganismos produtores de metano são as principais espécies constituintes nos grânulos anaeróbios (LIU & TAY, 2004).

A atividade metanogênica específica pode ser definida como a capacidade máxima de produção de metano por um consórcio de microrganismos anaeróbios, realizada em condições controladas de laboratório, para viabilizar a atividade bioquímica máxima de conversão de substratos orgânicos a biogás. A determinação da capacidade do lodo anaeróbio em produzir metano é importante porque a remoção de elétrons equivalentes, ou seja compostos reduzidos causadores de DQO, da água residuária a ser tratada só ocorrerá de fato com a formação do

metano, que por ser praticamente insolúvel em água, escapa facilmente da fase líquida (AQUINO *et al.*, 2007). Desta forma, a AME tem se mostrado importante no sentido de classificar o potencial da biomassa na conversão de substratos solúveis em metano e gás carbônico e, como tal, constitui-se ainda em uma importante ferramenta para o controle operacional de reatores anaeróbios, como estimar a carga orgânica máxima que pode ser aplicada com minimização do risco de desbalanceamento do processo anaeróbio e, fazendo uma análise inversa, determinar a massa mínima de lodo anaeróbio a ser mantida no reator para a remoção de determinada carga orgânica aplicada. Conseqüentemente o conhecimento da AME possibilitaria a adoção de procedimentos mais racionais para o descarte de lodo de sistemas anaeróbios (AQUINO *et al.*, 2007).

A atividade metanogênica pode também indicar efeitos tóxicos ou inibidores do lodo anaeróbio, bem como estabelecer o grau de degradabilidade de diversos substratos, avaliar parâmetros cinéticos e monitorar mudanças da atividade do lodo, devido a possível acumulação de materiais inertes, após longos períodos de operação de reatores (LIU & TAY, 2004).

O teste de AME consiste em incubar uma pequena quantidade de biomassa, em meio contendo substrato orgânico e nutrientes, medindo-se a quantidade de gás produzido por unidade de tempo e por unidade de massa microbiana. A atividade metanogênica é calculada a partir da medição direta da taxa de produção de metano ou consumo de um substrato, por unidade de biomassa (SSV) e unidade de tempo. No entanto, existem diferentes metodologias para a determinação da atividade metanogênica de lodos anaeróbios, que diferem tanto nos procedimentos adotados para a incubação do lodo (concentração de biomassa, tipo e concentração de substrato, relação alimento/microrganismo, tipo e concentração de nutrientes, tempo de incubação, etc), quanto para a quantificação do metano produzido.

Fang & Chui (1993) relatam valores obtidos em testes de AME entre 0,30 e 1,2 g CH₄-DQO/g SSV.dia, enquanto Hulshoff Pol *et al.* (2004) destacam a atividade metanogênica do lodo granular de reatores utilizados no tratamento de esgotos sanitários superior a 2 g DQO/g SSV.dia.

O trabalho desenvolvido por Seghezzi *et al.* (2002) mostrou uma AME média do lodo anaeróbio de 0,10 g DQO/g SSV.dia e uma concentração média de SSV de aproximadamente 30 g/L. Os baixos valores de AME podem ser atribuídos ao contato insuficiente entre o lodo e

o efluente, quando do processo de mistura dentro do reator, devido à baixa velocidade ascensional e à baixa produção de biogás (SEGHEZZO *et al.*, 2002; AIYUK *et al.*, 2004). Estes fatores limitam a transferência de massa e acumulam material orgânico inerte na biomassa, podendo explicar, também, o baixo valor da AME obtida.

Embora o teste de AME constitua num instrumento bastante útil, seus resultados devem ser utilizados com reservas, uma vez que inexiste uma padronização internacionalmente aceita para o mesmo, dificultando, de certa forma, a comparação dos resultados absolutos obtidos a partir de cada metodologia atualmente disponível. Neste sentido, entende-se que os resultados obtidos a partir de cada um dos métodos ora descritos devam ser utilizados muito mais como base relativa de comparação em cada local em que vier a ser aplicado e levando-se em conta ainda o objetivo principal de aplicação do resultado. Em outras palavras, uma vez escolhido um determinado método para o teste de AME, os resultados obtidos através do mesmo serão muito mais úteis em termos comparativos, por exemplo, entre determinadas condições e fases operacionais de reatores anaeróbios (AQUINO *et al.*, 2007; CHERNICHARO, 2007).

5 CONCEPÇÃO E AVALIAÇÃO DE UMA UNIDADE DE PENEIRAMENTO FORÇADO NA REDUÇÃO DO TAMANHO DE PARTÍCULAS PRESENTES NO ESGOTO BRUTO

5.1 Introdução

A tratabilidade do esgoto sanitário em sistemas biológicos depende, dentre outros fatores, da distribuição de tamanhos de partículas (DTP), uma vez que frações solúveis e particuladas são suscetíveis a distintas reações bioquímicas (HU *et al.*, 2002). Partículas biodegradáveis relativamente pequenas são facilmente transportadas através da membrana celular a serem metabolizadas em um curto período de tempo (HENZE *et al.*, 1987), enquanto a matéria orgânica particulada biodegradável leva mais tempo para ser metabolizada uma vez que partículas maiores requerem uma hidrólise extracelular antes de seu transporte para o interior das células (HU *ET AL.*, 2002). Estudos conduzidos por Levine *et al.* (1985) indicaram que a velocidade de degradação aumentou com a diminuição do tamanho de partículas, sendo que a fração com partículas menores que 1 μm foram mais facilmente degradadas que às com diâmetros maiores. Em pesquisa posterior, os autores constataram que a filtração de efluentes primários antes de reatores biológicos resultava em maiores taxas de degradação, devido à redução do tamanho das partículas no afluente desses reatores (LEVINE *et al.*, 1991).

A distribuição do tamanho de partículas dos esgotos influencia também os aspectos físicos nos reatores, uma vez que a dimensão das partículas influencia as taxas de sedimentação, adsorção e difusão (LEVINE *et al.*, 1985). Segundo Kaminski *et al.* (1997), a remoção de partículas com tamanhos menores que 1 μm ocorre por difusão. Por isso, as forças coloidais (força de atração de van der Waals e repulsão eletrostática) são mais importantes para as partículas menores, enquanto as forças gravitacionais e de arraste predominam para as partículas maiores (GREGORY, 1993).

Em reatores anaeróbios, as parcelas solúvel e coloidal, em tese, permanecem dentro dos reatores apenas pelo tempo equivalente ao tempo de detenção hidráulica (TDH). A parcela supracoloidal pode eventualmente ser capturada pela manta de lodo ou por adsorção a flocos biológicos, permanecendo no reator por períodos maiores que o TDH. Entretanto, uma vez capturadas pela biomassa, as partículas estarão sujeitas a maiores forças cortantes (cisalhamento) quanto maior for seu tamanho (MAHMOUD *et al.*, 2003a). A fração

sedimentável, por sua vez, pode ficar retida no reator por períodos equivalentes ao tempo de retenção celular, resultando em maior tempo para sua degradação.

Assim, uma caracterização mais detalhada das partículas de matéria orgânica nos efluentes líquidos é necessária para otimizar as tecnologias de tratamento quanto aos processos de separação sólido-líquido, biológicos e químicos. Além disso, a inclusão de etapas anteriores, que possibilitam selecionar uma faixa de tamanhos de partículas que ofereçam vantagem à cinética do processo biológico de tratamento, podem melhorar o desempenho das unidades de tratamento de esgoto (LEVINE *et al.*, 1991).

Existem diversas metodologias para determinação da DTP e, conseqüentemente, variam quanto à complexidade, custo e utilidade. Nas técnicas de determinação de tamanhos de partículas por fracionamento, as partículas são removidas da amostra por faixas (frações) de tamanho, de modo que DTP é obtida depois de sucessivas etapas de separação. Em conseqüência, as diferentes faixas de tamanho podem ser analisadas individualmente quanto à diversos parâmetros, como DQO e matéria orgânica específica (proteínas, carboidratos e lipídeos).

Com base nessas considerações, o trabalho proposto consiste na concepção de uma inovadora tecnologia de pré-tratamento de efluentes domésticos, que envolve o peneiramento forçado do esgoto bruto visando a diminuição do tamanho médio de partículas da matéria orgânica afluyente.

5.2 Objetivos

- Conceber e avaliar uma unidade de peneiramento forçado (UPF) na redução do tamanho de partículas presentes no esgoto bruto;
- Caracterizar quimicamente o material retido na unidade de peneiramento forçado.

5.3 Hipótese

A passagem do esgoto bruto pela unidade de peneiramento forçado proporciona a redução do diâmetro das partículas, devido à “prensagem” dos sólidos contra as aberturas da peneira.

5.4 Material e métodos

5.4.1 Unidade de peneiramento forçado (UPF)

A UPF era constituída por um arranjo projetado na tubulação de recalque de um conjunto motorbomba, constituído de um toco flangeado do qual era encaixada a peneira metálica. O sistema ainda dispunha de um manômetro que indicava o aumento de pressão, à medida que ocorria a retenção do material sólido durante o tempo de operação. O esgoto bombeado que passava pela UPF era previamente tratado em nível preliminar (gradeamento médio e desarenadores).

A peneira utilizada foi confeccionada e gentilmente cedida pela PROMINAS. Apresentava malha com abertura de 1 mm, dificultando, assim, a passagem de sólidos de maiores dimensões e forçando a ruptura de partículas que passassem pela peneira. As Figuras 5.1 e 5.2 apresentam, respectivamente, o desenho esquemático e a vista da unidade de peneiramento forçado cujas características são listadas na Tabela 5.1.

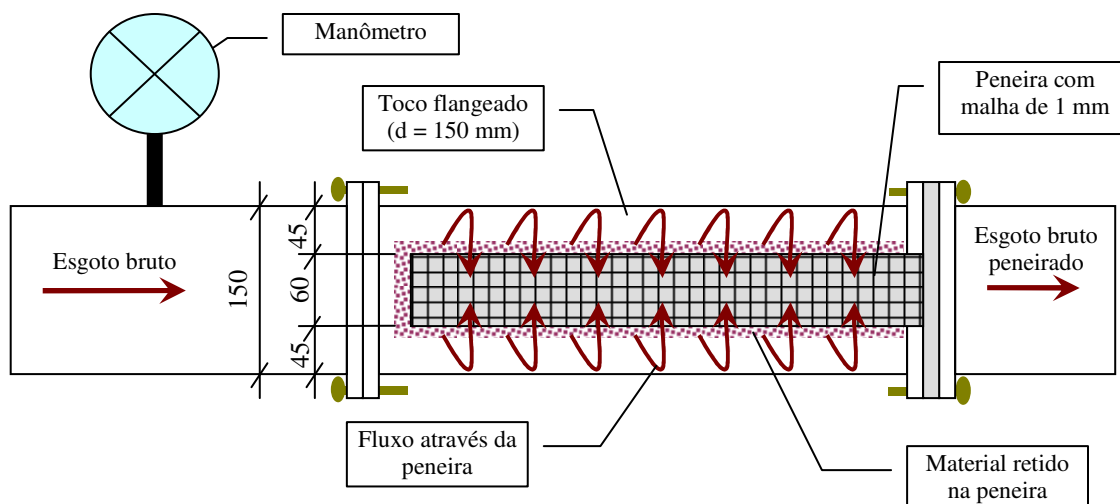
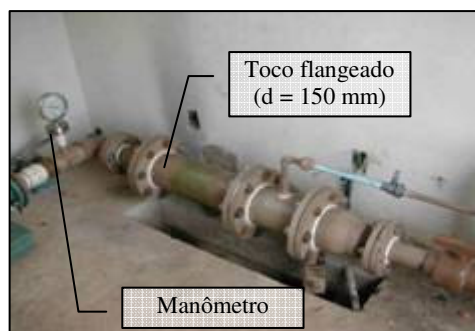


Figura 5.1: Esquema da UPF



(a) manômetro e toco flangeado que contém a peneira



(b) peneira em aço inox

Figura 5.2: Vista da UPF

Tabela 5.1 – Principais características da UPF

Característica	Tipo/Valor
Material	aço inoxidável
Diâmetro do toco flangeado (mm)	150
Diâmetro da peneira (mm)	60
Largura das aberturas (mm)	1,0
Pressão de trabalho (kgf/cm ²)*	0 a 5

*Estabelecida em função das conexões utilizadas na UPF

Foram aplicadas diferentes vazões ao sistema, conforme indica a Tabela 5.2, correspondentes a condições operacionais distintas a que foi submetido o reator UASB alimentado com o esgoto bruto peneirado. Cabe ressaltar que as vazões eram constantes, sem simulações de variações horárias.

Tabela 5.2 – Vazões de operação do conjunto motorbomba da UPF

Fases operacionais	Duração (dias)	Vazão média (m ³ /h)
Fase 1	70	1,53
Fase 2	64	2,19
Fase 3	53	3,37
Fase 4	271	2,80

5.4.2 Operação da UPF

O acúmulo de material retido na peneira incidia no aumento da pressão interna do sistema. Como as peças de ligações da UPF eram em PVC, restringiu-se a pressão máxima de trabalho em 5 kgf/cm², sendo que o sistema era desativado quando o manômetro indicava a pressão de 4,5 kgf/cm².

Alguns testes de pressão antecederam a operação do sistema para escolha da abertura da malha da peneira a ser utilizada (1 mm ou 0,5 mm), como também balizou a frequência de limpeza da unidade. Estes testes consistiam em avaliar a variação da pressão e da vazão com o tempo de operação do sistema. A partir dos resultados, apresentados nas Figuras 5.3 e 5.4, definiu-se pela utilização da peneira com malha de 1 mm, uma vez que, durante 24 horas ininterruptas de operação, a vazão manteve-se pouco declinante e pouco variável, concomitantemente com um aumento gradual da pressão de 0,5 a 1,0 kgf/cm² (Figura 5.3), caracterizando a situação ideal para operação da UPF. Em contrapartida, a peneira com abertura de malha de 0,5 mm apresentou resultados que inviabilizam a operação do sistema (Figura 5.4), atingindo, após 6 horas, em média, de funcionamento, a pressão de 4 kgf/cm², devido à rápida colmatação da malha. Neste caso, a vazão aplicada (0,31 L/s) ainda foi inferior à do teste de pressão com a peneira de malha de 1 mm (0,71 L/s).

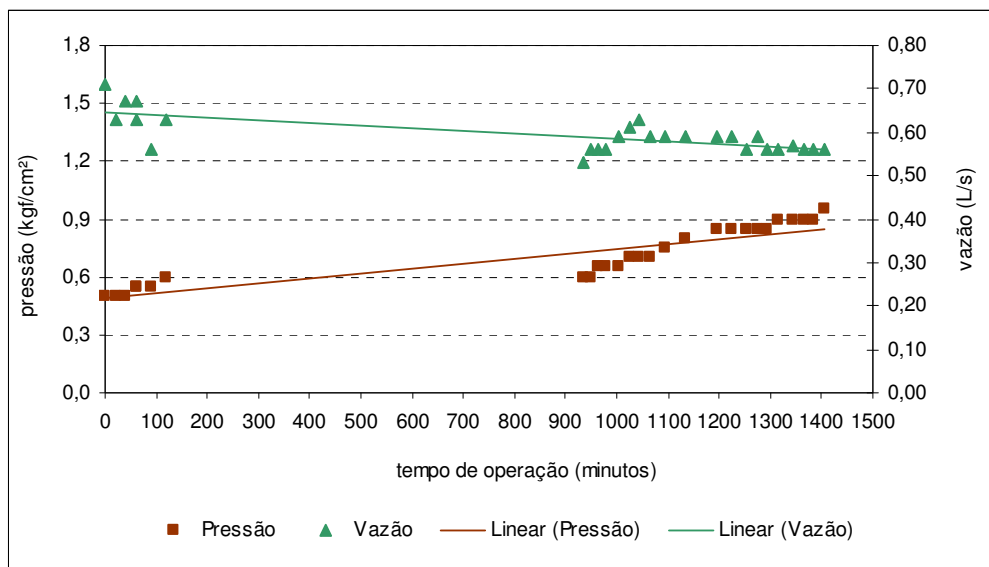


Figura 5.3: Teste de pressão utilizando a peneira com malha de 1 mm

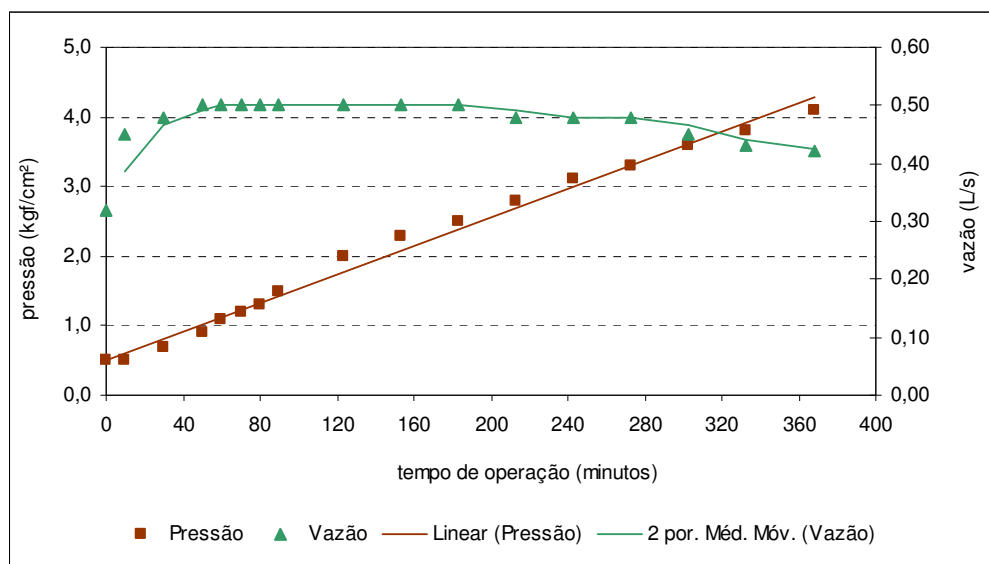


Figura 5.4: Teste de pressão utilizando a peneira com malha de 0,5 mm

Considerando que 24 horas contínuas de operação da UPF inferiu um aumento na pressão de trabalho de 0,5 kgf/cm² (Figura 5.3), projetou-se a autonomia de funcionamento do sistema para 7 dias, quando a pressão atingiria o patamar de 4 kgf/cm². Diante disto, a manutenção da unidade para limpeza da peneira era realizada semanalmente, com a paralisação da bomba para retirada da peneira e raspagem do material retido, feitos manualmente.

5.4.3 Estimativa da redução da abertura da malha da peneira

Durante o funcionamento da unidade, a abertura da malha era reduzida devido à colmatação da peneira pelo material retido. Esta redução da área efetiva foi estimada baseando-se no aumento da perda de carga que correspondia ao aumento da pressão de trabalho, cujo valor era anotado diariamente.

A Fórmula Universal da Perda de Carga em condutos forçados circulares é descrita pela equação:

$$h_f = f \frac{L V^2}{D 2g} \quad (\text{equação 5.1})$$

sendo:

h_f – perda de carga (m)

f – constante de proporcionalidade (adimensional)

L – extensão do conduto (m)

V – velocidade (m/s)

D – diâmetro hidráulico (m)

g – aceleração da gravidade (m/s²)

No caso, não havia alteração da constante de proporcionalidade, da extensão do conduto e do diâmetro hidráulico, podendo, então, estes termos serem representados por uma constante C. Substituindo-se a velocidade de escoamento pela relação vazão/área e considerando-se que a perda de carga era correspondente à pressão do sistema, tem-se a expressão:

$$P = C \frac{Q^2}{2g A^2} \quad (\text{equação 5.2})$$

sendo:

P – pressão de trabalho (m)

C – constante que considera f, L e D (adimensional)

Q – vazão (m³/s)

g – aceleração da gravidade (m/s²)

A – área da abertura da malha (m²)

Portanto, a área da abertura da malha da peneira, em um tempo T de operação, era dada pela equação:

$$A = Q \sqrt{\frac{C}{2g}} \frac{1}{\sqrt{P}} \quad (\text{equação 5.3})$$

A redução da abertura da malha da peneira foi, então, estimada pela relação:

$$\frac{A_T}{A_{T0}} = \sqrt{\frac{P_{T0}}{P_T}} \quad (\text{equação 5.4})$$

sendo:

A_T – área da abertura da peneira, em um tempo de operação T

A_{T0} – área da abertura da peneira, em um tempo de operação T_0

P_T – pressão de trabalho, em um tempo de operação T

P_{T0} – pressão de trabalho, em um tempo de operação T_0

5.4.4 Protocolo de testes

5.4.4.1 Distribuição de tamanho de partículas (DTP)

Os ensaios de distribuição de tamanho de partículas (DTP) foram realizados quinzenalmente com os esgotos bruto e bruto peneirado, durante as duas primeiras fases operacionais da pesquisa. Para obtenção da DTP utilizou-se um granulômetro (modelo Helos Sympatec®) de difração a laser, instalado no departamento de Engenharia de Minas (Escola de Engenharia da UFMG), capaz de fornecer uma curva de DTP na faixa de 1,8 a 350 μm .

5.4.4.2 Fracionamento da DQO

O fracionamento da DQO foi feito por meio de filtração das amostras em membrana de fibra de vidro, porosidade de 1,2 μm , de forma a possibilitar a avaliação das parcelas filtrada e particulada. Dessa forma, foram realizadas análises de DQO total e filtrada dos esgotos bruto e bruto peneirado. As análises foram realizadas de acordo com os procedimentos descritos no *Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater* (AWWA/APHA/WEF, 1998). As amostras eram compostas em 24 horas, coletadas duas vezes por semana, a montante e a jusante da UPF, durante todas as fases operacionais.

Complementarmente, foi realizado o fracionamento das amostras filtradas, coletadas nas fases 3, 4 e 5, com o objetivo de se determinar a distribuição de pesos moleculares dos compostos dissolvidos presentes nos esgotos. Para tal, foi utilizada uma célula de ultrafiltração (AMICON, modelo 8200), empregando-se membranas de 1 kDa (equivale a $\sim 0,001 \mu\text{m}$), 10 kDa (equivale a $\sim 0,01 \mu\text{m}$), 100 kDa (equivale a $\sim 1 \mu\text{m}$). O Da é uma medida de peso molecular e uma unidade corresponde ao peso de um átomo de hidrogênio.

O sistema era carregado com 200 mL de amostra para cada célula de ultrafiltração e pressurizado com nitrogênio, respeitando-se a pressão máxima de cada membrana especificada pelo fabricante. A filtração era interrompida após a passagem de aproximadamente 150 mL da amostra pela membrana, para que o mesmo volume de água fosse adicionado ao sistema e a filtração retomada até que o volume de amostra fosse inferior a 20 mL. Isso foi feito para assegurar que moléculas pequenas (menores que a porosidade nominal) não ficassem retidas na membrana devido a ocorrência de polarização.

Quando o volume da fração retida na membrana era inferior a 20 mL, a filtração era interrompida e o sistema despressurizado. A célula despressurizada era mantida sob agitação por mais 15 minutos, e a fração retida era então recolhida e diluída para um volume total de 20 mL. Amostras da fração retida pelas membranas YM1 (1 kDa), YM10 (10 kDa) e YM100 (100 kDa) foram então submetidas para análise de DQO.

O esquema de ultrafiltração em paralelo é representado na Figura 5.5.

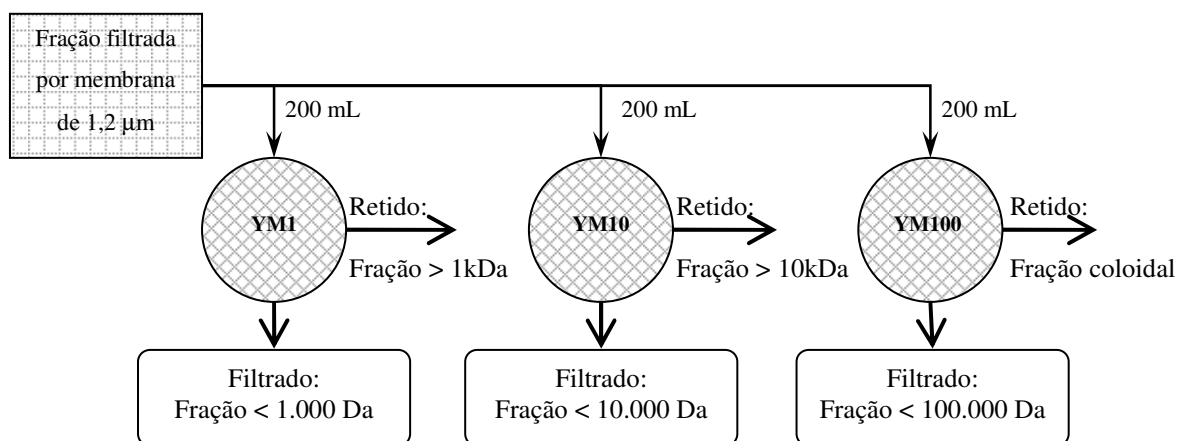


Figura 5.5: Esquema da ultrafiltração em paralelo da amostra filtrada

A distribuição de peso molecular era então calculada, em termos de mg DQO em 200 mL de amostra, por meio de um balanço de massa, a saber:

- Fração coloidal (em mg) = (DQO do retido na membrana YM100) \times 0,02 L
- 100 kDa > fração > 10 kDa (em mg) = (DQO do retido na membrana YM10 – DQO do retido na membrana YM100) \times 0,02 L
- 10 kDa > fração > 1 kDa (em mg) = (DQO do retido na membrana YM1 – DQO do retido na membrana YM10) \times 0,02 L
- Fração < 1 kDa (em mg) = (DQO amostra original \times 0,20 L) – (DQO do retido na membrana YM1 \times 0,02 L)

Os resultados foram expressos em termos de porcentagem (massa/massa) da DQO total em 200 mL de amostra.

A Figura 5.6 mostra o sistema de ultrafiltração e as membranas utilizadas na análise.

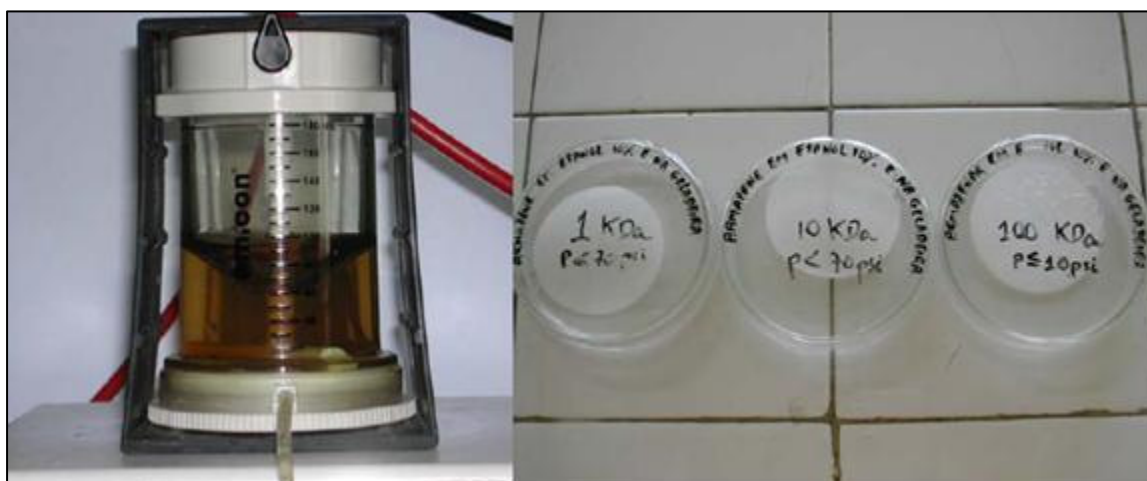


Figura 5.6: Sistema de ultrafiltração – aparelhagem e membranas

As membranas de ultrafiltração foram calibradas com glicose (180 Da) e soro albumina bovina – BSA (~66 kDa), que deveriam ficar retidos ou passar pela membrana dependendo da sua porosidade nominal. Os resultados obtidos desse ensaio são apresentados na Tabela 5.3. O erro associado à ultrafiltração, mostrado na Tabela 5.4, foi determinado filtrando-se uma mesma amostra de esgoto bruto três vezes por uma membrana de mesma porosidade.

Tabela 5.3 – Calibração das membranas de ultrafiltração com glicose (180 Da) e soro albumina bovina (BSA, ~ 66.000 Da)

Membrana	% retenção			
	1ª calibração (1ª ultrafiltração)		2ª calibração (7ª ultrafiltração)	
	BSA	Glicose	BSA	Glicose
100 kDa	5,5	0	0	0
10 kDa	98,2	0	50,2	0
1 kDa	0	0,84	157,1	0,65

Tabela 5.4 – Determinação do coeficiente de variação associado à ultrafiltração em triplicata de amostra de esgoto bruto

Membrana	Massa de DQO retida*		
	Média (mg)	Desvio padrão (mg)	C.V. (%)
100 kDa	10,25	0,47	4,6
10 kDa	14,59	1,27	8,7
1 kDa	15,59	0,71	4,6

*Massa inicial: $m_0 = 29,48$ mg; Número de repetições: $n = 3$

Para simplificar a comparação entre os efluentes, a fração filtrada em membrana de $1,2 \mu\text{m}$ foi subdividida em dois grupos, segundo a classificação mostrada na Tabela 5.5.

Tabela 5.5 – Classificação da fração filtrada em membrana de $1,2 \mu\text{m}$

Faixa de tamanho	Classificação
$1,2 \mu\text{m} > x > 10 \text{ kDa}$	fração filtrada coloidal
$x < 10 \text{ kDa}$	fração dissolvida real

Baseado na classificação de Schneider & Tsutiva (2001)

As partículas entre $1,2 \mu\text{m}$ e 10 kDa apresentam maior peso molecular e precisam ser hidrolisadas antes de serem transportadas para o interior da célula microbiana. Já a fração dissolvida real é de fácil assimilação pelas células.

5.4.4.3 Caracterização do material retido na unidade de peneiramento forçado

A caracterização química do material retido na peneira foi feita semanalmente durante as duas primeiras fases da pesquisa com uma amostra do resíduo obtido durante a limpeza da peneira. A retirada do material foi feita manualmente com o auxílio de uma espátula, e uma amostra do material removido foi então submetido a um pré-tratamento objetivando a sua homogeneização. Após determinar o peso e o volume da amostra, o material in natura foi então triturado em um processador de alimentos - Black & Decker, 310 mL de capacidade e 150 W de potência. A amostra pastosa foi então analisada de acordo com o *Standard Methods* (AWWA/APHA/WEF, 1998), para os seguintes parâmetros: DQO, ST e STV.

Foram também efetuados testes de biodegradabilidade aeróbia e anaeróbia do material. A análise de biodegradabilidade aeróbia baseou-se em testes de DBO₅ e DBO₂₀ e o resultado de DBO obtido dividido pela concentração de DQO forneceram a biodegradabilidade aeróbia de 5 e 20 dias, respectivamente.

A biodegradabilidade anaeróbia foi determinada utilizando-se um procedimento modificado de Owen *et al.* (1979). Frascos de vidro de 110mL foram purgados com nitrogênio e inoculados com 15mL de lodo anaeróbio (retirado da manta de lodo de um reator UASB), 5mL do material retido na peneira e 60mL de solução de nutrientes (a mesma utilizada nos testes de AME, como descrita no capítulo posterior). Os frascos eram lacrados com septo de borracha que permitia a determinação da produção e amostragem de biogás aferida por meio de seringa de vidro esmerilhada. A determinação da composição do biogás foi feita por cromatografia gasosa. A biodegradabilidade anaeróbia foi então calculada com base na produção real de metano e na produção teórica, obtida conhecendo-se a massa de DQO incubada (1g DQO \approx 394 mL CH₄ a 30°C e 1atm).

5.4.5 **Análises estatísticas**

Visando comparar a igualdade da tendência central dos parâmetros analisados para os esgotos bruto e bruto peneirado, foram realizados testes de hipótese por meio do programa computacional *Statistica* – versão 6.1. O programa gera como resultado o *p-value* que deve ser maior que (1- α), sendo α o intervalo de confiança, para que a hipótese seja aceita. Adotou-se o intervalo de confiança de 95%.

Como não se pode garantir que as amostras seguem uma distribuição normal, associado ao pequeno número de dados disponibilizados, foram aplicados testes não paramétricos, escolhidos conforme o conjunto amostral analisado. Para avaliar diferenças nas médias observadas entre dois grupos de amostras dependentes ou pareadas, que abrangem os resultados dos esgotos bruto e bruto peneirado, foi aplicado o teste *T de Wilcoxon*.

O teste de *Mann-Whitney*, também conhecido como *Mann-Whitney U Test*, compara tendências centrais de duas amostras independentes, que, neste caso, refere-se aos resultados obtidos, para o mesmo tipo de efluente, durante duas fases operacionais distintas. Já o teste não paramétrico de *Kruskal-Wallis ANOVA* e teste de medianas foi utilizado para se verificar a existência de diferenças significativas entre os resultados medianos obtidos nas diferentes fases operacionais. Quando os resultados obtidos são considerados diferentes pelos testes *Kruskal-Wallis ANOVA* e teste de medianas, podem ser empregados os testes de comparações múltiplas de classes para todos os grupos. Estes testes permitem uma comparação simultânea entre todos os resultados obtidos e a verificação de quais fases apresentaram desempenhos diferenciados.

5.5 Resultados e discussão

5.5.1 Efeito da UPF sobre a DTP

Os resultados apresentados na Figura 5.7 confirmam a eficiência da UPF na redução do tamanho de partículas contidas no esgoto bruto, durante as duas primeiras fases da pesquisa. Para ambas as fases, houve um aumento da porcentagem de partículas com diâmetros inferiores a 30 μm e conseqüente diminuição da porcentagem de partículas com diâmetros maiores que 50 μm . Estas diferenças entre a granulometria dos sólidos presentes no esgoto bruto e no esgoto bruto peneirado são confirmadas pelos testes estatísticos (testes *T de Wilcoxon*), que negaram a hipótese de igualdade dos dados entre as faixas de 1,8 a 30 μm e de 50 a 206 μm .

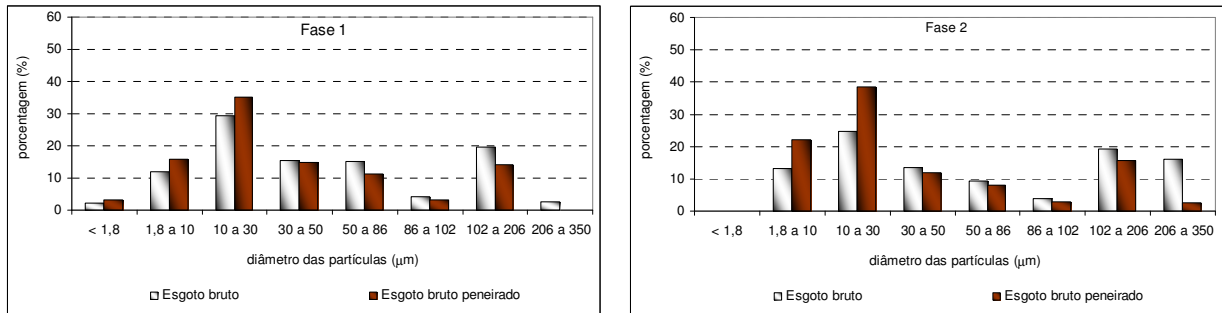


Figura 5.7: Valores medianos (n=5) da DTP dos esgotos bruto e bruto peneirado

Para comparar a variância dos resultados obtidos nas duas fases estudadas, o teste não paramétrico aplicado foi o de *Mann-Whitney U*, já que se trata de dados independentes. As análises estatísticas levam a crer que a DTP do esgoto bruto peneirado, quando submetido às diferentes condições operacionais avaliadas, não diferiram. Ou seja, há indícios que o acréscimo de cerca de 70% na vazão da bomba não tenha alterado a DTP do esgoto bruto peneirado. Ademais, como os testes estatísticos também não indicaram variações da DTP do esgoto bruto durante as duas fases, tal premissa tende a ser validada.

5.5.2 Estimativa da redução da abertura da malha da peneira

A evolução da redução média da abertura da malha da peneira, em relação à abertura inicial (ϕ_{T0}) de 1 mm, durante o período de operação da unidade é apresentada na Figura 5.8.

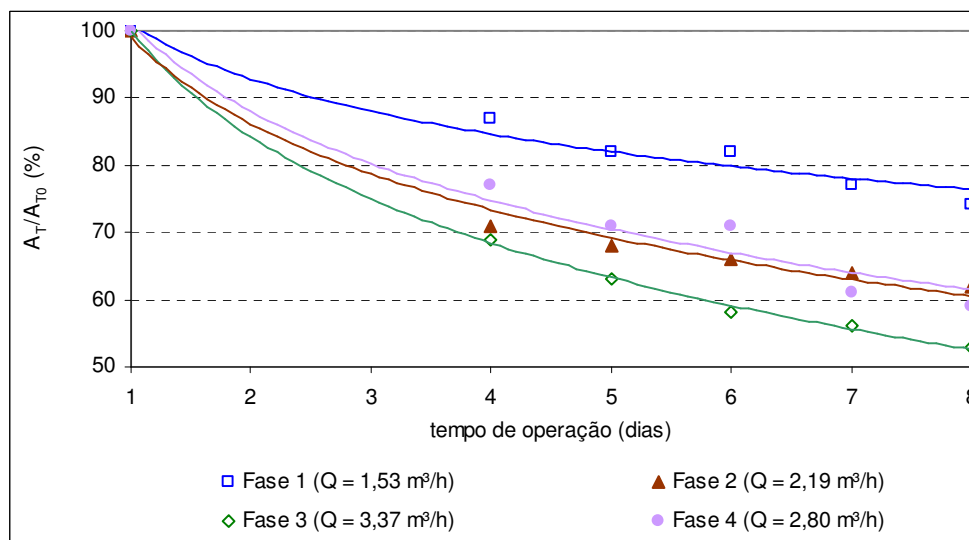


Figura 5.8: Redução estimada da abertura da malha da peneira durante o período de operação da UPF

Nota-se que, quando a UPF foi operada com vazões maiores (Fase 3), o sistema apresentou evolução maior da perda de carga e, conseqüentemente, uma redução média da área da abertura, no final do tempo de operação da unidade, de 47%. Já operando com vazão de 1,53 m³/h (Fase 1), a redução média foi de apenas 26% no último dia de operação. Nas Fases 2 e 4 a redução média da área da abertura efetiva foi, em média, de 0,38 e 0,41 mm, respectivamente. Cabe ressaltar que, como discutido anteriormente, as vazões de operação pouco interferiram na DTP, quando avaliados os resultados obtidos das análises granulométricas dos esgotos bruto e bruto peneirado, nas Fases 1 e 2. Deste modo, é possível inferir que o aumento da vazão aplicada à UPF diminui a abertura efetiva da malha da peneira devido ao acúmulo de material retido, porém esta redução não altera a DTP dos esgoto bruto, incidindo, somente, no aumento da perda de carga e, conseqüentemente, no menor tempo de operação da unidade.

Ademais, a redução do tamanho médio das partículas na faixa de 1,8 a 100 µm foi muito superior à redução estimada da abertura da malha após sua colmatação. Isto indica que o acúmulo do resíduo na peneira permite que a 'quebra' das partículas seja de maior magnitude que a imposta pela abertura inicial da malha, independente da vazão aplicada à UPF.

5.5.3 Análise comparativa do fracionamento da DQO dos esgotos bruto e peneirado

A Figura 5.9 apresenta um gráfico de barras que retrata os resultados medianos da composição da DQO do esgoto bruto (EB) e esgoto bruto peneirado (EBp). A altura total da barra corresponde à concentração total de DQO, enquanto as partes hachurada e sem cor representam, respectivamente, as parcelas particulada e filtrada da DQO. Cabe ressaltar que, como a UPF foi operada sob diferentes condições de vazões e as fases ocorreram em diferentes épocas do ano, optou-se por apresentar os dados diferenciados conforme as fases da pesquisa.

Os testes estatísticos aqui empregados foram o teste *T de Wilcoxon*, quando comparados os esgotos bruto e bruto peneirado, e o teste de *Kruskal-Wallis ANOVA*, no caso de avaliar as possíveis diferenças ocorridas nas concentrações de DQO dos efluentes sob as diferentes condições operacionais ou sazonalidades.

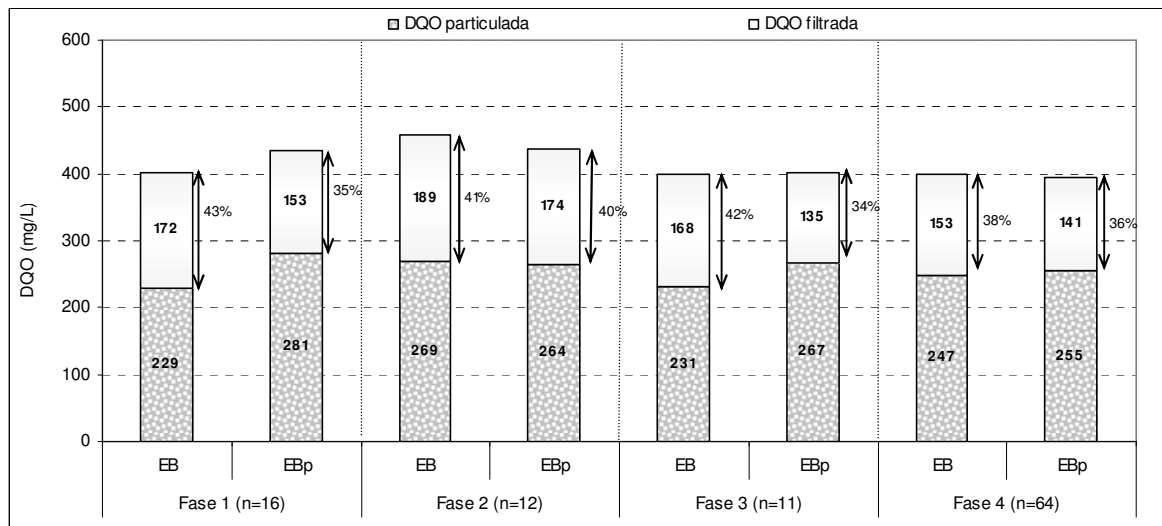


Figura 5.9: Composição da DQO dos esgotos bruto e bruto peneirado

Por meio da análise do gráfico, verifica-se que, durante todas as fases operacionais, não ocorreram diferenças substanciais das concentrações totais de DQO entre os esgotos bruto e bruto peneirado, assim como mostra também o gráfico Box & Wisker (Figura 5.10), inferindo que a UPF pouco influenciou na redução/retenção de DQO_{TOTAL} . Esta discussão procede quando aplicados, para cada fase, os testes de hipótese, que não indicaram diferenças entre os valores da concentração de DQO_{TOTAL} dos esgotos bruto e bruto peneirado. Portanto, a peneira não reteve o material particulado. Cabe ressaltar, que a principal função da UPF é reduzir o tamanho das partículas, cujo objetivo foi alcançado.

Outro ponto a ser destacado na Figura 5.9 refere-se à diferença na concentração mediana de DQO_{TOTAL} dos esgotos bruto e bruto peneirado na Fase 1 que pode ter sido ocasionada pela grande variabilidade dos dados, como mostra o gráfico da Figura 5.10.

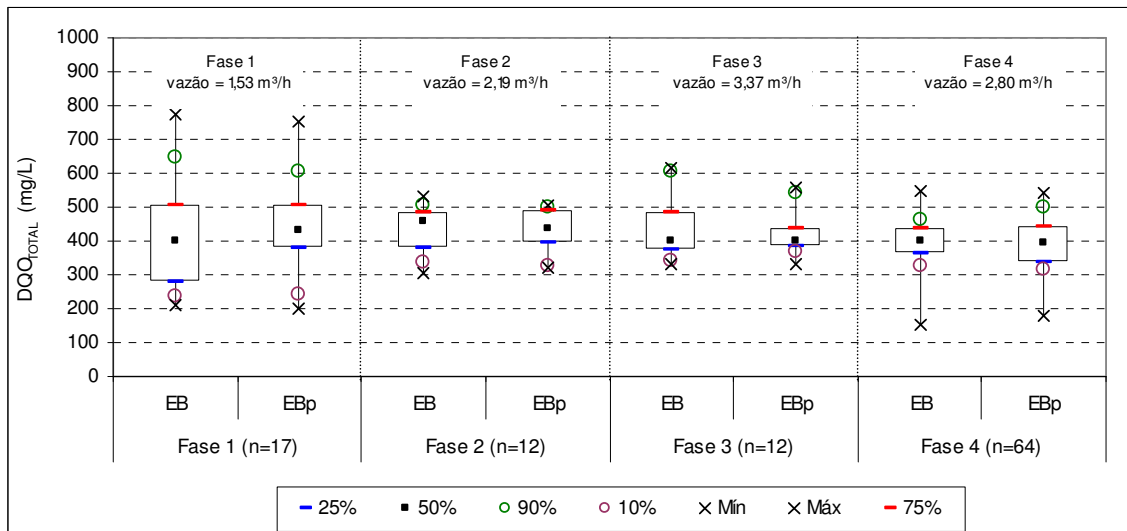


Figura 5.10: Gráfico *Box & Whisker* das concentrações de DQO_{TOTAL} dos esgotos bruto e bruto peneirado

A concentração mediana da parcela filtrada da DQO mostrou-se ligeiramente inferior no esgoto bruto peneirado, mas a diferença da tendência central da concentração de DQO_{FILTRADA} entre os esgotos bruto e bruto peneirado só foi confirmada estatisticamente nas fases 3 e 4. Vale lembrar que os testes estatísticos são conservadores quanto a negar a hipótese, principalmente quando o conjunto amostral apresenta poucos dados e grande variabilidade, como é o caso dos dados das fases 1 e 2 (gráfico *Box & Whisker* - Figura 5.11).

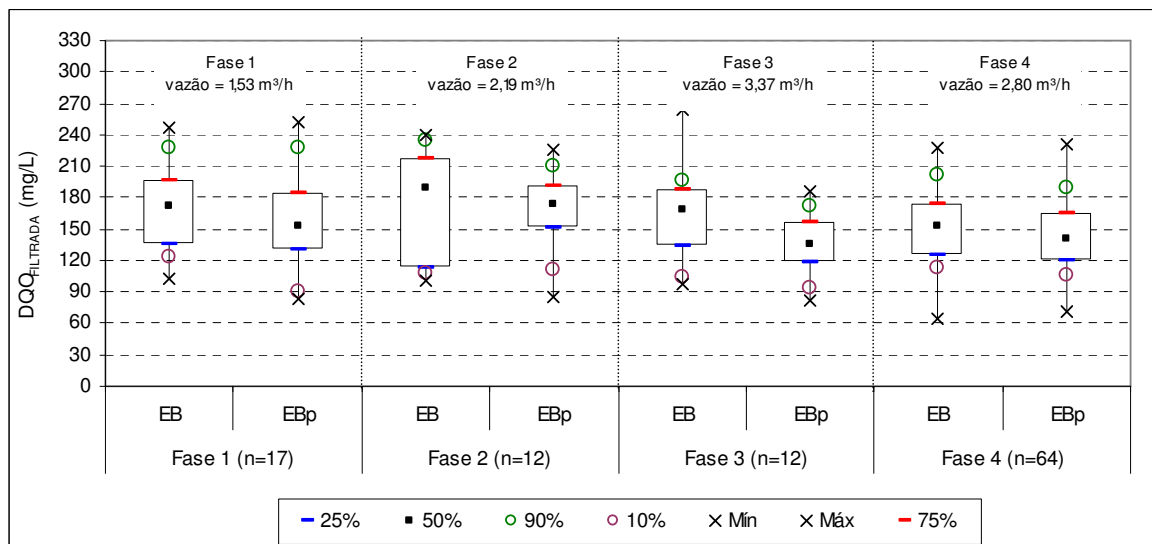


Figura 5.11: Gráfico *Box & Whisker* das concentrações de DQO_{FILTRADA} dos esgotos bruto e bruto peneirado

A diferença na concentração de DQO_{FILTRADA} entre os esgotos bruto e bruto peneirado obtida na fase 3 foi superior às demais fases, que pode ser justificada pela elevada vazão de operação

da unidade (fase 3 – 3,37 m³/h). Pela análise visual do série histórica dos dados de DQO_{FILTRADA} dos efluentes (Figura 5.12), esta informação se confirma uma vez que a linha de tendência traçada para os dados de DQO_{FILTRADA} do esgoto bruto peneirado localiza-se abaixo da linha do esgoto bruto, durante toda a fase 3. O comportamento das demais fases é bem semelhante, com maiores concentrações da parcela filtrada de DQO variando entre os dois efluentes.

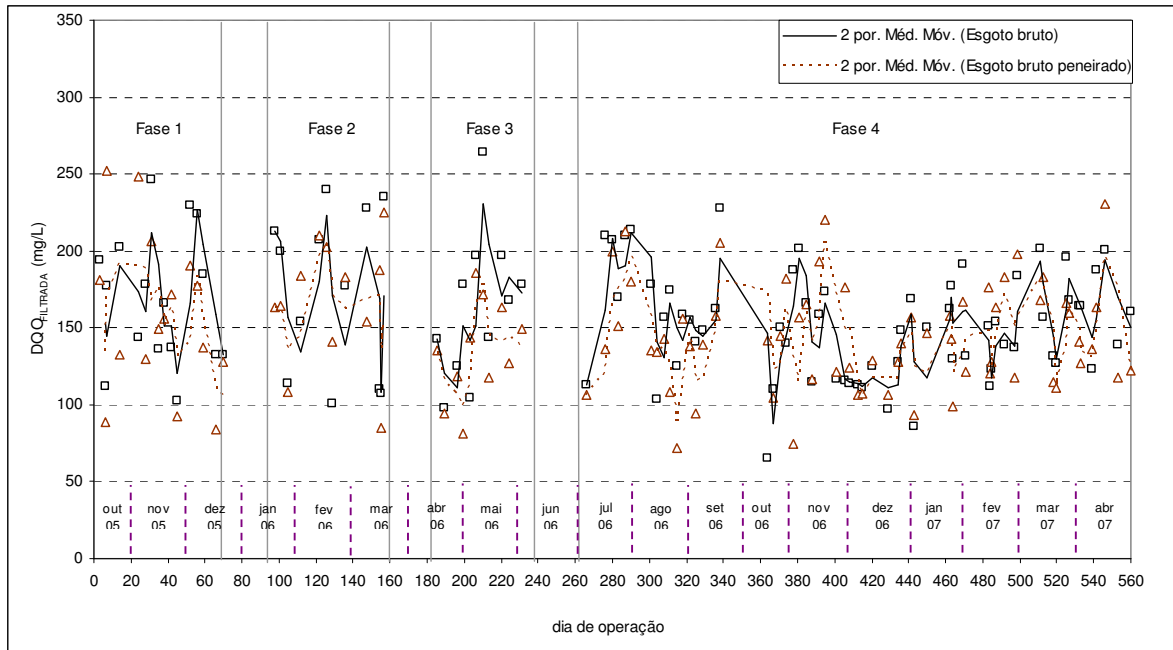


Figura 5.12: Série histórica dos resultados de DQO_{FILTRADA} do esgoto bruto

Não deveria existir diferença entre o esgoto bruto e bruto peneirado quanto a concentração da parcela filtrada de DQO, uma vez que a UPF 'produziu' sólidos particulados na faixa de 1,8 a 30 µm, que ainda são maiores que a porosidade do filtro utilizado na análise. Porém, os dados mostram que a UPF possa diminuir a concentração de DQO_{FILTRADA} do esgoto bruto, sendo mais significativa quanto maior for a vazão aplicada. Uma das justificativas é que a amostra do esgoto bruto peneirado possa ser mais representativa, já que o efluente apresentava sólidos com dimensões menores que poderiam ser pipetados e contabilizados nas análises de DQO.

O gráfico apresentado na Figura 5.13 representa a distribuição de pesos moleculares da DQO_{FILTRADA} dos esgotos bruto e bruto peneirado, aferida pela ultrafiltração das amostras filtradas em membranas de 1,2 µm. Ressalta-se que foi efetuado apenas um ensaio de ultrafiltração durante a fase 3 e, no caso da fase 4, os valores mostrados correspondem à média de seis experimentos realizados.

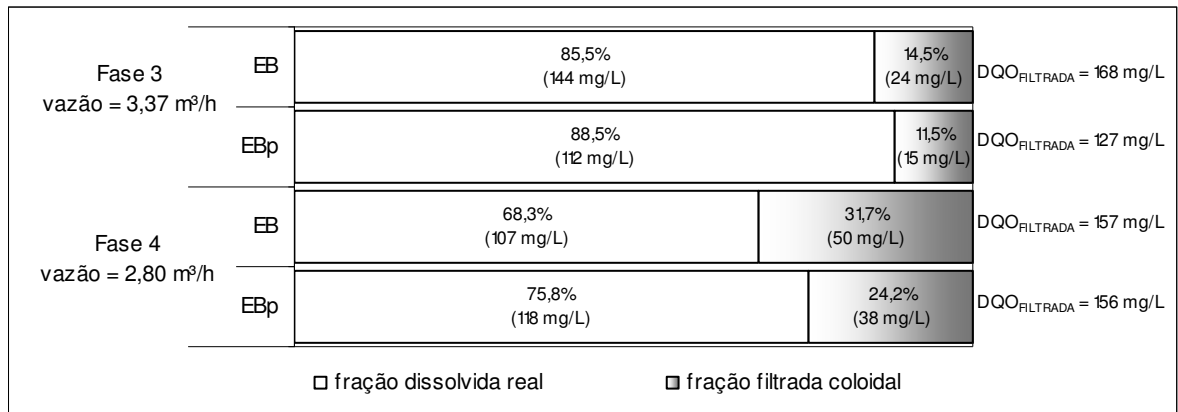


Figura 5.13: Análise da composição da DQO_{FILTRADA} dos esgotos bruto e bruto peneirado

Uma análise geral dos resultados obtidos aponta que, independente da fase, a maior parte dos compostos causadores da parcela filtrada da DQO dos esgotos bruto e bruto peneirado corresponde à fração dissolvida ($x < 10$ kDa), de fácil assimilação pelas células.

Considerando o coeficiente de variação associado à análise de ultrafiltração (8,7%, conforme a Tabela 5.4), não existem diferenças entre os esgotos bruto e bruto peneirado no que tange à composição da DQO_{FILTRADA}, assim como esperado.

5.5.4 Quantificação e caracterização do material retido na UPF

Durante a coleta do resíduo da peneira foi possível fazer uma caracterização visual do material, e foi observada a presença dos seguintes materiais: casca de legumes e frutas, cabelos, papel, plástico, sementes, partes de insetos, barbantes e pedaços de sólidos não identificados. Segundo o processo classificatório de resíduos sólidos definidos pela ABNT (2004), o material retido na peneira pode ser classificado como Resíduo Perigoso – Classe I por apresentar risco à saúde pública, provocando mortalidade, incidência de doenças ou acentuando seus índices além de risco ao meio ambiente, quando gerenciado de forma inadequada. A Figura 5.14 apresenta uma foto da peneira com o material retido.



Figura 5.14: Material retido na peneira

A produção média de material retido em 7 dias de operação foi de aproximadamente 4 g de resíduo/kg DQO_{esgoto bruto} e com densidade média do material solto de 0,88g/mL. As Tabelas 5.6 e 5.7 apresentam, respectivamente, os resultados médios dos testes de caracterização química do material retido e os valores de alguns parâmetros calculados.

Tabela 5.6 – Resultados médios das análises químicas do material retido na peneira

Parâmetro	Concentração					
	N*	Média	Mediana	Mínimo	Máximo	Desvio padrão
DQO _{TOTAL} (g/L)	13	106	88	18	226	70
Sólidos Totais – ST (g/L)	12	123	130	47	193	44
Sólidos Totais Voláteis – STV (g/L)	12	76	71	28	158	35
Biodegradabilidade aeróbia (%)	5 dias	1	8,9	-	-	-
	20 dias	1	11,8	-	-	-
Biodegradabilidade anaeróbia (%)	5 dias	1	11,1	-	-	-
	20 dias	1	29,0	-	-	-

* Número de dados

Tabela 5.7 – Carga orgânica afluyente e retida na peneira

Parâmetro	Carga orgânica afluyente* (kg/dia)	Carga retida (kg/dia)	Porcentagem do material retido (%)
DQO _{TOTAL}	12,6	0,005	0,04
DQO _{PARTICULADA}	21,6	0,005	0,02

*A carga orgânica afluyente (kg/dia) foi baseada na mediana dos resultados de DQO das fases 1 e 2 (n = 28)

Os resultados apresentados na Tabela 5.6 comprovam que o material retido na peneira é predominantemente orgânico ($STV/ST = 0,62$) e não estabilizado, o que resultou em elevadas concentrações de DQO. Os resultados de biodegradabilidade sugerem que o material retido é de difícil biodegradabilidade aeróbia e anaeróbia e que a fração biodegradável é melhor degradada anaerobiamente do que aerobiamente.

A Tabela 5.7 mostra que o material orgânico retido na peneira representa, respectivamente, 0,04% e 0,02% da DQO total e particulada afluentes à unidade de peneiramento. Isto indica que a retenção de sólidos na peneira, em termos de DQO, foi insignificante, confirmando que a UPF apenas alterou a distribuição do tamanho médio das partículas.

Cabe ressaltar que não houve diferenças entre os resultados obtidos nas diferentes fases operacionais, inferindo que a mudança no controle da vazão de passagem pela peneira não implica em mudanças na constituição do material retido.

5.6 Conclusões

A UPF possibilitou a redução da distribuição do tamanho de partículas presentes no esgoto bruto, na faixa de 1,8 a 100 μm , aumentando a porcentagem de partículas com diâmetros inferiores a 30 μm , confirmando, assim, a hipótese levantada. Todavia, a UPF não influenciou na redução/retenção de DQO_{TOTAL} do esgoto bruto. Cabe ressaltar que os sólidos 'quebrados' durante o peneiramento apresentaram dimensões ainda superiores a 1,2 μm e a redução do tamanho das partículas é desejada para se acelerar o grau de hidrólise e as taxas de conversões metabólicas no reator anaeróbio, o que não necessariamente deva provocar alterações da relação $DQO_{FILTRADA}/DQO_{PARTICULADA}$.

A retenção diária dos sólidos na peneira foi em média de 4 g de resíduo/kg $DQO_{\text{esgoto bruto}}$ com densidade média de 0,88 g/mL (base úmida). A carga orgânica característica do material retido na peneira é de 120 mg DQO/g resíduo. O resíduo da peneira apresentou considerável quantidade de matéria orgânica, haja vista a relação STV/ST (62% em média), embora seja um resíduo de difícil biodegradabilidade aeróbia e anaeróbia. Há ressalva da dificuldade de tratar com este resíduo uma vez que se trata de um material heterogêneo com frações de pouca ou lenta biodegradabilidade de elevadas dimensões, não contabilizadas nas análises físico-químicas.

Embora a UPF tenha se mostrado efetiva na redução da distribuição do tamanho das partículas do esgoto bruto, reduzindo substancialmente o tamanho das partículas em relação à abertura da malha da peneira, outras técnicas deveriam ser avaliadas na implantação em estações em escala real, tendo em vista as dificuldades operacionais desse tipo de dispositivo, a exemplo da limpeza e controle de pressão.

6 INFLUÊNCIA DA ALTERAÇÃO DA DISTRIBUIÇÃO DO TAMANHO DE PARTÍCULAS (DTP) NA TAXA DE HIDRÓLISE DO ESGOTO BRUTO DOMÉSTICO

6.1 Introdução

A primeira fase no processo de degradação anaeróbia consiste na hidrólise de materiais particulados complexos (polímeros) em materiais dissolvidos mais simples (moléculas menores), os quais podem atravessar as paredes celulares das bactérias fermentativas, uma vez que as bactérias não são capazes de assimilar a matéria orgânica particulada (macromoléculas). Esta conversão de materiais particulados em materiais dissolvidos é conseguida através da ação de exoenzimas excretadas pelas bactérias fermentativas hidrolíticas.

A elevada presença de materiais particulados no afluente pode dificultar a hidrólise destes compostos, limitando a degradação anaeróbia, o que demandaria maiores TDH para a completa solubilização da matéria orgânica. Se a matéria orgânica a ser hidrolisada apresentasse em partículas menores, estas serão teoricamente mais facilmente hidrolisadas, favorecendo as etapas seguintes do processo de digestão anaeróbia. Portanto, a hidrólise pode ser, para alguns compostos particulados, a etapa limitante da degradação anaeróbia (EASTMAN & FERGUSON, 1981; PAVLOSTATHIS & GIRALDO-GOMEZ, 1991; VAN HAANDEL & LETTINGA, 1994; VEEKEN *et al.*, 2000, ZEEMAN & SANDERS, 2001; VAVILIN *et al.*, 2001).

Elmitwalli *et al.* (2001) afirmam que, em reatores anaeróbios, as partículas somente serão convertidas pela hidrólise depois de serem fisicamente removidas por adsorção, sedimentação ou aderidas ao leito de lodo. Conseqüentemente, requer-se maiores TDH para a completa solubilização da matéria orgânica em sistemas de tratamento de efluentes com elevadas concentrações de sólidos suspensos.

A hidrólise, sob o ponto de vista químico, significa a quebra de longas cadeias moleculares através de reações com a água. Biologicamente, a hidrólise ocorre através da influência das enzimas especializadas na catálise de reações. Portanto, são reações sensíveis uma vez que fatores externos podem alterar a velocidade das reações e os microorganismos envolvidos apresentam a sua atividade biológica em faixas restritas de algumas variáveis, como pH e

temperatura. Outros fatores podem alterar o grau e a taxa em que o substrato é hidrolisado, como as características do substrato, a taxa de diluição do efluente, a área superficial e distribuição do tamanho das partículas (ZHANG *et al.*, 2005). Ainda, conforme Siegert & Banks (2005), a acumulação de ácidos orgânicos voláteis também contribui para a redução da taxa de hidrólise ou até mesmo para sua inibição em concentrações extremamente elevadas.

O estudo avaliou o grau de hidrólise da matéria orgânica particulada presente em esgoto doméstico bruto e pré-tratado em unidade de peneiramento forçado (UPF).

6.2 Objetivo

- Avaliar a influência da alteração da distribuição do tamanho de partículas (DTP) na taxa de hidrólise do esgoto bruto doméstico.

6.3 Hipótese

O estudo se baseia na hipótese que a diminuição do tamanho médio de partículas da matéria orgânica afluyente, obtida pelo peneiramento forçado do esgoto bruto, pode resultar em um aumento da taxa de hidrólise do material particulado.

6.4 Material e métodos

6.4.1 Aparato experimental

O aparato experimental era constituído por uma UPF pelo qual passava o esgoto doméstico previamente tratado em nível preliminar (gradeamento médio e desarenadores). Foram utilizadas peneiras com aberturas de 1 mm e 0,5 mm, dificultando assim a passagem de sólidos de maiores dimensões e forçando a ruptura de partículas que passassem pela peneira. As informações sobre a operação e as características da UPF já foram abordadas no capítulo 5 - Avaliação de uma unidade de peneiramento forçado na redução do tamanho de partículas presentes no esgoto bruto.

6.4.2 Teste de hidrólise

Cabe ressaltar que não existe padronização nos testes de hidrólise para efluentes líquidos, porém, diferentes experimentos têm sido desenvolvidos para avaliar os mecanismos e locais

de atuação da hidrólise, assim como a influência da hidrólise na utilização do substrato (MORGENROTH *et al.*, 2002). Portanto, a metodologia desenvolvida foi baseada no balanço de massa em termos de parâmetros usuais de componentes orgânicos (DQO, SSV e CH₄), que permitiram quantificar a hidrólise do material particulado presente nos esgotos domésticos bruto e peneirado.

Diversos testes preliminares foram realizados para definir alguns parâmetros e condições experimentais. Além disso, a idéia inicial era inibir a atividade metanogênica da biomassa presente nos frascos-reatores, de forma que a taxa de hidrólise do material particulado seria dada em função do acúmulo de DQO_{FILTRADA} no meio, já que a parcela solúvel não seria convertida à metano. Todavia, conforme Siegert & Banks (2005), a inibição da atividade metanogênica durante a digestão anaeróbia pode resultar no acúmulo de ácidos orgânicos e hidrogênio. Como consequência direta, tem-se a depreciação da capacidade tampão do sistema e queda do pH a níveis que também inibem a fase hidrolítica/acidogênica da degradação. Tem-se também que a hidrólise dos lipídeos dificilmente ocorre na ausência da metanogênese (MIRON *et al.*, 2000; ZEEMAN & SANDERS, 2001). Portanto, optou-se por não inibir a atividade metabólica de um grupo específico da comunidade biológica para não interferir nas etapas da degradação anaeróbia.

6.4.2.1 Concentração do esgoto

Um ponto que pode ser limitante para avaliar a hidrólise do esgoto doméstico é a elevada diluição do mesmo. Ou seja, baixos valores de DQO_{PARTICULADA} e SS podem dificultar a análise da cinética da hidrólise. Para tanto, a fração particulada dos efluentes domésticos, tanto do esgoto bruto quanto do peneirado, foi concentrada a partir da centrifugação do efluente a 3.500 rpm por 10 minutos (Centrífuga Heraeus Megafuge 2.0R). O sobrenadante (fração líquida) era removido e o material concentrado (Figura 6.1) era ressuspensionado em uma solução de nutrientes, composta de fósforo, nitrogênio, ferro, enxofre, traços de metais e fonte de alcalinidade, utilizada nos testes de AME (ver Tabela 7.2 – capítulo 7). A concentração dava-se numa relação de 10 L de esgoto, resultando em 1 L de substrato.

Com esse procedimento, foi possível a obtenção de um substrato com maior concentração de DQO_{TOTAL} e com baixos valores de DQO_{FILTRADA}.

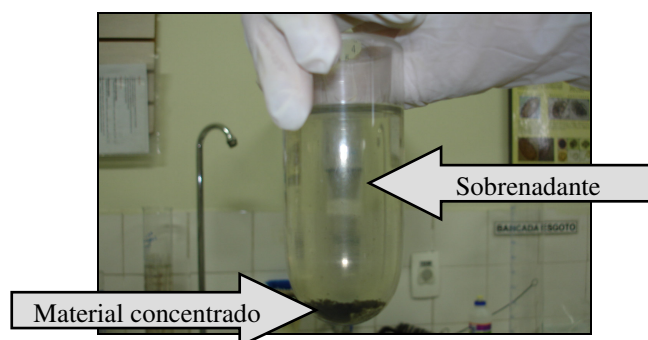


Figura 6.1: Amostra de esgoto após etapa de centrifugação

6.4.2.2 Condições de incubação

O substrato concentrado (esgoto bruto e peneirado nas malhas de 0,5 e 1 mm) foi misturado à um volume de lodo, retirado de um reator UASB tratando esgotos domésticos, gerando uma mistura (denominada mistura-mãe) cuja concentração final de STV, correspondente à biomassa, era de 0,56 g STV/L, aproximadamente. A mistura-mãe era, então, incubada a 30°C, em dois experimentos de batelada distintos:

- i) no experimento 1 monitorou-se a fase gasosa da degradação, com a quantificação da produção de gás metano em função do tempo, utilizando-se um volume de mistura-mãe de 150 mL;
- ii) no experimento 2 monitorou-se apenas a fase líquida, avaliando-se o incremento de DQO (total e filtrada) e SSV, em função do tempo. Neste experimento, foram utilizados 400 mL de mistura-mãe e era retirada uma alíquota de 25 mL para cada dia de análise.

Os experimentos foram realizados em frascos de vidro, conforme Figura 6.2, com capacidade volumétrica de 200 mL, para o experimento 1, e 500 mL, no experimento 2, fechados por septos de borracha, garantindo sua estanqueidade. Para imposição de um ambiente anaeróbio, realizou-se a lavagem da atmosfera do frasco com um gás inerte – uma mistura de nitrogênio e gás carbônico (70 e 30%, respectivamente). Vale ressaltar que as coletas para análise da fase gasosa e da fase líquida eram coincidentes. Ambos os experimentos foram realizados em triplicata para avaliar a consistência dos resultados obtidos e foram efetuados seis testes de hidrólise distintos.



Figura 6.2: Frascos de vidro utilizados nos Testes de Hidrólise

A Figura 6.3 apresenta o fluxograma do Teste de Hidrólise.

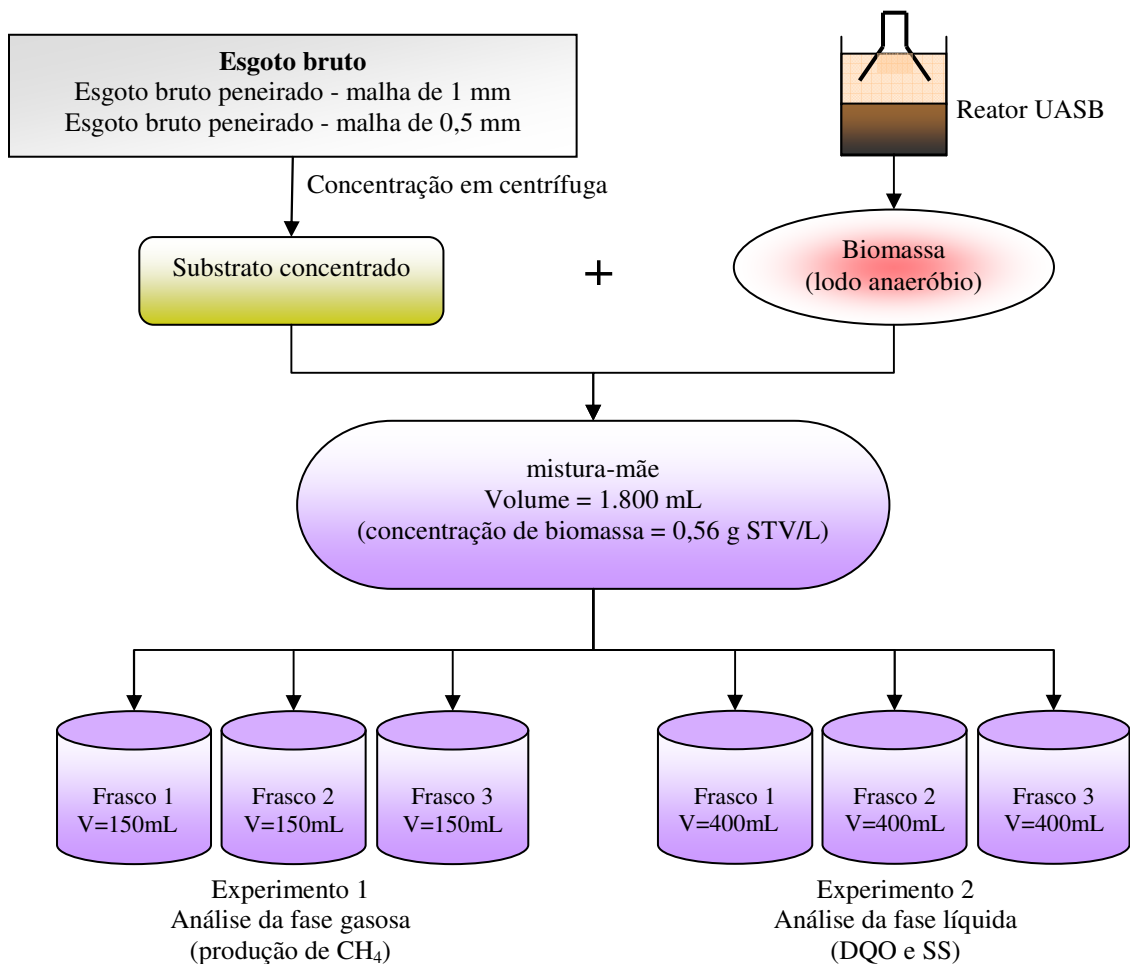


Figura 6.3: Fluxograma do Teste de Hidrólise

6.4.2.3 Análises da fase gasosa

O procedimento da coleta de gás era análogo ao descrito no Teste de AME (ver item 7.4.4 – Capítulo 7). A fração gasosa era retirada por seringa graduada de vidro esmerilhado, umedecida para minimização da força de atrito entre o êmbolo e o corpo da seringa, e o biogás coletado era injetado em cromatógrafo a gás para quantificação do metano presente. Foi utilizada cola de silicone para vedação dos frascos após a coleta do biogás.

6.4.2.4 Análises da fase líquida

As análises de DQO e SS seguiram os procedimentos descritos no *Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater* (AWWA/APHA/WEF, 1998).

6.4.2.5 Tempo de incubação

O tempo de incubação foi uma variável definida a partir dos testes preliminares realizados. De acordo com Ginestet *et al.* (2002), testes de hidrólise que trabalham com curto período de incubação e têm a produção de gás como parâmetro indireto de determinação da hidrólise podem apresentar falsos resultados. Isto porque a geração inicial de gás corresponde à conversão da fração rapidamente hidrolisável, ou seja, a matéria orgânica solúvel. Optou-se, portanto, por finalizar os testes quando não houvesse mais produção de gás, o que ocorria em torno de 21 dias de operação, conforme mostraram os primeiros testes.

6.4.2.6 Modelagem Cinética

Para modelar a hidrólise, foi utilizada a relação empírica da cinética de 1ª ordem (Capítulo 4 – equação 4.1) devido à sua praticidade, a partir das curvas de variação da massa com o tempo, para cada teste efetuado. Para tanto, três parâmetros foram analisados, segundo os critérios descritos na Tabela 6.1.

Tabela 6.1 – Critérios utilizados na modelagem cinética dos testes de hidrólise

Parâmetro modelado	Consideração	Modelo cinético
DQO _{FILTRADA}	a hidrólise do material particulado gera DQO _{FILTRADA} e é representada pela curva de produção deste parâmetro	$M_T = M_0 \times e^{kT}$
DQO _{PARTICULADA}	a hidrólise do material particulado é representada pela curva de decaimento da DQO _{PARTICULADA}	$M_T = M_0 \times e^{-kT}$
SSV	a hidrólise do material particulado é representada pela curva de decaimento dos SSV	$M_T = M_0 \times e^{-kT}$

Nomenclaturas: M_T – massa aferida no tempo T (mg); M_0 – massa inicial (mg); K – constante de hidrólise (d^{-1}); T – tempo (d).

Três observações são ressaltadas:

i) a massa de DQO_{FILTRADA} nos frascos-reatores, no tempo T, era obtida somando-se a massa aferida e a massa correspondente à produção acumulada de metano (CH₄), calculada a partir da relação de 1g DQO \approx 394 mL CH₄, a 30°C e 1atm.

ii) quando a massa inicial (M_0) de DQO_{FILTRADA} era muito superior à massa aferida no tempo T₂, considerou-se a massa inicial M_2 , que resultava em maior coeficiente de ajuste da curva (R^2).

iii) quando a massa inicial (M_0) de DQO_{PARTICULADA} ou de SSV era muito inferior à massa aferida no tempo T₂, considerou-se a massa inicial M_2 , que resultava em maior coeficiente de ajuste da curva (R^2).

Traçados os modelos cinéticos, obtinha-se a constante de hidrólise de cada parâmetro, para cada teste efetuado.

6.4.3 Análises estatísticas

As análises estatísticas aplicadas para comparar a igualdade da tendência central da constante de hidrólise foram realizadas por meio do programa computacional *Statistica* – versão 6.0. O teste não paramétrico utilizado foi o teste de *Kruskal-Wallis ANOVA* e teste de medianas, seguindo as mesmas considerações relatadas no capítulo anterior.

6.5 Resultados e discussão

A Tabela 6.2 apresenta um resumo dos valores aferidos dos parâmetros de SSV e DQO dos efluentes concentrados (sem adição do inóculo) no início dos testes de hidrólise. Observa-se que foi atingindo o objetivo de concentrar o material particulado orgânico dos efluentes, obtendo um substrato com elevadas concentrações de DQO_{TOTAL} e SSV, e, adicionalmente, baixa concentração inicial de DQO_{FILTRADA}.

Tabela 6.2 – Parâmetros iniciais dos efluentes concentrados para os testes de hidrólise

	Parâmetro								
	Concentração de SSV (g/L)			Concentração de DQO _{TOTAL} (g/L)			Concentração de DQO _{PARTICULADA} (g/L)		
	EB	EBp 1mm	EBp 0,5mm	EB	EBp 1mm	EBp 0,5mm	EB	EBp 1mm	EBp 0,5mm
Teste 1	1,02	0,61	0,74	1,72	1,73	2,21	-	-	-
Teste 2	0,47	0,56	0,66	1,38	1,73	2,25	1,14	1,46	1,88
Teste 3	0,48	0,56	0,60	2,29	1,76	3,23	2,09	1,57	2,86
Teste 4	1,47	1,59	1,17	4,04	2,80	2,71	3,56	2,05	2,29
Teste 5	2,03	0,94	1,57	5,69	3,01	3,68	5,25	2,73	3,26
Teste 6	2,03	1,45	1,61	5,48	3,50	3,76	5,19	3,25	3,08
Média	3,43	2,42	2,97	1,25	0,95	1,06	3,10	2,07	2,52

Nomenclaturas: EB – esgoto bruto; EBp 1mm – esgoto bruto peneirado na malha de 1mm; EBp 0,5mm – esgoto bruto peneirado na malha de 0,5mm.

6.5.1 Modelagem Cinética

As Figuras 6.4 a 6.9 apresentam os modelos cinéticos de 1ª ordem, aplicados para cada teste, para descrever a hidrólise do material particulado presente nos efluentes, segundo os parâmetros de DQO_{FILTRADA}, DQO_{PARTICULADA} e SSV, aferidos durante o período de incubação do teste.

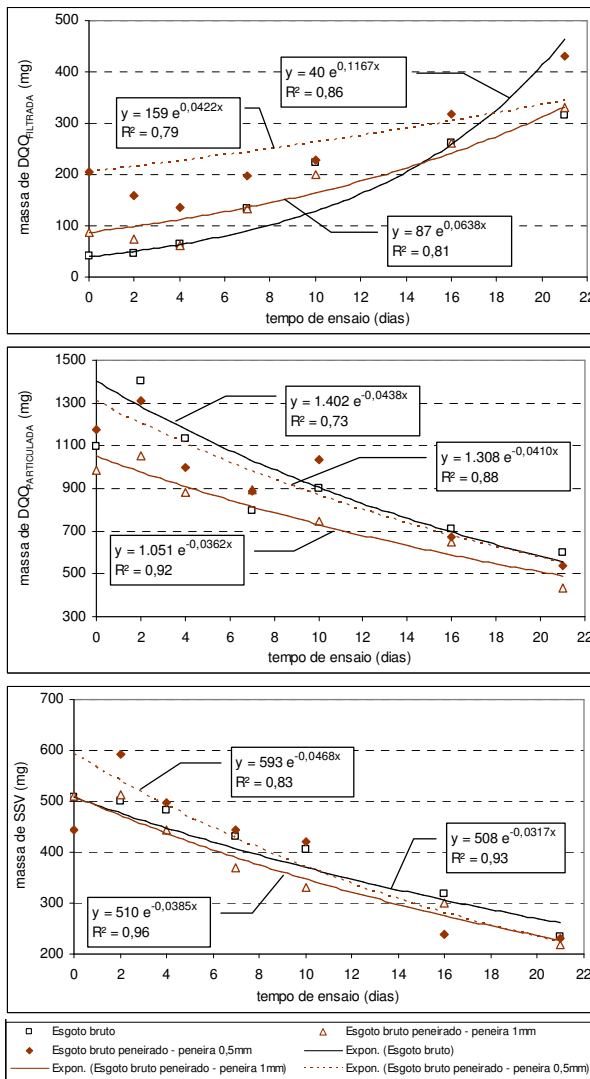


Figura 6.4: Modelo cinético da hidrólise para as curvas de produção de $DQO_{FILTRADA}$ e decaimento de $DQO_{PARTICULADA}$ e SSV - Teste de Hidrólise 1 ($T = 30^{\circ}C$)

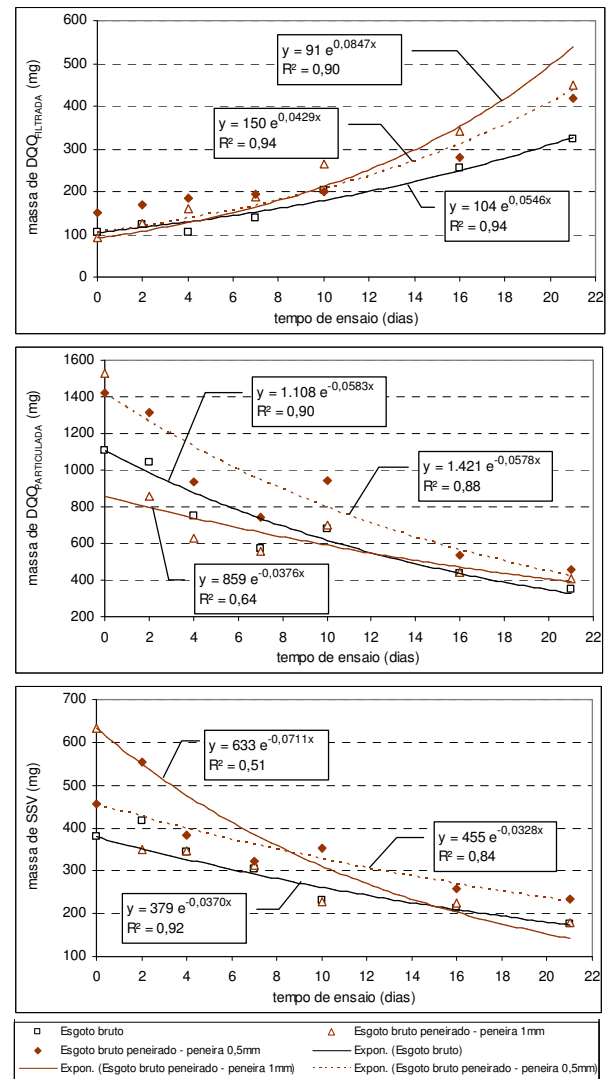


Figura 6.5: Modelo cinético da hidrólise para as curvas de produção de $DQO_{FILTRADA}$ e decaimento de $DQO_{PARTICULADA}$ e SSV - Teste de Hidrólise 2 ($T = 30^{\circ}C$)

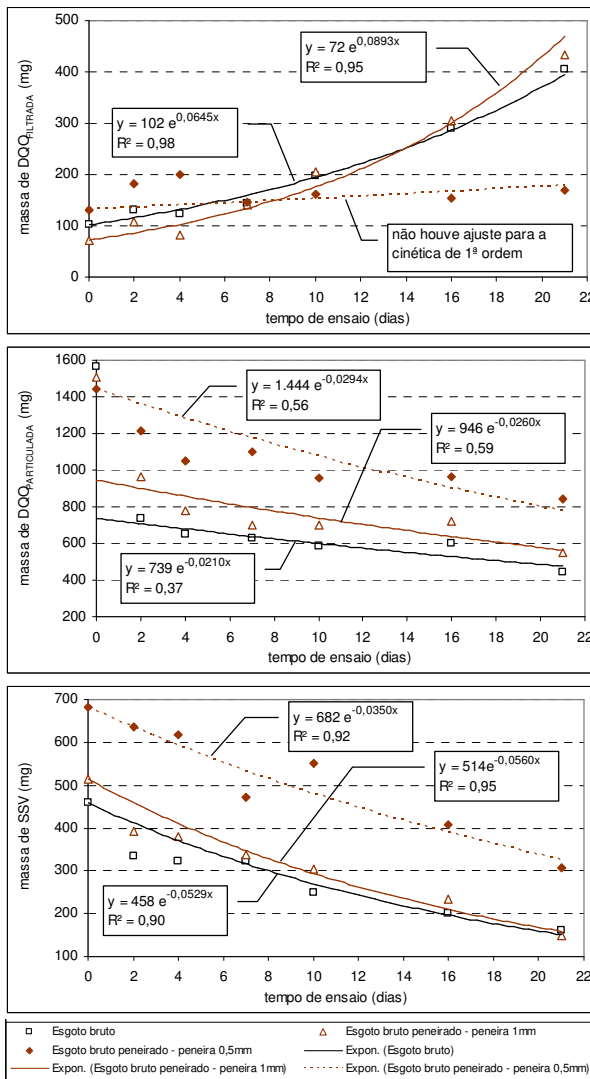


Figura 6.6: Modelo cinético da hidrólise para as curvas de produção de $DQO_{FILTRADA}$ e decaimento de $DQO_{PARTICULADA}$ e SSV - Teste de Hidrólise 3 ($T = 30^{\circ}C$)

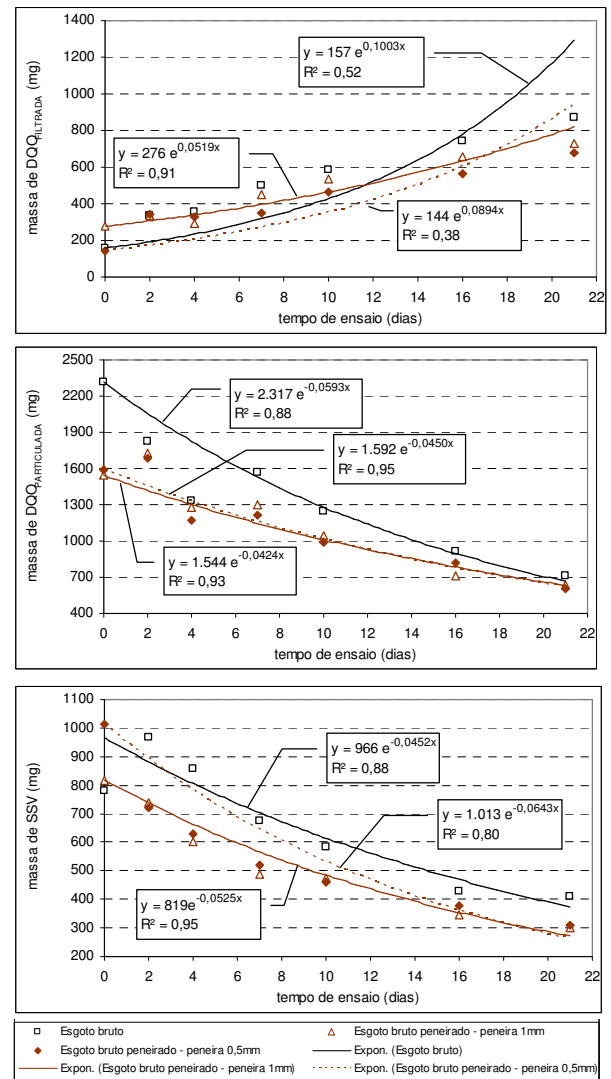


Figura 6.7: Modelo cinético da hidrólise para as curvas de produção de $DQO_{FILTRADA}$ e decaimento de $DQO_{PARTICULADA}$ e SSV - Teste de Hidrólise 4 ($T = 30^{\circ}C$)

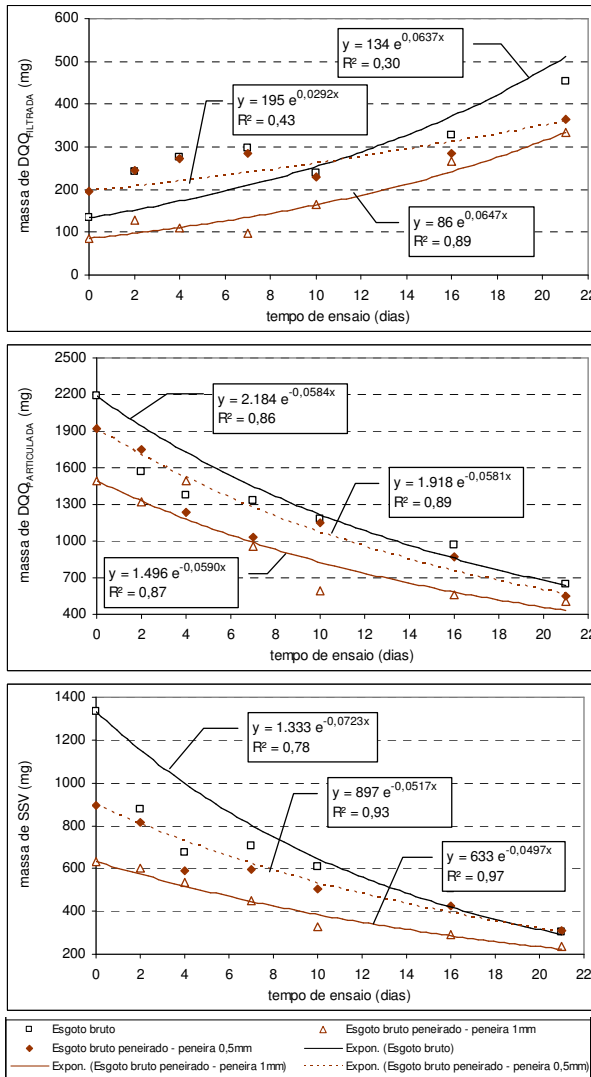


Figura 6.8: Modelo cinético da hidrólise para as curvas de produção de $DQO_{FILTRADA}$ e decaimento de $DQO_{PARTICULADA}$ e SSV - Teste de Hidrólise 5 ($T = 30^{\circ}C$)

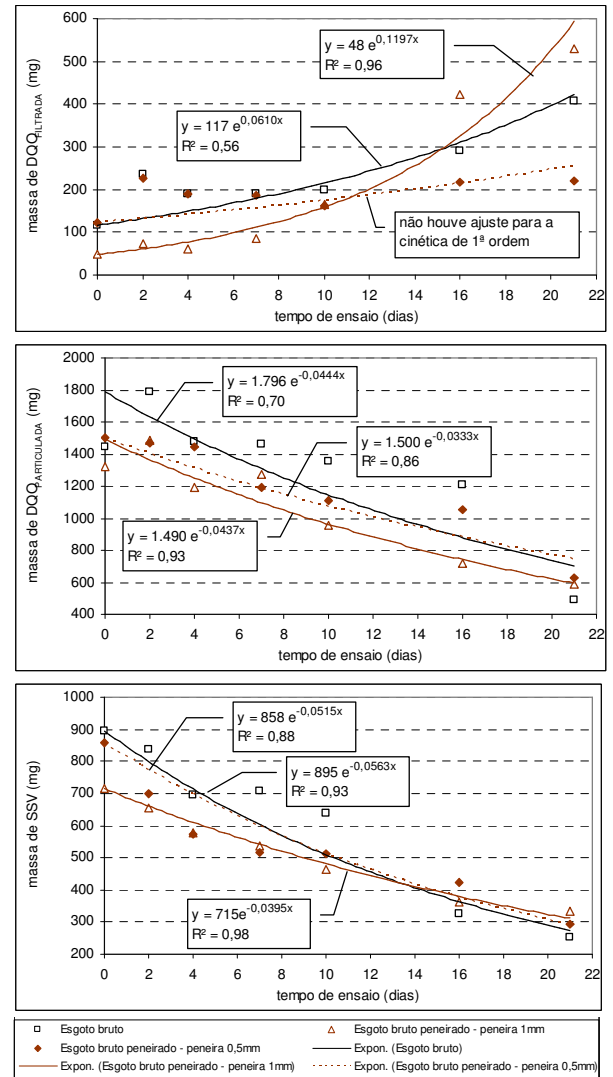


Figura 6.9: Modelo cinético da hidrólise para as curvas de produção de $DQO_{FILTRADA}$ e decaimento de $DQO_{PARTICULADA}$ e SSV - Teste de Hidrólise 6 ($T = 30^{\circ}C$)

A Figura 6.10 resume as constantes cinéticas, para cada efluente, obtidas pelas curvas de tendência da evolução da massa dos três parâmetros analisados.

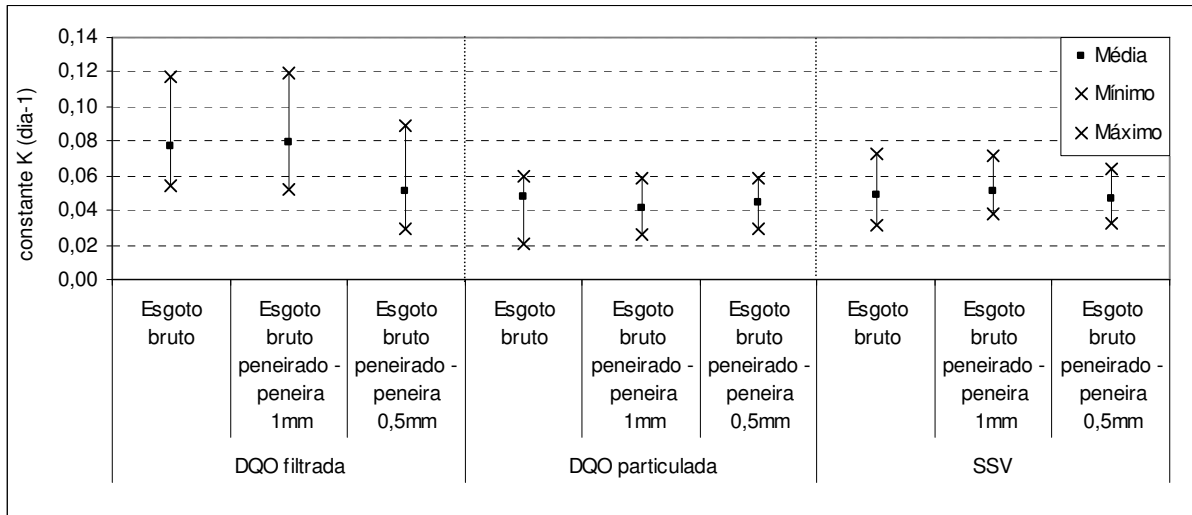


Figura 6.10: Valores médio, máximo e mínimo das constantes de hidrólise estimadas conforme o parâmetro avaliado (para $T = 30^{\circ}\text{C}$)

Da análise dos resultados, não é possível inferir qual efluente apresentou melhor taxa de hidrólise uma vez que de cada teste tem-se uma conclusão diferenciada dos demais, e, além disso, não seguem o mesmo comportamento no que tange aos parâmetros analisados.

Quando se avalia, no entanto, para o mesmo efluente, os dados gerados, a partir da Figura 6.11 e da Tabela 6.3, constata-se que houve baixa variação das constantes de hidrólise estimadas (baixos valores de desvio padrão e variância), podendo representar, de forma aceitável, a média dos resultados dos seis testes. A média e a variação das constantes cinéticas obtidas pelo modelo aplicado às curvas de decaimento de SSV e $\text{DQO}_{\text{PARTICULADA}}$ também foram similares, o que indica uma analogia entre as estimativas da taxa de hidrólise da matéria orgânica particulada por estes parâmetros.

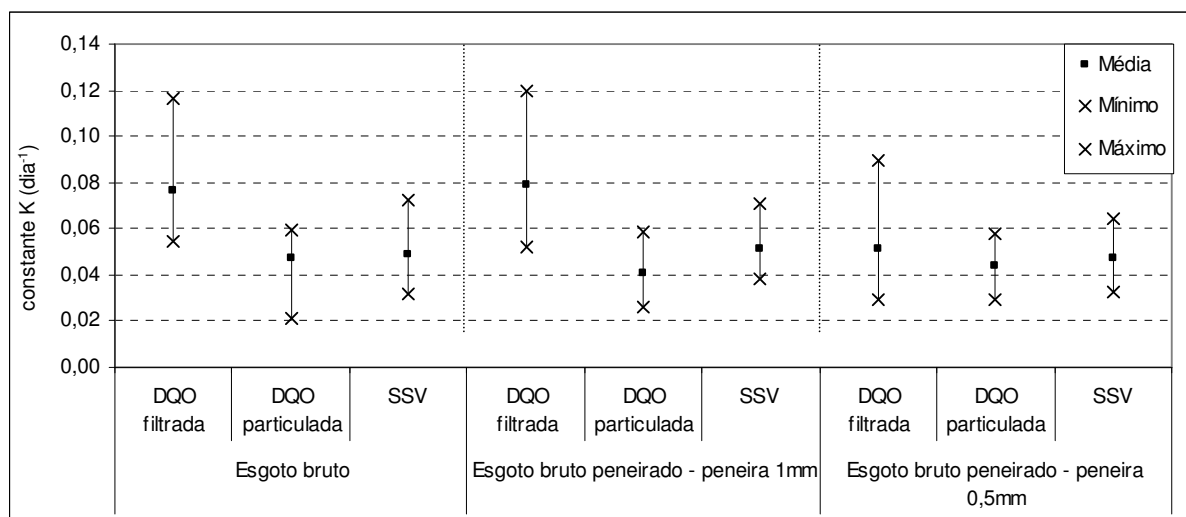


Figura 6.11: Valores médio, máximo e mínimo das constantes de hidrólise estimadas para cada efluente analisado, correspondente aos parâmetros avaliados (para $T = 30^{\circ}\text{C}$)

Tabela 6.3 – Constantes de hidrólise obtidas para cada teste, média e desvio padrão

	Constante de hidrólise K (d^{-1}) – para $T = 30^{\circ}\text{C}$								
	Esgoto bruto			Esgoto bruto peneirado malha de 1 mm			Esgoto bruto peneirado malha de 0,5 mm		
	DQO_{FILT}	DQO_{PART}	SSV	DQO_{FILT}	DQO_{PART}	SSV	DQO_{FILT}	DQO_{PART}	SSV
Teste 1	0,1167	0,0438	0,0317	0,0638	0,0362	0,0385	0,0422	0,0410	0,0468
Teste 2	0,0546	0,0583	0,0370	0,0847	0,0376	0,0711	0,0429	0,0578	0,0328
Teste 3	0,0645	0,0210	0,0529	0,0893	0,0260	0,0560	-	0,0294	0,0350
Teste 4	0,1003	0,0593	0,0452	0,0519	0,0424	0,0525	0,0894	0,0450	0,0643
Teste 5	0,0637	0,0584	0,0723	0,0647	0,0590	0,0497	0,0292	0,0581	0,0517
Teste 6	0,0610	0,0444	0,0563	0,1197	0,0437	0,0395	-	0,0333	0,0515
Média	0,0768	0,0475	0,0492	0,0790	0,0408	0,0512	0,0509	0,0441	0,0470
Desvio Padrão	0,0253	0,0148	0,0146	0,0244	0,0109	0,0120	0,0264	0,0121	0,0117
Variância	0,0006	0,0002	0,0002	0,0006	0,0001	0,0001	0,0007	0,0001	0,0001
Coef. de variação	0,33	0,31	0,30	0,31	0,27	0,23	0,52	0,27	0,25

Além disso, a constante de hidrólise obtida independe da quantidade inicial de matéria orgânica particulada, uma vez que não são identificadas tendências entre K e a massa inicial destes parâmetros ($DQO_{PARTICULADA}$ e SSV), como mostram as Figuras 6.12 e 6.13.

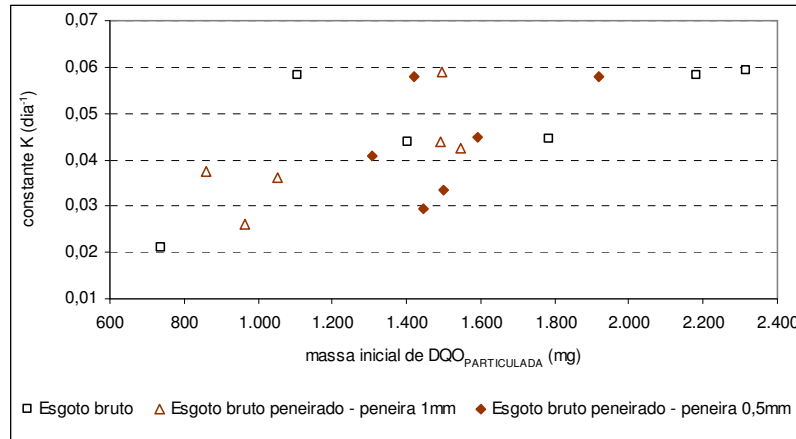


Figura 6.12: Variação da constante de hidrólise K com a massa inicial de $DQO_{PARTICULADA}$

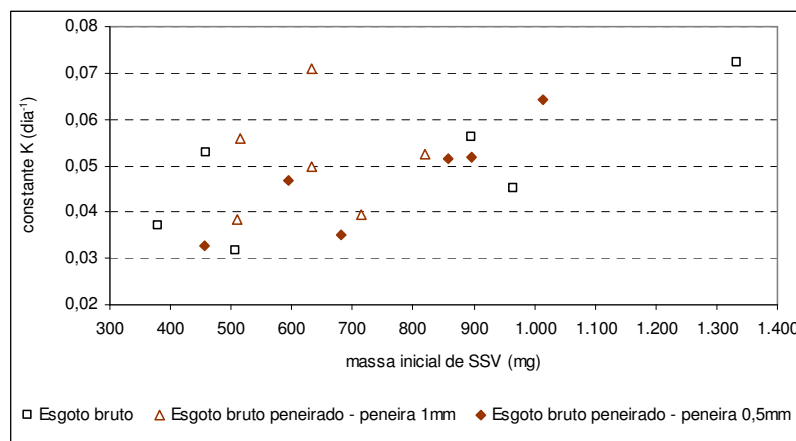


Figura 6.13: Variação da constante de hidrólise K com a massa inicial de SSV

Quando se analisam os resultados obtidos a partir da curva de produção de $DQO_{FILTRADA}$, além de apresentarem valores maiores de desvio padrão e piores ajustes das curvas de tendência (baixos valores de R^2), a constante de hidrólise estimada tende a aumentar quanto menor a massa inicial aferida (Figura 6.14). Portanto, mostra-se frágil a correlação da hidrólise com a taxa de produção de $DQO_{FILTRADA}$.

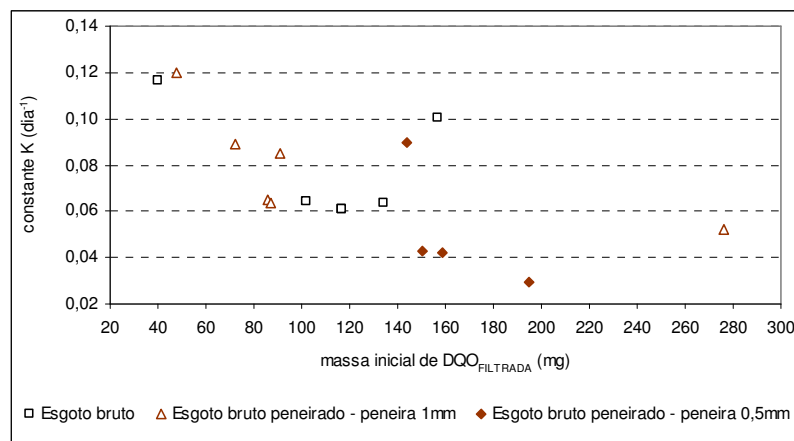


Figura 6.14: Variação da constante de hidrólise K com a massa inicial de DQO_{FILTRADA}

A Tabela 6.4 mostra a média das constantes de hidrólise obtidas a partir das curvas de decaimento da massa de DQO_{PARTICULADA} e SSV, porém desconsiderando os valores de K cujas curvas apresentaram valores de ajuste R² menores que 0,70, a saber:

✘ Esgoto bruto:

$$DQO_{PARTICULADA} \rightarrow K = 0,0210 \text{ (R}^2 = 0,37 \text{ - Teste 3)}$$

✘ Esgoto bruto peneirado – malha de 1mm:

$$DQO_{PARTICULADA} \rightarrow K = 0,0376 \text{ (R}^2 = 0,64 \text{ - Teste 2)}$$

$$DQO_{PARTICULADA} \rightarrow K = 0,0260 \text{ (R}^2 = 0,59 \text{ - Teste 3)}$$

$$SSV \rightarrow K = 0,0711 \text{ (R}^2 = 0,5071 \text{ - Teste 2)}$$

✘ Esgoto bruto peneirado – malha de 0,5mm:

$$DQO_{PARTICULADA} \rightarrow K = 0,0294 \text{ (R}^2 = 0,56 \text{ - Teste 3)}$$

Tabela 6.4 – Valor médio da constante de hidrólise K dos esgotos bruto e bruto peneirado

Efluente	K (d ⁻¹) – para T = 30°C	
	para DQO _{PARTICULADA}	para SSV
Esgoto bruto	0,0528 ± 0,0080	0,0492 ± 0,0146
Esgoto bruto peneirado malha de 1 mm	0,0453 ± 0,0097	0,0472 ± 0,0079
Esgoto bruto peneirado malha de 0,5 mm	0,0470 ± 0,0108	0,0470 ± 0,0117

Pode-se notar que os valores de K são muito semelhantes e quando aplicadas as análises estatísticas, os testes de hipótese não apontaram diferenças significativas.

Os coeficientes de hidrólise obtidos no estudo foram muito baixos quando comparados aos dados da literatura (Tabela 6.5), principalmente porque os últimos foram estimados em testes aeróbios, cujas taxas de conversão são maiores que as dos processos anaeróbios.

Tabela 6.5 – Valores de coeficientes de hidrólise relatados pela literatura

Autor(es)	Metodologia	Modelo cinético	K
Eliosov & Argaman (1995)	Testes de batelada com aeração	Primeira ordem	0,16 a 0,20 d ⁻¹
Ginestet <i>et al.</i> (2002)	Uso de respirômetro	Primeira ordem	9 ± 2 d ⁻¹
Okutman <i>et al.</i> (2001)	Testes de batelada com aeração (parcela sedimentável do esgoto bruto doméstico)	Superfície-limitante	1,2 d ⁻¹

O ajuste dos resultados aferidos ao modelo final é apresentado nas Figuras 6.15 e 6.16, desconsiderando os valores dos testes cujas curvas apresentaram R² inferior a 0,70, e considerando a relação $\frac{M_T}{M_0}$, sendo M₀ = 100%.

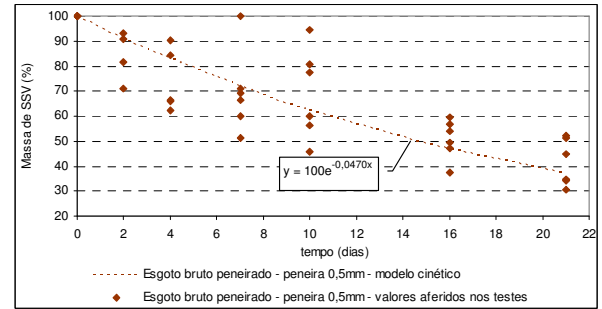
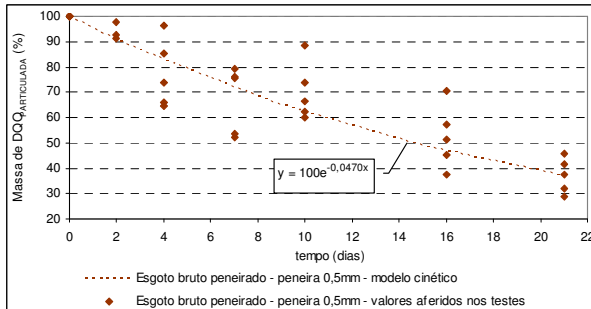
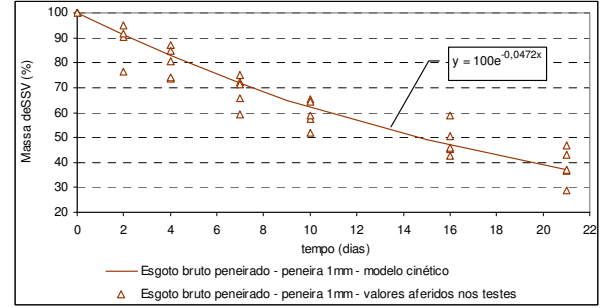
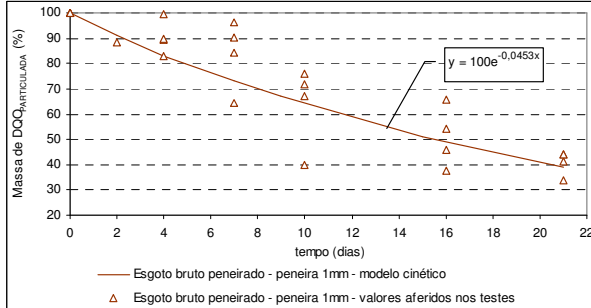
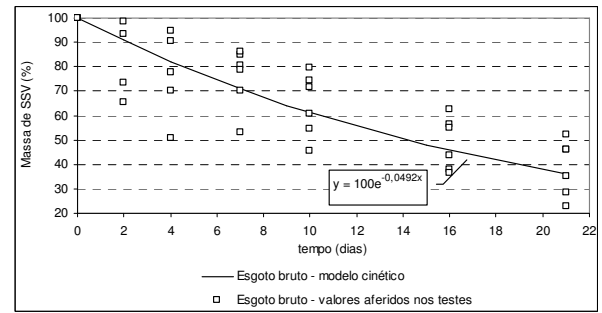
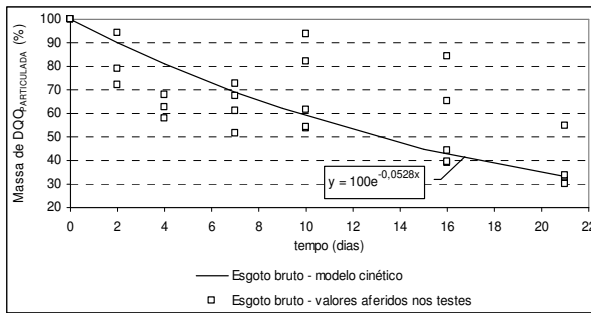


Figura 6.15: Ajuste dos resultados aferidos ao modelo cinético final - $DQO_{PARTICULADA}$

Figura 6.16: Ajuste dos resultados aferidos ao modelo cinético final - SSV

A dispersão entre os resultados e a curva modelada deve-se à variância dos resultados obtidos durante cada teste de hidrólise, uma vez que o modelo final foi baseado na média dos valores estimados de K.

As Figuras 6.17 e 6.18 mostram a simulação do decaimento de $DQO_{PARTICULADA}$ e SSV, durante um teste de hidrólise, com duração de 50 dias e massa inicial de 100%.

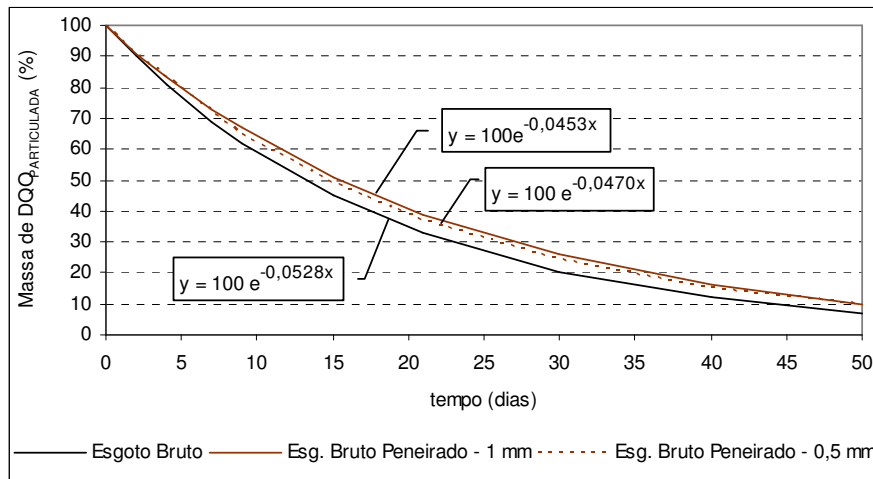


Figura 6.17: Simulação do decaimento da massa de DQO_{PARTICULADA} durante um teste de hidrólise (valores relativos a massa inicial de 100%)

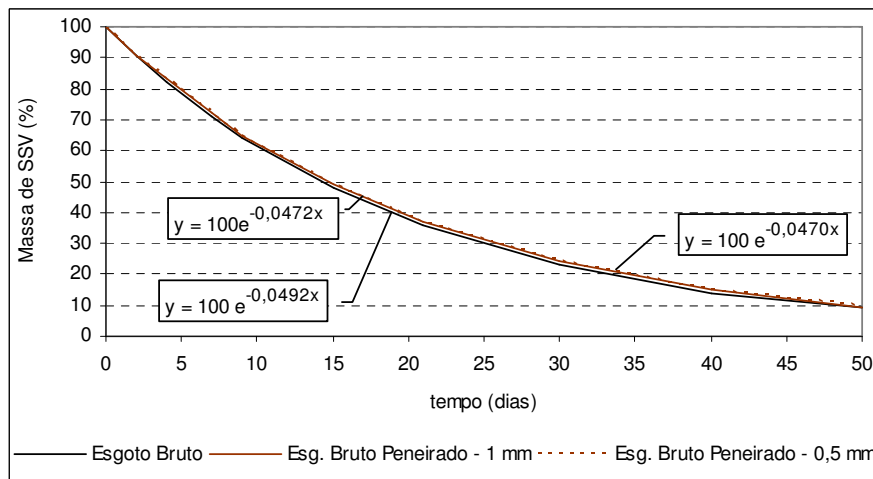


Figura 6.18: Simulação do decaimento da massa de SSV durante um teste de hidrólise (valores relativos a massa inicial de 100%)

A simulação mostra que, em termos de conversão de SSV, não houve diferença entre os efluentes, apresentando a mesma porcentagem de massa final após 50 dias. No caso do parâmetro de DQO_{PARTICULADA}, o esgoto bruto apresentou uma taxa de hidrólise ligeiramente superior e, conseqüentemente, uma porcentagem de massa final menor, indicando uma maior conversão da DQO_{PARTICULADA}.

Perante o exposto, conclui-se que o efeito do peneiramento forçado na alteração da DTP na faixa de 1,8 a 30 μ m não foi suficiente para provocar um benefício na taxa de hidrólise do material particulado presente no esgoto bruto.

Cabe lembrar que o TDH em reatores UASB é da ordem de 7 horas, que hidrolisa apenas 1% do material particulado, conforme as equações cinéticas obtidas. Por isso, ressalta-se a importância da retenção física do material particulado na manta de lodo por tempo superior ao TDH para que ocorra a hidrólise de quase a totalidade do material particulado presente no efluente. Neste estudo, desconsiderando o regime hidráulico e o fluxo contínuo no reator, para remoção de 80% do material particulado seriam necessários um tempo de residência do lodo de aproximadamente 30 dias.

6.6 Conclusões

A redução do tamanho de partículas promovida pela unidade de peneiramento forçado, ao contrário da hipótese levantada, não possibilitou o aumento da taxa de hidrólise do material particulado contido no esgoto, conforme pode-se inferir a partir da semelhança entre as constantes de hidrólise determinadas para os esgotos bruto e bruto peneirado.

Quando avaliada a hidrólise por meio da taxa de produção de $DQO_{FILTRADA}$, as constantes de hidrólise obtidas foram de $0,0768 \pm 0,0253 \text{ d}^{-1}$, para o esgoto bruto, e $0,0790 \pm 0,0244 \text{ d}^{-1}$ e $0,0509 \pm 0,0264 \text{ d}^{-1}$ para os esgotos bruto peneirado na malha de 1 e 0,5 mm, respectivamente. Porém, a modelagem da cinética da hidrólise através do parâmetro de $DQO_{FILTRADA}$ mostrou-se frágil, devido aos maiores valores de desvio padrão, baixos ajustes das curvas de tendência (valores de R^2) e a aparente interdependência entre os valores de K e a massa inicial.

Quando avaliado o decaimento de $DQO_{PARTICULADA}$, a taxa de hidrólise foi ligeiramente maior no esgoto bruto, com taxa de hidrólise de $0,0528 \pm 0,0080 \text{ d}^{-1}$, sendo que os esgotos peneirados na malha de 1 e 0,5 mm apresentaram, respectivamente, valores de K de $0,0438 \pm 0,0091 \text{ d}^{-1}$ e $0,0470 \pm 0,0108 \text{ d}^{-1}$.

Já as constantes cinéticas obtidas no modelo aplicado ao decaimento de SSV foram semelhantes para os esgotos bruto, bruto peneirado na malha de 1 mm e na malha de 0,5 mm, apresentando valores de $0,0446 \pm 0,0104 \text{ d}^{-1}$, $0,0472 \pm 0,0079 \text{ d}^{-1}$ e $0,0436 \pm 0,0091 \text{ d}^{-1}$, respectivamente.

Vale ressaltar que não existiram grandes variações das constantes de hidrólise estimadas pela cinética modelada a partir dos parâmetros de $DQO_{PARTICULADA}$ e SSV. Além do mais, os

valores de K para estes distintos modelos foram bem semelhantes, inferindo que a hidrólise da matéria orgânica pode ser aferida por qualquer um destes parâmetros.

O estudo ressalta a importância dos aspectos físicos de retenção dos sólidos nos reatores anaeróbios, já que as constantes de hidrólise obtidas fornecem valores de conversão do material particulado da ordem de apenas 1%, considerando o TDH usualmente aplicado (7 horas). Ou seja, para que ocorra a degradação da matéria orgânica afluyente é necessário que as partículas sejam fisicamente retidas por adsorção, sedimentação ou aderidas ao leito de lodo, e permaneçam no interior do reator por um tempo de retenção superior ao tempo de detenção hidráulica. Nas condições do estudo (temperatura de 30°C e reator de batelada), o tempo necessário para remoção de 80% da matéria orgânica particulada, em média, seria de aproximadamente 30 dias.

7 INFLUÊNCIA DA ALTERAÇÃO DA DTP DO ESGOTO BRUTO NA ATIVIDADE METANOGÊNICA ESPECÍFICA (AME) DE LODOS ANAERÓBIOS

7.1 Introdução

Efluentes contendo elevadas concentrações de sólidos suspensos reduzem a atividade metanogênica do lodo devido ao acúmulo destes compostos na manta de lodo. De acordo com Aiuk *et al.* (2006), os sólidos suspensos podem comprometer o tratamento anaeróbio por diminuir a atividade da biomassa no que tange a adsorção e interceptação, limitar a transferência de substratos, induzir a formação de camadas de espuma, inibir a granulação e aumentar o crescimento da biomassa, resultando na necessidade freqüente de descarte do lodo nos reatores. Além disso, como o processo metanogênico é geralmente limitado pela taxa de hidrólise dos sólidos suspensos e orgânicos, a elevada concentração de material particulado pode retardar a formação de metano, devido à menor disponibilidade de produtos precursores da metanogênese (ANDREOLI *et al.*, 2003).

Assim, para evitar a deterioração da qualidade da biomassa e da sua conseqüência inerente, devido à quantidade elevada de DQO particulada contida nos efluentes, novas tecnologias são desenvolvidas, visando alterar o tamanho das partículas presentes no afluente (remoção ou “quebra” de sólidos suspensos).

Para avaliar a atividade microbiana anaeróbia, foram desenvolvidos testes a partir da caracterização da atividade metanogênica específica (AME), uma vez que os microrganismos produtores de metano são as principais espécies constituintes nos grânulos anaeróbios (LIU & TAY, 2004). A atividade metanogênica pode ser definida como a capacidade máxima de produção de metano por um consórcio de microrganismos anaeróbios, realizada em condições controladas de laboratório, para viabilizar a atividade bioquímica máxima de conversão de substratos orgânicos a biogás. A determinação da capacidade do lodo anaeróbio em produzir metano é importante porque a remoção de elétrons equivalentes, ou seja compostos reduzidos causadores de DQO, da água residuária a ser tratada só ocorrerá de fato com a formação do metano, que por ser praticamente insolúvel em água, escapa facilmente da fase líquida (AQUINO *et al.*, 2007). Desta forma, a AME tem se mostrado importante no sentido de classificar o potencial da biomassa na conversão de substratos solúveis em metano e gás

carbônico e, como tal, constitui-se ainda em uma importante ferramenta para o controle operacional de reatores anaeróbios. A atividade metanogênica pode também indicar efeitos tóxicos ou inibidores do lodo anaeróbio, bem como estabelecer o grau de degradabilidade de diversos substratos, avaliar parâmetros cinéticos e monitorar mudanças da atividade do lodo, devido a possível acumulação de materiais inertes, após longos períodos de operação de reatores (LIU & TAY, 2004).

O estudo avaliou a AME do lodo de um reator UASB precedido de uma unidade de peneiramento forçado (UPF), objetivando avaliar a influência da alteração da distribuição do tamanho de partículas (DTP) na atividade microbiana.

7.2 Objetivo

- Avaliar a influência da alteração da distribuição do tamanho de partículas na atividade metanogênica específica da biomassa presente em reatores UASB.

7.3 Hipótese

A diminuição do tamanho das partículas que adentram o reator possibilita o desenvolvimento de um lodo com maior percentual de biomassa ativa, podendo resultar em uma maior atividade Atividade Metanogênica Específica (AME).

7.4 Material e métodos

7.4.1 Aparato experimental

Para alcançar os objetivos da pesquisa foram concebidos dois reatores UASB, idênticos, todavia um dos reatores (reator R2) era precedido de uma UPF. Os detalhes e as informações acerca da UPF e dos reatores UASB são apresentados nos capítulos 5 e 8, respectivamente.

7.4.2 Parâmetros de monitoramento

O monitoramento do sistema envolvia as análises de DQO e SS, com frequência de duas vezes por semana, a partir de amostras compostas ao longo de 24 horas, para os esgotos bruto e bruto peneirado, bem como para os efluentes dos dois reatores.

Foram ainda realizadas, quinzenalmente, análises de ST e STV do lodo dos reatores. As amostras eram coletadas em diferentes alturas do compartimento de digestão do reator, como mostra a Figura 7.1.



Figura 7.1: Altura dos pontos de coleta de amostragem do lodo dos reatores UASB

Todas as análises foram feitas de acordo com os procedimentos descritos no *Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater* (AWWA/APHA/WEF, 1998).

7.4.3 Fases operacionais

Os reatores UASB foram operados em 5 diferentes fases operacionais (para mais detalhes, ver item 8.4), sendo que os testes de AME foram incorporados ao monitoramento do sistema apenas a partir da Fase 3. As condições operacionais dos reatores UASB, nas fases 3, 4, 5A e 5B, são apresentadas na Tabela 7.1.

Tabela 7.1 – Principais condições operacionais dos reatores UASB nas fases 3, 4, 5A e 5B

Características do reator e operacionais	Fase 3	Fase 4	Fase 5A	Fase 5B*
TDH médio (horas)	5,0	9,0	7,0	7,0
Velocidade ascensional (m/h)	1,10	0,50	0,71	0,71

*Nesta fase foi inserido um meio suporte no compartimento de decantação (reator híbrido)

Cabe ressaltar que, a fim de possibilitar as adaptações no reator entre uma fase e outra, a biomassa permanecia fora do reator, sem alimentação contínua de esgoto, por cerca de 30 dias.

7.4.4 Testes de AME

As amostras de inóculo utilizadas no teste são compostas pelo lodo retirado dos reatores nas alturas 0,05 e 0,65 m (duas torneiras de fundo). O teste foi realizado em frascos de vidro de 110 mL, fechados por septos de borracha e lacres metálicos. Cola de silicone foi utilizada para vedação dos frascos após a coleta do biogás. A agitação era orbital e contínua, realizada por uma incubadora/agitador Marconi, ajustada para 200 rpm e temperatura igual a 30°C (Figura 7.2). Para imposição de um ambiente anaeróbico realizou-se a lavagem da atmosfera do frasco-reator com um gás inerte – uma mistura de nitrogênio e gás carbônico (70 e 30%, respectivamente).



Figura 7.2: Incubação do Teste de AME

Todas as análises foram feitas em triplicata e acompanhadas do controle (branco), em duplicata, que reproduz o teste com água destilada em substituição ao substrato. Utilizou-se acetato (acetato de sódio) como única fonte de carbono e energia (concentração de 2 g acetato/L). O volume de biomassa foi variável, com a finalidade de se obter uma concentração de cerca de 0,5 g SV/L, resultando numa relação A/M igual a 4.

Visando o bom desenvolvimento da comunidade microbiana do lodo, foi acrescido uma solução de macro- (fósforo, nitrogênio, ferro e enxofre) e micro-nutrientes (traços de metais) e fonte de alcalinidade, conforme a Tabela 7.2.

Tabela 7.2 – Composição da solução de nutrientes utilizada nos testes de AME

Solução	Composto	Concentração
Macronutrientes (volume de 100 mL em 1L de solução)	KH_2PO_4	1,50 mg/L
	K_2HPO_4	6,50 mg/L
	NH_4Cl	5,00 mg/L
	$\text{Na}_2\text{S}\cdot 9\text{H}_2\text{O}$	0,50 mg/L
	$\text{CaCl}_2\cdot 2\text{H}_2\text{O}$	1,00 mg/L
	$\text{MgCl}_2\cdot 6\text{H}_2\text{O}$	1,00 mg/L
Micronutrientes (volume de 1 mL em 1 L de solução)	$\text{FeCl}_3\cdot 6\text{H}_2\text{O}$	2,00 mg/L
	ZnCl_2	0,05 mg/L
	$\text{CuCl}_2\cdot 2\text{H}_2\text{O}$	0,03 mg/L
	$\text{MnCl}_2\cdot 4\text{H}_2\text{O}$	0,50 mg/L
	$(\text{NiCl}_2)\cdot 6\text{H}_2\text{O}$	0,05 mg/L
	AlCl_3	0,05 mg/L
	$\text{CoCl}_2\cdot 6\text{H}_2\text{O}$	2,00 mg/L
	H_3BO_3	0,01 mg/L
	HCl	1 mL/L

Fonte: Souto *et al.* (2007)

A produção do gás no interior do frasco gera um acréscimo de pressão, possibilitando a determinação do volume de biogás com o uso de uma seringa graduada de vidro esmerilhado umedecida para minimização da força de atrito entre o êmbolo e o corpo da seringa. Ao conectar a seringa ao frasco, por meio de uma agulha, a pressão interna do frasco iguala-se a pressão atmosférica (considerando-se o atrito entre êmbolo e seringa próximo a zero) – o volume de biogás produzido ocupa a seringa graduada, podendo, então, ser medido. A coleta de gás pode ser visualizada na Figura 7.3. Este é um método simples, capaz de considerar baixas produções de biogás e permite determinar a AME com baixas concentrações de substrato, sendo que sua precisão depende da graduação da seringa.

Após a medição, a caracterização do biogás e quantificação do metano presente foi feita com o uso do Cromatógrafo Perkin Elmer AutoSystem XL (cromatografia a gás) equipado com coluna cromatográfica tipo Molecular Sieve e detector de condutividade térmica.



Figura 7.3: Coleta de gás por seringa de vidro graduada

O teste era interrompido quando a produção acumulada de metano tornava-se constante. A atividade metanogênica foi, então, calculada a partir das taxas de produtividade máxima de metano ($\text{gDQO-CH}_4/\text{gSTV.dia}$).

7.4.5 Análises estatísticas

A fim de avaliar a igualdade da tendência central dos resultados de AME, foram utilizados os testes não paramétricos *T de Wilcoxon*, segundo as mesmas considerações relatadas nos capítulos anteriores.

7.5 Resultados e discussão

7.5.1 Efeito da alteração da DTP do esgoto bruto na atividade metanogênica específica

A Figura 7.4 apresenta os resultados obtidos dos testes de AME realizados. Para auxiliar na discussão dos resultados, insere-se o conceito de Potencial Metanogênico (PM), que consiste em multiplicar o valor obtido no teste de AME pela massa de sólidos voláteis contida no reator. A Figura 7.5 apresenta os resultados do PM e a eficiência de remoção de $\text{DQO}_{\text{TOTAL}}$ dos reatores, enquanto a Figura 7.6 mostra as condições do lodo (concentração de STV)

aferida nos reatores e a concentração efluente de SSV. Vale destacar que as condições dos testes de AME são diferenciadas das condições dos reatores, principalmente quanto a temperatura e substrato, o que implica em ressalvas quando comparados os resultados do teste de AME com os dados obtidos na operação dos reatores.

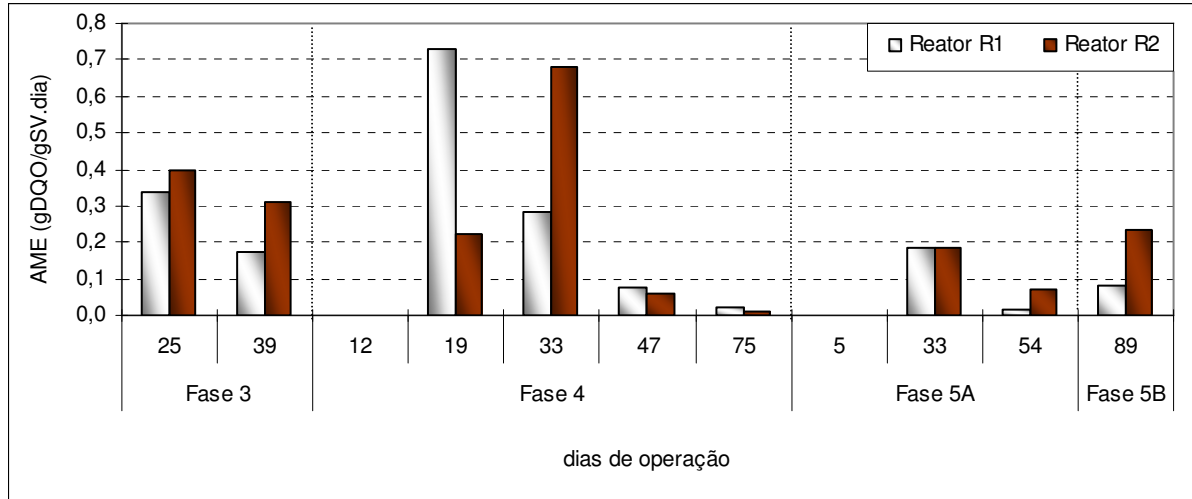


Figura 7.4: Resultados dos testes de AME do lodo dos reatores

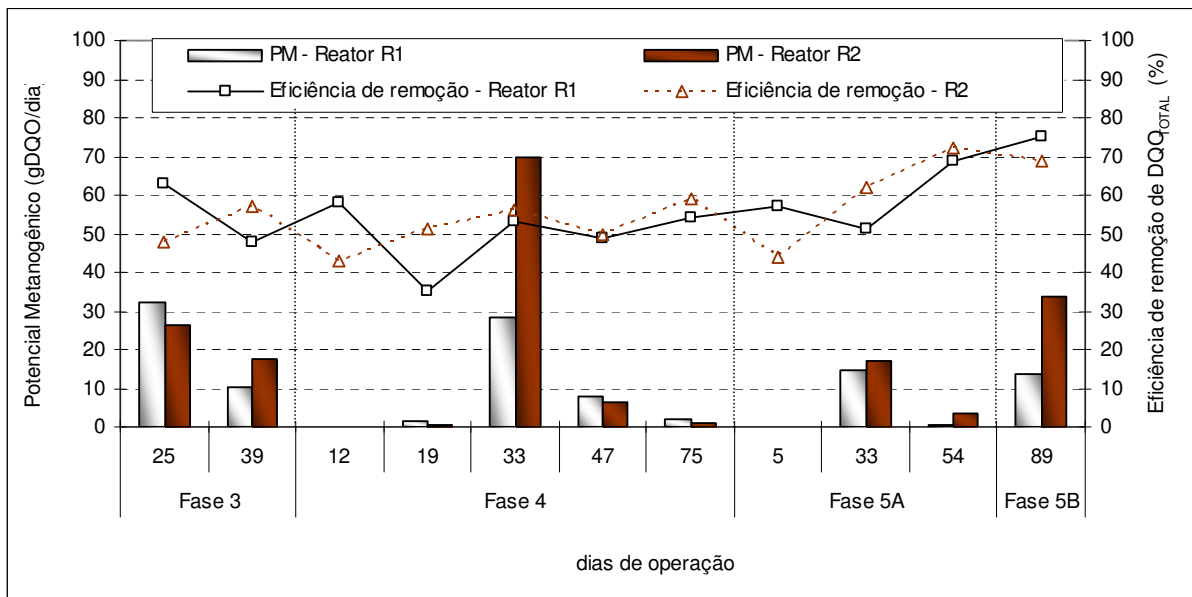


Figura 7.5: Potencial Metanogênico do lodo e eficiência dos reatores

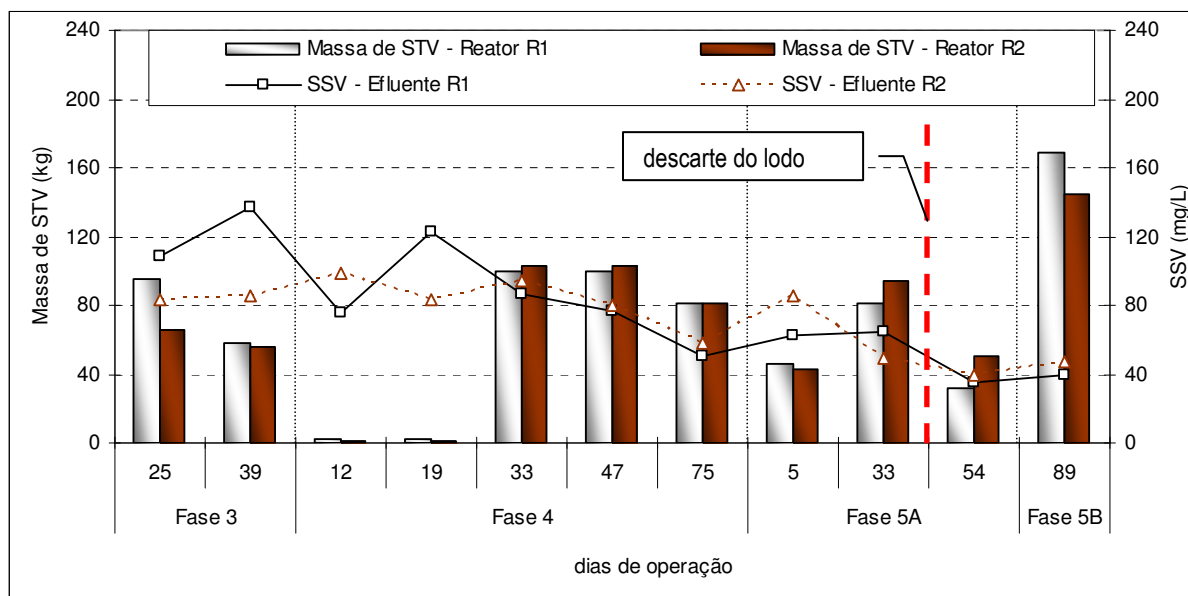


Figura 7.6: Massa de STV dos reatores e concentração efluente de SSV

Na Fase 3, cujas condições operacionais não eram favoráveis (baixo TDH e alta velocidade ascensional), o reator R2 apresentou maior AME, comprovada pelos testes estatísticos. Como o reator apresentava menor quantidade de STV, conclui-se que a manta de lodo do reator precedido da UPF era constituído, em sua maioria, por biomassa mais ativa e menor quantidade de sólidos orgânicos. Conseqüentemente, o Potencial Metanogênico do reator R2 (17,3 g DQO/dia) foi superior ao do reator controle (10,2 g DQO/dia), no final da fase. Estes resultados refletiram-se no desempenho dos reatores, que apresentaram eficiência de remoção de DQO_{TOTAL} de 57 e 48%, para os reatores R2 e controle, respectivamente.

Além disso, o lodo apresentou indícios de ter melhores características de sedimentabilidade, já que houve menor perda de SSV no efluente e os STV concentraram-se no fundo do reator, como mostra o perfil de lodo (Figura 7.7).

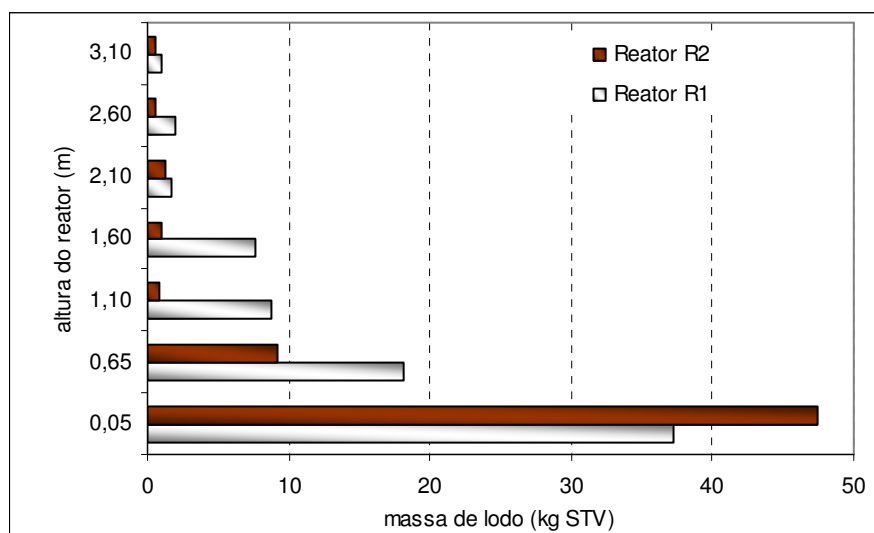


Figura 7.7: Perfil de STV nos reatores – fase 3

Com o período de transição entre as fases 3 e 4, a AME detectada no dia 12 foi nula, indicando a readaptação da biomassa, começando pelos organismos hidrolíticos e acidogênicos. Como a quantidade de lodo inoculada nos reatores na fase 4 foi muito pequena (de 2,3 e 1,2 kg STV, para os reatores R1 e R2, respectivamente), inferior ao mínimo requerido, de aproximadamente 37 kg STV, observa-se que, após o período de readaptação das arqueias, houve um expressivo aumento da atividade metanogênica. Os reatores, mesmo apresentando menor massa de lodo, conseguiram manter a estabilidade do reator, devido à elevada atividade metabólica da biomassa, retratando a resistência do lodo anaeróbio a elevadas cargas orgânicas.

No 19º dia da fase 4, o reator controle apresentou AME de 0,73 g DQO/g SV.dia, enquanto a AME do reator R2 foi de 0,23 g DQO/g SV.dia. Mesmo assim, a baixa concentração de STV nos reatores resultou em baixos valores de PM (1,7 e 0,3 g DQO/dia, para os reatores R1 e R2, respectivamente).

Já no 33º dia de operação, o reator controle apresentou uma queda no valor aferido da AME, que passou a ser de 0,28 g DQO/g STV.dia, enquanto os resultados mostraram uma AME do reator precedido da UPF da ordem de 0,68 g DQO/g STV.dia. Como houve um crescimento considerável da quantidade de STV e a massa era aproximadamente 100 kg STV em ambos reatores (Figura 7.6), infere-se que a manta de lodo do reator R2 era constituída de uma biomassa mais ativa, resultando, deste modo, em um PM bem superior ao do reator controle, como visto na Figura 7.5.

A partir de então (47º dia), verifica-se uma queda representativa da AME dos dois reatores e, como a concentração de STV permaneceu a mesma, conseqüentemente, houve uma baixa do PM da manta de lodo. Deduz-se, então, que após a readaptação da biomassa, começou a ocorrer o acúmulo de lodo inativo (sólidos orgânicos que não correspondem à biomassa), mostrando que, só então, a manta de lodo intensificou sua capacidade de retenção do material particulado afluyente. A queda na concentração efluente de SSV a partir deste dia (Figura 7.6) corroboram para esta conclusão.

É interessante ressaltar que houve uma adaptação mais retardada do reator precedido da UPF. Talvez, a carga orgânica volumétrica aplicada (relação A/M) e o tamanho reduzido das partículas que adentram o reator tenham dificultado a adsorção do material particulado, pela biomassa, prejudicando a degradação anaeróbia e, conseqüentemente, a disponibilidade de subprodutos necessários ao crescimento celular.

Outro fator que se pode destacar nesta fase refere-se ao perfil de sólidos no reator, conforme a Figura 7.8, que mostra uma dispersão maior de STV no reator R2, comparado ao reator controle.

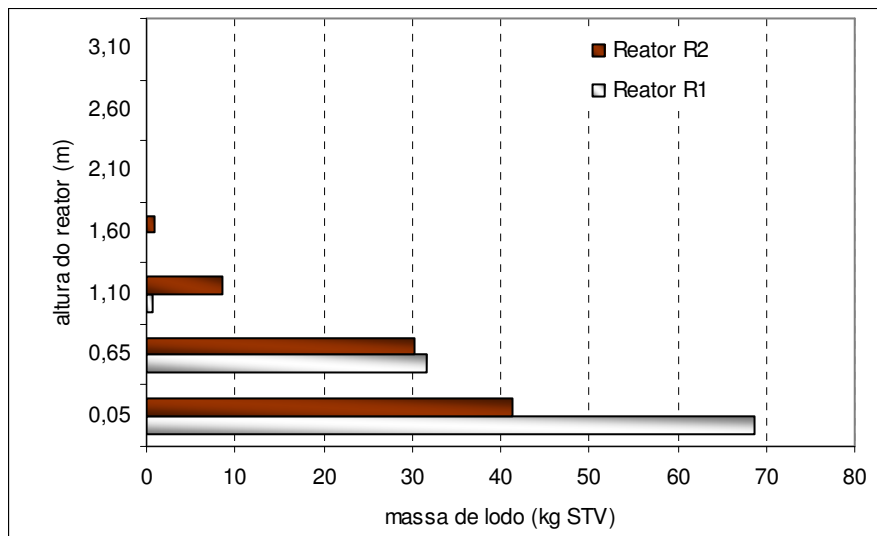


Figura 7.8: Perfil de STV nos reatores – fase 4

Vale lembrar que as fases 3 e 4 se caracterizaram, respectivamente, pela elevada carga hidráulica e biológica. O trabalho desenvolvido por Silva *et al.* (2007) caracterizou qualitativamente, durante as quatro primeiras fases da pesquisa (Fases 1, 2, 3 e 4 – ver item 8.4.3), as populações microbianas destes dois reatores por técnicas de biologia molecular (DGGE). Suas conclusões foram que as mudanças operacionais impostas aos reatores não

alteraram a estrutura da comunidade de bactérias dentro do reator, indicando uma estabilidade da biomassa como uma resposta adaptativa da comunidade bacteriana durante o tratamento do esgoto. Já Abreu (2007), analisando especificamente a comunidade de arqueias metanogênicas, observou leves flutuações populacionais nas Fases 3 e 4, sugerindo que algumas arqueias foram mais ativas nestas fases.

De acordo com Liu & Tay (2004), reatores anaeróbios operados com alta velocidade ascensional e TDH reduzido exercem uma pressão seletiva sobre a comunidade microbiana. Além disso, elevada taxa de carga orgânica aplicada durante a partida dos reatores mantém o crescimento microbiano, sem que haja inanição da biomassa. Perante o exposto, é possível que tenha ocorrido uma seleção da comunidade microbiana nos reatores em estudo, durante a Fase 3, e o aumento da relação A/M (em função da pequena quantidade inicial de biomassa nos reatores) imposta pela Fase 4, na partida do sistema, permitiu o desenvolvimento desta biomassa selecionada.

Os trabalhos de Silva *et al.* (2007) e Abreu (2007) mostraram, no entanto, que a unidade de pré-tratamento não interferiu, aparentemente, no desenvolvimento da comunidade microbiana, apresentando resultados qualitativos semelhantes ao do reator controle.

No início da fase 5A, novamente, o lodo apresentou AME nula, devido à sua readaptação às condições operacionais após o período de transição. Com um mês de operação, os reatores apresentaram AME semelhantes (aproximadamente 0,18 g DQO/g STV.dia), porém, uma maior concentração de lodo no reator R2 determinou um PM ligeiramente superior neste reator (17,3 g DQO/dia contra 14,9 g DQO/dia). Após o descarte do lodo, a AME do reator precedido da UPF apresentou melhores resultados e também maior massa de STV, indicando que a população de microrganismos que permaneceu no reator era possivelmente mais ativa do que no reator controle. Estas características da biomassa podem ter refletido no melhor desempenho do reator precedido da UPF, durante a fase 5A, como mostra a série histórica da eficiência de remoção de DQO_{TOTAL} dos reatores na Figura 7.9.

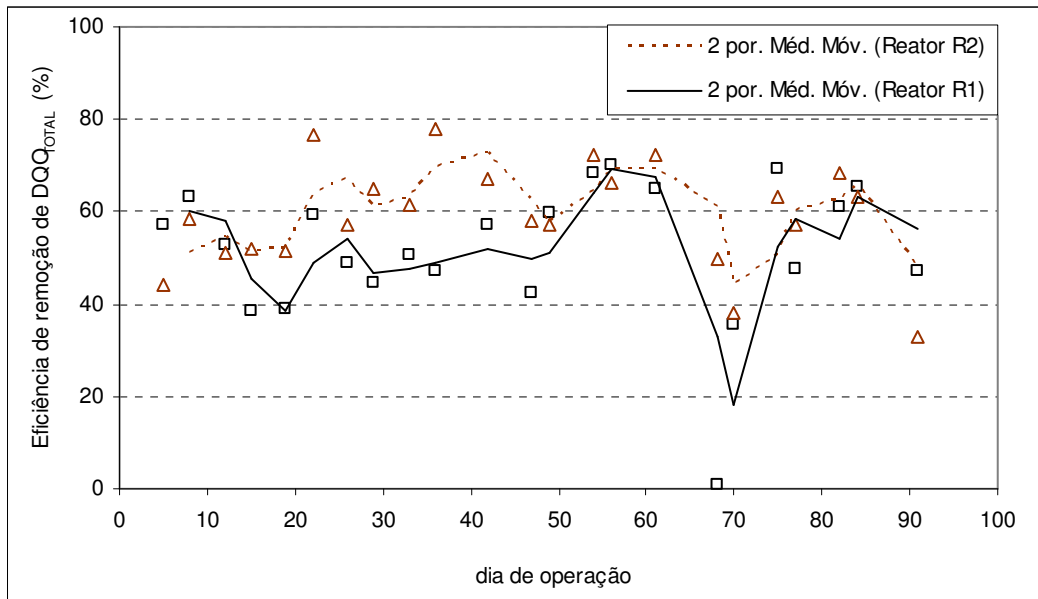


Figura 7.9: Série histórica da eficiência de remoção de DQO_{TOTAL} dos reatores – fase 5A. Aliado a estas discussões, tem-se o perfil de lodo que, como na fase 3, apresentou maior concentração de STV no fundo do reator, conforme Figura 7.10, indicando que o lodo voltou a ter boas características de sedimentabilidade, assim como o lodo do reator controle.

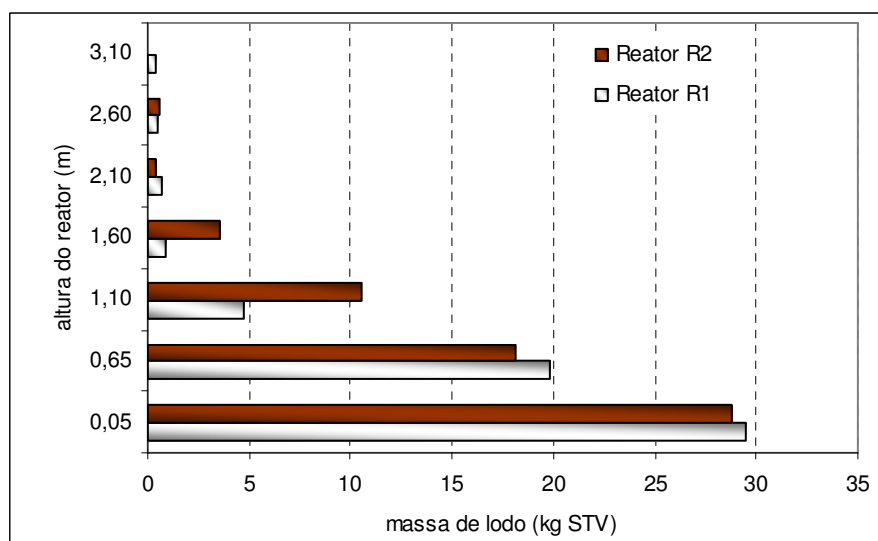


Figura 7.10: Perfil de STV nos reatores – fase 5A

Com a inserção do meio suporte no compartimento de decantação (fase 5B), houve um aumento da AME, concomitante a um acréscimo excessivo de STV e mudança expressiva no perfil de lodo dos reatores (Figura 7.11).

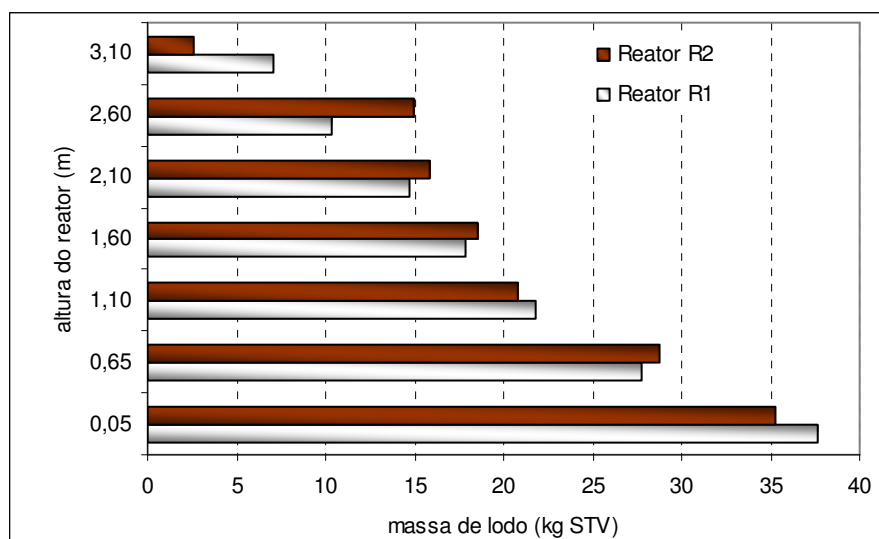


Figura 7.11: Perfil de STV nos reatores – fase 5B

A AME do reator precedido da UPF (0,23 g DQO/g STV.dia) foi bastante superior à do reator R1 (0,08 g DQO/g STV.dia), não apresentando a mesma proporção em termos de massa de STV (144 e 169 kg STV, respectivamente). Com isto, o Potencial Metanogênico do reator controle foi inferior (13,6 g DQO/dia) ao do reator R2 (33,7 g DQO/dia). Todavia, a eficiência de remoção de DQO_{TOTAL} do reator controle foi melhor (75%) que a do reator precedido da UPF (69%), provavelmente devido à maior capacidade de retenção física da biomassa no reator, proporcionada pela inserção do meio suporte.

7.6 Conclusões

Os resultados da pesquisa apontam conclusões importantes acerca da influência da redução do tamanho das partículas que adentram o reator.

Após duas fases operacionais que permitiram a adaptação às novas condições cinéticas, a AME da biomassa presente no reator precedido da UPF (0,31 g DQO/g STV.dia) foi superior à do reator controle (0,18 g DQO/g STV.dia), bem como o valor calculado do PM, que foi de 17,3 g DQO/dia, para o reator R2, e 10,2 g DQO/dia, para o reator R1, quando operados sob condições desfavoráveis (fase 3: TDH = 5 h, velocidade ascensional = 1,10 m/h). Além disso, o lodo do reator precedido da UPF apresentou indícios de ter melhores características de sedimentabilidade, conforme o perfil de STV. Como houve uma perda excessiva de SSV no efluente, é possível que este choque hidráulico tenha 'lavado' a biomassa, permitindo, assim, a seleção da comunidade microbiana presente no lodo dos reatores.

A fase operacional seguinte (Fase 4), caracterizada pela alta carga biológica aplicada (elevada relação A/M), favoreceu o desenvolvimento desta biomassa. Porém, nesta fase, os testes de AME mostram que o reator controle apresentou resultados melhores, bem como uma adaptação mais rápida da biomassa.

Com o desenvolvimento desta biomassa selecionada e sob condições usuais de operação dos reatores (Fase 5A: TDH = 7 h, velocidade ascensional = 0,71 m/h), os valores de AME e PM do lodo do reator precedido da unidade de pré-tratamento (0,072 g DQO/g STV.dia e 3,6 g DQO/dia, respectivamente) foram substancialmente superiores aos resultados do reator controle (0,018 g DQO/ g STV.dia e 0,6 g DQO/dia, respectivamente), após o descarte do lodo de excesso.

Na Fase 5B, quando os reatores foram hibridizados e operados sob as mesmas condições da Fase 5, novamente a AME do reator precedido da UPF (0,23 g DQO/g STV.dia) foi superior à do reator controle (0,08 g DQO/g STV.dia), assim como o Potencial Metanogênico (33,7 g DQO/dia, para o reator R2, e 13,6 g DQO/dia, para o reator R1).

Perante estas constatações, há indícios que a hipótese que o peneiramento forçado permitiu o desenvolvimento de uma biomassa mais ativa foi confirmada. Porém, estas qualidades só são alcançadas a partir da adaptação, seleção e desenvolvimento da comunidade microbiana, conseqüentes das alterações nas condições cinéticas e operacionais. Estes benefícios podem refletir no sucesso do processo de digestão anaeróbia, fazendo com que o sistema de tratamento apresente uma alta eficiência na remoção de DQO e possa resistir a choques de carga hidráulica e orgânica (FUKUZAKI *et al.*, 1995; BHUNIA & GHANGREKAR, 2007).

Outro ponto interessante levantado no estudo refere-se à resistência e resposta adaptativa da comunidade microbiana anaeróbia perante choques hidráulicos e orgânicos, que conseguiram manter a estabilidade do reator.

8 INFLUÊNCIA DA ALTERAÇÃO DA DTP DO ESGOTO BRUTO DOMÉSTICO NO DESEMPENHO DE UM SISTEMA ANAERÓBIO DE TRATAMENTO (REATOR UASB)

8.1 Introdução

Os reatores anaeróbios de fluxo ascendente e manta de lodo - reatores UASB - representam um grande avanço na aplicação da tecnologia anaeróbia para tratamento direto de águas residuárias, e se mostram de grande aplicabilidade devido às suas inúmeras vantagens, das quais se destacam os baixos custos de implantação e operação; simplicidade operacional; baixos requisitos de área; reduzido consumo de energia; e boa eficiência na remoção da matéria orgânica carbonácea (VON SPERLING, 2005).

Todavia, um fato que pode limitar a digestão anaeróbia e reduzir a eficiência global do sistema de tratamento é a presença de material particulado no afluente. A matéria orgânica particulada pode contribuir significativamente para a demanda química de oxigênio (DQO) efluente de reatores UASB, e pode ser constituída tanto de biomassa arrastada do reator ou de material particulado originalmente presente no afluente. Ainda que a maior parte da matéria orgânica particulada presente no esgoto bruto seja biodegradável, a degradação apenas parcial desse material pode ocorrer devido a vários fatores. A presença de caminhos preferenciais na manta de lodo do reator UASB caracterizaria um curto-circuito hidráulico, o que diminuiria o tempo de detenção hidráulica (TDH), diminuindo conseqüentemente o tempo de contato entre a biomassa e potenciais substratos. Além do mais, a elevada presença de materiais particulados no afluente pode dificultar a hidrólise destes compostos limitando a degradação da matéria orgânica, uma vez que a hidrólise, etapa inicial da decomposição anaeróbia, ocorre, normalmente, de forma mais lenta que as reações subseqüentes (VAVILIN *et al.*, 1996). Elmitwalli *et al.* (2001) afirmam que, em reatores anaeróbios, as partículas somente são convertidas pela hidrólise depois de serem fisicamente removidas por adsorção, sedimentação ou aderidas ao leito de lodo. Conseqüentemente, requer-se maiores TDH para a completa solubilização da matéria orgânica em sistemas de tratamento de efluentes com elevadas concentrações de sólidos suspensos.

Portanto, a presença de material particulado no efluente dificulta o atendimento aos requisitos da legislação ambiental brasileira, e por isso é importante conceber sistemas de tratamento

que favoreçam a sua degradação em reatores anaeróbios. Levine *et al.* (1991) defendem que, para que se obtenha melhor desempenho das unidades de tratamento de esgoto, é importante a inclusão de etapas anteriores que possibilitam selecionar uma faixa de tamanhos de partículas que ofereçam vantagem à cinética do processo biológico de tratamento. Em seus estudos, os autores constataram que a filtração de efluentes primários antes de reatores biológicos resultava em maiores taxas de degradação devido à redução do tamanho das partículas no afluente desses reatores.

Dentre as diversas tecnologias de pré-tratamento visando alterar a distribuição do tamanho de partículas da material orgânico particulado afluente, destacam-se os processos físicos e químicos, como desintegração por ultra-som e coagulação química. A adoção de tais medidas, no entanto, implicam em custos adicionais, como por exemplo, energia, equipamentos, produtos químicos, manejo de lodo ou resíduos, etc.

Cabe ressaltar que a distribuição do tamanho de partículas nos esgotos influencia também os aspectos físicos nos reatores, uma vez que a dimensão das partículas influencia as taxas de sedimentação, adsorção e difusão (LEVINE *et al.*, 1985). Por exemplo, nos tratamentos anaeróbios de alta taxa, a DQO coloidal dos esgotos domésticos é removida em taxas menores que sob condições aeróbias devido à baixa retenção física das partículas coloidais que, em tese, permanecem dentro dos reatores apenas pelo tempo equivalente ao tempo de detenção hidráulica (WANG *et al.*, 1995; ELMITWALLI *et al.*, 2001).

O cerne do trabalho envolve o estudo de um sistema alternativo de pré-tratamento do esgoto bruto doméstico, visando a melhoria do desempenho e o aumento da eficiência de remoção de material particulado nos reatores UASB. O projeto consiste na concepção de uma unidade de peneiramento forçado (UPF), e baseia-se na hipótese de que a diminuição do tamanho médio de partículas da matéria orgânica afluente pode resultar em um aumento da taxa de hidrólise do material particulado, e aumentar, conseqüentemente, as taxas de conversões metabólicas subseqüentes, melhorando a eficiência dos reatores UASB e a qualidade do efluente.

8.2 Objetivos

- Avaliar o efeito da alteração da distribuição do tamanho de partículas do esgoto bruto no desempenho de um reator UASB tratando esgotos domésticos.

8.3 Hipótese

A diminuição do tamanho das partículas que adentram o reator possibilita o aumento da taxa de hidrólise do esgoto bruto peneirado, prontificando os processos de conversão subsequentes e desenvolvendo uma biomassa mais ativa. Em decorrência, haverá a redução da DQO_{TOTAL} do efluente do reator, mantendo-se o mesmo tempo de detenção hidráulica. Além disso, a parcela particulada da DQO efluente será menor, quando comparado ao efluente do reator tratando esgoto bruto.

8.4 Material e métodos

8.4.1 Aparato experimental

Para testar os eventuais benefícios do pré-tratamento do esgoto bruto na melhoria da eficiência do sistema de tratamento foram concebidos dois reatores UASB, geminados e idênticos, implantados, em escala de demonstração, na ETE Experimental UFMG/COPASA construída junto à ETE Arrudas, em Belo Horizonte. As unidades foram alimentadas com esgoto doméstico afluente à ETE Arrudas, após ter passado pelas unidades de tratamento preliminar (gradeamento médio e desarenadores), através de linhas de sucção paralelas equipadas com bombas similares que permitiam a variação da vazão afluente ao reator. A UPF, já descrita no capítulo anterior, operava a montante de um dos reatores (reator R2), permitindo a análise comparativa com o reator controle (reator R1), conforme o fluxograma do aparato experimental, apresentado na Figura 8.1.

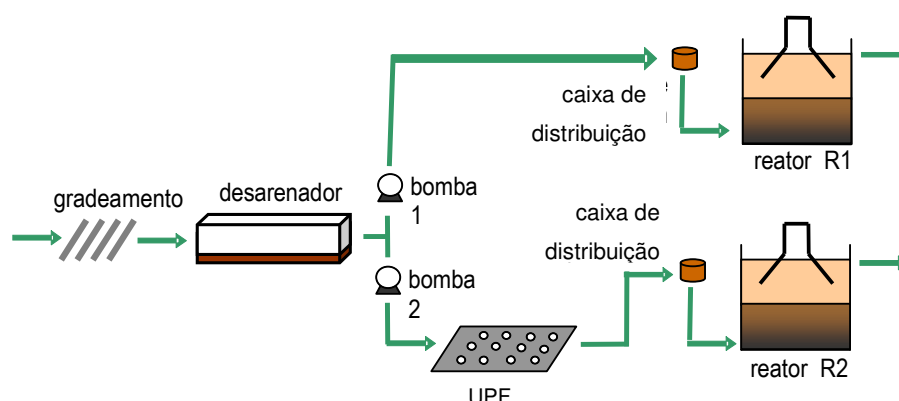


Figura 8.1: Fluxograma do aparato experimental

8.4.2 Reatores UASB

Os dois módulos contíguos de reatores UASB construídos em aço com volume de 14m^3 e dimensões internas úteis de $1,75 \times 1,75 \times 6,0 \text{ m}$ (Figura 8.2) foram projetados com flexibilidade para testar diferentes configurações do compartimento de digestão, obtidas por meio da construção, entre uma etapa operacional e outra, de paredes internas falsas, como mostra a Figura 8.3. Com isto, foram avaliadas as áreas de influência de tubos distribuidores de $3,06$ e $2,25 \text{ m}^2$.



Figura 8.2: Vista dos reatores UASB

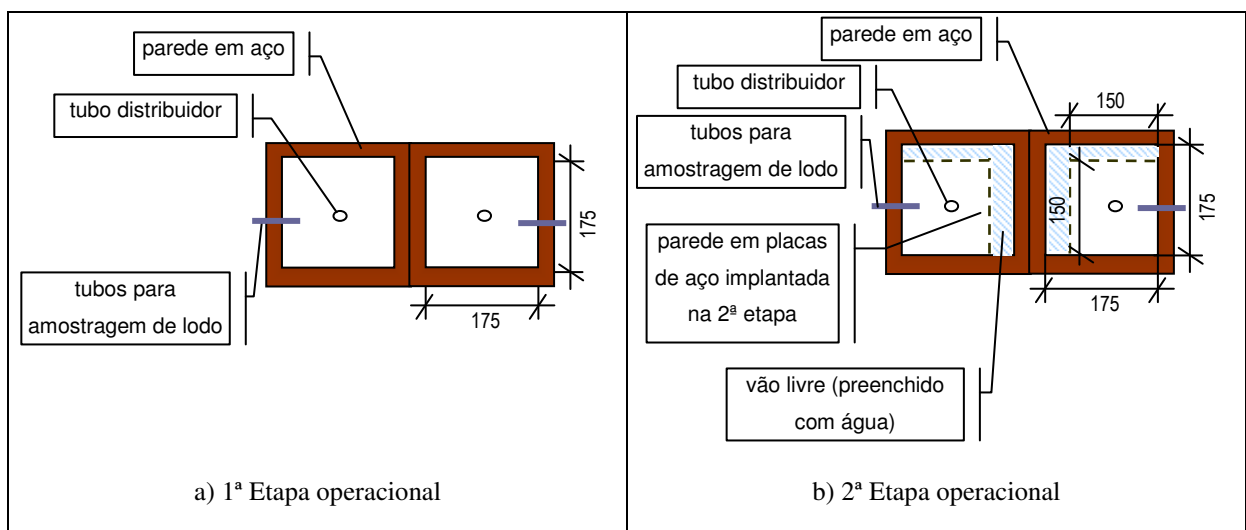


Figura 8.3: Esquema dos reatores UASB em planta – configurações das seções transversais

Também foram avaliadas, para cada etapa, diferentes alturas do reator (altura total útil), mostradas na Figura 8.4, que variaram de acordo com as condições hidráulicas aplicadas, abordadas no item 8.4.3 – Fases operacionais.

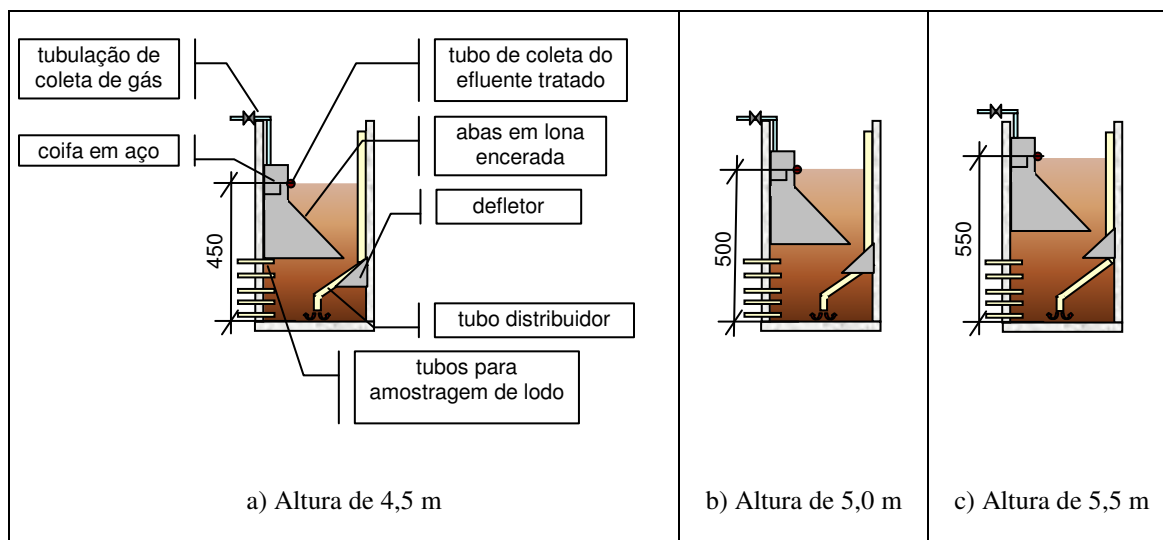


Figura 8.4: Esquema dos reatores UASB em corte – configurações das alturas do reator

8.4.3 Fases operacionais

A operação do reator foi dividida em duas etapas, caracterizadas pelas diferentes seções transversais, e cada etapa, por sua vez, foi subdividida em três fases operacionais definidas em função das diferentes velocidades ascensionais e tempos de detenção hidráulica (TDH), conforme Tabela 8.1. A Fase 5 foi desmembrada em duas, devido à hibridização dos reatores (Fase 5B), com a inclusão de meio suporte plástico (aparas de conduíte) no compartimento de decantação dos reatores. Cabe ressaltar que não foram simuladas variações horárias, mantendo a vazão constante durante toda a operação do sistema.

Tabela 8.1– Principais características dos reatores UASB e condições operacionais

Características do reator e condições operacionais	Etapa 1			Etapa 2		
	Fase 1	Fase 2	Fase 3	Fase 4	Fase 5A	Fase 5B*
Seção transversal (m)	1,75 x 1,75			1,50 x 1,50		
Área (m ²)	3,06			2,25		
Altura útil (m)	4,5	5,0	5,5	4,5	5,0	5,0
Volume útil (m ³)	13,8	15,3	16,8	10,1	11,3	11,3
Equivalente populacional (hab)	308	442	675	226	322	322
Vazão média (L/s)	0,43	0,61	0,94	0,31	0,45	0,45
TDH médio (horas)	9,0	7,0	5,0	9,0	7,0	7,0
Velocidade ascensional (m/h)	0,50	0,71	1,10	0,50	0,71	0,71
Duração (dias)	70	64	53	77	91	103

*Nesta fase foi inserido um meio suporte no compartimento de decantação (reator híbrido)

8.4.4 Parâmetros de monitoramento e caracterização dos efluentes

O monitoramento do sistema envolveu as análises de DQO e SS, com frequência de duas vezes por semana, a partir de amostras compostas ao longo de 24 horas, para os esgotos bruto e bruto peneirado, bem como para os efluentes dos dois reatores. Foram ainda realizadas, quinzenalmente, análises de ST e STV no lodo dos reatores, em amostras coletadas ao longo da altura dos mesmos (0,05; 0,65; 1,10; 1,60; 2,10; 2,60 e 3,10m). As análises foram feitas de acordo com os procedimentos descritos no *Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater* (AWWA/APHA/WEF, 1998).

Para caracterização dos efluentes, além da determinação da parcela filtrada do parâmetro de DQO, foi realizado o fracionamento das amostras filtradas, com o objetivo de se determinar a distribuição de pesos moleculares dos compostos dissolvidos presentes nos efluentes. Para tanto, foi utilizada a metodologia de ultrafiltração, descrita no capítulo 5 deste documento.

8.4.5 Análises estatísticas

As análises estatísticas aplicadas para comparar a igualdade da tendência central das concentrações efluentes das unidades foram realizadas por meio do programa computacional *Statistica* – versão 6.0. Os testes não paramétricos utilizados foram o teste *T de Wilcoxon* e o teste de *Kruskal-Wallis ANOVA* e teste de medianas, seguindo as mesmas considerações relatadas no capítulo anterior.

8.5 Resultados e discussão

8.5.1 Efeito da alteração da DTP do esgoto bruto no desempenho do reator UASB

As Tabelas 8.2 e 8.3 apresentam a estatística descritiva dos resultados das análises de DQO e SS dos afluentes e efluentes, respectivamente.

Tabela 8.2 – Estatística descritiva dos resultados das análises de DQO e SS dos afluentes

Fase	Estatística	Concentração (mg/L)							
		DQO _{TOTAL}		DQO _{FILTRADA}		SST		SSV	
		EB*	EBp*	EB*	EBp*	EB*	EBp*	EB*	EBp*
Fase 1 vazão=0,43 L/s	Número de dados	11	11	11	11	9	9	9	9
	Média	350	394	170	147	193	226	151	177
	Mediana	359	407	166	149	205	233	153	190
	Mínimo	211	202	103	84	139	88	64	54
	Máximo	545	549	246	206	220	403	193	250
	Desvio padrão	113	121	47	38	28	86	40	58
Fase 2 vazão=0,61 L/s	Número de dados	10	10	10	10	14	14	14	14
	Média	444	436	167	168	171	201	142	159
	Mediana	458	437	166	184	168	196	144	161
	Mínimo	332	325	101	85	100	141	73	101
	Máximo	530	500	240	225	214	317	186	204
	Desvio padrão	65	60	57	45	30	42	30	27
Fase 3 vazão=0,94 L/s	Número de dados	9	9	9	9	11	11	11	11
	Média	446	431	173	140	215	226	177	181
	Mediana	399	403	178	144	217	209	169	178
	Mínimo	334	333	105	81	149	130	130	118
	Máximo	616	559	264	186	289	353	231	216
	Desvio padrão	113	74	46	32	35	56	27	30
Fase 4 vazão=0,31 L/s	Número de dados	11	11	11	11	11	11	11	11
	Média	425	405	157	135	208	187	169	155
	Mediana	430	405	157	138	208	196	162	159
	Mínimo	324	250	104	72	171	131	138	111
	Máximo	485	513	228	205	236	250	207	201
	Desvio padrão	43	75	32	35	21	33	20	30
Fase 5A vazão=0,45 L/s	Número de dados	16	16	16	16	16	16	16	16
	Média	358	371	131	139	172	183	140	145
	Mediana	385	372	121	129	176	179	149	141
	Mínimo	155	177	86	93	87	123	73	104
	Máximo	456	516	174	220	257	261	199	198
	Desvio padrão	70	84	27	35	44	35	33	25
Fase 5B vazão=0,45 L/s	Número de dados	25	25	25	25	22	22	22	22
	Média	396	386	157	149	177	163	140	128
	Mediana	400	385	157	143	173	161	140	128
	Mínimo	303	262	112	99	111	102	89	76
	Máximo	470	509	202	231	243	206	189	178
	Desvio padrão	46	58	27	32	36	26	27	21

* EB – esgoto bruto; EBp – esgoto bruto peneirado

Tabela 8.3 – Estatística descritiva dos resultados das análises de DQO e SS dos efluentes

Fase	Estatística	Concentração (mg/L)							
		DQO _{TOTAL}		DQO _{FILTRADA}		SST		SSV	
		ER1*	ER2*	ER1*	ER2*	ER1*	ER2*	ER1*	ER2*
Fase 1 vazão=0,43 L/s	Número de dados	11	11	11	11	9	9	9	9
	Média	144	148	93	94	51	45	39	33
	Mediana	143	164	81	83	58	40	40	28
	Mínimo	65	51	44	23	22	33	18	10
	Máximo	201	202	145	186	80	69	80	63
	Desvio padrão	44	44	28	44	19	12	19	18
Fase 2 vazão=0,61 L/s	Número de dados	10	10	10	10	14	14	14	14
	Média	187	183	96	87	64	78	49	61
	Mediana	190	179	106	90	68	86	53	68
	Mínimo	71	115	49	25	18	26	18	22
	Máximo	334	289	132	143	92	102	80	79
	Desvio padrão	76	57	33	39	19	23	19	17
Fase 3 vazão=0,94 L/s	Número de dados	9	9	9	9	11	11	11	11
	Média	279	262	114	122	157	125	126	101
	Mediana	271	266	111	117	145	115	112	97
	Mínimo	215	179	20	94	99	101	93	83
	Máximo	435	318	246	191	270	169	201	137
	Desvio padrão	66	43	65	31	47	24	33	19
Fase 4 vazão=0,31 L/s	Número de dados	11	11	11	11	11	11	11	11
	Média	198	188	88	78	97	84	77	68
	Mediana	200	190	93	69	98	78	79	65
	Mínimo	105	141	48	51	62	40	50	28
	Máximo	261	218	122	141	125	116	108	102
	Desvio padrão	39	22	23	26	23	22	19	19
Fase 5A vazão=0,45 L/s	Número de dados	16	16	16	16	16	16	16	16
	Média	158	135	81	77	66	59	52	45
	Mediana	154	125	80	78	56	56	47	44
	Mínimo	100	86	29	35	30	26	19	17
	Máximo	232	215	144	117	124	100	98	77
	Desvio padrão	44	36	30	24	30	21	20	16
Fase 5B vazão=0,45 L/s	Número de dados	25	25	25	25	22	22	22	22
	Média	123	117	77	72	34	37	24	23
	Mediana	116	113	76	67	29	29	24	22
	Mínimo	73	63	37	25	8	12	3	7
	Máximo	198	205	135	123	123	115	82	52
	Desvio padrão	33	34	24	28	24	24	17	13

* ER1 – efluente do reator controle; ER2 – efluente do reator precedido da UPF

As séries históricas das concentrações de DQO (total e filtrada) afluentes e efluentes dos reatores, para as fases operacionais efetuadas, são apresentadas nas Figura 8.5 e 8.6. Nas figuras, as linhas representam as médias móveis tomadas a cada 2 pontos dos valores observados e as linhas tracejadas dispostas em cada fase operacional indicam o dia inicial da operação.

A fim de possibilitar as adaptações no reator entre uma fase e outra, a biomassa permanecia fora do reator, sem alimentação contínua de esgoto, por cerca de 30 dias. Com isto, optou-se por excluir das análises os dados gerados no início de cada fase operacional (regime transiente), já que era necessário um tempo para a recuperação da biomassa, e também sua adaptação às novas condições operacionais impostas em cada fase. Assim sendo, os valores apresentados se referem aos resultados obtidos após o sistema ter atingido o regime estacionário aparente.

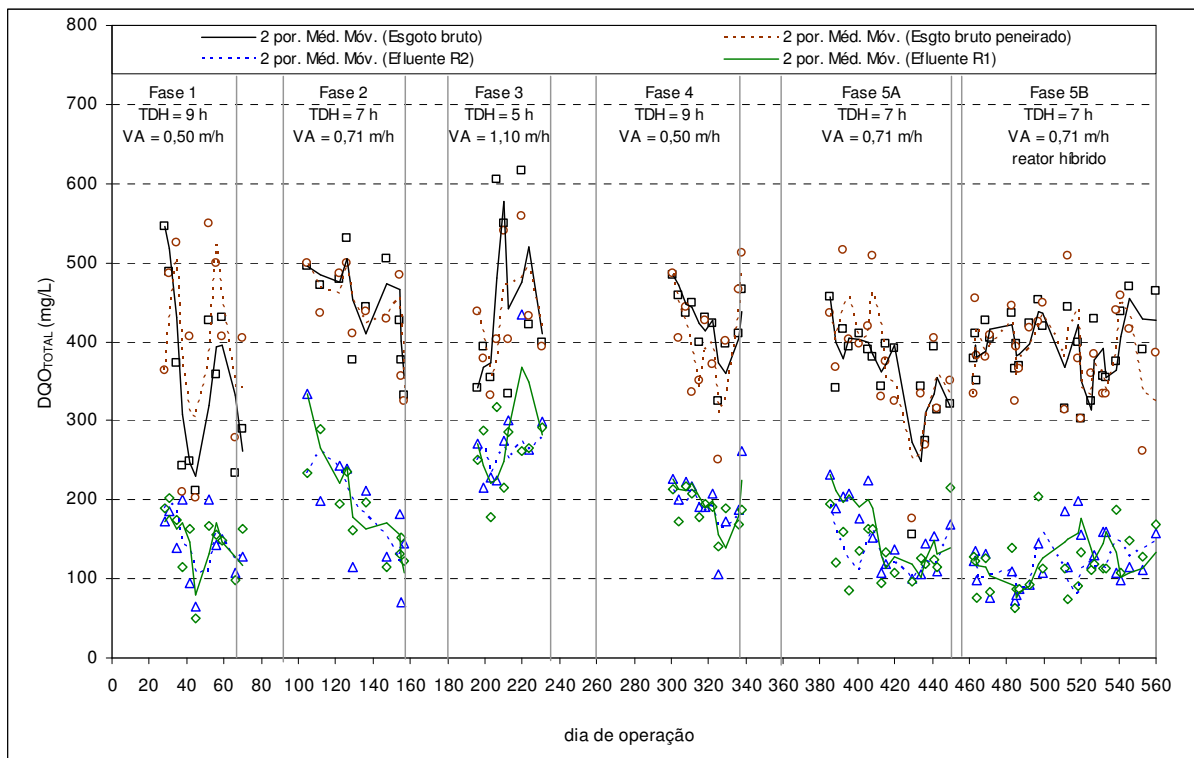


Figura 8.5: Série histórica das concentrações afluentes e efluentes de DQO_{TOTAL}

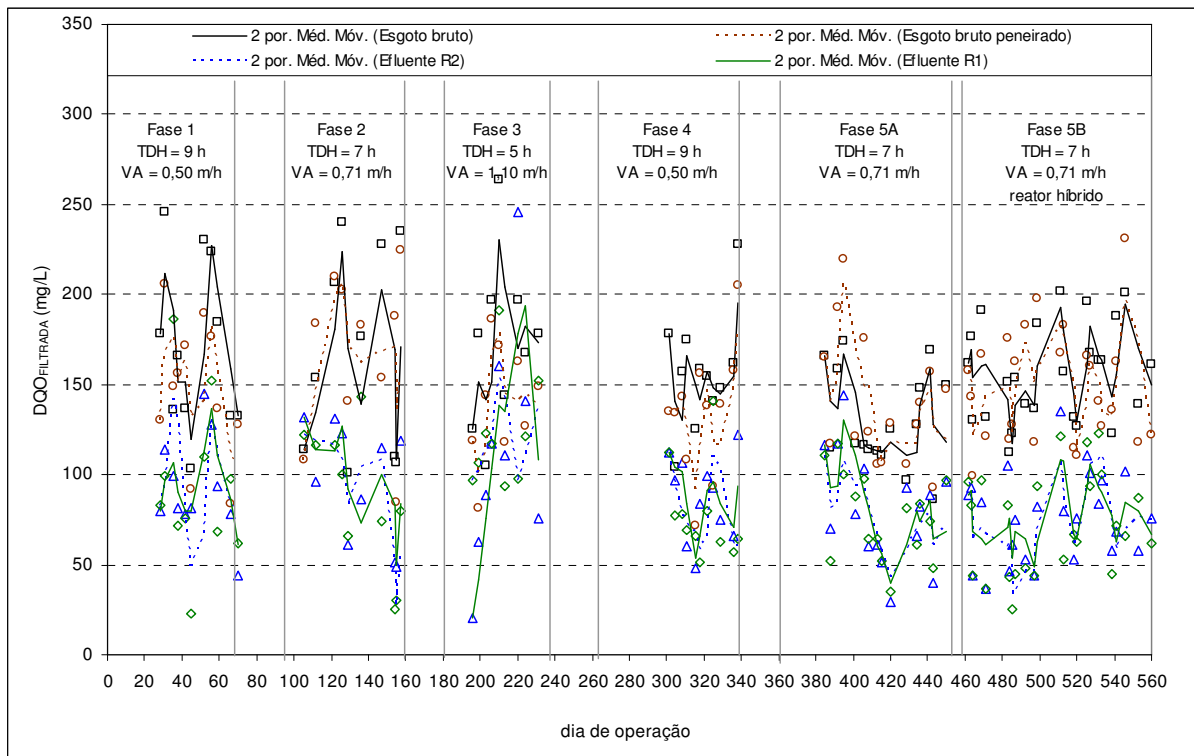


Figura 8.6: Série histórica das concentrações afluentes e efluentes de $DQO_{FILTRADA}$

As campanhas realizadas nos meses de dezembro/janeiro de 2005 (entre os dias operacionais 50 e 110 – fases 1 e 2) e final de março/início de abril de 2006 (entre os dias operacionais 140 e 180 – fases 2 e 3) e 2007 (entre os dias operacionais 500 e 540 – fase 5B) apresentaram resultados de DQO_{TOTAL} mais baixos, em decorrência do período chuvoso. Variações expressivas ocorreram nas fases 1 e 3, cujos valores de DQO_{TOTAL} se alternaram entre 200 e 450 mg/L (coeficiente de variação de aproximadamente 0,3), e entre 330 e 620 mg/L (coeficiente de variação de 0,2), respectivamente. A parcela filtrada acompanha, em quase todo o período amostral, o comportamento da DQO_{TOTAL} , indicando que a porcentagem da frações constituintes da DQO não sofreram variações significativas.

Pela análise visual das séries históricas, não se pode comprovar a melhoria da qualidade do efluente do reator UASB precedido pela UPF, uma vez que a linha de tendência da média móvel dos resultados de DQO, total e filtrada, do efluente do reator R2 mostra-se similar à do reator controle (R1). No entanto, quando alteradas as condições hidrodinâmicas nos reatores, ocorrem diferenças expressivas no seu desempenho. As condições operacionais impostas na fase 3 (TDH de 5 horas e velocidade ascensional de 1,10 m/h) geraram efluentes com elevados valores de DQO, que tendem a aumentar progressivamente com o tempo de operação do sistema, inferindo uma baixa eficiência de remoção de matéria orgânica. Já a

alteração do TDH de 9 para 7 horas, concomitante ao aumento da velocidade ascensional de 0,50 para 0,71 m/h, representou em um acréscimo nos valores de DQO_{TOTAL} no efluente, enquanto a fração filtrada apresentou faixas de resultados semelhantes.

Pode-se observar, ainda, por meio da análise das séries históricas, que era necessária a adaptação do sistema às condições operacionais, uma vez que se nota, principalmente na fase 2, que havia uma melhoria dos resultados com a operação dos reatores.

As Figuras 8.7 a 8.10 mostram os gráficos *Box & Whisker* das concentrações efluentes total e filtrada de DQO e a eficiência de remoção dos reatores. A linha tracejada vermelha no gráfico da Figura 6.8 representa o limite da concentração máxima de DQO_{TOTAL} , para lançamento de efluentes, fixado em 90 mg/L, conforme a Deliberação Normativa nº 10/86 do COPAM (Minas Gerais, 1986). Uma revisão da DN 10/86 do COPAM/MG está sendo elaborada por um grupo de trabalho coordenado pela Secretaria Estadual de Meio Ambiente e Desenvolvimento Sustentável que definirá novos valores dos padrões de lançamento de efluentes (FIEMG, 2007), sendo que para DQO_{TOTAL} este valor deverá ser de 180 mg/L.

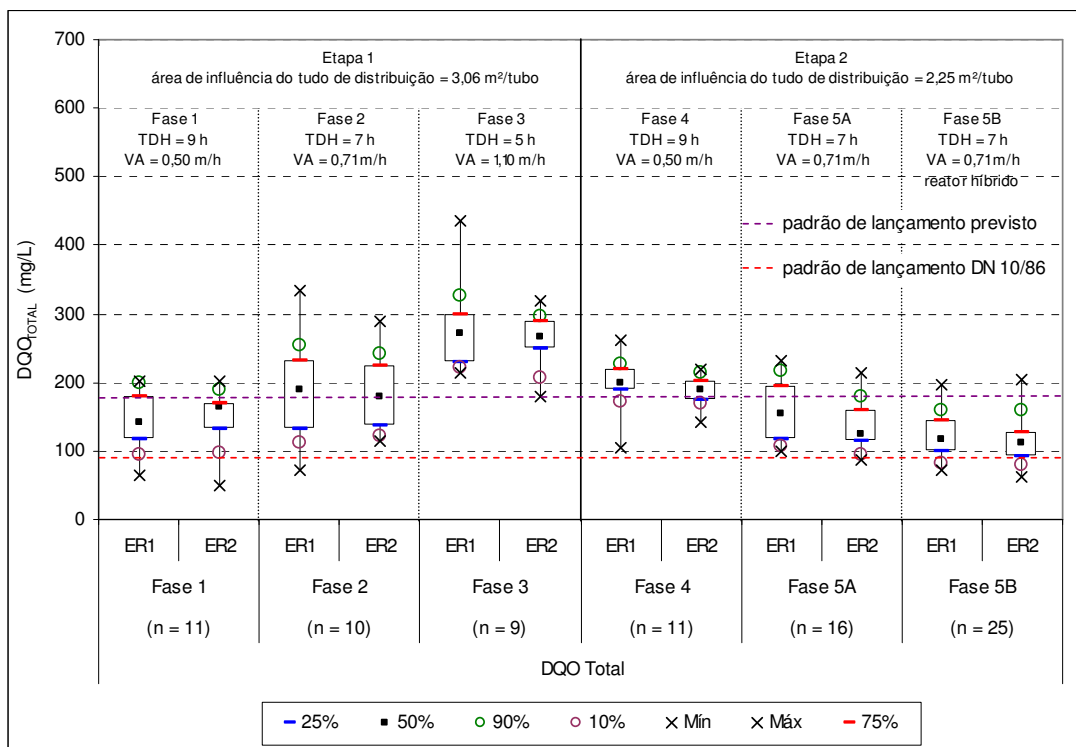


Figura 8.7: Gráfico *Box & Whisker* das concentrações de DQO_{TOTAL} dos efluentes dos reatores R1 e R2

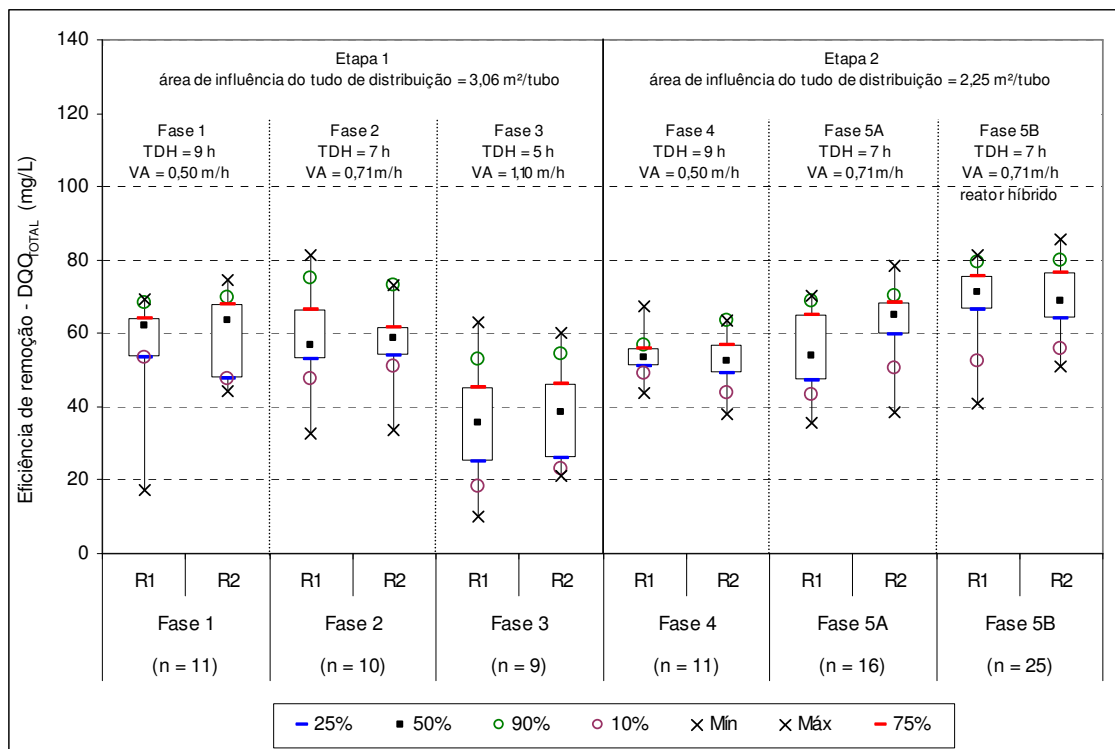


Figura 8.8: Gráfico *Box & Whisker* da eficiência de remoção de DQO_{TOTAL} dos reatores R1 e R2

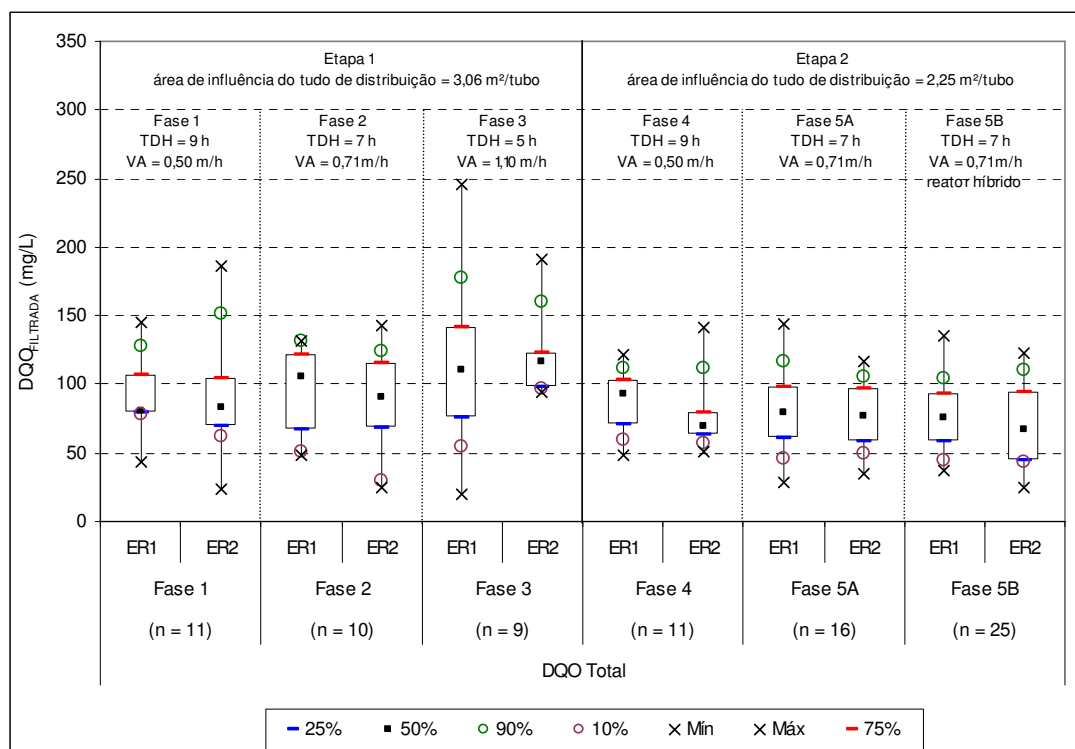


Figura 8.9: Gráfico *Box & Whisker* das concentrações de $DQO_{FILTRADA}$ dos efluentes dos reatores R1 e R2

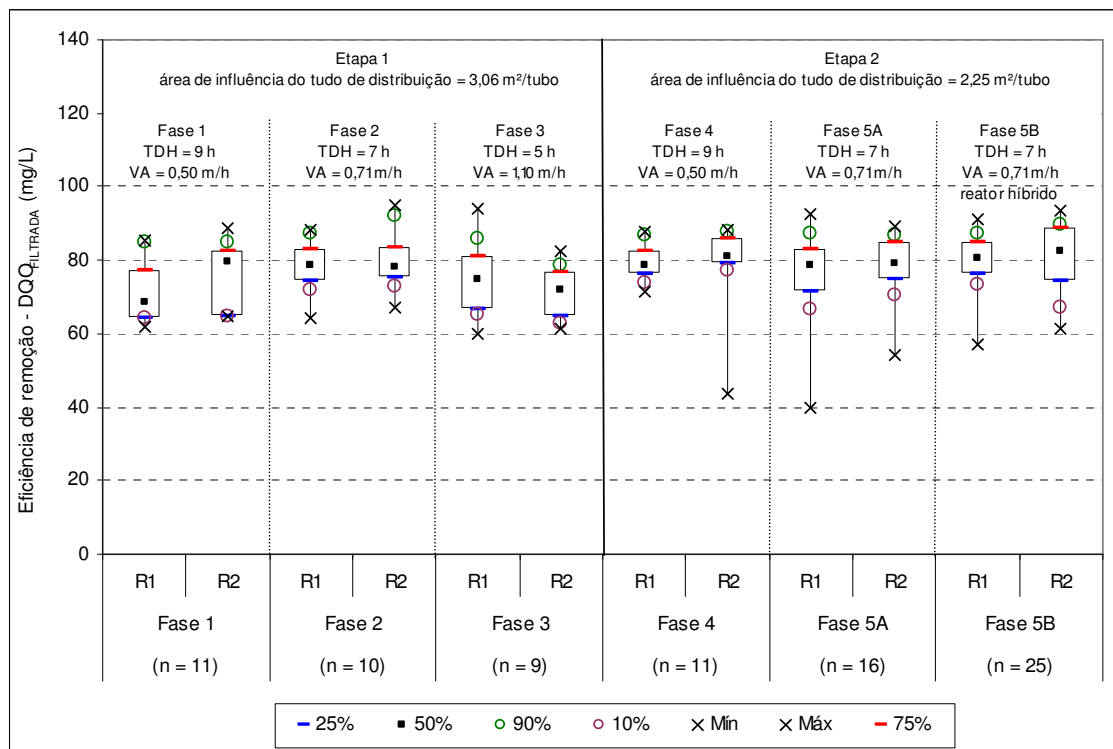


Figura 8.10: Gráfico *Box & Whisker* da eficiência de remoção de $DQO_{FILTRADA}$ dos reatores R1 e R2

Da análise das figuras 8.7 a 8.10, depreendem as seguintes considerações, na comparação entre o desempenho dos reatores:

- A mediana dos resultados de DQO_{TOTAL} do reator R2 foi superior, na fase 1, à do reator controle. Porém, tal diferença não foi estatisticamente comprovada pelo teste *T de Wilcoxon*. Os testes de hipótese, no entanto, negaram a igualdade dos dados dos efluentes, obtidos durante o monitoramento da fase 5A, indicando que a alteração da DTP do esgoto bruto pode resultar em menor concentração de DQO_{TOTAL} no efluente do reator UASB, operado com TDH de 7 horas, velocidade ascensional de 0,71 m/h e área de influência do tudo distribuidor de esgoto de 2,25 m²/tubo. O mesmo se confirma, pela análise da Figura 8.8 e pelos testes estatísticos, que o reator R2 apresentou eficiência de remoção de DQO_{TOTAL} (65%) superior à do reator controle (54%) , nesta fase operacional. Ressalva-se que os resultados obtidos durante a fase 5A podem apresentar-se mais relevantes e confiáveis que os das fases anteriores, uma vez que o período operacional desta fase teve maior duração (91 dias). Com isso, possibilitou-se um maior tempo de recuperação da biomassa, e também de sua adaptação às condições operacionais impostas. Ou seja, após expurgar os resultados transientes de início de operação da fase, ainda assim, foi obtido

um maior conjunto de resultados durante o regime estacionário aparente, típicos das últimas semanas da fase. Além disso, as condições operacionais impostas pelas Fases 3 e 4, favoreceram a seleção e desenvolvimento de uma biomassa mais ativa (ver Capítulo 7).

- A concentração efluente de $DQO_{FILTRADA}$ do reator precedido da UPF foi inferior à do reator controle, nas fases 2, 4 e 5B, e superior, na fase 3. Somente na fase 1, houve diferença da eficiência de remoção de $DQO_{FILTRADA}$, entre os reatores, sendo que o reator R2 mostrou melhor desempenho (80%). Todavia, provavelmente devido ao número de dados e variabilidade existente entre eles, os testes estatísticos efetuados não comprovam estas diferenças.

Quando se analisam as diferentes condições operacionais dos reatores, pode-se fazer os seguintes comentários:

- Na etapa 1, a redução do TDH de 9 para 7h proporcionou um aumento na concentração média de DQO_{TOTAL} no efluente do reator (Figura 8.7), e conseqüente redução na eficiência de remoção (Figura 8.8). Porém, na etapa 2, aconteceu o inverso, indicando que o aumento na velocidade ascensional (de 0,50 m/h para 0,71 m/h) acarretou benefícios no desempenho do reator (menor concentração de DQO_{TOTAL} e maior eficiência de remoção), decorrente da melhora no regime de mistura. Contudo, cabe ressaltar que o fraco desempenho dos reatores no início da fase 4 (etapa 2) também pode estar associado à maior necessidade de adaptação da biomassa na transição entre as etapas 1 e 2, ao mudar o TDH de 5 para 9 h, bem como à perda de SSV no efluente (Figura 8.11), superior à fase 1, com as mesmas características operacionais.

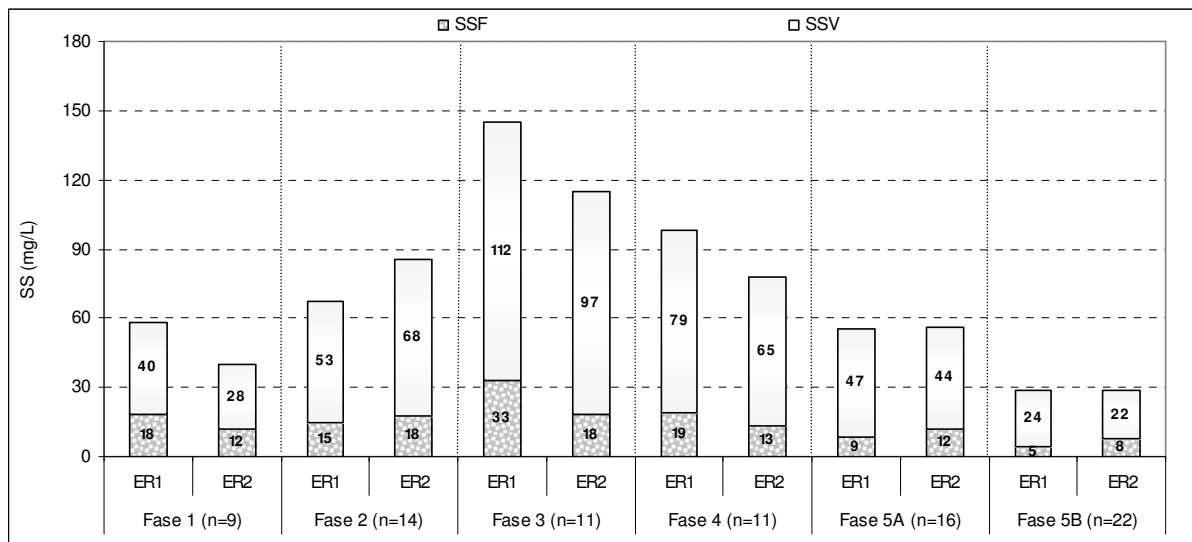


Figura 8.11: Composição dos SS presente nos efluentes dos reatores R1 e R2 (valores medianos)

- Apenas na fase 5B (reator híbrido, TDH = 7 h, VA = 0,71 m/h e área de influência do tubo distribuidor de esgoto = 2,25 m²/tubo), e somente em 10% dos resultados, obteve-se concentrações de DQO_{TOTAL} menores que o limite definido pela legislação mineira para lançamento de efluentes. Nota-se, também, que a perda de sólidos suspensos é inferior nesta fase (Figura 8.11). Ou seja, a inserção de um meio suporte no compartimento de decantação auxilia a retenção de sólidos no sistema e conseqüentemente melhora o desempenho dos reatores UASB. Os testes de hipótese realizados confirmam a diferença, apenas no reator controle, da concentração efluente de SSV e a eficiência de remoção de DQO_{TOTAL} quando comparados os resultados desta fase aos obtidos na fase 5A, cujas características operacionais são as mesmas, diferindo apenas na hibridização do reator. Caso o novo valor de DQO_{TOTAL} fixado pela revisão da DN 10/86 do COPAM/MG seja de 180 mg/L, a porcentagem de resultados que atende a este padrão será ampliada, a saber:

- fase 1 → 75% dos resultados do efluente do reator controle e mais de 75% dos resultados do efluente do reator precedido da UPF;
- fase 2 → menos de 50% e 50% dos resultados do efluente do reator controle e do reator precedido da UPF, respectivamente;

- iii) fase 4 → 10% e 25% dos resultados do efluente do reator controle e do reator precedido da UPF, respectivamente;
 - iv) fase 5A → menos que 75% dos resultados do efluente do reator controle e 90% dos resultados do reator precedido da UPF;
 - v) fase 5B (reator híbrido) → mais de 90% dos resultados do efluente de ambos reatores.
- Em condições desfavoráveis de operação (fase 3 – TDH de 5 h e velocidade ascensional de 1,10 m/h), os efluentes apresentaram elevadas concentrações de DQO_{TOTAL} (Figura 8.7), com 75% dos resultados de eficiência de remoção abaixo de 50% (Figura 8.8). Este fato pode ser atribuído ao arraste de biomassa, ocasionado pela maior velocidade ascensional, já que a fração volátil dos SST nos efluentes, relacionada à perda de biomassa pelo sistema, foi muito elevada na fase 3 (Figura 8.11), confirmada pelos testes estatísticos. Contudo, as eficiências de remoção de $DQO_{FILTRADA}$ se mantiveram elevadas ao longo do monitoramento realizado, como pode ser visto nas Figuras 8.9 e 8.10, e os testes de hipótese não apontaram diferenças relevantes.

Pela análise da Figura 8.11 e considerando as condições hidrodinâmicas desfavoráveis da fase 3, verifica-se que a concentração de SST e SSV no efluente do reator R2 é menor, constatação confirmada pelos testes *T de Wilcoxon*. Isso pode ser um indicativo de seleção de biomassa com melhores características de sedimentabilidade, ocorrida durante as duas primeiras fases da pesquisa. Este fato se confirma uma vez que o reator controle apresentou uma perda significativa de massa de lodo (aproximadamente 39%), enquanto, no reator R2, a quantidade de STV no seu interior permaneceu muito próxima (Figura 8.12).

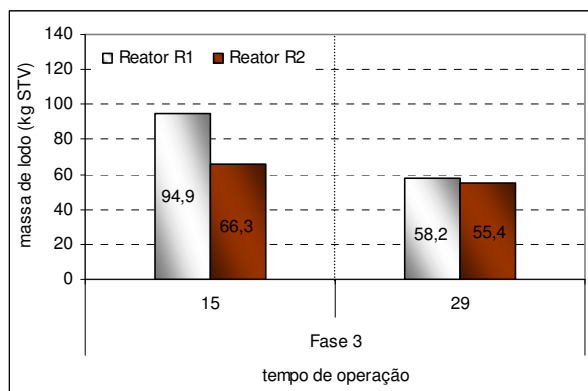


Figura 8.12: Massa de lodo aferida dentro dos reatores R1 e R2 (fase 3)

Com a adaptação e seleção da biomassa à nova DTP da matéria orgânica do esgoto bruto e às bruscas alterações dos parâmetros hidrodinâmicos do reator, ocorridas durante as quatro primeiras fases operacionais, infere-se que os resultados das fases 5A e 5B possam representar melhor as condições do sistema precedido da UPF, acrescido ao maior período de operação, como supracitado.

Portanto, a discussão dos resultados da fase 5A mostram-se relevantes, podendo confirmar que a alteração da DTP do esgoto bruto imposta pelo pré-tratamento possa resultar em um melhor desempenho do reator UASB, após seleção e desenvolvimento de uma biomassa mais ativa. Além disso, a hibridização do reator, neste caso, não beneficia sobremaneira a remoção de DQO_{TOTAL} , como comprovada no reator controle, apenas diminuindo a perda de SS no efluente.

8.5.2 Fracionamento da DQO dos efluentes dos reatores UASB

A Figura 8.13 apresenta um gráfico de barras que representa os resultados medianos de DQO dos efluentes dos reatores R1 (ER1) e R2 (ER2). Nas barras, a parte hachurada em cinza representa a parcela particulada da DQO, enquanto a parte sem cor representa a parcela filtrada. A altura total da barra representa a concentração mediana da DQO_{TOTAL} .

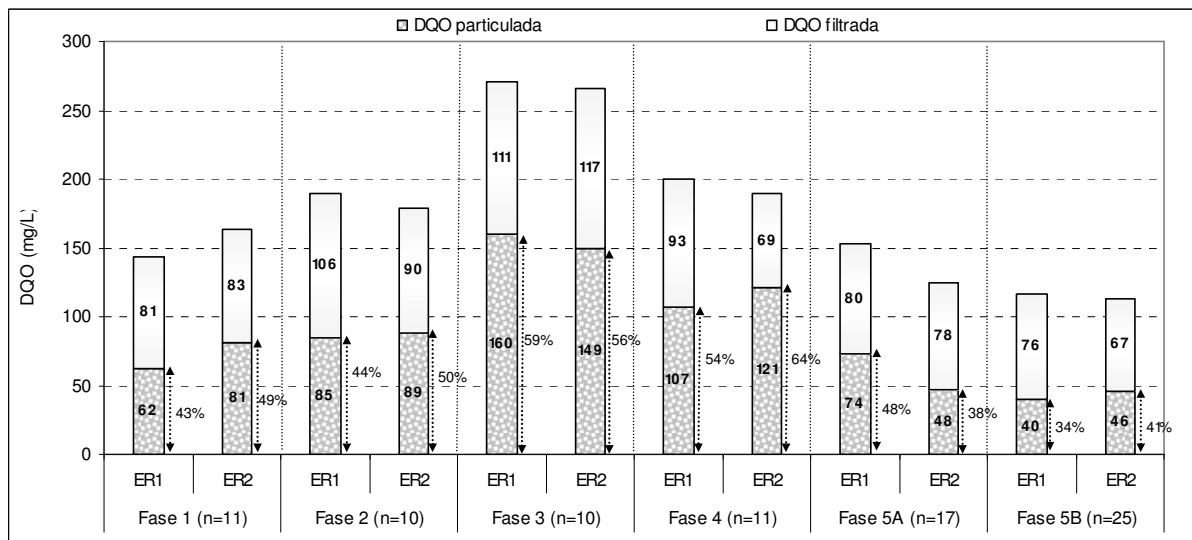


Figura 8.13: Composição da DQO dos efluentes dos reatores R1 e R2 (valores medianos)

A hipótese que a fração particulada da DQO seria inferior no efluente do reator precedido da UPF foi confirmada estatisticamente apenas na fase 5A, cuja concentração mediana foi de 48 mg/L – correspondendo a 38% da DQO_{TOTAL} (Figura 8.13). Considerando todas as premissas apuradas a respeito da maior representatividade desta fase, no item anterior, conclui-se que, se o desempenho do reator melhora com a diminuição do tamanho das partículas de matéria orgânica afluente, o efluente apresentará menores concentrações de DQO_{PARTICULADA}.

Outro fato a ser destacado refere-se à hibridização do reator. Houve a redução da fração particulada de DQO no reator controle, em comparação à fase 5A, porém, não houve ganhos significativos no reator R2. Ou seja, a inserção de um meio suporte no compartimento de decantação beneficiou sobremaneira apenas o reator R1.

A parcela particulada de DQO apresentou maior concentração no efluente do reator R2, nas fases 1 e 4, porém, os testes de hipótese não confirmaram tal diferença. As análises estatísticas também não apontaram diferenças significativas na concentração de DQO_{FILTRADA} entre os efluentes.

A Figura 8.14 representa a distribuição de pesos moleculares da DQO_{FILTRADA} dos efluentes dos reatores controle e precedido da UPF, aferida pela ultrafiltração das amostras filtradas. Para simplificar a comparação entre os efluentes, subdividiu-se as frações filtradas em apenas dois intervalos: i) fração dissolvida real ($x < 10$ kDa); e ii) fração filtrada coloidal ($x > 10$ kDa). Ressalta-se que foi efetuado apenas um ensaio de ultrafiltração durante a fase 3 e, no

caso das outras fases, os valores mostrados correspondem à média de dois experimentos realizados.

Fase 3 TDH = 5 h VA = 1,10 m/h	ER1	84,5% (119 mg/L)	15,5% (22 mg/L)
	ER2	89,9% (109 mg/L)	10,1% (12 mg/L)
Fase 4 TDH = 9 h VA = 0,71 m/h	ER1	77,5% (79 mg/L)	22,5% (13 mg/L)
	ER2	76,8% (83 mg/L)	23,2% (25 mg/L)
Fase 5A TDH = 7 h VA = 0,50 m/h	ER1	73,7% (55 mg/L)	26,3% (20 mg/L)
	ER2	75,5% (51 mg/L)	24,5% (17 mg/L)
Fase 5B TDH = 7 h VA = 0,50 m/h reator híbrido	ER1	80,1% (44 mg/L)	19,9% (11 mg/L)
	ER2	85,1% (57 mg/L)	14,9% (10 mg/L)

fração dissolvida real fração filtrada coloidal

Figura 8.14: Análise da composição da DQO_{FILTRADA} dos efluentes dos reatores R1 e R2

Por meio da análise da Figura 8.14, verifica-se que a os efluentes apresentaram composição semelhante entre eles, sendo que a fração dissolvida real da DQO_{FILTRADA} ($x < 10$ kDa) constituiu-se a parcela predominante dos efluentes, muito embora uma quantidade significativa (acima de 10%) de compostos de alto peso molecular (acima de 10 kDa) estavam presentes. Portanto, se houve maior taxa de hidrólise devido a entrada de partículas com menor tamanho (entre 1,8 e 30 μm) no reator precedido da UPF, este fato não pode ser comprovado pelo fracionamento da DQO_{FILTRADA}.

A DQO residual dissolvida pode ser constituída de diversos compostos orgânicos, como substrato residual degradável, compostos refratários presentes no afluente que passam incólumes pelo sistema de tratamento, compostos intermediários formados durante o tratamento anaeróbio, bem como produtos microbiano solúveis (SMP) produzido pela biomassa durante o tratamento. Porém, de acordo com Aquino (2003), vários pesquisadores têm demonstrado que em sistemas de tratamento bem operados, aeróbios ou anaeróbios, e alimentados com afluente biodegradável, a maior parte da DQO residual não é devida ao substrato degradado ou a compostos intermediários formados durante o processo, mas devido a produtos microbianos solúveis (SMP) que foram deliberadamente excretados para

desempenhar alguma função microbiana ou inevitavelmente produzidos devido a lise celular e decaimento endógeno.

À luz destas considerações, conclui-se que a maior concentração de DQO residual dissolvida, obtidas na fase 3 (TDH de 5 h e velocidade ascensional de 1,10 m/h), pode estar associada à condição de estresse do sistema, que resultou em uma produção maior de SMPs, visando a manutenção das condições ideais de funcionalidade do reator. Esta premissa corrobora-se já que não houve acúmulo de ácidos orgânicos no efluente (parâmetro de monitoramento não apresentado no trabalho).

8.6 Conclusões

Há indícios que confirmem a hipótese que a diminuição do tamanho das partículas que adentram ao reator promovem uma maior remoção de DQO_{TOTAL} e geram um efluente com menor concentração de $DQO_{PARTICULADA}$. Os benefícios do pré-tratamento com a UPF foram comprovados estatisticamente em uma única fase experimental da pesquisa (fase 5A - TDH de 7 h, velocidade ascensional de 0,50 m/h e área de influência do tubo de distribuição de 2,25 m²/tubo), cujos resultados apresentaram maior eficiência na remoção de DQO_{TOTAL} (65%, para o reator precedido da UPF, *versus* 54%, para o reator controle) e menor concentração efluente de $DQO_{PARTICULADA}$ (48 mg/L *versus* 74 mg/L).

Faz-se a ressalva de que os resultados obtidos durante a fase 5A podem apresentar-se mais relevantes e confiáveis que os das demais fases, uma vez que o período operacional teve maior duração (91 dias), e possibilitou-se um maior tempo de recuperação da biomassa, e também de sua adaptação às condições operacionais e cinéticas impostas. Por isso, há indícios que a alteração da DTP do esgoto bruto, na faixa de 1,8 a 30 µm, conseguida pela UPF com abertura de malha de 1 mm, pode resultar em um melhor desempenho do reator UASB, operando com vazão contínua sem simulação de variações horárias, após seleção e desenvolvimento de uma biomassa mais ativa.

Outra conclusão importante apontada pelo estudo é que, sob as mesmas condições operacionais, a hibridização do reator controle reduziu a concentração efluente de $DQO_{PARTICULADA}$, de 70 mg/L para 40 mg/L, devido à retenção do material particulado e crescimento de biomassa no meio suporte inserido no compartimento de decantação, refletindo também na redução da concentração efluente de SSV, de 47 mg/L para 24 mg/L.

Ademais, a remoção de DQO_{TOTAL} , antes de 54% (fase 5A), passou para 71%, comprovando os benefícios da hibridização. Porém, tais melhorias não são comprovadas no reator precedido da UPF, uma vez que a fração particulada de DQO efluente e a eficiência de remoção de DQO_{TOTAL} foram semelhantes entre estas duas condições: sem hibridização ($DQO_{PARTICULADA}$ de 48 mg/L e eficiência de remoção de DQO_{TOTAL} de 65%) e com hibridização ($DQO_{PARTICULADA}$ de 46 mg/L e eficiência de remoção de DQO_{TOTAL} de 69%). Ou seja, a inserção de um meio suporte no compartimento de decantação do reator UASB convencional favoreceu a melhoria da qualidade do efluente, com resultados até melhores que os obtidos com a implantação do pré-tratamento proposto.

9 CONSIDERAÇÕES FINAIS

9.1 Efeito da UPF na distribuição do tamanho das partículas

A concepção do sistema de pré-tratamento proposta obteve resultados satisfatórios quanto à alteração do tamanho de partículas presentes no esgoto bruto doméstico. Na faixa estudada de 1,8 a 350 μm , o peneiramento forçado do afluente resultou no aumento da porcentagem de partículas com diâmetro inferior a 30 μm e conseqüente redução da concentração de partículas com diâmetro maior que 50 μm .

9.2 Efeito da alteração da DTP na taxa de hidrólise

A redução do tamanho das partículas, na faixa de 1,8 a 30 μm , não foi suficiente para aumentar a taxa de hidrólise do material particulado, cujos coeficientes cinéticos de primeira ordem, estimados a partir da curva de decaimento de massa de SSV e $\text{DQO}_{\text{PARTICULADA}}$, apresentaram valores semelhantes para os esgotos bruto e bruto peneirado.

9.3 Efeito da alteração da DTP no desenvolvimento da biomassa

Após a adaptação da biomassa às novas condições cinéticas e hidráulicas (elevado TDH seguida de alta carga biológica aplicada), a redução do tamanho das partículas, na faixa de 1,8 a 30 μm , resultou na seleção de uma comunidade microbiana mais ativa, apresentando maiores valores de AME e potencial metanogênico do lodo.

Sob condições operacionais desfavoráveis (baixo TDH e elevada velocidade ascensional), a biomassa do reator precedido da UPF apresentou maior resistência ao choque hidráulico, com resultados melhores de AME e potencial metanogênico, assim com maior eficiência de remoção de $\text{DQO}_{\text{TOTAL}}$ e concentração efluente menor de SSV, quando comparado ao reator controle.

9.4 Efeito da alteração da DTP no desempenho de reatores UASB

O desenvolvimento de uma biomassa mais ativa, proporcionado pela redução do tamanho das partículas, propiciou um melhor desempenho do reator UASB (vazão de 0,45 L/s;

TDH de 7 h, velocidade ascensional de 0,50 m/h e área de influência do tubo de distribuição de 2,25 m²/tubo), aumentando a eficiência de remoção de DQO_{TOTAL}, além de gerar um efluente com menor concentração de DQO_{PARTICULADA}. Cabe ressaltar que a vazão de operação do reator UASB foi constante e as simulações das variações horárias (picos de vazão) podem acarretar em alterações da eficiência de remoção e uma perda maior de SSV no efluente.

9.5 Relevância dos resultados obtidos

Os estudos mostraram que a redução do tamanho das partículas, na faixa de 1,8 a 30 µm, não alteram a taxa de hidrólise do material orgânico presente no esgoto bruto doméstico típico (DBO ≤ 300 mg/L; DQO ≤ 600 mg/L; SS ≤ 250 mg/L), em condições de temperatura superior a 20°C. Todavia, há indícios de que propicia o desenvolvimento de uma comunidade microbiana mais ativa, o que permite operar os reatores anaeróbios com maiores cargas hidráulica e biológica.

Os estudos ressaltam, também, a importância dos aspectos físicos de retenção dos sólidos nos reatores anaeróbios, já que o fluxo neste tipo de reator (ascendente) e a função do leito de lodo, que atua como uma espécie de filtro, podem interferir na retenção de partículas maiores que adentram no reator, e nos mecanismos de adsorção e hidrólise. Nos testes em batelada, operados com temperatura controlada de 30°C, os resultados apontaram para a necessidade de um tempo de residência do lodo de aproximadamente 30 dias para remoção de 80% do material particulado.

10 RECOMENDAÇÕES

Algumas recomendações são sugeridas para continuidade do trabalho desenvolvido, a saber:

- Concepção de outras tecnologias que visem alterar a distribuição do tamanho das partículas, com maior praticidade operacional e menor geração de resíduo.
- Estudos complementares para aprimorar e padronizar a metodologia dos testes de hidrólise para efluentes líquidos. Verificar, inclusive, a possibilidade do uso de lodo oriundo de reatores anaeróbios acidogênicos.
- Avaliação dos ganhos reais, por meio de estudos mais prolongados, da alteração da distribuição do tamanho de partículas na adaptação, seleção e desenvolvimento de uma comunidade microbiana mais ativa, principalmente quanto à sedimentabilidade e granulação do lodo. Com isto, verificar se há possibilidades de operar os reatores anaeróbios com menor TDH e maior velocidade ascensional, além de uma concentração menor de STV na manta de lodo.
- Estudos sobre os aspectos físicos de retenção de sólidos na manta de lodo e relação com a distribuição do tamanho das partículas presentes no efluente.

11 REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- ABREU, E. F. *Estudo da diversidade microbiana metanogênica em reatores UASB tratando esgoto sanitário*. 81p. (Dissertação). Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental - Escola de Engenharia da Universidade Federal de Minas Gerais, Belo Horizonte, 2007.
- AGUILAR, A.; CASAS, C.; LEMA, J.M. Degradation of volatile fatty acids by differently enriched methanogenic cultures: kinetics and inhibition. *Water Research*, v.29, n. 2, p. 505-509, 1995.
- AIYUK, S.; AMOAKO, J.; RASKIN, L.; VAN HAANDEL, A.; VERSTRAETE, W. Removal of carbon and nutrients from domestic wastewater using a low investment, integrated treatment concept. *Water Research*, v.38, n. 13, p. 3031-3042, 2004.
- AIYUK, S.; FORREZ, I.; LIEVEN, D.K.; VAN HAANDEL, A.; VERSTRAETE, W. Anaerobic and complementary treatment of domestic sewage in regions with hot climates – A review. *Bioresource Technology*, v.97, n. 17, p. 2225-2241, 2006.
- ANDREOLI, C.V.; FRANÇA, M.; FERREIRA, A.C.; CHEUBINI, C.; CASTILHOS JÚNIOR, A.B.; SOARES, H.M; WEISS, M. *Avaliação da biodegradabilidade e biodisponibilidade do lodo de esgoto anaeróbio termicamente tratado com uso de biogás*. In: 22º Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental, Anais... Joinville, 2003.
- AQUINO, S. F. Caracterização da DQO efluente de sistemas de tratamento biológico. *Engenharia Sanitária e Ambiental*. v.8, n.03, p.135-144, 2003.
- AQUINO, S. F.; CHERNICHARO, C. A. L.; FORESTI, E.; FLORÊNCIO, L.; MONTEGGIA, L. O. Metodologias para determinação da Atividade Metanogênica (AME) em lodos anaeróbios. *Engenharia Sanitária e Ambiental*. v.12, n.02, p.380-389, 2007.
- ASSOCIAÇÃO BRASILEIRA DE NORMAS TÉCNICAS. NBR 10004: Resíduos sólidos - Classificação. Rio de Janeiro, 2004.

- AWWA/APHA/WEF. Standard methods for the examination of water and wastewater. 20th edition. Washington. 1998.
- BATSTONE, D.J.; KELLER, J.; NEWELL, R.B.; NEWLAND, M. Modelling anaerobic degradation of complex wastewater. I: model development. *Bioresource Technology*, v.75, n. 1, p. 67-74, 2000.
- BATSTONE, D.J.; KELLER, J.; ANGELIDAKI, I.; KALYUZHNY, S.V.; PAVLOSTATHIS, S.G.; ROZZI, A.; SANDERS, W.T.M.; SIEGRIST, H.; VAVILIN, V.A. Anaerobic digestion model n°. 1. *Scientific and Technical Report*, n°. 13. 88p., 2002.
- BHUNIA, P.; GHANGREKAR, M.M. Required minimum granule size in UASB reactor and characteristics variation with size. *Bioresource Technology*, v.98, n. 5, p. 994-999, 2007.
- CHAMPE, P.C.; HARVEY, R.A. *Bioquímica ilustrada*. 3.ed. Porto Alegre: Artmed, 2006. 534p.
- CHERNICHARO, C.A.L. *Reatores anaeróbios*. 2.ed. Belo Horizonte: Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental – UFMG, 2007. 379p. (Princípios do tratamento biológico de águas residuárias, 5).
- COMISSÃO DE POLÍTICA AMBIENTAL (COPAM). Deliberação Normativa n° 10. DN 10/86. Estabelece normas e padrões para qualidade das águas, lançamento de efluentes nas coleções de águas, e dá outras providências. Minas Gerais, jan. 1987.
- CONFER, D.R.; LOGAN, B.E. Molecular weight distribution of hydrolysis products during the biodegradation of model macromolecules in suspended and biofilm cultures I: Bovine Serum Albumin. *Water Research*, v. 31, n. 9, p. 2127-2136, 1997a.
- CONFER, D.R.; LOGAN, B.E. Molecular weight distribution of hydrolysis products during the biodegradation of model macromolecules in suspended and biofilm cultures II: Dextran and Dextrin. *Water Research*, v. 31, n. 9, p. 2137-2145, 1997b.

- CONFER, D.R.; LOGAN, B.E. Location of protein and polysaccharide hydrolytic activity in suspend and biofilm culture wastewater cultures. *Water Research*, v. 32, n. 1, p. 31-38, 1998.
- DIGNAC, M.F., GINESTET, P., RYBACKI, D., BRUCHET, A., URBAIN, V., SCRIBE, P. Fate of wastewater organic pollution during activated sludge treatment: nature of residual organic matter. *Water Research*, v. 34, n. 17, p. 4185-4194, 2000.
- DOĞRUEL, S.; DULEKGURGEN, E. ; ORHON, D. Effect of ozonation on chemical oxygen demand fractionation and color profile of textile wastewaters. *Journal of Chemical Technology and Biotechnology*, v. 81, n. 3, p. 426-432, 2006.
- DORS, G. *Hidrólise enzimática e biodigestão de efluentes da indústria de produtos avícolas*. 87p. (Dissertação). Centro Tecnológico da Universidade Federal de Santa Catarina, Florianópolis, 2006.
- DULEKGURGEN, E.; DOĞRUEL, S.; KARAHAN, Ö.; ORHON, D. Size distribution of wastewater COD fractions as an index for biodegradability. *Water Research*, v. 40, n. 2, p. 273-282, 2006.
- EASTMAN, J.A.; FERGUSON, J.F. Solubilization of particulate organic-carbon during the acid phase of anaerobic-digestion. *Journal Water Pollution Control Federation*, v. 53, n. 3, p. 352-366, 1981.
- ELIOSOV, B.; ARGAMAN, Y. Hydrolysis of particulate organics in activated sludge systems. *Water Research*, v. 29, n. 1, p. 155-163, 1995.
- ELMITWALLY, T.A.; SOELLNER, J.; KEIZER, A.; BRUNING, H.; ZEEMAN, G.; LETTINGA, G. Biodegradability and change of physical characteristics of particles during anaerobic digestion of domestic sewage. *Water Research*, v. 35, n. 5, p. 1311-1317, 2001.
- FANG, H.H.P.; CHUI, H.K. Maximum COD loading capacity in UASB reactors at 37-degrees-C. *Journal of Environmental Technology*, v. 119, n. 1, p. 103-119, 1993.

- FANG, H.H.P.; LIU, H.; ZHANG, T. Characterization of a hydrogen-producing granular sludge. *Biotechnology and Bioengineering*, v. 78, n. 1, p. 44-52, 2002.
- FIEMG. Declaração da carga poluidora. *Informe Ambiental*. FIEMG Ambiental nº04/2007. Disponibilidade e acesso: <www.fiemg.com.br> Acesso em 14 ago. 2007.
- FUKUSAKI, S.; NISHIO, N.; NAGAI, S. High Rate Performance and Characterization of Granular Methanogenic Sludges in Upflow Anaerobic Sludge Blanket Reactors Fed with Various Defined Substrates. *Journal of Fermentation and Bioengineering*, v. 79, n. 4, p. 354-359, 1995.
- GINESTET, P.; MAISONNIER, A.; SPÉRANDIO, M. Wastewater COD characterization: biodegradability of physico-chemical fractions. *Water Science Technology*, v. 45, n. 6, p. 89-97, 2002.
- GONZE, E.; GONTHIER, Y.; BOLDO, P.; BERNIS, A. Standing waves in a high frequency sonoreactor: Visualization and effects. *Chemical Engineering Science*, v. 53, n. 3, p. 523-532, 1998.
- GREGORY, J. The role of colloid interactions in solid-liquid separation. *Water Science Technology*, v.27, n.10, p.1-47, 1993.
- GUELLIL, A.; BOUALAM, M.; QUIQUAMPOIX, H.; GINESTET, P.; AUDIC, J.M.; BLOCK, J-C. Hydrolysis of wastewater colloidal organic matter by extra-cellular enzymes extracted from active sludge flocs. *Water Science Technology*, v. 43, n. 6, p. 33-40, 2001a.
- GUELLIL, A.; THOMAS, F.; BLOCK, J-C.; BERSILLON, J.L., GINESTET, P. Transfer of organic matter between wastewater and active sludge flocs. *Water Research*, v. 35, n. 1, p. 143-150, 2001b.
- GUERRERO, L.; OMIL, F.; MÉNDEZ, R.; LEMA, J.M. Anaerobic hydrolysis and acidogenesis of wastewater from food industries with high content of organic solids and protein. *Water Research*, v. 33, n. 15, p. 3281-3290, 1999.

- HENZE, M. Characterization of wastewater for modeling of activated-sludge processes. *Water Science Technology*, v. 25, n. 6, p. 1-15, 1992.
- HENZE, M.; GRADY JR, C.P.L.; GUJER, W.; MARAIS, G.V.R.; MATSUO, T. A general model for single-sludge wastewater treatment systems. *Water Research*, v. 21, n. 5, p. 505-515, 1987.
- HU, Z.; CHANDRAN, K.; BARTH, F.S. DOMENICO, G. Evaluation a rapid physical-chemical method for the determination extant soluble COD. *Water Research*. v. 36, n. 3, p. 617-624, 2002.
- HULSHOFF POL, L.W.; LOPES, S.I.D.C.; LETTINGA, G.; LENS, P.N.L. Anaerobic sludge granulation. *Water Research*, v.38, n. 6, p.1376-1389, 2004.
- HWU, C.S.; TSENG, S.K.; YUAN, C.Y.; KULIK, Z.; LETTINGA, G. Biosorption of long-chain acids in UASB treatment process. *Water Research*. v. 32, n. 5, p. 1571-1579, 1998.
- JURADO, E.; CAMACHO, F.; LUZÓN, G.; VICARIA, J.M. Kinetic model for lactose hydrolysis in a recirculation hollow-fibre bioreactor. *Chemical Engineering Science*, v. 59, n. 2, p. 397-405, 2004.
- KALOGO, Y.; VERSTRAETE, W. Technical feasibility of the treatment of domestic wastewaters by CEPS-UASB system. *Environment Technology*, v. 21, n. 1, p. 55-65, 2000.
- KAMINSKI, I.; VESCAN, N.; ADIN, A. Particle size distribution and wastewater filter performance. *Water Science Technology*, v. 36, n. 4, p. 217-224, 1997.
- KARAM, J.; NICELL, J. A. Potential applications of enzymes in waste treatment. *Journal of Chemical Technology and Biotechnology*, v. 69, n. 2, p. 141-153, 1997. Resumo.
- LEITÃO, R.C.; VAN HAANDEL, A.C.; ZEEMAN, G.; LETTINGA, G. The effects of operational and environmental variations on anaerobic wastewater treatment systems: a review. *Bioresource Technology*, v.97, n. 09, p.1105-1118, 2006.

- LEVINE, A.D.; TCHOBANOGLOUS, G.; ASANO, T. Characterization of the size distribution of contaminants in wastewater: treatment and reuse implications. *Journal Water Pollution Control Fed.*, v.57, n. 07, p.805-816, 1985.
- LEVINE, A.D.; TCHOBANOGLOUS, G.; ASANO, T. Size distribution of particulate contaminants in wastewater and their impact on treatability. *Water Research*, v.25, n. 08, p.911-922, 1991.
- LETTINGA, G.; REBAC, S.; ZEEMAN, G. Challenge of psychrophilic anaerobic wastewater treatment. *Trends in Biotechnology*, v. 19, n. 9, p. 363-370, 2001.
- LIU, Y.; TAY, J-H. State of the art of biogranulation technology for wastewater treatment. *Biotechnology Advances*, v.22, n. 7, p.533-563, 2004.
- LOKSHINA, L.Y.; VAVILIN, V. A. Kinetic analysis of the key stages of low temperature methanogenesis. *Ecological Modeling*, v. 117, n. 2-3, p. 285-303, 1999.
- MAHMOUD, N.; ZEEMAN, G.; GIJZEN, H.; LETTINGA, G. Solids removal in upflow anaerobic reactors, a review. *Bioresearch Technology*, v.90, n. 1, p. 1-9, 2003a.
- MAHMOUD, N.; AMARNEH, M.N.; AL-SA'ED, R.; ZEEMAN, G.; GIJZEN, H.; LETTINGA, G. Sewage characterization as a tool for the application of anaerobic treatment in Palestine. *Environmental Pollution*, v.126, n. 1, p. 115-122, 2003b.
- MASSE, L.; MASSÉ, D.I.; KENNEDY, K.J. Effect of hydrolysis pretreatment on fat degradation during anaerobic digestion of slaughterhouse wastewater. *Process Biochemistry*, v. 38, p. 1365-1372, 2003.
- MENDES, A.A.; CASTRO, H.F.; PEREIRA, E.B.; FURIGO JÚNIOR, A. Aplicação de lipases no tratamento de águas residuárias com elevados teores de lipídeos. *Química Nova*, v.28, n.2, p.296-305, 2005.
- METCALF & EDDY, INC. *Wastewater Engineering: treatment, disposal and reuse*. 4.ed. Nova Iorque: Mc Graw-Hill, 2003. 1819p.

- MYINT, M.; NIRMALAKHANDAN, N. Evaluation of First-Order, Second-Order, and Surface-limiting Reactions in anaerobic hydrolysis of cattle manure. *Environment Engineering Science*, v. 23, n. 6, p. 970-980, 2006.
- MIRON, Y.; ZEEMAN, G.; VAN LIER, J.B.; LETTINGA, G. The role of sludge retention time in the hydrolysis and acidification of lipids, carbohydrates and proteins during digestion of primary sludge in CSTR systems. *Water Research*, v.34, n. 5, p.1705-1713, 2000.
- MORGENROTH, E.; KOMMEDAL, R.; HARREMOËS, P. Process and modeling of hydrolysis of particulate organic matter in anaerobic wastewater treatment – a review. *Water Science Technology*, v. 45, n. 6, p. 25-40, 2002.
- MUNCH, R.; HWANG, C.P.; LACKIE, T.H. Wastewater fractions add to total treatment picture. *Water and Sewage Works*, v. 127, n. 12, p. 49-54, 1980.
- MUNCH, V.E.; KELLER, J.; LANT, P.; NEWELL, R. Mathematical modeling of prefermenters – I. Model development and verification. *Water Research*, v. 33, n. 12, p. 2757-2768, 1999.
- NIELSEN, P.H.; RAUNKJAER, K.; NORSKER, N.H.; JENSEN, N.A.; HVITVED-JACOBSEN, T. Transformation of wastewater in sewer systems – a review. *Water Science Technology*, v. 25, n. 6, p. 17-31, 1992.
- OKUTMAN, D.; ÖVEZ, S.; ORHON, D., Hydrolysis of settleable substrate in domestic sewage. *Biotechnology Letters*, v. 23, n. 23, p. 1907-1914, 2001.
- ORHON, D.; ATES, E.; SÖZEN, S.; COKGÖR, E.U. Characterization and COD fractionation of domestic wastewaters. *Environment Pollution*, v. 95, n. 2, p. 191-204, 1997.
- ORHON, D.; COKGÖR, E.U.; SÖZEN, S., Dual hydrolysis model of the slowly biodegradable substrate in activated sludge systems. *Biotechnology Techniques*, v. 12, n. 10, p. 737-741, 1998.

- OWEN, W. F.; STUKEY, D. C. Bioassay for monitoring biochemical methane potential and anaerobic toxicity. *Water Research*, v. 13, n. 6, p. 485-492, 1979.
- PAVLOSTATHIS, S.G.; GIRALDO-GOMEZ, E. Kinetics of anaerobic treatment. *Water Science Technology*, v. 24, n. 8, p. 35-59, 1991.
- POIRRIER, P.; LEMA, J.M. *Influent of HRT on the psychrophilic hydrolysis of proteins. Evaluation of molecular size distribution*. In: VIII TALLER Y SIMPOSIO LATINO AMERICANO SOBRE DIGESTION ANAEROBIC, Anais... Punta Del Leste, 2005.
- SAKHAROVA, Z.V.; RABOTNOVA, I.L. Effects of pH on physiological and biochemical properties of a chemostatic culture. *Microbiology*. v.46, n.01, p.9-14, 1977.
- SANGAVE, P.C.; PANDIT, A.B. Chemical composition associated with different particle size fractions in municipal, industrial, and agricultural wastewaters. *Chemosphere*. v. 55, p. 691-703, 2006.
- SANTOS, H.R.; PRADO, G.S.; VIDAL, C.M.S.; MORUZZI, R.B.; CAMPOS, J.B. Aplicabilidade das técnicas de determinação de tamanho de partículas em sistemas de tratamento de água e esgoto sanitário. *Engenharia Sanitária e Ambiental*. v.9, n.04, p.291-300, 2004.
- SAYED, S.K.I.; VAN DER ZANDEN, J.; WIJFFELS, R.; LETTINGA, G. Anaerobic degradation of various fractions of slaughterhouse wastewater. *Biology Wastes*. v. 23, p. 117-142, 1988.
- SCHNEIDER, R. P.; TSUTIYA, M. T. *Membranas Filtrantes para o Tratamento de Água, Esgoto e Água de Reuso*. 1.ed. São Paulo: Associação Brasileira de Engenharia Sanitária e Ambiental, 2001. v. 1. 234 p.
- SEGHEZZO, L.; ZEMAN, G.; VAN LIER, J.B.; HAMELERS, H.V.M.; LETTINGA, G. A review: The anaerobic treatment of sewage in UASB e EGSB reactors. *Bioresource Technology*, v.65, n. 3, p. 175-190, 1998.
- SEGHEZZO, L.; GUERRA, R.G.; GONZALES, S.M.; TRUPIANO, A.P.; FIGUEROA, M.E.; CUEVAS, C.M.; ZEMAN, G.; LETTINGA, G. Removal efficiency and

methanogenic activity profiles in a pilot-scale UASB reactor treating settled sewage at moderate temperatures. *Water Science and Technology*, v.45, n. 10, p. 243-248, 2002.

SIEGERT, I.; BANKS, C. The effect of volatile fatty acid additions on the anaerobic digestion of cellulose and glucose in batch reactors. *Process Biochemistry*, v. 40, p. 3412-3418, 2005.

SILVA, S. Q.; ZERBINI, A. M.; CHERNICHARO, C. A. L. *Diversidade microbiana em reatores UASB alimentados com esgoto sanitário e submetidos a diferentes condições operacionais*. In: 24° Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental, Anais... Belo Horizonte, 2007.

SOPHONSIRI, C.; MORGENROTH, E. Enhancement in biodegradability of distillery wastewater using enzymatic pretreatment. *Journal of Environmental Management*. v. 78, p. 77-85, 2004.

SOUTO, T. F. S.; AQUINO, S. F.; CHERNICHARO, C. A. L. *Avaliação da influência das condições de incubação no Teste de Atividade Metanogênica Específica (AME) de lodos anaeróbios*. In: 24° Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental, Anais... Belo Horizonte, 2007.

TIEHM, A.; NICKEL, K.; ZELHORN, M.; NEIS, U. Ultrasonic waste activated sludge disintegration for improving anaerobic stabilization. *Water Research*, v.35, n. 8, p.2003-2009, 2001.

UEMURA, S.; HARAD, H. Treatment of sewage by a UASB reactor under moderate to low temperature conditions. *Bioresearch Technology*, v.72, n. 3, p.275-282, 2000.

VAN LIER, J. B. *Thermofilic anaerobic wastewater treatment; temperature aspects and process stability*. 179p. (Tese). Wageningen Agricultural University, Wageningen, 1995.

VAN LIER, J.B.; TILCHE, A.; AHRING, B.K.; MACARIE, H.; MOLETTA, R.; DOHANYOS, M.; HULSHOFF POL, L.W.; LENS, P.; VERSTRAETE, W. New perspectives in anaerobic digestion. *Water Science and Technology Thermofilic*. v. 43, n. 1, p.1-18, 2001.

- VAN HAANDEL, A.C.; LETTINGA, G. *Anaerobic sewage treatment: a practical guide for regions with a hot climate*. 1.ed. John Wiley and Sons, 1994. 222p.
- VAVILIN, V.A.; LOKSHINA, L.YA. Modeling of volatile fatty acids degradation kinetics and evaluation of microorganism activity. *Bioresearch Technology*, v.57, n. 1, p. 69-80, 1996.
- VAVILIN, V.A.; RYTOV, S.V.; LOKSHINA, L.YA. A description of hydrolysis kinetics in anaerobic degradation of particulate organic matter. *Bioresearch Technology*, v.56, n. 2-3, p. 229-237, 1996.
- VAVILIN, V.A.; RYTOV, S.V.; LOKSHINA, L.YA.; RINTALA, J.A.; LYBERATOS, G. Simplified hydrolysis models for the optimal design of two-stage anaerobic digestion. *Water Research*, v.35, n. 17, p. 4247-451, 2001.
- VEEKEN, A.; KALYUZHNYI, S.; SCHARFF, H.; HAMELERS, B. Effect of pH and VFA on hydrolysis of organic solid waste. *ASCE Environmental Engineering*, v. 126, n. 12, p. 1076-1080, 2000.
- VIDAL, G.; CARVALHO, A.; MÉNDEZ, R.; LEMA, J.M. Influence of the content in fats and proteins on the anaerobic biodegradability of dairy wastewater. *Bioresearch Technology*, v.74, n. 3, p. 231-239, 2000.
- VON SPERLING, M. *Introdução à qualidade das águas e ao tratamento de esgotos*. 3.ed. Belo Horizonte: Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental – UFMG, 2005. 452p. (Princípios do tratamento biológico de águas residuárias, 1).
- WANG, K.; ZEEMAN, G.; LETTINGA, G. Alteration in sewage characteristics upon aging. *Water Science Technology*, v. 31, n. 7, p. 191-200, 1995.
- WENTZEL, M.C.; MBEWE, A.; LAKAY, M.T.; EKAMA, G.A. Batch test for characterization of the carbonaceous materials in municipal wastewater. *Water SA*, v. 25, n. 3, p. 327-335, 1999.
- YU, H.Q.; FANG, H.H.P. Acidogenesis of gelatin-rich wastewater in an upflow anaerobic reactor: influence of pH and temperature. *Water Research*, v. 37, n. 1, p. 55-66, 2003.

ZHANG, B.; ZHANG, L-L.; ZANGH, S-C.; SHI, H-Z.; CAI, W-M. The influence of pH on hydrolysis and Acidogenesis of kitchen wastes in two-phase anaerobic digestion. *Environment Pollution*, v. 26, n. 3, p. 329-339, 2005.

ZEEMAN, G.; SANDERS, W. Potential of anaerobic digestion of complex waste (water). *Water Science Technology*, v. 44, n. 8, p. 115-122, 2001.

12 ANEXOS

12.1 Anexo A – Resultados dos Teste de Pressão X Vazão

Peneira com malha de 1 mm		
Tempo (min)	Pressão (kgf/cm ²)	Vazão (L/s)
0	0,50	0,71
20	0,50	0,63
40	0,50	0,67
60	0,55	0,63
75	0,55	0,67
90	0,55	0,56
120	0,60	0,63
935	0,60	0,53
950	0,60	0,56
965	0,65	0,56
980	0,65	0,56
1005	0,65	0,59
1025	0,70	0,61
1045	0,70	0,63
1065	0,70	0,59
1095	0,75	0,59
1135	0,80	0,59
1195	0,85	0,59
1225	0,85	0,59
1255	0,85	0,56
1275	0,85	0,59
1295	0,85	0,56
1315	0,90	0,56
1345	0,90	0,57
1365	0,90	0,56
1385	0,90	0,56
1405	0,95	0,56

Peneira com malha de 0,5 mm		
Tempo (min)	Pressão (kgf/cm ²)	Vazão (L/s)
0	0,50	0,32
10	0,50	0,45
30	0,70	0,48
50	0,90	0,50
60	1,10	0,50
70	1,20	0,50
80	1,30	0,50
90	1,50	0,50
123	2,00	0,50
153	2,30	0,50
183	2,50	0,50
213	2,80	0,48
243	3,10	0,48
273	3,30	0,48
303	3,60	0,45
333	3,80	0,43
368	4,10	0,42

12.2 Anexo B – Pressão média aferida durante a operação dos reatores

Dia de operação	Pressão média (kgf/cm ²)			
	Fase 1 (Q = 1,53 m ³ /h)	Fase 2 (Q = 2,19 m ³ /h)	Fase3 (Q = 3,37 m ³ /h)	Fase 4 (Q = 2,80 m ³ /h)
1	0,6	0,7	1,0	0,6
4	0,8	1,4	2,1	1,0
5	0,9	1,5	2,5	1,2
6	0,9	1,6	3	1,2
7	1,0	1,7	3,2	1,6
8	1,1	1,8	3,5	1,7

12.3 Anexo C – Resultados médios das análises de DTP

Faixa de tamanho (µm)	Porcentagem de partículas (%)			
	Esgoto bruto		Esgoto bruto peneirado (malha de 1mm)	
	Fase 1	Fase 2	Fase 1	Fase 2
< 1,8	1,52	0	2,17	0
1,8 a 10	12,59	13,48	16,96	22,40
10 a 30	28,19	25,83	35,71	38,98
30 a 50	16,02	13,54	15,47	11,90
50 a 86	15,34	9,78	11,80	5,66
86 a 102	4,71	4,05	3,47	2,44
102 a 206	18,97	20,47	14,11	13,10
206 a 350	2,67	12,84	0,32	5,52

12.4 Anexo D – Resultados médios dos Testes de Hidrólise

Esgoto bruto							
Parâmetro	Tempo de ensaio	Teste 1	Teste 2	Teste 3	Teste 4	Teste 5	Teste 6
Massa de DQO _{FILTRADA} (mg)	0	40	104	102	157	134	117
	2	38	124	130	299	241	236
	4	31	83	112	275	270	190
	7	28	64	93	266	286	189
	10	48	53	93	168	173	159
	16	23	16	73	108	104	115
	21	23	13	29	60	44	62
Volume acumulado de CH ₄ produzido (mL)	0	0	0	0	0	0	0
	2	3	0	0	15	0	0
	4	13	9	5	32	2	0
	7	41	30	20	92	4	0
	10	69	59	41	165	26	41
	16	94	94	85	250	88	176
	21	115	123	148	319	161	346
Massa de DQO _{PARTICULADA} (mg)	0	1.095	1.108	1.562	2.317	2.184	1.443
	2	1.402	1.042	739	1.827	1.570	1.786
	4	1.134	751	651	1.337	1.374	1.480
	7	796	573	628	1.565	1.333	1.458
	10	900	682	585	1.250	1.183	1.353
	16	712	433	599	917	966	1.212
	21	600	348	441	706	651	488
Massa de SSV (mg)	0	508	379	458	781	1.333	895
	2	501	418	336	966	874	836
	4	481	344	321	856	676	695
	7	431	305	321	673	706	706
	10	404	230	250	582	606	639
	16	318	214	200	428	505	326
	21	234	175	161	409	302	254

Esgoto bruto peneirado – malha de 1mm							
Parâmetro	Tempo de ensaio	Teste 1	Teste 2	Teste 3	Teste 4	Teste 5	Teste 6
Massa de DQO _{FILTRADA} (mg)	0	87	91	72	276	86	48
	2	70	127	106	308	129	73
	4	37	127	71	234	108	62
	7	52	81	91	260	83	59
	10	45	50	88	180	33	49
	16	28	11	62	97	24	22
	21	27	12	27	41	18	22
Volume acumulado de CH ₄ produzido (mL)	0	0	0	0	0	0	0
	2	1	0	0	10	0	0
	4	10	13	5	23	1	0
	7	32	42	20	74	6	27
	10	61	85	46	141	53	118
	16	92	130	96	221	95	401
	21	119	172	160	270	125	508
Massa de DQO _{PARTICULADA} (mg)	0	988	1.526	1.504	1.544	1.496	1.324
	2	1.051	859	964	1.724	1.326	1.490
	4	883	631	777	1.283	1.488	1.189
	7	894	555	702	1.299	961	1.276
	10	749	703	702	1.044	595	952
	16	650	443	725	707	563	717
	21	436	407	552	639	504	584
Massa de SSV (mg)	0	510	633	514	819	633	715
	2	514	351	393	738	601	654
	4	443	347	380	604	535	577
	7	368	314	338	487	451	537
	10	332	229	303	472	330	462
	16	300	226	235	348	289	362
	21	219	180	149	299	235	335

Esgoto bruto peneirado – malha de 0,5mm							
Parâmetro	Tempo de ensaio	Teste 1	Teste 2	Teste 3	Teste 4	Teste 5	Teste 6
Massa de DQO_{FILTRADA} (mg)	0	205	150	132	144	195	123
	2	159	170	183	305	245	227
	4	121	166	199	257	268	189
	7	133	122	146	279	281	188
	10	94	74	155	199	170	161
	16	36	15	138	90	91	132
	21	28	16	146	48	46	80
Volume acumulado de CH₄ produzido (mL)	0	0	0	0	0	0	0
	2	0	0	0	14	0	0
	4	6	7	0	28	2	0
	7	26	28	0	28	2	0
	10	53	49	2	104	23	0
	16	111	104	6	188	76	86
	21	159	159	10	248	126	133
Massa de DQO_{PARTICULADA} (mg)	0	1.174	1.421	1.444	1.592	1.918	1.500
	2	1.308	1.316	1.214	1.685	1.749	1.468
	4	999	937	1.047	1.174	1.235	1.445
	7	887	744	1.103	1.211	1.031	1.191
	10	1.037	941	960	989	1.150	1.110
	16	673	533	964	819	871	1.057
	21	536	456	841	599	549	625
Massa de SSV (mg)	0	444	455	682	1.013	897	858
	2	593	555	635	720	816	699
	4	498	384	617	629	591	572
	7	444	323	472	520	597	516
	10	420	352	551	462	504	514
	16	239	258	407	378	423	424
	21	231	233	306	311	311	293

12.5 Anexo E – Resultados do monitoramento dos reatores

Parâmetro: DQO									
Fase	Dia de operação	DQO _{TOTAL}				DQO _{FILTRADA}			
		EB	EBp	ER1	ER2	EB	EBp	ER1	ER2
Fase 1	3	662	660	212	196	194	181	115	112
	6	494	471	204	222	112	89	92	94
	7	772	755	270	337	177	252	157	179
	14	294	460	216	216	203	133	77	57
	24	635	385	157	183	144	248	136	60
	28	545	364	173	190	178	130	80	83
	31	489	487	186	202	246	206	114	99
	35	374	526	139	174	136	149	99	186
	38	243	209	201	116	166	156	81	72
	42	249	407	94	164	137	172	78	76
	45	211	202	65	51	103	92	81	23
	52	427	549	200	167	230	190	145	110
	56	359	499	143	155	224	177	128	152
	59	430	407	151	149	185	137	94	68
	66	233	278	107	98	133	84	78	98
70	289	404	128	164	133	128	44	62	
Fase 2	98	483	505	280	305	213	163	155	197
	101	303	323	200	338	200	164	120	53
	105	496	499	334	233	114	108	132	122
	112	472	436	198	289	154	184	96	116
	122	479	486	244	195	207	210	131	116
	126	530	500	240	235	240	203	123	100
	129	377	410	116	162	101	141	61	66
	136	443	438	211	197	177	183	86	143
	147	504	429	129	115	228	154	115	74
	154	427	484	182	131	110	188	51	25
	155	376	357	71	153	107	85	49	30
157	332	325	145	123	235	225	119	80	
Fase 3	185	419	367	225	228	143	135	96	134
	189	394	397	212	189	98	94	43	86
	196	341	438	271	250	125	119	20	97
	199	394	378	215	288	178	81	63	107
	203	354	333	228	179	105	144	89	123
	206	606	403	224	318	197	186	117	117
	210	550	541	274	215	264	172	160	191
	213	334	402	300	286	144	118	111	94
	220	616	559	435	262	197	163	246	98
	224	422	432	264	266	168	127	141	121
231	399	394	299	291	178	149	76	152	

Parâmetro: DQO									
Fase	Dia de operação	DQO _{TOTAL}				DQO _{FILTRADA}			
		EB	EBp	ER1	ER2	EB	EBp	ER1	ER2
Fase 4	266	380	348	231	175	113	106	49	61
	276	466	456	197	267	210	136	125	159
	280	550	541	358	267	207	200	148	125
	283	502	504	259	284	170	151	110	123
	287	499	532	274	288	210	213	139	140
	290	452	483	225	267	214	180	118	118
	301	485	487	227	214	178	135	112	112
	304	458	405	200	172	104	134	97	77
	308	437	443	222	218	157	143	107	78
	311	449	336	218	208	175	108	60	69
	315	399	351	191	178	125	72	48	66
	318	430	427	191	195	159	156	84	51
	322	424	371	208	191	155	138	99	80
	325	324	250	105	141	141	94	93	141
	329	398	401	173	190	148	139	75	63
	336	410	466	187	169	162	158	66	57
338	465	513	261	187	228	205	122	64	
Fase 5A	364	352	306	151	197	65	142	114	188
	367	380	335	140	158	110	105	57	93
	371	410	423	194	201	150	145	78	77
	374	415	447	256	200	140	182	107	85
	378	360	402	219	174	188	75	71	68
	381	423	373	173	99	202	157	118	76
	385	456	437	232	195	166	165	116	111
	388	342	368	190	120	115	117	70	52
	392	415	516	204	159	159	193	117	117
	395	393	402	207	86	174	220	144	100
	401	411	398	177	135	117	121	78	88
	406	389	420	224	164	116	176	103	98
	408	381	509	153	164	114	124	60	64
	413	343	330	108	95	113	106	61	64
	415	398	375	119	134	111	107	51	52
	420	392	324	138	108	125	129	29	35
	429	155	177	100	96	97	106	93	81
	434	344	335	105	126	128	128	66	61
436	275	269	144	118	148	140	82	84	
441	394	405	154	124	169	157	89	74	
443	314	315	109	116	86	93	40	48	
450	321	350	169	215	150	147	96	97	

Parâmetro: DQO									
Fase	Dia de operação	DQO _{TOTAL}				DQO _{FILTRADA}			
		EB	EBp	ER1	ER2	EB	EBp	ER1	ER2
Fase 5B	462	379	335	123	128	162	158	89	96
	463	411	455	135	123	177	143	93	83
	464	350	383	99	77	130	99	44	44
	469	426	381	132	127	191	167	85	97
	471	405	408	76	84	132	121	37	37
	483	437	446	110	139	151	176	105	83
	484	366	324	73	63	112	120	46	43
	485	398	393	79	88	123	128	61	25
	487	370	365	88	88	154	163	75	45
	492	423	418	93	93	139	183	53	48
	497	453	425	145	205	137	118	44	44
	499	419	449	108	113	184	198	82	94
	511	315	313	186	113	202	168	135	121
	513	444	509	116	74	157	183	80	53
	518	400	379	198	91	132	115	53	67
	520	303	303	156	134	127	111	76	63
	525	325	360	119	112	196	166	111	118
	527	429	385	130	118	168	160	101	94
	532	356	334	159	113	164	141	84	123
	533	354	334	159	113	164	127	97	100
539	375	439	107	187	123	136	58	45	
541	438	459	99	107	188	163	68	72	
546	470	415	116	148	201	231	102	66	
553	389	262	112	128	139	118	58	87	
560	464	386	157	169	161	122	76	62	

Obs: * EB – esgoto bruto; EBp – esgoto bruto peneirado; ER1 – efluente do reator controle; ER2 – efluente do reator precedido da UPF. As células em amarelo correspondem aos dados expurgados nas análises

Parâmetro: Sólidos Suspensos									
Fase	Dia de operação	SST				SSV			
		EB	EBp	ER1	ER2	EB	EBp	ER1	ER2
Fase 1	3	338	346	98	76	283	268	63	53
	6	300	286	63	104	228	226	46	74
	7	365	330	90	120	303	260	81	81
	10	245	203	50	94	160	163	35	53
	14	293	270	43	86	213	200	21	53
	24	313	260	78	101	280	213	16	82
	28	218	233	60	69	183	195	48	54
	31	205	245	30	63	130	208	30	63
	35	175	275	58	45	175	250	40	42
	42	220	160	80	38	185	160	80	28
	45	218	233	33	40	193	190	18	15
	49	139	403	65	33	64	232	45	24
	59	210	205	46	45	153	141	28	10
	63	168	196	22	36	130	163	20	34
70	184	88	65	40	145	54	41	23	
Fase 2	98	172	188	86	54	143	143	67	49
	101	159	172	70	61	128	144	60	53
	105	201	234	92	91	172	177	74	73
	108	146	155	79	88	116	128	51	72
	112	175	198	85	102	155	166	80	74
	115	165	317	71	98	127	204	33	68
	122	204	213	72	88	164	178	54	69
	126	186	215	76	97	156	171	68	79
	129	153	198	64	91	111	156	58	60
	133	161	185	46	66	136	149	24	57
	136	166	193	60	80	152	180	54	68
	143	100	141	18	26	73	101	18	22
	147	206	187	54	83	186	147	44	77
	154	214	218	51	80	178	188	41	54
155	170	192	48	73	128	145	30	49	
157	150	162	77	34	135	132	58	29	

Parâmetro: Sólidos Suspensos									
Fase	Dia de operação	SST				SSV			
		EB	EBp	ER1	ER2	EB	EBp	ER1	ER2
Fase 3	185	169	189	94	93	157	164	77	51
	189	223	188	180	134	187	160	130	94
	196	149	268	205	124	130	214	154	97
	199	217	353	135	168	166	216	102	130
	203	201	191	150	117	169	165	110	83
	206	289	190	145	115	231	152	108	83
	210	236	207	99	106	198	169	156	101
	213	201	252	157	145	164	206	112	121
	217	201	208	270	169	164	177	201	137
	220	226	130	177	110	181	118	137	86
	224	187	209	124	108	156	178	95	91
	231	243	247	140	114	201	203	114	100
234	218	232	122	101	182	189	93	86	
Fase 4	266	171	200	77	86	140	168	67	75
	276	233	215	90	115	204	176	76	99
	280	217	169	144	105	182	106	123	83
	283	203	235	96	99	165	202	93	76
	287	162	169	120	102	129	97	98	89
	290	185	170	82	93	151	139	54	90
	294	237	218	99	114	194	188	87	94
	297	228	204	87	88	113	184	65	68
	301	206	158	124	116	158	111	108	102
	304	236	164	87	40	179	132	79	28
	308	171	212	98	96	138	178	77	80
	311	208	178	104	103	162	158	81	74
	315	234	204	125	112	207	173	97	87
	318	217	198	112	86	184	178	84	70
322	196	156	125	76	155	124	96	63	
325	224	196	62	73	190	159	53	65	
329	220	208	73	78	175	176	53	57	
336	192	131	67	68	154	117	50	58	
338	184	250	89	73	155	201	68	59	

Parâmetro: Sólidos Suspensos									
Fase	Dia de operação	SST				SSV			
		EB	EBp	ER1	ER2	EB	EBp	ER1	ER2
Fase 5A	364	202	290	83	100	171	256	63	85
	367	176	189	72	85	150	171	47	78
	371	194	205	76	108	148	166	61	80
	374	201	213	117	82	162	173	92	63
	378	199	219	126	71	159	192	87	57
	381	173	208	54	67	145	161	39	53
	385	193	165	63	96	154	112	47	74
	388	210	206	94	89	157	159	54	52
	392	214	221	92	65	162	171	65	49
	395	161	179	124	50	138	141	98	43
	401	257	261	80	66	199	198	72	51
	406	156	178	92	49	128	144	58	35
	408	190	234	45	56	162	179	43	42
	413	195	166	45	56	164	137	35	40
	415	202	200	41	51	165	169	32	45
	420	144	186	50	64	114	155	47	60
	427	87	123	118	40	73	104	85	32
	434	199	156	38	65	160	131	37	48
	436	159	168	38	26	144	138	36	17
	441	146	180	51	39	121	140	46	36
443	94	137	30	38	76	113	19	26	
450	150	170	60	100	123	136	52	77	

Parâmetro: Sólidos Suspensos									
Fase	Dia de operação	SST				SSV			
		EB	EBp	ER1	ER2	EB	EBp	ER1	ER2
Fase 5B	462	197	177	57	57	134	131	25	25
	463	205	158	44	39	166	136	25	32
	464	111	102	9	23	90	76	3	15
	469	174	158	21	36	149	125	17	31
	471	198	157	29	26	156	122	24	7
	483	202	183	24	51	154	152	12	33
	484	170	141	15	21	144	115	12	17
	485	167	164	15	20	141	125	8	11
	487	174	142	8	22	118	108	4	18
	492	159	141	27	24	135	118	15	20
	497	161	176	22	31	128	142	18	23
	499	172	179	24	35	142	146	21	23
	511	143	128	61	27	109	107	41	19
	513	185	199	28	12	139	178	24	7
	518	243	186	123	13	189	143	82	8
	525	129	148	33	13	103	114	25	8
	527	144	177	38	23	127	135	34	18
	532	216	206	47	37	177	139	36	31
	541	120	145	26	51	89	114	9	41
546	230	205	29	63	182	146	40	47	
547	167	177	42	69	136	138	34	52	
553	227	142	33	115	163	112	27	27	

Obs: * EB – esgoto bruto; EBp – esgoto bruto peneirado; ER1 – efluente do reator controle; ER2 – efluente do reator precedido da UPF. As células em amarelo correspondem aos dados expurgados nas análises

12.6 Anexo F – Resultados dos ensaios de ultrafiltração

Fase	Ensaio	Fração	DQO			
			EB	EBp	ER1	ER2
Fase 3	1	x < 1,2 µm	168 mg/L	127 mg/L	141 mg/L	121 mg/L
		x < 1 kDa	81,3%	81,4%	84,5%	82,9%
		1 kDa < x < 10 kDa	4,2%	7,1%	-	7,0%
		10 kDa < x < 100 kDa	9,9%	6,1%	4,0%	-
		x > 100 kDa	4,6%	5,4%	11,5%	10,1%
Fase 4	1	x < 1,2 µm	210 mg/L	136 mg/L	118 mg/L	138 mg/L
		x < 1 kDa	81,0%	74,2%	71,9%	75,6%
		1 kDa < x < 10 kDa	-	10,7%	4,8%	-
		10 kDa < x < 100 kDa	1,8%	-	-	0,4%
		x > 100 kDa	17,2%	15,1%	23,3%	24,0%
	2	x < 1,2 µm	141 mg/L	94 mg/L	85 mg/L	77 mg/L
		x < 1 kDa	64,4%	59,5%	66,5%	63,7%
		1 kDa < x < 10 kDa	9,4%	-	11,8%	14,3%
		10 kDa < x < 100 kDa	0,5%	17,1%	6,6%	2,4%
		x > 100 kDa	25,7%	23,5%	15,0%	19,6%
Fase 5A	1	x < 1,2 µm	140 mg/L	182 mg/L	99 mg/L	84 mg/L
		x < 1 kDa	57,8%	66,5%	57,7%	52,9%
		1 kDa < x < 10 kDa	-	-	13,0%	19,1%
		10 kDa < x < 100 kDa	1,3%	11,8%	3,5%	-
		x > 100 kDa	40,9%	21,7%	25,8%	28,0%
	2	x < 1,2 µm	111 mg/L	107 mg/L	51 mg/L	52 mg/L
		x < 1 kDa	60,7%	77,1%	44,5%	60,7%
		1 kDa < x < 10 kDa	8,8%	0,1%	32,1%	18,4%
		10 kDa < x < 100 kDa	4,0%	5,2%	3,6%	-
		x > 100 kDa	26,5%	17,6%	19,8%	20,9%
Fase 5B	1	x < 1,2 µm	139 mg/L	183 mg/L	53 mg/L	48 mg/L
		x < 1 kDa	71,6%	71,4%	65,9%	60,7%
		1 kDa < x < 10 kDa	4,7%	5,2%	16,9%	24%
		10 kDa < x < 100 kDa	7,1%	7,0%	9,6%	1,3%
		x > 100 kDa	16,5%	16,4%	7,7%	13,9%
	2	x < 1,2 µm	201 mg/L	231 mg/L	58 mg/L	87 mg/L
		x < 1 kDa	51,6%	46,8%	68,5%	76,8%
		1 kDa < x < 10 kDa	-	43,3%	8,9%	8,7%
		10 kDa < x < 100 kDa	29,7%	0,4%	7,3%	1,4%
		x > 100 kDa	18,7%	9,5%	15,3%	13,1%

Obs: * EB – esgoto bruto; EBp – esgoto bruto peneirado; ER1 – efluente do reator controle; ER2 – efluente do reator precedido da UPF.

12.7 Anexo G – Resultados médios do perfil de sólidos

Fase	Altura de coleta (m)	Massa de STV (kg)	
		Reator R1	Reator R2
Fase 3	0,05	37,2	47,5
	0,65	18,2	9,2
	1,10	8,9	0,9
	1,60	7,7	1,0
	2,10	1,8	1,3
	2,60	2,0	0,6
	3,10	1,0	0,6
	Total	76,6	60,9
Fase 4	0,05	68,8	41,5
	0,65	31,6	30,2
	1,10	0,7	8,7
	1,60	-	1
	2,10	-	-
	2,60	-	-
	3,10	-	-
	Total	101,0	81,4
Fase 5A	0,05	29,5	28,8
	0,65	19,8	18,2
	1,10	4,7	10,5
	1,60	0,9	3,5
	2,10	0,7	0,4
	2,60	0,5	0,6
	3,10	0,4	-
	Total	56,4	62,0
Fase 5B	0,05	37,7	35,2
	0,65	27,7	28,8
	1,10	21,8	20,7
	1,60	17,9	18,5
	2,10	14,8	15,8
	2,60	10,4	15,0
	3,10	7,1	2,6
	Total	137,3	136,7

12.8 Anexo H – Resultados dos Testes de AME

Fase	Dia de operação	AME (g DQO/g STV.d)		AME (mL CH ₄ /g STV.d)	
		Reator R1	Reator R2	Reator R1	Reator R2
Fase 3	25	0,34	0,40	131,5	109,6
	39	0,18	0,31	67,9	121,5
Fase 4	12	-	-	-	-
	19	0,73	0,23	283,2	87,3
	33	0,28	0,68	110,0	264,9
	47	0,08	0,06	29,7	23,9
	75	0,02	0,01	8,6	5,1
Fase 5A	5	-	-	-	-
	33	0,18	0,18	71,0	71,3
	54	0,02	0,07	6,9	28,0
Fase 5B	89	0,08	0,23	31,3	90,6

12.9 Anexo I – Resultados da análise química do resíduo da peneira

Parâmetro					
DQO (g/L)		ST (g/L)		STV (g/L)	
Fase 1	Fase 2	Fase 1	Fase 2	Fase 1	Fase 2
-	36	193	-	158	-
88	220	76	159	62	79
108	69	-	134	-	72
71	65	100	-	47	-
-	97	67	133	45	71
105	226	47	154	28	97
63	-	118	128	57	92
18	217	-	169	-	108