

Luana Maria Marelli

**DESENVOLVIMENTO E ESTUDO DE UM REATOR UASB COM  
UNIDADE DE FILTRAÇÃO, UTILIZADO PARA TRATAMENTO DE  
ESGOTO SANITÁRIO**

Tese apresentada à Escola de Engenharia  
de São Carlos, da Universidade de São  
Paulo, como parte dos requisitos para a  
obtenção do título de Doutor em Hidráulica e  
Saneamento.

Orientador: Prof. Titular. Eduardo Cleto Pires

São Carlos,  
2006

**FOLHA DE JULGAMENTO**

Candidata: Engenheira **LUANA MARIA MARELLI**

Tese defendida e julgada em 09-06-2006 perante a Comissão Julgadora:



Prof. Titular **EDUARDO CLETO PIRES (Orientador)**  
(Escola de Engenharia de São Carlos/USP)

Aprovada.



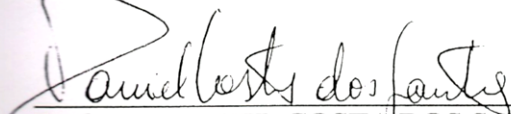
Prof. Associado **MARCELO ZAIAT**  
(Escola de Engenharia de São Carlos/USP)

Aprovado



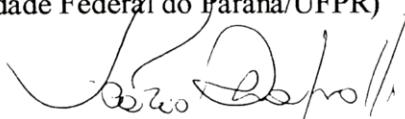
Dra. **ANDRÉA PAULA BUZZINI**  
(Pós-doutoranda/FAPESP)

Aprovada



Prof. Dr. **DANIEL COSTA DOS SANTOS**  
(Universidade Federal do Paraná/UFPR)

APROVADA



Prof. Dr. **FLÁVIO RUBENS LAPOLLI**  
(Universidade Federal de Santa Catarina/UFSC)

Aprovada



Prof. Titular **MARIA DO CARMO CALIJURI**  
Coordenadora do Programa de Pós-Graduação em  
Engenharia (Hidráulica e Saneamento) e  
Presidente da Comissão de Pós-Graduação

*Para Fábio, Odette, Gaddo e Adalberto,  
pessoas preciosas que são o meu esteio.  
Para o professor Eduardo, meu orientador.*

## AGRADECIMENTOS

Ao professor Eduardo Cleto Pires pela maneira generosa e pertinente com que orientou e conduziu esta pesquisa.

Sou grata à Prof. Maria do Carmo Calijuri pelo constante incentivo dado à mim e aos alunos de pós graduação.

À Délio, Íria, Lilia, Daniel e Cláudio, pelo apoio incondicional e pelos agradáveis finais de semana.

Às irmãs de coração, Mércia, Isabel e Dirlane, pessoas queridas que conheci no mestrado e com quem tenho a sorte de compartilhar uma grande amizade.

Aos amigos, Evandro, Fernando, Karina, Monique, Cristina e Kátia , pela agradável convivência no laboratório.

Aos professores Marcelo Zaiat, Andréa Buzzini, Flávio Lapolli e Daniel C. Santos pelas sugestões dadas ao trabalho de doutorado.

Agradeço a Prof<sup>a</sup>. Elizabeth Moraes e a Dra Maria Ângela, por todo o aprendizado das técnicas laboratoriais e também pela amizade.

Às secretárias Sá e Pavi que sempre ajudaram a cumprir os prazos e procedimentos.

Aos técnicos Valdecir, Edson e Maurílio pela amizade e grande colaboração no projeto e na montagem experimental desta pesquisa.

À todos os amigos do Departamento de Hidráulica e Saneamento, pela convivência nestes anos de trabalho.

À Fundação de Amparo a Pesquisa do Estado de São Paulo pelo importante apoio financeiro ao desenvolvimento da pesquisa.

*“No meio do caminho tinha uma pedra  
tinha uma pedra no meio do caminho  
tinha uma pedra  
no meio do caminho tinha uma pedra.  
Nunca me esquecerei deste acontecimento  
Na vida de minhas retinas tão fatigadas  
Nunca me esquecerei que no meio do caminho  
Tinha uma pedra  
Tinha uma pedra no meio do caminho  
No meio do caminho tinha uma pedra”*  
*Carlos Drummond de Andrade*

*“Pedras no caminho  
recolho todas  
um dia vou construir um castelo”.*  
*Fernando Pessoa*

MARELLI, L.M.(2006). *Desenvolvimento e estudo de um reator UASB com unidade de filtração, utilizado para o tratamento de esgoto sanitário*. Tese (doutorado) Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo.

## RESUMO.

Para o tratamento de esgoto sanitário foi desenvolvido e estudado um reator UASB (Upflow Anaerobic Sludge Blanket), associado com unidade de filtração. O estudo se iniciou pela operação do reator UASB durante 642 dias, onde a fase líquida afluyente e efluente foi monitorada. Em seguida uma unidade de filtração foi acoplada ao reator UASB e foram avaliados as características de filtração, o desempenho do tratamento e a eficiência do processo de limpeza química de três filtros. Os materiais poliméricos utilizados como filtros foram o polipropileno, o poliéster e o geossintético de poliéster, com diâmetro médio de poros de um microm (1 $\mu$ m). As características de filtração avaliadas foram o fluxo do permeado e os mecanismos de obstrução de cada material polimérico (resistência à filtração: total, do material, da camada de biossólidos e de entupimento). O desempenho global do sistema de tratamento foi avaliado em termos de remoção de demanda química de oxigênio (DQO) e de sólidos suspensos totais (SST). Para recuperação dos filtros foi utilizada primeiramente a limpeza química com solução ácida (ácido clorídrico- HCL) e em série a limpeza com solução alcalina (hipoclorito de sódio e hidróxido de sódio- NaOCl e NaOH). Dentre os três materiais poliméricos utilizados verificou-se que, o geossintético (poliéster) foi o filtro que apresentou melhores características de filtração e desempenho global, ou seja, com este material a resistência da camada foi predominante (obstrução é reversível), a concentração de sólidos suspensos totais do permeado estabilizou em 25 mg. L<sup>-1</sup> e a eficiência média global de remoção da demanda química de oxigênio (DQO) foi de 78%. Dentre os procedimentos de limpeza química utilizada nos três filtros, verificou-se que a solução ácida (HCL) aplicada em série com a solução alcalina (NaOCl e NaOH) apresentou maior eficiência que a limpeza somente com a solução ácida (recuperação do fluxo inicial do permeado acima de 90%).

**Palavras-chave:** biorreator anaeróbio, esgoto sanitário, unidade de filtração, reator UASB, filtros poliméricos, características de filtração, mecanismos de fluxo, desempenho no tratamento, filtração tangencial.

MARELLI, L. M. (2006). *Development and study of a UASB reactor coupled with a filtration unit for the treatment of domestic sewage*. Ph. D. Thesis – São Carlos School of Engineering, University of São Paulo.

## **ABSTRACT**

An anaerobic reactor (UASB – Upflow Anaerobic Sludge Blanket) coupled to a filtration unit for the treatment of domestic sewage was developed and studied. The study began by operating the UASB reactor for 642 days, during which time the influent and effluent liquid phase were monitored. The filtration unit was then coupled to the UASB reactor and the filtration characteristics, the performance of the treatment, and the efficiency of the cleaning process of three polymeric filters were evaluated. The polymeric materials used for the filters were polypropylene, polyester and geosynthetic polyester, all with an average pore size of one micron (1 $\mu$ m). The filtration characteristics evaluated were the permeate flux and the fouling mechanisms (total filtration resistance of the material and the cake, and clogging) during filtration. The system's overall performance was evaluated in terms of chemical oxygen demand (COD) and removal of total suspended solids (TSS). The filters were cleaned chemically, first with an acid solution (HCl), followed by alkaline solutions (NaOH and NaOCl) applied in series. A comparison of the three filtering materials indicated that the geosynthetic material (polyester) possessed the best overall characteristics of filtration and performance. In other words, i.e., cake resistance (reversible fouling) predominated with this material, the concentration of total suspended solids (TSS) in the permeate stabilized at 25 mg. L<sup>-1</sup>, and the overall removal efficiency of chemical oxygen demand (COD) was 78%. Of the various chemical cleaning procedures tested on the three polymeric filters, the acid (HCl) and alkaline solutions (NaOH and NaOCl) applied in series provided more efficient flux recovery (over 90% of the initial permeate) than chemical cleaning only with acid (HCl).

**Keywords:** UASB reactor, anaerobic bioreactor, domestic sewage, filtration unit, polymeric filters, filtration characteristics, flux mechanisms, treatment performance, cross-flow filtration.

## LISTA DE FIGURAS

Figura 1- Classificação das membranas quanto a sua origem (Adaptado de Noble e Stern, 1995).....	7
Figura 2- Classificação das membranas segundo morfologia (fonte: Scott, 1995) .....	7
Figuras 3- Diferentes compostos presentes em água e esgoto e as técnicas de separação por membranas utilizadas de acordo com o tamanho de partículas.....	8
Figura 4 -Força motriz para osmose reversa, ultrafiltração e microfiltração Fonte: Petrus, 1997 <i>apud</i> Lapolli, 1998.....	9
Figura 5- Configurações de biorreatores com membrana: a) biorreator com membrana de separação sólido-líquido (MBRs),b) biorreator com aeração por membrana (MABR) e c) biorreator com membrana extrativa (EMB).....	12
Figura 6- Configurações de sistemas utilizando biorreatores de membrana com módulo externo e módulo submerso respectivamente(Gander et al, 2000).....	15
Figura 7- Modelo filme :Polarização por concentração com fluxo por convecção e por difusão.....	23
Figura 8- Modelos que representam o depósito de partículas sobre a superfície da membrana: a) Bloqueio completo- partículas se depositam sobre a membrana bloqueando totalmente o poro; b) bloqueio intermediário- partículas não bloqueio completamente o poro da membrana e c) Camada de partículas que formam um filtro.....	25
Figura 9- Fluxograma geral da montagem do experimento .....	34
Figura 10- Esquema da estrutura utilizada para apresentar os materiais e métodos.....	35
Figura 11 - Biorreator anaeróbio com unidade de filtração.....	36
Figura 12 - Esquema do reator UASB.....	37
Figura 13 - Esquema da unidade de filtração (a) e da configuração do filtro (b).....	38
Figura 14-Esquema do biorreator anaeróbio para o tratamento de esgoto sanitário.....	40
Figura 15 - Fluxograma do processo de filtração .....	41
Figura 16 - Esquema do processo de limpeza dos filtros.....	42
Figura 17- Aparato experimental do ensaio de aderência.....	48
Figura 18 -Esquema do reator e posicionamento da manta– Adaptado de Ribeiro, 2001.....	49



Figura 19– Esquema do sistema experimental para determinação de hidrofobicidade em materiais poliméricos.....	50
Figura 20– Etapas para a determinação da hidrofobicidade (ângulo de contato): a) a imagem adquirida em seu formato original; b) a imagem original com os elementos de contorno destacados; c) apresenta a obtenção da reta em representação à superfície da amostra, d) identificação das curvas que aproximam o hemisfério esquerdo ( $\theta_1$ ) e direito da gota( $\theta_2$ ).....	51
Figura 21- Perfil de DQO média diária do esgoto sanitário (maio de 2003).....	58
Figura 22- Ensaio exploratório para verificar a degradação média do esgoto sanitário nos tanques de armazenamento, em termos de DQO.....	59
Figura 23- Valores de DQO para cada componente do esgoto sintético de 500mg DQO. L <sup>-1</sup> onde: (E) é o extrato de carne em pasta; (A) é o amido de milho; (A)+(E) é a solução de amido de milho com extrato de carne e (A)+(E)+(O)+(D) é a solução com amido, extrato de carne, óleo de soja e detergente.....	59
Figura 24- Ensaio exploratório para verificar a degradação nos tanques de armazenamento após suplementação.....	60
Figura 25- Distribuição percentual da concentração de sólidos presentes no afluente do reator UASB.....	62
Figura 26- Tipos morfológicos encontrados no inóculo do reator UASB. a) feixe de bacilos semelhantes a <i>Methanosaeta</i> sp; b) aglomerado de cocos; c), d), e) e f) bacilos filamentosos e cocos.....	63
Figura 27- Variação do pH do afluente e do efluente do reator UASB.....	64
Figura 28- Variação da alcalinidade total do afluente e do efluente do reator UASB.....	64
Figura 29- Variação da concentração de ácidos voláteis totais no afluente e no efluente do reator UASB.....	65
Figura 30- Variação da concentração da DQO bruta no afluente e no efluente durante a operação com o reator UASB (642 dias).....	66
Figura 31- Variação da concentração da DQO filtrada no afluente e no efluente durante a operação com o reator UASB (642 dias).....	67
Figura 32- Eficiência de remoção de DQO bruta e filtrada no reator UASB.....	67

Figura 33- Variação da concentração de sólidos suspensos totais afluente e efluente do reator UASB.....	69
Figura 34- Variação da relação entre sólidos suspensos totais e sólidos suspensos voláteis afluente e efluente do reator UASB.....	69
Figura 35- a) Massa de microrganismos ao longo da altura do reator e b) Pontos de coleta do reator.....	71
Figura 36- Fotomicrografia típica de amostras da manta de lodo , observadas aos 20, 127, 443 e 580 dias de operação do reator: Tipos morfológicos encontrados no ponto 1 (a, b e c), ponto 2 (d, e e f), ponto 3 (g,h e i) e ponto 4 (j,l e m).....	72
Figura 37- Aderência de biossólidos nos filtros de polipropileno e de poliéster em termos de massa de sólidos totais voláteis por massa de filtro.....	74
Figura 38- Eficiência de remoção mecânica dos sólidos.....	74
Figura 39- Fluxo do permeado para diferentes velocidades do líquido (água potável).....	76
Figura 40-Variação do fluxo do permeado ao longo do tempo de filtração para as três mantas poliméricas.....	77
Figura 41- Pressão transmembrana (PTM) em função do tempo de operação para as três mantas poliméricas.....	78
Figura 42- Evolução da resistência total de cada manta ao longo do período de operação..	78
Figura 43- Valores de resistência obtidos para cada filtro estudado para identificar o mecanismo de bloqueio predominante.....	79
Figura 44- Desempenho do biorreator anaeróbio em termos de remoção de DQO para os filtro de polipropileno.....	80
Figura 45- Desempenho do biorreator anaeróbio em termos de remoção de DQO para os filtro de geossintético de poliéster.....	81
Figura 46- Desempenho do biorreator anaeróbio em termos de remoção de DQO para os filtro de poliéster.....	81
Figura 47 – Variação da eficiência de remoção de DQO do reator anaeróbio UASB, do reator UASB com o filtro e do reator UASB com efluente filtrado em membrana de papel de 1,2µm, com filtro de polipropileno.....	82

Figura 48 – Variação da eficiência de remoção de DQO do reator anaeróbio UASB, do reator UASB com o filtro e do reator UASB com efluente filtrado em membrana de papel de 1,2 $\mu$ m, com filtro de geossintético.....	82
Figura 49 – Variação da eficiência de remoção de DQO do reator anaeróbio UASB, do reator UASB com o filtro e do reator UASB com efluente filtrado em membrana de papel de 1,2 $\mu$ m, com filtro de poliéster.....	83
Figura 50- Variação da concentração de sólidos suspensos totais no afluente, no efluente e no permeado do biorreator anaeróbio durante a filtração com o polipropileno.....	84
Figura 51- Variação da concentração de sólidos suspensos totais no afluente, no efluente e no permeado do biorreator anaeróbio durante a filtração com o geossintético.....	84
Figura 52- Variação da concentração de sólidos suspensos totais no afluente, no efluente e no permeado do biorreator anaeróbio durante a filtração com o poliéster.....	85
Figura 53- Fluxo antes da filtração do efluente e após limpeza química.....	87
Figura 54- Porcentagem de recuperação do fluxo após limpeza com ácido clorídrico (HCL) e após limpeza com solução de hipoclorito de sódio (NaOCl + NaOH).....	87
Figura 55- Esquema do equipamento de difração a laser.....	105
Figura 56- Curva granulométrica das partículas na amostra 1.....	106
Figura 57- Curva granulométrica das partículas na amostra 2.....	107
Figura 58– Esquema do sistema experimental para o ensaio de filtração seriada.....	109
Figura 59– Concentração de sólidos totais acumulados em função da abertura do filtro.....	109
Figura 60– Concentração de DQO após a filtração em cada membrana.....	110

**LISTA DE TABELAS**

Tabela 1- Principais propriedades da membrana e sua importância (Scott, 1995).....	9
Tabela 2- Processo de separação utilizado de acordo com o módulo de membrana.....	10
Tabela 3-Mecanismos, vantagens e desvantagens para cada tipo de módulo.....	11
Tabela 4- Exemplos de biorreatores com aeração por membranas e com membrana extrativa.....	13
Tabela 5- Vantagens da utilização do módulo de membrana em reatores aeróbios ou anaeróbios para tratamento biológico ( fonte: Roída Eco Services Groupe , 1998; Van Dijk e Rocken, 1997).....	14
Tabela 6- Biorreatores aeróbios de membrana (MBR) de grande porte utilizados no tratamento de água residuária doméstica.Fonte: Gander <i>et al</i> (2000).....	16
Tabela 7- Estimativa de custo de diferentes processos de tratamento terciário (libras- £)....	16
Tabela 8- Biorreator de membrana anaeróbio tratando água residuária doméstica.....	18
Tabela 9- Fenômenos que implicam no decréscimo do fluxo do permeado em filtrações tangenciais de acordo com diâmetro dos poros da membrana e das partículas do meio líquido.....	21
Tabela 10 – Critérios e parâmetros de projeto do reator UASB.....	37
Tabela 11- Características do filtro e das mantas poliméricas.....	39
Tabela 12- Composição do esgoto sintético para DQO de 300 mg. L <sup>-1</sup> .....	45
Tabela 13- Análises químicas do extrato de carne. Fonte: Friboi Ltda.....	45
Tabela 14- Composição do substrato sintético para ensaio de aderência (Sousa,1996).....	49
Tabela 15-Determinação dos sólidos totais voláteis do lodo anaeróbio e volume de lodo a ser adicionado ao substrato sintético.....	50
Tabela 16- Análises para o monitoramento do afluente e efluente do reator UASB.....	56

Tabela 17 -Análises para o monitoramento do efluente e do permeado na unidade de filtração: avaliação do desempenho da unidade de filtração.....	57
Tabela 18-Características do esgoto sanitário afluente ao reator UASB.....	61
Tabela 19- Características típicas do esgoto sanitário. Fonte: Metcalf e Eddy (2003).....	61
Tabela 20- Valores de concentração de sólidos totais, sólidos totais voláteis e massa de lodo no reator em diferentes dias de coleta.....	71
Tabela 21- Ângulo de contato entre a gota e a superfície do filtro.....	75

## SUMÁRIO

1. Introdução.....	1
1.1. Contexto e justificativa.....	1
1.2. Objetivo.....	3
1.3. Apresentação da pesquisa.....	3
2. Revisão Bibliográfica.....	5
2.1. Os processos de separação por membranas.....	5
2.1.1. Histórico.....	5
2.1.2. Definições e classificação.....	6
2.1.3. Propriedades e tipologia dos módulos de membrana.....	9
2.2. Os biorreatores de membrana utilizados para o tratamento de água residuária.....	12
2.2.1. Biorreatores de membrana aeróbios.....	14
2.2.2. Biorreatores de membrana anaeróbios.....	17
2.3. Os mecanismos de obstrução das membranas durante filtração tangencial: Teoria geral.....	19
2.3.1. Fenômenos reversíveis na filtração de soluções de moléculas e macromoléculas: polarização por concentração.....	22
2.3.2. Fenômenos reversíveis na filtração de partículas sólidas em suspensão: camada de filtração, bloqueio completo e intermediário de poros.....	25
2.3.3. Fenômeno de colmatção irreversível: modelo para o depósito de partículas no interior dos poros e modelo para adsorção.....	28
2.3.4. Os parâmetros operacionais e seus efeitos sobre o desempenho das membranas em termos de fluxo do permeado e retenção.....	29
2.3.5. Considerações finais.....	33
3. Material e Métodos.....	34
3.1. Introdução.....	34
3.2. Equipamentos e acessórios.....	36
3.2.1. Reator UASB.....	36
3.2.2. Unidade de filtração acoplada ao reator UASB.....	38
3.2.3. Biorreator anaeróbio com unidade de filtração.....	39
3.3. Água residuária.....	44

3.4. Inóculo.....	45
3.5. Operação do sistema de tratamento anaeróbio.....	46
3.5.1. Fase 1: Operação do reator UASB.....	46
3.5.2. Fase 2: Avaliação dos materiais de filtração frente à água residuária.....	47
3.5.3. Fase 3: Operação da unidade de filtração acoplada ao reator UASB.....	53
3.6. Análises de monitoramento.....	56
3.6.1. Análises físico-químicas.....	56
3.6.2. Análises microbiológicas.....	57
4. Resultados e Discussão.....	58
4.1. Caracterização do substrato.....	58
4.2. Caracterização do inóculo.....	62
4.3. Resultados das análises de monitoramento reator UASB: fase 1.....	63
4.3.1- Análises físico- químicas.....	63
4.3.1.1. Avaliação do pH, alcalinidade e ácidos voláteis.....	64
4.3.1.2. Demanda química de oxigênio (DQO).....	66
4.3.1.3. Sólidos.....	69
4.3.2. Estimativa da massa de material celular e exames microbiológicos.....	70
4.3.3- Considerações finais sobre os resultados de monitoramento do reator UASB.....	73
4.4. Resultados da avaliação dos materiais poliméricos frente à água residuária : fase 2....	73
4.4.1. Aderência de biossólidos nos materiais de filtração.....	73
4.4.2. A hidrofobicidade dos materiais poliméricos.....	75
4.5. Resultados do monitoramento da unidade de filtração acoplada ao reator UASB.....	76
4.5.1. As características de filtração.....	76
4.5.2. O desempenho do biorreator anaeróbio.....	80
4.5.3. O processo de limpeza da manta: Taxa de recuperação de fluxo e resistência do material.....	86
5. Conclusões.....	89
6. Referências Bibliográficas.....	92

APENDICE A Projeto hidráulico e mecânico do reator UASB , da unidade de filtração e das estruturas periféricas que compõem o bioreator anaeróbio.....	101
APÊNDICE B Descrição e resultados dos ensaios de determinação granulométrica do efluente do reator UASB e dos ensaios de porosimetria (tamanho de poros e porosidade) das mantas poliméricas.....	107
APÊNDICE C. Tabelas resumo dos resultados obtidos para a as características de filtração e para o desempenho de tratamento em cada manta de filtração.....	115



# 1. Introdução

---

## 1.1. Contexto e justificativa

Para o tratamento de esgoto sanitário, diversas alternativas podem ser adotadas utilizando processos físico-químicos, operações físicas e processos biológicos.

Dentre essas alternativas, o reator biológico anaeróbico de manta de lodo (UASB) tem recebido grande atenção dos países em desenvolvimento como o Brasil devido à simplicidade do sistema, ao baixo custo de manutenção, à eficiência do tratamento, à sua menor produção de lodo e ao menor consumo de energia quando comparado aos sistemas aeróbios. O IBGE de 2002 mostrou que, até este ano, existiam mais de trezentos reatores anaeróbios tratando esgoto sanitário no Brasil, sendo na sua maioria reatores de manta de lodo e fluxo ascendente (UASB).

Dentre os fatores que limitam a utilização do processo de digestão anaeróbia está o arraste de sólidos do sistema (Choo e Lee, 1996). Tal fato faz com que o reator opere com o tempo de detenção hidráulica relativamente alto e, conseqüentemente, deva se utilizar unidades de tratamento com grandes volumes. Outra conseqüência é a necessidade do efluente anaeróbio passar por um pós-tratamento, normalmente realizado por um reator aeróbio, devido à presença de matéria orgânica residual (Lee *et al*, 2000).

Neste sentido, numerosos estudos foram direcionados para maximizar a retenção de microrganismos (biossólidos) na unidade de tratamento, fixando-os em materiais suportes ou utilizando barreiras seletivas. Neste último caso, o processo de separação por membranas associadas ao processo de tratamento biológico (biorreator de membrana) tem recebido atenção por realizar a efetiva separação sólido-líquido e apresentar as seguintes vantagens: melhoria da qualidade do efluente, manutenção de um elevado tempo de retenção de sólidos no sistema de tratamento, tolerância às variações de carga orgânica, aumento no tempo de contato entre água residuária e lodo permitindo o tratamento de compostos de baixa biodegradabilidade e diminuição do tempo de detenção hidráulica (redução do volume do reator) (Huang *et al* 2001).

Diversos tipos de biorreatores anaeróbios, com diferentes unidades de filtração (microfiltração, ultrafiltração e filtração) foram estudados para o tratamento de águas residuárias. A maior parte desses sistemas foi focada no tratamento de águas residuárias com alta taxa de carregamento orgânico, como aquelas provenientes de indústria de vegetais (Fuchs *et al.*, 2003) e destilaria (Kang *et al.*, 2002), demonstrando grande potencial de aplicação.

Para as águas residuárias domésticas, onde a taxa de carregamento orgânico é relativamente baixa, os trabalhos de alguns pesquisadores como Chu *et al.* (2005), Wen *et al.* (1999) e Bailey *et al.* (1996), mostraram que os reatores anaeróbios associados ao processo de separação por membranas apresentaram elevado desempenho na remoção de sólidos suspensos (retenção completa de biossólidos) e da DQO particulada (eficiência acima de 85%).

De maneira geral, a utilização dos biorreatores de membrana (aeróbios ou anaeróbios), é limitada pelo custo do módulo de filtração relativamente alto e, principalmente, pela rápida redução no fluxo do líquido permeado devido ao depósito de biossólidos na superfície e no interior dos poros da membrana durante a filtração da água residuária (Liu *et al.*, 2000). Neste caso, quanto mais rápido ocorrer a diminuição do fluxo, maior será a frequência da limpeza química e maior será a pressão aplicada para manter o fluxo do permeado durante a filtração, acarretando assim aumento no custo da operação no que diz respeito à energia e a utilização de produtos químicos (Wisniewski e Grasmick, 1997).

No intuito de aprimorar o desempenho do reator UASB tratando esgoto sanitário, foi estudado e desenvolvido um biorreator anaeróbio que pudesse oferecer algumas vantagens apresentadas pelos biorreatores de membrana com o custo do filtro relativamente menor ao das membranas (microfiltração) usualmente utilizadas.

O biorreator anaeróbio proposto foi composto de uma unidade de filtração acoplada ao reator UASB. Nesta unidade de filtração foram avaliadas três mantas poliméricas utilizadas na execução do filtro: mantas de poliéster, de polipropileno e geossintético de poliéster.

Para esse sistema, buscou-se avaliar as características de filtração de cada material utilizado e a influência da introdução do módulo de filtração no desempenho do reator UASB. A característica de filtração foi avaliada em termos de resistência

hidrodinâmica e do fluxo do líquido permeado. O desempenho da unidade de filtração foi avaliado em termos de remoção de matéria orgânica (DQO) e de sólidos suspensos. Além disso, dois processos de limpeza química foram analisados a fim de determinar a solução mais adequada para recuperação dos filtros.

### 1.2. Objetivo

O objetivo geral deste trabalho foi desenvolver e estudar um biorreator anaeróbio com unidade de filtração para o tratamento de esgoto sanitário. Esta proposta consistiu em associar o reator UASB (Upflow Anaerobic Sludge Blanket) a uma unidade de filtração, a fim de melhorar a qualidade do efluente do reator UASB.

Os objetivos específicos foram:

- Avaliar, através de ensaios exploratórios, as características e propriedades de diferentes materiais poliméricos, de baixo custo e adequado controle tecnológico, que possam ser utilizados como filtro na unidade de filtração.
- Operar o biorreator anaeróbio utilizando diferentes materiais poliméricos de filtração e determinar as características de filtração (pressão, fluxo do líquido filtrado e resistência hidráulica).
- Avaliar a eficiência global do sistema (reator UASB e unidade de filtração) em termos de eficiência de remoção de DQO e de sólidos suspensos.
- Analisar processos de limpeza química, com solução ácida e solução básica, para a recuperação das mantas de filtração.

### 1.3. Apresentação da pesquisa

A pesquisa apresentada compreende as seguintes etapas:

- *Revisão bibliográfica* Nesta etapa foi realizada uma abordagem dos processos de separação por membranas, associados ao tratamento biológico de águas residuárias. Neste sentido, apresentam-se as definições e classificação dos processos por membranas, os tipos e as propriedades dos módulos de filtração, os biorreatores de membrana (aeróbios e anaeróbios) utilizados para tratamento de água residuária e, por fim, a teoria geral de microfiltração tangencial que possibilita descrever os mecanismos de obstrução das membranas
- *Material e métodos:* Para a fase experimental da pesquisa foram apresentados os equipamentos e acessórios para a construção do bioreator proposto (construção do reator UASB, do módulo de filtração e das estruturas periféricas), a caracterização da

água residuária (esgoto sanitário) e do lodo utilizado do sistema e as fases de operação do biorreator anaeróbio. Neste último caso, a operação do bioreator foi dividida em três fases, onde na primeira foram efetuados a partida e monitoramento do reator UASB, na segunda foi realizada, através de ensaios exploratórios, a avaliação de materiais poliméricos (utilizados como filtro) frente à água residuária e na terceira fase foi realizada a operação com a unidade de filtração com três mantas poliméricas estudadas.

- *Resultados e discussão:* Nesta etapa foram apresentados os resultados e a avaliação do estudo experimental realizado durante a pesquisa, de forma a acompanhar a ordem de apresentação do item material e métodos, e compará-los com estudo teórico e resultados obtidos por outros autores.
- *Conclusões:* Nas conclusões foram realizadas considerações sobre: o projeto e construção do bioreator proposto, a operação do reator UASB, a operação da unidade de filtração no que diz respeito às características de filtração e desempenho de tratamento, os processos de recuperação das mantas (limpeza química) e os materiais poliméricos estudados verificando dentre eles aquele que se mostrou mais adequado para a filtração do efluente do reator UASB.

## 2. Revisão Bibliográfica

---

### 2.1. Os processos de separação por membranas

#### 2.1.1. Histórico

A tecnologia de separação através das membranas surgiu no século XVIII, sendo conhecida desde 1748, quando Abbe Nollet observou o fenômeno osmótico. Em 1855, Fick desenvolveu as primeiras membranas sintéticas, feitas aparentemente de nitrocelulose e obteve resultados em experimentos de diálise. Entretanto, as primeiras membranas comerciais (membranas filtrantes), foram fabricadas pela companhia Sartorius na Alemanha em 1927 e usadas até 1945 para remover microrganismos e partículas de um líquido e para estudos sobre difusão (Cheryan, 1998).

Na década de 50, surgiram métodos para fixar culturas de bactérias sobre membranas. Goetz em 1951 colocou grelhas (geossintético) sobre os filtros para facilitar a contenção de colônia de bactérias. Essas membranas são utilizadas até hoje para análise de água (Cheryan, 1998).

Para o tratamento de água residuária, os processos de separação por membranas (microfiltração, ultrafiltração e osmose reversa) tiveram suas aplicações ainda em escala de laboratório no início dos anos 60, quando Loeb e Sourirajan desenvolveram as membranas com poros assimétricos, tornando essas viáveis para aplicações industriais (Silva, 2000 ; Caetano, 1995).

De acordo com Brindle e Stephenson (1995), o primeiro processo de separação por membrana, associado a um sistema de tratamento biológico, foi apresentado por Smith *et al* em 1969<sup>1</sup>. Nos anos 70, os processos de ultrafiltração e microfiltração foram utilizados para substituir decantadores secundários tradicionalmente utilizados em sistema de tratamento com lodo ativado (Cotê *et al*, 1998).

Somente no início da década de 80, foram lançados os primeiros sistemas confiáveis e de grande porte, na área de tratamento de água e esgoto, utilizando os

---

<sup>1</sup> Smith,C.W., Di Gregório, D., Talcott,R.M. 1969. The use of ultra filtration membrane for activated sludge separation,pp. 1300-1310. In: Proceeding of the 24<sup>th</sup> Annual Purdue Industrial Waste Conference. Purdue University. West Lafayette, Indiana.

processos de microfiltração e ultrafiltração, viabilizando assim a tecnologia das membranas de filtração (Lapoli, 1998).

Na década de 90, os resultados científicos e tecnológicos favoráveis alcançados pelos processos por membranas, atraíram a atenção e o investimento de alguns centros de pesquisas internacionais como o “*Research Institute of Innovative Technology for the Earth*”, criado no Japão em 1991, que vem focalizando suas pesquisas em biorreatores de membrana de alto desempenho; e a UNESCO que criou no ano de 1992, em Sidney, um centro de ciência e tecnologia da membrana para promover sua aplicação (Drioli, 1995).

Atualmente, observa-se um rápido desenvolvimento no uso de biorreatores de membrana, principalmente em estações de tratamento que associam o sistema aeróbio com processos de ultrafiltração ou microfiltração. Neste caso, o processo de filtração substitui o decantador secundário.

### **2.1.2. Definições e classificação**

A filtração é definida como a separação de dois ou mais componentes de um fluido, baseado na diferença de tamanho de partículas. Usualmente se refere à separação de partículas de sólidos não miscíveis de um líquido ou fluxos gasosos (Cheryan, 1998).

A filtração em membranas estende esta definição, pois são estruturas capazes de separar partículas de uma suspensão ou moléculas de uma solução, ou seja, são estruturas utilizadas para separação de misturas de gases e vapores, de líquidos miscíveis, de dispersões de líquido- líquido, de sólidos dissolvidos e do soluto dos líquidos (Silva, 2000).

Como principal função, a membrana atua como barreira seletiva, sendo uma região de descontinuidade entre duas fases, ou sendo uma fase para prevenir o movimento de massa regulando a passagem de uma ou mais espécies através dela. Por essas definições as membranas podem ser líquidas, sólidas, gasosas ou a combinação destas (Cheryan, 1998).

Essa barreira seletiva proporcionada pelas membranas faz com que esta tecnologia de separação apresente algumas vantagens sobre outros processos, pois promove a recuperação de produtos valiosos, são flexíveis já que as propriedades das membranas podem ser ajustadas para cada objetivo específico de separação e

normalmente não é necessário o acréscimo de aditivo químico ao processo (Gaeta, 1995).

Por apresentarem tais características, o processo por membranas é utilizado em diversas áreas como: purificação química, biotecnologia, indústria farmacêutica, indústria alimentícia, tratamento de água para abastecimento e tratamento de efluentes.

Para cada aplicação, as membranas são escolhidas de acordo com sua classificação, ou seja, de acordo com sua origem, morfologia e seletividade. Na área de tratamento de água residuária, especificamente, os processos por membranas mais utilizados são a microfiltração, ultrafiltração, nanofiltração e osmose reversa. Essas classificações são apresentadas nas Figuras 1, 2 e 3.

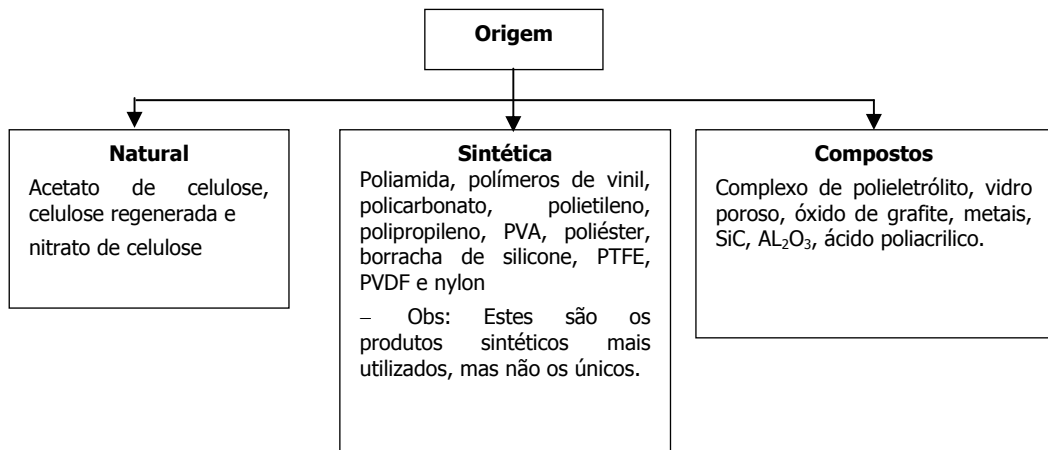


Figura 1- Classificação das membranas quanto a sua origem (Adaptado de Noble e Stern, 1995)

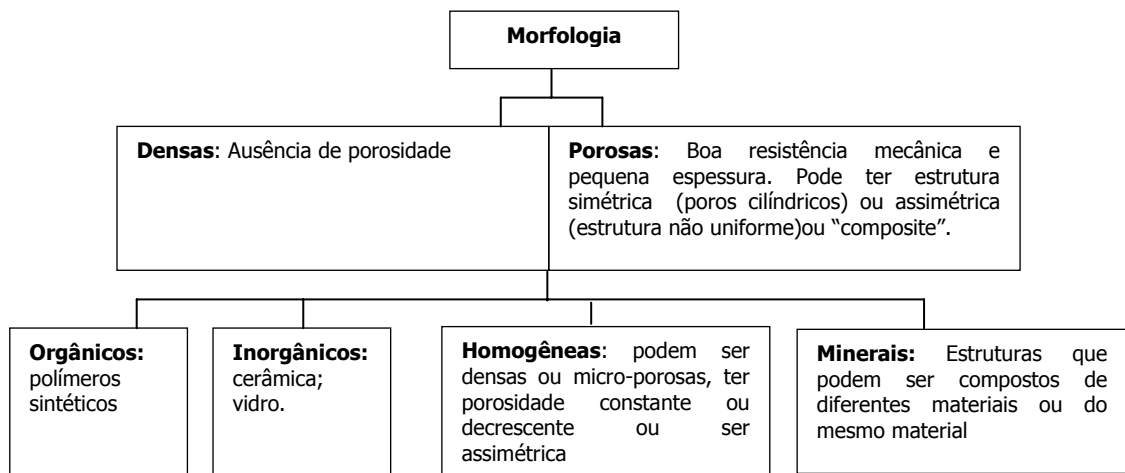


Figura 2- Classificação das membranas segundo morfologia (fonte: Scott, 1995)

	Microscopia de força atômica	Microscópio eletrônico		Microscópio ótico		Visível a olho nu	
	Matéria dissolvida		Colóides		Matéria suspensa		
	Ions	Moléculas	Macromoléculas	Micropartículas	Macropartículas		
Peso molecular [D] <sup>a</sup>	100	1000	10000	100000			
Tamanho [μm] <sup>b</sup>	0,001	0,01	0,1	1	10	100	1000
Dimensão do soluto ou da partícula							
Processo de separação de membranas <sup>c</sup>							
Processo de separação físico-químico							
Processo de separação com troca de fase	Destilação/Concentração com géis						
Processo de separação química							

Figuras 3- Diferentes compostos presentes em água e esgoto e as técnicas de separação por membranas utilizadas de acordo com o tamanho de partículas

Apesar da classificação dos processos por membranas envolver a filtração, as membranas são normalmente associadas a processos onde os compostos retidos têm tamanhos menores que  $1\mu\text{m}$ . Para estes processos é necessário que haja uma força de transferência (força motriz) atuando para passagem ou retenção de certos componentes pela barreira seletiva.

As forças de transferência, de acordo com a barreira seletiva a ser adotada são: gradiente de pressão (microfiltração, ultrafiltração, nanofiltração, osmose reversa, permeação gasosa), gradiente de concentração (diálise, hemodiálise, membranas líquidas), gradiente de atividade que depende da pressão e concentração (pervaporação), gradiente de potencial elétrico (eletrodíálise, eletrólise) e gradiente de temperatura (destilação e termo - osmose) (Bowen, 1993).

Para tratamento de águas residuárias os processos de separação mais utilizados são aqueles que utilizam como força motriz o gradiente de pressão. A Figura 4 apresenta alguns desses processos e a pressão normalmente utilizada.



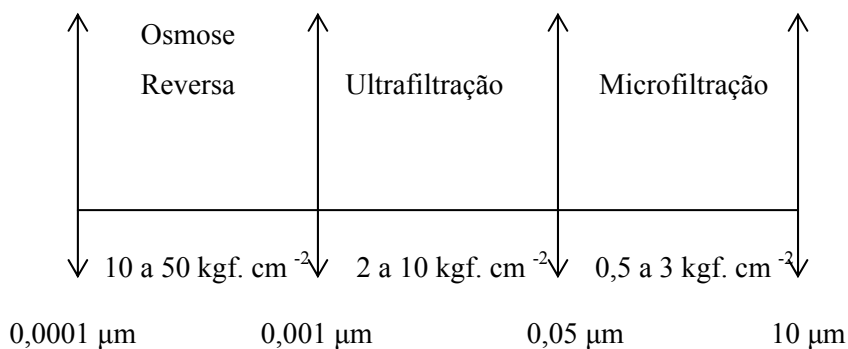


Figura 4 -Força motriz para osmose reversa, ultrafiltração e microfiltração Fonte: Petrus, 1997 *apud* Lapolli, 1998.

### 2.1.3. Propriedades e tipologia dos módulos de membrana

De maneira geral, as propriedades das membranas que afetam seu desempenho são: o tamanho dos poros, a densidade dos poros (número de poros por área da membrana) e a fração de volume ocupado de membrana pelos poros (Cheryan,1998). Além dessas propriedades, outras estão resumidas na Tabela 1 .

Tabela 1- Principais propriedades da membrana e sua importância (Scott, 1995)

Propriedades	Importância
Tamanho e distribuição dos poros	Propriedade crítica da membrana, pois interfere diretamente na seletividade, no fluxo através da membrana, na vida útil, custo do módulo e na operação.
Porosidade superficial (número de poros por superfície)	Interfere diretamente no fluxo através da membrana
Fração de volume ocupado de membrana pelos poros	Interfere na quantidade de permeado (fluxo) e vida útil da membrana
Fluxo	A taxa de fluxo do permeado interfere economicamente no processo
Resistência a solventes	Deve-se realizar testes de compatibilidade pois este pode interferir na vida útil da membrana, na estabilidade do processo e na capacidade de limpeza do módulo.
Crescimento de bactérias	Interfere no fluxo e na recuperação da membrana
Espessura da membrana/material	Interfere na resistência (mecânica, química)do módulo
Resistência (mecânica, química)	Interfere na estabilidade física do módulo de membrana

Existem diversas configurações dos módulos de membrana. Os mais utilizados no tratamento de água residuária são (Bowen, 1993):

- Planas emolduradas: membranas planas são fixadas em suportes espaçados por molduras fixas. Esse sistema, opera em condições de médias e baixas pressões;
- Espirais: membranas planas são colocadas no meio de telas espaçadores e enroladas. Este tipo de módulo pode operar em altas pressões e é normalmente aplicado para fluidos com baixas concentrações de sólidos;
- Capilar ou fibra oca: é uma configuração constituída de fibras longas com diâmetros pequenos, contidas num recipiente. Tais módulos são operados a baixas e médias pressões.
- Tubular: Este módulo é um tubo com membrana envolvida por uma camada de suporte poroso e por um tubo suporte. Este módulo é operado com elevada velocidade de fluxo e altas pressões.

Devido aos requisitos operacionais particulares de cada processo de separação por membranas, a escolha do módulo é limitada. Scott (1995) apresenta os módulos mais utilizados para cada tipo de separação por membranas (Tabela 2).

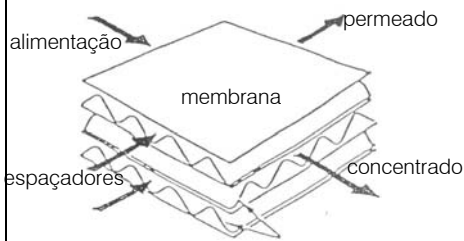
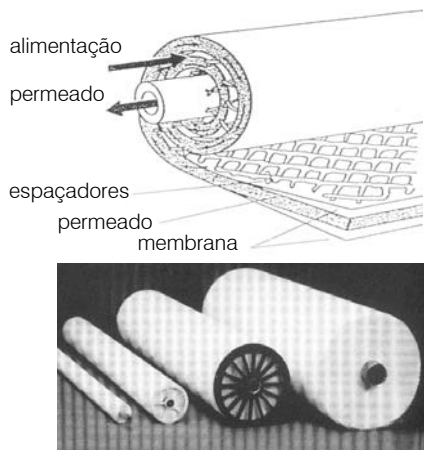
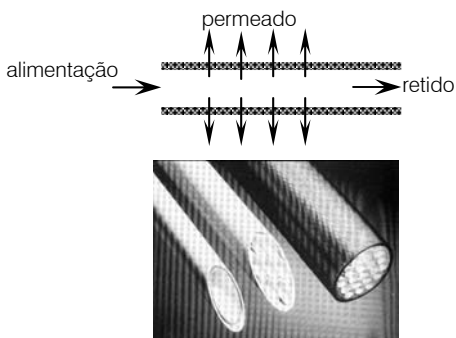
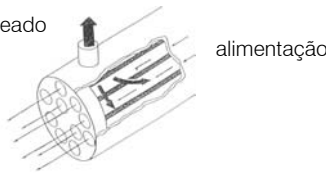
Tabela 2- Processo de separação utilizado de acordo com o módulo de membrana

<b>Módulo</b>	<b>Processos de separação</b>
Espiral	Osiose Reversa, Pervaporação e Ultra-filtração
Placa	Osiose Reversa, Pervaporação, Ultra-filtração, Microfiltração e Eletrodialise
Tubular	Osiose Reversa, Microfiltração e Ultra-filtração
Capilar	Ultrafiltração e Microfiltração

Outros tipos de módulos tem sido patenteados por alguns fabricantes como os módulos rotatórios, algumas membranas orgânicas e os módulos de transferência de fluxo.

A Tabela 3 apresenta algumas vantagens, desvantagens e mecanismo de funcionamento de cada um desses módulos, baseando-se nas descrições de Gaeta (1995), Noble e Stern (1995), Cartwright Consulting Company (1997), Cheryan (1998) e Shneider e Tsutiya (2001).

Tabela 3-Mecanismos, vantagens e desvantagens para cada tipo de módulo Cheryan (1998)

Módulo	Mecanismo de funcionamento	Vantagens	Desvantagens
Plana	 <p>alimentação</p> <p>permeado</p> <p>membrana</p> <p>espaçadores</p> <p>concentrado</p>	<ul style="list-style-type: none"> <li>- fácil visualização do permeado</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Sistema pouco compacto;</li> <li>- Investimento alto;</li> <li>- Difícil limpeza;</li> <li>- Necessidade de pré-tratamento.</li> </ul>
Espiral	 <p>alimentação</p> <p>permeado</p> <p>espaçadores</p> <p>permeado</p> <p>membrana</p>	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Alta capacidade de filtração;</li> <li>- Pouco volume morto;</li> <li>- Baixo investimento;</li> <li>- Substituição fácil e pouco onerosa.</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Entope facilmente;</li> <li>- Difícil limpeza;</li> </ul>
Tubular	 <p>alimentação</p> <p>permeado</p> <p>retido</p>	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Fácil limpeza;</li> <li>- Tecnologia simples;</li> <li>- Boa resistência a pressão e temperatura.</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Maior consumo de energia;</li> <li>- Sistema pouco compacto;</li> <li>- Elevado volume morto;</li> <li>- Custo elevado.</li> </ul>
Capilar ou fibra oca	 <p>permeado</p> <p>alimentação</p> <p>concentrado</p>	<ul style="list-style-type: none"> <li>- São compactas;</li> <li>- Baixo consumo de energia;</li> <li>- Suportam altas pressões.</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>- sensível a colmatação;</li> <li>- custo elevado na substituição de membranas.</li> </ul>

## 2.2. Os biorreatores de membrana utilizados para o tratamento de água residuária

O biorreator de membrana é basicamente a associação de um reator biológico convencional (aeróbio ou anaeróbio) à um processo de separação por membranas (Beaubien *et al*, 1996 ; Drioli, 1995; Van Dijk e Roncken, 1997).

De acordo com Brindle e Stephenson (1995), a combinação dessas duas tecnologias levou ao desenvolvimento de três configurações diferentes de biorreatores de membrana para tratamento de esgoto: a) biorreatores com membrana para separação de sólido-líquido (MBRs- biorreatores com separação por membranas); b) biorreatores com aeração nas membranas, onde a membrana pode atuar como suporte para desenvolvimento de biofilme e; c) biorreatores com membrana extrativa que são usados para transferir poluentes orgânicos degradáveis presentes em água residuária industrial, via uma membrana não porosa, para um meio onde possa ser degradado . Essas três configurações são apresentadas na Figura 5 .

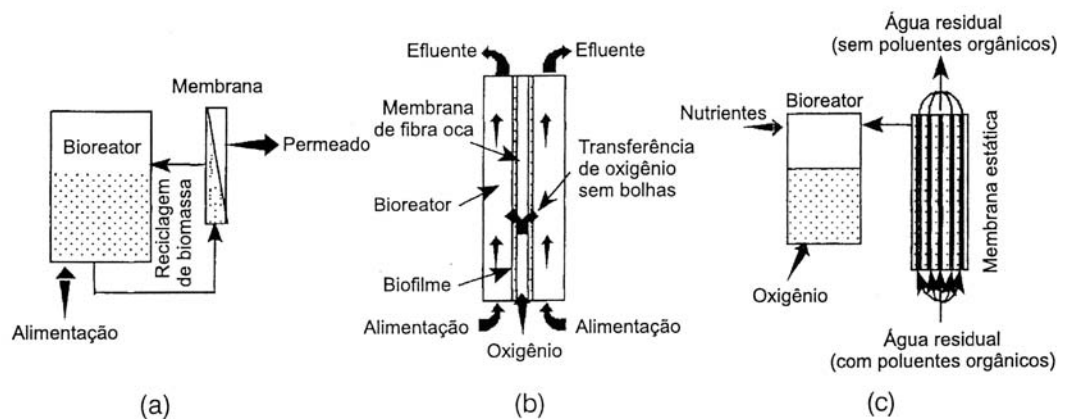
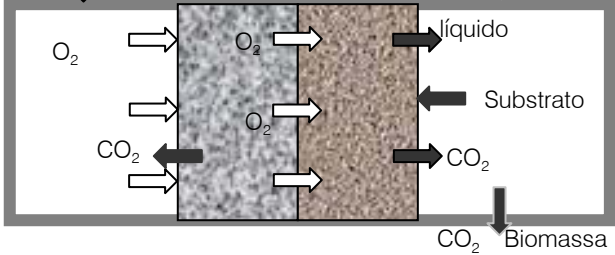
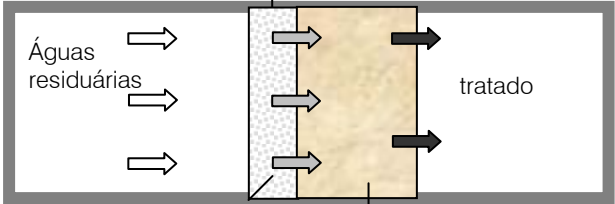


Figura 5- Configurações de biorreatores com membrana: a) biorreator com membrana de separação de sólido-líquido (MBRs), b) biorreator com aeração por membrana (MABR) e c) biorreator com membrana extrativa (EMB) (Brindle e Stephenson, 1995),.

Neste trabalho será dada ênfase para os biorreatores com membrana (MBR), por ser objeto da pesquisa. No entanto, a título de ilustração, na Tabela 4 são apresentados exemplos de biorreatores com aeração por membranas e com membrana extrativa tratando água residuária.

Tabela 4– Exemplos de biorreatores com aeração por membranas e com membrana extrativa

Tipo de reator	Mecanismo de funcionamento
<p>a) Reator de biofilme imobilizado em membrana aerada (MABR) Oxigênio puro ou ar (substrato)      água residuária</p>  <p style="text-align: center;">Geossintético      Biofilme</p>	<p>O geossintético foi pressurizado com oxigênio ou ar. O oxigênio se difundiu através da membrana e dentro do biofilme, onde ocorre a oxidação dos poluentes.</p> <p>WHITE; PILON; WOOLARD (2000) utilizaram esse sistema (reação em batelada) para tratar água residuária com contendo cianeto. A remoção deste contaminante foi numa taxa de 0,1 mg. l<sup>-1</sup>. h<sup>-1</sup>. Nesse sistema foi utilizado geotêxtil e não membrana.</p> <p>WILDERER (1995) complementa que esse sistema pode promover a nitrificação e desnitrificação.</p>
<p>b) Biorreator de membrana extrativa (EMB) Seleção de compostos a serem tratados</p>  <p style="text-align: center;">Geossintético      Biofilme</p>	<p>A água residuária entra em contato com a membrana e passa pelos poros, onde componentes (ex: fenóis e cloronitrobenzeno) são selecionados e transportados para o interior do biofilme para serem degradados. CASEY <i>et al</i> (1999),</p>

Para o tratamento de águas residuárias, somente os biorreatores com separação por membranas (MBRs) estão sendo comercializados, enquanto as demais configurações acima ainda estão em desenvolvimento (Schneider e Tsutiya, 2001).

Os biorreatores (MBR), são distintamente caracterizados pela retenção de sólidos suspensos e de biossólidos no sistema de tratamento, o que permite controlar o tempo de retenção celular independente do tempo de detenção hidráulica desse sistema. Este fator operacional é importante, pois o longo tempo de detenção celular possibilita maior eficiência ao processo de tratamento (Huang *et al*, 2001). A Tabela 5 apresenta algumas vantagens proporcionadas ao processo de tratamento biológico (aeróbio ou anaeróbio) pela utilização do processo de separação por membranas.

Tabela 5- Vantagens da utilização do módulo de membrana em reatores aeróbios ou anaeróbios para tratamento biológico ( fonte: Roída Eco Services Groupe , 1998; Van Dijk e Rocken, 1997)

<b>Problemas e limitações associados ao tratamento biológico</b>	<b>Melhoramento do processo com a inclusão do módulo de membrana</b>
Variações da carga poluidora	Tolerância a variações de carga orgânica
Velocidade das reações cinéticas	As velocidades das reações aumentaram e os sistemas ficaram mais compactos
Tempo de contato entre os microrganismos e macromoléculas insuficiente	Aumento no tempo de contato permitindo o tratamento de compostos de baixa biodegradabilidade
Qualidade da água tratada irregular	Água tratada de qualidade superior, oferecendo possibilidades de reuso

A ampla aplicação desses biorreatores tem sido limitada devido ao elevado custo do processo de separação por membranas e ao entupimento dos poros das membranas (diminuição do fluxo do permeado) e sua recuperação, mesmo utilizando a filtração tangencial (Liu *et al*, 2000).

### **2.2.1. Biorreatores de membrana aeróbios**

A primeira geração de biorreatores MBR foram os reatores aeróbios com membranas acopladas externamente. Nesta configuração a água residuária, proveniente de sistema de lodo ativado, é bombeada em alta velocidade ( $3\text{ m. s}^{-1}$  a  $6\text{ m. s}^{-1}$ ) até o compartimento onde o módulo de membrana está instalado.

A recirculação externa permite a limpeza da membrana com maior facilidade e possibilita a combinação com outros reatores associados ao lodo ativado. Porém, esta configuração requer grande consumo de energia, o que leva a um aumento da produção de calor e conseqüentemente a necessidade de eventual resfriamento do reator. Além disso, as altas tensões na recirculação podem contribuir para a destruição dos flocos biológicos e conseqüentemente perda da atividade biológica (Côtê *et al* ,1998).

Nos anos 90, o biorreator aeróbio com módulo de membrana submerso (membranas de sucção) foi desenvolvido, e tem recebido atenção para pesquisas e aplicações no tratamento de água residuária. Este tipo de biorreator é mais compacto do que o com módulo externo e a filtração tangencial com membrana é feita numa velocidade menor, o que permite preservar os flocos biológicos e consumir menos energia ( $0,2\text{-}0,4\text{ KW.h}^{-1}\text{ m}^{-3}$ ), já que a pressão transmembrana também diminui devido a menor obstrução da membrana (Huang *et al* 2001 e Côtê *et al* ,1998).

Além disso, nos reatores de membrana submersa os ciclos de limpeza química ocorrem em intervalos de vários meses, pois o fluxo baixo e a fricção de ar e dos sólidos suspensos na superfície das membranas, controlam a obstrução da membrana. (Schneider e Tsutyia, 2001).

Os biorreatores com separação por membranas com módulos externo e submerso são apresentados na Figura 6.

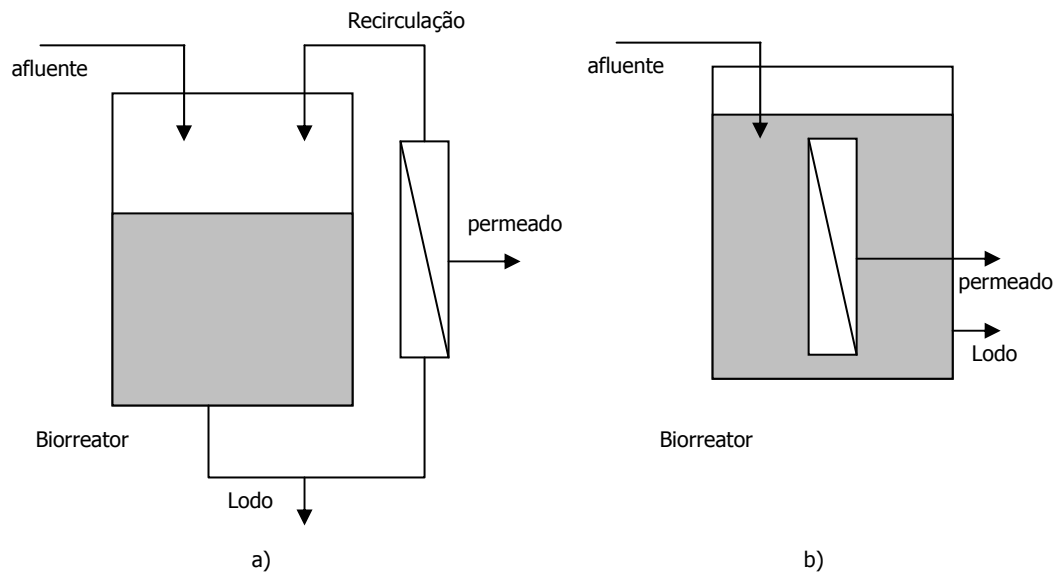


Figura 6- Configurações de sistemas utilizando biorreatores de membrana com módulo externo e módulo submerso respectivamente (Gander et al, 2000).

Para o tratamento de esgoto sanitário, já estão sendo utilizados reatores aeróbios de grande porte com ambas configurações (Tabela 6), onde o processo de lodos ativados está associado a unidades de microfiltração ou a ultrafiltração. Neste caso, a unidade de filtração substitui o decantador secundário (utilizado para a separação da biomassa), apresentando resultados de melhoria significativa na qualidade do efluente e nas dimensões da unidade de operação, quando comparado ao processo de lodo ativado convencional.

Tabela 6- Biorreatores aeróbios de membrana (MBR) de grande porte utilizados no tratamento de água residuária doméstica. Fonte: Gander *et al* (2000)

<b>Empresa</b>	<b>Nome comercial (MBR)</b>	<b>Configuração do módulo</b>	<b>Nº de biorreatores tratando água residuária doméstica</b>	<b>Capacidade de tratamento (m<sup>3</sup>. dia<sup>-1</sup>)</b>
Rhodia (França)	Pleiade	Externo e submerso: ultrafiltração, polímero acrilonitrila, 40.000 Daltons	56	<7 - 500
Kubota (Japão)	Kubota	Submerso; polisulfone; 0,4 µm	92	10 - 2000
Zenon (Canadá)	Zeeweed e ZenoGem	Submerso; microfiltração, polímero de 0,1 µm	150	340 - 5500
AquaTech (Korea)	Biosurf	Externo; ultrafiltração, poliéster, 40.000 Daltons	12	40 - 3000
Degremont (França)	MBR	Externa	2	-

Malack (2003) realizou um estudo sobre os aspectos técnicos e econômicos do uso de unidades de microfiltração (fluxo tangencial) como tratamento terciário de processos de lodos ativados e comparou com tratamentos terciários convencionais (Tabela 7). O autor verificou que o capital inicial investido no processo de microfiltração foi 65% menor do que aquele investido no tratamento terciário convencional, porém o custo anual de operação e manutenção da microfiltração foi 21% maior. Isso se deve ao elevado consumo de energia que a microfiltração exige.

Tabela 7- Estimativa de custo de diferentes processos de tratamento terciário (libras- £) Fonte: Malack (2003)

<b>Custo estimado</b>	<b>Microfiltração tangencial</b>	<b>Filtro de areia</b>	<b>Coagulação+ filtro de areia</b>	<b>Coagulação+ sedimentação + filtro de areia</b>
Investimento inicial	485.000	228.170	374.950	801.190
Custo de operação	46.400	Sem dados	Sem dados	12.350
Manutenção	10.000	Sem dados	Sem dados	37.140
Substituição da membrana	6.200	-	-	-
Custo anual	63.600	Sem dados	Sem dados	49.490



O custo dos reatores de membranas aeróbio ainda é alto, mas com a concorrência no setor e o aumento de escala desses sistemas faz com que esse custo possa diminuir com o tempo.

### **2.2.2. Biorreatores de membrana anaeróbios**

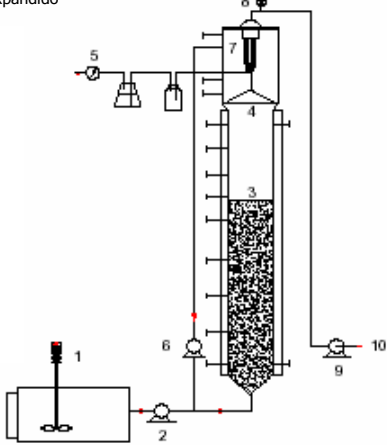
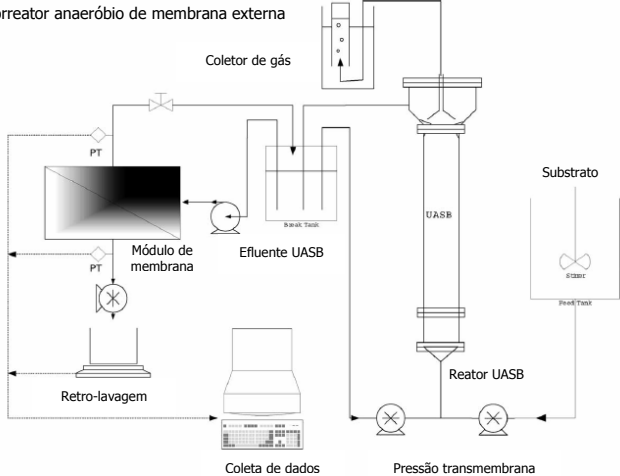
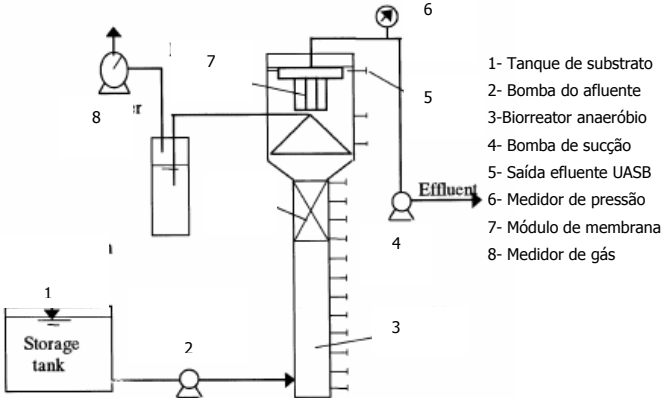
O biorreator anaeróbio de membrana vem sendo desenvolvido e passou a receber uma maior atenção para o tratamento de águas residuárias (industriais e domésticas), pois além das vantagens já apresentadas na Tabela 5, o biorreator anaeróbio de membrana requer menor consumo de energia, pode promover a recuperação de biogás e apresenta menor produção de lodo, quando comparados aos biorreatores aeróbios de membrana (Beaubien, 1996; e Wen, C. *et al*, 1999).

Muito desses biorreatores estão sendo utilizados no tratamento de águas residuárias com alta taxa de carregamento orgânico como aquelas provenientes de indústria de vegetais (Fuchs *et al*, 2003) e destilaria (Kang *et al*, 2002), demonstrando grande potencial de aplicação com eficiência acima de 80%.

Para as águas residuárias domésticas, onde a taxa de carregamento orgânico é relativamente baixa, alguns trabalhos também têm demonstrado que os processos de filtração por membranas são promissores, pois promovem a retenção completa dos biossólidos e conseqüentemente a parcela da DQO particulada. (Chu *et al*, 2005; Wen *et al*, 1999 e Bailey *et al*, 1996).

Apresenta-se na Tabela 8 alguns sistemas anaeróbios integrados a processos de filtração em membranas.

Tabela 8- Biorreator de membrana anaeróbio tratando água residuária doméstica

Configurações de biorreatores anaeróbios de membrana	Resultados obtidos
<p>Reator anaeróbio de leito expandido</p> <p>1- Tanque de substrato 2- Bomba do afluente 3-Biorreator anaeróbio 4—Coletor de gás 5- Medidor de gás 6- Recirculação do efluente 7- Módulo de membrana 8- Medidor de pressão 9- Bomba de sucção 10- Permeado</p> 	<p>Chu <i>et al</i> (2005) utilizaram membrana de 0,1 um e verificaram que o sistema total removeu acima de 85% de DQO.</p>
<p>Biorreator anaeróbio de membrana externa</p> 	<p>Cho e Fane (2002) utilizaram uma unidade de microfiltração externa (0,22 µm), onde a água residuária apresentou DQO média afluente do reator UASB de 10213 mg.L<sup>-1</sup> e DQO média do permeado de 168 mg.L<sup>-1</sup>, ou seja, 98% de eficiência global na remoção de DQO.</p>
<p>Biorreator anaeróbio de membrana submersa</p>  <p>1- Tanque de substrato 2- Bomba do afluente 3-Biorreator anaeróbio 4- Bomba de sucção 5- Saída efluente UASB 6- Medidor de pressão 7- Módulo de membrana 8- Medidor de gás</p>	<p>Wen <i>et al</i> (1999) investigaram o desempenho de uma unidade de microfiltração realizando o polimento do efluente de um reator anaeróbio de manta de lodo (UASB) que removeu até 97% de DQO (DQO &lt; 20 mg.L<sup>-1</sup>) respectivamente. Membrana de polietileno submersa com 0,03 µm</p>

Apesar do rápido desenvolvimento na aplicação de biorreatores aeróbios de membrana (aplicação em escala real), existem poucos estudos sobre a aplicação desta tecnologia em associação com processos de digestão anaeróbia. (Fuchs *et al* 2003).

### 2.3. Os mecanismos de obstrução das membranas durante filtração tangencial:

#### Teoria geral

O desempenho da filtração é caracterizado pelo fluxo do permeado através da membrana ( $J$ -  $m^3 \cdot m^{-2} \cdot s^{-1}$ ) e pela eficiência de retenção das partículas (TR). O fluxo do permeado é genericamente determinado pela lei de Darcy (equação 2.1):

$$\frac{Q_p}{S_f} = J = \frac{PTM}{\mu_p R_m} \quad (2.1)$$

onde :

$Q_p$ - vazão do permeado ( $m^3 \cdot s^{-1}$ );

$S_f$ - superfície filtrante ( $m^2$ );

$PTM$ - Pressão transmembrana (Pa);

$\mu_p$ - viscosidade do permeado (Pa . s)

$R_m$ - resistência hidráulica intrínseca da membrana.

Considerando a membrana um material poroso, Belford *et al* (1993) apresentaram a equação Carman- Kezeny para avaliar a resistência da membrana (equação 2.2):

$$R = \frac{[72 \cdot e \cdot \omega \cdot \varphi^2 (1 - \xi)^2]}{(d_g^3 \cdot \xi^3)} \quad (2.2)$$

Onde:

$e$ - espessura da membrana (m);

$\omega$ - fator de circunferência dos poros;

$\varphi$ - fator de tortuosidade;

$\xi$ - porosidade;

$d_g$ - diâmetro médio dos poros (m).

Verifica-se pela equação 2.1 que o fluxo de filtração ( $J$ ) é proporcional à pressão transmembrana, o que permite dizer que essa lei pode ser utilizada unicamente para os casos de filtração de solventes puros (Frey e Shmitz, 2000).

Para um meio com partículas em suspensão ou macromoléculas a resistência da membrana pode ser substituída pela resistência hidráulica. Assim, o fluxo de filtração pode ser calculado utilizando as equações 2.3 e 2.4 (Piron *et al*, 1995).

$$J = \frac{PTM}{\mu R_h} \quad (2.3)$$

$$R_h = \Sigma R + R_m \quad (2.4)$$

Neste caso, a resistência hidráulica do material filtrante ( $R_h$ -  $m^{-1}$ ) é a soma da resistência hidráulica intrínseca do material ( $R_m$ -  $m^{-1}$ ) e da resistência devido aos diversos mecanismos que implicam na diminuição do fluxo do permeado ( $\Sigma R$ -  $m^{-1}$ ). Esta resistência envolve dois fenômenos que podem ser modelados matematicamente: os fenômenos reversíveis e fenômenos irreversíveis.

- *Fenômenos reversíveis*: polarização por concentração ou partículas em suspensão, onde ocorre o depósito de partículas na superfície da membrana (Ingmar *et al*, 1999).
- *Fenômenos irreversíveis*: a colmatação ocorre na superfície ou internamente devido à adsorção e depósito das partículas no interior do poro (Ingmar *et al*, 1999).

Partindo das equações descritas acima, verifica-se que os parâmetros que afetam a resistência hidráulica, de um sistema de filtração tangencial e conseqüentemente o fluxo do permeado (J), são: velocidades tangenciais, tamanhos das partículas presentes na solução a ser filtrada, pressão transmembrana, meio ambiente físico-químico (pH, temperatura, etc) e viscosidade da solução (depende da temperatura).

A eficiência de retenção (TR) em sistemas de ultrafiltração essa taxa é aparente e pode ser determinada pela equação 2.5

$$TR = 1 - \frac{C_p}{C_o} \quad (2.5)$$

onde:

$C_p$ - Concentração do permeado ( $kg.m^{-3}$ );

$C_o$ - Concentração inicial da solução a tratar ( $kg.m^{-3}$ );

Considerando-se o modo de funcionamento da instalação (recirculação, funcionamento contínuo e descontínuo) a concentração inicial da solução pode ser substituída pela concentração na parede da membrana ( $C_m$ - kg.m<sup>-3</sup>).

Para a eficiência de retenção ( $TR$ ), verifica-se que os parâmetros intervenientes no processo de filtração são as concentrações da solução a ser tratada, a concentração do material depositado sobre a membrana, o diâmetro das moléculas/partículas e o diâmetro dos poros. No que se refere ao diâmetro dos poros ( $d_{poro}$ ) em contrapartida com o diâmetro das moléculas ou partículas ( $d_{espécie}$ ), Frey e Shmitz (2000), Wintgens *et al* (2003) e Cizekaj *et al* (2001), descrevem a natureza de colmatação (reversível ou irreversível) da membrana para a filtração tangencial (Tabela 9).

Tabela 9- Fenômenos que implicam no decréscimo do fluxo do permeado em filtrações tangenciais de acordo com diâmetro dos poros da membrana e das partículas do meio líquido

	<b>Macromoléculas</b>	<b>Partículas</b>
$d_{espécie} \gg d_{poro}$	<ul style="list-style-type: none"> <li>Ocorre polarização por concentração (reversível)</li> <li>Ocorre adsorção (irreversível)</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>Forma camada de filtração (reversível)</li> </ul>
$d_{espécie} \sim d_{poro}$	<ul style="list-style-type: none"> <li>Ocorre polarização por concentração (reversível)</li> <li>Ocorre adsorção (irreversível)</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>Bloqueio na superfície (reversível)</li> <li>Bloqueio interno dos poros (Irreversível)</li> </ul>
$d_{espécie} \ll d_{poro}$	<ul style="list-style-type: none"> <li>Ocorre adsorção (irreversível)</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>Colmatação interna (irreversível)</li> </ul>

Tanto para o fluxo ( $J$ ) como para a eficiência de retenção ( $TR$ ), o tipo de material da membrana que deve ser selecionado para a construção do filtro é de suma importância, pois estes dependem, dentre outras coisas da área superficial específica ( $S_F$ ), da porosidade e da distribuição de poros que são indicadores da resistência da obstrução da membrana e estão diretamente relacionados com o material. (Wintgens *et al*, 2003)

Outros fatores que devem ser levadas em consideração são:

- As interações entre membrana e soluto devem ser minimizadas a fim de reduzir ou evitar a colmatação por adsorção. Belyakova *et al* (1998) modificaram a superfície de uma membrana cerâmica de microfiltração com aplicação de compostos de cobalto, transformando-a numa membrana de ultrafiltração. Assim o diâmetro dos poros ficou muito menor que o diâmetro das partículas presentes,

o que melhorou o fluxo do permeado. Além disso, essa modificação proporcionou uma taxa de retenção maior ;

- As membranas devem resistir a ataques químicos. Por exemplo, as membranas minerais resistem mais a ataques que as orgânicas (Carrere e René, 1996).
- A hidrofobicidade que é a medida do ângulo de contato entre a superfície da membrana e a tangente de uma gota colocada sobre o material, está associado ao fenômeno de intrusão da água no interior do poro do material, ou seja, se o ângulo de contato for menor ou igual a 90 graus a água percola espontaneamente no poro (materiais hidrofílicos). Caso contrário, se o ângulo de contato for maior que 90 graus (materiais hidrofóbicos), a intrusão da água só ocorrerá com aplicação de pressão (Zeman e Zydney, 1996).

### **2.3.1. Fenômenos reversíveis na filtração de soluções de moléculas e macromoléculas: polarização por concentração (modelo filme)**

Durante a filtração tangencial, moléculas e macromoléculas presentes em uma solução, se depositam na superfície da membrana formando uma camada de polarização, chamada de polarização primária. Esse mecanismo, totalmente reversível, é independente das propriedades físicas da membrana e não afeta nem a porosidade e nem o diâmetro dos poros (Huisman *et al*, 1999).

No entanto, com o tempo a concentração na membrana pode aumentar até chegar a um valor limite ( $C_{limite}$ ), acarretando a polarização secundária que é a formação de um gel na superfície da membrana. Apesar desse gel ser permanente, este tipo de polarização pode ser controlada (Lapolli, 1998).

O modelo filme é um dos mais utilizados para prever fenômenos reversíveis na filtração de soluções e macromoléculas. Neste modelo, representado pela Figura 7, a formação de uma camada sobre a superfície da membrana envolve dois fluxos opostos: um convectivo, que transporta as moléculas ou partículas para o interior da membrana e um difusivo (necessidade de um coeficiente de difusão) que encaminha as moléculas e macromoléculas para fora da membrana (Piron *et al*, 1995).

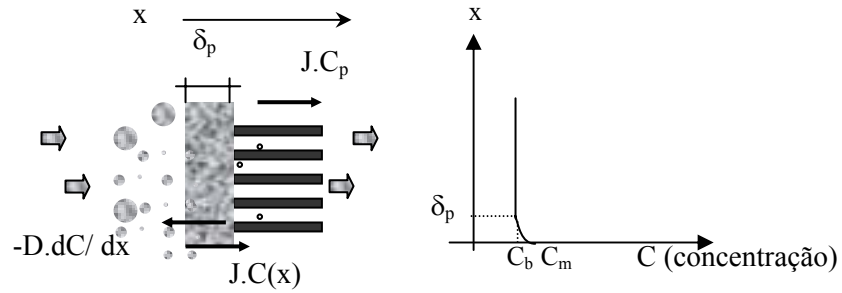


Figura 7- Modelo filme: Polarização por concentração com fluxo por convecção e por difusão

Assim, quando ocorre a polarização, o fluxo do permeado é descrito pela equação 2.6.

$$C_p = J.C + D \frac{dC}{dx} \quad (2.6)$$

Onde:  $C(x)$  é a concentração do permeado em função da espessura da camada de polarização ( $x$ ) formada sobre a membrana ( $\text{Kg.m}^{-3}$ ) e  $D$  é o coeficiente de difusão ( $\text{m}^2.\text{s}^{-1}$ ).

Se  $x=0$  (parede da membrana), então a concentração ( $C$ ) é igual a concentração da parede da membrana, ou seja,  $C=C_m$ ;

Se  $x = \delta_p$ , ou seja, igual a espessura da camada de polarização ( $\delta_p$ ) então a concentração ( $C$ ) é igual a concentração do líquido ( $C_b$ ), ou seja,  $C= C_b$ .

Com essas condições de contorno, e supondo que o coeficiente de difusão ( $D$ ) é constante, é possível integrar a equação 2.6 e obter o fluxo do permeado através da membrana (modelo browniano- equação 2.7) (Wisniewski *et al*, 2000).

$$J = \frac{D}{\delta_p} \cdot \ln \left( \frac{C_m - C_p}{C_b - C_p} \right) \quad (2.7)$$

Considerando a existência de um fluxo limite (estacionário), onde se tem como hipótese a formação de gel (permanente), a concentração na membrana ( $C_m$ ) é substituída pela concentração de gel ( $C_g$ ) que é o valor limite de concentração. Assim temos:

$$J = \frac{D}{\delta_p} \cdot \ln \left( \frac{C_g - C_p}{C_b - C_p} \right) \quad (2.8)$$

Verifica-se pelas equações 2.7 e 2.8, a evidente influência da concentração do soluto sobre a velocidade do permeado e a relação  $D/\delta_p$ , que representa o coeficiente de transferência de massa ( $k$ ), geralmente calculado a partir no numero de Sherwood ( $Sh$ ), por analogia com a teoria de transferência de massa (equações 2.9 e 2.10) (Wintgens *et al*, 2003).

- Em regime turbulento

$$Sh = \frac{(k.d)}{D} = 0,023.Re^{0,8} Sc^{0,33} \quad (2.9)$$

$$Re = d \cdot \frac{\mu_p}{\mu}$$

Onde:

Re - número de Reynolds,

d- diâmetro da membrana (m),

$\mu_p$ - velocidade tangencial ( $m.s^{-1}$ ),

$\rho$ - densidade ( $kg/m^3$ ),

$Sc$ -  $\mu/(D\rho)$

$\mu$ - viscosidade (Pa.s).

- Em regime laminar

$$Sh = \frac{(k.d)}{D} = 1,86.Re^{0,33} Sc^{0,33} \left(\frac{d}{L}\right) \quad (2.10)$$

Onde:

L é o comprimento da membrana (m)

D é o coeficiente de difusão browniano do soluto ( $m^2.s^{-1}$ ).

Numerosas melhorias foram sendo adaptadas para o número de Sherwood ( $Sh$ ), apresentando este um grande número de correlações com diversos parâmetros para fluidos newtonianos em regime turbulento. Alguns exemplos relevantes são apresentados:

Para um filtro tubular, Piron *et al.* (1995) consideram a influência da rugosidade do tubo poroso em regime turbulento (coeficiente de fricção) e que a viscosidade da solução e a difusão na parede da membrana variam. Neste caso, o número de Sherwood é dado por (equação 2.11):



$$Sh = A.Re^{(1-0.25\gamma)} Sc^{0.33} \left( \frac{Sc}{Sm} \right) \frac{f^*}{f} \quad (2.11)$$

$1 < \gamma < 0.5$ ;

onde:

$f$ - coeficiente de fricção calculado para um tubo cilíndrico liso

$f^*$ - coeficiente de fricção calculado para um tubo poroso e rugoso.

### 2.3.2. Fenômenos reversíveis na filtração de partículas sólidas em suspensão: camada de filtração, bloqueio completo e intermediário de poros.

Se num meio líquido, estão presentes partículas em suspensão com diâmetro superior ao diâmetro dos poros da membrana, estas vão bloquear completamente ou parcialmente o poro ou se depositar na superfície da membrana podendo formar uma camada de filtração (Figura 8). Vários modelos utilizam as leis de *filtração perpendicular* à superfície da membrana para representar esses casos que são: a lei de bloqueio completo, a lei do bloqueio intermediário e lei de formação de camada .

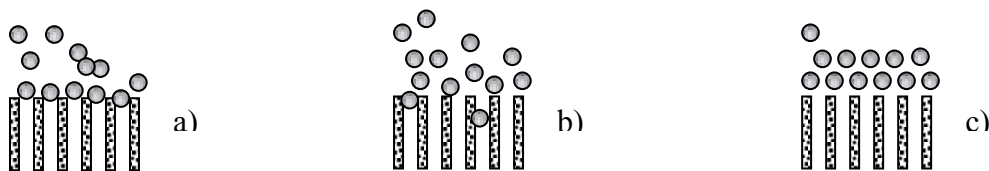


Figura 8- Modelos que representam o depósito de partículas sobre a superfície da membrana: a) Bloqueio completo- partículas se depositam sobre a membrana bloqueando totalmente o poro; b) bloqueio intermediário- partículas não bloqueiam completamente o poro da membrana e c) Camada de partículas que formam um filtro.

- *Lei de filtração para bloqueio completo:* Esta lei é utilizada quando parte das partículas presentes no meio tem diâmetro próximo ao diâmetro dos poros. Apesar dessas partículas não ficarem adsorvidas na membrana provocando uma colmatção irreversível, ocorre uma obstrução completa do poro, alterando o fluxo do permeado. Se considerarmos que o fluxo do permeado permanece constante, a pressão transmembrana (PTM) irá variar com o tempo (t). A lei que descreve este fenômeno será (equação 2.13).

$$\frac{1}{PTM} = At + B \quad (1/PTM) = A \cdot t + B \quad (2.13)$$

onde A e B são constantes .

Se considerarmos que a pressão transmembrana (PTM) permanece constante, o fluxo do permeado irá variar com o tempo (t) o fluxo do permeado será (equação 2.14).

$$J = A \exp(-Bt) \quad (2.14)$$

Silva *et al* (2000), mostram que esse modelo é adaptado para microfiltração.

- *Lei de filtração para o bloqueio intermediário:* Neste caso, partículas se depositam sobre o poro e sobre a superfície da membrana. A lei que descreve este fenômeno é apresentada na equação 2.15, onde se considera que o fluxo do permeado permanece constante (Czekaj *et al*, 2001).

$$\ln(PTM) = At + B \quad (2.15)$$

Quando a pressão transmembrana é constante temos (equação 2.16):

$$\frac{1}{J} = A \exp(-Bt) \quad (2.16)$$

- *Lei de filtração para camada formada sobre a superfície da membrana:* Neste caso, partículas se depositam sobre o poro e sobre a superfície da membrana e formam um filtro.

Para a filtração tangencial o fluxo do permeado pode ser determinado utilizando as equações 2.6 a 2.10, onde a concentração ( $C_p$ ) pode ser considerada nula já que o diâmetro das partículas são superiores ao diâmetro dos poros. Entretanto, o fluxo do permeado calculado desta forma se revela inferior ao fluxo observado experimentalmente, devido ao fenômeno do aumento da difusão ao redor das partículas na filtração tangencial explicado pelos seguintes mecanismos físicos:

- difusão turbulenta ou induzida ( $D_{in}$ ) pelo cisalhamento (não é mais utilizada a difusão browniana), onde o coeficiente de difusão é dado em função da taxa de cisalhamento média ( $\gamma_m \cdot s^{-1}$ ), do raio das partículas ( $r_p - m$ ) e da fração volumétrica ( $\Phi$ ), conforme equações 2.17 e 2.18 (Piron *et al*, 1995).

$$D_{in} = 0,1 \cdot \Phi \cdot r_p^2 \cdot \gamma_m \quad \text{para } 0 < \Phi < 0,2 \quad (2.17)$$

$$D_{in} = 0,025 \cdot \Phi \cdot r_p^2 \cdot \gamma_m \quad \text{para } 0,2 < \Phi < 0,95 \quad (2.18)$$

Se for observada uma grande influência da concentração (C), expressa em fração volumétrica ( $\Phi$ ), a difusão induzida para suspensão diluída e suspensão com concentração menor que 50% (vol/vol) respectivamente será (equações 2.19 e 2.20):

$$D_{in} = 0,5 \cdot \Phi^2 \cdot r_p^2 \cdot \gamma_m \quad \text{para suspensão diluída} \quad (2.19)$$

$$D_{in} = (0,33 \cdot \Phi^2 \cdot r_p^2 \cdot \gamma_m) \cdot (1 + 0,5 \exp(8,8\Phi)) \quad \text{para } C < 50\% \quad (2.20)$$

- Efeito dos inertes em suspensão (Frey e Shmitz, 2000): As partículas suspensas ao estarem numa solução em movimento sofrem o efeito de “pinçamento” (partículas sobre a membrana são pinçadas) e migram lateralmente para uma posição de equilíbrio. Assim, o fluxo limite ( $J_{lim}$ ) será a velocidade da migração lateral da partícula ( $u_l$ ), conforme apresentado na equação 2.21:

$$J_{lim} = \mu_l = (0,34 \cdot r_p^2 \cdot \gamma_m^2) \frac{1}{\Lambda \nu^{0,5}} \dots \dots \dots (2.21)$$

Onde:  $\gamma_m$ - taxa de cisalhamento na parede da membrana ( $s^{-1}$ )  $\nu$ - viscosidade cinemática ( $m^2 \cdot s^{-1}$ );  $\Lambda$ - fator de correção para força da esfera concentrada no poro.

Existem análises mais completas que conduzem a diversas expressões para determinar a velocidade de migração lateral em função do tempo (equações 2.22, 2.23 e 2.24) dada por Wisniewski *et al*, 2000:

$$\mu_l(t) = (0,34 \cdot r_p^3 \cdot \gamma_m^2) \frac{1}{\nu} \cdot f\left(\frac{x}{h}\right); \quad \text{para filtro tubular} \quad (2.22)$$

Onde: x- é a coordenada radial (m) e h- altura do tubo (m)

Assim o fluxo do permeado para a filtração tangencial será a soma da velocidade do permeado calculado pelo modelo filme com a velocidade lateral do permeado (equação 27):

$$J_t = J + u_l \quad (2.23)$$

Tanto o modelo de difusão induzida pelo cisalhamento quanto o efeito do inerte, supõe que a camada formada sobre a membrana seja imóvel. Certos autores observaram uma migração longitudinal das partículas constituintes da camada e propuseram correlações empíricas.

Leonard e Vassilief (1984), propuseram um modelo baseado unicamente na convecção, onde a convecção perpendicular a membrana é compensada pela convecção paralela. O fluxo então é dado pela expressão (equação 2.24).

$$J = [(C_m/C_b) - 1] \cdot [(\gamma_m \cdot \delta_{ga}^2) / (L)] \quad (2.24)$$

Onde:  $\delta_{ga}$  - espessura da camada formada sobre a membrana (m) .

Todas as correlações apresentadas por esses autores exprimem o fluxo estacionário ( $J_{lim}$ ) para a uma situação específica.

Ognier *et al* (2002) propuseram modelos onde as difusões brownianas e induzidas são ignoradas. Neste caso, a taxa de decréscimo da velocidade do permeado ( $dJ_z$ ) pela concentração de partículas suspensas no líquido ( $dC_b$ ) é proporcional a velocidade do permeado  $J(z)$ , dada na equação 2.25:

$$dJ(z) / dC_b = A \cdot dJ(z) \quad (2.25)$$

A integração da equação 2.25 conduz a seguinte expressão:

$$J(z) = J_0(z) \cdot \exp(-A C_b) \quad (2.26)$$

Onde  $J_0$  é a velocidade do permeado com água pura e  $A$  é uma constante característica da camada.

Ao contrário do modelo apresentado pelas equações (2.7) e (2.8), que consiste em traçar o fluxo de permeado ( $J$ ) em função de  $\ln(C_b)$ , a equação 2.26 sugere uma relação linear entre  $J$  e  $C_b$ .

### **2.3.3. Fenômeno de colmatção irreversível: modelo para o depósito de partículas no interior dos poros e modelo para adsorção**

Ognier *et al* (2002), ressaltam que é conveniente distinguir a adsorção de solutos, que é constituído essencialmente pelas interações entre soluto e membranas medidas em condições estáticas ou a de taxa de cisalhamento nula, e o depósito de espécies no interior dos poros que envolvem as interações soluto- soluto ou proteína-proteína induzida pelo fluxo de soluto através da membrana. De acordo com Shroen *et al* (1993), a redução de fluxo é drástica quando ocorre adsorção de proteínas.

- ***Modelo para o depósito de partículas no interior dos poros***

Quando as partículas têm dimensões inferiores às dimensões dos poros, estas vão penetrar e se depositar em seu interior. Neste caso, ocorre uma diminuição dos

volumes de poros de maneira proporcional ao volume do filtrado. Quando a pressão transmembrana e a velocidade do permeado são constantes, as leis de filtração são dadas pelas equações 2.27 e 2.28 (Orgnier *et al*, 2002).

$$1/J = (A + B \cdot t)^2 \quad (2.27)$$

$$(1/PTM)^{0.5} = A + B \cdot t \quad (2.28)$$

Este modelo é aplicado em processos de microfiltração em membranas capilares.

- **Modelo para adsorção**

Estudando a adsorção da superfície da membrana Orgnier *et al* (2002), mostram que a resistência hidráulica devido à adsorção ( $R_{ad}$ ) aumenta de acordo com o valor de parte da resistência hidráulica ( $R_{al}$ ) que depende da natureza da membrana, da natureza das moléculas presentes (ex: proteínas), do pH e na presença de cátions. As variações de resistência, devido unicamente a adsorção, é expressa por (equação 2.29):

$$R_{ad} = R_{al} (1 - \exp(-A \cdot C_m^y \cdot t)) \quad (2.29)$$

Onde :  $C_m$ - concentração da proteína, por exemplo; A e y são constantes empíricas que depende do pH.

#### **2.3.4. Os parâmetros operacionais e seus efeitos sobre o desempenho das membranas em termos de fluxo do permeado e retenção**

Os itens precedentes apresentam modelos que buscam descrever o mecanismo de fluxo do permeado através da membrana, de acordo com o tipo de colmatação à que os materiais filtrantes estão sujeitos. A partir desses modelos (fenômenos reversíveis e irreversíveis) é possível identificar e apresentar os principais parâmetros operacionais e seus efeitos sobre o desempenho do processo de filtração.

Para os fenômenos reversíveis (polarização por concentração), os principais parâmetros operacionais que devem ser observados em processos de separação por membranas (ultrafiltração e microfiltração) são a velocidade tangencial do fluxo e a pressão transmembrana. No caso de filtração de soluções com partículas em suspensão deve-se atentar para o tamanho e forma das partículas, para a concentração inicial, para o efeito físico-químico do meio e procedimento de limpeza da membrana.

Para os fenômenos irreversíveis os principais parâmetros operacionais observados nos modelos são: a velocidade tangencial do fluxo, pressão transmembrana,

concentração inicial, efeito físico-químico do meio e procedimento de limpeza da membrana.

A seguir apresenta-se uma discussão desses os parâmetros operacionais relevantes ao processo de filtração no que diz respeito ao fluxo do permeado e a taxa de retenção de material sobre a membrana.

- ***Pressão Transmembrana***

Para o modelo reversível de polarização por concentração de moléculas e macromoléculas, a função da pressão transmembrana não pode ser diretamente avaliada pela equação 2.7, mas um aumento na pressão vai conduzir a um aumento da concentração na parede da membrana ( $C_m$ ) e igualmente a um aumento do fluxo do permeado. Apesar do fluxo limite ( $J_{lim}$ ) ser dependente e fixado pela concentração de gel (permanente), formado em cada tipo de filtro, este fluxo aumenta com a pressão transmembrana.

O fluxo limite só será independente da pressão quando a concentração na membrana ( $C_m$ ) atingir seu valor máximo. Defrance e Jafren (1999) e Cho e Fane (2002) verificaram num biorreator de membrana (microfiltração) que a pressão transmembrana aumentou linearmente com o fluxo, até que essa pressão aumentou repentinamente. Tal fato é atribuído a formação de polímeros extracelulares pela comunidade microbiana presente em sistemas de tratamento biológicos

No que diz respeito à taxa de retenção (TR), esta é mais sensível à pressão transmembrana pois se admite que a retenção de soluto é influenciada pelos diversos mecanismos de colmatação envolvidos. Ping Gui *et al* (2002) verificaram para um biorreator com membrana submersa, que quanto maior for a quantidade de sólidos presentes, maior será a pressão transmembrana e maior a taxa de retenção.

Para fenômenos irreversíveis, o aumento da pressão transmembrana diminui a permeabilidade da membrana e conseqüentemente o fluxo (J), devido o acúmulo de soluto ou partículas no interior do poro. Orgnier *et al* (2002) verificaram este fato num biorreator de membrana e neste caso, a taxa de retenção (TR) aumentou com o aumento da pressão transmembrana.

- ***Velocidade Tangencial***

Para o modelo reversível de polarização por concentração de moléculas e macromoléculas, verifica-se pelas equações 2.9 e 2.10, que a velocidade tangencial ( $u$ ) aparece no número de Reynolds com os expoentes 0,8 e 0,33, para regime laminar e turbulento respectivamente, o que permite calcular o coeficiente de transferência de massa ( $D$ ). O aumento do coeficiente de transferência de massa ( $D$ ) melhora o fluxo do permeado ( $J$ ), e esse efeito é maior em regime turbulento. A taxa de retenção (TR) neste caso diminui com o aumento da velocidade tangencial, pois quanto maior for esta velocidade menor será a camada de polarização formada sobre a membrana. Cabe lembrar que velocidades tangenciais elevadas podem conduzir a formação de agregados, o que aumenta a resistência hidráulica de polarização.

Para o fenômeno reversível de filtração de partículas sólidas em suspensão, a velocidade tangencial ( $u$ ) reduz a espessura da camada formada sobre a membrana e conseqüentemente aumenta o fluxo do permeado ( $J$ ). Entretanto, a importância da velocidade tangencial é um parâmetro que varia com o modelo considerado.

Para fenômenos irreversíveis, onde ocorre a colmatação interna ou adsorção, a velocidade tangencial não afeta o desempenho de filtração, pois a camada situada no interior do poro não é acessível ao cisalhamento. Além disso, as interações de adsorção são mais fortes que as forças de erosão induzidas pelo cisalhamento.

- ***Concentração inicial no líquido***

Quando ocorre o fenômeno de polarização por concentração, a concentração inicial tem pouco efeito sobre o fluxo do permeado e sobre a taxa de retenção (Chang *et al*, 2000).

Entretanto, para o fenômeno reversível de filtração de partículas sólidas em suspensão, se as concentrações iniciais são altas, estas conduzem a uma alta taxa de colmatação e conseqüentemente diminuição de fluxo. Tal fato pode ser observado nas equações 2.7 e 2.8 e foi notado por Beaubien *et al* (1996) que apresenta o modelo de um biorreator anaeróbio de membrana onde se verifica a grande influência da concentração dos sólidos suspensos sobre o fluxo ( $J$ ).

O efeito da concentração inicial sobre o fluxo é mais efetivo em fenômenos irreversíveis, pois elevadas concentrações vão aumentar a convecção do soluto ou das

partículas no interior do poro, o que resultará num aumento de colmatação e diminuição de fluxo.

No que diz respeito a taxa de retenção a concentração inicial não apresenta efeito significativo.

- ***Tamanho e forma das partículas***

Verifica-se através dos modelos para a difusão browniana, difusão induzida e dos inertes (equações 2.7, 2.8, 2.18, 2.19, 2.20, 2.21 e 2.22) que existe a influência dos tamanhos das partículas na colmatação dos poros e conseqüentemente na diminuição do fluxo. As partículas de pequenos tamanhos apresentam coeficiente de difusão hidrodinâmico pequeno, conduzindo a uma resistência específica da camada sobre a membrana, mais elevada do que para partículas maiores. Assim o fluxo de permeado maior será obtido quando se tem a presença de partículas relativamente grades (maiores que diâmetro dos poros da membrana)

Cicek *et al* (1998) afirmaram que em biorreatores de membrana, a principal fração no meio líquido é composta de partículas em suspensão. Estes autores, analisaram o efeito dos sólidos suspensos totais em biorreatores de membrana e verificaram que com o aumento dos sólidos totais o fluxo do permeado diminuiu drasticamente. Tardieu *et al* (1998), salientam que o depósito de flocos de partículas tem efeito dramático em biorreatores.

A fração solúvel que apresenta diâmetro de compostos menor que o diâmetro dos poros pode causar interações físico-químicas com a membrana sendo responsável não só modificações na superfície das membranas como pode induzir a adesão de elementos na superfície e formar depósito desse material (Wisniewski *et al*, 2000).

Cabe salientar que a influência do tamanho das partículas está relacionada com os efeitos da pressão transmembrana, com a velocidade tangencial, com a concentração inicial e com o meio físico- químico (pH, forças iônicas, etc), que são parâmetros difíceis de isolar.

- ***Efeito físico-químico do meio***

Para processos de filtração de partículas em suspensão ou processos sujeitos a fenômenos irreversíveis, os parâmetros relativos ao meio como pH e força iônica tem apresentado maior influência sobre a adsorção, provocando uma colmatação



progressiva. Lee *et al* (2001), mostraram que o fluxo do permeado com o tempo diminui num biorreator de membrana, pois além da colmatação biológica, houve a formação de vários compostos inorgânicos e modificações da superfície das partículas provocada pelos elevados valores de pH do meio (colmatação inorgânica).

Schroen *et al* (1993) observaram num biorreator de membrana, que a proteína presente no meio líquido apresenta uma força iônica que faz com que esta proteína seja adsorvida nos poros acarretando a colmatação irreversível.

### **2.3.5.Considerações finais**

Qualquer diretriz (modelos matemáticos e operação) tomada para o desenvolvimento e otimização de procedimentos de filtração tangencial deve considerar os seguintes aspectos:

- A membrana deve ser selecionada e analisada a fim de limitar a colmatação irreversível, ou seja, o material deverá ser aquele que a adsorção dos compostos seja minimizada principalmente em casos de microfiltração;
- Aumentar a pressão transmembrana melhora o fluxo do permeado inicialmente, mas o fluxo estacionário é rapidamente atingido. Além disso, muitos casos demonstram que a taxa de retenção aumenta com a pressão transmembrana. Assim, é necessário um estudo preliminar sobre a influência desse parâmetro sobre a filtração em termos de fluxo e taxa de retenção.
- A velocidade tangencial, geralmente aumenta o fluxo do permeado e diminui a taxa de retenção na membrana. Existem, entretanto casos em que as partículas presentes no meio são mais sensíveis ao cisalhamento, assim a velocidade tangencial pode então modificar a granulometria das partículas.
- O tamanho das partículas, moléculas ou macromoléculas presentes no meio estão diretamente relacionadas com o desempenho da membrana, pois estão envolvidas em todos os mecanismos de colmatação de membranas.

Nesta ítem foi realizada uma síntese sobre os mais pertinentes tipos e mecanismos de colmatação de membranas (modelos matemáticos). Porém, fazer essa classificação separadamente é muito difícil na prática, pois os diversos fenômenos apresentados geralmente ocorrem simultaneamente.

## 3. Material e Métodos

### 3.1. Introdução

O reator UASB com unidade de filtração foi montado na elevatória situada no Campus da Universidade de São Paulo (USP) em São Carlos-SP. O esgoto recebido por esta elevatória era proveniente de uma parcela do esgoto sanitário do bairro Centro e passou por tratamento preliminar (caixa de passagem, grades e caixa de areia) antes de ser bombeado para dois tanques de armazenamento de substrato (350L e 240L respectivamente). A partir daí foi realizada a alimentação do biorreator anaeróbio.

O fluxograma geral da montagem experimental é apresentado na Figura 9.

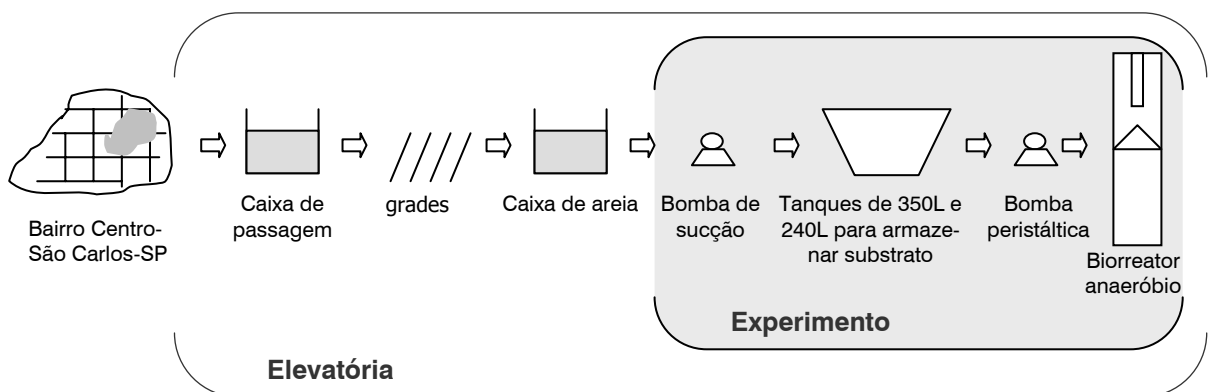


Figura 9- Fluxograma geral da montagem do experimento

O biorreator anaeróbio proposto é composto de uma unidade de filtração acoplada a um reator UASB.

Para o desenvolvimento desse sistema, primeiramente foram projetados e construídos o reator UASB, a unidade de filtração e as estruturas periféricas, levando em consideração as características da água residuária a ser tratada, as características do lodo (granular) e a escala entre o reator UASB e a unidade de filtração.

Em seguida, foi realizada a operação do biorreator, dividida em três fases. Na primeira fase foi realizada a partida e o monitoramento do reator UASB. A segunda fase foi de avaliação e escolha dos materiais (mantas poliméricas de baixo custo) a serem utilizados como filtro na unidade de filtração. Para tanto, foram realizados ensaios ex-

platoratórios para determinar principalmente a interação entre a água residuária e a manta de estudo.

Na terceira fase, foi realizada a operação da unidade de filtração acoplada ao reator UASB. Nesta fase foram estudados três filtros executados com mantas poliméricas no intuito de avaliar as características de filtração, o desempenho no tratamento e a capacidade de recuperação desses filtros após limpeza com soluções químicas

A Figura 10 apresenta o fluxograma das etapas experimentais.

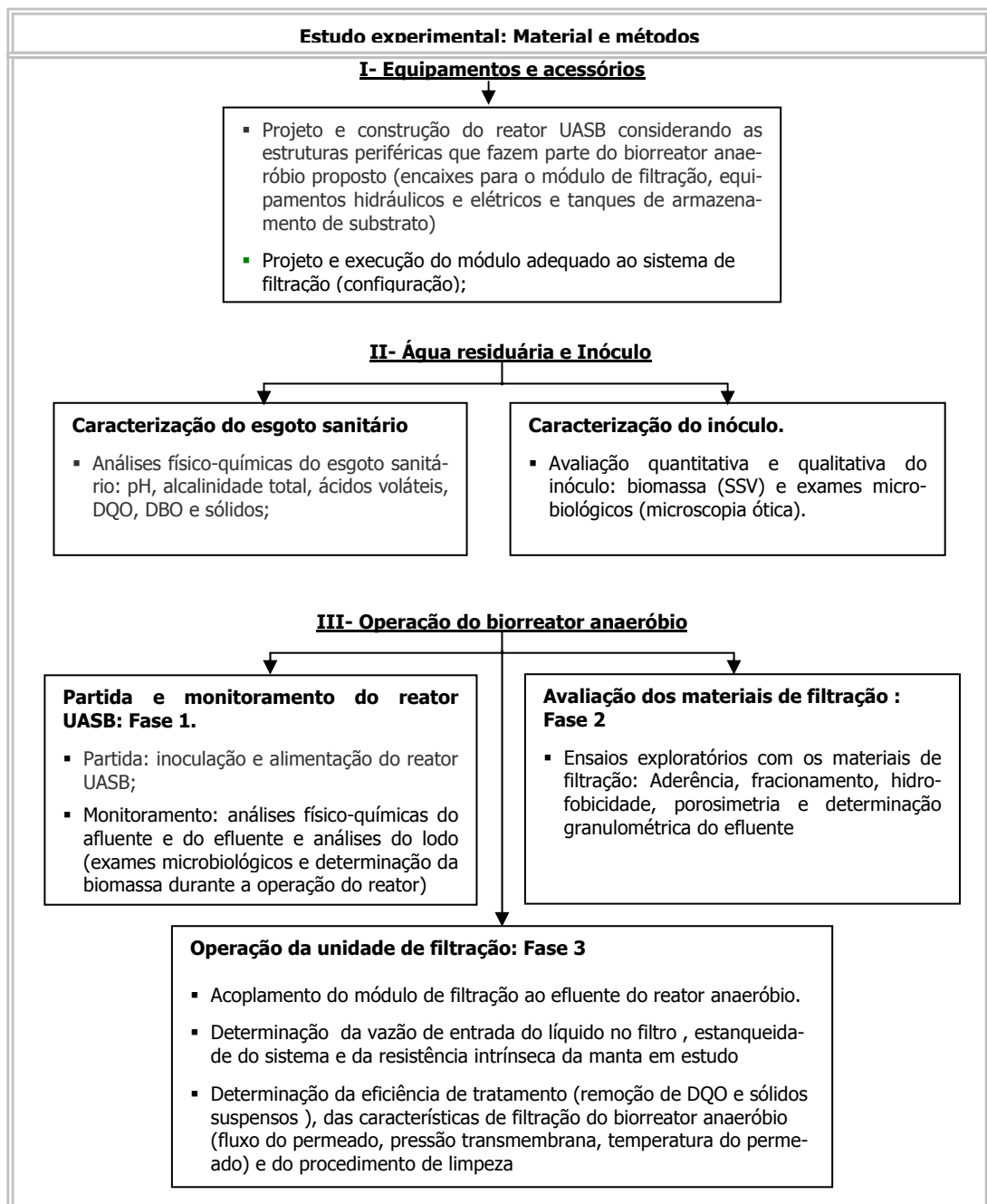


Figura 10- Esquema da estrutura utilizada para apresentar os materiais e métodos.

### 3.2. Operação, equipamentos e acessórios

O biorreator anaeróbio proposto é um sistema que associa o reator UASB a uma unidade de filtração, como mostra a Figura 11. Entretanto, diferente do biorreator anaeróbio de membrana convencional, os filtros estudados são materiais poliméricos de baixo custo e com elevadas espessuras (3 mm), por isso o sistema de tratamento é denominado de biorreator anaeróbio com unidade de filtração.

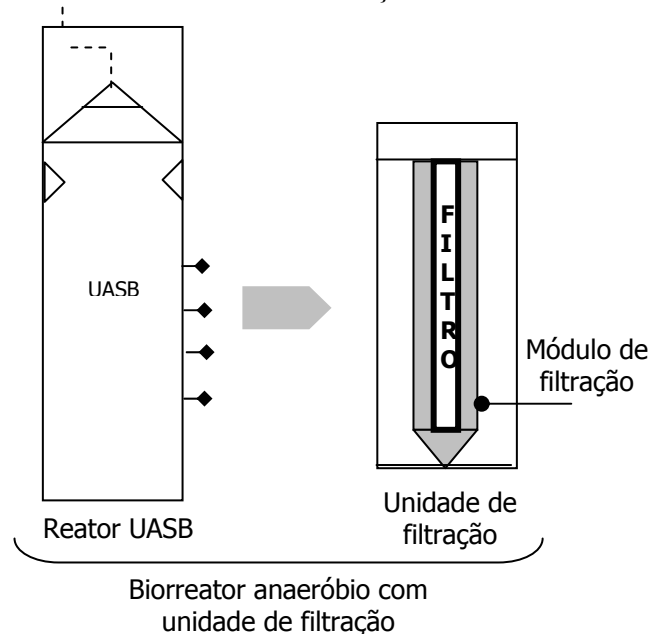


Figura 11 - Biorreator anaeróbio com unidade de filtração

Para melhor entendimento do sistema experimental utilizado, primeiramente apresentam-se os critérios e os parâmetros de projeto do reator UASB e do módulo de filtração. Em seguida, descreve-se a montagem, o funcionamento e os equipamentos periféricos do biorreator anaeróbio proposto.

#### 3.2.1. Reator UASB

A concepção de reator UASB foi realizada em paralelo com a unidade de filtração, considerando-se: os equipamentos hidráulicos, elétricos e mecânicos existentes no mercado, os encaixes entre estas estruturas e as dimensões mínimas para que o módulo de filtração apresentasse adequado funcionamento e resultados significativos com os filtros de estudo.

O reator UASB, com o projeto detalhado no apêndice A, foi construído em PVC, na configuração cilíndrica (fundo plano), com diâmetro interno de 0,23m e altura de 1,03m, compreendendo um volume total de 39L.

Para a alimentação do reator foi utilizada uma bomba dosadora da marca Prominent-Premium 75 com vazão máxima do fabricante de  $3,15 \text{ L}\cdot\text{h}^{-1}$ . Como esta bomba foi mo-

dificada internamente, ao calibrar a bomba (cinco vezes) verificou-se que sua vazão máxima foi de  $8,75 \text{ L.h}^{-1}$ . O esquema do reator UASB é apresentado na Figura 12.

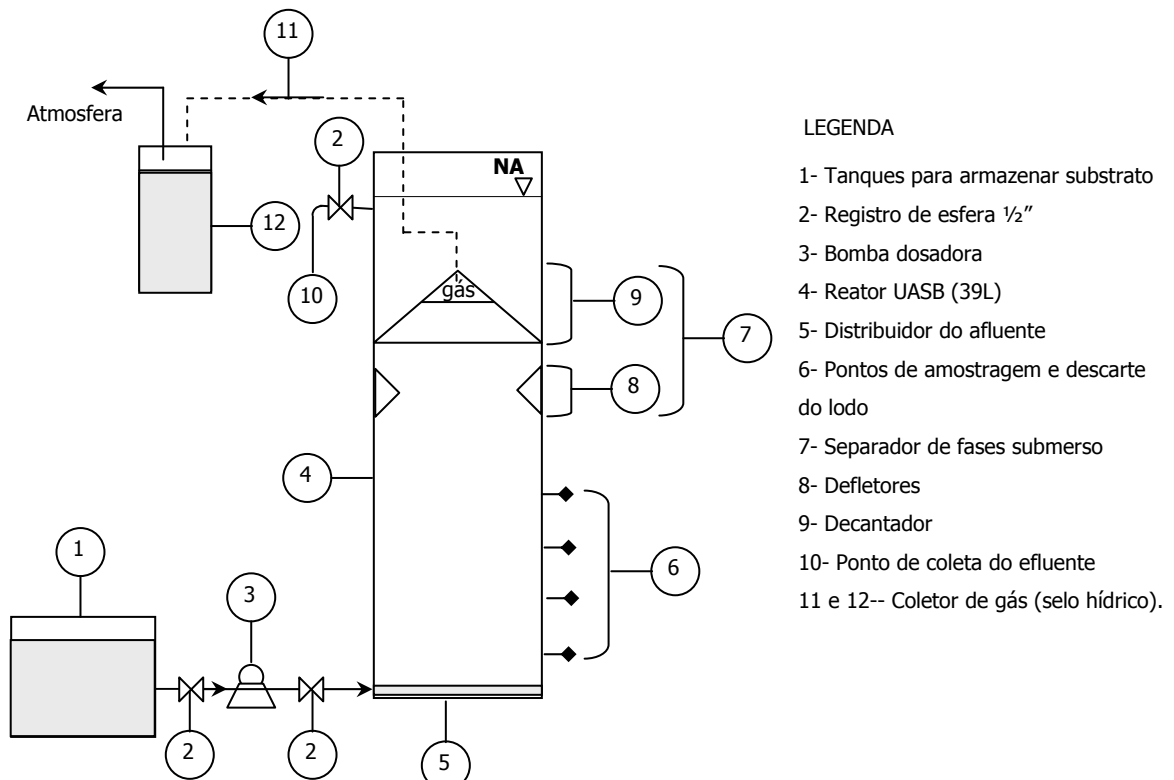


Figura 12 - Esquema do reator UASB

Os critérios e os parâmetros de projeto do reator são apresentados na Tabela 10.

Tabela 10 – Critérios e parâmetros de projeto do reator UASB

Critério/ Parâmetro de projeto	Valores
Vazão ( $\text{m}^3 \cdot \text{dia}^{-1}$ )	0,114
Tempo de detenção hidráulica (h) **	8
Taxa de carregamento hidráulico ( $\text{m}^3 \cdot \text{m}^{-3} \text{dia}^{-1}$ ) **	2,93
Taxa de carregamento orgânico ( $\text{kgDQO} \cdot \text{m}^{-3} \text{dia}^{-1}$ ) *	1,46
Velocidade ascensional ( $\text{m} \cdot \text{h}^{-1}$ )	0,12
Sistema de distribuição do afluente **	
Número de distribuidores	3
Diâmetro dos bocais de distribuição (pol)	1/4"
Sistema de separação de fases submerso (construído em PVC)**	
Inclinação das paredes do decantador e dos defletores (°)	50
Altura do decantador (m)	0,16
Abertura para passagem do efluente (cm)	2
Coleta de biogás **	
Diâmetro do tubo de coleta de gás (pol)	1/2"
Volume de biogás no sistema de separação de fases ( $\text{cm}^3$ )	19,6
Coleta do efluente e amostragem do lodo **	
Diâmetro do tubo de coleta de efluente (pol)	1/2"
Número de pontos de amostragem do lodo	4

\* Para o cálculo foi utilizado o valor de DQO estimado em  $500 \text{ mgDQO} \cdot \text{L}^{-1}$ .

\*\* Parâmetros e critérios baseados em Chernicharo (1997)

### 3.2.2. Unidade de filtração acoplada ao reator UASB

A unidade de filtração (Figura 13a) acoplada ao reator UASB foi construída com configuração cilíndrica e é composta por um tubo de PVC (mesmo material do reator UASB) e por um módulo de filtração em acrílico no qual o filtro polimérico está inserido.

O tubo cilíndrico com 0,65m de altura e 0,23m de diâmetro contém dispositivos de encaixe entre a unidade de filtração e o reator UASB (flange de 0,23m de diâmetro interno e 0,30m de diâmetro externo), dispositivos para fixar internamente o módulo de filtração e dispositivos para entrada e saída do líquido a ser filtrado. A utilização deste tubo permite que o efluente do reator UASB seja armazenado na região entre o tubo e o módulo de filtração, caso se queira operar com o módulo de filtração submerso.

O módulo de filtração foi construído em acrílico na configuração cilíndrica com 0,5m de altura e 0,05m de diâmetro interno. Este módulo contém dispositivos de entrada do afluente para o interior do filtro, de saída do líquido filtrado (permeado) e de saída de parte do líquido que não foi filtrado devido o uso de fluxo tangencial. Cabe salientar que estes dispositivos coincidem com os dispositivos do tubo externo (PVC) e são os mesmos utilizados para realizar a retro-lavagem do filtro.

Para o filtro foi utilizada a configuração espiral, com duas camadas de material de filtração, com 0,025m de diâmetro e 0,12m de altura, como mostra a Figura 13. O filtro foi executado utilizando cola de contato e fixado por compressão das suas extremidades em suporte de aço inox.

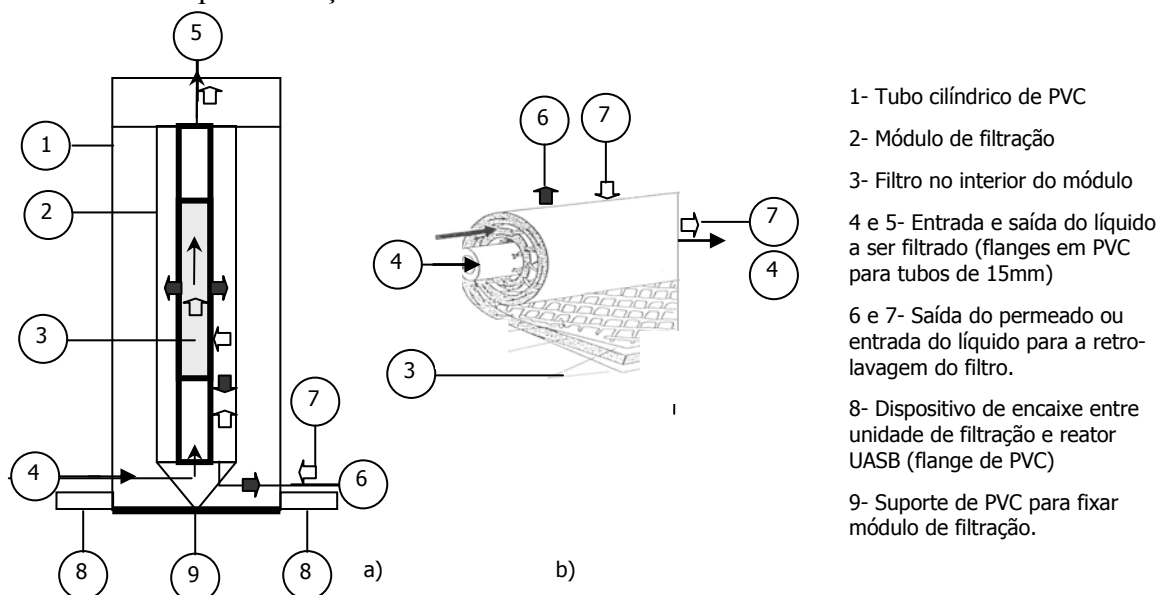


Figura 13 - Esquema (a) unidade de filtração (b) configuração do filtro

Os materiais de filtração utilizados no módulo foram as mantas orgânicas de poliéster, polipropileno e geossintético de poliéster. As características físicas do filtro e das mantas são apresentadas na Tabela 11.

Tabela 11- Características do filtro e das mantas poliméricas

<b>Características</b>	<b>Poliéster</b>	<b>Polipropileno</b>	<b>Geossintético de poliéster</b>
Diâmetro médio de poros ( $\mu\text{m}$ )*	1	1	1
Fornecedor	Hayward	Hayward	Ober
Área de filtração ( $\text{cm}^2$ )**	9,57	9,57	9,57
Espessura do filtro (mm)	6	6	6
Espessura da manta (mm)	3*	3*	3*
Comprimento do filtro (mm)	120	120	120
Diâmetro do filtro (mm)	25,4	25,4	24,4

\* fornecido pelo fabricante.

\*\* área efetiva da manta na qual passa o fluxo do permeado.

Cabe ressaltar que a escolha dos materiais de filtração foi feita não só através das propriedades e características fornecidas pelos fabricantes, mas também a partir dos resultados obtidos com ensaios preliminares de filtração frontal realizado em aparelho de Kitassato com filtração a vácuo (mesmo método utilizado para determinar sólidos suspensos totais-APHA,1998).

### **3.2.3. Biorreator anaeróbio com unidade de filtração**

A montagem do biorreator anaeróbio proposto consistiu em acoplar a unidade de filtração sobre o reator UASB e realizar a ligação desta unidade com a estrutura periférica composta de equipamentos hidráulicos, elétricos e mecânicos, necessários para a filtração do efluente e limpeza das mantas. O esquema do biorreator anaeróbio com unidade de filtração é apresentado na Figura 14.

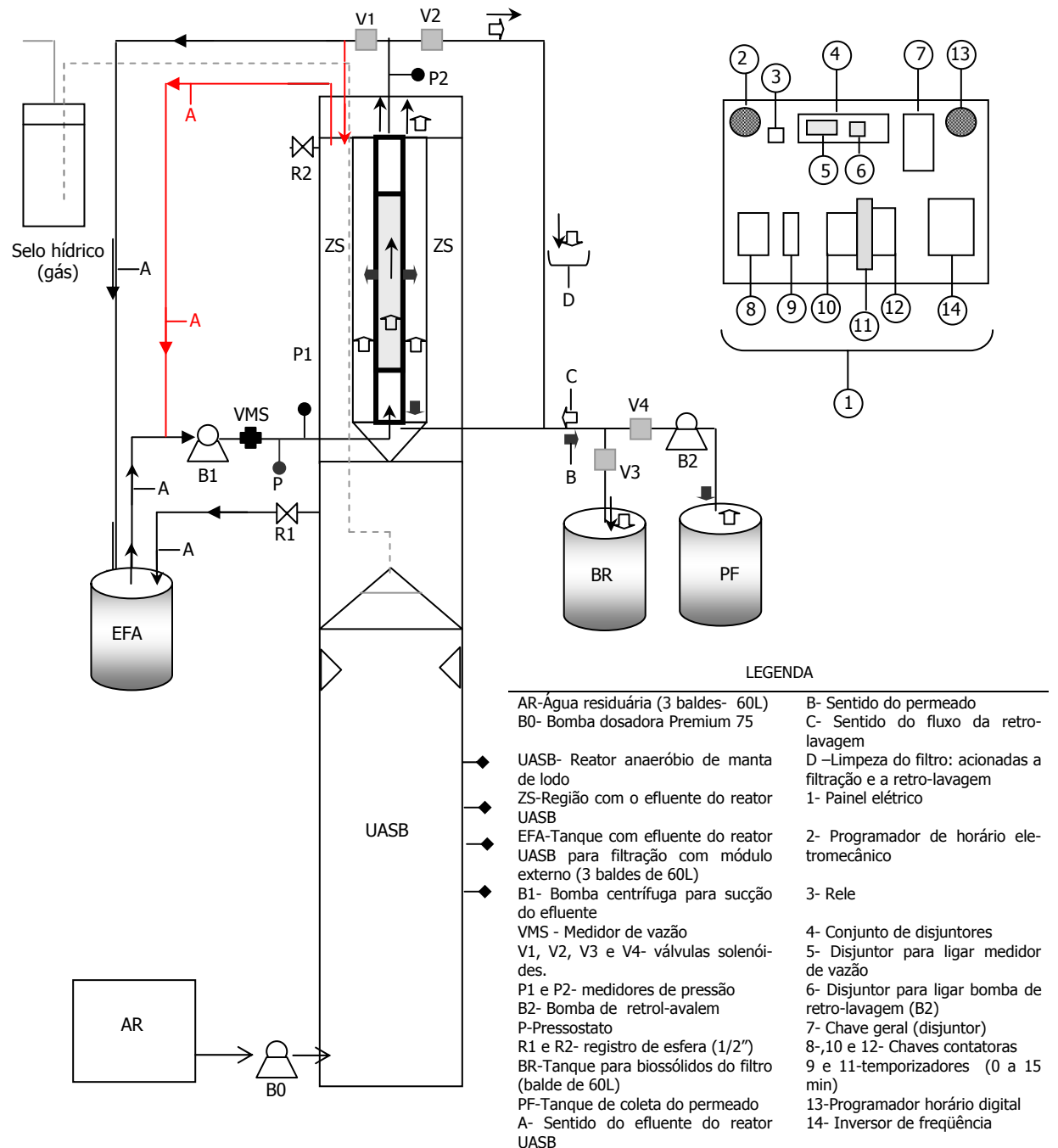


Figura 14-Esquema do biorreator anaeróbio para o tratamento de esgoto sanitário

Para apresentar os equipamentos e acessórios que fazem parte do biorreator proposto é necessário descrever o processo de filtração, o processo de limpeza do filtro e os sistemas que controlam estes processos.

Cabe ressaltar que os procedimentos descritos a seguir foram realizados uma vez para cada manta de estudo.

### Filtração

No sistema anaeróbio, o esgoto sanitário foi bombeado (B0- bomba dosadora) continuamente para o reator UASB onde se deu o tratamento biológico. Com o reator



em operação estável, o efluente foi então submetido à filtração com fluxo tangencial à superfície da manta. A Figura 15 apresenta o fluxograma do processo de filtração do bioreator proposto.

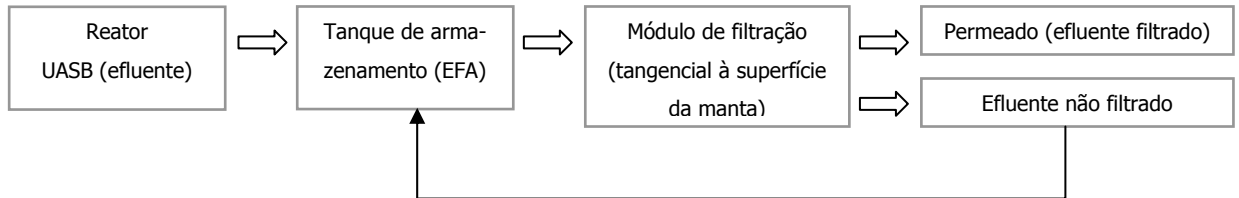


Figura 15-Fluxograma do processo de filtração.

O sistema de filtração foi concebido para operar com o módulo submerso ou com o módulo externo ao biorreator. No primeiro caso, o efluente do reator UASB é encaminhado para a região de armazenamento (ZS) de onde é bombeado para o módulo de filtração (interior do filtro). Para a operação com o módulo de filtração externo, o efluente segue por gravidade até o tanque EFA (três baldes de 60L) de onde é bombeado para o módulo de filtração.

Para que não houvesse interferência no ensaio comparativo entre cada manta, devido a possível desestabilização do reator durante sucção do efluente da zona de armazenamento (ZS), optou-se por operar a unidade de filtração com o módulo externo. Desta forma, o efluente foi bombeado (B1- bomba centrífuga com frequência máxima de 40Hz) do tanque EFA para o interior do filtro de maneira que o fluxo fosse tangencial à superfície da manta. Parte do efluente retornou para o tanque EFA, enquanto o permeado foi coletado no tanque PF (tanque de 60 L).

Neste procedimento, as válvulas solenóides V1 e V4 permaneceram abertas e as válvulas V2 e V3 fechadas.

Durante a filtração foram monitorados a vazão da bomba de alimentação B1 (programado no inversor de frequência), a vazão do líquido na entrada do filtro (medidor- VMS), o fluxo do permeado (volume do líquido no tempo), a temperatura do permeado e a pressão trans-membrana (manômetro de mercúrio nos pontos P1 e P2). Além disso, continuamente retiraram-se amostras para realização de análises físico-químicas (DQO e sólidos suspensos).

### **Limpeza do filtro**

Foram utilizados dois procedimentos de limpeza para remover os biossólidos dos filtros: a limpeza hidráulica e a limpeza química .

A limpeza hidráulica foi realizada com água potável no intuito de remover a camada de bioflocos depositada sobre a superfície da manta.

Para a limpeza química dos filtros foram utilizadas, em série, solução de ácido clorídrico ( HCl) e solução de hipoclorito de sódio com hidróxido de sódio (NaOCl e NaOH ). A solução ácida com pH de 2,0 e 0,01M, foi preparada de acordo com Kang *et al* (2002) e a solução básica com 6% de NaOCl e NaOH em água potável foi preparada de acordo com Oh *et al* (2004). Este procedimento foi utilizado com o objetivo de avaliar a solução química que apresentou a maior eficiência na remoção da parcela de bioflocos depositados e adsorvidos no interior do poro da manta.

Apresenta-se na Figura 16 o esquema do processo utilizado para a limpeza dos filtros.

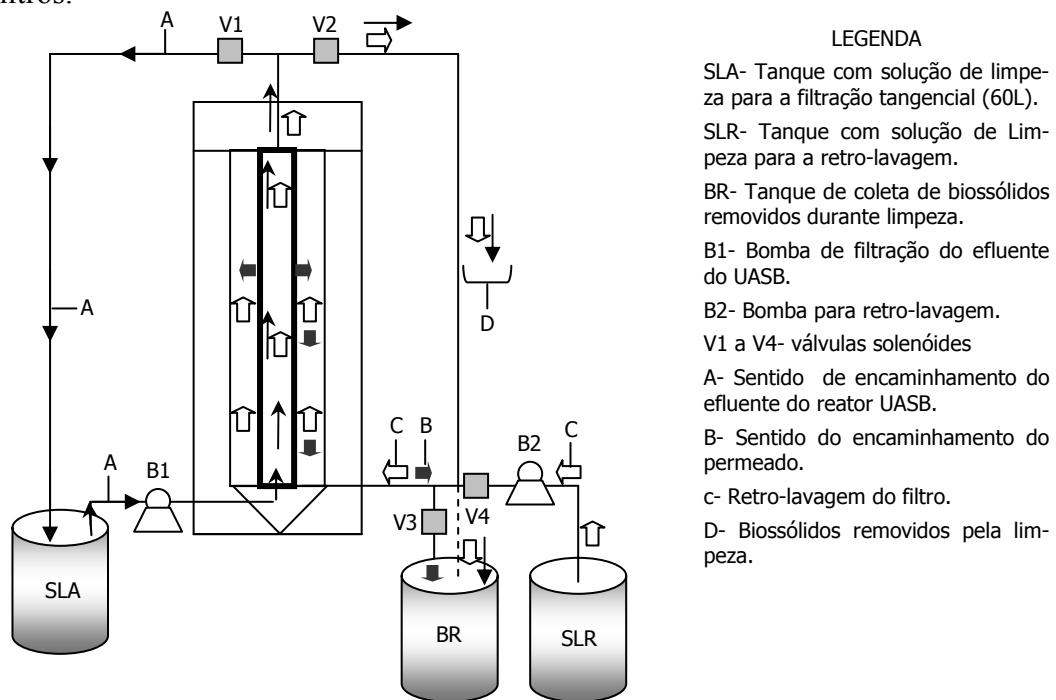


Figura 16 - Esquema do processo de limpeza dos filtros

Tanto para a limpeza hidráulica quanto para a limpeza química do filtro, foram acionados o sistema de filtração tangencial (bomba B1- 40Hz) e o sistema de retro-lavagem (B2- 60Hz).

A filtração foi realizada bombeando água potável ou solução química do tanque SLA (tanque de 60 L) para o interior do filtro, de forma que o fluxo fosse tangencial à superfície da manta. Neste caso foi utilizada a bomba B1 descrita anteriormente.

O procedimento de retro-lavagem do filtro consistiu em bombear a água potável ou a solução química do tanque SLR para o módulo de filtração, de maneira que o fluxo entrasse no módulo (externo ao filtro) e fosse forçado a sair pelo seu interior. A bomba utilizada neste sistema foi a bomba centrífuga da marca Erbele operando numa frequência de 60 Hz (bomba B2).

Com a filtração e a retrolavagem acionadas, os biossólidos retidos no filtro puderam ser encaminhados para o tanque BR (tanque de 60L).

A limpeza hidráulica, teve duração de 2 horas e neste período foram adotados ciclos de 15 minutos de filtração tangencial (válvulas 2 e 4 fechadas) e 90 segundos de retro-lavagem e filtração tangencial (válvulas 1 e 3 fechadas).

O tempo de duração da limpeza química foi de 6 horas e neste período foram utilizados ciclos de 30 minutos de filtração (válvulas 2 e 4 fechadas) e 90 segundos de retro-lavagem e filtração tangencial (válvulas 1 e 3 fechadas). Esse período de limpeza foi adotado a partir da observação do fluxo do permeado com solução de ácido clorídrico que se apresentava muito baixo durante as primeiras 2 horas (quase sem alteração) e que foi aumentando com o decorrer da limpeza.

No processo de limpeza foi necessário que a bomba B2 operasse em frequência maior que a bomba B1 para que a pressão externa ao filtro fosse maior que a pressão no seu interior e assim os biossólidos se desprendessem do filtro.

### **Sistemas que controlam a filtração e a limpeza do filtro**

No processo de filtração, a bomba de alimentação do filtro (B1) foi controlada por um inversor de frequência da marca WEG- série CFW 08, que pode operar na faixa de 0 a 60 Hz.

A vazão de entrada no filtro e conseqüentemente a velocidade tangencial foi aferida por um medidor e transmissor de vazão da marca Incontrol - série VMS.

O tempo de filtração (sem acionamento da retro-lavagem) foi controlado manualmente com o auxílio de um cronômetro, porém esta filtração pode ser controlada através do programador de horário digital ( número 12 da Figura 14).

A limpeza dos filtros, a filtração e a retro-lavagem foram controladas por um programador de horário eletromecânico (0 a 24 horas) conectado a dois temporizadores que operam de forma alternada. No caso da limpeza hidráulica, por exemplo, a cada 15

minutos de filtração determinada no programador de horário, a retro-lavagem foi acionada por 90 segundos através da programação de tempo nos temporizadores 9 e 11 (Figura 14).

Apesar de não ter sido utilizada, a retro-lavagem também pode ser acionada utilizando o pressostato (P). Neste caso, quando a pressão transmembrana atingir  $1,0 \text{ Kgf. cm}^{-2}$  a retro-lavagem é acionada.

As válvulas solenóides foram conectadas às bombas B1 e B2. Assim, ao realizar a filtração utilizando somente a bomba B1, as válvulas 2 e 4 permaneceram abertas. Na limpeza do filtro, utilizaram-se as bombas B1 e B2 em conjunto e as válvulas 1 e 3 permaneceram fechadas.

### 3.3. Água residuária

Como apresentado anteriormente, o substrato escolhido para o tratamento com o biorreator anaeróbio proposto foi o esgoto sanitário real. A alimentação do reator iniciou em maio de 2003, mês em que foram realizadas coletas diárias para determinar os valores da DQO média horária do esgoto sanitário e ensaios para determinar a degradação do substrato nos tanques de armazenamento.

O reator UASB foi operado por trinta e seis dias com esse substrato, entretanto, o esgoto sanitário se mostrou muito diluído mesmo em período de poucas chuvas (meses de maio e junho) e com isso o reator não apresentou operação estável. Possivelmente, tal fato ocorreu porque o bairro apresenta um alto consumo de água *per capita*, pois há um centro comercial. É considerado um bairro de classe média alta, grande parte das residências possui piscinas e há um clube de campo próximo à elevatória.

Desta forma, foi necessário suplementar o esgoto sanitário real com substrato sintético (simulando esgoto real), no intuito de trabalhar com uma faixa de demanda química de oxigênio entre  $450 \text{ mg.L}^{-1}$  e  $700 \text{ mg.L}^{-1}$ .

O substrato sintético foi preparado de acordo com Torres (1992), e o valor médio da suplementação da DQO ao esgoto real foi de  $300 \pm 13 \text{ mg.L}^{-1}$ . A composição do esgoto sintético utilizado na suplementação do esgoto real é apresentada na Tabela 12.

Tabela 12- Composição do esgoto sintético para DQO de 300 mg. L<sup>-1</sup> (Adaptado de Torres,1992)

<b>Componente</b>	<b>Concentração (mg.L<sup>-1</sup>)</b>	<b>Concentração (mg DQO.L<sup>-1</sup>)</b>
<b>Carboidrato</b>		
Sacarose	22,8	26,1
Amido	70,63	74,4
<b>Lipídio</b>		
Óleo de soja	32,60	32,0
Detergente p/ emulsionar	3 gotas por litro	-
<b>Proteína</b>		
*Extrato de carne pastoso	280,6	167,5
<b>Total</b>	-	300

\* Extrato de carne da empresa Friboi Ltda- Barretos-SP

As análises químicas do extrato de carne foram fornecidas pelo fabricante e são apresentadas na Tabela 12.

Tabela 13- Análises químicas do extrato de carne. Fonte: Friboi Ltda

<b>Análises químicas do extrato de carne</b>	<b>Resultados</b>
Umidade (%)	16,6
Creatina (%)	7,2
Sal (%- base seca)	3,5

Para cada componente do substrato sintético foi determinado o valor médio de DQO no intuito de comparar com os resultados obtidos por Torres (1992). Durante a pesquisa esta análise foi realizada seis vezes.

A preparação do substrato consistiu em efetuar primeiramente o cozimento do amido (forno de microondas) e em seguida misturar os compostos restantes. Esse substrato concentrado (potes de 1L) foi posteriormente diluído no esgoto sanitário real que estava armazenado nos tanques de 350L e 240L, respectivamente. A suplementação era efetuada diariamente as 9:00h ou às 17:30h.

Como o esgoto bruto ficou armazenado em caixas d'água por um período de vinte e quatro horas, antes e após a suplementação do esgoto real foram realizados ensaios para determinar a degradação do substrato em termos de demanda química de oxigênio (DQO).

### 3.4. Inóculo

O inóculo utilizado no biorreator foi o lodo granular coletado do reator anaeróbio UASB da empresa “Avícola DACAR S.A.” situado no município de Tietê-SP. Este lodo foi empregado porque apresentou grande diversidade morfológica em ensaios mi-

croscópicos realizados por outros pesquisadores no Laboratório de Processos Biológicos- EESC- USP.

O inóculo foi submetido a análises microbiológicas através de exames de microscopia ótica e análises de sólidos de sólidos (ST e STV).

### **3.5. Operação do sistema de tratamento anaeróbio**

Para melhor entendimento, a operação do sistema de tratamento anaeróbio proposto foi dividida em três fases:

- Operação do reator UASB (fase 1): Neste item apresenta-se a metodologia utilizada para inoculação, a estimativa de biomassa no biorreator e o período de operação do reator UASB.
- Avaliação dos materiais de filtração frente à água residuária (fase 2): Para esta avaliação, as três mantas poliméricas utilizadas como filtro da unidade acoplada, foram submetidas a ensaios de aderência e de hidrofobicidade. Estes ensaios permitiram avaliar dentre as mantas aquela que na filtração possivelmente colmatarão mais rapidamente.
- Operação da unidade de filtração acoplada ao reator UASB (fase 3): Nesta fase os filtros (mantas poliméricas) foram submetidos à filtração tangencial e ao processo de limpeza (hidráulica e química) a fim de se avaliar o desempenho, as características de filtração e o processo de limpeza em cada manta. O desempenho foi avaliado em termos de remoção de sólidos suspensos e de remoção de demanda química de oxigênio. As características de filtração foram determinadas em termos de declínio do fluxo do permeado ao longo do tempo e da evolução da resistência total da manta com o tempo de filtração. O processo de limpeza foi analisado verificando-se a eficiência de recuperação do fluxo do permeado através do filtro, ou seja, foi avaliada a solução de limpeza que removeu a maior porcentagem de biosólidos aderidos às mantas.

A seguir apresenta-se detalhadamente a metodologia utilizada para os ensaios realizados em cada uma dessas fases.

#### **3.5.1. Fase 1: Operação do reator UASB**

O reator UASB foi inoculado de acordo a metodologia descrita por Chernicharo (1997). Neste caso, 18L de lodo foram transferidos para o reator e o volume restante foi

completado com a água residuária. O reator foi mantido em batelada por 24 horas e em seguida iniciou-se a alimentação contínua utilizando-se um tempo de detenção hidráulica de 12 horas. Após sete dias de operação, o tempo de detenção hidráulica passou a ser de 8 horas.

O reator UASB foi operado e monitorado por 642 dias, período no qual foram realizados a avaliação de quantidade de biomassa no reator, as análises físico-químicas, os exames microbiológicos, os ensaios com os materiais de filtração e a operação da unidade de filtração. Neste último caso, a filtração para cada manta em estudo foi realizada quando o reator tornou-se estável em relação aos parâmetros monitorados.

A avaliação da quantidade de biomassa no reator foi feita através da determinação dos sólidos (metodologia APHA, 1998), onde os sólidos voláteis foram a medida da quantidade de biomassa. Neste caso, durante a operação do reator UASB, foram retiradas amostras do lodo aos 20 dias, 127 dias, 443 dias e 580 dias de operação. As três últimas coletas foram realizadas após constatação de perda de biomassa do sistema.

Para avaliar a quantidade de biomassa ao longo da altura do reator, este foi dividido em volumes iguais ( $V_1 = V_2 = V_3 = V_4 = 4,083$  litros) e para cada unidade de volume foi obtida a quantidade de sólidos voláteis por litro ( $\text{gSVT.L}^{-1}$ ). Essas medidas de concentração de sólidos, quando multiplicadas pelo volume de cada zona de amostragem, forneceram as massas de microrganismos ao longo da altura do reator.

As metodologias para as análises físico-químicas e microbiológicas são apresentadas nos itens 3.6.1 e 3.6.2.

### **3.5.2. Fase 2: Avaliação dos materiais de filtração frente à água residuária**

Dentre os fatores que afetam a obstrução das mantas estão as características dos materiais de filtração, as características do líquido a ser filtrado e a interação entre o material de filtração e o meio líquido (biossólidos).

Para a caracterização dos materiais e do líquido filtrado foram realizados ensaios de microscopia ótica, de porosimetria por intrusão de mercúrio (porosidade e tamanho dos poros) e de determinação granulométrica das partículas. Entretanto, os resultados obtidos com esses ensaios não foram conclusivos e são apresentados no apêndice B.

Para avaliar a interação entre o material de filtração e o meio líquido (biossólidos) foram realizados ensaios de aderência e de hidrofobicidade. A seguir são apresen-

tadas as metodologias utilizadas nesses ensaios e também são realizadas algumas considerações sobre os ensaios com resultados não conclusivos.

### Ensaio de Aderência

A metodologia utilizada para o ensaio de aderência foi uma adaptação dos trabalhos realizados por Silva e Zaiat (2002), Ribeiro (2001) e Tommaso (1999) no Laboratório de Processos Biológicos do Departamento de Hidráulica e Saneamento da Escola de Engenharia de São Carlos (EESC – USP).

O sistema experimental (Figura 17) consistiu em operar em paralelo quatro reatores e acompanhar a evolução da adesão de biomassa nos materiais de filtração colocados no seu interior. Os reatores foram alimentados, em circuito fechado, por uma solução à base de substrato sintético e lodo macerado do reator UASB.

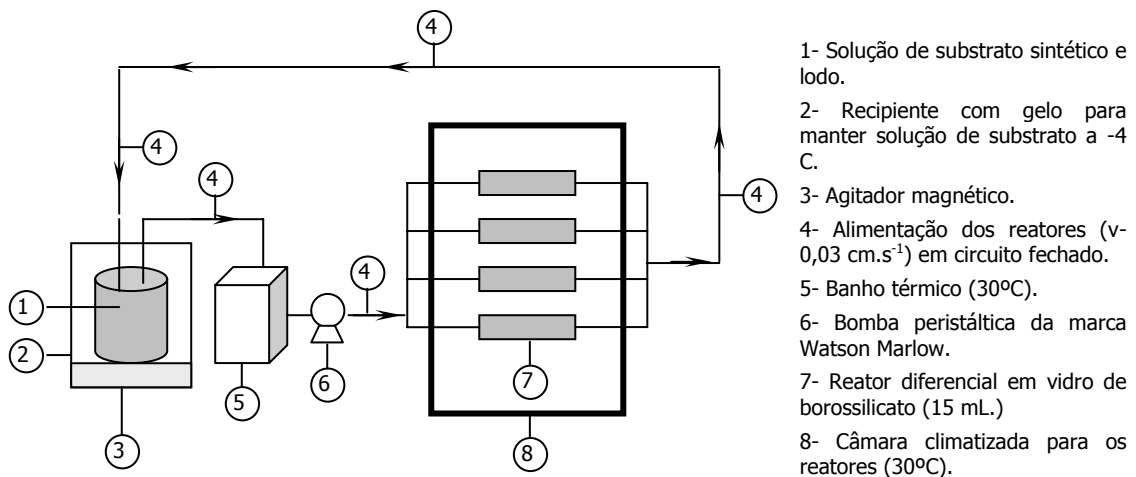


Figura 17- Aparato experimental do ensaio de aderência

Inicialmente, em cada reator foi colocado, o material de filtração de forma que o fluxo passe uniformemente perpendicular ao filtro. A solução de alimentação (1), foi mantida a uma temperatura de  $-4^{\circ}\text{C}$  agitada ininterruptamente (agitador magnético). Em seguida a solução passou por um banho térmico ( $30^{\circ}\text{C}$ ) e foi bombeada até os reatores que estavam em câmara climatizada ( $30^{\circ}\text{C}$ ). A vazão da bomba foi controlada para resultar em velocidade de  $0,03 \text{ cm.s}^{-1}$  no reator diferencial.

Os reatores utilizados eram de vidro de borossilicato, com volume total de 15mL. Os materiais avaliados foram o poliéster e o polipropileno, com diâmetro médio de poros de  $1\mu\text{m}$ . Como o geossintético utilizado como filtro também é de poliéster e tem porosidade aparente igual ao poliéster fornecido pela Hayward, para este material



não foi realizado o ensaio de aderência. A Figura 18 apresenta o esquema do reator diferencial e o posicionamento do filtro.

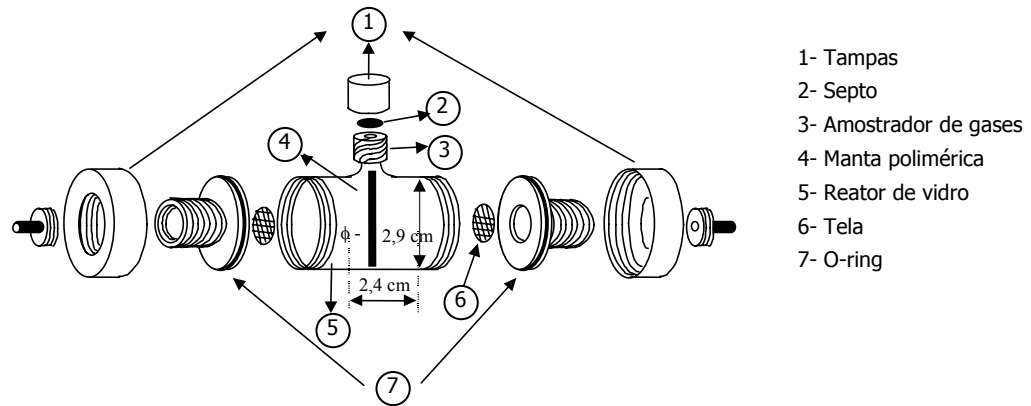


Figura 18 -Esquema do reator e posicionamento da manta– Adaptado de Ribeiro (2001).

A solução de alimentação foi composta por uma mistura de substrato sintético e lodo macerado, numa proporção tal que resultou numa concentração de sólidos totais voláteis de aproximadamente  $100 \text{ mg.L}^{-1}$ .

O substrato sintético foi preparado de acordo com Sousa (1996) e apresentou uma DQO de aproximadamente  $1000 \text{ mg.L}^{-1}$ . A composição desse substrato é apresentada na Tabela 14.

Tabela 14- Composição do substrato sintético para ensaio de aderência (Sousa,1996)

Composto	Concentração ( $\text{mg.L}^{-1}$ )
Glicose	1000
Uréia	62,50
Sulfato de níquel	0,50
Sulfato ferroso	2,50
Cloreto férrico	0,25
Cloreto de cálcio	23,50
Cloreto de cobalto	0,04
Óxido de selênio	0,035
Fosfato de potássio monobásico	42,50
Fosfato de potássio dibásico	10,85
Fosfato de sódio dibásico	16,70
Bicarbonato de sódio	1000

O lodo utilizado foi retirado do reator UASB que estava em operação, macerado e caracterizado em termos de sólidos totais voláteis (STV). Essa caracterização tem o objetivo de manter a mistura do substrato com o lodo no valor de sólidos totais voláteis de  $100 \text{ mg.L}^{-1}$ . Os valores da concentração de sólidos do lodo (totais e voláteis) e o volume de lodo que foi adicionado ao substrato sintético são apresentados na Tabela 15.

Tabela 15-Determinação dos sólidos totais voláteis do lodo anaeróbio e volume de lodo a ser adicionado ao substrato sintético

Parâmetro	Valores
Sólidos totais (mg. L <sup>-1</sup> )	13400
Sólidos totais voláteis (mg. L <sup>-1</sup> )	11000
Concentração de sólidos totais voláteis no substrato sintético (mg. L <sup>-1</sup> )	100
Volume de lodo adicionado ao substrato sintético de 1000 mg.DQO.L <sup>-1</sup> (mL)	9,10

### Ensaio de hidrofobicidade

Como foi apresentado anteriormente, a hidrofobicidade é a medida do ângulo de contato aparente da água com a superfície do material.

Para a medição do ângulo de contato optou-se por implementar um sistema automático desenvolvido por Santana (2004) do Departamento de Engenharia Elétrica – EESC USP. A escolha foi motivada principalmente por não requerer intervenção humana, por sua praticidade, por sua reprodutibilidade e pela facilidade de documentação.

A metodologia superou o problema da subjetividade da avaliação decorrente da limitação imposta pela acuidade visual humana. De acordo com Santana (2004), esta é a principal limitação das técnicas tradicionais de avaliação de hidrofobicidade por inspeção visual.

O sistema de medição utilizado foi constituído por uma câmera CCD, um anteparo luminoso, um microcomputador e o software para processamento de imagens, como apresentado na Figura 19.

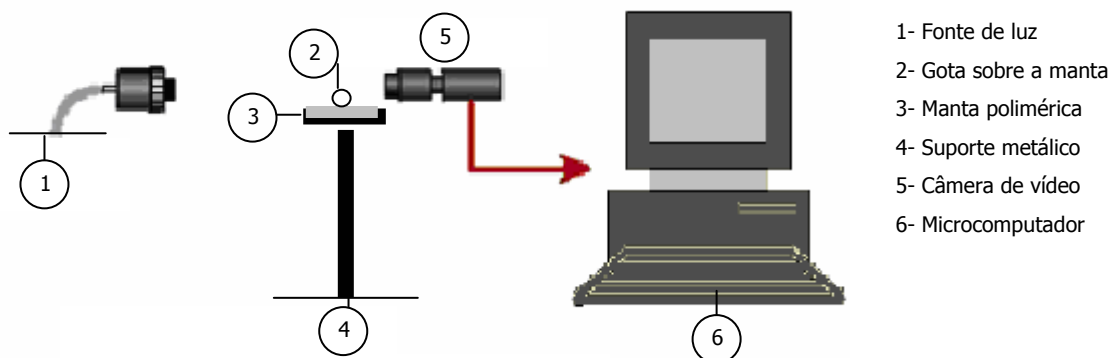


Figura 19– Esquema do sistema experimental para determinação de hidrofobicidade em materiais poliméricos

Neste esquema, a manta polimérica foi fixada em suporte metálico, uma gota de água destilada de 80  $\mu\text{l}$  (utilização de pipeta) foi depositada sobre a amostra e com auxílio da câmera de vídeo a imagem da gota sobre a manta foi adquirida em seu formato original.

O software instalado no computador, fez com que da imagem original se obtivesse os elementos de contorno destacados (detecção das bordas), a referência horizontal, a parametrização da gota e o ângulo de contato (média entre  $\theta_1$  e  $\theta_2$ ). A referência horizontal foi determinada através da identificação matemática da reta que melhor representa o contorno superior da superfície da amostra. A parametrização da gota foi obtida através da determinação dos coeficientes de dois polinômios de segundo grau que melhor representavam os perfis dos semi-hemisférios da gota.

Para melhor entendimento a Figura 20 ilustra as etapas do processamento das imagens para a medição do ângulo de contato.

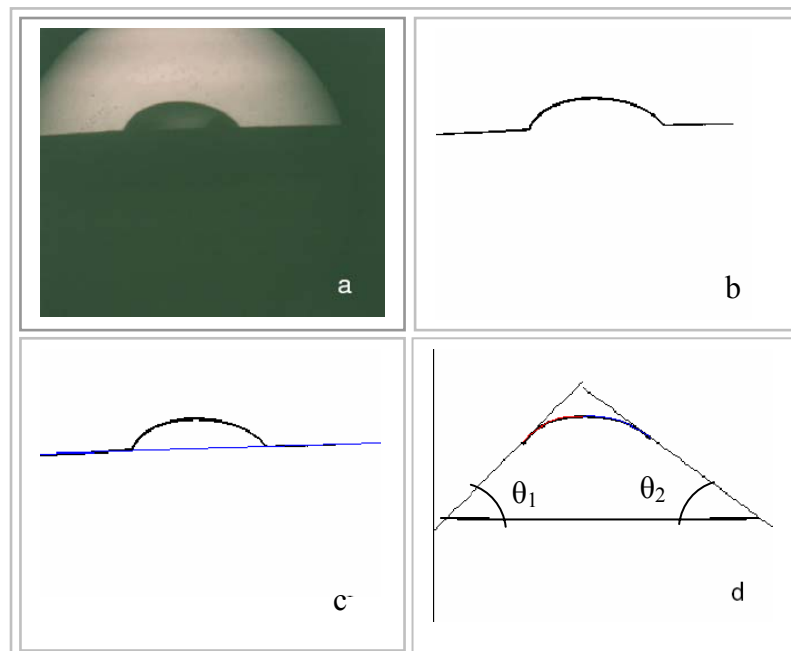


Figura 20– Etapas para a determinação da hidrofobicidade (ângulo de contato): a) a imagem adquirida em seu formato original; b) a imagem original com os elementos de contorno destacados; c) apresenta a obtenção da reta em representação à superfície da amostra, d) identificação das curvas que aproximam o hemisfério esquerdo ( $\theta_1$ ) e direito da gota ( $\theta_2$ ).

Verifica-se na Figura 20 que, devido ao desalinhamento entre a câmera e a amostra, a imagem apresenta-se com pequena inclinação da superfície da amostra

(inclinação aparente). O efeito da inclinação entre amostra e câmera é incorporado pelo software para a medição correta do ângulo de contato.

O procedimento descrito acima é normalmente repetido por três vezes em cada material, porém, para os três filtros, foi feita uma série de cinco medições. O ângulo de contato ( $\theta$ ) final para cada material foi obtido fazendo-se a média aritmética das cinco medições.

### **Ensaio de determinação granulométrica do efluente do reator UASB e ensaio de porosimetria dos materiais poliméricos**

Para a caracterização do líquido filtrado, além dos parâmetros ambientais e operacionais apresentados para o efluente do reator UASB (pH, SS, ST, alcalinidade, acidez, DQO, DBO, entre outros), foram realizados dois ensaios para a determinação granulométrica dos sólidos presentes no meio líquido. O primeiro foi o ensaio de determinação granulométrica por difração a laser e o segundo foi o ensaio de filtração seriada.

Para caracterização dos materiais foi determinada a porosidade e o tamanho de poros de cada manta.

A seguir apresenta-se a metodologia utilizada em cada um desses ensaios e os motivos dos resultados não serem conclusivos.

- Determinação granulométrica por difração a laser

Este ensaio foi realizado pelo Laboratório de Caracterização Tecnológica-USP-SP, e se baseou no princípio da conversão de dados de espalhamento de luz em resultados de distribuição de tamanho de partículas. Quando um feixe de luz atingiu uma partícula, parte da luz foi absorvida, parte foi refratada, parte foi difratada e parte foi transmitida. A luz transmitida se espalhou formando ângulos. Quanto maior o tamanho das partículas, menor o ângulo formado pela luz que se espalha e quanto menor o tamanho da partícula maior será o ângulo formado pela luz.

Esta técnica foi capaz de detectar partículas com diâmetro (diâmetro equivalente a de uma esfera) entre 0,05  $\mu\text{m}$  a 3500  $\mu\text{m}$  em um único equipamento. Entretanto, das doze amostras (1000 mL cada) enviadas para o ensaio, somente duas puderam ser lidas e mesmo assim os resultados foram incongruentes se comparados com os resultados de filtração seriada e de filtração com o módulo. O número de amostras coletadas correspondeu a um período de quatro semanas de operação do reator UASB (operação estável).

Essa distorção de resultados pode ter ocorrido devido a homogeneização inadequada da amostra (retirado somente o sobrenadante) e devido à dificuldade de aplicação em partículas com diâmetros superiores a 3 mm (ângulos de espalhamento muito pequenos). Desta forma esses resultados não puderam ser utilizados e essa técnica foi descartada.

- Determinação granulométrica por filtração seriada

O ensaio de filtração seriada foi feito de acordo com Levine *et al* (1985) e repetido por cinco vezes para cada coleta (cinco coletas). Neste caso, cinco amostras de 500 mL do efluente do reator UASB foram fracionadas por filtrações sucessivas em filtros com diferentes tamanhos de poros e em cada filtro foi determinada a fração de sólidos suspensos totais voláteis e de DQO que ficaram retidos em cada filtro.

A filtração foi feita em aparelho de Kitassato associado a uma bomba de sucção. Os filtros utilizados apresentaram os seguintes tamanhos de poros: 72 $\mu$ m, 66 $\mu$ m, 54 $\mu$ m, 20 $\mu$ m, 8 $\mu$ m, 2 $\mu$ m, 1,2 $\mu$ m e 0,45 $\mu$ m.

Esse ensaio apresentou grande demora na aquisição dos dados e os resultados não foram significativos para os filtros de diâmetros maiores que 1 micron, sendo necessário, para confirmar esses dados, um aparato experimental para grandes volumes de amostras.

- Determinação da porosidade e do tamanho dos poros das mantas

Para os três filtros estudados foram realizados no Centro de Caracterização e Desenvolvimento de Materiais na Universidade Federal de São Carlos (CCDM-UFSCar), ensaios para determinar a porosidade e o tamanho de poros desses materiais.

O método utilizado foi o de intrusão de mercúrio no material poroso através da aplicação de pressão (pressão máxima de 30000 psi). O equipamento utilizado foi o Porosizer 9320 da Micromeritics que compreende uma faixa de tamanho de poros de 0,006 a 360 micron. Este ensaio, devido à pressão aplicada, apresentou deformações nos poros e os resultados foram muito diferentes daqueles apresentados pelo fabricante. Desta forma, esses resultados não foram utilizados para análise dos materiais de filtração estudados.

### **3.5.3. Fase 3: Operação da unidade de filtração acoplada ao reator UASB**

A unidade de filtração (módulo externo) foi operada de maneira que se pudesse determinar, para as três mantas poliméricas, as características de filtração, o

desempenho do tratamento e a eficiência do processo de limpeza química (recuperação das mantas). O processo de filtração ocorreu até que o fluxo do permeado atingisse o estado estacionário (constante).

### Características de filtração

As características de filtração de cada manta foi avaliada em termos de variação da pressão trans-membrana no interior do filtro, do decaimento de fluxo do permeado e da resistência hidráulica (formada por vários tipos de resistência que afetam o fluxo).

Nesta caracterização foi utilizado o modelo de resistência em série representado pela equação 3.1. apresentada na revisão bibliográfica. Para um melhor entendimento do modelo utilizado este foi reproduzido na equação 3.1.

$$J = \frac{PTM}{\eta(R_m + R_c + R_f)} \quad (\text{equação 3.1})$$

Onde:

$PTM$  - Pressão trans-membrana (cm Hg)

$\eta$  - viscosidade de líquido permeado, considerada similar à da água e variou com o valor da temperatura ( $\text{g}\cdot\text{m}^{-1}\cdot\text{s}^{-1}$ );

$R_f$  - resistência da camada de biossólidos depositados e adsorvidos no interior do poro da manta (obstrução irreversível -  $\text{m}^{-1}$ );

$R_m$  - resistência intrínseca da manta ( $\text{m}^{-1}$ );

$R_c$  - resistência da camada de biossólidos depositados na superfície da manta (obstrução reversível- $\text{m}^{-1}$ )

$R_t$  - resistência total ( $R_t = R_c + R_m + R_f$ ), que foi calculada a partir do fluxo do permeado ( $J_p$ ) após período de operação até colmatação total ( $\text{m}^{-1}$ );

A operação da unidade de filtração para determinar as características de filtração das mantas consistiu em:

- (i) Realizar o ensaio de filtração com água potável (apresentado no item 3.2.3) a fim de determinar o fluxo de água através do filtro ( $J_w$ ) para diferentes vazões de alimentação. Este ensaio permitiu verificar a estanqueidade do sistema (vazamentos durante filtração) através de observação visual e da verificação do volume de líquido no efluente do reator UASB e determinar a velocidade de operação que proporcionasse o maior fluxo do permeado e obter a resistência intrínseca do material ( $R_m$ ). Esta última, foi calculada a partir da medição do fluxo ( $J_m$ ) com água

potável, da viscosidade do líquido em função da temperatura ( $\eta$ ) e da pressão trans-membrana ( $PTM$ - medida através da leitura de P1 e P2), ou seja,  $R_m = PTM / \eta J_m$ ;

(ii) Efetuar a filtração com o efluente do reator UASB, conforme item 4.2.3, até que o fluxo do permeado ( $J_p$ ) ficasse constante (para as três mantas este valor foi aproximadamente 1% do seu fluxo inicial ( $J_{po}$ )). Neste ensaio foi realizado o monitoramento do declínio do fluxo do permeado ( $J$ ), da temperatura do permeado e da pressão trans-membrana ( $PTM$ - através de manômetro de mercúrio). A partir desses dados e dos valores de fluxo do permeado no final da operação ( $J_f$ ) foi calculada a resistência total da manta ( $R_t$ ), ou seja,  $R_t = PTM / \eta J_f$ ;

(iii) Promover, a remoção da camada de biossólidos depositada na superfície da manta, utilizando a limpeza hidráulica (retro-lavagem e filtração tangencial com água potável), conforme foi descrito no item 3.2.3. e submeter o filtro novamente ao processo de filtração com água potável. Os dados de fluxo da água ( $J$ ), de pressão trans-membrana ( $PTM$ ) e viscosidade foram substituído na equação 3.1 e assim foi obtida a resistência do material adicionada a resistência devido colmatação irreversível ( $R_m + R_f$ ). Com esse resultados foi calculada a resistência da camada ( $R_c = R_t - (R_m + R_f)$ ) e a resistência irreversível ( $R_f = R_t - R_c - R_m$ ) respectivamente.

Cabe salientar que a filtração do efluente, descrita no procedimento (ii), foi contínua e não foi utilizada a limpeza hidráulica (B2).

### **Desempenho do tratamento**

Durante todo o ensaio de filtração do efluente (descrito no item 3.2.3 e no procedimento (ii)), foram continuamente medidos os parâmetros para determinação do desempenho de cada manta em termos de remoção de sólidos suspensos totais e de demanda química de oxigênio.

### **Recuperação das mantas**

A recuperação das mantas se fez através de limpeza química, após a realização dos ensaios para determinar as características de filtração e o desempenho do tratamento.

No primeiro processo de limpeza química foi utilizada uma solução de ácido clorídrico (HCl) e no segundo foi utilizada uma solução de hipoclorito de sódio com hidróxido de sódio (NaOCl e NaOH), conforme descrição do item 3.2.3.

Para avaliar a eficiência das duas soluções de limpeza química na recuperação das mantas, foi utilizado o procedimento de filtração com água potável, após cada procedimento de limpeza, foi determinado o fluxo de água através da manta.

Esses resultados foram comparados com os resultados de fluxo de água potável obtidos com a manta limpa e assim, foi possível determinar a porcentagem do fluxo que foi recuperado em ambos os processos de limpeza química.

### 3.6. Análises de monitoramento

#### 3.6.1. Análises físico-químicas

Durante a operação do reator UASB, foram monitorados o afluente e o efluente do reator UASB. As principais análises físico –químicas, os métodos de análise e as frequências são apresentadas na Tabela 16.

Tabela 16- Análises para o monitoramento do afluente e efluente do reator UASB

Análise	Método de análise	Frequência de amostragem
pH	Potenciométrico (APHA,1998)*	2 vezes/ semana
Alcalinidade (Total e parcial - mg CaCO <sub>3</sub> . L <sup>-1</sup> )	Titulométrico (Dilallo e Albertson, 1961, modificado por Ripley <i>et al</i> , 1986)	2 vezes/ semana
Ácidos voláteis (mg HAc. L <sup>-1</sup> )	Titulométrico (Dilallo e Albertson, 1961)	2 vezes/ semana
DQO (bruta e filtrada- mg. L <sup>-1</sup> )	Espectrofotométrico (APHA, 1998)*	2 vezes/ semana
DBO (bruta e filtrada- mg. L <sup>-1</sup> )	Titulométrico (APHA, 1998)*	Esporadicamente
Sólidos Totais (Fixos e voláteis-mg. L <sup>-1</sup> )	Gravimétrico (APHA, 1998)*	2 vezes/ semana
Sólidos suspensos totais (Fixos e voláteis mg. L <sup>-1</sup> )	Gravimétrico (APHA, 1998)*	2 vezes/ semana
Composição do biogás (%)	Cromatografia gasosa	2 vezes/ semana
Temperatura (°C)	termometria	2 vezes/ semana

\*Standard Methods for Examination of Water and Wastewater (1998)

Para a operação com a unidade de filtração, foram monitoradas continuamente o efluente do reator UASB e o permeado (efluente filtrado). As principais análises físico - químicas para determinar o desempenho do biorreator com a unidade de filtração são apresentadas na Tabela 17.



Tabela 17 -Análises para o monitoramento do efluente e do permeado na unidade de filtração: avaliação do desempenho da unidade de filtração

<b>Análise</b>	<b>Método de análise</b>	<b>Frequência de amostragem</b>
DQO (bruta e filtrada- mg. L <sup>-1</sup> )	Espectrofotométrico (APHA, 1998)*	Durante filtração contínua (minutos)
Sólidos suspensos totais (Fixos e voláteis mg. L <sup>-1</sup> )	Gravimétrico (APHA, 1998)*	Durante filtração contínua (minutos)
Temperatura (°C)	termometria	Durante filtração contínua (minutos)

\*Standard Methods for Examination of Water and Wastewater (1998)

Todas as análises foram realizadas no Laboratório de Processos Biológicos (LPB) do Departamento de Hidráulica e Saneamento –EESC-USP.

### **3.6.2. Análises microbiológicas**

Antes de inocular o reator UASB e durante a sua operação (com e sem a unidade de filtração acoplada) foram realizadas análises microbiológicas para avaliar a diversidade morfológica do lodo e a quantidade de biomassa.

Para avaliar a diversidade morfológica foram realizados exames de microscopia ótica. Neste caso, as amostras de lodo foram colocadas em frascos contendo pérolas de vidro, onde se promovia a agitação para quebrar os grânulos. As amostras líquidas eram então colocadas em lâminas com Agar e observadas em microscópio Leica DMBL com sistema de câmera digital optronics e programa computacional image pro-plus versão 4.5.0.

A avaliação da quantidade de biomassa no reator UASB foi feita através da determinação dos sólidos (metodologia APHA, 1998), considerando-se que os sólidos voláteis é a quantidade de biomassa.

## 4. Resultados e Discussão

### 4.1. Caracterização da água residuária

No início da operação com o reator UASB, o esgoto sanitário foi coletado diariamente em horários determinados (9:30, 11:30, 14:00, 16:30 e 20:00 horas). Para cada horário foram coletadas, quatro amostras e determinadas as demandas químicas de oxigênio (DQO média horária). O perfil de DQO do esgoto sanitário durante o mês de maio de 2003 é apresentado na Figura 21.

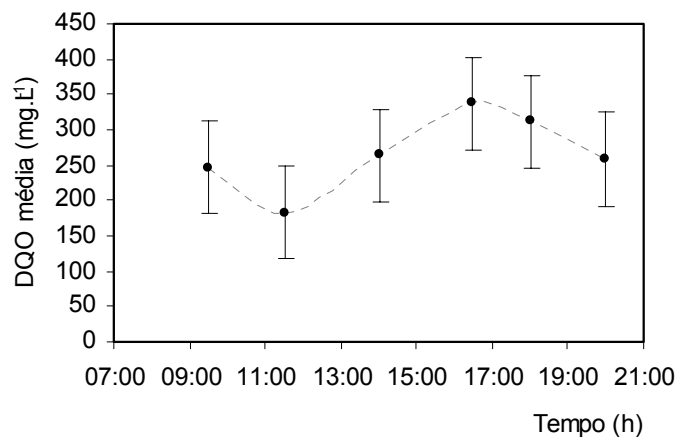


Figura 21- Perfil de DQO média diária do esgoto sanitário (maio de 2003)

Verifica-se (Figura 21), que o valor médio da DQO (período de poucas chuvas) ficou abaixo de  $400 \text{ mg.L}^{-1}$ . Pesquisadores como Daltro (1988), Povinelli (1994) e Nour (1996) utilizaram em seus trabalhos esse esgoto sanitário, porém as concentrações de DQO média do afluente foram de  $534 \pm 65 \text{ mg.L}^{-1}$ , de  $475 \pm 225 \text{ mg.L}^{-1}$  e de  $433 \pm 112 \text{ mg.L}^{-1}$  respectivamente. Nota-se que com o decorrer dos anos a DQO média foi diminuindo, possivelmente devido às modificações nas características do bairro.

Como o esgoto sanitário, durante a operação do reator UASB, ficou armazenado em dois tanques (350L e 240L) por 24 horas, ocorreu a degradação desse substrato e as concentrações de DQO ficaram ainda menores. Os resultados do ensaio de degradação nos dois tanques de armazenamento são apresentados na Figura 22.

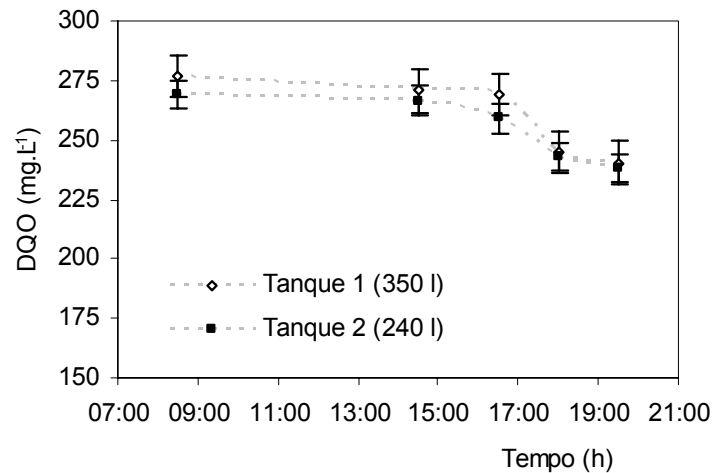


Figura 22- Ensaio exploratório para verificar a degradação média do esgoto sanitário nos tanques de armazenamento, em termos de DQO.

Na Figura 22 verifica-se que após onze horas e meia de armazenamento, em ambos os tanques, o esgoto bruto apresentou degradação de aproximadamente 14%, por ser muito diluído. Estes resultados equivalem ao período de 7 dias de coleta (quatro amostras por coleta), realizada no mês de maio.

A partir dos resultados apresentados nas Figuras 21 e 22, o substrato foi suplementado com esgoto sintético com DQO de 300 mg.L<sup>-1</sup>. Para cada componente deste substrato foi determinada (Figura 23) a demanda química de oxigênio (DQO).

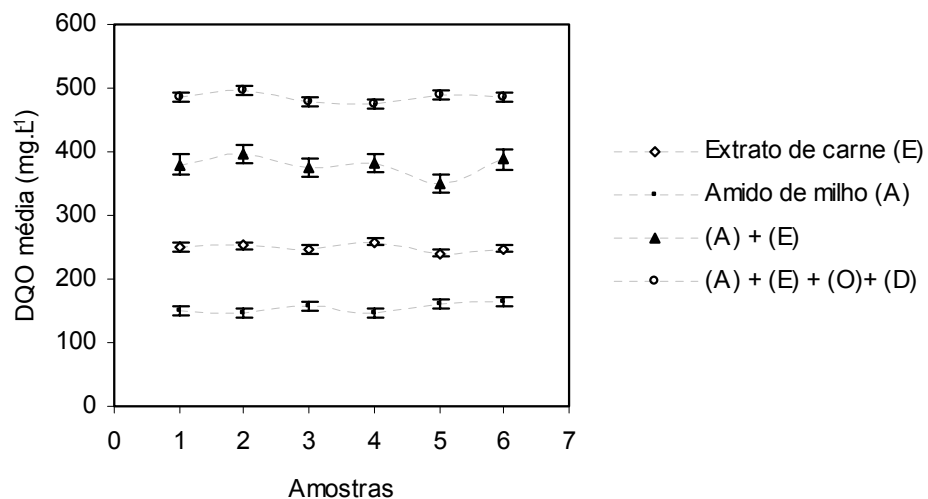


Figura 23- Valores de DQO para cada componente do esgoto sintético de 500 mg DQO. L<sup>-1</sup> onde: (E) é o extrato de carne em pasta; (A) é o amido de milho; (A)+(E) é a solução de amido de milho com extrato de carne e (A)+(E)+(O)+(D) é a solução com amido, extrato de carne, óleo de soja e detergente.

Os valores individuais de cada composto, apresentados na Figura 23, foram semelhantes àqueles obtidos por Torres (1992), apresentado na Tabela 11. Assim,

mantendo-se a proporcionalidade de cada componente do substrato sintético acima, utilizou-se para suplementação uma solução com DQO de 300 mg.L<sup>-1</sup>.

Os resultados da degradação, em termos de DQO, ocorrida nos tanques de armazenamento, após a suplementação com o esgoto sintético, são apresentados na Figura 24.

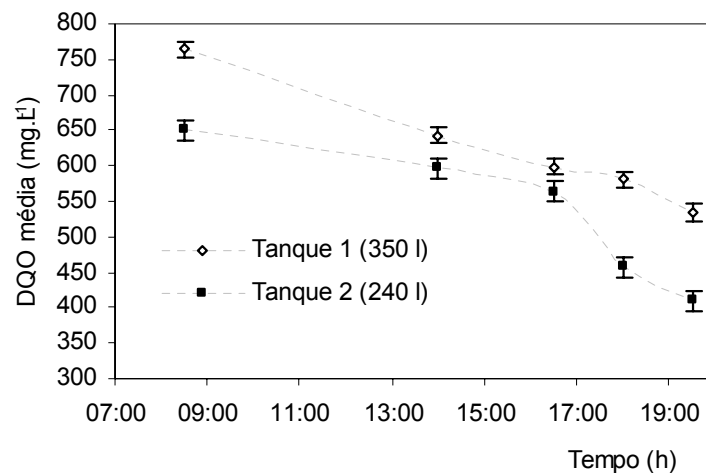


Figura 24- Ensaio exploratório para verificar a degradação nos tanques de armazenamento após suplementação

Verifica-se na Figura 24, que a variação de degradação do esgoto sanitário suplementado, após 6 horas de armazenamento, apresentou uma porcentagem de degradação média de 30% nos tanques 1 e 2. Acima deste período, a porcentagem de degradação não variou, pois com 20 horas de armazenamento a degradação média foi de 34% e a DQO bruta ficou acima de 400 mg.L<sup>-1</sup>, conforme o desejado para a operação do reator UASB.

Os resultados de caracterização do esgoto sanitário (afluente do reator UASB), antes e após suplementação com o esgoto sintético, foram obtidos nos períodos de 22/10/2003 a 12/11/2003 e de 15/11/2003 a 03/08/2005 respectivamente.

Os valores médios dos parâmetros de caracterização do esgoto observados antes e após realização da suplementação com o substrato sintético são apresentados na Tabela 18.

Tabela 18- Características do esgoto sanitário afluyente ao reator UASB

Parâmetros	Sem suplementação de substrato sintético	Com suplementação de substrato sintético
pH	7,19 ± 0,29	7,09 ± 0,21
Alcalinidade Total(mg CaCO <sub>3</sub> . L <sup>-1</sup> )	143,4 ± 12,4	164,89 ± 28,3
Ácidos voláteis (mg Hac. L <sup>-1</sup> )	19,7 ± 6,3	95,66 ± 32,2
DQO <sub>bruta</sub> (mg. L <sup>-1</sup> )	251,3 ± 46,3	536,9 ± 86,8
DQO <sub>filtrada</sub> (mg. L <sup>-1</sup> )	145,2 ± 45,1	322,5 ± 60,0
ST (mg. L <sup>-1</sup> )	406,05 ± 80,4	532,8 ± 166,3
STV (mg. L <sup>-1</sup> )	220,7 ± 173,5	321,6 ± 69,1
STF (mg. L <sup>-1</sup> )	185,2 ± 115,2	211,2 ± 108,0
SST (mg. L <sup>-1</sup> )	96,9 ± 29,3	87,9 ± 32,4
SSV (mg. L <sup>-1</sup> )	74,1 ± 33,1	71,5 ± 28,7
SSF (mg. L <sup>-1</sup> )	22,8 ± 30,6	16,9 ± 16,1
DBO <sub>bruta</sub> (mg. L <sup>-1</sup> )	-	276 ± 42

Na Tabela 18 observa-se que as concentrações de DQO (bruta e filtrada) e de ácidos voláteis aumentaram consideravelmente após suplementação do esgoto sanitário, enquanto os demais parâmetros não apresentaram mudanças significativas. O componente responsável por estes aumentos foi o extrato de carne (50% do substrato sintético é composto pelo extrato).

Para se obter um parâmetro de comparação para o esgoto sanitário, Metcalf e Eddy (2003) o classificaram o esgoto em “forte”, “médio” ou “fraco”, conforme os dados apresentados na Tabela 19:

Tabela 19- Características típicas do esgoto sanitário. Fonte: Metcalf e Eddy (2003)

Características	Forte	Médio	Fraco
DQO <sub>total</sub> (mg.L <sup>-1</sup> )	800	430	250
DBO(mg.L <sup>-1</sup> )	350	190	110
ST (mg.L <sup>-1</sup> )	1230	720	390
STD (mg.L <sup>-1</sup> )	860	500	270
SDF (mg.L <sup>-1</sup> )	520	300	160
SDV (mg.L <sup>-1</sup> )	340	200	110
SST (mg.L <sup>-1</sup> )	400	210	120
SSF (mg.L <sup>-1</sup> )	85	50	25
SSV (mg.L <sup>-1</sup> )	315	160	95
DBO <sub>5,20</sub> (mg. L <sup>-1</sup> )	400	220	110

Comparando os resultados da Tabela 18 com a classificação apresentada por Metcalf e Eddy (2003), verificou-se que os valores referentes a DBO e a DQO do esgoto sanitário antes da suplementação indicaram um esgoto sanitário “fraco” e após suplementação o esgoto passou a ser “médio”.

No que diz respeito a concentração de sólidos, o esgoto sanitário em questão é considerado “fraco”. Tal fato provavelmente ocorreu devido às características do bairro, apresentadas anteriormente, e por esse esgoto passar por tratamento preliminar (grade, caixa de areia, poço de sucção e tanque de armazenamento). A distribuição da concentração de sólidos do afluente do reator (Figura 25), foi calculada utilizando a média apresentada na Tabela 18.

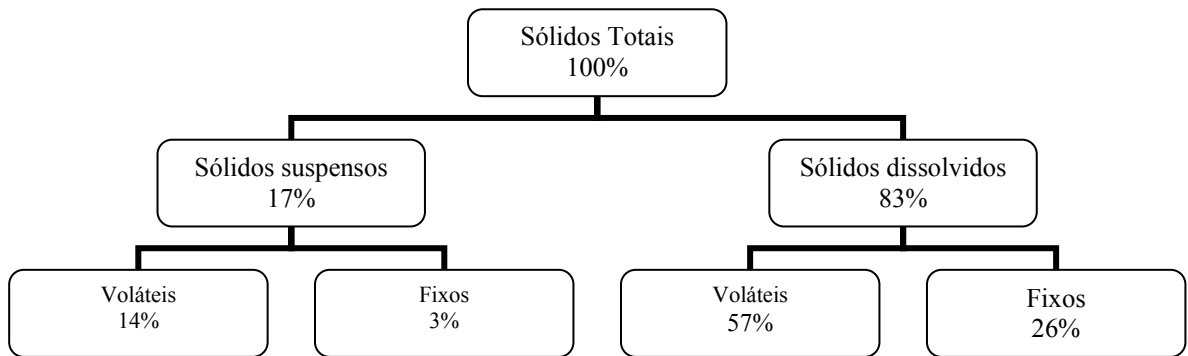


Figura 25- Distribuição percentual da concentração de sólidos presentes no afluente do reator UASB

Verifica-se na Figura 25 que o percentual de sólidos suspensos foi pequeno, o que influenciou nos resultados de desempenho da unidade de filtração no que diz respeito à eficiência de remoção de DQO particulada.

#### 4.2. Observação microscópica do inóculo

O inóculo utilizado no reator UASB foi o lodo granular bem consistente e de cor negra. A concentração de sólidos totais do lodo foi de  $36,3 \text{ g.L}^{-1}$  e, deste valor, 82% foi composto por sólidos voláteis e 18% de sólidos fixos.

As principais morfologias encontradas no inóculo do reator UASB são apresentadas na Figura 26.

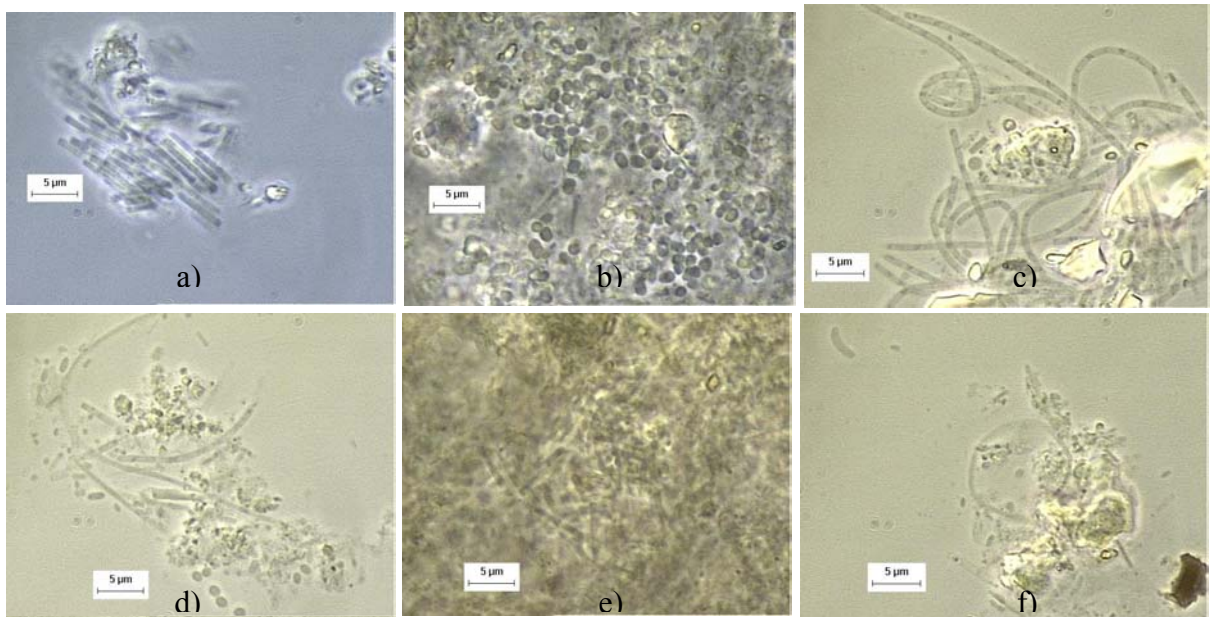


Figura 26- Principais morfologias encontradas no inóculo do reator UASB. a) feixe de bacilos semelhantes a *Methanosaeta* sp; b) aglomerado de cocos; c), d), e) e f) bacilos filamentosos e cocos.

No exame de microscopia ótica, verificou-se que o inóculo apresentou grande diversidade morfológica. Entretanto, as morfologias predominantes foram a de microrganismos semelhantes ao gênero *Methanosaeta* sp, cocos e víbrios (semelhantes a baterias redutoras de sulfato).

### 4.3. Resultados das análises de monitoramento reator UASB:fase 1

#### 4.3.1- Monitoramento do reator UASB

Durante o monitoramento da fase líquida do reator UASB ocorreram quatro situações determinantes ao processo anaeróbio durante a pesquisa. A primeira (S1) foi marcada pelo desempenho do reator sem adição de esgoto sintético (22 dias de operação) e substrato com a adição do esgoto sintético (período restante de operação). As demais situações (S2, S3 e S4) estão relacionadas com o arraste de lodo do sistema, ou seja, com aproximadamente 115, 436 e 573 dias de operação ocorreram perdas de biomassa do sistema, com flotação e desagregação do lodo

Baseando-se nessas situações, a seguir são apresentados e discutidos os valores obtidos nas análises de monitoramento ao longo da operação do reator UASB e a inter-relação entre alguns parâmetros.

#### 4.3.1.1. Avaliação do pH, alcalinidade e ácidos voláteis

Nas Figuras 27, 28 e 29 podem ser observadas as variações temporais de pH, de alcalinidade total e de ácidos voláteis.

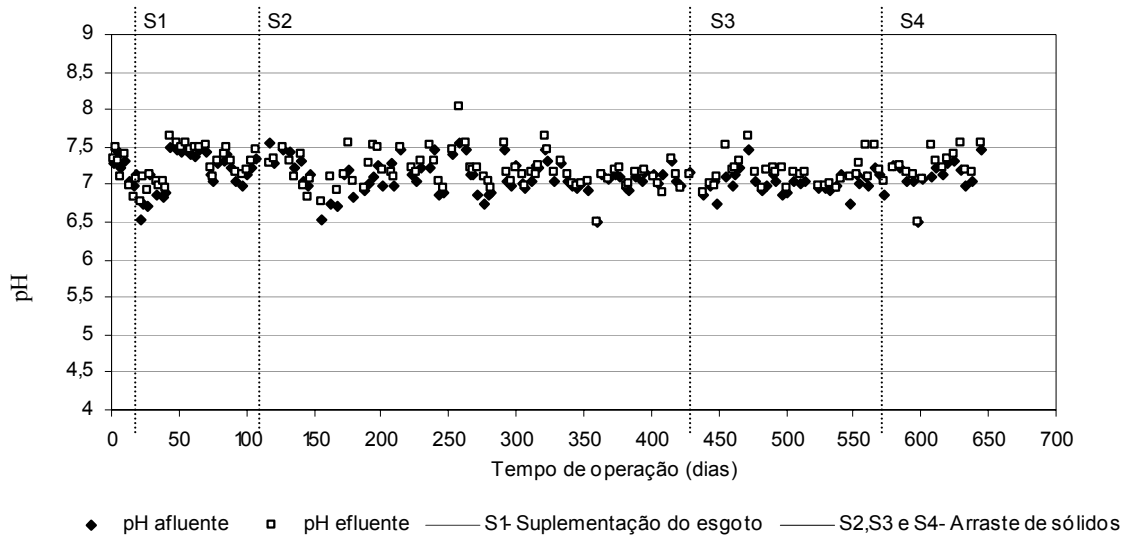


Figura 27- Variação do pH do afluente e do efluente do reator UASB

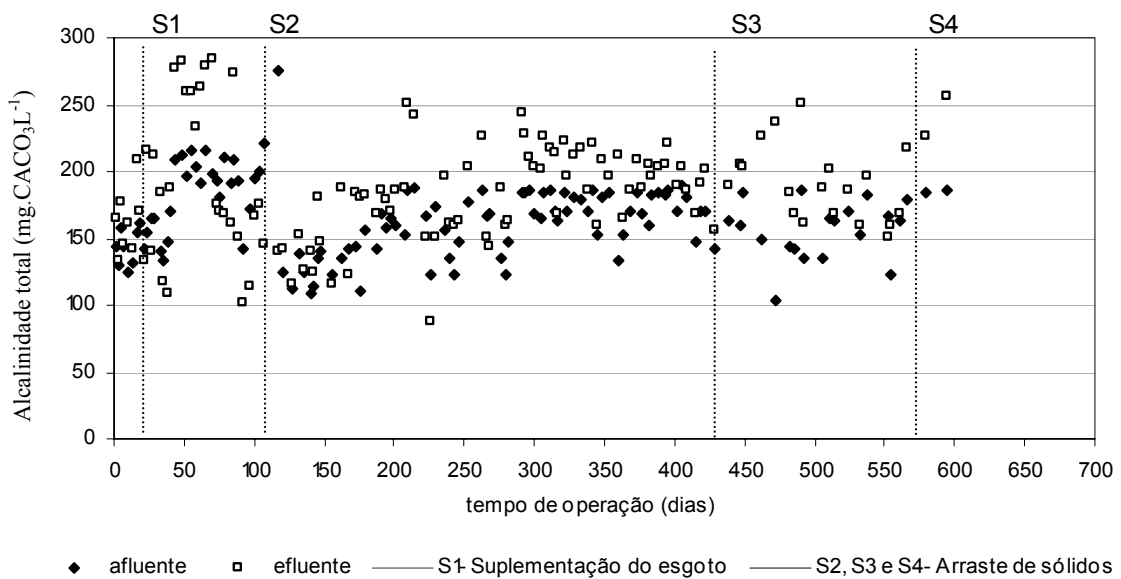


Figura 28- Variação da alcalinidade total do afluente e do efluente do reator UASB.



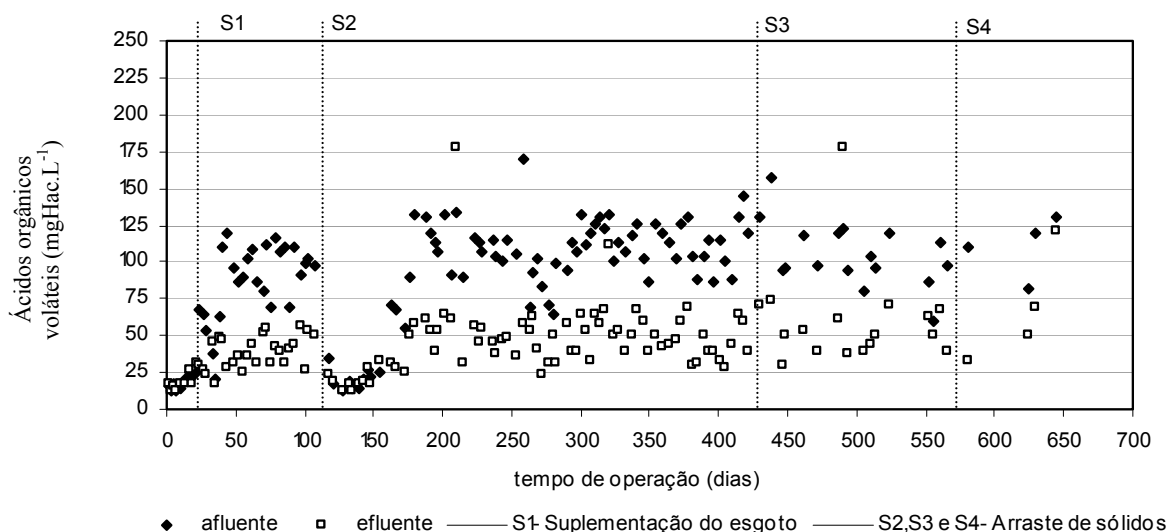


Figura 29- Variação da concentração de ácidos voláteis totais no afluente e no efluente do reator UASB.

De acordo com a Figura 27, os valores de pH afluente e efluente do reator variaram entre 6,5 e 7,5 e 6,8 e 7,7 respectivamente. Para o afluente e o efluente, verificou-se que o pH ficou próximo da neutralidade, mesmo após a suplementação com substrato sintético (S1) e com as três perdas de lodo (S2, S3 e S4), o que demonstrou as condições favoráveis para o desenvolvimento da microbiota anaeróbia no sistema.

As concentrações de alcalinidade total no efluente (Figura 28), após a suplementação do esgoto sanitário (S1) até a primeira perda de sólidos (S2), se mostraram superiores às concentrações de alcalinidade do afluente por 36 dias antes da primeira perda de biomassa do sistema. No entanto, neste mesmo período, a DQO do afluente aumentou e a concentração de ácidos voláteis se manteve abaixo de  $60 \text{ mg.L}^{-1}$ .

Após a primeira perda de biomassa (S2), a alcalinidade total no efluente do reator foi superior a alcalinidade no afluente, mesmo após as perdas de biomassa S3 e S4 do sistema. Em ambos os casos, estes resultados indicaram que o reator absorveu a taxa de carregamento de carregamento orgânico em DQO (Figura 30) e apresentou boa capacidade de tamponamento (geração de alcalinidade-Figura 28).

As concentrações de ácidos voláteis do efluente (Figura 29), antes da suplementação, foram semelhantes às concentrações de ácidos voláteis no afluente (média de  $19,7 \pm 6,3 \text{ mgAc. L}^{-1}$  para o afluente e de  $18,6 \pm 6,8 \text{ mgAc. L}^{-1}$  para o efluente).

Após a suplementação do substrato, os valores da concentração de ácidos voláteis no afluente e no efluente aumentaram. Porém, no efluente a oscilação dessas concentrações variou numa faixa menor ( $25 \text{ mgAc. L}^{-1}$  a  $55 \text{ mgAc. L}^{-1}$ ) que no afluente.

No período restante de operação (dois arrastes de sólidos), o efluente apresentou valores de concentração de ácidos inferiores aos do afluente, mesmo após as perdas de biomassa do sistema (S3 e S4). Esses resultados demonstram a capacidade de amortecimento do sistema frente às variações de carga orgânica no afluente.

#### 4.3.1.2. Demanda química de oxigênio (DQO)

As Figuras 30, 31 e 32 apresentam a variação de demanda química de oxigênio (DQO) referentes a parcela bruta e filtrada do afluente e efluente e a eficiência de remoção da DQO bruta pelo tratamento anaeróbico.

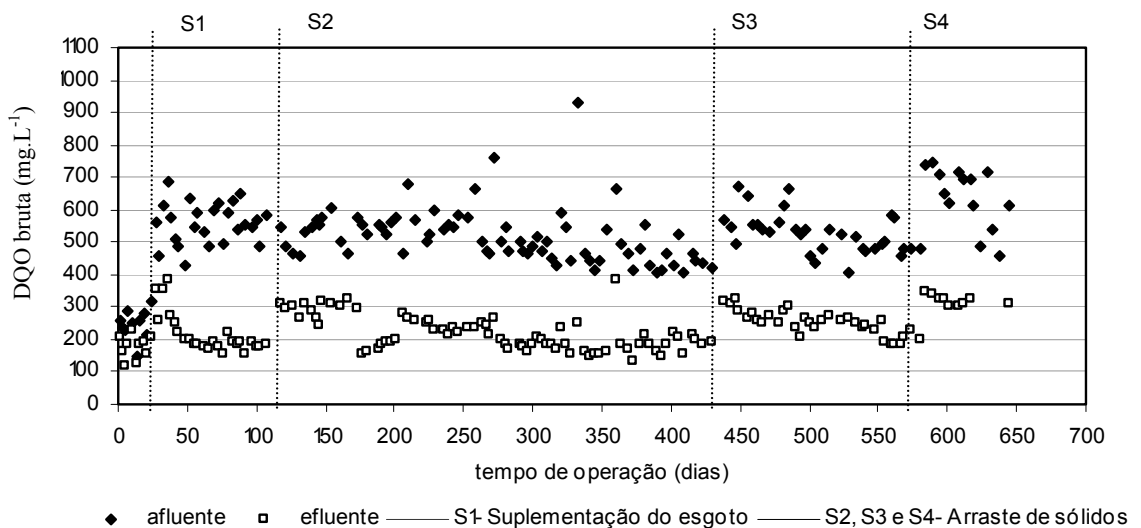


Figura 30- Variação da DQO bruta no afluente e no efluente durante a operação com o reator UASB (642 dias)

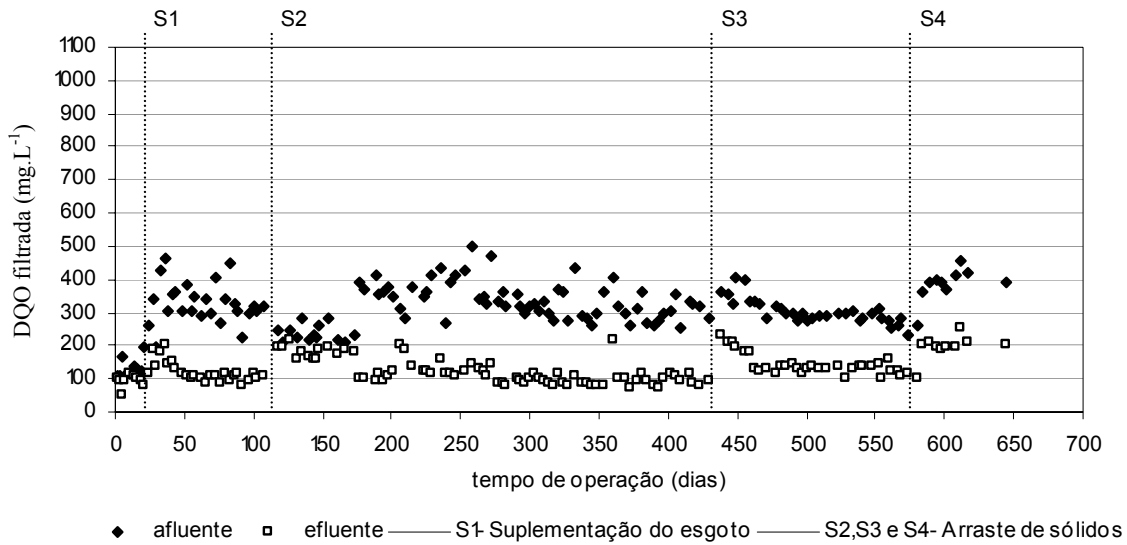


Figura 31- Variação da DQO filtrada no afluente e no efluente durante a operação com o reator UASB (642 dias)

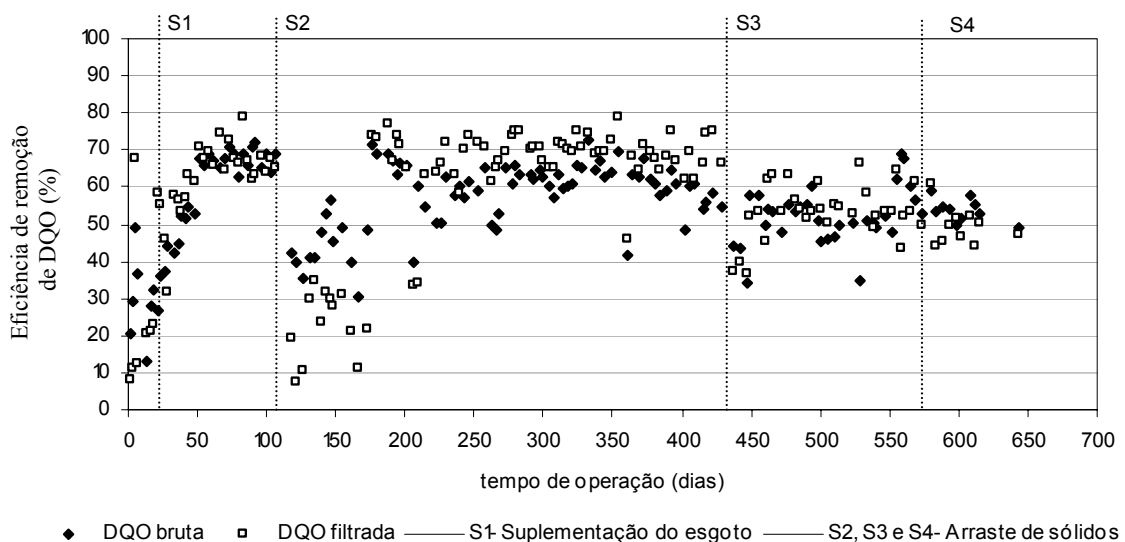


Figura 32- Eficiência de remoção de DQO bruta e filtrada no reator UASB

A partir das Figuras 30 e 31, observa-se que antes da suplementação de substrato sintético (S1- 22 dias de operação), os valores de DQO nas amostras brutas e filtradas, obtidos para o afluente e para o efluente foram muito próximos. Neste caso verifica-se na Figura 33, que as eficiências de remoção da DQO bruta e da DQO filtrada ficaram abaixo de 20%.

No período entre a suplementação do esgoto e a primeira perda de biomassa do sistema (período entre S1 e S2), verificou-se nas Figuras 30 e 31, que os valores de DQO bruta e filtrada do efluente apresentaram uma faixa de variação estreita, entre

150mg.L<sup>-1</sup> e 220 mg.L<sup>-1</sup> e de 90 mg.L<sup>-1</sup> e 120 mg.L<sup>-1</sup> respectivamente. Neste período (aproximadamente 93 dias de operação) verifica-se, através da Figura 32, que a eficiência de remoção de DQO bruta e filtrada aumentaram e apresentou valores médios de 68% e 70% respectivamente.

Após a primeira perda de biomassa do sistema (S2), durante 63 dias de operação a DQO média bruta e filtrada no efluente aumentaram de uma média de 182mg.L<sup>-1</sup> para 296mg.L<sup>-1</sup> e de 110mg.L<sup>-1</sup> para 180mg.L<sup>-1</sup> respectivamente. Neste caso, as eficiências médias de remoção (Figura 32) da DQO bruta e da DQO filtrada também caíram para uma média de 45% e 38% respectivamente. Após 65 dias da perda de biomassa do sistema, a eficiência de remoção de DQO bruta e filtrada aumentou para valores acima de 65% e 70% respectivamente.

Quando ocorreu a segunda perda de biomassa do sistema (S3-436 dias de operação), verificou-se o aumento da DQO bruta e filtrada no efluente (280 mg. L<sup>-1</sup> e 205 mg. L<sup>-1</sup>) e diminuição da eficiência do reator (em torno de 40% para as amostras brutas e filtradas) durante 22 dias. Após 26 dias da segunda perda de biomassa (S3) os valores da DQO bruta e filtrada no efluente diminuíram para concentrações médias de 215 mg.L<sup>-1</sup> e 117 mg.L<sup>-1</sup> (valores próximos àqueles obtidos durante estabilização do reator no período anterior) e a eficiência das amostras brutas e filtradas foram na média de 52% e 58% respectivamente, até a ocorrência de nova perda de biossólidos do sistema no dia 573 de operação.

O reator UASB no 573 dias de operação apresentou o comportamento semelhante à segunda perda de biomassa, ou seja, foi observado o aumento da DQO bruta e filtrada do efluente (318 mg.L<sup>-1</sup> e 217 mg.L<sup>-1</sup> respectivamente) e a diminuição da eficiência do reator (52%). Esses valores se referem às médias até o final da operação (69 dias).

Para o afluente, a DQO (bruta e filtrada) variaram durante o período de operação, apesar de se realizar a suplementação da água residuária com esgoto sintético no mesmo horário (9:00 h ou 17:30 h), devido a variação das características do esgoto real e da degradação nos tanques de alimentação. Até 573 dias de operação, a DQO do afluente bruto variou entre 480 mg.L<sup>-1</sup> e 650 mg.L<sup>-1</sup> e de 250 mg.L<sup>-1</sup> e 450 mg.L<sup>-1</sup>, para o afluente filtrado. Nos últimos 69 dias de operação, a variação de DQO bruta do afluente foi de 450 mg.L<sup>-1</sup> e 750 mg.L<sup>-1</sup> e filtrado foi de 190 mg.L<sup>-1</sup> e 260 mg.L<sup>-1</sup>.

### 4.3.1.3. Sólidos

Nas Figuras 33 e 34 são apresentadas a variação da concentração de sólidos suspensos totais e a relação entre a concentração de sólidos totais e sólidos suspensos voláteis (SSV/SST).

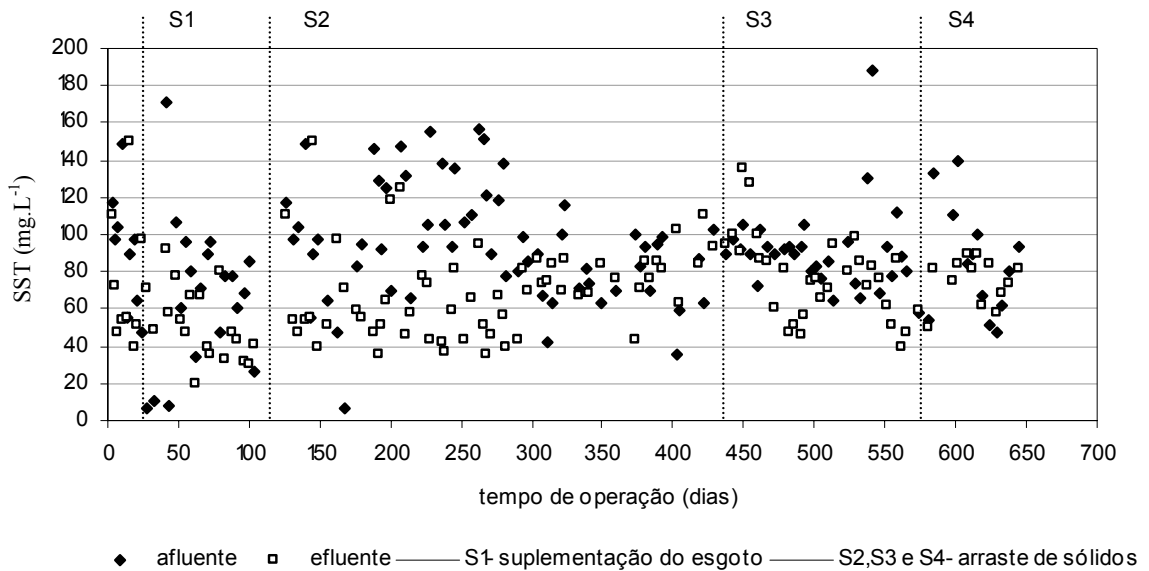


Figura 33- Variação da concentração de sólidos suspensos totais afluente e efluente do reator UASB

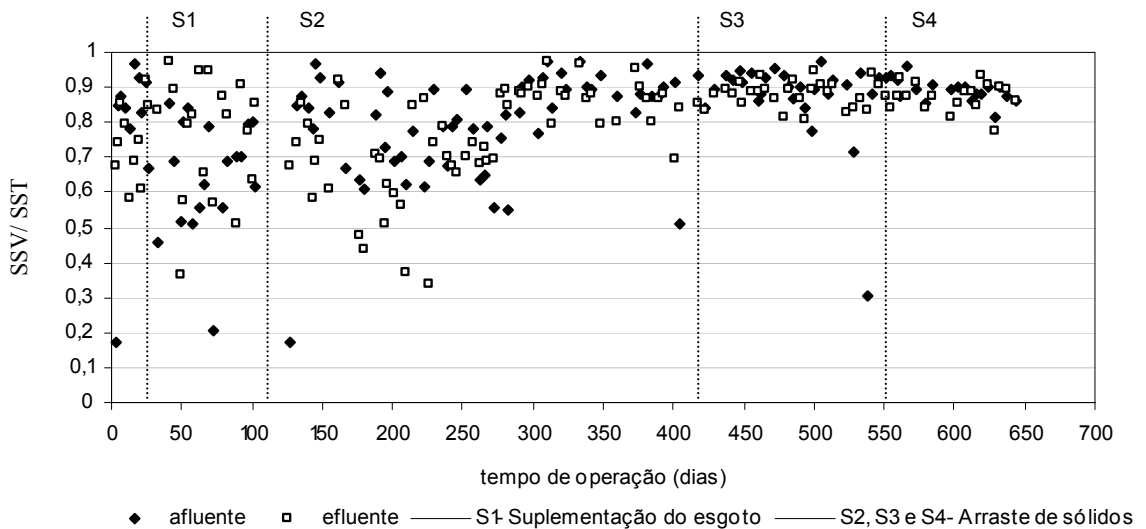


Figura 34- Variação da relação entre sólidos suspensos totais e sólidos suspensos voláteis afluente e efluente do reator UASB

Na Figura 33 observa-se que a concentração de sólidos suspensos totais no efluente, até aproximadamente 290 dias de operação, não ultrapassou  $160 \text{ mg.L}^{-1}$  para o afluente e  $130 \text{ mg.L}^{-1}$  para o efluente. Até o final da operação esses valores são ainda menores apresentando valores médios de  $89 \pm 32 \text{ mg.L}^{-1}$  e de  $70 \pm 24 \text{ mg.L}^{-1}$ , para o afluente e o efluente respectivamente, e estão abaixo daqueles apresentados por Metcalf e Eddy (2003) como um esgoto fraco.

Não foi possível identificar na Figura 34 as perdas de biossólidos no efluente, pois os ensaios de monitoramento foram realizados alguns dias depois da perda de lodo, ou seja, a saída da biomassa ocorreu com 115, 436 e 573 dias de operação e as análises foram realizadas aos 127, 443 e 580 dias de operação respectivamente. Assim não foi possível quantificar o arraste de sólidos do sistema.

Na Figura 34, a relação entre sólidos voláteis totais e sólidos totais voláteis (afluente e efluente) oscilou muito até aproximadamente 290 dias de operação. Neste período, os sólidos suspensos voláteis no efluente foram em média, 72% dos sólidos suspensos totais. A partir de 290 dias de operação, a oscilação dessa relação diminuiu e a porcentagem dos sólidos suspensos voláteis que compunham os sólidos totais no efluente aumentaram para o valor médio de 87%. Desta forma, foi possível verificar a perda de parte do lodo da manta do reator UASB.

#### **4.3.2. Estimativa da massa de material celular e exames microbiológicos**

A estimativa da massa de material celular no reator foi feita através da determinação da massa de sólidos totais voláteis. Neste caso, durante a operação do reator UASB, as amostras foram retiradas dos pontos de coleta 1, 2, 3 e 4 (Figura 35 b)

Na Figura 35a apresenta-se a concentração de sólidos totais voláteis, das amostras de lodo retiradas com 20, 127, 443 e com 580 dias de operação.

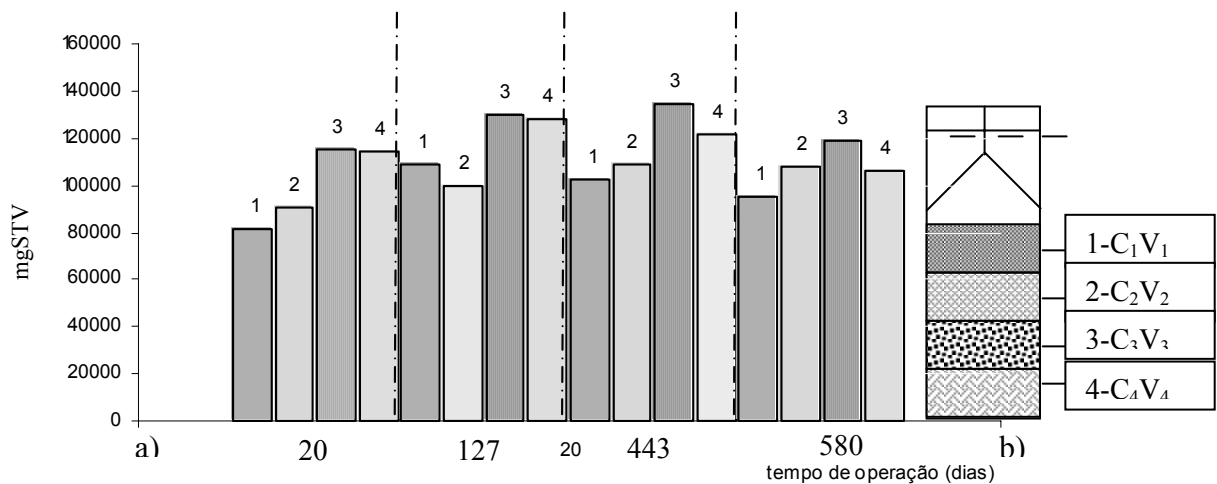


Figura 35- a) Massa de microrganismos ao longo da altura do reator e b) Pontos de coleta do reator

Na Tabela 20 apresentam-se os valores médios (média dos pontos de coleta) da concentração de sólidos totais, da concentração dos sólidos totais voláteis e da massa de lodo no reator UASB para cada tempo de operação.

Tabela 20- Valores de concentração de sólidos totais, sólidos totais voláteis e massa de lodo no reator em diferentes dias de coleta

<b>Tempo de operação</b>	<b>Sólidos totais (mg.L<sup>-1</sup>)</b>	<b>Sólidos totais voláteis (mg.L<sup>-1</sup>)</b>	<b>Massa de lodo (mgSTV)</b>
20	29949	24625	100544
127	35472	28495	116343
443	33505	28625	116876
580	31525	26200	106158

Verificou-se na Figura 35a e na Tabela 20 que apesar de ter havido arraste de sólidos (lodo), a quantidade de massa celular permaneceu acima dos valores encontrados no início da operação do reator (20 dias de operação).

Nas amostras de lodo coletadas para a estimativa de massa celular, foram observadas as morfologias predominantes (Figura 36- micrografia típica) aos 20, 127, 443 e 580 dias de operação.

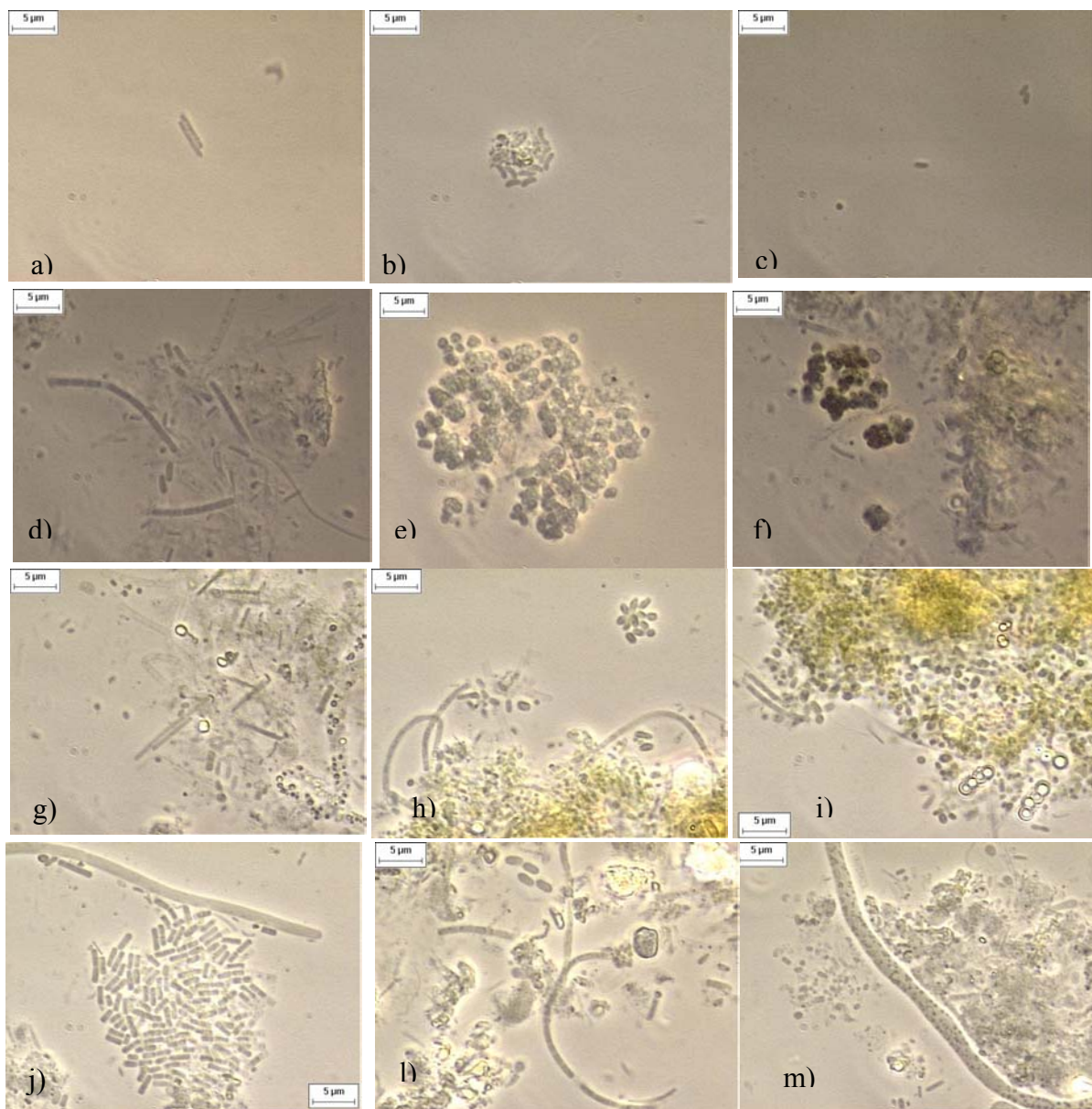


Figura 36- Fotomicrografia típica de amostras da manta de lodo , observadas aos 20, 127, 443 e 580 dias de operação do reator: Morfologias encontradas no ponto 1 (a, b e c), ponto 2 (d, e e f), ponto 3 (g,h e i) e ponto 4 (j,l e m).

Para as três idades de coleta de amostras verificou-se que as amostras retiradas nos pontos 3 e 4, que é onde ocorre a maior porcentagem de degradação anaeróbia, apresentaram predominância de microrganismos semelhantes ao gênero *Methanosaeta* sp e organismos semelhantes a vibriões e agrupamento de cocos. As amostras retiradas dos pontos de coleta 1 e 2 apresentaram um predomínio de bacilos (filamentosos e curvos), microrganismos semelhantes a sarcinas e agrupamento de cocos. Não foi observada alteração de morfologia em relação ao inóculo.



#### **4.3.4- Considerações finais sobre os resultados de monitoramento do reator UASB**

Durante o monitoramento do reator UASB observou-se que nas três perdas de biossólidos, grânulos do lodo flotaram e parte desses estavam se desfazendo.

Aiyuk e Verstraete (2004), observaram comportamento semelhante quando estudaram as mudanças das características de sedimentação da manta de lodo (granular) em um reator UASB alimentado com água residuária doméstica (6 meses de operação, THD de 10h e temperatura de 33<sup>0</sup>C). Os autores afirmaram que a instabilidade e a desintegração do lodo ocorreram devido à limitação de transferência de substrato para o interior do grânulo e inanição das células.

Apesar da perda de biomassa do sistema, a massa de material celular no reator até 573 dias de operação aumentou ao longo do tempo. As discussões sobre a formação de grânulos no reator UASB tratando esgoto doméstico são contraditórias. Segundo Foresti (2001) a granulação tem sido observada nesses sistemas de tratamento com esgoto sanitário. Van Haandel (2003) *apud* Aiyuk *et al* (2005) e Aiyuk e Verstraete (2004) não observaram a granulação no UASB tratando esgoto sanitário, só o aumento da massa celular.

No diz respeito aos resultados de monitoramento de alcalinidade, pH e ácidos verificou-se que estes não foram afetados com a perda de biomassa do sistema. Entretanto a concentração de DQO e dos sólidos suspensos no efluente oscilaram e estes resultados estão intimamente relacionados com os resultados de operação da unidade de filtração proposta, já que esta tem o intuito de remover os sólidos suspensos e fração da DQO da particulada a fim de melhorar a qualidade do efluente.

#### **4.4. Resultados da avaliação dos materiais poliméricos frente à água residuária : fase 2**

Para a avaliação dos materiais poliméricos utilizados como filtro do módulo, serão apresentados os resultados de aderência e de hidrofobicidade.

##### **4.4.1. Aderência de biossólidos nos materiais de filtração**

Os resultados de aderência de biossólidos nas mantas de poliéster e de polipropileno, medida em termos de quantidade de sólidos totais voláteis por grama de material de filtração, são apresentados na Figura 37.

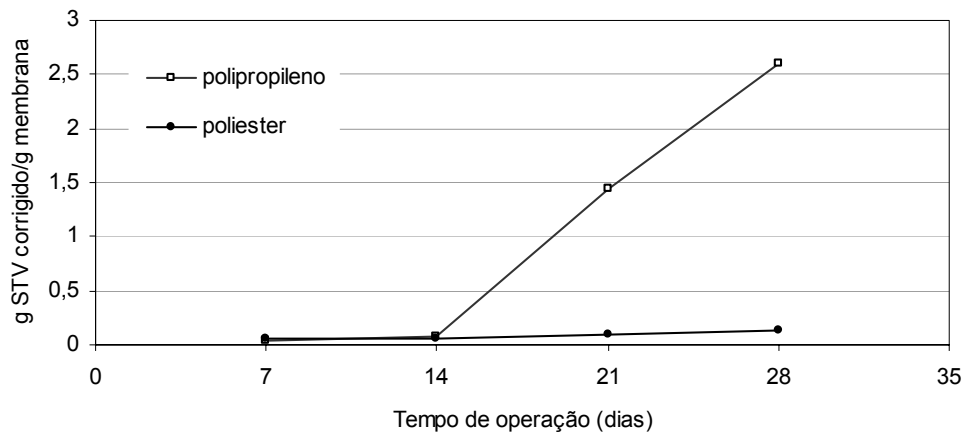


Figura 37- Aderência de biossólidos nos filtros de polipropileno e de poliéster em termos de massa de sólidos totais voláteis por massa de filtro.

O polipropileno apresentou, em quase todas as amostras (14, 21 e 28 dias), maior quantidade de biomassa aderida em relação ao poliéster. Essa compatibilidade da biomassa com a manta de polipropileno pode acarretar a formação de membrana secundária (formação de filme biológico) num tempo de filtração menor do que no poliéster e diminuir o fluxo mais rapidamente.

Para verificar se o processo de desprendimento da biomassa na superfície e no interior dos filtros foi eficiente, determinou-se a quantidade de sólidos totais remanescente no interior do material através da diferença de massa da membrana antes e após inserção no reator diferencial. Esse resultado é apresentado na Figura 38.

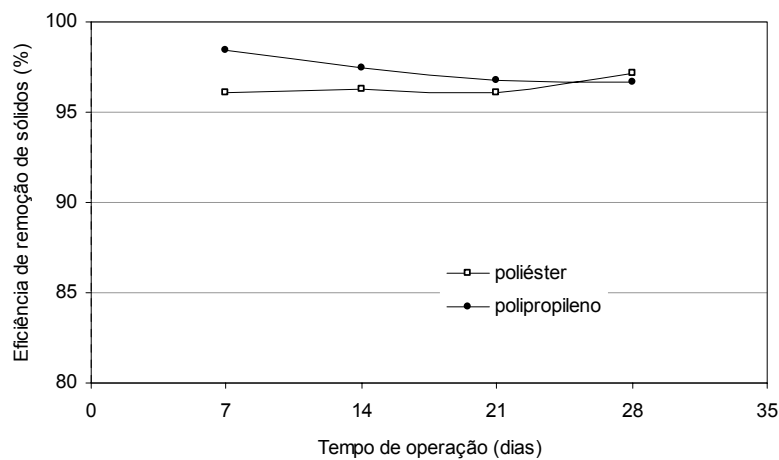


Figura 38- Eficiência de remoção mecânica dos sólidos

A Figura 38 mostra que o procedimento de desprendimento de biossólidos foi satisfatório pois a eficiência de remoção ficou acima de 96% em ambos os filtros.

#### 4.4.2. A hidrofobicidade dos materiais poliméricos.

A Tabela 21 apresenta os valores dos ângulos de contato formado entre a superfície do filtro e a tangente de cada semi hemisfério da gota, para avaliar a hidrofobicidade de cada material.

Tabela 21- Ângulo de contato entre a gota e a superfície do filtro

Amostra	Filtros					
	Polipropileno		Poliéster		Geossintético de poliéster	
	$\theta_1$	$\theta_2$	$\theta_1$	$\theta_2$	$\theta_1$	$\theta_2$
1	73,09	66,09	72,18	68,3	71,77	60,95
2	71,43	67,26	71,38	65,42	72,66	60,36
3	72,11	68,71	70,17	63,48	71,51	54,07
4	71,65	69,08	74,52	66,93	70,17	54,75
5	68,21	74,75	65,61*	61,61*	68,98	60,14
<b>Ângulo de contato</b>	<b>70,238</b>		<b>69,0475</b>		<b>64,536</b>	

\* Valores descartados para obtenção da média, devido erro na execução do ensaio.

A partir dos resultados obtidos na Tabela 21 verificou-se que todos os filtros apresentaram ângulo de contato abaixo de 90 graus, ou seja, os três materiais são hidrofílicos. Dentre os filtros, o geossintético de poliéster foi o que apresentou menor ângulo de contato e, portanto é o material mais hidrofílico, apesar dos valores estarem muito próximos em todas as mantas.

Liao *et al* (2004) e Madaeni *et al* (1999) estudaram biorreatores com membranas poliméricas e cerâmicas e verificaram que o fluxo crítico<sup>1</sup>, em ambos os casos, se apresentou dependente da hidrofobicidade, ou seja, o fluxo crítico foi maior para membranas hidrofílicas do que para as hidrofóbicas. Pawel (2001) ressalta que superfícies hidrofílicas reduzem a colmatação das membranas, não necessitam de altas pressões e uso de agentes químicos para modificação superficial, o que conseqüentemente reduz o custo operacional e de capital dos biorreatores.

Diferentemente dos autores citados, Cho e Lee (1996) verificaram que o material mais hidrofóbico apresentou menor tendência a colmatação. Desta forma, pode-se dizer que a hidrofobicidade em si pode não ser suficiente para concluir a causa da colmatação

<sup>1</sup> O fluxo crítico é definido por Defrance Jaffrin (1999) como sendo o menor fluxo do permeado a partir do qual ocorre rápido aumento da pressão transmembrana e rápida colmatação do filtro

dos materiais de filtração, mas é uma importante propriedade a ser analisada juntamente com as informações obtidas nos ensaios de aderência

Neste caso, observou-se no item 4.4.1 uma tendência dos microorganismos (parede celular hidrofílica) aderirem no polipropileno, que foi o material com maior hidrofobicidade (maior ângulo de contato). Silva e Zaiat (2002), em avaliação de materiais suportes para imobilização de bactérias redutoras de sulfato também encontraram essa tendência dos microorganismos aderirem em materiais hidrofóbicos.

#### 4.5. Resultados do monitoramento da unidade de filtração acoplada ao reator UASB: fase 3

Os resultados de monitoramento da unidade de filtração serão apresentados em termos de características de filtração e de desempenho de tratamento.

##### 4.5.1. As características de filtração

As características de filtração para cada manta será avaliada em termos da variação do fluxo, da variação de pressão transmembrana e da resistência ao longo do tempo de filtração do efluente do reator UASB.

Antes de se iniciar a filtração com o efluente do reator UASB, foi determinada a velocidade do líquido que deveria ser imposta no interior do filtro (Figura 39). Assim para cada cada vazão, programada para a bomba de alimentação do filtro, foi obtido o fluxo através da manta.

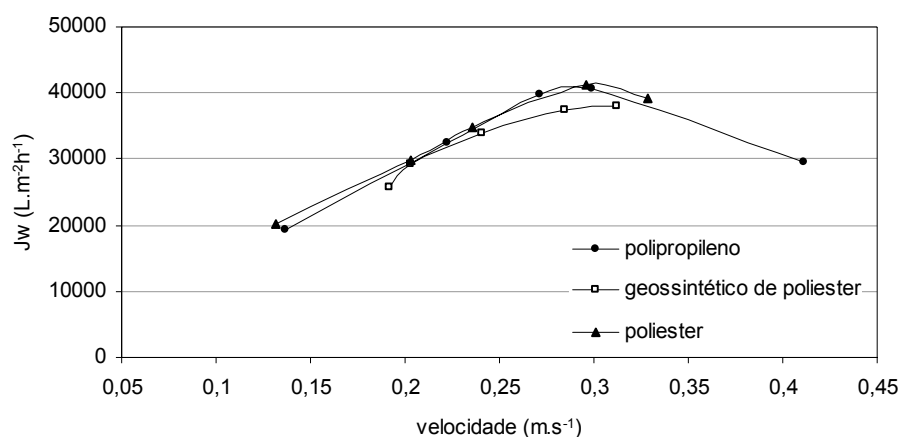


Figura 39- Fluxo do permeado para diferentes velocidades do líquido (água potável)

Pode-se observar na Figura 39 que para velocidades acima de  $0,28\text{m}\cdot\text{s}^{-1}$ , o fluxo de água potável através do filtro diminui em todos os filtros. Assim, para manter o fluxo máximo através dos filtros foi adotada para a bomba de alimentação do filtro uma frequência de 40 Hz (velocidade em torno de  $0,25\text{m}\cdot\text{s}^{-1}$  a  $0,28\text{m}\cdot\text{s}^{-1}$ ).

Ao longo do período de filtração (tangencial) do efluente do reator UASB houve declínio do fluxo do permeado ( $J_p$ ). A Figura 40 apresenta as curvas de declínio de fluxo, para as três mantas poliméricas.

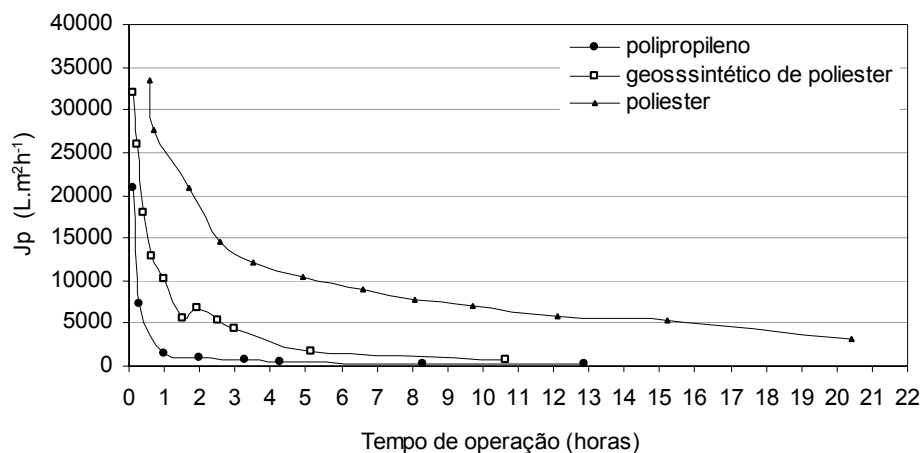


Figura 40-Variação do fluxo do permeado com o tempo de filtração para as três mantas poliméricas.

Para os filtros de polipropileno e de geossintético o fluxo do permeado através das mantas diminuiu rapidamente, em até 66% do fluxo inicial em 18 minutos ( $20,9\text{m}^3\cdot\text{m}^{-2}\cdot\text{h}^{-1}$  para  $7,2\text{m}^3\cdot\text{m}^{-2}\cdot\text{h}^{-1}$ ) e em 38 minutos ( $32\text{m}^3\cdot\text{m}^{-2}\cdot\text{h}^{-1}$  para  $12,9\text{m}^3\cdot\text{m}^{-2}\cdot\text{h}^{-1}$ ) respectivamente. Em ambos os casos, o fluxo atingiu seu estado estacionário com cerca de 5 horas de operação (4,3 horas para o polipropileno e 5,14 horas para geossintético).

Para o filtro de poliéster, o fluxo diminuiu de maneira lenta em relação aos outros filtros, ou seja, o fluxo passou de  $33,6\text{m}^3\cdot\text{m}^{-2}\cdot\text{h}^{-1}$  para  $9\text{m}^3\cdot\text{m}^{-2}\cdot\text{h}^{-1}$  em 6,6 horas. Além disso, somente após 12 horas de operação o filtro atingiu seu estado estacionário.

A pressão através da manta (pressão transmembrana), também tem um efeito significativo no fluxo. De maneira geral, para manter o fluxo do permeado a pressão deve aumentar. No presente estudo, a pressão permaneceu relativamente constante, variando entre 10 cm Hg e 13 cm Hg como mostra a Figura 41.

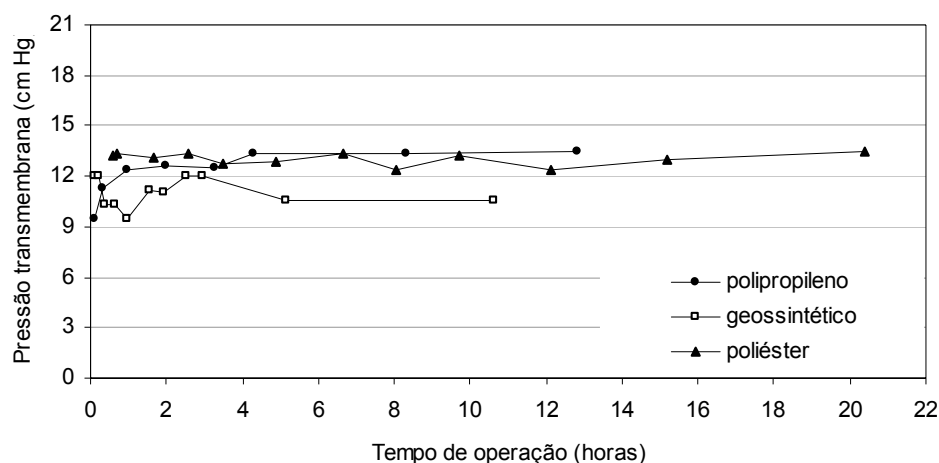


Figura 41- Pressão transmembrana (PTM) em função do tempo de operação para as três mantas poliméricas.

Com a velocidade tangencial e a pressão transmembrana mantidas constantes, foi possível avaliar a evolução da resistência total ( $R_t$ ) de cada manta ao longo do período de operação (Figura 42) e comparar com o declínio de fluxo do permeado apresentado na Figura 40.

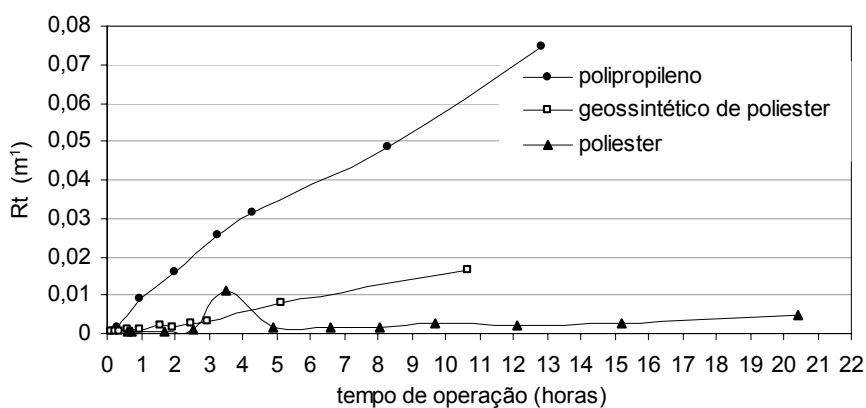


Figura 42- Evolução da resistência total de cada manta ao longo do período de operação.

A resistência total ( $R_t$ ) para as três mantas aumentou durante a filtração. Comparando-se as Figuras 40 e 42, verificou-se que quanto maior foi a resistência total menor o fluxo do permeado. Dentre as mantas, o filtro de polipropileno foi o que apresentou maior resistência total, seguido do geossintético e do poliéster.

Como visto anteriormente, a resistência total ( $R_t$ ) é composta por três tipos de resistências: a resistência do material ( $R_m$ ), a resistência da camada de biossólidos ( $R_c$ ) e a resistência devido adsorção de partículas ( $R_f$ ). Essas resistências foram obtidas e são

comparadas para que se possa caracterizar se a obstrução foi predominantemente reversível ou irreversível. Os valores de resistência obtidos para filtro, são apresentados na Figura 43.

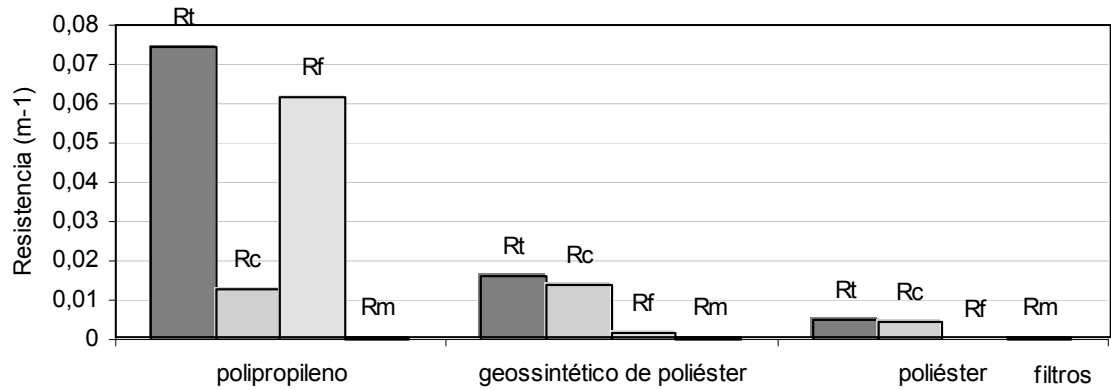


Figura 43- Valores de resistência obtidos para cada filtro estudado para identificar o mecanismo de bloqueio predominante

De acordo com a Figura 43, para todos os filtros, a resistência do material ( $R_m$ ) foi pequena em relação a resistência total (0,63% no polipropileno; 2,16% no geossintético e 6,4% no poliéster). Os valores da resistência do material ( $R_m$ ) são muito próximos para os três filtros ( $3,2 \times 10^{-4} \text{ m}^{-1}$  e  $3,5 \times 10^{-4} \text{ m}^{-1}$ ). De acordo com Oh *et al* (2004), se os valores de  $R_m$  desses materiais fossem diferentes, o tamanho de poros entre os filtros poderiam ser diferentes.

Para o geossintético e poliéster a principal resistência foi devido à formação de camada de torta sobre a superfície da manta ( $R_c$ ), com valores de  $0,009 \text{ m}^{-1}$  e  $0,002 \text{ m}^{-1}$  (58% e 47% da  $R_t$ ) respectivamente. Essa resistência é considerada reversível, pois foi removida com aplicação de retrolavagem com água potável. Entre esses dois materiais a resistência interna ( $R_f$ ), irreversível, foi maior no geossintético, o que significa que este filtro necessitará de maior frequência na aplicação de limpeza química.

Para o filtro de polipropileno observa-se que a maior resistência foi devido a colmatção irreversível ( $R_f$ ), que chegou a representar 83,89% da resistência total da manta. Comparando com os filtros de poliéster (geossintético e poliéster hayward), a resistência irreversível ( $R_f$ ) do polipropileno foi dez vezes superior a resistência ( $R_f$ ) do geossintético e trinta vezes superior ao do poliéster. Assim, a frequência da limpeza química será muito maior no polipropileno que nos outros filtros.

Em diversos trabalhos com biorreatores anaeróbios de membrana, a resistência da camada ( $R_c$ ) foi o mecanismo de obstrução predominante (Chu *et al*, 2005; Lee *et al* 2001; Choo e Lee,1996). Por outro lado, Kang *et al* (2002), verificaram que para membranas orgânicas de polipropileno a resistência irreversível ( $R_f$ ) foi predominante, sendo 56% da resistência total. Cabe salientar que todos utilizam membranas de microfiltração com diâmetro de poros abaixo de 0,8  $\mu\text{m}$ .

#### 4.5.2. O desempenho do biorreator anaeróbio

A influência do uso da unidade de filtração acoplada ao reator anaeróbio UASB foi avaliada em termos de remoção de DQO e de sólidos suspensos totais. Essas análises foram realizadas com o afluente e o efluente do reator UASB e com o permeado da unidade de filtração durante todo o período de operação do módulo.

Para avaliar a capacidade de cada filtro em remover os sólidos suspensos e a DQO da fração particulada, durante a filtração foram realizados ensaios para determinação de DQO filtrada e de sólidos suspensos do efluente, de acordo com o *Standard Methods* (1998). Esses resultados foram comparados possibilitando verificar se os valores obtidos com as mantas estão próximo aos valores obtidos com a membrana. A escolha pela execução deste ensaio foi devido aos poros da membrana ter diâmetro (1,2  $\mu\text{m}$ ) próximo ao diâmetro das mantas (1,0 $\mu\text{m}$  fornecido pelos fabricantes) e por este ensaio separar os sólidos suspensos em parcela dissolvida e a suspensão e para a DQO a parcela bruta e filtrada.

As Figuras 44, 45 e 46 apresentam, para os três filtros diferentes, o desempenho global do biorreator em termos de remoção de DQO.

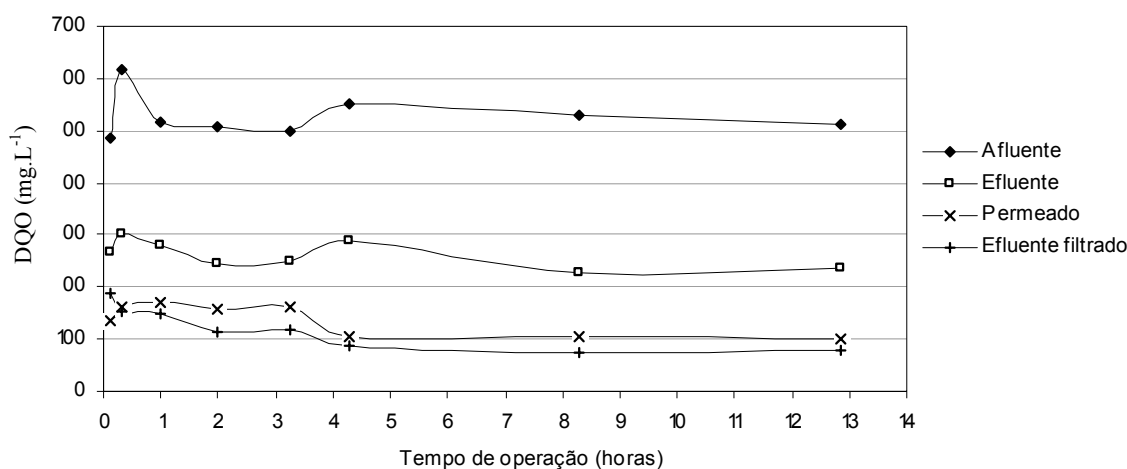


Figura 44- Desempenho do biorreator anaeróbio em termos de remoção de DQO para o filtro de polipropileno.



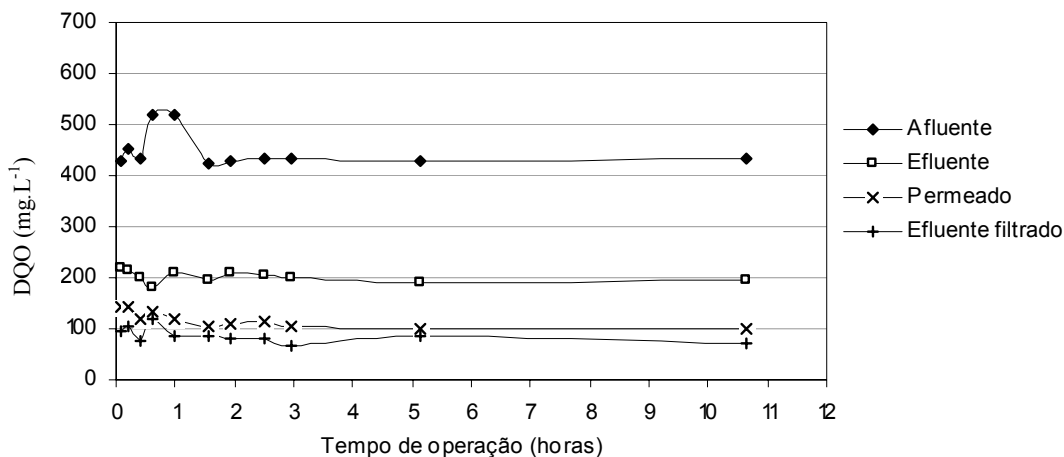


Figura 45- Desempenho do biorreator anaeróbio em termos de remoção de DQO para o filtro de geossintético de poliéster.

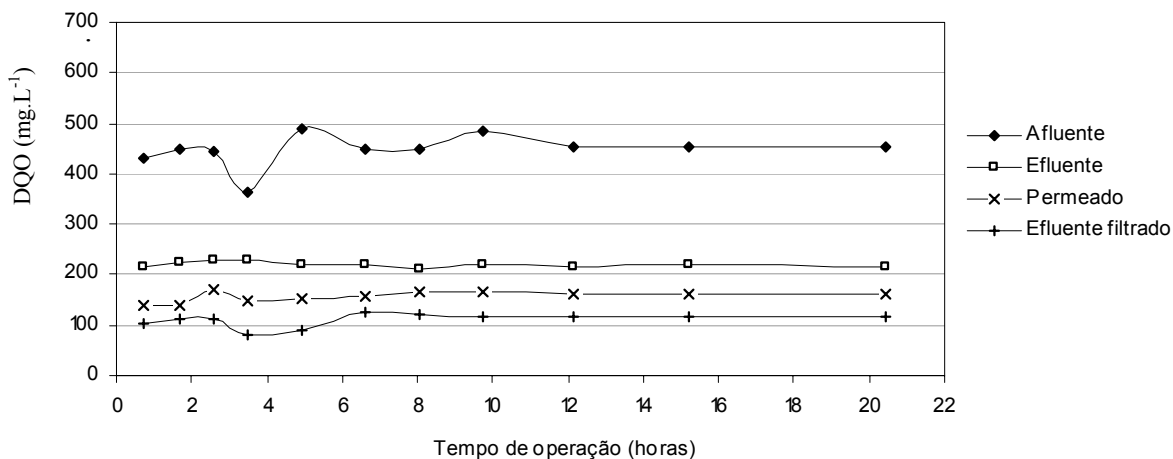


Figura 46- Desempenho do biorreator anaeróbio em termos de remoção de DQO para o filtro de poliéster.

Verificou-se nas Figuras 44, 45 e 46 que os valores médios de DQO do efluente do reator UASB foram de  $260 \text{ mg.L}^{-1}$  antes de passar pelo filtro de polipropileno e de  $200 \text{ mg.L}^{-1}$  antes de passar nos filtros de geossintético e de poliéster. Com a introdução do módulo de filtração, os valores médios de DQO diminuíram para  $137 \text{ mg.L}^{-1}$ ;  $117 \text{ mg.L}^{-1}$  e  $157 \text{ mg.L}^{-1}$  nos três filtros respectivamente. Isso significa que as eficiências de remoção de DQO do efluente com os filtros de polipropileno, geossintético e poliéster foram de 47%, 42% e 28% , repectivamente.

Comparando os valores de DQO do permeado nos filtros, com os valores de DQO do efluente filtrado em membrana de  $1,2 \mu\text{m}$ , verificou-se que em todos os casos o filtro de membrana apresentou valores de DQO menores que nas mantas. Entretanto, nos filtros de polipropileno e de geossintético os valores de DQO do permeado ficaram

próximos aos valores de DQO dissolvida (membrana). O mesmo não ocorreu com o filtro de poliéster, no qual a diferença da DQO do permeado e a DQO do efluente filtrado atingiu 30%.

As Figuras 47, 48 e 49 apresentam a variação da eficiência de remoção de DQO do reator UASB, do reator UASB do reator UASB acoplado ao módulo de filtração e do efluente do reator UASB filtrado em papel de 1,2  $\mu\text{m}$  (fração dissolvida).

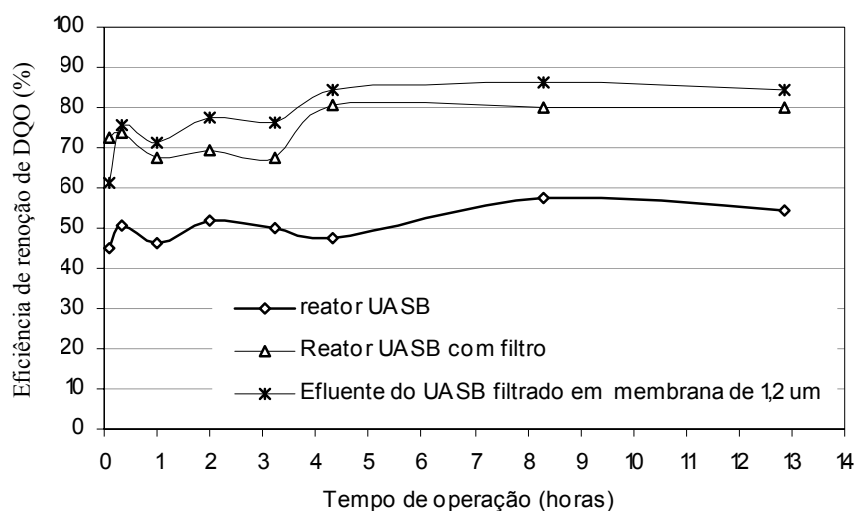


Figura 47 – Variação da eficiência de remoção de DQO do reator anaeróbico UASB, do reator UASB com o filtro de polipropileno e do efluente do reator UASB filtrado em membrana de papel de 1,2 $\mu\text{m}$ .

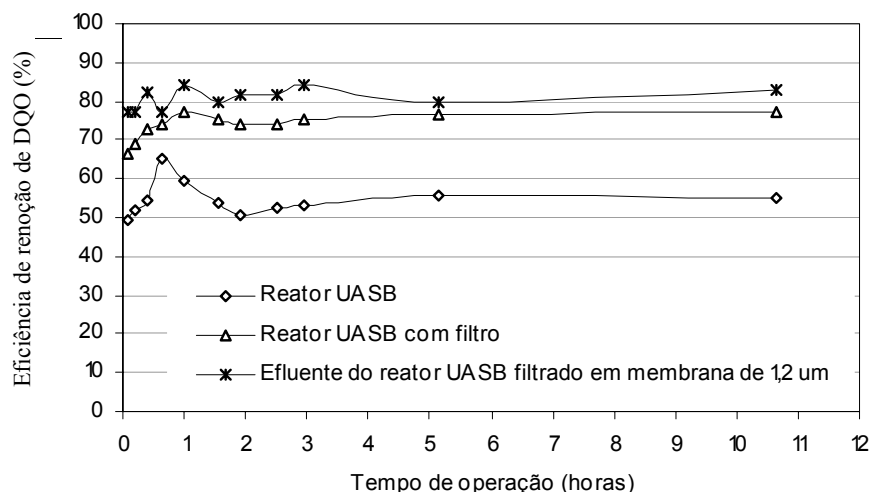


Figura 48 - Variação da eficiência de remoção de DQO do reator anaeróbico UASB, do reator UASB com o filtro de geossintético e do efluente do reator UASB filtrado em membrana de papel de 1,2 $\mu\text{m}$ .

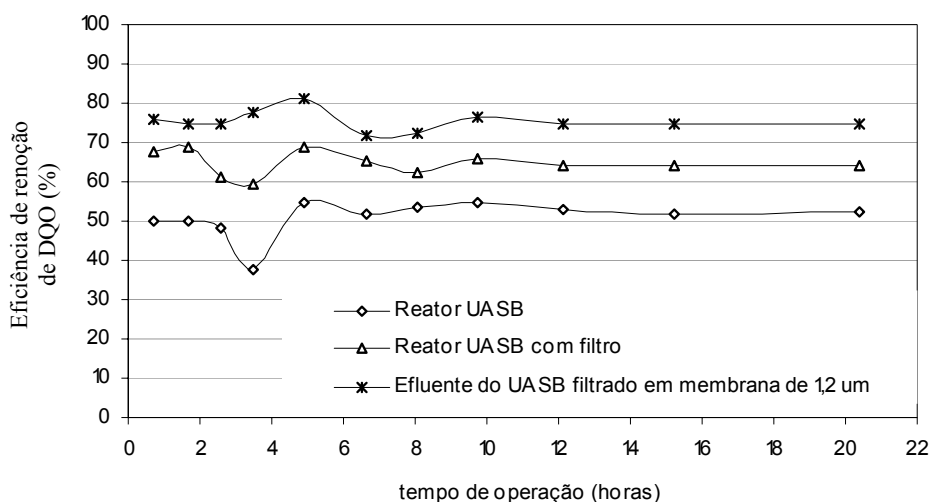


Figura 49 - Variação da eficiência de remoção de DQO do reator anaeróbico UASB, do reator UASB com o filtro de poliéster e do efluente do reator UASB filtrado em membrana de papel de 1,2μm.

De acordo com as Figuras 47,48 e 49 , o reator anaeróbico UASB durante o ensaio com os três filtros apresentou eficiência média de remoção de DQO de 50% para o polipropileno e poliéster e de 55% para o geossintético.

Com a introdução do módulo de filtração, a eficiência global do sistema aumentou para os filtros avaliados. O sistema com filtro de polipropileno e com filtro geossintético apresentou uma eficiência média de 75% ( até 80%); e com filtro de poliéster a eficiência não passou de 65%.

O efluente do reator UASB quando filtrado em membrana de papel (DQO dissolvida) apresentou eficiência média de remoção de 77% ,81% e 75%, durante ensaios com polipropileno, geossintético e poliéster. Verificou-se, que para os filtros de polipropileno e com geossintético a DQO do efluente permeado foi próxima da DQO dissolvida (solúvel e coloidal).

Essas parcelas de DQO solúvel e coloidal podem ser removidas utilizando filtros com tamanho de poros menores ou agregando as partículas coloidais através de coagulação.

Bailey *et al* (1996), utilizaram um sistema de filtração tangencial semelhante (membrana de 0,2 μm) para tratar efluente do reator UASB e obtiveram 98% de eficiência na remoção de DQO. Wen *et al* (1999) investigaram um reator anaeróbico híbrido com filtração em membrana de 0,3 μm e o sistema foi capaz de remover 97% de DQO do sistema global (DQO<20 mg.L<sup>-1</sup>).

Lee *et al* (2001) avaliaram um reator anaeróbio de duas fases com o sistema de filtração (membrana celulose de 0,5  $\mu\text{m}$ ) submerso no reator acidogênico, onde a eficiência de remoção no sistema global foi de 80%.

Comparando os resultados da eficiência de remoção de DQO do sistema global com o geossintético que foi de até 80% com os resultados de Lee *et al* (2001) que utilizou uma membrana de tamanho de poros duas vezes menor, os resultados aqui obtidos foram satisfatórios.

Nas Figuras 50, 51 e 52 são apresentadas as concentrações de sólidos suspensos totais no afluente, no efluente e no permeado (após filtração com as mantas).

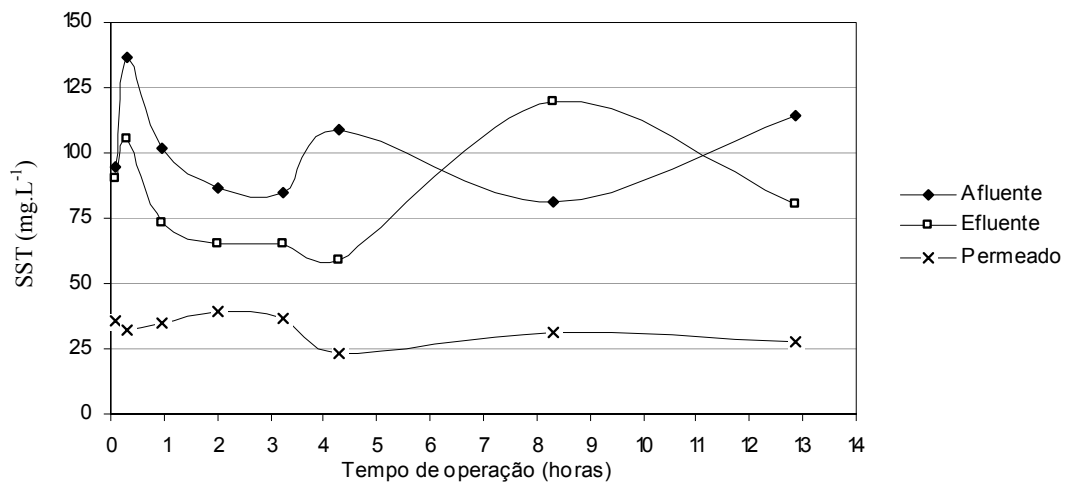


Figura 50- Variação da concentração de sólidos suspensos totais no afluente, no efluente e no permeado do biorreator anaeróbio durante a filtração com o polipropileno

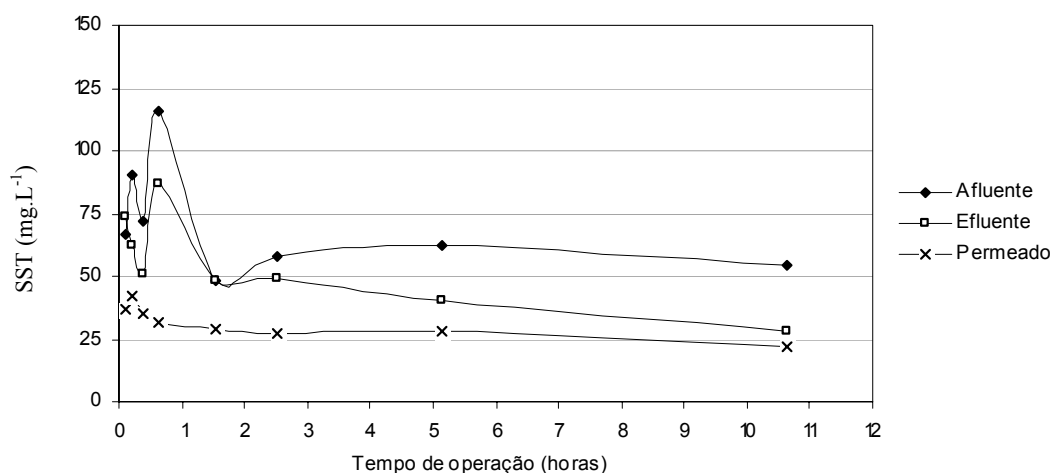


Figura 51- Variação da concentração de sólidos suspensos totais no afluente, no efluente e no permeado do biorreator anaeróbio durante a filtração com o geossintético.

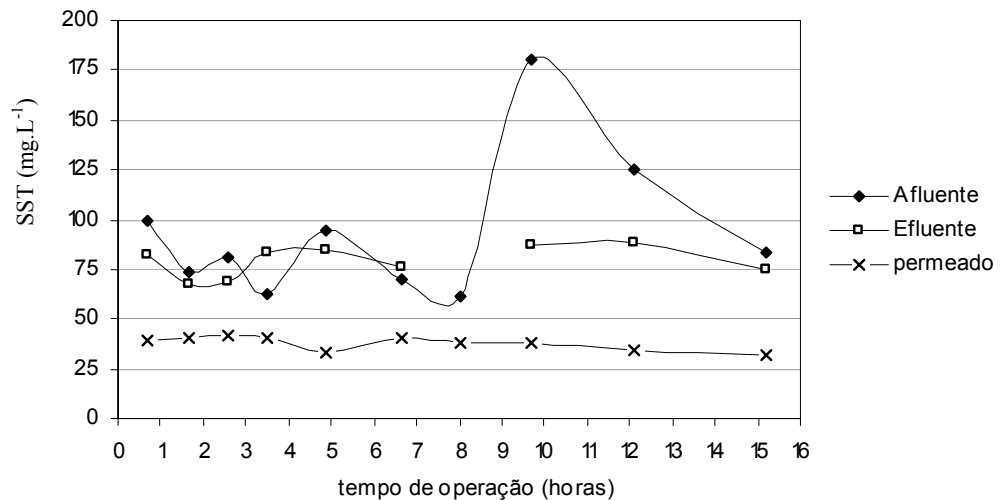


Figura 52- Variação da concentração de sólidos suspensos totais no afluente, no efluente e no permeado do biorreator anaeróbio durante a filtração com o poliéster.

Nas Figuras 50, 51 e 52, observa-se que os valores de sólidos suspensos apresentam oscilações no afluente e no efluente do reator UASB. Algumas vezes o valor de sólidos suspensos no efluente foi maior que no afluente devido arraste de biossólidos do sistema. Entretanto, quando o módulo de filtração foi inserido, os sólidos suspensos totais remanescentes no permeado dos três filtros se estabilizaram e apresentaram valores praticamente constantes.

As concentrações de sólidos suspensos remanescentes da filtração com polipropileno e da filtração com o geossintético ficaram muito próximos, com o valor médio de ambos de  $25\text{mg.L}^{-1}$ . Deve-se lembrar que a concentração de sólidos suspensos no efluente durante filtração com o polipropileno foi maior que durante filtração com o geossintético. Esses valores apresentam o mesmo comportamento no que diz respeito a remoção de DQO particulada apresentada anteriormente.

Para a filtração com o poliéster, a concentração dos sólidos suspensos remanescentes foi mais elevada que para os outros filtros e ficou na média de  $38\text{mg.L}^{-1}$ , o que está em concordância com os resultados obtidos em termos de remoção de DQO (remoção menor do que para os outros filtros).

De acordo com estudos de Oh *et al* (2004), as concentrações de sólidos suspensos, influenciam o fluxo do permeado durante a filtração, ou seja, quanto maior a concentração de sólidos suspensos mais rapidamente o fluxo do permeado diminui, independente do tamanho de poros da manta. Beaubien *et al* (1996) explicaram que tal

fato acontece por que quanto maior a concentração de sólidos suspensos, maior será a viscosidade na parede da membrana e, portanto menor será o fluxo do permeado.

No experimento, observou-se que o fluxo diminuiu mais rapidamente quando foi utilizado filtro de polipropileno. Neste caso, a concentração de sólidos suspensos no efluente do reator UASB filtrado pelo polipropileno foi maior do que a concentração de sólidos suspensos do efluente para filtração com o geossintético e com o poliéster.

O mesmo não acontece se compararmos o geossintético com o poliéster. Apesar de ambos apresentarem características físicas semelhantes, serem ambos de poliéster e filtrarem efluente com concentração de sólidos suspensos similares, o fluxo através do filtro de geossintético caiu mais rapidamente que o fluxo com o poliéster. Esse resultado juntamente com o da remoção de DQO indicou que o tamanho de poros do poliéster pode, em média, estar acima de  $1\mu\text{m}$ , comprometendo o desempenho e a filtração do efluente do reator UASB.

#### **4.5.3. Processo de limpeza da manta: Taxa de recuperação de fluxo e resistência do material**

Ao término da filtração do efluente nas três mantas, quando o fluxo do permeado ficou constante, foi realizada a limpeza hidráulica e em seguida a limpeza química. Esta última, a fim de retirar os biossólidos aderidos à manta polimérica. Para as três mantas foi realizada a limpeza com ácido clorídrico (HCl) e em seguida limpeza com solução de hipoclorito (NaOCl) e hidróxido de sódio (NaOH) .

Com esse procedimento foi possível verificar qual das soluções foi a mais apropriada para recuperar a capacidade de fluxo nos três filtros em termos absolutos e percentuais.

Neste caso, foi feita a comparação do fluxo utilizando água potável no filtro novo (sem filtrar efluente do UASB) com o fluxo de água potável após limpeza com solução ácida e básica, como apresentado nas Figuras 53 e 54.

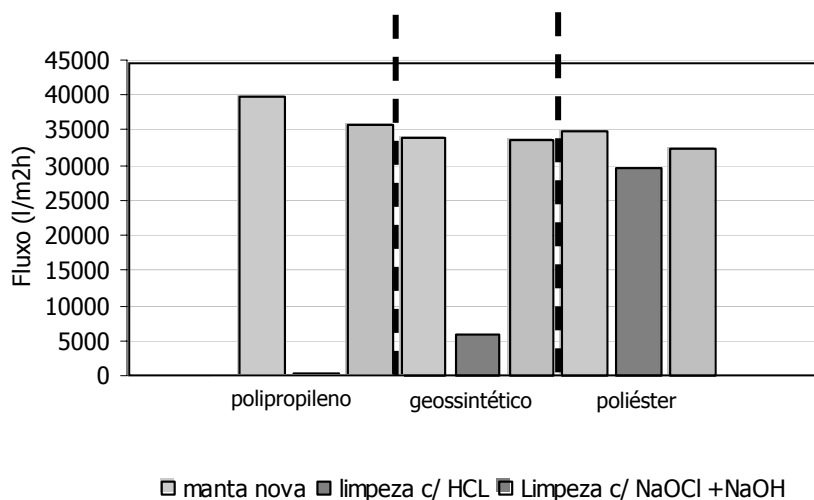


Figura 53- Fluxo antes da filtração do efluente e após limpeza química

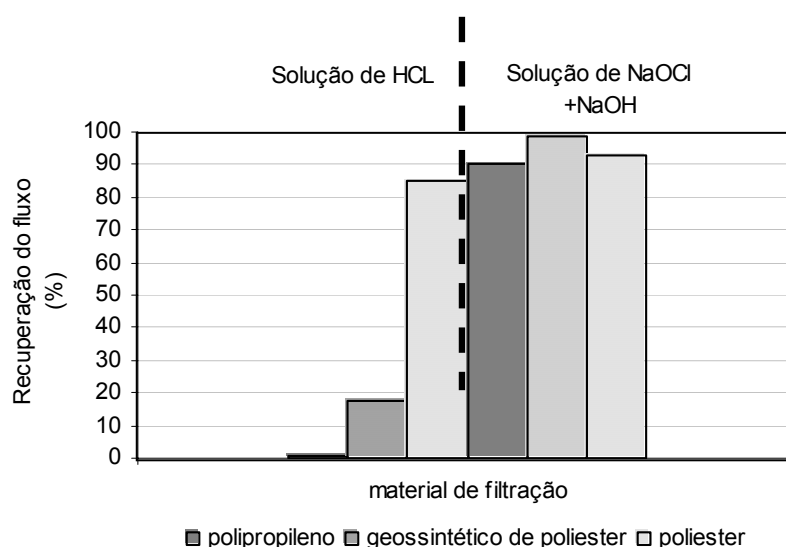


Figura 54- Porcentagem de recuperação do fluxo após limpeza com ácido clorídrico (HCL) e após limpeza com solução de hipoclorito de sódio (NaOCl + NaOH).

Nas Figuras 53 e 54, verificou-se que a limpeza em série utilizando solução ácida seguida de solução alcalina foi mais eficiente na recuperação do fluxo das mantas, com valores de para o polipropileno, o geossintético de poliéster e o poliéster de 90%, 99%, 93% respectivamente.

Quanto ao uso somente da solução de ácido clorídrico, esta apresentou maior eficiência para o poliéster, com recuperação de 85% do fluxo inicial. Para o geossintético a recuperação foi de 17% e para o polipropileno foi de 0,45%.

Lee *et al* (2001) verificaram que solução de limpeza alcalina foi mais efetiva para remoção de poluentes biológicos (ex: polímeros extracelulares) e que a solução

ácida foi mais efetiva para poluentes inorgânicos. Além disso, afirmam que a recuperação do fluxo utilizando a limpeza em série 1N NaOH e 1N HCl, foi maior do que com solução somente de NaOH (1N).

Apesar do ácido clorídrico ter recuperado o fluxo do filtro de polipropileno em 85%, no presente estudo a limpeza em série também demonstrou ser a melhor para as mantas.



## 5. Conclusões

---

As conclusões são apresentadas em forma de itens a fim de contemplar os vários aspectos do estudo e da avaliação do biorreator anaeróbio proposto.

### *O reator UASB*

Durante o período de 642 dias de operação, o reator UASB apresentou três arrastes de sólidos do sistema. No diz respeito aos resultados de monitoramento de alcalinidade, pH e ácidos verificou-se que estes não foram afetados com a perda de biomassa do sistema. Entretanto, concentração da DQO e dos sólidos suspensos no efluente variaram e a eficiência de tratamento diminuiu (40%).

Após cada perda de biomassa do sistema, os resultados de monitoramento demonstraram que o reator UASB se recuperou e apresentou capacidade de amortecimento frente às variações de carga orgânica no afluente.

### *Características de filtração e desempenho do biorreator*

Os três filtros apresentaram diminuição de fluxo ao longo do período de operação. Porém o filtro de polipropileno foi o que apresentou diminuição de fluxo mais rápida. O filtro de poliéster apresentou alta permeabilidade e o fluxo diminuiu de forma mais lenta que os outros filtros.

Dentre os mecanismos de obstrução da manta, a resistência de obstrução irreversível ( $R_f$ ) foi a maior responsável pela diminuição de fluxo do permeado através do filtro de polipropileno; enquanto que para os filtros de geossintético e de poliéster o fenômeno predominante foi a obstrução devido a resistência da camada de biossólidos ( $R_c$ -obstrução reversível com limpeza hidráulica). Isso significa que para o filtro de polipropileno a frequência da aplicação da limpeza química será maior do que para os demais implicando em maior custo de manutenção.

Os resultados da filtração (fluxo e resistência) coincidiram com os resultados de aderência, pois o polipropileno foi o material que apresentou a maior quantidade de biomassa aderida, a maior diminuição de fluxo no tempo e a maior resistência total. No

que diz respeito à hidrofobicidade existe uma tendência dos microrganismos aderirem nos materiais mais hidrofóbico, que no caso foi o polipropileno.

Em termos de remoção de demanda química de oxigênio, a DQO do sistema global (reator UASB com unidade de filtração) dos filtros de polipropileno e de geossintético, ficaram próximos aos valores de DQO dissolvida (filtração em papel de 1,2 $\mu$ m- diferença de 2 a 6%). Para ambos os filtros a eficiência do biorreator variou de 75% a 80%. O mesmo não aconteceu com o filtro de poliéster, onde a eficiência de remoção de DQO do biorreator não passou de 65%.

Apesar da concentração de sólidos suspensos totais no efluente filtrado pelo polipropileno ser maior que a concentração do efluente filtrado pelo geossintético, a eficiência de remoção de DQO do biorreator apresentaram valores semelhantes. Neste caso somente os mecanismos de colmatação das mantas foram diferentes, ou seja, a colmatação irreversível ( $R_f$ ) foi predominante na manta de polipropileno e a reversível ( $R_c$ ) na manta de geossintético.

Assim, através da análise de fluxo e de desempenho, o filtro que apresentou melhores características foi aquele com geossintético de poliéster.

### ***Efeito do material na obstrução dos filtros***

Dentre os filtros avaliados, o polipropileno foi o que se apresentou mais hidrofílico e com maior aderência de biossólidos, nos ensaios de hidrofobicidade e aderência. Os resultados destes ensaios estão de acordo com os resultados de características de filtração e mostraram a tendência deste material obstruir mais rapidamente que os demais.

### ***O processo de limpeza dos filtros***

A limpeza hidráulica (água potável) foi mais eficiente para o filtro de geossintético, onde a resistência da camada ( $R_c$ ) foi a maior responsável pela obstrução deste filtro.

Dentre as soluções de limpeza química utilizadas para recuperar o fluxo nos filtros, verificou-se, para as três mantas, que a solução alcalina de hidróxido de sódio com hipoclorito de sódio (NaOH e NaOCl) apresentou maior eficiência (recuperação do fluxo acima de 90%) que a solução ácida com ácido clorídrico (HCl). O filtro de geossintético recuperou 99% do fluxo com esta solução alcalina.

A solução de ácido clorídrico apresentou maior eficiência para o poliéster, com recuperação de 85% do fluxo inicial. Entretanto para os demais filtros esta solução de limpeza não apresentou resultados significativos para recuperação de fluxo.

#### ***Possibilidades de utilização do biorreator anaeróbio com unidade de filtração***

A utilização da unidade de filtração associada ao reator UASB propiciou que fosse alcançado, com o filtro de geossintético, uma eficiência global de remoção de DQO de até 80%. Se for levado em consideração que este valor é semelhante à eficiência de remoção da DQO filtrada, pode-se dizer que houve a remoção completa dos sólidos suspensos e da DQO da fração particulada. Assim, verifica-se que o uso da unidade de filtração se mostrou adequada para a filtração do efluente do reator UASB.

O geossintético, o melhor material para ser utilizado como filtro, apresentou um custo relativamente baixo o que possibilita diminuir os custos da unidade de filtração

O biorreator proposto apresenta grande flexibilidade operacional para estudos futuros, pois permite: modificar modos de filtração (módulo externo ou acoplado), trabalhar com velocidade tangencial constante e pressão variada ou vice-versa e utilizar filtros com materiais de resistência intrínseca maior àquelas utilizadas neste estudo.

## 6. Referências Bibliográficas

---

- ADAMS, M.W (1996). Application of HDPE at a sewage treatment plant. *Geotextiles and Geomembranes*. , 15, 269 – 276.
- AIYUK, S.E., VERSTRAETE, W. (2004). Sedimentological evolution in an UASB treating SYNTHES, a new representative synthetic sewage, at low loading rates. *Bioresource Technology*. 93, 269–278.
- AIYUK, S.E., FORREZ, I., LIEVEN, K., VAN HAANDEL,A., VERSTRAETE, W.(2005). Anaerobic and complementary treatment of domestic sewage in regions with hot climates—A review. *Bioresource Technology*, 1–17.
- APHA, AWWA; WPCF (1998). Standard methods for examination of water and wastewater. American Public Health Association. American Water Works Association, Water Pollution Control Federation. Washington DC, USA, 20<sup>th</sup> edition.
- BAILEY, A. D.; HANSFOR,G.S.; DOLDP.L. (1994). The enhancement of up flow anaerobic sludge bed reactor performance using cross flow microfiltration. *Water Research*, 28, 291-295.
- BALMAN, H.; AIMAR,P.; SANCHEZ,V. (1990).Membrane partition and mass transfer in ultrafiltration. *Separation Science Technology*, 25, 507-534.
- BEAUBIEN, A.; BATY, M.;JEANNOT, F.; FRACOEUR,E.; MANEM, J. (1996). Design and operation of anaerobic membrane bioreactors: development of a filtration testing strategy. *Journal of Membrane Science*, 109, 173-184.
- BELFORD, G.; PIMBLEY, J.M.;GRENIER, A.; CHUNG, K. Y.(1993). Diagnosis of membrane fouling using rotating annular filter. *Journal Membrane Science*, 77, .1-22.
- BOUHABELA, El Hani; ROGER Ben Aim, HERVÉ Boisson (2001). Fouling characterization in membrane bioreactors. *Separation and Purification Technology*. 23-23, 123-132.

- BOWEN, R. (1993). Understanding flux patterns in membrane processing of protein solutions and suspensions. *Trends in Biotechnology*, 11, 451-460.
- CAETANO, A.T.(1995). Existing industrial membrane applications: results and perspectives. *Membrane Technology: Applications to Industrial Wastewater Treatment*. Edited by Ana Caetano, Maria Norberta De Pinho, Enrico Drioli and Herbert Muntau. Environmental Science and Technology. Kluwer Academic Publishers. Netherlands.
- CHANG,D.J.; CHEN,S.H., CHANG,S.S.; LIN; CHANG,J.S. (2000). A new design of microfiltration system and application to wastewater treatment. *Water Science and Technology*, 41, n° 10-11, 181-188.
- CARRÈRE, H.; RENÉ, F. (1996). Effets des paramètres opératoires sur les performances des procédés de micro-et ultrafiltration tangentielle. *ENTROPIE*, 197, 17- 32.
- CARTWRIGHT CONSULTING COMPANY (1997). The role of membrane technology in water purification applications. *Filtration and Separation*, 564-557.
- CASEY, E; GLENNON, B.; HAMER, G. (1999). Review of membrane aerated biofilm reactors. *Resources, Conservation and Recycling*, 27, 203-215.
- CHANG,D.J.; CHEN,S.H., CHANG,S.S.; LIN; CHANG,J.S. (2000). A new design of microfiltration system and application to wastewater treatment. *Water Science and Technology* . , 41, n 10-11, 181-188.
- CHERNICHARO, C.A.L. (1997). Reatores anaeróbios. Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental (UFMG). Belo Horizonte (MG), 246p.
- CHERYAN,M. (1998). Ultrafiltration and Microfiltration: Handbook. Technomic Publishing CO. INC. Lancaster.
- CHIH-JU G, JOU; GUO- CHIANG HUANG. (2003). A pilot study for oil refinery wastewater treatment using a fixed film bioreactor. *Advances an Environmental Research*, 7, 463-469.
- CHOO, K. H.; LEE,C.H.(1996). Effect of anaerobic digestion broth composition on membrane permeability. *Water Science and Technology*, 34, n° 9, 173-179.

- CHO, B.D.; FANE, A.G. (2002). Fouling of transients in nominally sub critical flux operation of a membrane bioreactor. *Journal of Membrane Science*, 209, 391-403.
- CHU,L.B.; YANG,F.L.; ZHANG,X.W. (2005). Anaerobic treatment of domestic wastewater in a membrane –coupled expended granular sludge bed (EGSB) reactor under moderate to low temperature. *Process Biochemistry*, 40, 1063-1070.
- CICEK,N.; WINNEN,H.; SUIDAN,M.T.; WERENN, V.U.; MANEM,J. (1998). Effectiveness of the membrane bioreactor in the biodegradation of high molecular weight compounds. *Water Research*, 32, n. 5, 1553-1563.
- COTÊ, P.; BUISSON,H., PRADERIE, M. (1998). Immersed membranes activated sludge process applied to the treatment of municipal wastewater. *Water Science and Technology*, 41, n. 4-5, 437-442.
- CZEKAJ, P.; LOPES,F.; GUELE,C. (2001). Membrane fouling by turbidity constituents of beer and wine characterization and prevention by means of infrasonic pulsing. *Journal of Food Engineering*, 49, 25-36.
- DEFRANCE,L.; JAFFRIN, M.Y.(1999). Comparison between of filtrations at fixed transmembrane pressure and fixed permeate flux: application to a membrane bioreactor used for wastewater treatment. *Journal of Membrane Science*, 152, 203-210.
- DILALLO, R.; ALBERTSO, O.E. (1961) Volatile acids by direct trititation. *Journal Journal Water Pollution Control Federation*, v 33, 356-365.
- DRIOLI, E. (1995). Effective membrane processes: New perspectives. *Membrane Technology: Applications to Industrial Wastewater Treatment*. Edited by Ana Caetano, Maria Norberta De Pinho, Enrico Drioli and Herbert Muntau. Environmental Science and Technology. Kluwer Academic Publishers. Netherlands.
- FORESTI, E. (2001). Anaerobic treatment of domestic sewage: established technologies and perspectives. In: *Proc. of the 9th World Congress on Anaerobic Digestion–Anaerobic Conversion for Sustainability*. Antwerp, Belgium, September 2–6, 2001, . 37–42.motives and perspectives. *World J. Microbiol. Biotechnol.* 15, 523–534.
- FREY, J. M.; SHMITZ, P.(2000). Particle transport and capture at the membrane surface in cross flow microfiltration. *Chemical Engineering Science*, 55, 4053-4065.

- FUCHS, W.; BINDER, H.; MAVRIAS, G.; BRAUN, R. (2003). Anaerobic treatment of wastewater with high organic content using a stirred tank reactor coupled with a membrane filtration unit. *Water Research*, 37.
- GAETA, S. N. (1995). The industrial development of polymeric membranes and membrane modules for reverse osmosis and ultrafiltration. *Membrane Technology: Applications to Industrial Wastewater Treatment*. Edited by Ana Caetano, Maria Norberta De Pinho, Enrico Drioli and Herbert Muntau. Environmental Science and Technology. Kluwer Academic Publishers. Netherlands.
- GANDER, B. JEVERSON, S. JUDD (2000). Aerobic MBRs for domestic wastewater treatment: a review with cost considerations *Separation and Purification Technology*, 18, 119–130.
- GONÇALVES, R.F.; CHERNICHARO, C.A.L.; ANDRADE NETO, C.O.; ALEM SOBRINHO, P.; KATO, M.T.; COSTA, R.H.R.; AISSE, M.M. ZAIAT, M. (2001). Pós-tratamento de efluentes de reatores anaeróbios por reatores com biofilme. *Esgoto- Pós-tratamento de efluentes de reatores anaeróbios. PROSAB 2- capítulo 4*; 171-271.
- HUANG, X.; GUI, P.; QIAN, YI (2001). Effect of sludge retention time on microbial behaviour in a submerged membrane reactor. *Process Biochemistry*, 36, 1001-1006.
- INGMAR, H.H.; TRAGARDR, G.; TRAGARDR, C. (1999). Particle transport in cross flow microfiltration: Effects of particle-particle interactions. *Chemical Engineering Science*, 51, 281-289.
- IORIO, G.; CALABRO, V. (1995). Biotechnological applications of membrane systems in the agro- food industry. *Membrane Technology: Applications to Industrial Wastewater Treatment*. Edited by Ana Caetano, Maria Norberta De Pinho, Enrico Drioli and Herbert Muntau. Environmental Science and Technology. Kluwer Academic Publishers. Netherlands.
- JIANG, T.; KENNEDY, M.D.; VAN DER MEER, W.G.J. (2003). The role blocking and cake filtration in MBR fouling. *Desalination*, 157, 335-343,
- KANG, I.J.; YOON, S.H.; LEE, C.H. (2002). Comparison of filtration characteristics of organic and inorganic membranes in a membrane-coupled anaerobic bioreactor. *Water Research*, 36, 1803- 1813.

- KOCADAGISTAN, B. KOCADAGISTAN, E.; TOPCU, N.; DEMIRCI OGLU, N. (2005). Wastewater treatment with combined upflow anaerobic fixed-bed and suspended aerobic reactor equipped with a membrane unit. *Process Biochemistry*, 40, 177-182.
- LAPOLLI, F.R. (1998). Biofiltração e microfiltração tangencial para tratamento de esgotos sanitários. Tese de doutorado apresentada à Escola de Engenharia de São Carlos da Universidade de São Paulo. São Carlos.
- LEE, S.M.; JUNG, J.Y.; CHUNG, Y.C. (2001). Novel method for enhancing permeate flux of submerged membrane system in two-phase anaerobic reactor. *Water Research*, 35, 471-477.
- LEE, J.; AHN, W.Y.; LEE, C.H. (2001). Comparison of the filtration characteristics between attached and suspended growth microorganisms in submerged membrane bioreactor. *Water Research*, 35, n° 10, 2435-2445.
- LEVINE, A.D.; TCHOBANOGLOUS, G.; ASANO, T. (1985). Characterization of the size distribution of contaminants in wastewater: treatment and reuse implications. *Journal Water Pollution Control Fed.* v 57, n° 7, 805-816.
- LIAO, B.Q.; BAGLEY, D.M.; KRAEMER, H.E.; LEARD, G.G.; LISS, S.N. (2004). A review of biofouling and its control in membrane separation bioreactors. *Water Environment Research*, 76, n. 5.
- LIU, R.; HUANG, X.; WONG, C.; QIAN, YI (2000). Study on hydraulic characteristics in a submerged membrane bioreactor process. *Process Biochemistry*, 36, 249-254.
- LOZIER, J. (2000). Two approaches to indirect potable reuse using membrane technology. *Water Science Technology*, 41, n° 10-11, 149-156.
- MADAENI, S.S.; FANE, A.G.; WILEY, D.E. (1999). Factors influencing critical flux in membrane filtration of activated sludge. *Journal Chemical Technology Biotechnology*, 74, . 539-545.
- MALACK, M.H.A (2003) Technical and economic aspects of crossflow microfiltration Desalination 155, 89-94.
- MALACK, M.H.A.; ANDERSON, G.K (1996). Coagulation crossflow microfiltration of domestic wastewater. *Journal of Membrane Science*, 121, 59-70.



- MALACK, M.H.A.; ANDERSON, G.K. (1996). Use of crossflow microfiltration in wastewater treatment. *Water Research*, 31. n° 12, . 3064-3072.
- MENDONÇA, M.B.; EHRLICH, M.; CAMMAROTA, M.C.; SILVA, L.R. (1999). Formação de biofilmes de ocre em geotexteis. *Geossintéticos 99- 1º Simpósio Sul Americano de Geossintéticos e 3º Simpósio Brasileiro de Geossintéticos*. Rio de Janeiro. 19 a 22 de outubro.
- METCALF ; EDDY (2003). *Wastewater Engineering: Treatment, Disposal and reuse*. 4 ed., New York, McGraw-Hill, 1334p.
- MUDADO SILVA, C. (2000). Utilização de membranas sintéticas na indústria de papel e celulose. *O Papel*, . 56-61.
- MULLIGAN, C.N.; YONG, R.N.; GIBBS, B.F. (2001). Remediation technologies for metal- contaminated soils and groundwater: an evaluation. *Engineering Geology*, 60, 193-207.
- NAGAOKA, H. (1999). Nitrogen removal by submerged membrane separation activated sludge process. *Water Science and Technology*, 39, n° 08, 107-114.
- NAGATA, N.; HEROUVIS, K.J.; DZIEWULSKI, D.M.; BELFORT, G. (1989). Crossflow membrane microfiltration of a bacterial fermentation broth. *Biotechnology Bioengineering*, 34, 447-446.
- OH, S.E.; BRUNS, M.A.; LOGAN, B.E. (2004). Biological hydrogen production using membrane bioreactor. *Biotechnology and Bioengineering*, 87, n° 01, 119-126.
- ORGNIER, S.; WINEWSKI, C.; GRASMICK, A. (2002). Influence of macromolecule adsorption during filtration of a membrane bioreactor mixed liquor suspension. *Journal of Membrane Science*, 209, 27-37.
- PARAMESHWARAN, K.; FANE, A.G.; CHO, B.D.; KIM, K.J (2001). Analysis of microfiltration performance with constant flux processing of secondary effluent. *Water Research*, 35. n° 18, 4349-4358.
- PASSIG, F. H. (2005). Reator anaeróbio híbrido para tratamento de esgoto sanitário. Tese (doutorado), Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, 148p.

- PING GUI; XIA HUANG; YING CHEN;Y.QUIAN (2002). Effect of operational parameters on sludge accumulation on membrane surfaces in a submerged membrane bioreactor. *Desalination*, 151, .185-194.
- PIRON, E.; RENE, F.; LATRILLE, E (1995).A cross flow microfiltration model based on integration of the mass transport equation. *Journal of Membrane Science*, 108, 57-70.
- RAWLE, A. (sem data).Basic principles of particle size analysis. <http://www.malvern.co.uk/Malvern/kaasi.nsf>.
- RIPLEY,L.E.; BOYLE, W.C., CONVERSE,I.C. (1986). Improved alkanimetric monitoring for anaerobic digestion of high strength wastes.*Journal of Water Pollution Control Federation*, 58, 406-411.
- RENE, F.; LALANDE, M (1991). Momentum and mass transfer during ultrafiltration dextran with tubular mineral membranes in turbulent flow regime. *Journal of Membrane Science*, 56, .29-48.
- RIBEIRO,R.(2001) Influencia do tipo de substrato na dinâmica de formação do biofilme em matrizes de espuma de poliuretano. Dissertação de mestrado, Escola de Engenharia de São Carlos-USP-São Carlos.
- RHOIDA ECO SERVICES GROUPE (1998). A new development in membrane bioreactors: Increasing the capacity of existing biological treatment plants. *Filtration and Separation*, 792-795.
- ROSENBERGER, S.; KRAUME, M.(2002). Filtrability by of activated sludge in membrane bioreactors. *Desalination*, 151,195-200.
- SANTANA, A.(2004). Metodologia para avaliar hidrofobicidade de materiais poliméricos. Dissertação de mestrado, Dissertação de mestrado, Escola de Engenharia de São Carlos-USP-São Carlos.
- SILVA, A.J.; ZAIAT,M.(2002). Avaliação de materiais suporte para a imobilização de bactérias redutoras de sulfato e arqueas metanogênicas I Seminário do projeto temático: Desenvolvimento análise, aprimoramento e otimização de reatores anaeróbios para tratamento de águas residuárias.

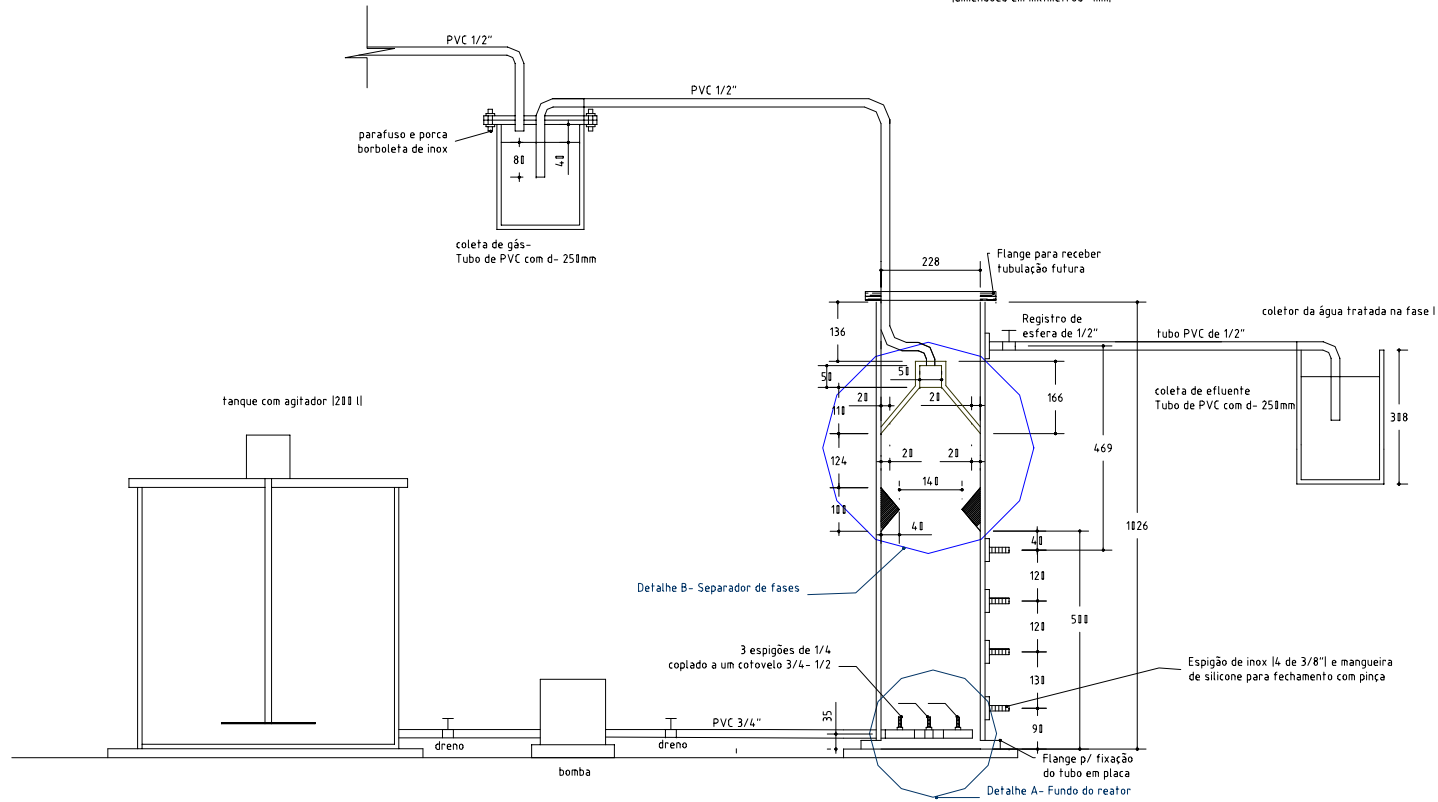
- SILVA, C.S.; REEVE, D.W.; HUSAIN, H.; RABIE, H.R.(2000) Model for flux prediction in high shear microfiltration system. *Journal of Membrane Science*, 173, 87-98.
- SCHROEN, C.G.P.H.; WIJERS,M.C.; STUART, M.A.C.;VAN DER PADT, A.;VAN'T RIET, K(1993). Membrane modification to avoid wet ability changes due to protein adsorption in an emulsion membrane bioreactor *Journal of Membrane Science*, 80, 265-274.
- SOUSA, J.T. (1996). Pós-tratamento de efluente de reator anaeróbio de fluxo ascendente em reator aeróbio seqüencial em batelada e coluna de lodo anaeróbio para desnitrificação. Tese de doutorado apresentada à Escola de Engenharia de São Carlos-USP.
- TARDIEU, E.; GRASMICK,A.; GEUGEY,V.;MANEM,J.(1998). Hydrodynamic control of bioparticle deposition in a membrane bioreactor applied to wastewater treatment. *Journal of Membrane Science*, 147, .01-12.
- TAO JIANG; KENNEDY, M.D.;VAN DER MEER, W.G.J.; VANROLLEGHEM,P.A.;SHIPPERS, J.C. (2003) The role of blocking and cake filtration in membrane bioreactor fouling.*Desalination*, 157, .335-343.
- VAN DIJK, L. & RONCKEN, G.C.G. (1997). Membrane bioreactors for wastewater treatment: the state of the art and new developments. *Water Science and Technology*. Vol. 35, n. 10, 35-41.
- WEN, C.; HUANG,X.; QIAN, YI (1999). Domestic wastewater treatment using an anaerobic bioreactor coupled with membrane filtration. *Process Biochemistry*, 35, . 335-340.
- WHITE, D.M.; PILON, T.A.; WOOLARD, G. (2000). Biological treatment of cyanide containing waste water". *Water Research*, Vol. 34, n°.7, 2105-2109.
- WISNIEWSKI,C.; GRASMICK,A.; CRUZ,A.L. (2003). Critical particle size in membrane bioreactors: Case of a denitrifying bacterial suspension. *Journal Membrane Science*, 178, .141-150.
- WILDER, P. A. (1995). Technology of membrane biofilm reactors operated under periodically changing process conditions. *Water Science Technology*, Vol. 31, n°.1, 173-183.

- WINTGENS, T.;ROSEN,J.;MELEN,T.;BREPOLS,C.;DRINSLA,K.;ENGELHARDT,. (2003). Modeling of a membrane bioreactor system for municipal wastewater treatment .*Journal Membrane Science*,216, .55-65.
- ZEMAN,L.J.; ZYDNEY,A.L. (1996). *Microfiltration and ultrafiltration:Principles and applications*.Editora Deckker.
- ZAROOK, S.M.; SHAIKH, A.A. (1997). Analyses and comparison of biofilter model. *The Chemical Engineering Journal*, 65, .55-61.

APÊNDICE A –Projeto hidráulico e mecânico do reator UASB , da unidade de filtração  
e das estruturas periféricas que compõem o bioreator anaeróbio

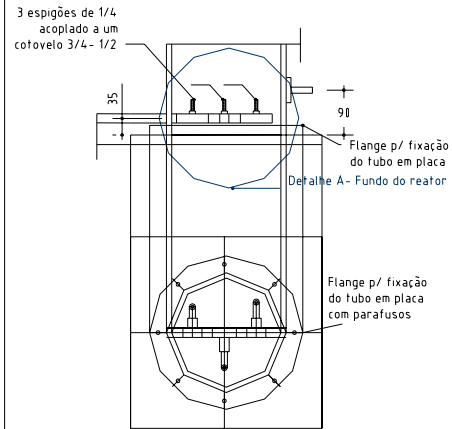
# Reator Anaeróbio com fundo plano e coletor de gás submerso

(dimensões em milímetros - mm)

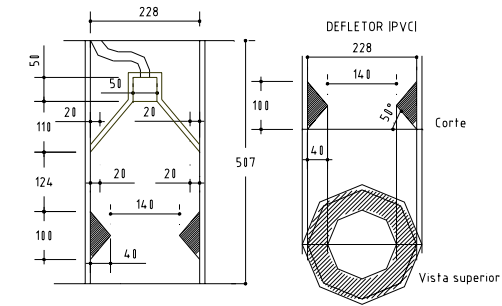


# Detalhamento do reator UASB Dimensões em milímetros - mm

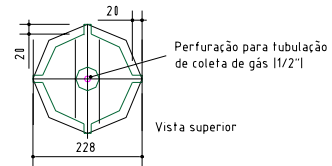
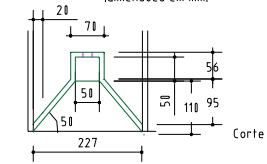
Detalhe A- Fundo do reator

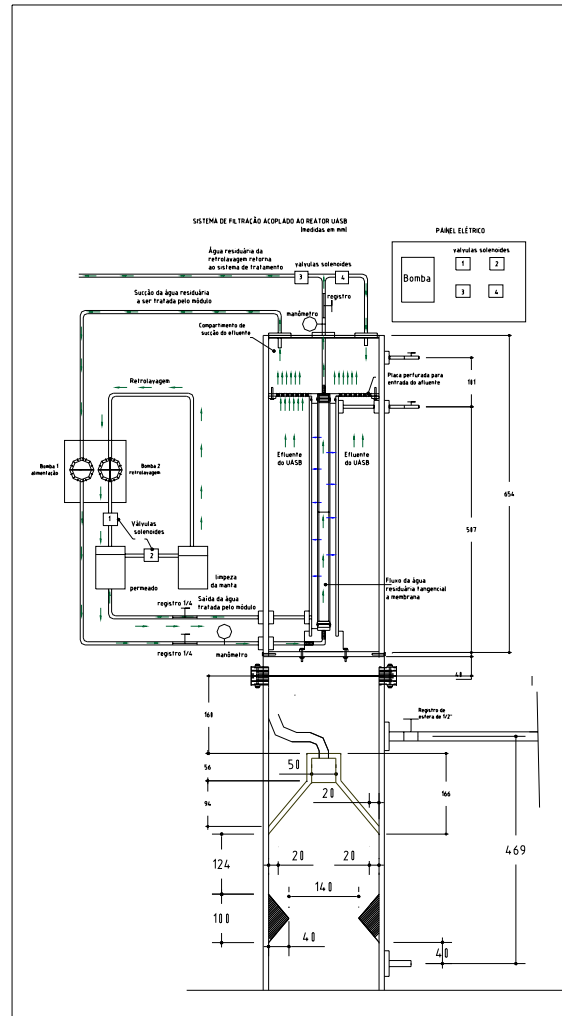


Detalhe B- Separador de fases

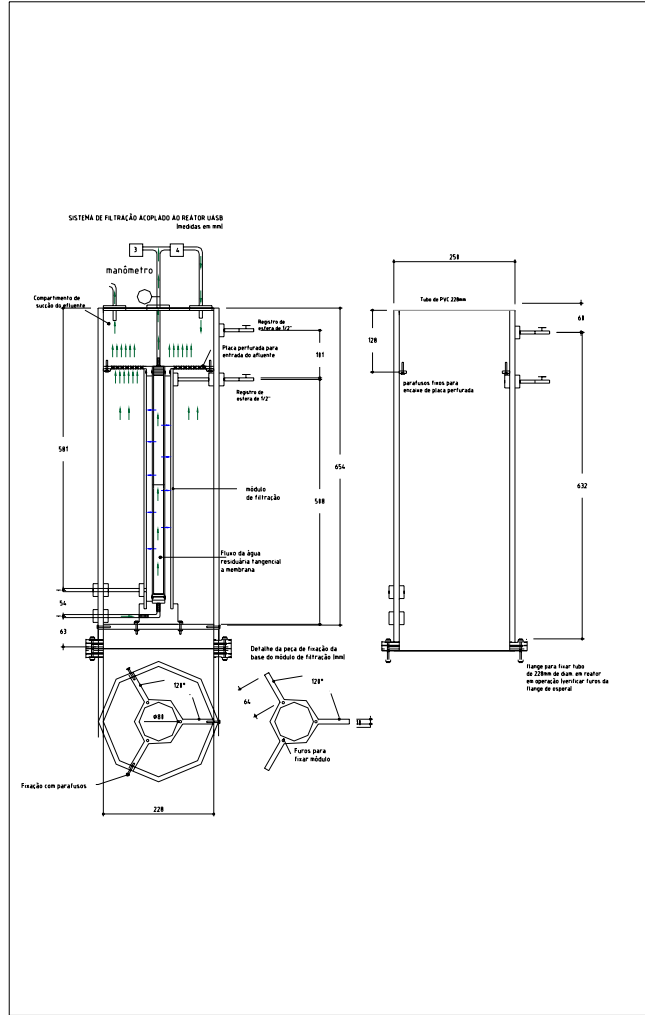


Peça cilíndrica e cônica acopladas IPVC - espessura 10mm  
Dimensões em mm













APÊNDICE B –Descrição e resultados dos ensaios de determinação granulométrica do efluente do reator UASB e dos ensaios de porosimetria (tamanho de poros e porosidade) das mantas poliméricas.

## B.1. Ensaios para a determinação granulométrica das partículas presentes no efluente do reator UASB

### B.1.1. Ensaio de difração a laser

O ensaio de determinação granulométrica por difração à laser foi realizado pelo Laboratório de Caracterização Tecnológica-USP-SP (LCT-USP-SP).

Durante o mês de janeiro, três amostras do efluente do reator UASB (operação estável) foram enviadas semanalmente ao LCT-USP-SP, totalizando um total de doze amostras de 1000 mL cada.

Neste ensaio (Figura 55), a amostra foi homogeneizada (mistura com agitador) e injetada no aparelho da marca Malvern (mastersizer S). O aparelho emitiu feixes de luz sobre as partículas e somente parte deste feixe foi transmitida, formando ângulos entre esses dois feixes de luz (luz emitida e luz transmitida). Esses ângulos foram convertidos em tamanho de partículas (diâmetro), onde quanto maior o ângulo formado, menor o tamanho da partícula.

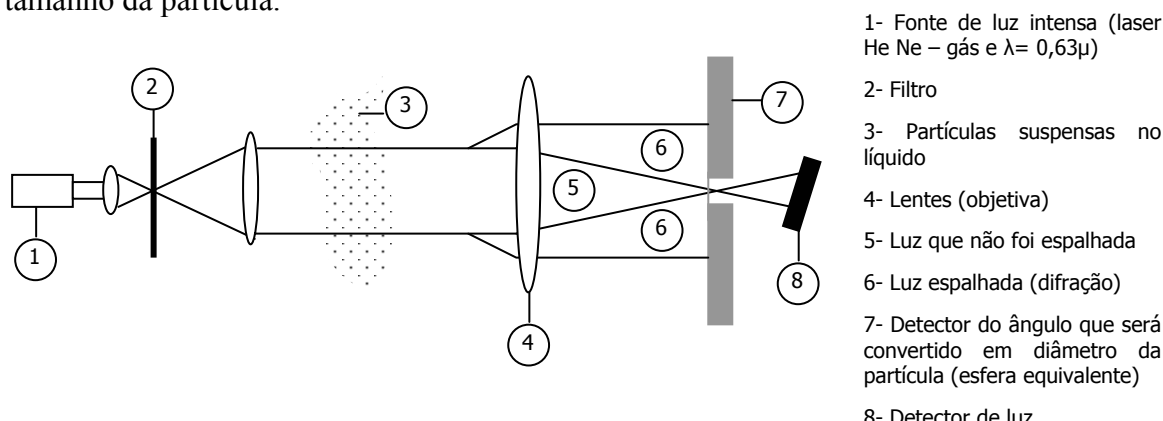


Figura 55- Esquema do equipamento de difração a laser: Adaptado de Rawle (sem data)

Esta técnica foi capaz de detectar partículas com diâmetro entre  $0,05\ \mu\text{m}$  a  $3500\ \mu\text{m}$  em um único equipamento. Entretanto, das doze amostras enviadas para o ensaio, somente duas puderam ser lidas e mesmo assim os resultados foram incongruentes se comparados com os resultados de filtração seriada e de filtração com o módulo acoplado no reator UASB. O número de amostras coletadas correspondeu a um período de quatro semanas de operação estável do reator UASB.

Os resultados da análise de tamanho de partículas obtidos nas duas amostras são apresentados nas Tabelas 22 e 23 e nas Figuras 56 e 57.

Tabela 22- Análise do tamanho de partículas: Amostra 1

Detalhes do Sistema							
Range Lens: 300RF mm	Beam Length: 2.40 mm	Sampler:		Obscuration: 12.8 %			
Presentation: 3PFD	[Particla R.L. = ( 1.5960, 0.0100)];	Dispersant R.L. = 1.3300]		Residual: 0.655 %			
Analysis Model: Polydispense							
Modifications: None							
Resultados Estatísticos							
Tipo de Distribuição: Volume	Concentração= 0.0350 %/Vol	Densidade= 2.650 g /cub. cm		Superf. Espec.= 0.1095 sq. m /g			
Diâmetros Médios:	D [v, 0.1] = 14.14 um	D (v, 0.5) = 23.82 um		D (v, 0.9) = 330.43 um			
D [4, 3] = 103.28 um	D [3, 2] = 30.68 um	Span = 1.328E+01		Uniformidade = 3.604E+00			
Diâm. Inferior (um)	No. Intervalo %	Diâm. Superior (um)	Acum. Abaixo %	Diâm. Inferior (um)	No. Intervalo %	Diâm. Superior (um)	Acum. Abaixo %
0.06	0.00	0.08	0.00	6.63	0.22	7.72	2.49
0.06	0.00	0.07	0.00	7.72	0.49	9.00	2.94
0.07	0.00	0.08	0.00	9.00	0.94	10.48	3.88
0.08	0.00	0.09	0.00	10.48	1.94	12.21	5.81
0.09	0.00	0.11	0.00	12.21	4.39	14.22	10.20
0.11	0.00	0.13	0.00	14.22	9.08	16.57	19.28
0.13	0.00	0.15	0.00	16.57	13.79	19.31	33.08
0.15	0.00	0.17	0.00	19.31	19.34	22.49	46.32
0.17	0.00	0.20	0.00	22.49	8.89	26.20	55.21
0.20	0.00	0.23	0.00	26.20	5.21	30.53	60.42
0.23	0.00	0.27	0.00	30.53	3.02	35.56	63.44
0.27	0.00	0.31	0.00	35.56	1.71	41.43	65.15
0.31	0.00	0.36	0.00	41.43	0.95	48.27	66.10
0.36	0.00	0.42	0.00	48.27	0.54	56.23	66.64
0.42	0.00	0.49	0.00	56.23	0.40	65.51	67.04
0.49	0.00	0.58	0.00	65.51	0.69	76.32	67.73
0.58	0.00	0.67	0.00	76.32	0.94	88.91	68.68
0.67	0.00	0.78	0.00	88.91	1.31	103.58	69.97
0.78	0.06	0.91	0.06	103.58	1.73	120.67	71.70
0.91	0.11	1.08	0.17	120.67	2.15	140.58	73.85
1.08	0.17	1.24	0.34	140.58	2.48	163.77	76.31
1.24	0.22	1.44	0.56	163.77	2.71	190.80	79.02
1.44	0.27	1.68	0.83	190.80	2.92	222.28	81.94
1.68	0.31	1.95	1.14	222.28	3.08	258.95	85.02
1.95	0.34	2.28	1.48	258.95	3.13	301.68	88.15
2.28	0.31	2.65	1.79	301.68	3.07	351.48	91.23
2.65	0.21	3.09	2.00	351.48	2.85	409.45	94.08
3.09	0.09	3.60	2.09	409.45	2.42	477.01	96.50
3.60	0.03	4.19	2.13	477.01	1.80	555.71	98.31
4.19	0.00	4.88	2.13	555.71	1.18	647.41	99.47
4.88	0.03	5.69	2.16	647.41	0.53	754.23	100.00
5.69	0.10	6.63	2.26	754.23	0.00	878.67	100.00

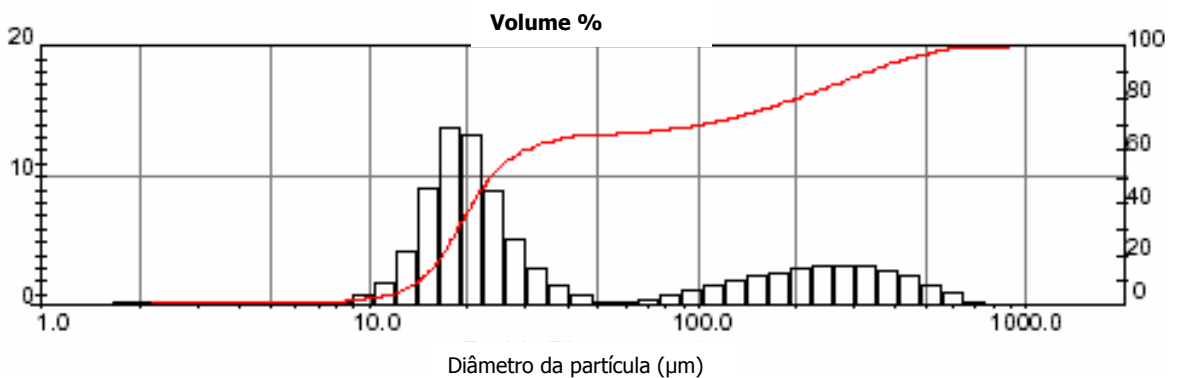


Figura 56-Curva granulométrica das partículas na amostra 1

Tabela 23- Análise do tamanho de partículas: Amostra 2

Detalhes do Sistema							
Range Lens: 300RF mm	Beam Length: 2.40 mm	Sampler:		Obscuration: 16.9 %			
Presentation: 3PFD	[Particle R.I.] = ( 1.5960, 0.0100);	Dispersant R.I. = 1.3300]		Residual: 0.536 %			
Analysis Model: Polydispense							
Modifications: None							
Resultados Estatísticos							
Tipo de Distribuição: Volume	Concentração= 0.0447 %/ml	Densidade= 2.690 g /cub. cm	Superf. Espec.= 0.1135 sq. m /g				
Diâmetros Médicos:	D (v, 0.1) = 10.18 um	D (v, 0.5) = 34.73 um	D (v, 0.9) = 255.32 um				
D [4, 3] = 90.39 um	D [3, 2] = 19.95 um	Span = 7.058E+00	Uniformidade = 2.069E+00				

Diâm. Inferior (um)	No. Intervalo %	Diâm. Superior (um)	Acum. Abaixo%	Diâm. Inferior (um)	No. Intervalo %	Diâm. Superior (um)	Acum. Abaixo%
0.05	0.00	0.06	0.00	6.63	1.93	7.72	5.93
0.06	0.00	0.07	0.00	7.72	1.94	9.00	7.87
0.07	0.00	0.08	0.00	9.00	2.72	10.48	10.59
0.08	0.00	0.09	0.00	10.48	3.60	12.21	14.19
0.09	0.00	0.11	0.00	12.21	4.55	14.22	18.74
0.11	0.00	0.13	0.00	14.22	5.37	16.57	24.10
0.13	0.00	0.15	0.00	16.57	5.84	19.31	29.95
0.15	0.00	0.17	0.00	19.31	5.87	22.49	35.82
0.17	0.00	0.20	0.00	22.49	5.52	26.20	41.34
0.20	0.00	0.23	0.00	26.20	4.96	30.53	46.29
0.23	0.00	0.27	0.00	30.53	4.34	35.56	50.63
0.27	0.00	0.31	0.00	35.56	3.77	41.43	54.40
0.31	0.00	0.36	0.00	41.43	3.31	48.27	57.71
0.36	0.00	0.42	0.00	48.27	3.00	56.23	60.72
0.42	0.00	0.49	0.00	56.23	2.84	65.51	63.55
0.49	0.00	0.58	0.00	65.51	2.78	76.32	66.34
0.58	0.00	0.67	0.00	76.32	2.81	88.91	69.15
0.67	0.00	0.78	0.00	88.91	2.89	103.58	72.04
0.78	0.02	0.91	0.03	103.58	2.99	120.67	75.03
0.91	0.06	1.06	0.09	120.67	3.07	140.58	78.10
1.06	0.11	1.24	0.21	140.58	3.12	163.77	81.22
1.24	0.17	1.44	0.38	163.77	3.12	190.80	84.34
1.44	0.24	1.68	0.62	190.80	3.05	222.28	87.38
1.68	0.30	1.95	0.92	222.28	2.88	258.95	90.26
1.95	0.35	2.28	1.26	258.95	2.59	301.68	92.85
2.28	0.37	2.65	1.63	301.68	2.21	351.46	95.06
2.65	0.36	3.09	1.99	351.46	1.79	409.45	96.85
3.09	0.36	3.60	2.35	409.45	1.38	477.01	98.23
3.60	0.37	4.19	2.71	477.01	0.97	555.71	99.20
4.19	0.43	4.88	3.14	555.71	0.57	647.41	99.78
4.88	0.58	5.69	3.72	647.41	0.21	754.23	99.97
5.69	0.89	6.63	4.61	754.23	0.03	878.67	100.00

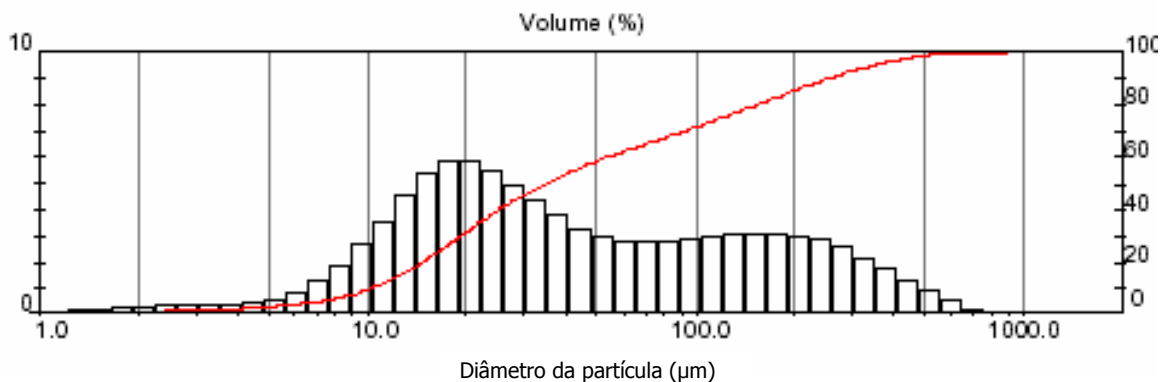


Figura 57-Curva granulométrica das partículas na amostra 2

O diâmetro médio das partículas foi obtido a partir da somatória do diâmetro de um conjunto de esferas de volume equivalente e a partir da somatória do diâmetro de um conjunto de esferas de superfície equivalente. O cálculo do diâmetro médio considerando o volume e a superfície de esferas equivalentes é apresentada nas equações B.1 e B.2.

$$D[4,3] = \sum_1^n \frac{dv_n^4}{dv_n^3} \quad \text{equação B.1}$$

$$D[3,2] = \sum_1^n \frac{ds_n^3}{ds_n^2} \quad \text{equação B.2}$$

Onde:

$dv$ - diâmetro de uma esfera com volume equivalente à partícula;

$ds$ - diâmetro de uma esfera com área superficial equivalente à partícula;

$n$ - número da partícula.

Verifica-se a partir da equação B.1 ( $D[4,3]$ ), que o diâmetro médio para as duas amostras foi de 103,3  $\mu\text{m}$  e de 90,4  $\mu\text{m}$  respectivamente. No que diz respeito ao diâmetro médio obtido a partir da equação B.2 ( $D[3,2]$ ), os valores encontrados para as duas amostras foram 20,68  $\mu\text{m}$  e de 19,95  $\mu\text{m}$  respectivamente.

Comparando esses resultados com os resultados de diâmetro médio obtido de uma população dividida em duas partes iguais ( $D[v,50]$ -distribuição normal), onde os valores foram de 23,8  $\mu\text{m}$  e de 34,7  $\mu\text{m}$  respectivamente, poderia se esperar que filtros com diâmetro médio de poros abaixo de 20  $\mu\text{m}$  seriam suficientes para reter no mínimo 50% das partículas presentes nas amostras 1 e 2. Entretanto, verificou-se na filtração seriada (item B.2) que as mantas com diâmetro médio de poros de 20  $\mu\text{m}$  não apresentou eficiência de remoção de sólidos suspensos e de DQO.

Como o número de amostras, com resultados, foi muito pequeno não foi possível utilizar estes dados para a escolha do filtro.

A distorção dos resultados pode ter ocorrido devido à homogeneização inadequada da amostra (retirou somente o sobrenadante) e devido à dificuldade de aplicação da técnica em partículas com diâmetros superiores a 3mm (ângulos de espalhamento muito pequenos).



## B.2. Ensaio de filtração seriada: Fracionamento

O ensaio de fracionamento foi realizado de acordo com Levine *et al* (1985) e consistiu em passar 500 mL de efluente do reator UASB (partículas em suspensão) através de uma série de filtros com abertura de poros conhecidas.

O sistema de filtração foi formado por um Kitassato, contendo suporte de fixação do filtro, e por uma bomba de sucção (Figura 58). Após a filtração em cada filtro foram determinadas as concentrações de sólidos suspensos totais e a DQO.

No total, foram feitas cinco coletas e para cada uma foram realizadas cinco filtrações. A série de filtros utilizados foi colocada na seguinte ordem: 72 $\mu\text{m}$ , 66 $\mu\text{m}$ , 54 $\mu\text{m}$ , 20 $\mu\text{m}$ , 8 $\mu\text{m}$ , 2 $\mu\text{m}$ , 1,2 $\mu\text{m}$  e 0,45 $\mu\text{m}$ .

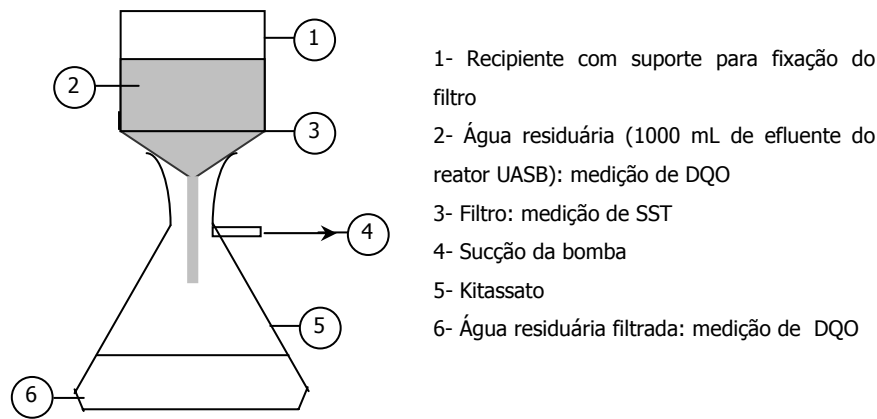


Figura 58– Esquema do sistema experimental para o ensaio de filtração seriada

Os resultados da classificação das partículas por faixa de tamanho é apresentada de duas formas: a) concentração de sólidos suspensos totais retidos em cada filtro (Figura 59) e b) concentração de DQO após a passagem do efluente por cada filtro (Figura 60)

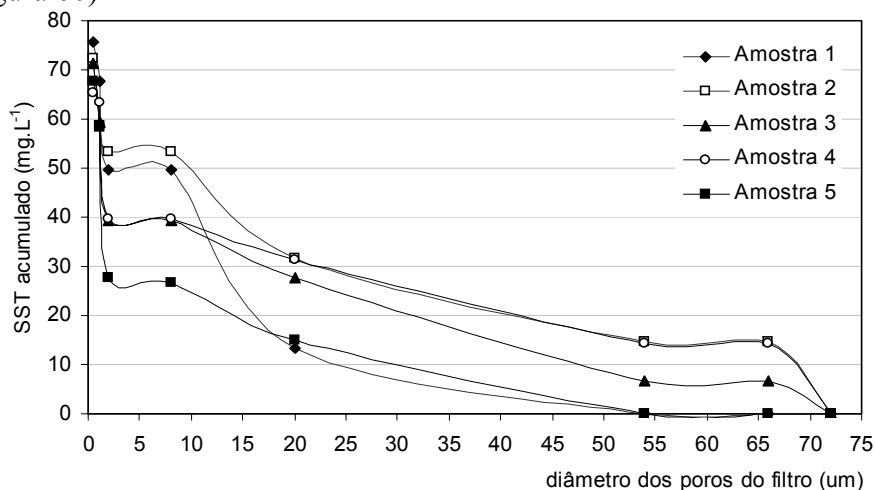


Figura 59– Concentração de sólidos totais acumulados em função da abertura do filtro

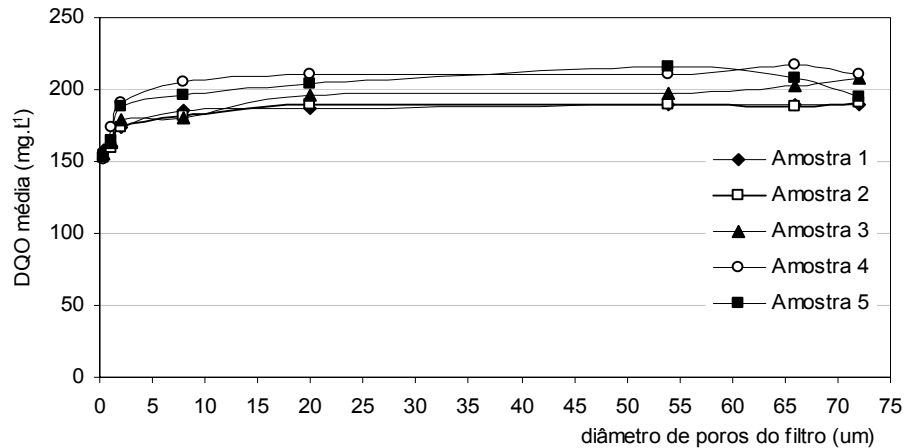


Figura 60– Concentração de DQO após a filtração em cada membrana

A partir dos resultados apresentados nas Figuras 59 e 60 verifica-se que a retenção de sólidos suspensos e a remoção de DQO foram significativas quando utilizados filtros de aberturas (diâmetro médio) menores que  $1\mu\text{m}$ .

Este ensaio, apesar da simplicidade operacional, apresentou demora na obtenção dos dados e pode ter tido distorção nos resultados, já que o volume de filtração (500mL) foi pequeno e em alguns dos filtros utilizados não foi detectada a massa de sólidos apesar de visualmente notar-se a presença dos mesmos.

### B.3. Ensaio de determinação da porosidade e do tamanho dos poros das mantas

O ensaio de porosimetria de mercúrio foi realizado no Centro de Caracterização e desenvolvimento de materiais UFSCar /Unesp (CCDM em São Carlos-SP) e aplicado nos três materiais escolhidos para a filtração, ou seja, nas mantas de poliéster, de polipropileno e no geossintético de poliéster. Este ensaio foi utilizado para determinar a distribuição de tamanho e volume de poros através da intrusão e extrusão do mercúrio sob pressão.

O equipamento utilizado foi o Poresizer 9320 da Micromeritics (equipamento hidráulico) acoplado a um computador para aquisição de dados e cálculos da porosidade e tamanho de poros de cada material. Este ensaio é capaz de medir poros com diâmetro de  $6\mu\text{m}$  a  $360\mu\text{m}$  a baixas pressões (0 a 30 psi) e de  $0,006\mu\text{m}$  a  $6\mu\text{m}$  utilizando altas pressões (30 a 30000 psi).

A porosimetria de mercúrio indicou somente os poros abertos à superfície externa das amostras e os resultados para cada manta são apresentados na Tabela 23.

Tabela 23-Resultados do ensaio de porosimetria de mercúrio

Amostras	Área total de poros ( $\text{m}^2 \cdot \text{g}^{-1}$ )	Diâmetro médio ( $\mu\text{m}$ )	Média do diâmetro ( $\mu\text{m}$ )	Densidade do material ( $\text{g} \cdot \text{mL}^{-1}$ )	Densidade do esqueleto ( $\text{g} \cdot \text{mL}^{-1}$ )	Porosidade (%)
Poliéster	33,18	66,9	0,34	0,26	0,95	73,17
Polipropileno	8,93	72,12	0,61	0,28	0,46	38,69
Geossintético de poliéster	29,70	54,41	0,31	0,32	1,25	74,05

Obs: Dados emitidos em 29/01/2004

O significado de cada um desses parâmetros é:

- Área total de poros: é a soma de todos os valores de áreas de poro;
- Diâmetro médio: corresponde ao valor de 50% do volume total de intrusão, no gráfico de Volume de intrusão acumulado em função do diâmetro dos poros (os gráficos não foram fornecidos pelo CCDM);
- Média do diâmetro: corresponde ao valor obtido da relação entre volume do poro cilíndrico ( $4V$ ) e área total do poro ( $A$  total), ou seja,  $4V \cdot A^{-1}$ ;
- Densidade da amostra: é a densidade do corpo incluindo todos os poros do material (abertos e fechados);
- Densidade do esqueleto: é a densidade do corpo excluindo todos os poros do material (abertos e fechados);
- Porosidade: Fração da área de manta ocupada por poros.

De acordo com a Tabela 3 verifica-se que os diâmetros dos poros para as três mantas foram muito diferentes daqueles apresentados pelos fabricantes, ou seja, para as mantas de poliéster, de polipropileno e de geossintético de poliéster o diâmetro médio de poros encontrados foram de  $66,9\mu\text{m}$ , de  $72,1\mu\text{m}$  e de  $54,4\mu\text{m}$  e os fabricantes especificam essas manta com diâmetro médio de poros de  $1\mu\text{m}$ .

Para avaliar se o diâmetro médio dos poros das mantas estava próximo ao valor encontrado no ensaio de porosimetria ou se estava próximo ao valor fornecido pelos fabricantes, foi realizado ensaio de filtração do efluente do reator UASB nas mantas de estudo (filtração tangencial) e este comparado com ensaio nas membranas com diâmetros de poros de  $1,2\mu\text{m}$  utilizada para avaliar SST de acordo com o *Standard Methods* (1998). Os resultados, apresentados no item B.4, foram muito próximos. Assim os ensaios de porosimetria não foram utilizados para análise dos materiais de filtração.

APÊNDICE C – Tabelas resumo dos resultados obtidos para as características de filtração e para o desempenho de tratamento em cada manta de filtração

Determinação da resistência da manta (Rm) para diferentes fluxos e velocidades em membrana de polipropileno com 0,12m de comprimento utilizando água potável

Inversor de frequência- Hertz	Temperatura da água (°C) -valor médio	Vazão no medidor (leitura em m3/h)	Vazão de entrada medido (m3/h)	Velocidade na entrada do tubo filtro	Pressão transmembrana (AP) cmHg	Tempo de operação (horas)	Volume do permeado (l)- Vp	Volume da água de retorno (l)-Vr	área da membrana (m2)	Fluxo do permeado-Jm (l/m2h)	Fluxo total de entrada-Jw (l/m2h)	Rm- AP/η Jm (m-1)	η (viscosidade-g/ms)
30	27	0,25	11,1168	0,1370524	6,800	0,08333333	15,44	0	0,009575597	19349,18563	322,4864272	0,000411277	0,854
35	27,2	0,405	18,576	0,2220249	11,400	0,08333333	25,8	0	0,009575597	32332,18842	538,869807	0,000412627	0,854
40	27,2	0,495	22,7952	0,2713637	15,400	0,08333333	31,66	0	0,009575597	39675,85603	661,2642671	0,000454237	0,854
45	27,5	0,545	26,766	0,2987742	18,700	0,08333333	32,4	4,775	0,009575597	40603,21337	776,45291	0,000550903	0,836
50	27,8	0,75	34,416	0,4111572	29,000	0,08333333	23,6	24,2	0,009575597	29575,18011	998,3711929	0,001172909	0,836

Resistência na manta após limpeza hidráulica (água potável)- polipropileno

Rt	Rm	Temperatura do permeado (°C) -valor médio	Vazão no medidor (leitura em m3/h)	Pressão transmembrana (AP)cmHg - Entrada e saída	Tempo de operação (horas)	Volume do permeado (l)- Vp	área da membrana (m2)	Fluxo do permeado-Jt (l/m2h)	Rm+ Rf= AP/η Jt (m-1)	η (viscosidade-g/ms)	Rc= Rt- (Rm+Rf)	Rf= Rt- Rm
0,07446131	0,00045424	26,5	0,48	12,5	4	8,8	0,009575597	229,7506929	0,062927134	0,8646	0,0115342	0,0624

Após limpeza da membrana com HCL-pH 2

Inversor de frequência- Hertz	Temperatura da água (°C) -valor médio	Vazão no medidor (leitura em m3/h)	Pressão transmembrana (AP) cmHg	Tempo de operação (h)	Volume do permeado (l)- Vp	área da membrana (m2)	Fluxo do permeado-J (m+f) (l/m2h)	Fluxo total de entrada-Jw (l/m2min)	Rm+f= AP/η Jm (m-1)	η (viscosidade)
30	25									
35	28	0,45	7,800	1	1,275	0,009575341	133,15453	133,15453	0,070070042	0,836
40	33	0,56	8,400	3	5,18	0,009575341	180,3243047	180,3243047	0,061920429	0,7523
45	35	0,58	16,500	1	1,36	0,009575341	142,0314987	142,0314987	0,160790884	0,7225
50	36	0,67	22,500	1,1666	2,87	0,009575341	256,9245982	256,9245982	0,123605267	0,7085

Após limpeza da membrana com hipoclorito de sódio 5%

Inversor de frequência- Hertz	Temperatura da água (°C) -valor médio	Vazão no medidor (leitura em m3/h)	Pressão transmembrana (AP) cmHg	Tempo de operação (hora)	Pressão transmembrana (AP) cmHg	Tempo de operação (hora)	Volume do permeado (l)- Vp	Volume da água de retorno (l)-Vr	área da membrana (m2)	Fluxo do permeado-Jm+f (l/m2h)	Rr- AP/η Jf+m (l/m)	η (viscosidade-g/ms)
30	27	0,35	0,4	0,1	0,400	0,1	20	0	0,009575597	20886,42663	2,241E-05	8,55E-1
35	27,2	0,4	4,7	0,08333333	4,700	0,08333333	20	0	0,009575597	25063,71196	0,0002195	8,55E-1
40	27,8	0,48	12,5	0,05833333	12,500	0,05833333	20	0	0,009575597	35805,30279	0,0004176	8,36E-1
45	28	0,52	13,5	0,05333333	13,500	0,05333333	20	1,16	0,009575597	39162,04993	0,0004123	8,36E-1
50	28	0,6	21	0,05166667	21,000	0,05166667	20	6,56	0,009575597	40425,34186	0,0006214	8,36E-1

Determinação da resistência da membrana (Rm) para diferentes fluxos e velocidades em geossintético de poliéster com 0,12m de comprimento utilizando água potável

Inversor de frequência- Hertz	Temperatura da água (°C) -valor médio	Vazão no medidor (leitura em m3/h)	Velocidade na entrada do tubo filtro	Pressão transmembrana (AP)cmHg	Tempo de operação (minutos)	Volume do permeado (l)-Vp	Volume da água de retorno (ml)- Vr	área da membrana (m2)	Fluxo do permeado-Jm (l/m2h)	Rm- AP/η Jm (m-1)	η (viscosidade) g/ms
30	26,5	0,35	0,19187334	2,500	0,061111111	15	-	0,009575341	25634,02717	0,000111625	0,8737
35	28	0,37	0,20283753	5,600	0,053333333	15	-	0,009575341	29372,3228	0,000228057	0,836
40	28,2	0,44	0,2412122	10,000	0,046111111	15	-	0,009575341	33972,8071	0,000352097	0,836
45	28,5	0,52	0,28506896	12,300	0,041944444	15	600	0,009575341	37347,58926	0,000398233	0,827
50	28	0,57	0,31247944	17,400	0,041111111	15	2800	0,009575341	38104,63499	0,000546217	0,836

Resistência na manta após limpeza hidráulica (água potável)- polipropileno

Rt (m-1)	Rm (m-1)	Temperatura do permeado (°C) - valor médio	Vazão no medidor (leitura em m3/h)	Pressão transmembrana (AP)cmHg - Entrada e saída	Tempo de operação (horas)	Volume do permeado (l)- Vp	área da membrana (m2)	Fluxo do permeado-Jt (l/m2h)	Rm+ Rf= AP/η Jt (m-1)	η (viscosidade) g/ms	Rc= Rt- (Rm+Rf)	Rf= Rt- Rm
0,01630027	0,0003521		26	0,46	11	2,26	40	0,009575597	1848,356339	0,006883222	0,8646	0,0094171

Após limpeza da membrana com HCL-pH 2

Inversor de frequência- Hertz	Temperatura da água (°C) -valor médio	Vazão no medidor (leitura em m3/h)	Pressão transmembrana (AP) cmHg	Tempo de operação (horas)	Volume do permeado (l)- Vp	Volume da água de retorno (l)-Vr	área da membrana (m2)	Fluxo do permeado-Jm (l/m2h)	Fluxo total de entrada-Jw (l/m2h)	(Rm+ Rf1)- AP/η Jm (m-1)	η (viscosidade) e-g/ms )
30	26,5	0,23	2,600	0,36305556	20	0	0,009575597	5752,956072	417,7285326	0,000522718	0,8646
35	27,5	0,36	5,300	0,42388889	20	0	0,009575597	4927,335247	417,7285326	0,001272486	0,8453
40	28,3	0,46	11,000	0,4425	25	0	0,009575597	5900,120517	522,1606657	0,002254376	0,827
45	29,5	0,58	17,800	0,27	20	0	0,009575597	7735,713567	417,7285326	0,002873755	0,8007
50	30	0,67	23,000	0,3	25	0	0,009575597	8702,677762	522,1606657	0,003300693	0,8007

Após limpeza da membrana com solução de hipoclorito de sódio (NaOCl)

Inversor de frequência- Hertz	Temperatura da água (°C) -valor médio	Vazão no medidor (leitura em m3/h)	Pressão transmembrana (AP) cmHg	Tempo de operação (h)	Volume do permeado (l)- Vp	Volume da água de retorno (l)-Vr	área da membrana (m2)	Fluxo do permeado-Jm (l/m2h)	Rm +Rf1+Rf2- η (viscosidade) AP/η Jm (l/m)
30	29,8	0,28	1,300	0,07305556	15	0	0,009575597	21442,33913	7,57184E-05
35	30	0,36	6,100	0,05944444	15	0	0,009575597	26352,0336	0,000289099
40	30,3	0,46	9,200	0,04666667	15	0	0,009575597	33567,47137	0,000342294
45	31	0,52	14,400	0,04111111	15	0,64	0,009575597	38103,61615	0,000482037
50	31	0,68	23,000	0,04333333	15	7	0,009575597	36149,58455	0,000828552

Determinação da resistência da membrana (Rm) para diferentes fluxos e velocidades em poliéster com 0,12m de comprimento utilizando água potável

Inversor de frequência- Hertz	Temperatura da água (°C) -valor médio	Vazão no medidor (leitura em m3/h)	Pressão transmembrana (AP) cmHg	Tempo de operação (h)	Volume do permeado (l)- Vp	Volume da água de retorno (ml)- Vr	área da membrana (m2)	Fluxo do permeado-Jm (l/m2h)	Rm- AP/η Jm (m-1)	η (viscosidade- g/ms)
30	24,5	0,24	0,800	0,0777778	15	-	0,00957534	20141,02135	4,3904E-05	0,9047
35	25	0,37	5,700	0,0527778	15	-	0,00957534	29681,50515	0,000214881	0,8937
40	25	0,43	10,000	0,045	15	-	0,00957534	34811,64184	0,000321428	0,8937
45	25,5	0,54	14,700	0,0380556	15	675	0,00957534	41164,13123	0,000404104	0,8837
50	26,2	0,6	19,500	0,0266667	10	1960	0,00957534	39163,09707	0,000569896	0,8737

Resistência na manta após limpeza hidraulica (água potável)- poliéster

Rt (m-1)	Rm (m-1)	Temperatura do permeado (°C) -valor médio	Vazão no medidor (leitura em m3/h)	Pressão transmembrana (AP)cmHg - Entrada e saída	Tempo de operação (horas)	Volume do permeado (l)- Vp	área da membrana (m2)	Fluxo do permeado-Jt (l/m2h)	Rm+ Rf= AP/η Jt (m-1)	η (viscosidade- g/ms)	Rc= Rt- (Rm+Rf)	Rf= Rt- Rm
0,00501102	0,00032143	25	0,41	12,4	0,4	20	0,009575597	5221,606657	0,002657209	0,8937	0,0023538	0,0023

Após limpeza da membrana com HCL-pH 2

Inversor de frequência- Hertz	Temperatura da água (°C) -valor médio	Vazão no medidor (leitura em m3/h)	Pressão transmembrana (AP) mmHg	Tempo de operação (h)	Volume do permeado (l)-Vp	área da membrana (m2)	Fluxo do permeado-Jr (l/m2h)	Rr- AP/η Jr (m-1)	η (viscosidade- g/ms)
30	28	0,37	13,100	0,051666667	12	0,009575597	24255,20512	0,000646041	0,836
35	28	0,45	12,800	0,050833333	12	0,009575597	24652,83143	0,000621065	0,836
40	29	0,56	12,800	0,042222222	12	0,009575597	29680,71153	0,000527208	0,818
45	29,3	0,58	13,100	0,0425	12	0,009575597	29486,71995	0,000543115	0,818
50	30	0,67	13,100	0,045833333	12	0,009575597	27342,23122	0,000598367	0,8007

Após limpeza da membrana com NaOCl

Inversor de frequência- Hertz	Temperatura da água (°C) -valor médio	Vazão no medidor (leitura em m3/h)	Pressão transmembrana (AP) mmHg	Tempo de operação (minutos)	Volume do permeado (l)-Vp	área da membrana (m2)	Fluxo do permeado- Jr(l/m2h)	Rr- AP/η Jr (m-1)	η (viscosidade- g/ms)
30	27	0,34	12,600	0,050555556	10	0,009575597	20656,90546	0,000713827	0,8545
35	27,2	0,4	12,800	0,039722222	10	0,009575597	26290,60695	0,000569767	0,8545
40	27,8	0,48	13,400	0,032222222	10	0,009575597	32409,97236	0,000494561	0,836
45	28	0,52	13,200	0,03	10	0,009575597	34810,71105	0,000453581	0,836
50	28	0,61	13,700	0,028888889	10	0,009575597	36149,58455	0,000453326	0,836

Tabela resumo-polipropileno

Resistência residual nas mantas após limpeza química e porcentagem de recuperação da membrana

solução de	Rt- AP/η Jm	Rm	Fluxo após limpeza-	Rr- AP/η Jr	Fator de recuperação da manta (%)	Jm- fluxo da água antes de filtrar efluente
limpeza	(m-1)		Jr(l/m2h)	(m-1)		
HCL	0,07446131	0,0004542	180,3243047	0,06192043	0,454493797	39675,85603
NaOCl	0,07446131	0,0004542	35805,30279	0,0004176	90,24456277	39675,85603

Tabela resumo do geossintético de poliéster

Resistência residual na manta de geossintético após limpeza química e fator de recuperação da membrana

solução de	Rm	Rt- AP/η Jm	Fluxo após limpeza- Jr	Rr- AP/η J	Fator de recuperação da manta (%)	Jm- fluxo da água antes de filtrar efluente
limpeza		(m-1)	(m-1)			
HCL	0,0003521	0,016300273	5900,120517	0,00225438	17,3671858	33972,8071
NaOCl	0,0003521	0,016300273	33567,47137	0,00034229	98,8068818	33972,8071

Tabela resumo do poliéster

Resistência residual e fator de recuperação nas mantas após limpeza química- poliester

solução de	Rt- AP/η Jm	Rm	Fluxo após limpeza- Jr	Rr- AP/η Jr (m-1)	Fator de recuperação da manta (%)	Jm- fluxo da água antes de filtrar efluente
limpeza	(m-1)		Jr(l/m2h)			
HCL	0,00501102	0,0003214	29680,71153	0,000527208	85,2608781	34811,64184
NaOCl	0,00501102	0,0003214	32409,97236	0,000494561	93,1009589	34811,64184

**Determinação do fluxo e da resistência total –polipropileno (bomba a 40Hz)**

Temperatura do permeado (°C) -valor médio	Vazão no medidor (leitura em m3/h)	Pressão transmembrana (AP)cmHg -Entrada e saída	Pressão transmembrana (AP) - Kgk/cm2	Tempo de operação (horas)	tempo de operação acumulado (horas)	Volume do permeado (l)- Vp	área da membrana (m2)	Fluxo do permeado-Jt (l/m2h)	Rt- AP/η Jt (m-1)	η (viscosidade g/ms)
23	0,4	9,5	0,0125	0,1	0,1	20	0,009575597	20886,42663	0,000486045	0,9358
26,5	0,48	11,3	0,0149	0,216666667	0,316666667	15	0,009575597	7229,91691	0,001807715	0,8646
26,8	0,52	12,4	0,0163	0,666666667	0,983333333	10	0,009575597	1566,481997	0,009263694	0,8545
32,3	0,53	12,6	0,0166	1,016666667	2	10	0,009575597	1027,20131	0,015973876	0,7679
33	0,55	12,5	0,0164	1,25	3,25	7,8	0,009575597	651,6565109	0,025497653	0,7523
27	0,54	13,4	0,0176	1,05	4,3	5	0,009575597	497,2958721	0,031533914	0,8545
32,5	0,53	13,4	0,0176	4	8,3	13,8	0,009575597	360,2908594	0,048789418	0,7623
33,2	0,53	13,5	0,0178	4,55	12,85	10,5	0,009575597	240,9972303	0,074461307	0,7523



**Determinação do fluxo e da resistência total –geossintético (bomba a 40Hz)**

Temperatura do permeado (°C) -valor médio	Vazão no medidor (leitura em m3/h)	Pressão transmembrana (AP) cmHg -Entrada e saída	Tempo de operação (h)	tempo de operação acumulado (h)	Volume do permeado (l)- Vp	área da membrana (m2)	Fluxo do permeado-Jm (l/m2h)	Rt- AP/η Jm (l/m)	η (viscosidade-g/ms)
25	0,43	14,4	0,097777778	0,097777778	30	0,009575597	32041,67722	0,00050287	0,8937
26,5	0,43	14,4	0,120277778	0,218055556	30	0,009575597	26047,7376	0,000639407	0,8646
23,5	0,4	10,3	0,173611111	0,391666667	30	0,009575597	18045,87261	0,000624336	0,9142
24,5	0,42	10,3	0,241666667	0,633333333	30	0,009575597	12963,98894	0,000878881	0,904
24,5	0,42	8,5	0,357222222	0,990555556	35	0,009575597	10232,07525	0,000918939	0,904
22,5	0,42	11,2	0,558333333	1,548888889	30	0,009575597	5611,278796	0,002108133	0,9468
24	0,41	11	0,384444444	1,933333333	25	0,009575597	6791,106924	0,001771785	0,9142
23,5	0,38	12	0,580555556	2,513888889	30	0,009575597	5396,493005	0,002403964	0,925
25	0,4	12	0,45	2,963888889	18,6	0,009575597	4316,52817	0,003110677	0,8937
31,5	0,4	10,6	2,18	5,143888889	35	0,009575597	1676,662688	0,008147014	0,776
32	0,43	10,6	5,5	10,64388889	44,6	0,009575597	846,8496615	0,016300273	0,7679

**Determinação do fluxo e da resistencia total –poliester ( bomba a 40Hz)**

Temperatura do permeado (°C) -valor médio	Pressão transmembrana (AP)cmHg - Entrada e saída	Pressão transmembrana (AP) -Kgk/cm2	Tempo de operação (horas)	tempo de operação acumulado (horas)	Volume do permeado (l)-Vp	área da membrana (m2)	Fluxo do permeado-Jt (l/m2h)	Rt- AP/η Jt (m-1)	η (viscosidade-g/ms)
19	13,2	13,2	0,062222222	0,594722222	20	0,009575341	33568,36892	0,000374502	1,05
19,8	13,3	13,3	0,075880759	0,714166667	20	0,009575341	27526,06251	0,00046017	1,05
20	13,1	13,1	0,100358423	1,679166667	20	0,009575341	20812,38873	0,00059946	1,05
20,8	13,3	13,3	0,144702842	2,555166667	20	0,009575341	14434,39864	0,000939256	0,981
22,5	12,8	12,8	0,172839506	3,502166667	20	0,009575341	12084,61281	0,011187138	0,09468
25	12,9	12,9	0,200716846	4,902166667	20	0,009575341	10406,19436	0,001387094	0,8937
26	13,4	13,4	0,230452675	6,632166667	20	0,009575341	9063,459608	0,001692187	0,8737
26	12,4	12,4	0,270531401	8,052166667	20	0,009575341	7720,724851	0,001838236	0,8737
27	13,2	13,2	0,296296296	9,712166667	20	0,009575341	7049,357473	0,00249881	0,8545
27	12,4	12,4	0,359666024	12,11216667	20	0,009575341	5807,327823	0,002191353	0,8545
27,5	13	13	0,388888889	15,21216667	20	0,009575341	5370,939027	0,002865775	0,8446
28	13,5	13,5	0,648148148	20,41216667	20	0,009575341	3222,563416	0,005011019	0,836



**Resultados de DQO durante ensaio com manta de polipropileno****Polipropileno**

Hora	DQOa	DQOe	DQOp	DQOef	E a/e	E a/p	máxima c/ filt
0,1	484,731068	266,316909	134,281235	188,576282	45,0588323	72,2977865	61,0967206
0,31666667	615,532768	303,336258	160,19478	151,556932	50,7197222	73,9746138	75,3779263
0,98333333	515,580526	278,656692	168,832629	146,621019	45,9528283	67,2538779	71,5619556
2	509,410634	244,1053	156,492845	114,537582	52,0808395	69,2796273	77,5156673
3,25	500,772786	249,041213	163,896715	119,473495	50,2686209	67,2712416	76,1421749
4,3	552,599875	289,762497	107,133712	86,1560801	47,5637781	80,6127875	84,4089577
8,3	529,154287	225,595625	104,665755	73,8162968	57,3667585	80,2201819	86,0501372
12,85	513,112569	235,467452	102,197798	78,7522101	54,1099818	80,0827723	84,6520598

**Resultados de DQO durante ensaio com manta geossintético de poliéster****Geossintético de poliéster**

Hora	DQO	DQO	DQO	DQO	E a/e	E a/p	máxima c/ filt
0,09777778	428,2596	217,5276	144,3912	97,2864	49,2066027	66,2841884	77,2833113
0,21805556	450,5724	216,288	140,6724	103,4844	51,9970597	68,7791796	77,0326811
0,39166667	435,6972	197,694	118,3596	77,4528	54,6258273	72,8344364	82,2232505
0,63333333	518,7504	180,3396	134,4744	117,12	65,2357666	74,0772441	77,4226668
0,99055556	518,7504	210,09	117,12	83,6508	59,5007541	77,4226668	83,874557
1,54888889	423,3012	195,2148	103,4844	84,8904	53,8827672	75,5530105	79,9456274
1,93333333	427,02	210,09	110,922	78,6924	50,8008993	74,0241675	81,5717297
2,51388889	431,9784	205,1316	113,4012	79,932	52,513459	73,7484096	81,496297
2,96388889	431,9784	201,4128	105,9636	68,7756	53,3743354	75,4701624	84,0789262
5,14388889	429,4992	189,0168	99,7656	86,13	55,9913499	76,7716447	79,946412
10,6438889	433,218	195,2148	98,526	73,734	54,9384375	77,2571777	82,9799316

**Resultados de DQO durante ensaio com manta geossintético de poliéster****Poliéster**

t (h)	DQOabruto	DQOebruto	DQOpermead	DQOfiltrado	E a/e	E a/p	máxima c/ filt
0,71416667	430,436026	215,723795	140,451117	104,665745	49,8824953	67,3700368	75,683786
1,67916667	448,224416	224,361644	140,451117	113,303594	49,9443502	68,6650008	74,7216819
2,55516667	444,009787	230,531535	171,300575	113,303594	48,0796275	61,4196398	74,4817351
3,50216667	365,035174	228,063579	149,088965	82,4541351	37,5228485	59,157644	77,4120027
4,90216667	487,199029	220,659709	151,556922	91,0919835	54,7085081	68,8921954	81,3029218
6,63216667	448,945701	217,79597	156,52147	125,643377	51,4872356	65,1357681	72,0136808
8,05216667	447,711722	209,21754	167,55088	123,17542	53,2695863	62,5761686	72,4877831
9,71216667	485,965051	220,24695	165,0999	115,77155	54,6784384	66,026384	76,1769802
12,1121667	453,881614	214,1195	162,64892	114,537572	52,824813	64,1649023	74,7648796
15,2121667	452,647636	219,02146	162,64892	114,537572	51,6132544	64,067211	74,6960852
20,4121667	451,413657	214,1195	162,64892	114,537572	52,5668981	63,9689856	74,6269148

**Resultados de SST durante ensaio com manta de polipropileno**

Polipropileno					
tempo de filtração (h)	SSTa (mg/l)	SSTe	SSTpassou	SSTp	E e/p
0,10	90,00	95,00	36,00	59,00	62,11
0,32	105,56	137,00	32,00	105,00	76,64
0,98	73,00	102,00	34,50	67,50	66,18
2,00	65,00	87,00	39,00	48,00	55,17
3,25	65,00	85,00	36,50	48,50	57,06
4,30	59,00	108,62	23,00	85,62	78,83
8,30	120,00	81,11	31,00	50,11	61,78
12,85	80,00	114,00	28,00	86,00	75,44

**Resultados de SST durante ensaio com manta de geossintético de poliéster**

tempo de filtração (h)	SSTa (mg/l)	SSTe	SSTpassou	SSTp	E e/p
0,09777778	67	74	37	37	50
0,21805556	90	62	42	20	32,2580645
0,39166667	72	51	35	16	31,372549
0,63333333	116	87	32	55	63,2183908
0,99055556					
1,54888889	48	48	29	19	39,5833333
1,93333333					
2,51388889	58	49	27	22	44,8979592
2,96388889					
5,14388889	62	40	28	12	30
10,6438889	54	28	22	6	21,4285714

**Resultados de SST durante ensaio com manta de poliéster**

tempo (h)	SSTa (mg/l)	SSTe	SSTpassou	SSTp	E e/p
0,71416667	99	82	39	43	52,4390244
1,67916667	74	68	41	27	39,7058824
2,55516667	81	69	42	27	39,1304348
3,50216667	63	84	40	44	52,3809524
4,90216667	95	85	33	52	61,1764706
6,63216667	70	76	41	35	46,0526316
8,05216667	61		38		
9,71216667	180	87	38	49	56,3218391
12,1121667	125	88	34	54	61,3636364
15,2121667	84	75	32	43	57,3333333
20,4121667	94		37,8		51,7671339