

UNIVERSIDADE FEDERAL DE MINAS GERAIS

Escola de Engenharia

Programa de Pós-Graduação em Saneamento, Meio Ambiente e Recursos Hídricos

Paula Rafaela Silva Fonseca

**UTILIZAÇÃO DE MEMBRANA DINÂMICA COM VISTAS À RECUPERAÇÃO DO
METANO DISSOLVIDO EM EFLUENTE DE REATORES UASB VIA MEMBRANAS
DESGASEIFICADORAS**

Belo Horizonte

2019

Paula Rafaela Silva Fonseca

**UTILIZAÇÃO DE MEMBRANA DINÂMICA COM VISTAS À RECUPERAÇÃO DO
METANO DISSOLVIDO EM EFLUENTE DE REATORES UASB VIA MEMBRANAS
DESGASEIFICADORAS**

Versão final

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

Área de concentração: Saneamento

Linha de pesquisa: Tratamento de Águas Residuárias

Orientador: Carlos Augusto de Lemos Chernicharo

Belo Horizonte

2019

F676u

Fonseca, Paula Rafaela Silva.

Utilização de membrana dinâmica com vistas à recuperação do metano dissolvido em efluente de reatores UASB via membranas desgaseificadoras [recurso eletrônico] / Paula Rafaela Silva Fonseca. – 2019.

1 recurso online (90 f. : il., color.) : pdf.

Orientador: Carlos Augusto de Lemos Chernicharo.

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

Bibliografia: f. 83-90.

Exigências do sistema: Adobe Acrobat Reader.

1. Engenharia sanitária - Teses. 2. Saneamento - Teses.
3. Biogás – Teses. 4. Membranas (Tecnologia) – Teses.
I. Chernicharo, Carlos Augusto de Lemos. II. Universidade Federal de Minas Gerais. Escola de Engenharia. III. Título.

CDU: 628(043)



UNIVERSIDADE FEDERAL DE MINAS GERAIS

Escola de Engenharia

Programa de Pós-Graduação em Saneamento, Meio Ambiente e Recursos Hídricos

Avenida Antônio Carlos, 6627 - 4º andar - 31270-901 - Belo Horizonte – BRASIL

Telefax: 55 (31) 3409-1882 - posgrad@desa.ufmg.br

http://www.smarh.eng.ufmg.br

FOLHA DE APROVAÇÃO

Utilização de Membrana Dinâmica Com Vistas À Recuperação do Metano
Dissolvido Em Efluente de Reatores Uasb Via Membranas Desgaseificadoras

PAULA RAFAELA SILVA FONSECA

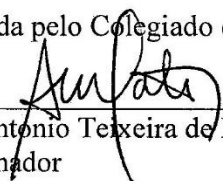
Dissertação defendida e aprovada pela banca examinadora constituída pelos Senhores:


Prof. CARLOS AUGUSTO DE LEMOS CHERNICHARO

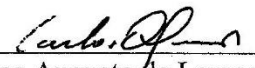

Profª FABIANA LOPES DEL REI PASSOS


Prof. AULEWTON LEMOS FELÍCIO AGOSTINHO

Aprovada pelo Colegiado do PG SMARH


Prof. Antonio Teixeira de Matos
Coordenador

Versão Final aprovada por


Prof. Carlos Augusto de Lemos Chernicharo
Orientador

Belo Horizonte, 19 de junho de 2019.

AGRADECIMENTOS

Agradeço inicialmente e dedico este mestrado às pessoas que nunca pisaram em uma Universidade, àqueles aos quais a vida não permitiu que estudassem, mas que com o suor de seus esforços, pagam nossas bolsas e financiam nossas pesquisas: obrigada, o conhecimento que produzimos aqui, é de todos vocês.

Agradeço aos professores que encontrei ao longo da minha caminhada de aprendizados e que me motivam a acreditar cada vez mais no potencial de transformação da educação. Aos professores do DESA, agradeço também por serem inspiração na luta pela universalização do acesso ao saneamento. Em especial agradeço ao professor Carlos, meu orientador, pelo suporte impecável na condução desta pesquisa, pelas correções sempre assertivas, por me ouvir com sensibilidade e tentar encontrar soluções nos momentos mais tensos. Também não poderia deixar de registrar um agradecimento especial ao professor Válter, que me acolheu durante o estágio em docência e conquistou minha admiração depois dele, com suas abordagens sempre tão didáticas e humanas. Aos professores Fabiana e Luewton, agradeço com muito carinho pela disponibilidade que tiveram em ler e contribuir com este trabalho.

Ao trio indispensável, que divide comigo o mérito deste trabalho: os bolsista de iniciação científica voluntária Fabiano Ferreira e Camilla Satler, que sempre prestativos, foram extensões dos meus braços e ao Erick Centeno, sempre disposto a ajudar e com ideias brilhantes!

À tia Mercês, anjo da minha vida e grande incentivadora no gosto pela leitura e no desenvolvimento do raciocínio crítico: sem você, eu não estaria aqui. Ao meu pai (em memória), que sem saber escrever, queria me ver doutora: estou caminhando! À minha mãe, que sempre buscou me doar o seu melhor: é por você.

Agradeço aos meus irmãos Anderson, Carol, Mariana e Bianca pelo apoio de sempre e a certeza de que estão presentes, ainda que distantes. Aos amigos da Morada e Primavera, minha família de JF, por serem meu grande apoio espiritual, afetivo e por orarem por mim. Às meninas da Família Para Nós, que me apoiaram de muitas formas nessa, e em outras caminhadas. Às roomies Nat, por me alimentar nos dias de escrita e Alícia pelas aulas práticas de autoconfiança.

Aos amigos incríveis que fiz durante a pós e que foram essenciais tanto pelas trocas acadêmicas quanto pela manutenção da minha saúde mental, deixando as coisas mais leves: Andrés, Brenda, Bela, Camila, Cássia, Déborah(s), Josi, Lucas, Marise, Matheus, Pri, Rizzieri, Tamile, Tiago, Will, e todos do laboratório de micro e do físico-químico que compartilharam momentos de cumplicidade pelos corredores e bancadas. À Juh, em especial por ter me incentivado desde antes do processo seletivo de mestrado.

À Suze pela dedicação e carinho com que faz o seu trabalho, ao sr. Raimundo e Gabriel pelas inúmeras ajudas em manutenções do sistema.

Ao INCT ETES Sustentáveis, pelo apoio na pesquisa.

À Fapemig, pela concessão da bolsa, embora com recorrentes atrasos.

RESUMO

A pesquisa consistiu na investigação dos principais obstáculos à recuperação do metano dissolvido em efluentes anaeróbios através de membranas degaseificadoras. O primeiro aspecto investigado foi a incrustação da membrana por sólidos contidos no efluente de reatores UASB. Para tanto, foram desenvolvidos sistemas de pós tratamento a partir de três membranas dinâmicas, em série, fabricadas com meio suporte em poliéster, com malhas de 100, 50 e 5 micrômetros, tendo sido avaliados: (i) o tempo de formação da camada dinâmica; (ii) o desempenho de configurações com filtro de disco e filtro de pedras antes dos reatores de membrana dinâmica, em termos de clarificação do efluente e perdas de metano dissolvido; (iii) a resistência total da membrana em cada unidade. Outro aspecto avaliado foi a possibilidade de aproveitamento energético do metano dissolvido após a mistura do gás recuperado com o biogás, tendo sido avaliadas as relações entre as vazões de gás e de líquido a partir das quais o aproveitamento energético da mistura entre o gás recuperado por membrana degaseificadora e o biogás gerado pelo UASB seria possível. Os resultados mostraram ótimo desempenho da unidade de filtração dinâmica na remoção de turbidez (até 8 UNT) e sólidos (até 2 mg.L⁻¹ de SST) nas três configurações estudadas, destacando-se a possibilidade de exclusão da malha de 5 micrômetros do processo. As simulações teóricas realizadas indicaram que para uma concentração de metano dissolvido efluente do UASB de 25 mg.L⁻¹, as relações entre as vazões de gás e de líquido de 0,03 a 0,05 possibilitam a obtenção de uma mistura gasosa com teor de metano superior a 50%, suficiente para o aproveitamento energético via motores de combustão interna.

Palavras-chave: filtração dinâmica; pós-tratamento; biogás; contactores de membranas tubulares.

ABSTRACT

The research consisted on investigating the main obstacles of the recovery of dissolved methane through degassing membranes. Membrane fouling due to solids contained in the effluent of UASB reactors was the first aspect investigated. For this, post-treatment systems based on dynamic membranes arranged in series, made of polyester support medium with 100, 50 and 5 micrometer meshes, were developed aiming at the investigation of: (i) the cake layer formation time; (ii) the performance of configurations with disc filter and stone filter before the dynamic membrane reactors in terms of clarification of the effluent and losses of dissolved methane; (iii) the total membrane resistance in each unit. The second point that we looked for enlightening is the possibility of energy recovery of the dissolved methane after mixing the recovered gas with the biogas, so the fourth objective of this work was: (iv) to define the relations between gas and liquid flows which the energy utilization of the mixture between the gas recovered by degassing membrane and the biogas generated by the UASB would be possible. The system presented excellent performance in the removal of turbidity (below 8 UNT) and solids (below 2 mg.L⁻¹ of SST) in the three configurations studied, highlighting the possibility of exclusion of the 5-micrometer mesh of the process. The theoretical simulations carried out in this research indicated that for a dissolved methane concentration of UASB effluent of 25 mg.L⁻¹, the relationships between gas and liquid flows of 0.03 to 0.05 generate a gas mixture with a higher methane content to 50%, requirement for thermal and electrical energy cogeneration engines.

Keywords: dynamic filtration; post-treatment; biogas; hollow fiber membrane contactor.

LISTA DE FIGURAS

Figura 3.1: Tipos de módulos de membranas.....	23
Figura 3.2: Diagrama esquemático exibindo potenciais configurações de AnDMBR.....	29
Figura 3.3: Demonstração de material suporte com e sem membrana dinâmica	30
Figura 3.4: Tipos de tramas dos fios: a) mono-monofilamentos, b) mono-multifilamentos, c) <i>staple filter</i>	32
Figura 3.5: Formação da torta de lodo e acumulação após limpeza física: a) material suporte de mono-monofilamento, b) material suporte de <i>staple filter</i>	32
Figura 4.1: Mapa de localização da área de estudo: CePTS, na Estação de Tratamento de Esgotos Arrudas - MG.....	41
Figura 4.2: Foto do CEPTS (com destaque para o reator UASB utilizado no experimento)	42
Figura 4.3: Fluxograma de pesquisa	43
Figura 4.4: Ilustração esquemática do fluxograma de pesquisa e do aparato experimental.....	44
Figura 4.5: Granulômetro de difração a laser CILAS 1190 (a) parte externa; (b) certificado de calibração do equipamento; (c) parte interna.	45
Figura 4.6: Reator UASB: imagem e características.....	47
Figura 4.7: Filtro de brita (a) e filtro de discos (b) utilizados, com destaque para o material filtrante na parte interna	48
Figura 4.8: Imagem e dimensões do filtro de discos adotado	48
Figura 4.9: Configuração completa com todas as unidades de filtração adotadas - Etapa 2.....	49
Figura 4.10: Instalação em campo das unidades de formação das membranas dinâmicas em série .	50
Figura 4.11: Limpeza com água e substituição das malhas	51
Figura 5.1: Curvas de Distribuição de tamanho de partículas de efluente de reator UASB. 1.1) material seco; 1.2) material líquido: a) Diâmetro a 10%; b) Diâmetro a 50%; c) Diâmetro a 90%; d) Diâmetro médio; e) Obscuridade.....	55
Figura 5.2: Curvas de Distribuição de tamanho de partículas de efluente de reator UASB. 2.1) análise do material concentrado com ultrassom; 2.2) análise do material concentrado sem ultrassom: a) Diâmetro a 10%; b) Diâmetro a 50%; c) Diâmetro a 90%; d) Diâmetro médio; e) Obscuridade	56
Figura 5.3: Malhas de poliéster utilizadas como camada suporte para as unidades de filtração dinâmica com os poros nos tamanhos: a) 100 μm ; b) 50 μm ; c) 5 μm	57
Figura 5.4: Unidade de filtração dinâmica: Suporte da malha (a); malha de poliéster costurada (b) e reator em acrílico (c).	58
Figura 5.5: Projeto da unidade de filtração dinâmica (a); detalhe do suporte da malha (b); detalhe da parte externa em acrílico (c).	59
Figura 5.6: Unidade de filtração dinâmica concebida para a presente pesquisa	59
Figura 5.7: Valores de turbidez, SST e DQO durante o período de monitoramento intensivo na configuração experimental UASB - FB – FD – MD: série histórica. À esquerda: curvas para todas as unidades; à direita: curvas apenas para F100, F50 e F5 μm	61
Figura 5.8: Concentrações de SST durante o período de monitoramento de cada configuração experimental: série histórica, UASB seguido de: a) MD b) FD-MD; c) FB-MD. À esquerda: curvas para todas as unidades; à direita: curvas apenas para F100, F50 e F5 μm	66
Figura 5.9: Concentrações de SST (à esquerda) e remoções acumuladas de SST (à direita) durante o período de monitoramento de cada configuração experimental: <i>box-plot</i> . a) MD b) FD-MD; c) FB-MD	67

Figura 5.10: Valores de turbidez durante o período de monitoramento de cada configuração experimental: série histórica, UASB seguido de: a) MD b) FD-MD; c) FB-MD. À esquerda: curvas para todas as unidades; à direita: curvas apenas para F100, F50 e F5 μ m.....	69
Figura 5.11: Turbidez (à esquerda) e remoções acumuladas de turbidez (à direita) durante o período de monitoramento de cada configuração experimental: <i>box-plot</i> . a) MD b) FD-MD; c) FB-MD.....	70
Figura 5.12: Concentrações de DQO durante o período de monitoramento de cada configuração experimental: série histórica, UASB seguido de: a) MD b) FD-MD; c) FB-MD. À esquerda: curvas para todas as unidades; à direita: curvas apenas para F100, F50 e F5 μ m.....	72
Figura 5.13: Concentrações de DQO (à esquerda) e remoções acumuladas de DQO (à direita) durante o período de monitoramento de cada configuração experimental: <i>box-plot</i> . a) MD b) FD-MD; c) FB-MD.	73
Figura 5.14: Concentrações de metano dissolvido com (à esquerda) e percentual de manutenção do metano dissolvido em relação à unidade anterior (à direita) durante o período de monitoramento de cada configuração experimental: <i>box-plot</i> . a) MD b) FD-MD; c) FB-MD.	75
Figura 5.15: Formação da torta na superfície das malhas de 100 μ m, 50 μ m e 5 μ m nas configurações 1, 2 e 3.....	77
Figura 5.16: Variações da resistência total em cada malha: a) F 100 μ m; b) F 50 μ m; c) F 5 μ m, para cada configuração: 1 (UASB-FB-MD); 2 (UASB-FD-MD) e 3 (UASB-MD): série temporal.....	78
Figura 5.17: Curvas teóricas de funcionamento da HFMC microporosa e concentrações de CH ₄ recuperado.....	83
Figura 5.18: Variação na concentração de metano dissolvido para diferentes Q _g /Q _L e de eficiências da membrana desgaseificadora	84

LISTA DE TABELAS

Tabela 3.1 - Resumo das tecnologias de dessorção de gases dissolvidos	21
Tabela 3.2 - Dados de recuperação de metano dissolvido a partir de membranas desgaseificadoras em efluentes anaeróbios.....	26
Tabela 3.3 Desempenho de tratamento em sistemas AnDMBR com diferentes configurações	38
Tabela 3.4 Desempenho da membrana dinâmica em sistemas AnDMBR com diferentes configurações	39
Tabela 4.1 Resumo das características operacionais em cada configuração	52
Tabela 4.2 Parâmetros monitorados e respectivas referências e pontos de coleta	52
Tabela 4.3 – Equações utilizadas na simulação para definição das condições operacionais	53
Tabela 5.1 – Características e dimensões da unidade de filtração dinâmica	58
Tabela 5.2 – Sumário de DQO, SST e turbidez em cada unidade durante o monitoramento intensivo com UASB-FB-FD-MD	62
Tabela 5.3 – Síntese das concentrações efluentes de DQO, SST, turbidez, CH ₄ -D, OD, condutividade, pH, potencial redox e temperatura durante o período de monitoramento da configurações experimentais 1, 2 e 3	80
Tabela 5.4 – Síntese das eficiências de remoção de DQO, SST, turbidez e CH ₄ -D durante o período de monitoramento da configurações experimentais 1, 2 e 3	82

LISTA DE ABREVIATURAS, SIGLAS E SÍMBOLOS

Instituições e conselhos

CePTS	Centro de Pesquisa e Treinamento em Saneamento
UFMG	Universidade Federal de Minas Gerais
COPASA	Companhia de Saneamento de Minas Gerais
COPAM	Conselho de Política Ambiental
CONAMA	Conselho Nacional de Meio Ambiente
CERH-MG	Conselho Estadual de Recursos Hídricos de Minas Gerais
ABNT	Associação Brasileira de Normas Técnicas

Tecnologias e processos de tratamento de esgoto sanitário

ETE	Estação de tratamento de esgotos
UASB	<i>Upflow Anaerobic Sludge Blanket</i>
MBRs	Biorreatores com membranas
AnDMBR	Biorreatores anaeróbios com membranas dinâmicas
SFMD	Membranas dinâmica autoformada
CSTR	Reatores completamente misturados
HFMC	Contactores de membrana tubulares, ou membranas desgaseificadoras
FB	Filtro de Brita
FD	Filtro de Disco
MD	Membrana Dinâmica
F 5 ou F 5 μ m	Unidade de filtração dinâmica com malha de 5 μ m
F 50 ou F 50 μ m	Unidade de filtração dinâmica com malha de 50 μ m
F 100 ou F 100 μ m	Unidade de filtração dinâmica com malha de 100 μ m

Parâmetros operacionais e de monitoramento

DQO ou DQO _{total}	Demanda química de oxigênio
DQO _{sol}	Demanda química de oxigênio solúvel
ST	Sólidos totais
SST	Sólidos em suspensão total
COV	Carga orgânica volumétrica
TAS	Taxa de aplicação superficial
TDH	Tempo de detenção hidráulica
SRT	Tempo de detenção celular
MLSS	Concentração de sólidos suspensos na mistura líquida
TMP	Pressão transmembrana
GEE	Gases de efeito estufa

SUMÁRIO

1	INTRODUÇÃO	14
2	OBJETIVOS	17
2.1	OBJETIVO GERAL	17
2.2	OBJETIVOS ESPECÍFICOS	17
3	REVISÃO DA LITERATURA	18
3.1	APROVEITAMENTO ENERGÉTICO DE BIOGÁS	18
3.2	PRESENÇA DE METANO DISSOLVIDO EM EFLUENTES ANAERÓBIOS	19
3.2.1	Tecnologias utilizadas para dessorção de gases dissolvidos	21
3.2.2	Membranas tubulares (ou contactores de membrana)	22
3.3	FILTRAÇÃO COM MEMBRANAS DINÂMICAS	27
3.3.1	Configurações de reatores anaeróbios com membrana dinâmica	28
3.3.1	Formação e limpeza da camada dinâmica	29
3.3.1	Material suporte para a formação da camada dinâmica	31
3.3.1	Resistência à filtração	33
3.3.2	Experiências de filtração com membranas dinâmicas	34
3.4	BREVE DESCRIÇÃO SOBRE A UTILIZAÇÃO DE FILTRAÇÃO COM BRITAS E DE FILTRO DE DISCOS	40
4	MATERIAL E MÉTODOS	41
4.1	ÁREA DE ESTUDO	41
4.2	FLUXOGRAMA DE PESQUISA E APARATO EXPERIMENTAL	42
4.3	CONCEPÇÃO DAS UNIDADES DE TESTE (OBJETIVO 1)	44
4.3.1	Ensaio de Distribuição de Tamanho de Partículas (DTP)	44
4.3.1	Dimensionamento das unidades de filtração dinâmica	46
4.4	DESCRIÇÃO E ESCOLHA DAS CONFIGURAÇÕES EXPERIMENTAIS ADOTADAS (OBJETIVOS 2 E 3)	47
4.4.1	Reator UASB	47
4.4.1	Filtros de brita e de discos	47
4.4.1	Configuração utilizada durante a Etapa 2	48
4.4.1	Configurações utilizadas durante a Etapa 3	50
4.4.1	Resumo das características operacionais e parâmetros de monitoramento	51
4.5	DEFINIÇÃO DAS RELAÇÕES ENTRE AS VAZÕES DE GÁS E LÍQUIDO PARA A RECUPERAÇÃO DO METANO DISSOLVIDO (OBJETIVO 4)	53
5	RESULTADOS E DISCUSSÃO	55
5.1	DESENVOLVIMENTO DAS UNIDADES DE FILTRAÇÃO DINÂMICA (OBJETIVO 1)	55
5.1.1	Caracterização granulométrica dos sólidos contidos no efluente do reator UASB	55
5.1.2	Dimensionamento e confecção das unidades de filtração dinâmica	57
5.2	TEMPO DE FORMAÇÃO DA MEMBRANA DINÂMICA (OBJETIVO 2)	60
5.3	MONITORAMENTO DO DESEMPENHO DO SISTEMA (OBJETIVO 3)	64
5.3.1	Remoção de matéria orgânica e clarificação do efluente	64
5.3.2	Comportamento do metano dissolvido no sistema	74
5.3.1	Resistência à filtração	76
5.3.2	Sumário das concentrações e eficiências de DQO, SST, turbidez e CH ₄ -D no efluente de todas as etapas das configurações estudadas a longo prazo	79
5.4	CURVAS DE FUNCIONAMENTO E RELAÇÕES TEÓRICAS PARA APROVEITAMENTO DO GÁS RECUPERADO EM MOTORES CHP (OBJETIVO 4)	83
6	CONCLUSÕES	85
7	RECOMENDAÇÕES	86
	REFERÊNCIAS	87

1 INTRODUÇÃO

O uso de tecnologias anaeróbias para o tratamento de esgoto doméstico tem se tornado cada vez mais atrativo no Brasil devido a suas conhecidas vantagens como simplicidade operacional, baixo custo, baixa produção de lodo, compactidade e baixo consumo de energia. Aliado às condições climáticas do país, os reatores anaeróbios de fluxo ascendente e manta de lodo (UASB) constituem os principais representantes dessa tecnologia. O desenvolvimento e retenção de grande quantidade de biomassa com elevada capacidade de sedimentação e a presença do separador trifásico na parte superior do reator, responsável por separar os gases contidos na mistura líquida, caracterizam-se como dois princípios fundamentais dos reatores UASB (CHERNICHARO, 2007).

Os principais subprodutos gerados através do tratamento de esgoto doméstico via reatores UASB são lodo biológico, espuma, biogás e efluente, os quais, em uma perspectiva de estações de tratamento de esgoto mais sustentáveis podem ser aproveitados, respectivamente, como: fertilizantes agrícolas e condicionadores de solo (BETTIOL e CAMARGO, 2005); energia térmica após desidratação (SANTOS, 2014); cogeração de energia térmica e elétrica (LOBATO, 2011) e reuso, a depender da aplicação e do tipo de pós tratamento.

Apesar dos reatores UASB apresentarem vantagens relevantes, possuem também limitações, as quais, se não gerenciadas adequadamente poderão prejudicar a ampliação no uso dessa tecnologia no Brasil (CHERNICHARO e STUETZ, 2008; CHERNICHARO *et al.*, 2018). A presença de gases dissolvidos no efluente destaca-se como uma das limitações do processo. Esses gases, notadamente metano (CH_4) e sulfeto de hidrogênio (H_2S), podem ser dessorvidos da fase líquida para a atmosfera nas superfícies de decantadores ou nos canais que conduzem os efluentes tratados, gerando assim emissões dos chamados gases residuais (SOUZA, 2011).

Além disso, a parcela do metano que compõe os gases residuais, quando não gerenciada adequadamente, também pode trazer consequências negativas como riscos de explosividade, contribuição para o agravamento do efeito estufa e perda de potencial energético (BANDARA *et al.*, 2011; COOKNEY *et al.*, 2016; HENARES *et al.*, 2016). Estudos recentes presentes na literatura apontam os contactores de membranas tubulares (CRONE *et al.*, 2016), também denominadas membranas desgaseificadoras, como tecnologias promissoras na recuperação do metano dissolvido. Entretanto, todas as pesquisas reportadas até o momento foram realizadas

visando remover o metano do efluente, sem a preocupação de recuperá-lo em condições nas quais seja possível o seu aproveitamento energético. Ademais, a maioria das pesquisas foram realizadas em escala de bancada, com efluente sintético e fora do Brasil, indicando a necessidade da verificação do comportamento das membranas desgaseificadoras na recuperação do metano dissolvido em reatores de escala ampliada e com esgoto doméstico real, dentro das condições brasileiras.

Apesar das vantagens potenciais associadas ao uso de membranas desgaseificadoras para a remoção e recuperação de metano dissolvido na fase líquida, a literatura sobre o tema aponta como limitação dessa tecnologia o molhamento dos poros e a incrustação formada nos casos de elevada presença de sólidos suspensos no afluente a esta unidade (COOKNEY, 2016). Uma alternativa que pode minimizar esses problemas é o emprego da filtração em membranas dinâmicas, que tem se destacado em pesquisas recentes (HU *et al*, 2018) por apresentar elevada remoção de sólidos com um custo efetivo menor. A fim de elucidar a leitura do presente texto, deve-se notar que se tratam de duas tecnologias que embora possuam nomes semelhantes (ambas podem ser referidas como membranas), possuem estrutura, princípios de funcionamento e objetivos bastante distintos. Enquanto as membranas desgaseificadoras podem ser utilizadas para a recuperação de metano dissolvido, as membranas dinâmicas permitem a filtração do efluente pós reatores UASB, neste trabalho adotadas visando condicioná-lo para alimentar as membranas desgaseificadoras.

Sendo assim, este estudo pretende contribuir trazendo luz a dois dos principais gargalos presentes na aplicação do processo de recuperação do metano dissolvido através de membranas desgaseificadoras: (i) presença de sólidos no efluente que promovam o entupimento dos poros da membrana; e (ii) condições sob as quais seria possível realizar o aproveitamento energético do gás recuperado somado ao biogás produzido pelos reatores UASB.

Para contribuir no primeiro tópico foram concebidas três unidades de teste em escala piloto e avaliadas diferentes configurações para a formação e operação da membrana dinâmica. O objetivo das membranas dinâmicas é produzir um efluente com baixo teor de sólidos e turbidez, porém preservando o metano dissolvido, para dessa forma condicionar o efluente do reator UASB para ser direcionado às membranas desgaseificadoras.

Adicionalmente, visando contribuir no segundo tópico, foram realizadas simulações teóricas com dados presentes na literatura para definir sob quais relações entre vazões de gás e de líquido seria tecnicamente viável a mistura do gás recuperado pelas membranas desgaseificadoras com o biogás gerado nos reatores UASB para fins de aproveitamento energético em motores de cogeração de energia, considerando diferentes concentrações de metano dissolvido no efluente.

2 OBJETIVOS

2.1 Objetivo geral

Avaliar a possibilidade de utilização de membranas dinâmicas no condicionamento do efluente de reator UASB com vistas à recuperação do metano dissolvido através de membrana tubular microporosa e estabelecer condições em que tal recuperação possibilitaria o aproveitamento energético em motores de cogeração de energia.

2.2 Objetivos específicos

1. Desenvolver um sistema de filtração com membranas dinâmicas em escala piloto;
2. Definir o tempo de formação da camada dinâmica nas unidades de filtração em escala piloto com vistas à obtenção de efluente apropriado à alimentação de membranas desgaseificadoras;
3. Avaliar o desempenho temporal de três configurações de unidades de condicionamento de efluente de reatores UASB seguido de membranas dinâmicas, em termos remoção de matéria orgânica, clarificação do efluente, manutenção do metano dissolvido e resistência à filtração;
4. Definir as relações Q_G/Q_L teóricas tecnicamente viáveis ao aproveitamento energético do gás recuperado pela dessorção do metano dissolvido somado à parcela de biogás produzido por reator UASB.

3 REVISÃO DA LITERATURA

3.1 Aproveitamento energético de biogás

O biogás oriundo da digestão anaeróbia de esgoto doméstico constitui-se de uma mistura de gases, com concentrações de 60 a 85% de CH₄, 5 a 15% de dióxido de carbono (CO₂), 0 a 0,3% de monóxido de carbono (CO), 2 a 25% de nitrogênio (N₂), 0 a 3% de hidrogênio (H₂), 0 a 2% de oxigênio (O₂) e 1.000 a 2.000 ppmv de HS₂ e traços de oxigênio (SILVEIRA *et al.*, 2015). O sulfeto de hidrogênio, embora presente em baixas concentrações em relação aos outros gases, pode constituir um obstáculo no aproveitamento energético de biogás devido a seu elevado potencial corrosivo, podendo danificar tubulações, caldeiras e motores (NOYOLA *et al.*, 1988, SILVEIRA, *et al.* 2015).

O metano, constituinte majoritário do biogás, possui elevado valor combustível, apresentando poder calorífico de 35,9 MJ.Nm⁻³, enquanto o biogás com 75% de CH₄ possui 26,9 MJ.Nm⁻³. Outra característica pela qual o metano se destaca é a de ser considerado um gás de efeito estufa (GEE) com potencial de aquecimento global 28 vezes maior que o dióxido de carbono (IPCC, 2013). Tal fator, quando aliado ao aproveitamento do seu potencial energético, pode reduzir o potencial de agravamento do efeito estufa.

Considerando o potencial de geração de biogás em ETEs aliado ao consumo de energia existente nas estações, a conversão do biogás em energia para uso local mostra-se como uma alternativa sustentável devido à eliminação de energia externa introduzida no tratamento de esgoto e a produção de GEE oriundo de combustíveis fósseis (KELLER E HARTLEY, 2003).

Tsagarakis (2007) apresenta ainda como grande vantagem da geração de energia em estações de tratamento de esgoto (ETEs) o fato de a energia ser consumida no próprio local onde é gerada, eliminando a necessidade de uma rede de distribuição. Salomon e Lora (2009) adicionam outras vantagens da utilização de biogás, como a gestão descentralizada de energia e a possibilidade de comercialização da mesma, a depender do sistema regulador de energia elétrica; redução no consumo de eletricidade suprida por fontes externas; e redução nas emissões de metano.

Pesquisas realizadas no Brasil por Lobato (2011) demonstraram que mesmo em reatores UASB com baixa capacidade de produção e recuperação de metano, a combustão direta com recuperação de energia térmica exibe-se como alternativa de aproveitamento energético,

enquanto para reatores UASB com alta capacidade de produção e recuperação de metano, a cogeração de eletricidade e calor (CHP) se tornaria viável. O aproveitamento energético do metano só é possível quando este apresenta concentrações superiores a 30% v/v, e nem mesmo a sua combustão direta através da queima em *flares* é tecnicamente viável para concentrações abaixo de 20% v/v (ROCHA-RIOS *et al.*, 2009). Para o aproveitamento de biogás em motores CHP, a concentração mínima de metano necessária é de 50% (CHP BRASIL, 2018).

3.2 Presença de metano dissolvido em efluentes anaeróbios

Não obstante a baixa solubilidade do metano em água ($17 \text{ g}\cdot\text{m}^{-3}$ a $25 \text{ }^\circ\text{C}$) (HENARES *et al.*, 2017), diversos autores encontraram concentrações de CH_4 dissolvido em efluentes de reatores UASB superiores à concentração de equilíbrio dada pela Lei de Henry (Equação 3.1). Tal Lei estabelece que a quantidade de qualquer gás que se dissolve em um dado volume de líquido, à temperatura constante, é diretamente proporcional à pressão que esse gás exerce acima do líquido.

$$C_{\text{equil}} = K_H \cdot P_{\text{gás}} \quad (\text{Equação 3.1})$$

onde:

C_{equil} : concentração do gás dissolvido no líquido em equilíbrio ($\text{mg}\cdot\text{L}^{-1}$);

K_H : constante de Henry para uma dada temperatura ($\text{mg}\cdot\text{L}^{-1}\cdot\text{atm}^{-1}$);

$P_{\text{gás}}$: pressão parcial do gás acima do líquido (atm).

Pesquisas realizadas por Souza (2010), Souza *et al.* (2011) e Nelting *et al.* (2015) encontraram em efluentes de reatores UASB tratando esgoto doméstico concentrações de 6 a $25 \text{ g CH}_4\cdot\text{m}^{-3}$, valores estes superiores em até 1,6 vezes à concentração de equilíbrio dada pela Lei de Henry, demonstrando a supersaturação do metano nesses efluentes. A equação do balanço de massa da demanda química de oxigênio (DQO), atualizada por Lobato (2011), (Equação 3.2), inclui a parcela de metano dissolvida no efluente. Através dessa equação, infere-se que maiores parcelas de metano dissolvida no efluente ($\text{DQO}_{\text{CH}_4\text{perdas}}$) implicam em menor parcela de DQO convertida a metano presente na fase gasosa que comporá o biogás. Em outras palavras, quanto mais metano dissolvido estiver presente no efluente, menos ele estará presente no biogás.

$$DQO_{\text{afI}} = DQO_{\text{efl sol}} + DQO_{\text{lodo ret}} + DQO_{\text{lodo efl}} + DQO_{\text{CH}_4 \text{ biogás}} + DQO_{\text{CH}_4 \text{ perdas}} + DQO_{\text{sulf red}}$$

Equação (3.2)

na qual:

DQO_{afI} = massa diária de material orgânico afluente;

$DQO_{\text{efl sol}}$ = massa diária de material orgânico solubilizada no efluente;

$DQO_{\text{lodo ret}}$ = massa diária de material orgânico convertida em lodo retido no sistema;

$DQO_{\text{lodo efl}}$ = massa diária de material orgânico convertida em lodo e perdida com o efluente;

$DQO_{\text{CH}_4 \text{ biogás}}$ = massa diária de material orgânico convertida em metano e presente no biogás;

$DQO_{\text{CH}_4 \text{ perdas}}$ = massa diária de material orgânico convertida em metano e perdida dissolvida no efluente ou com o gás residual;

$DQO_{\text{sulf red}}$ = massa diária de material orgânico utilizada pelas BRS na redução de sulfato;

Os valores para o balanço de massa de metano reportados por Souza (2010) e Souza *et al.* (2011) estabeleceram-se nas seguintes faixas:

- Em relação a DQO convertida (removida da fase líquida): DQO_{lodo} (25-34%); DQO_{CH_4} (54-56%); $DQO_{\text{sulf red}}$ (6-7%);
- DQO global: $DQO_{\text{sol. efl.}}$ (14-24%); $DQO_{\text{lodo efl.}}$ (10-20%), $DQO_{\text{lodo ret.}}$ (8-10%), $DQO_{\text{CH}_4 \text{ biog.}}$ (24-30%), $DQO_{\text{CH}_4 \text{ diss.}}$ (16-18%), $DQO_{\text{sulf red}}$ (4,5-5%).

O balanço de massa anterior demonstra que as perdas de metano dissolvido nos efluentes dos reatores UASB podem representar de 30% a 40% de todo o CH_4 gerado na digestão anaeróbia. Esse metano, além de representar perdas de potencial energético pode representar emissões de GEE quando este gás posteriormente se desprender da fase líquida. Sendo assim, ações realizadas visando o gerenciamento do metano dissolvido em efluentes de reatores UASB podem representar benefícios quanto aos potenciais de geração de energia e em relação às mudanças climáticas.

3.2.1 Tecnologias utilizadas para dessorção de gases dissolvidos

Visando reduzir o percentual de CH₄ no efluente dos reatores UASB, técnicas que possibilitam a remoção ou recuperação do metano, de acordo com a relação entre as vazões de gás e de líquido (Q_G/Q_L) adotada, têm sido estudadas, apresentando em sua maioria os processos de transferência de massa como principal mecanismo. Para efetuar a remoção, o efluente passa por um dispositivo que retira o metano da fase líquida evitando a sua emissão para a atmosfera, mas não é possível aproveitá-lo, pois o gás recuperado encontra-se muito diluído. Na segunda tecnologia, de recuperação, ocorre a transferência do metano da fase líquida para a fase gasosa e essa parcela de gás, mais concentrada, pode ser coletada e aproveitada energeticamente.

O equipamento a ser utilizado para a operação de transferência de massa deve fornecer contato entre as fases imiscíveis a fim de permitir a difusão gás-líquido. A taxa de transferência de massa é diretamente dependente da área de contato entre as duas fases, sendo a natureza e grau de dispersão entre uma fase e outra de suma importância. As tecnologias comumente utilizadas para este fim são classificadas de acordo com o seu principal mecanismo de dispersão do gás e/ou do líquido (BENÍTEZ, 2009), sendo algumas descritas na Tabela 3.1.

Tabela 3.1 - Resumo das tecnologias de dessorção de gases dissolvidos

Tecnologia de dessorção	Descrição	Possibilidade de recuperação do metano dissolvido em efluentes de reatores anaeróbios
Aeração em spray (<i>Aeration spray</i>)	O efluente líquido é distribuído por aspersores na parte superior da unidade. Ar é introduzido na parte inferior de sistema, com um fluxo a contracorrente. A área de contato entre as duas fases permite a dessorção do metano dissolvido na fase líquida.	Inviável, elevadas relações de vazão de gás / vazão de líquido (Q_G/Q_L) resultam em um gás recuperado muito diluído em metano que deverá ser tratado.
Câmara de dessorção sem enchimento (<i>free fall jet tower</i>)	Similar ao caso anterior, mas sem a pulverização do efluente líquido.	É possível se a coluna operar em vácuo, mas normalmente é operada com um gás de arrastre
Câmara de dessorção com enchimento (<i>packed columns</i>)	Um meio de suporte é usado para aumentar a área de contato entre as fases líquida e gasosa. A água é distribuída na parte superior e o ar é introduzido em contracorrente no lado inferior do sistema.	que inviabiliza esta opção.

Tecnologia de dessorção	Descrição	Possibilidade de recuperação do metano dissolvido em efluentes de reatores anaeróbios
Câmara de dessorção com bandejas (<i>aerator tray</i>)	Quedas sucessivas do efluente ao longo de bandejas perfuradas colocadas em posição horizontal permitem o contato entre as fases líquida e gasosa e a eventual dessorção dos gases.	Inviável, elevadas relações Q_G/Q_L resultam em um gás recuperado muito diluído em metano que deverá ser tratado.
Aeração difusa (<i>diffused aeration</i>)	Elevadas vazões de ar são introduzidas no fundo do sistema para dessorver os gases.	
Contactador de membrana (<i>membrane contactor</i>)	A membrana serve como interface de contato entre a fase líquida e a gasosa, o que evita o contato direto entre as fases. Ver Item específico para esta tecnologia.	Sim, quando o sistema opera em vácuo, ou a relações Q_G/Q_L baixas.

Fonte: Adaptado de BROWN (2006); BENÍTEZ, (2009); HEILE *et al.*, (2017)

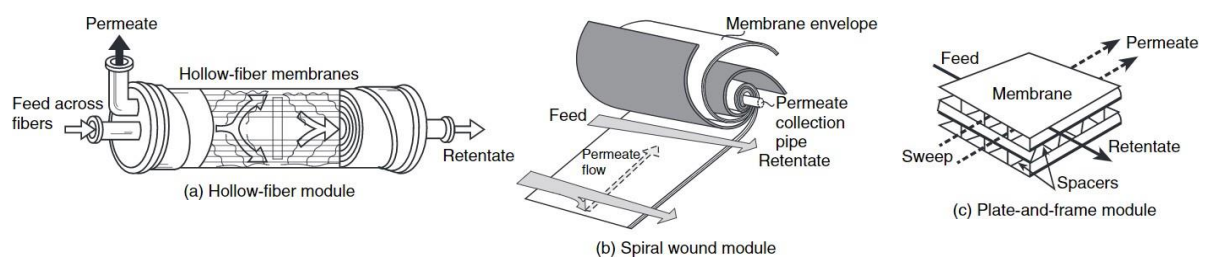
3.2.2 Membranas tubulares (ou contactores de membrana)

O processo de separação por membranas pode basear-se em diferentes princípios, como por exemplo o da permeabilidade distinta que as moléculas de gás apresentam através de uma membrana fina (BRANDT, 2015) ou o da força motriz fornecida para o *stripping* através do gradiente de concentração entre as fases líquida e gasosa (COOKNEY *et al.*, 2016). O tipo de membrana, área específica, velocidade do fluxo de gás e número de módulos ou estágios são fatores que afetam a eficiência e seletividade da membrana na remoção de um determinado poluente (BARBOSA e STUETZ, 2005).

Cussler (2009) descreve três tipos de módulos de membranas (Figura 3.1), nos quais se encaixam quaisquer configurações existentes dessa tecnologia, sendo o módulo baseado em tubos o mais comum dentre eles. Essas tubos de fibras constituem-se basicamente de múltiplos tubos muitos pequenos, apresentando em média 300 μm de diâmetro e 30 μm de espessura (Figura 3.1a). Dentre os tipos existentes, esses são os módulos que oferecem maior área superficial por volume e conseqüentemente, constituem o tipo mais eficiente de separação por membranas. São largamente utilizados para separação de gases, embora devam ser descartados se apenas algumas de suas fibras sofrerem ruptura. O segundo tipo é a membrana em espiral, que consiste basicamente em um largo envelope enrolado em torno de um eixo, conforme mostrado na Figura 3.1b. A substância a ser separada permanece fora

do envelope e o permeado é coletado dentro de um tubo central. Este tipo de módulo tem sido muito aplicado em processos de osmose reversa e embora tenha menor área por volume que o módulo tubular, rompe-se menos facilmente que o primeiro. O terceiro tipo de módulo de membrana é construído a partir de chapas e armação, sendo análogo ao utilizado na filtração (Figura 3.1c). O custo é elevado, entretanto apresenta maior resistência à incrustação. Outra vantagem dessa configuração é que caso uma das camadas da membrana se danifique, pode ser individualmente substituída, dispensando o descarte completo do módulo. Esse tipo é frequentemente utilizado para ultrafiltração e pervaporação.

Figura 3.1: Tipos de módulos de membranas



Fonte: Cussler (2009)

O princípio de operação das membranas desgaseificadoras consiste na criação de uma gradiente de metano entre as fases líquida e gasosa que permite a dessorção do gás da fase de maior potencial químico (líquida) para a de menor potencial (gasosa). A fim de manter esse gradiente e evitar o equilíbrio entre as fases (o que cessaria a transferência de massa), é necessário renovar constantemente o volume da fase gasosa para garantir baixas concentrações de metano nesse lado da membrana. Isto se consegue usualmente por dois métodos (VALLIERES; FAVRE, 2004): aplicação de um vácuo que produz o movimento do gás até certo ponto de coleta; circulação de um gás inerte (normalmente nitrogênio) que serve como gás de arrastre.

As membranas de fibras ocas (sigla HFMC, do inglês *hollow fiber membrane contactor*) possuem como vantagem a característica de elevada área superficial por unidade de módulo, fator que permite maiores vazões aplicadas em comparação a outros métodos como colunas aeradas ou torres empacotadas (HENARES, *et al.*, 2016). Tal particularidade, aliada às maiores concentrações do gás recuperado por essa tecnologia, tem incentivado pesquisas em relação à aplicação de HFMC em efluentes domésticos tratados por reatores anaeróbios, com vistas à recuperação do metano dissolvido na massa líquida.

A transferência de massa no conjunto de fibras constitui-se de questão de grande importância prática no processo de separação por membranas, no qual comumente utiliza-se um feixe de fibras ocas embaladas aleatoriamente circunscritas em uma cápsula que permite contato entre dois fluxos (BENÍTEZ, 2009). Durante esse processo, o líquido saturado é introduzido em um lado do módulo, (geralmente o *shellside*), e flui pelo exterior da membrana em torno de um defletor central, saindo desgaseificado através do outro lado da membrana. Enquanto isso, a força motriz (*driving force*) para promover a passagem do gás dissolvido ao interior das fibras acontece pela aplicação de vácuo, gás de arraste (*strip gas*) ou combinação de ambos em uma das aberturas da membrana que se comunica com essas fibras (geralmente o *lumenside*) (MAT *et al.*, 2014).

O HFMC microporoso hidrofóbico é amplamente utilizado em processos industriais para dessorção de oxigênio, em efluentes de elevada qualidade (SENGUPTA *et al.*, 1998). Apesar das vantagens, a aplicação desta tecnologia como pós-tratamento em águas residuárias de origem doméstica tem sido limitada pela presença de compostos orgânicos no efluente, que induzem ao entupimento (*wetting*) dos microporos da membrana, processo em que o líquido penetra total ou parcialmente nos poros preenchidos pelo gás, impedindo o transporte deste (BOUGLE, 2013; GOH, 2013).

Buscando reduzir o fenômeno de *wetting*, membranas não porosas podem ser utilizadas para efluentes de reatores UASB, que tipicamente possuem maiores teores de matéria orgânica e sólidos do que os efluentes gerados em biorreatores anaeróbios com membranas (AnMBR), para os quais as membranas microporosas são mais indicadas (COOKNEY *et al.*, 2016). Entretanto, as paredes das membranas não porosas apresentam resistência à transferência de massa superior às membranas microporosas, sendo em geral menos eficientes, o que segundo Cookney *et al.* (2016), pode restringir a escala e a viabilidade econômica do processo. Com vistas a contornar esta limitação, Henares *et al.* (2016) utilizaram um filtro com capacidade de retenção de partículas de até 40 µm a montante do módulo de membrana microporosa. Outros estudos são brevemente descritos a seguir.

Bandara *et al.* (2011) utilizaram o efluente de um reator UASB de 1,3L de volume útil tratando efluente sintético como afluente a um reator de membrana desgaseificadora (DM-reactor). Os autores investigaram a eficiência de coleta de metano dissolvido pela HFMC e os efeitos da temperatura e tempo de detenção hidráulico (TDH) do reator UASB sobre a eficiência de

desgaseificação. Os resultados apresentados demonstraram que a coleta do metano dissolvido pela membrana desgaseificadora foi bem-sucedida. A eficiência da membrana aumentou sob menores temperaturas ou menores tempos de detenção hidráulico. Além disso, verificou-se também que a concentração de DQO particulada reduziu com o uso da HFMC. Nesse estudo também foi mostrado que as concentrações de metano no gás recuperado variaram de aproximadamente 10 %v/v a 40 %v/v (sendo as concentrações médias da ordem de 20 %v/v). Ao realizar uma estimativa considerando as vazões médias de biogás e gás residual recuperado reportadas por esses autores, Brandt (2015) encontrou que a mistura das duas frações geraria concentrações de metano na faixa de 50%v/v, considerada uma mistura rica e tecnicamente passível de ser aproveitada energeticamente. Apesar desses resultados em termos de concentração de metano na mistura biogás/gás recuperado, os tempos de detenção hidráulica nesse estudo foram elevados (2,8 a 9,7 h), o que segundo Cookney *et al.* (2016) dificulta a aplicação dessas condições em escala real.

Resultados semelhantes ao estudo anterior em relação à influência da temperatura são relatados por Bandara *et al.* (2012). Ao avaliar a recuperação do metano dissolvido de reator UASB (escala de bancada) alimentado com efluente de ETE municipal utilizando HFMC, os autores encontraram eficiências de recuperação maiores durante o inverno do que nos meses de verão. Durante todo o experimento, foi mantida a pressão transmembrana de 80kPa através de uma bomba de vácuo, motivo pelo qual os autores apontam tal parâmetro como crítico para a operação da membrana desgaseificadora. Por outro lado, os autores também concluem que sob o ponto de vista econômico é necessária a redução da energia utilizada na desgaseificação.

Cookney *et al.* (2012) utilizaram uma bomba peristáltica para inserir o efluente de reator piloto EGSB (leito de lodo granular expandido) supersaturado de metano no shellside da membrana. Em contracorrente foi inserido nitrogênio no lumenside. A concentração média de metano dissolvido encontrada no efluente do reator EGSB foi de 25 mg/L, valor superior a 21,9 mg/L predito pela lei de Henry a 16°C, evidenciando a supersaturação do metano. A maior eficiência de recuperação do metano ocorreu na menor velocidade do líquido, tendo tal valor variado entre 0,0033 m.s⁻¹ e 0,064 m.s⁻¹. Ademais, os autores concluem que a recuperação de metano dissolvido poderia aumentar a produção líquida de energia e mudar a pegada de carbono do processo.

No trabalho de Cookney *et al.* (2016) observa-se ampla faixa no percentual de recuperação, destacando-se a diferença entre os valores mínimo e máximo, aos quais os autores atribuem entre outros fatores, às variações na velocidade do líquido afluyente a membrana, sendo as maiores eficiências encontradas nas menores velocidades. O apêndice A apresenta uma tabela-resumo dos dados de alguns estudos existentes em relação à recuperação do metano dissolvido oriundo de reatores anaeróbios utilizando membranas desgaseificadoras, onde verifica-se que elevados percentuais de recuperação (da ordem de até 98,8%) puderam ser obtidos.

A Tabela 3.2 apresenta um resumo dos dados de alguns estudos existentes em relação à recuperação do metano dissolvido oriundo de reatores anaeróbios utilizando membranas desgaseificadoras.

Tabela 3.2 - Dados de recuperação de metano dissolvido a partir de membranas desgaseificadoras em efluentes anaeróbios

Referência	Recuperação do metano dissolvido (%)	Temperatura (°C)	TDH módulo da membrana (horas)	Tipo de efluente ^a	Escala do reator	Tipo de membrana	Força motriz
Bandara <i>et al.</i> , (2011)	68 ± 7	35	9,7	Efluente sintético de reator UASB	Bancada (1,3 L)	HFMC não porosa	Vácuo
	77 ± 7	35	8,5				
	85 ± 4	25	8,5				
	86 ± 2	15	8,5				
	82 ± 1	35	5,6				
	26 ± 7	35	2,8				
Bandara <i>et al.</i> , (2012)	57 ± 7	6 – 31 (jul a out - verão)	2 – 8	Efluente doméstico real de reator UASB	Bancada (1,6 L)	HFMC não porosa	Vácuo
	68 ± 8	6 – 31 (dez a mar - inverno)	2 – 8				
Cookney <i>et al.</i> , (2012)	12,5 – 72	16	Não reportado	Efluente de reator EGSB	Piloto (42,5 L)	PDMS não porosa	Gás de arraste: N ₂
Cookney <i>et al.</i> , (2016)	10,8 – 92,6	18	0,0055 – 0,65 ^b	Efluente sintético e real de reator UASB	Piloto (42,5 L)	HFMC não porosa	Gás de arraste: N ₂
Cookney <i>et al.</i> , (2016)	63,3 – 98,8	18	0,0057 – 0,65 ^b	Efluente sintético e real de	Piloto (42,5 L)	HFMC microporosa	Gás de arraste: N ₂

Referência	Recuperação do metano dissolvido (%)	Temperatura (°C)	TDH módulo da membrana (horas)	Tipo de efluente ^a	Escala do reator	Tipo de membrana	Força motriz
				reator AnMBR			
Henares <i>et al.</i> , (2016) ^c	29,4 – 77,2	25	Não reportado	Efluente sintético de reator	Bancada	HFMC não porosa	Gás de arraste: N ₂
Henares <i>et al.</i> , (2016)	28,3 – 98,5	25	Não reportado	EGSB		HFMC microporosa	

^aUtilizado na alimentação da membrana | ^b Calculado baseado na geometria do módulo

3.3 Filtração com membranas dinâmicas

Conforme supracitado, uma das limitações na aplicação da tecnologia de membranas desgaseificadoras (notadamente as microporosas, que apresentam menor resistência à transferência de massa) é a presença de partículas sólidas em suspensão no afluente, que pode causar incrustação e entupimento dos poros da membrana. A combinação das tecnologias de reatores anaeróbios ou aeróbios com membranas para o tratamento de efluentes, conhecida como biorreatores de membranas (MBRs), possui a notável característica de melhoria da qualidade do efluente final (COUTO *et al.*, 2017). No entanto, os custos das membranas, demanda energética na operação do sistema e controle de incrustação são algumas limitações desse tipo de tratamento, que comumente utiliza membranas de microfiltração e ultrafiltração (OZGUN *et al.*, 2013; SMITH *et al.*, 2014). Nesse sentido, a filtração via membranas dinâmicas surge como uma tecnologia promissora para atenuar as desvantagens desse processo (FAN & HUANG, 2002; WU *et al.*, 2005; YE *et al.*, 2006).

A fixação e acumulação dessas partículas sobre a superfície, fenômeno comum em MBRs, até então visto como desvantagem por causar entupimento das membranas de microfiltração (MENG *et al.*, 2009, 2017; GUO *et al.*, 2012), passa a ser uma vantagem sob a ótica da filtração em membrana dinâmica. A camada secundária pode funcionar como uma filtração adicional devido à sua capacidade de rejeição de poluentes e patógenos (LIANG *et al.*, 2013; SMITH *et al.*, 2015; ERSAHIN *et al.*, 2016).

Nessa tecnologia, a remoção de sólidos ocorre majoritariamente devido à camada dinâmica, não dependendo necessariamente do meio suporte, o que configura-se como uma das maiores

vantagens das membranas dinâmicas (sigla DM, do termo em inglês *dynamic membrane*), pois implica na possibilidade de utilização de materiais suporte de baixo custo, tais como diferentes tipos de tecidos em diversas configurações de malhas. Segundo SATYAWALI & BALAKRISHNAN (2008), substituir as membranas tradicionais por materiais de filtração mais baratos alia maiores taxas de fluxo e menores pressões transmembrana (TMPs) com um custo efetivo menor. As membranas dinâmicas podem ser utilizadas tanto em combinação com biorreatores aeróbios ou anaeróbios, sendo este último processo conhecido como AnDMBR, da sigla em inglês *anaerobic dynamic membrane bioreactor*, traduzido como biorreator anaeróbio com membrana dinâmica.

3.3.1 Configurações de reatores anaeróbios com membrana dinâmica

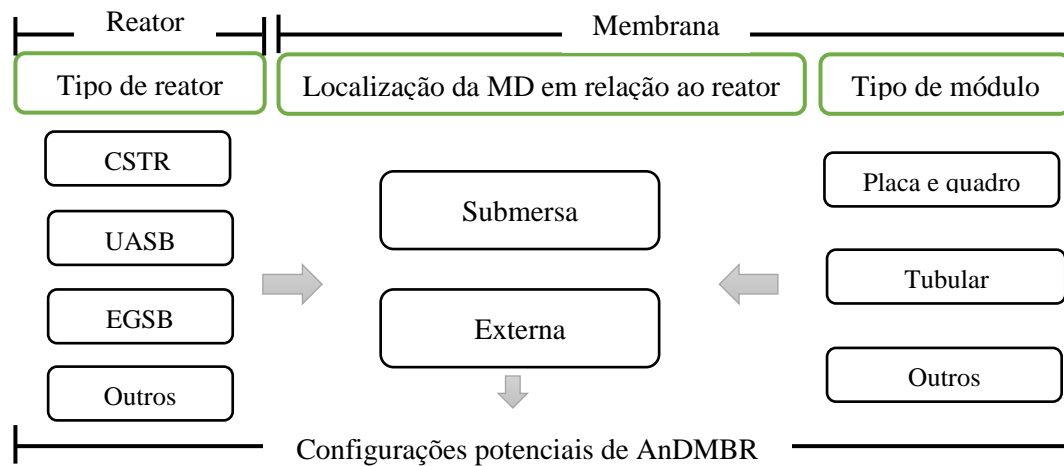
Dentre alguns tipos de reatores anaeróbios existentes, tais como reatores de mistura completa (CSTR, da sigla em inglês *completely stirred tank reactors*), reatores UASB, reatores de lodo granular e leito expandido (EGSB, da sigla em inglês *expanded granular sludge bed reactor*), reatores de leito fluidizado (FBR, da sigla em inglês *fluidized bed reactor*), até o momento apenas CSTRs e UASBs foram combinados com a tecnologia de membranas dinâmicas para criar AnDMBRs (WALKER *et al.*, 2009; MA *et al.*, 2013; ERSAHIN *et al.*, 2014; QUEK *et al.*, 2017).

Assim como os módulos de membranas descritos no item 3.3.2, pode-se optar entre três configurações típicas para os módulos de membranas dinâmicas (MD): placa e quadro, tubular ou espiral, embora a maioria das pesquisas existentes na literatura tenham sido desenvolvidas com os dois primeiros.

Os módulos de membranas podem ser combinados com os reatores a partir de sua inserção no mesmo (submerso) e operado sob vácuo ou podem ser instalados externamente ao reator, em uma unidade adicional operada sob pressão (ALIBARDI *et al.*, 2016; ERSAHIN *et al.*, 2016b). Ersahim *et al.*, (2017) ao compararem dois biorreatores de membrana dinâmica anaeróbios submersos e externos, concluíram que a configuração externa exigiu um tempo maior na formação de uma camada dinâmica que produzisse um efluente de alta qualidade, em comparação com o módulo no interior do reator. Porém, apesar de oferecer um período de inicialização mais curto, a resistência total de filtração e pressão transmembrana (TMP, do inglês *trans-membrane pressure*) na configuração interna, foram maiores do que na submersa.

A Figura 3.2 mostra um esquema com potenciais configurações de AnDMBRs com variações no tipo de reator anaeróbio, na localização da membrana dinâmica e no tipo do módulo. Embora exista na literatura diversas indicações de combinações, não existem módulos para MD comerciais disponíveis, e os módulos usados nos estudos sobre AnDMBR foram desenvolvidos no escopo das próprias pesquisas (HU *et al.*, 2018).

Figura 3.2: Diagrama esquemático exibindo potenciais configurações de AnDMBR

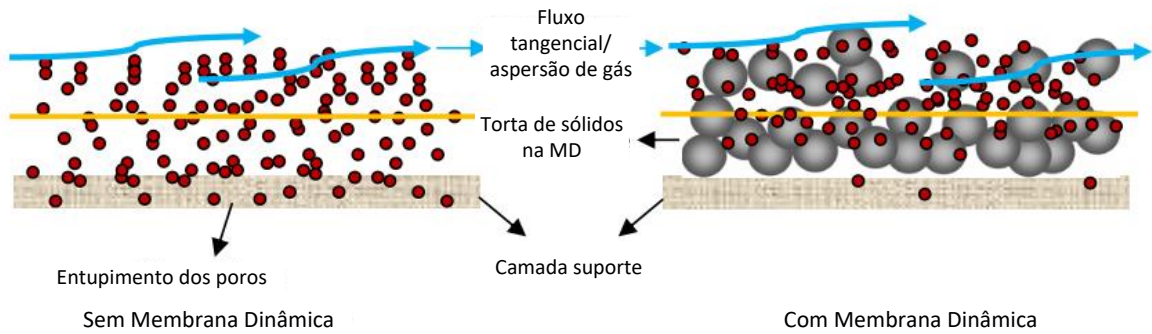


Fonte: Adaptado de HU *et al.* (2018)

3.3.1 Formação e limpeza da camada dinâmica

Em relação à formação, as MDs podem ser classificadas em membranas dinâmicas autoformadas (SFDM, da sigla em inglês *self-forming dynamic membrane*) ou membranas dinâmicas pré-revestidas, também denominadas FIP (da sigla em inglês, *formed-in-place*) (ERSAHIN *et al.*, 2012). A MD pré-revestido é formado no material suporte a partir da filtração de soluções contendo partículas coloidais específicas sobre a superfície de um material poroso (YE *et al.*, 2006), ou seja, exige um material externo em sua formação. O SFDM é formado sem a introdução de partículas específicas, e utiliza-se das substâncias existentes no próprio material filtrado, tais como sólidos suspensos em águas residuárias (ERSAHIN *et al.*, 2012). A Figura 3.3 demonstra a formação da camada dinâmica.

Figura 3.3: Demonstração de material suporte com e sem membrana dinâmica



Fonte: ERSAHIN *et al.* (2012)

O tempo de formação da MD pré-revestida equivale ao tempo de pré-filtração nas MDs, enquanto nas MDs autoformadas, a definição desse tempo varia entre alguns autores. REZVANI *et al.*, (2014) assumem que o tempo de formação da SFDM se refere principalmente ao momento em que a turbidez do efluente se torna estável. LIANG *et al.*, (2012) e (Meng *et al.*, 2017) definiram que a membrana estaria formada quando a concentração de sólidos suspensos (SS) fosse próxima de 0 mg.L^{-1} . Segundo LI & XU & YU, (2018), outros autores consideram a estabilidade na concentração de sólidos suspensos (SS) e do fluxo como índices para a formação de MD.

Diferentes estratégias podem ser adotadas tanto para o controle da espessura da “torta de lodo” (*cake layer*) formada, a fim de obter um período de operação mais longo e sustentável; quanto para a limpeza periódica do material suporte, a fim de utilizá-lo em diferentes ciclos de operação. Xie *et al.* (2014) utilizaram recirculação de lodo para induzir uma velocidade de fluxo cruzado (*cross-flow velocity*) ao longo da superfície da MD para controle da incrustação e limpeza física com água para remover a torta formada quando a pressão transmembrana atingiu 40 kPa. Ersahin *et al.* (2014) utilizaram circulação de biogás para limpeza da MD a partir de um difusor instalado abaixo do módulo de membrana, juntamente com operação intermitente. Zhang *et al.* (2011) restauraram a permeabilidade da membrana dinâmica quando a TMP excedeu 25 kPa a partir da retrolavagem com água. A limpeza química com solução de NaClO a 0,5% (v/p), por 2 horas de duração foi relatada por An *et al.* (2009) e assim como as estratégias descritas nas pesquisas anteriores, foi bem sucedida porém a qualidade do efluente piorou na fase inicial após a limpeza, tornando-se estável após 1 a 2 dias de operação.

Portanto, considerando a facilidade de controle e operação, além da não exigência de reagentes externos, a limpeza física tem se apresentado como a estratégia preferencial na regeneração da membrana dinâmica, enquanto a limpeza química se configura como alternativa apenas para os casos em que ocorrer grave incrustação fisicamente inamovível (HU *et al.*, 2018).

3.3.1 Material suporte para a formação da camada dinâmica

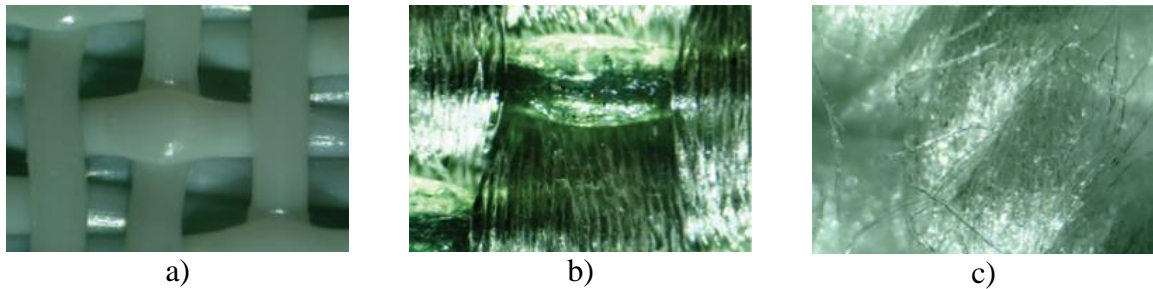
Constitui-se como parte importante no processo de filtração, a seleção do material do qual será constituído o filtro. Svarovsky (2000) aponta duas importantes considerações a serem feitas na escolha do material: a primeira se relaciona à resistência química, térmica e abrasiva do material em relação ao produto a ser filtrado, enquanto a segunda diz respeito à trama (organização e geometria dos fios) da malha ou do tecido e como isso afeta a clarificação do filtrado, a obstrução dos fios e as propriedades da torta formada.

No processo de AnDMBR, Kyso (2005) destaca também a importância de se manter estável a camada de lodo (*cake layer*) em um material suporte adequado para possibilitar uma camada de MD efetiva que alcance suficiente retenção de biomassa.

Malhas, tecidos e não-tecidos foram relatados como os materiais de suporte comum usados para a formação de DM (ESRAHIN, 2012). As malhas podem ser definidas como barreiras permeáveis compostas pela conexão entre fios de metal, fibra ou outro material flexível/dúctil. Um tecido pode ser formado por fios monofilamentosos e/ou multifilamentosos.

Ersahin *et al.*, (2013) define fios monofilamentosos como fios contínuos únicos com uma textura uniforme. Combinando e girando os fios de monofilamento, podem ser produzidos fios multifilamentosos individuais. Por sua vez, os fios monofilamentosos e multifilamentosos podem ser combinados para formar materiais mono-multifilamentares. Além dessas variações, há ainda o *staple filter*, formado por pequenos pedaços individuais de fibras que são fiados para obter um único pedaço de fio (HUTTEN, 2007). A Figura 3.4 exhibe modelos de malhas formadas por monofilamentos, multifilamentos e *staple filter*.

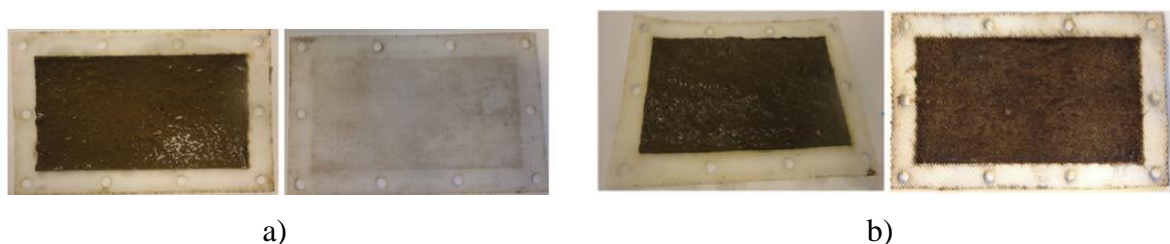
Figura 3.4: Tipos de tramas dos fios: a) mono-monofilamentos, b) mono-multifilamentos, c) *staple filter*



Fonte: ERSAHIN *et al.* (2013)

Em relação aos tecidos não-tecidos Hutten (2007) os define como uma folha ou teia de fibras ou filamentos naturais e/ou artificiais, excluindo papel, que não foram convertidos em fios, e que estão ligados um ao outro. Kiso *et al.*, (2005) observou que ao utilizar tecido não-tecido como material suporte para MD, devido aos poros muito finos houve fixação de partículas de lodo entre a matriz de fibras, o que dificultou a remoção do lodo aderente dos interstícios do filtro na operação a longo prazo. Ersahin *et al.* (2013) também observaram o mesmo fenômeno quando utilizaram *staple filter*, conforme pode ser observado na Figura 3.5 que compara a formação da torta e o meio suporte após lavagem utilizando mono-mono filamento e *staple filter*.

Figura 3.5: Formação da torta de lodo e acumulação após limpeza física: a) material suporte de mono-monofilamento, b) material suporte de *staple filter*



Fonte: ERSAHIN *et al.* (2012)

As experiências descritas acima convergem o que é apresentado por Svarovsky (2000), de que tecidos com multifilamentos podem produzir filtrados mais claros, mas têm uma maior tendência à obstrução do que os monofilamentosos. Portanto, o autor recomenda que quando o

efluente possuir sólidos finos e a clarificação for um objetivo a ser alcançado, a aplicação de malhas com monofilamentos seja avaliada.

3.3.1 Resistência à filtração

A resistência à filtração pode ser um indicativo de formação de uma camada dinâmica homogênea (HU *et al.*, 2018). Portanto, quanto mais espessa a camada, melhor é a qualidade do efluente. No entanto, conforme a espessura da *cake layer* aumenta, cresce a resistência, resultando em uma maior pressão transmembrana (TMP) (LI *et al.*, 2017). Dessa forma, deve ser buscado um equilíbrio entre condições que proporcionem uma espessura da camada dinâmica tal, que resulte em um efluente com a qualidade desejada, sem no entanto provocar aumento excessivo na pressão transmembrana.

O cálculo da resistência da camada dinâmica associada à filtração é baseado na relação de Darcy (SVAROVSKY, 2000) da seguinte forma:

$$R_{cake} = \frac{\Delta P}{\mu \cdot J} - R_m \quad \text{Eq. 3.3}$$

Em que:

ΔP = Pressão transmembrana (TMP) (Pa);

μ = viscosidade do permeado (Pa.s);

J = fluxo efluente ($\text{m} \cdot \text{s}^{-1}$);

R_{cake} = resistência de filtração da torta ou camada dinâmica (m^{-1});

R_m = resistência intrínseca da tela (m^{-1}).

Sendo assim, a resistência total de filtração pode ser obtida através da seguinte soma:

$$R_{total} = \frac{\Delta P}{\mu \cdot J} \quad \text{Eq. 3.4}$$

Em que:

R_{total} = resistência de total filtração, inclui a camada dinâmica e a tela (m^{-1});

3.3.2 Experiências de filtração com membranas dinâmicas

A literatura mostra que a aplicação da filtração dinâmica de efluentes de reatores anaeróbios encontra-se em estágio inicial, com a realização de pesquisas a partir do ano de 2010 (HU *et al.*, 2018). Ersahin *et al.* (2014) utilizaram tecido de monofilamento com abertura da malha de 10 μ m para desenvolver um módulo de filtração dinâmica para receber efluente de um reator anaeróbio e obtiveram remoções de demanda química de oxigênio (DQO), turbidez e sólidos suspensos (SS) superiores a 99%. Resultados similares com remoção de DQO na faixa de 63-80% e > 90% para SS foram encontrados por Zhang *et al.* (2011); Alibardi *et al.* (2016) e Saleem *et al.* (2016).

Sidiqqi *et al.* (2018) utilizaram um reator UASB em PVC com diâmetro interno de 10 cm, altura de 135 cm, volume útil de 10L e *headspace* de 0,5 L, cujo lodo era recirculado do reator e bombeado em fluxo perpendicular para uma unidade cilíndrica externa em que foi investigada a autoformação da membrana dinâmica (configuração AnSFDMBR, a sigla em inglês, *anaerobic self-forming dynamic membrane bioreactor*). O lodo foi circulado na superfície do material de suporte (malha tecida com nylon 6) do módulo para proporcionar tensão de cisalhamento suficiente para evitar a acumulação excessiva de lodo no material de suporte e manter a permeabilidade da membrana. Neste trabalho, variou-se os seguintes parâmetros para buscar os valores ótimos na formação da SFDM: taxas de aplicação (0,5 ; 0,75; 1; 2e 4 m³/m².d), velocidade perpendicular do fluxo (0,010; 0,015 e 0,025 m/s), tamanho de poro (26, 38, 54, 61 e 74 μ m) e concentração de sólidos em suspensão afluente (4000, 6000, 8000 e 10000 mg/L). As condições ótimas de operação do AnSFDMBR estudado para a formação da camada dinâmica autoformada foram de fluxo de 0,75 m³/m².d, velocidade de 0,015 m.s⁻¹, tamanho de poro de malha de 61 μ m e concentração de sólidos suspensos igual a 8000 mg.L⁻¹. A partir dessas condições, foi possível obter a SFDM no intervalo de 60 a 90 minutos de operação, com turbidez efluente inferior a 10 UNT e pressão transmembrana inferior a 26 kPa durante os 700 minutos de duração do experimento. A concentração de sólidos mostrou o impacto mais significativo na formação de SFDM, e segundos os autores, uma SFDM madura não pode ser prontamente formada dentro de um curto período em baixas concentrações de MLSS (4000 e 6000 mg / L).

Sun *et al.* (2018) utilizaram um reator anaeróbio completamente misturado (CSTR) de 15L de volume útil, em que três módulos SFDM de folha plana foram submersas. O tamanho médio

dos poros do material suporte para a formação de SFMD foi 30 μm e cada módulo possuía dois lados para filtração com uma área efetiva de 0,04 m^2 . Antes do experimento, o reator foi aclimatado durante um mês com inóculo oriundo de uma ETE local, e durante todo o período experimental, nenhuma retirada de lodo foi realizada, exceto das amostras coletadas. A concentração de sólidos suspensos em licor misto (MLSS) no S-AnSFDMBR foi mantida em torno de 3500 ± 150 mg. A parte inferior do AnSFDMBR submerso (S-AnSFDMBR) foi alimentada com águas residuárias municipais sintéticas com DQO (361 ± 20 mg/L) sob temperatura ambiente (25 ± 2 ° C) e pH entre 6,8 a 7,2. O S-AnSFDMBR foi operado em seis ciclos de acordo com a variação de fluxo. Cada ciclo consistiu em um período de formação inicial rápido de SFDM, seguido por um período de operação sustentável, que foi finalizado quando o fluxo ficou menor que 10 $\text{L}\cdot\text{m}^{-2}\cdot\text{h}$, o que se deu aproximadamente no 15º dia de operação. Os módulos SFDM lavados foram usados nos ciclos seguintes. No início, quando a taxa aplicada foi de 300 $\text{L}/\text{m}^2\cdot\text{h}$, o filtrado foi extremamente turvo (225 NTU). No entanto, tornou-se mais límpido e em apenas 50 minutos a turbidez localizou-se na faixa de 1,30 a 1,35 em todos os ciclos. A concentração média de DQO efluente foi menor que 50 $\text{mg}\cdot\text{L}^{-1}$, correspondendo a uma eficiência de remoção de 89,4%. A resistência à filtração ao final do período de operação sustentável foi de $3,9 \times 10^{10} \text{ m}^{-1}$.

Alibardi *et al.* (2016) usaram um biorreator anaeróbico de membrana dinâmica (AnDMBR) em escala de bancada, com 9,5 cm de largura, 9 cm de profundidade e 10,5 cm de altura, volume útil de 684 mL, e uma unidade externa de suporte para filtração com volume de 60 mL (largura: 20 cm, altura: 1,5 cm, prof.: 2cm) durante 140 dias. A malha usada foi tecida em poliamida/nylon, com aberturas (poros) de 200 μm , caracterizando a malha de filtração como grosseira para avaliar a eficiência desse tipo de malha no funcionamento do sistema. O reator foi inoculado com lodo anaeróbico retirado de um digestor anaeróbico real para o início do estudo, e recebeu lodo em outras três ocasiões devido a procedimentos de manutenção. O reator foi alimentado com água residuária sintética cuja concentração de DQO era de 900 mg/L. O tempo de detenção hidráulica (TDH) foi variado ao longo do estudo, começando com 5 dias para melhorar a aclimação da biomassa e eventualmente chegou a 0,27 dias para avaliar a performance do sistema. Por causa dessas variações, o fluxo através da membrana dinâmica (MD) variou de 1,4 a 28 $\text{L}/\text{m}^2\cdot\text{h}$, e a pressão transmembrana (TMP) se manteve abaixo de 50 mbar nos primeiros meses, atingindo quase 200 mbar no final do estudo. Os resultados demonstraram que a MD pode ser atingida para a malha grosseira tratando águas residuais domésticas/urbanas com fluxos altos na membrana (15-20 $\text{L}/\text{m}^2\cdot\text{h}$) aplicando-se baixas TMPs

(abaixo de 50-100mbar). Para TDHs superiores a 0,5 dias, a eficiência média da remoção de DQO foi superior a 80%, e para valores inferiores, se manteve entre 50 e 60%. Pôde-se concluir também que o biofilme que compõe a “torta” da DM contribui para a eficiência do tratamento, mas TDHs baixos favorecem a dissolução do metano e conseqüente perda do mesmo no efluente do reator.

Saleem *et al.*, (2016) avaliaram o desenvolvimento da membrana dinâmica em um AnDMBR quando diferentes fluxos de filtração foram aplicados. O desempenho do reator resultante de diferentes fluxos de filtração, tempos de retenção hidráulica e taxas de carga orgânica também foi avaliado. Dois experimentos foram conduzidos, com duração de 68 e 27 dias, em escala de laboratório com um módulo externo de filtração de fluxo cruzado. O reator anaeróbio possuía diâmetro interno de 9 cm, altura de 10,5 cm e um volume útil de 684 mL. O módulo suporte de filtração dinâmica possuía volume de 48 mL, e em seu eixo central foi inserida uma malha de poliamida/nylon com aberturas de 200 μm e diâmetro de fio de 120 μm e área de filtração de 40 cm^2 . O reator foi alimentado com um efluente sintético a uma concentração de 5 g.DQO.L^{-1} e inoculado com lodo anaeróbio de um digestor de lodo. Durante a primeira execução, o fluxo variou de 1.0 $\text{L.m}^{-2}.\text{h}^{-1}$ para 7,2 $\text{L.m}^{-2}.\text{h}^{-1}$ (valor médio de 3,3 $\text{L.m}^{-2}.\text{h}^{-1}$), enquanto que na segunda execução, o fluxo variou de 2.9 $\text{L.m}^{-2}.\text{h}^{-1}$ a 7,0 $\text{L.m}^{-2}.\text{h}^{-1}$ (valor médio de 5,1 $\text{L.m}^{-2}.\text{h}^{-1}$). A velocidade do fluxo cruzado foi de 1,0 m.h^{-1} e a pressão transmembrana foi mantida inferior a 20 kPa. A eficiência média de remoção de DQO foi de 75% e 80% e a remoção de sólidos foi de 99% e 96% para primeira e segunda experimentação, respectivamente. A consolidação da MD se deu após 50 e 15 dias para a primeira e segunda experiência, respectivamente, quando ocorreu aumento da pressão transmembrana. Os resultados deste estudo demonstram que altos fluxos de permeado estão positivamente ligados à taxa de desenvolvimento das MDs, nas condições de operação aplicadas. O efeito de maior fluxo inicial aplicado foi mais significativo em comparação com as concentrações de MLSS dentro do biorreator no desenvolvimento da MD, que resultou em uma camada de incrustação robusta, que era mais resistente contra o cisalhamento hidráulico aplicado. Além disso, o rápido desenvolvimento da MD garantiu desempenhos mais estáveis do biorreator, para os quais as eficiências de remoção de DQO e sólidos eram comparáveis a sistemas de tratamento anaeróbico de alta taxa convencional.

A Tabela 3.3 e a Tabela 3.4 apresentam dados de outros estudos sobre o desempenho do tratamento e da membrana dinâmica respectivamente, em sistemas AnDMBR com diferentes configurações.

Tabela 3.3 Desempenho de tratamento em sistemas AnDMBR com diferentes configurações

Configuração do reator	Configuração do módulo	Volume (L)	Temperatura (°C)	Água residuária	Caracterização do afluente (mg.L ⁻¹)	Caracterização do efluente (mg.L ⁻¹) ou remoção	MLSS ² (g.L ⁻¹)	TDH ⁴ (h)	SRT ⁵ (d)	Referência
CSTR/submerso	Tubular	11	Ambiente	Efluente sintético	DQO = 368,6	DQO = 38,4; SS < 5,0	2,23	17,5	n.r.	Zhao <i>et al.</i> (2010)
UASB/submerso	Tubular	12,9	Ambiente	Esgoto doméstico municipal	DQO: 259,5	DQO = 77,5	n.r. ³	2,6	infinito	An <i>et al.</i> (2009)
UASB/submerso	Placa e quadro	45	Ambiente	Esgoto doméstico municipal	DQO = 298,4 ; SS = 117	DQO = 105,3; SS < 15	n.r.	8	n.r.	Zhang <i>et al.</i> (2011)
CSTR/submerso	Tubular	11	30	Efluente sintético	DQO = 1200	DQO = 72,6; Turbidez < 1,5 UNT	3,5	5 a 6	30	Zhao <i>et al.</i> (2012)
UASB/submerso	Placa e quadro	48	37	Lixiviado de aterro	DQO = 13.000	DQO = 4.910	n.r.	2,5 d	125	Xie <i>et al.</i> (2014)
CSTR/externo	Placa e quadro	0,7 + 0,05	35	Efluente sintético	DQO = 5000	DQO = 300 - 1.800; SS = 50 - 400	10 a 25	1 - 7 d	infinito	Alibardi <i>et al.</i> (2014)
CSTR/submerso	Placa e quadro	6,8	35,7	Efluente sintético	DQO = 20.100; SS = 7.400; Turbidez = 3920 UNT	DQO = 95 - 115; SS < 10; Turbidez < 20 UNT	5,0 a 6,5	10 d	20 a 40	Ersahin <i>et al.</i> (2014)
CSTR/externo	Placa e quadro	0,7 + 0,06	20 - 24	Efluente sintético	DQO = 900	DQO = 100; SS < 100	2 a 12	0,25 a 5,7	n.r.	Alibardi <i>et al.</i> (2016)
CSTR/externo	Placa e quadro	7,4	35,5	Efluente sintético	DQO = 20.100; DQO _{sol} ¹ = 11.500; SS = 7.400	DQO = 200; DQO _{sol} = 115; SS < 10; Turbidez = 24,5 UNT	6,4	5,5 a 7 d	n.r.	Ersahin <i>et al.</i> (2016b)
CSTR/submerso	Tubular	14	35	Lodo	DQO = 12.000 - 15.000; DQO _{sol} = 800 - 1000; SST = 12.000 - 15.000; SSV = 7000 - 8000	DQO _{sol} < 30%; SS > 99%	15 a 20	5,4 d	n.r.	Liu <i>et al.</i> (2016)
CSTR/submerso	Placa e quadro	7,4	35,7	Efluente sintético	DQO = 20.100; 11.500; Turbidez = 39.200	DQO = 100; DQO _{sol} = 85; Turbidez = 12,5 UNT	6,45	10 d	40	Ersahin <i>et al.</i> (2017)
CSTR/externo	Placa e quadro	7,4	35,5	Efluente sintético	DQO = 20.100; 11.500; Turbidez = 39.200	DQO = 180; DQO _{sol} = 105; Turbidez = 30 UNT	6,4	10 d	40	Ersahin <i>et al.</i> (2017)
CSTR/submerso	Placa e quadro	25	37	Resíduo alimentar	DQO = 33.900; DQO _{sol} = 12.100	DQO = 24.000; DQO _{sol} = 22.800; SS < 2.000	20 a 40	7 a 10 d	30	Tang <i>et al.</i> (2017)

DQO_{sol}¹: DQO solúvel; MLSS²: concentração de sólidos suspensos na mistura líquida; n.r.³: não reportado; TDH⁴: Tempo de detenção hidráulico; SRT⁵: tempo de residência celular (idade do lodo).

Fonte: Adaptado de Hu *et al.* (2018).

Tabela 3.4 Desempenho da membrana dinâmica em sistemas AnDMBR com diferentes configurações

Configuração do reator	Configuração do módulo	Força motriz da filtração	Material suporte	Tamanho do poro (μm)	Área de filtração (m^2)	TAS no fluxo estável ($\text{L}\cdot\text{m}^{-2}\cdot\text{h}^{-1}$)	TMP ¹	Ciclo operacional (d)	Referência
CSTR/submerso	Tubular	Gravidade	Não-tecido	~ 10	0,14	5	5 cmca ²	5	Zhao <i>et al.</i> (2010)
UASB/submerso	Tubular	Bomba	Não-tecido	0,64	0,98	5	< 40 kPa	20 a 30	An <i>et al.</i> (2009)
UASB/submerso	Placa e quadro	Bomba	Poliéster	61	n.r.	65	< 25 kPa	90	Zhang <i>et al.</i> (2011)
CSTR/submerso	Tubular	Gravidade	Não-tecido	200 g.m ⁻²	0,11	15 a 30	2,5 cmca	12 a 15	Zhao <i>et al.</i> (2012)
UASB/submerso	Placa e quadro	Bomba	Poliéster	40	n.r.	6	< 50 kPa	15 a 25	Xie <i>et al.</i> (2014)
CSTR/externo	Placa e quadro	Bomba	Poliamida (nylon)	200	0,004	1,0 a 7,2	< 25 kPa	70	Alibardi <i>et al.</i> (2014)
CSTR/submerso	Placa e quadro	Bomba	Tecido de monofilamento	10	0,018	2,6	< 800 mbar	50 a 80	Ersahin <i>et al.</i> (2014)
CSTR/externo	Placa e quadro	Bomba	Poliamida (nylon)	200	0,004	1,4 a 2,8	< 200 mbar	130	Alibardi <i>et al.</i> (2016)
CSTR/externo	Placa e quadro	Bomba	Tecido de monofilamento	10	0,014	2,2	< 450 mbar	50	Ersahin <i>et al.</i> (2016b)
CSTR/submerso	Tubular	Gravidade	Silk	100	0,0314	1,0 a 2,0	1,3 kPa	15	Liu <i>et al.</i> (2016)
CSTR/submerso	Placa e quadro	Bomba	Tecido de monofilamento	10	0,014	2,2	< 700 mbar	80	Ersahin <i>et al.</i> (2017)
CSTR/externo	Placa e quadro	Bomba	Tecido de monofilamento	10	0,014	2,2	< 400 mbar	80	Ersahin <i>et al.</i> (2017)
CSTR/submerso	Placa e quadro	Gravidade	Poliamida (nylon)	50	0,04	2,0 a 10	10 cmca	6	Tang <i>et al.</i> (2017)

TMP¹: Pressão transmembrana; cmca²: centímetros de coluna d'água;
 Fonte: Adaptado de Hu *et al.* (2018).

3.4 Breve descrição sobre a utilização de filtração com britas e de filtro de discos

Em alguns processos de tratamento de água por filtração em múltiplas etapas, filtros de britas são usados como pré-tratamento. A remoção das impurezas ocorre através da sedimentação dos sólidos suspensos na superfície de britas e nos vazios entre elas (DI BERNARDO *et al.*, 1999).

Na irrigação, o filtro de discos possui ampla aplicação, e é composto por uma carcaça de plástico e pelo elemento filtrante constituído de anéis, em formato cilíndrico. A água é filtrada ao passar pelos pequenos condutos formados entre os anéis consecutivos. As ranhuras no interior dos discos permite a adesão das partículas mais finas (principalmente matéria orgânica), enquanto a superfície externa retém as partículas maiores (OLIVEIRA, 2006).

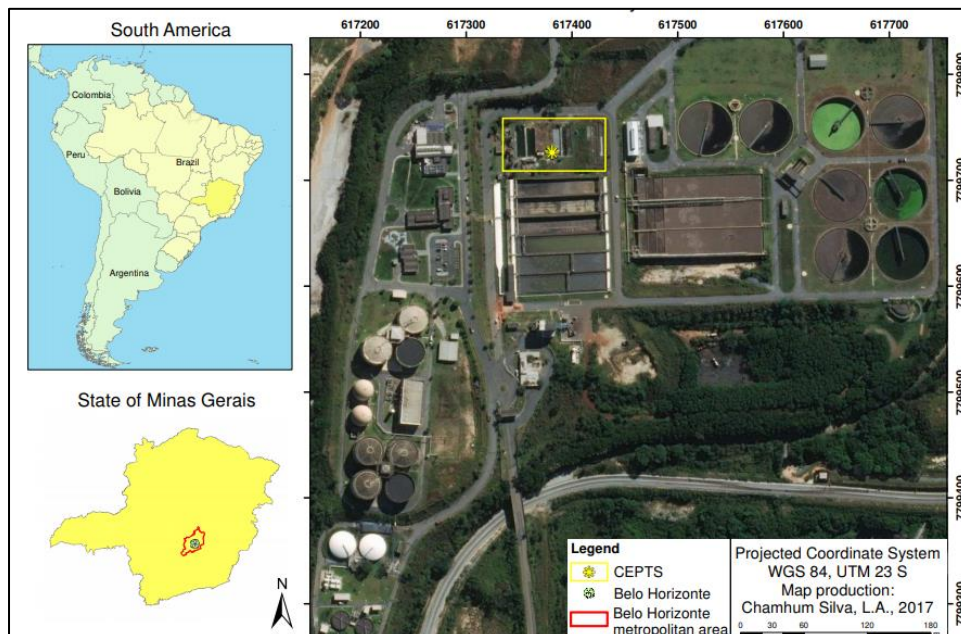
Segundo Oliveira (2006), a manutenção em processos que utilizam filtros de discos para filtração é simples, pois, uma vez aberto, os discos se soltam e podem ser lavados em água corrente ou com jatos d'água. A compacidade e a resistência do elemento filtrante pode admitir grandes pressões de trabalho e reter uma grande quantidade de sólidos antes de ser lavado, e seu preço é razoavelmente baixo.

4 MATERIAL E MÉTODOS

4.1 Área de estudo

A pesquisa foi realizada no Centro de Pesquisa e Treinamento em Saneamento UFMG/COPASA (CePTS), situado junto à Estação de Tratamento de Esgotos do Ribeirão Arrudas (ETE Arrudas), na região metropolitana de Belo Horizonte – MG, cuja localização pode ser observada no mapa da Figura 4.1. No CePTS estão presentes diversas configurações de experimentos no tocante ao tratamento de esgoto doméstico, os quais são alimentados por parte da vazão afluyente à ETE após a passagem do esgoto bruto pelo tratamento preliminar. A Figura 4.2 destaca o reator UASB utilizado na presente pesquisa.

Figura 4.1: Mapa de localização da área de estudo: CePTS, na Estação de Tratamento de Esgotos Arrudas - MG



Fonte: Chamhum Silva (2017)

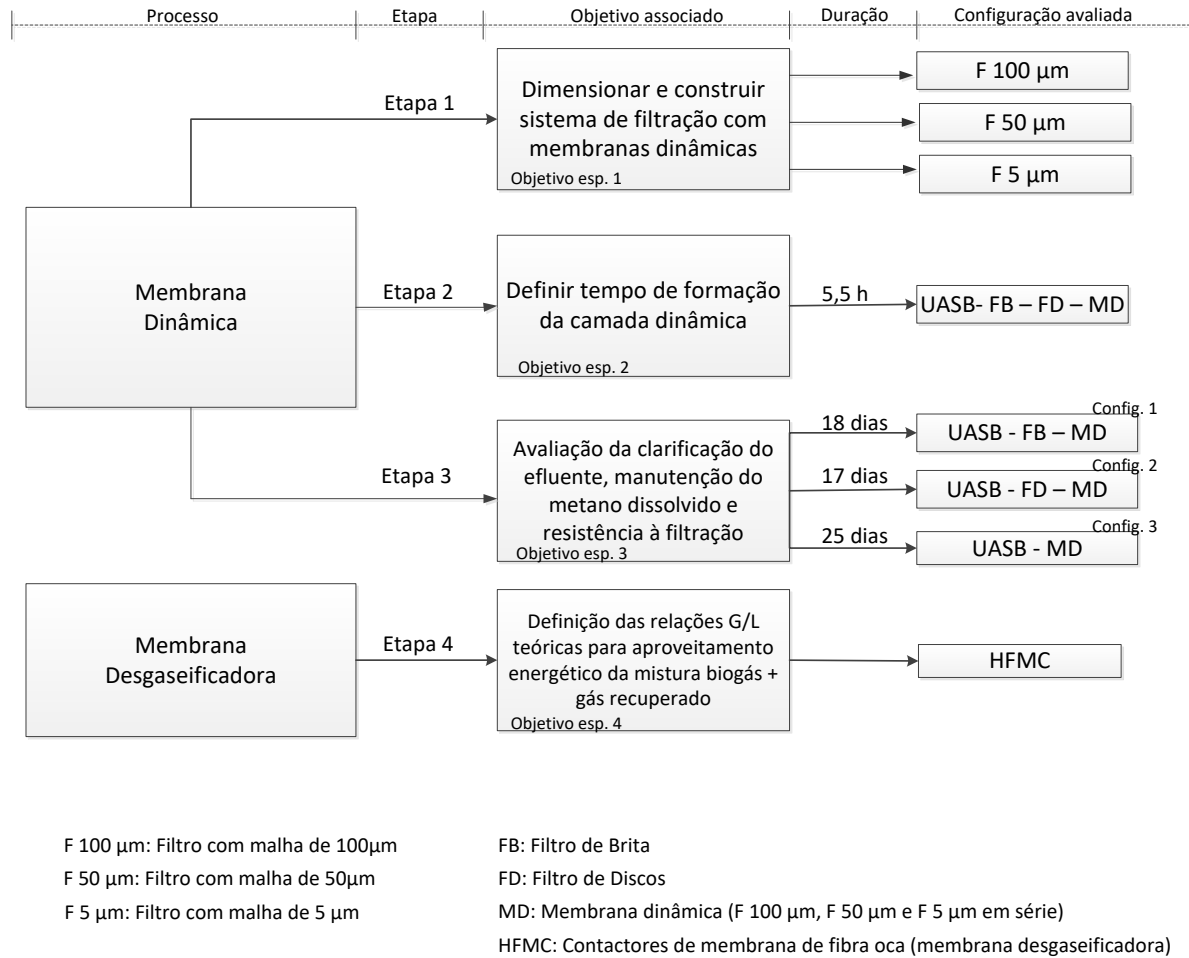
Figura 4.2: Foto do CEPTS (com destaque para o reator UASB utilizado no experimento)



Fonte: Bortolini (2018)

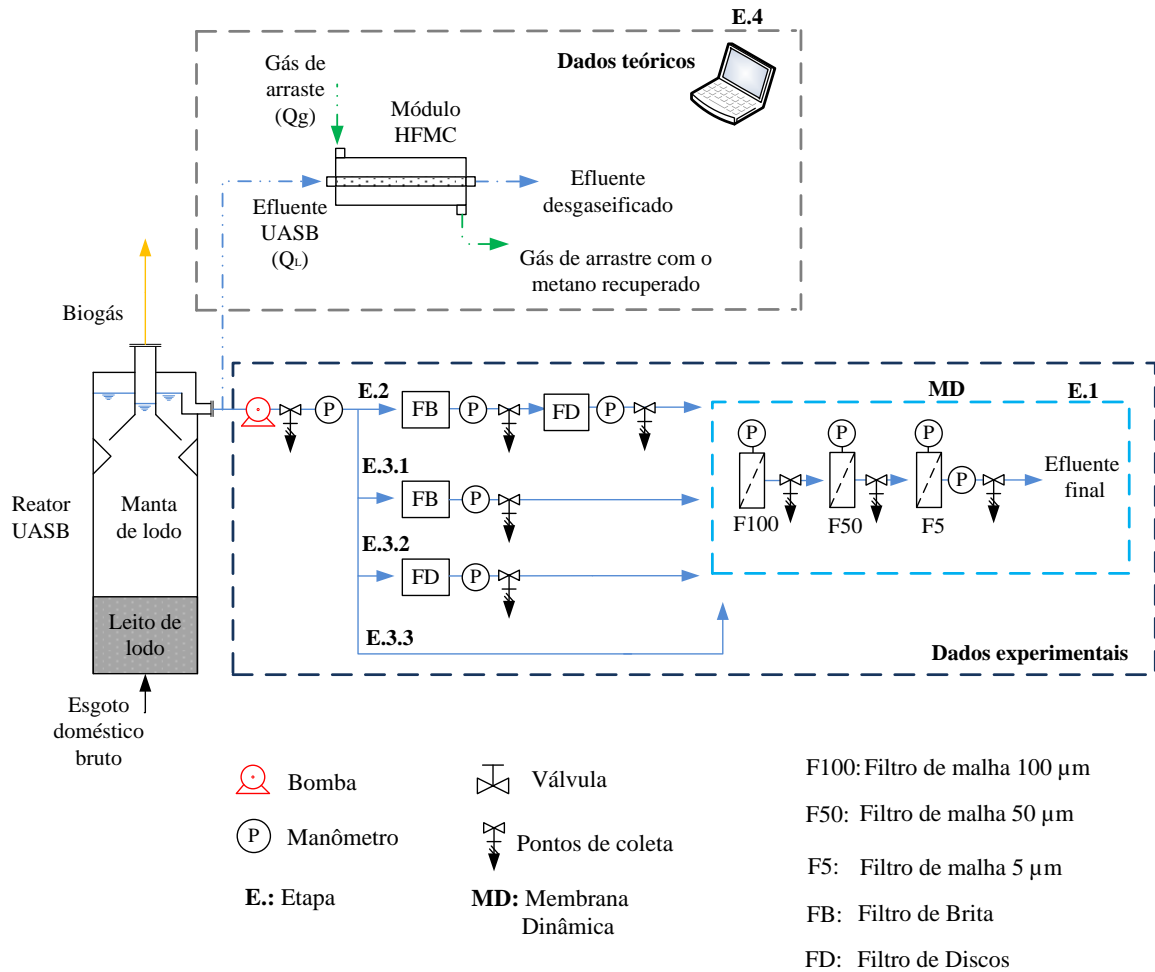
4.2 Fluxograma de pesquisa e aparato experimental

O fluxograma da presente pesquisa no qual são apresentados a nomenclatura dada para cada etapa bem como os objetivos específicos às quais se relacionaram estão descritas na Figura 4.3. A Etapa 2 se relacionou ao objetivo específico 2, durante a qual avaliou-se o tempo de formação da camada dinâmica para a configuração UASB seguido de filtro de brita, filtro de disco e membranas dinâmicas. A Etapa 3, relacionada ao objetivo específico 3, foi subdividida nas etapas 3.1, 3.2, e 3.3, em que foi avaliado o desempenho em termos de clarificação, manutenção do metano dissolvido e resistência da MD à filtração com as respectivas configurações: UASB seguido de filtro de brita (FB) e membranas dinâmicas (configuração 1); UASB seguido de filtro de disco (FD) e membranas dinâmicas (configuração 2) e UASB seguido de membranas dinâmicas (configuração 3). Convencionou-se a sigla MD para as três unidades em série em que buscou-se a formação das membranas dinâmicas: filtro com malha de 100 μm (F100 μm), filtro com malha de 50 μm (F50 μm) e filtro com malha de 5 μm (F5 μm), cujo detalhamento será trazido em item posterior.

Figura 4.3: Fluxograma de pesquisa

A Figura 4.4 exibe o fluxograma da pesquisa com o aparato experimental e os pontos de coleta dos efluentes de cada unidade de filtração e do reator UASB. Destaca-se que as etapas 1 a 3, relacionadas aos objetivos específicos 1 a 3 foram realizadas através de monitoramentos experimentais em campo, enquanto a Etapa 4, associada ao objetivo específico 4 foi realizada a partir de dados teóricos e equações contidas na literatura.

Figura 4.4: Ilustração esquemática do fluxograma de pesquisa e do aparato experimental



4.3 Concepção das unidades de teste (objetivo 1)

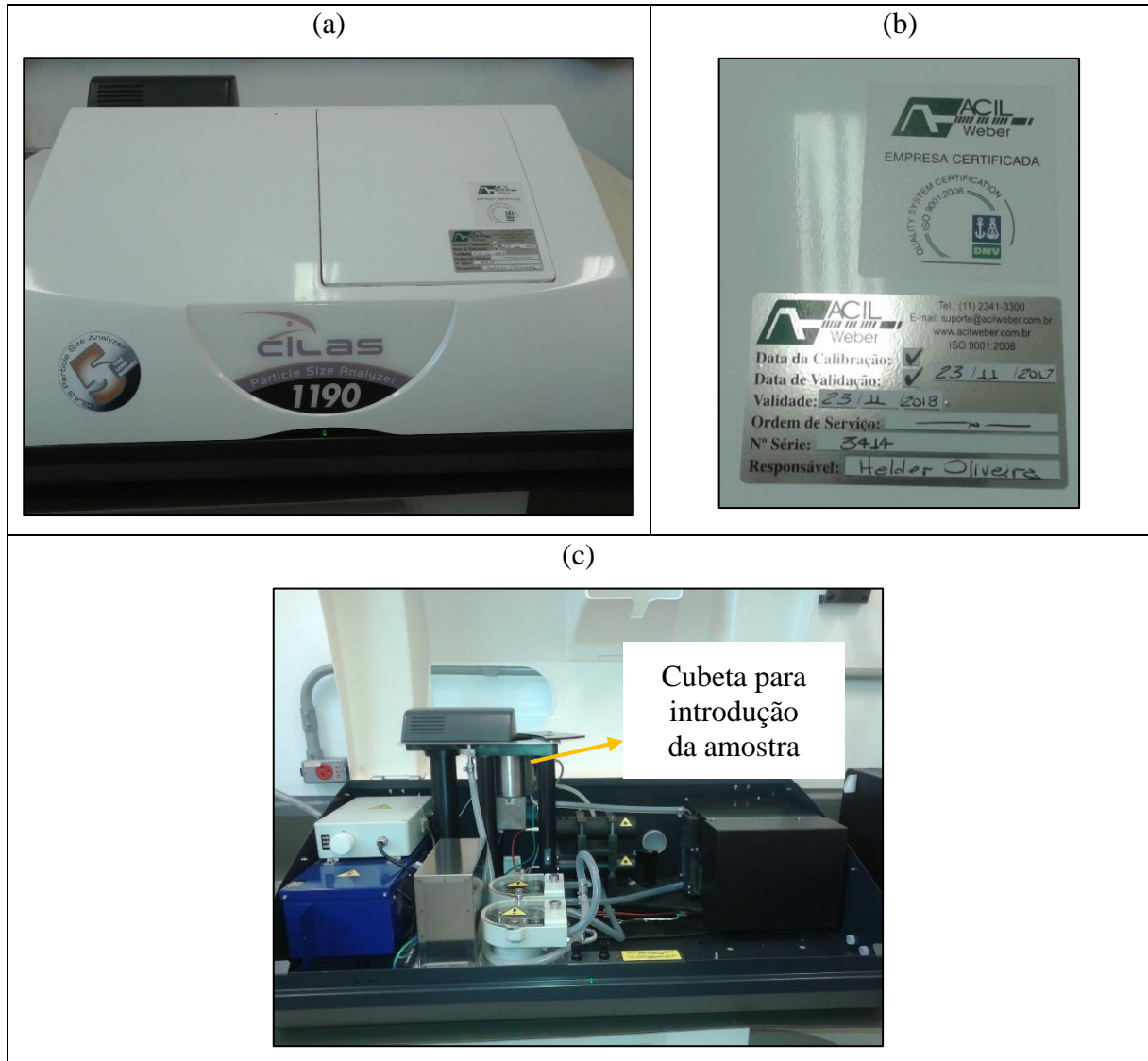
4.3.1 Ensaios de Distribuição de Tamanho de Partículas (DTP)

O tamanho dos poros do meio suporte afeta a taxa de formação e permeabilidade do fluxo através da membrana dinâmica. Por esse motivo, o tamanho do poro do material suporte e o tamanho da partícula do material de formação de MD devem ser considerados em conjunto para obter o melhor desempenho de separação dos sólidos (ERSAHIN, 2012).

A fim de caracterizar o tamanho das partículas efluentes do reator UASB realizaram-se ensaios de distribuição de tamanho de partícula (DTP) em granulômetro de difração a laser CILAS 1190, no Centro de Desenvolvimento da Tecnologia Nuclear (CDTN), Belo Horizonte - MG. O CILAS 1190 (Figura 4.5) incorpora três lasers que juntos, alcançam alta precisão para a faixa

de tamanhos entre $0,04 \mu\text{m}$ e $2.500 \mu\text{m}$, e fornece por meio de um software específico, as curvas de distribuição granulométrica presentes na amostras (em arquivo pdf, não editáveis).

Figura 4.5: Granulômetro de difração a laser CILAS 1190 (a) parte externa; (b) certificado de calibração do equipamento; (c) parte interna.



*Equipamento utilizado no ensaio de distribuição de tamanho de partículas, realizado no Centro de Desenvolvimento da Tecnologia Nuclear.

O material é introduzido em uma cubeta de aço inox do aparelho e recirculado por ele. Antes do início da análise, a cubeta é preenchida com água destilada, faz-se o branco e em seguida adiciona-se o material a ser analisado, comumente em estado sólido (pó). O granulômetro apresenta possibilidade de dispersão do material através de agitação de espátulas que giram no

eixo da cubeta, ultrassom e uso de dispersantes químicos e exibe em sua interface um índice de obscuridade que varia de 0 a 30.

A caracterização da DTP do reator UASB foi realizada através de duas campanhas de coleta. As amostras de cada campanha foram preparadas ou analisadas com alguma variação devido ao desconhecimento inicial sobre eventuais interferências de diferentes condições de preparo e análise no resultado da distribuição granulométrica. A análise 1 foi realizada com uma amostra líquida (50 mL do efluente) e uma amostra em pó, preparada a partir da secagem de 240 mL do efluente em banho maria seguido de raspagem do cadinho utilizado. Essas duas condições foram analisadas para verificar a interferência da solução da amostra líquida no branco realizado previamente com água destilada. Ambos procedimentos não utilizaram dispersante químico e adotaram ultrassom por 30s antes, e durante a análise.

A partir dos resultados da análise 1, realizou-se a análise 2 com duas amostras, ambas obtidas a partir da concentração de 1000 mL de amostra em 50 mL, porém em uma análise o ultrassom foi acionado, e no outro não. A discussão e justificativa para essa escolha será apresentada no item 5.1 , dentro dos resultados.

4.3.1 Dimensionamento das unidades de filtração dinâmica

A área superficial dos filtros foi calculada a partir da Equação 4.1, na qual adotou-se a menor taxa de aplicação superficial recomendada por MetCalf & Eddy (2007) para filtração de efluente secundário em tecidos com malha de 10 µm, sendo a faixa recomendada entre 0,1 e 0,27 m³.m⁻².min⁻¹. Considerou-se como vazão de dimensionamento 250 L.h⁻¹, que equivale a cerca de 12,5% da vazão total do reator UASB e foi escolhida por ser a vazão máxima que não interferiria nas outras pesquisas paralelas que adotam o efluente do mesmo reator.

$$A = \frac{Q}{TAS} \quad (\text{Eq. 4.1})$$

A = área superficial (m²);

Q = vazão efluente (m³.d⁻¹);

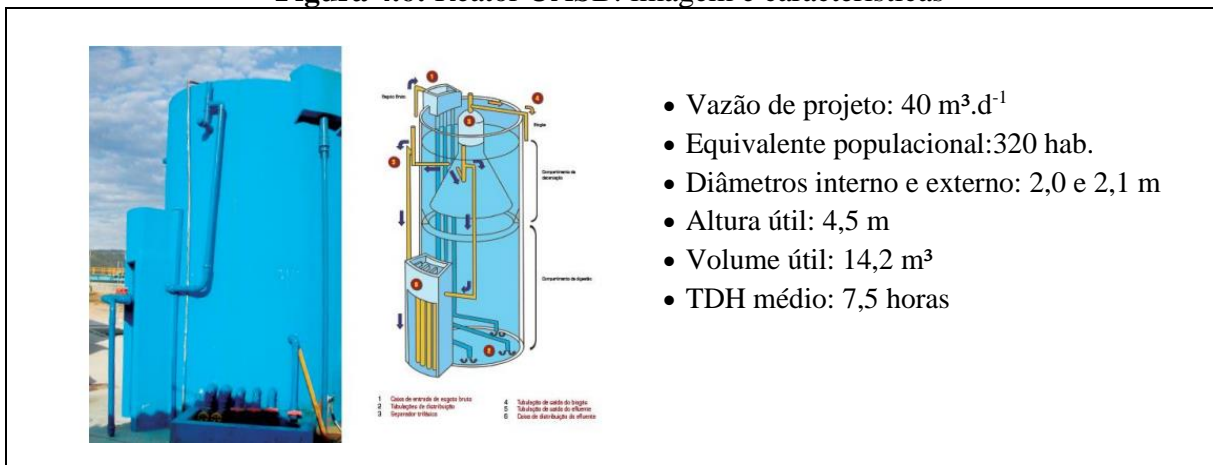
TAS = taxa de aplicação superficial (m³.m⁻².d⁻¹).

4.4 Descrição e escolha das configurações experimentais adotadas (objetivos 2 e 3)

4.4.1 Reator UASB

Durante o período operacional, o efluente do reator UASB cuja caracterização encontra-se na Figura 4.6, alimentou todas as configurações testadas. A adução do efluente foi feita através de bomba peristáltica com rotação de 600 rpm, instalada entre o UASB e a primeira unidade de filtração da respectiva configuração.

Figura 4.6: Reator UASB: imagem e características



Fonte: DESA, ([s.d.])

4.4.1 Filtros de brita e de discos

Além das unidades de filtração dinâmica, optou-se por testar outras duas alternativas de filtros em série com a MD. Essas opções foram escolhidas com a consciência de que poderiam remover parcela do material que formava as tortas sob as malhas, no entanto considerou-se a adoção desses filtros sob a ótica de potencial contribuição no aumento do tempo de operação da membrana sem a necessidade de limpezas.

Dessa forma, adotaram-se os filtros de brita e de discos. O filtro de brita foi escolhido por ser de construção fácil e de baixo custo, e consistiu basicamente de uma tubulação de 40 mm de diâmetro e 30 cm de comprimento preenchida com brita 1 e brita 0 (Figura 4.7a). O filtro de

discos de 130 μm (120 mesh) foi selecionado para os testes por também ser facilmente encontrado para compra, possuir baixo custo de mercado e por ter aplicação consolidada em águas para irrigação (Figura 4.7b). As dimensões do filtro de disco adotado encontram-se na Figura 4.8.

Figura 4.7: Filtro de brita (a) e filtro de discos (b) utilizados, com destaque para o material filtrante na parte interna

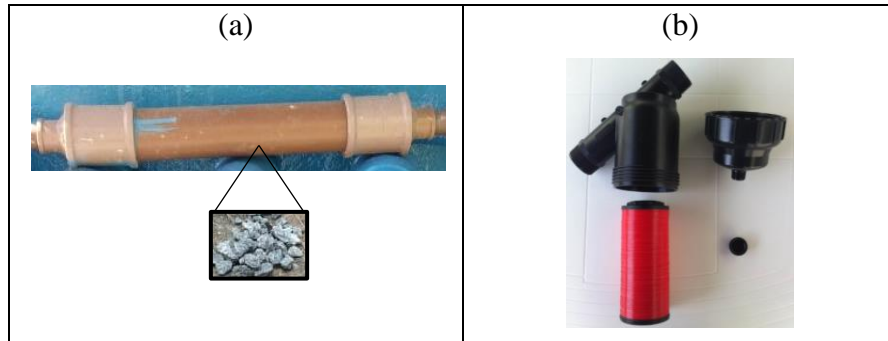
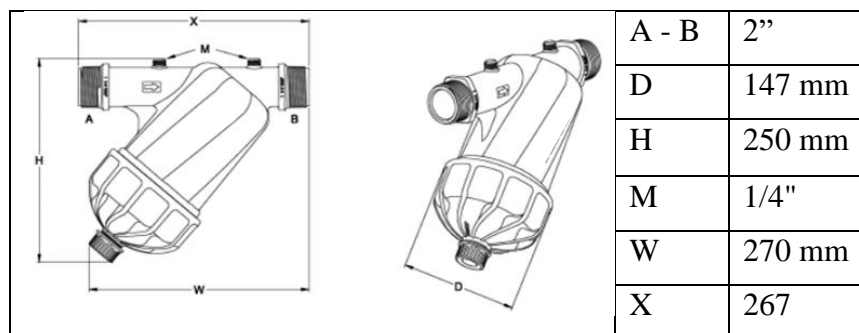


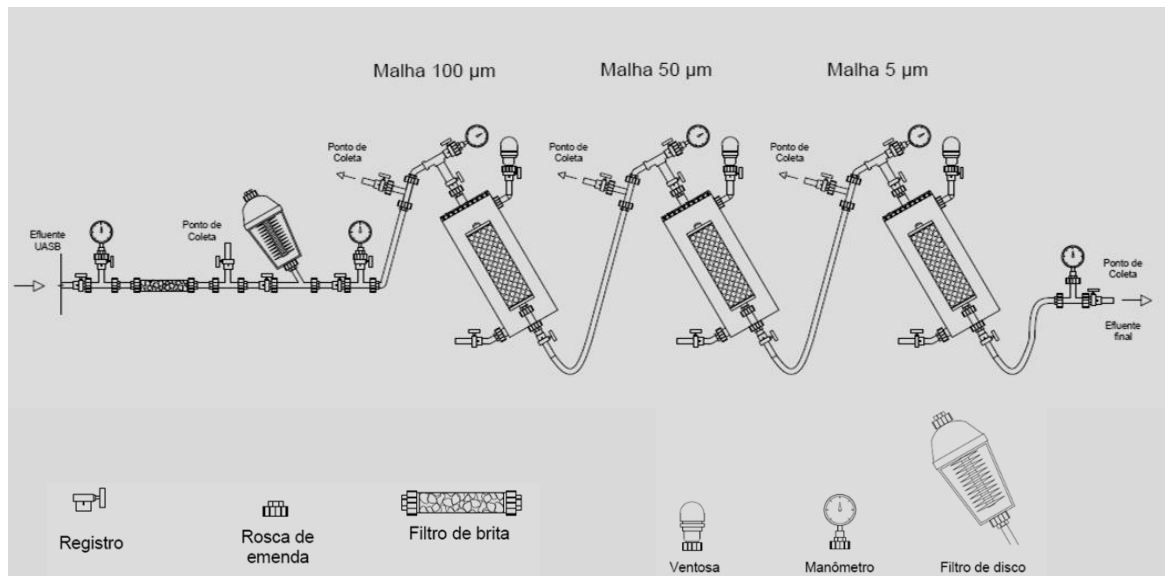
Figura 4.8: Imagem e dimensões do filtro de discos adotado



4.4.1 Configuração utilizada durante a Etapa 2

Para definir o tempo de formação da membrana dinâmica, durante a Etapa 2, adotou-se a configuração exibida na Figura 4.9, com o efluente do UASB seguido de filtro de brita, filtro de discos e três unidades de filtração dinâmica em série, que foi a mais completa dentre as configurações testadas no presente trabalho. Considerou-se que devido à presença dos dois filtros antes das membranas dinâmicas, esta seria a condição em que a *cake layer* demoraria mais para ser formada, caracterizando-se portanto como a situação mais desfavorável. Entre todas as unidades de filtração existiram manômetros para controle da pressão e pontos de coleta dos efluentes, que foram mantidos também nas fases seguintes.

Figura 4.9: Configuração completa com todas as unidades de filtração adotadas - Etapa 2



Durante esta etapa, após o preenchimento total das unidades aguardou-se 20 minutos para a coleta das primeiras amostras. As amostras seguintes foram coletadas em média a cada 60 minutos, e o tempo total de monitoramento nesta fase foi de 330 minutos (5,5 horas).

A vazão média de alimentação do sistema foi de 29 L.h^{-1} , o que equivale a uma taxa de aplicação superficial (TAS) média de $305 \text{ L.h}^{-1}\text{m}^{-2}$. A taxa adotada é superior à maioria das outras taxas reportadas na literatura, que conforme Tabela 3.4 varia entre 1 e $65 \text{ L.h}^{-1}\text{m}^{-2}$. A justificativa para aplicação de uma maior taxa se dá pelas diferenças entre os tipos de efluentes e configurações em cada situação. Como também foi apresentado na revisão de literatura, (Tabela 3.3) as concentrações médias de SST afluentes às unidades pesquisadas em sua maioria foram superiores às deste trabalho, visto que nesses casos reportados as membranas dinâmicas foram alimentadas com efluente de reatores CSTR ou lodo dos reatores UASB, e não com o efluente, como aconteceu nesta pesquisa. Mesmo nos casos em que a concentração afluente de sólidos e matéria orgânica se aproximou dos valores típicos encontrados em esgoto doméstico, o sistema havia sido inoculado com lodo em elevadas concentrações (Tabela 3.4). Esta justificativa na diferença entre as TAS presentes na literatura e adotadas neste trabalho se aplica também para a etapa 3.

4.4.1 Configurações utilizadas durante a Etapa 3

A Etapa 3 foi dividida em três sub etapas com distintas configurações experimentais porém com o mesmo objetivo, avaliar o desempenho de cada configuração em termos de remoção da matéria orgânica, clarificação do efluente (remoção de sólidos suspensos totais e turbidez), manutenção do metano dissolvido e resistência à filtração.

Para facilitar a leitura deste documento e interpretação dos resultados apresentados posteriormente, padronizou-se como configuração 1 a sequência de tratamento adotada na etapa 3.1, qual seja: UASB – filtro de brita – membrana dinâmica (UASB – FB – MD), que correspondeu à mesma série apresentada na Figura 4.9 porém sem o filtro de discos. Por sua vez, a configuração 2, da etapa 3.2 foi definida como UASB – filtro de discos – membrana dinâmica (UASB – FD – MD), cuja conformação é igual àquela demonstrada na Figura 4.9, no entanto com a ausência do filtro de discos. Por fim, a última sub etapa, 3.3, foi caracterizada como configuração 3 e a sequência compreendida por ela é UASB – membrana dinâmica (UASB – MD), desta vez também com a mesma estrutura apresentada na Figura 4.9, entretanto sem os filtros de brita e de discos. A Figura 4.10 apresenta as unidades de formação das membranas dinâmicas em série, instaladas em campo.

Figura 4.10: Instalação em campo das unidades de formação das membranas dinâmicas em série



Foi previsto um abrigo para os reatores em acrílico para proteção às intempéries, e uma lona cobria todo o sistema no período em que não estava sendo realizada amostragem para evitar o crescimento de organismos fotossintetizantes, como foi indicado pela coloração esverdeada nos reatores durante testes preliminares, quando a lona não era utilizada.

Ao início da operação em cada uma das três configurações supracitadas, as malhas e os preenchimentos dos filtros de discos e de brita eram lavados apenas com água e as malhas de poliéster eram substituídas por malhas novas, conforme pode ser observado na Figura 4.11.

Figura 4.11: Limpeza com água e substituição das malhas



Devido às dificuldades no ajuste das vazões captadas pela bomba peristáltica, não foi possível testar as mesma vazões e conseqüentemente, mesmas taxas de aplicação superficiais nas unidades de filtração dinâmica em cada configuração. Dessa forma, buscou-se manter os TDHs nos reatores em acrílico próximos a 1 hora. Apenas durante a etapa 3.3, no 17º dia de operação modificou-se a TAS aplicada, de forma a quase dobrá-la. Os valores exatos testados em cada unidade podem ser verificados na Tabela 4.1.

4.4.1 Resumo das características operacionais e parâmetros de monitoramento

A Tabela 4.1 resume as características operacionais de cada configuração estudada, bem como a duração de cada ciclo, a frequência e número de campanhas de coleta realizadas. Na Tabela 4.2 apresentam-se os parâmetros analisados durante o monitoramento e as respectivas referências metodológicas de cada análise. As análises laboratoriais foram preferencialmente realizadas em triplicata, eventualmente em duplicatas de acordo com a disponibilidade de reagentes.

Tabela 4.1 Resumo das características operacionais em cada configuração

Etapa	Configuração	Ciclo operacional	Frequência/número de campanhas de coleta	Vazão média (L.h ⁻¹)	TAS média (L.m ⁻² .h ⁻¹)	TDH médio ^c (h)
2	Única (UASB – FB – FD – MD)	330 minutos	Horária/6	28,7	305	0,5
3.1	1 (UASB – FB – MD)	19 dias	2 a 3 vezes por semana/9	16,4	174	0,9
3.2	2 (UASB – FD – MD)	18 dias	2 vezes por semana/6	13,5	144	1,1
3.3	3 (UASB – MD)	25 dias	2 a 3 vezes por semana/11	15,7 ^a ; 28,7 ^b	166 ^a ; 304 ^b	1,0 ^a ; 0,5 ^b

^a: até o 17º dia de operação; ^b: do 17º dia ao 25º dia de operação; ^c: nas unidades em acrílico com as MDs, o TDH_{médio} do reator UASB é de 7,5 horas. FB: filtro de brita; FD: filtro de discos; MD: membrana dinâmica.

Tabela 4.2 Parâmetros monitorados e respectivas referências e pontos de coleta

Parâmetro	Método/Referência	Coleta dos efluentes das unidades						
		Bruto	UASB	F Brita	F Discos	F100	F50	F5
Sólidos suspensos totais	Gravimétrico/APHA (2012)	x	x	x	x	x	x	x
Sólidos suspensos fixos		x	x	x	x	x	x	x
Sólidos suspensos voláteis		x	x	x	x	x	x	x
pH	Análise em campo Sonda multiparâmetro HACH HQ 40D		x					x
Potencial de oxirredução			x					x
Temperatura			x					x
Oxigênio dissolvido			x					x
Condutividade elétrica			x					x
DQO total	Colorimétrico / APHA (2012)	x	x	x	x	x	x	x
Metano dissolvido	Cromatografia/Souza <i>et al.</i> (2012)		x	x	x	x	x	x
Pressão transmembrana	Medição <i>in loco</i> / Manômetro			x	x	x	x	x
Tamanho de partícula	Difração a laser		x	x	x	x	x	x

4.5 Definição das relações entre as vazões de gás e líquido para a recuperação do metano dissolvido (objetivo 4)

As relações entre as vazões de gás de arraste e de líquido (G/L ou Q_G/Q_L) foram definidas através de simulações numéricas, utilizando-se a ferramenta Solver do *software* Excel e as equações 4.2 a 4.6 exibidas na Tabela 4.3. Os parâmetros de entrada adotados foram vazão efluente do reator UASB, concentração de metano dissolvido afluente à membrana, distintas relações G/L, distintos coeficientes de transferência de massa (COOKNEY *et al.*, 2016) e eficiência da membrana variando de 0 a 100%. Após convergência das equações 4.2 e 4.3, encontrou-se a concentração teórica de metano dissolvido no gás recuperado para cada uma das condições simuladas. Posteriormente, utilizou-se as equações 4.8 a 4.11 para encontrar a concentração de metano na mistura biogás + gás recuperado. Dessa forma, foi possível obter as relações G/L a serem aplicadas à membrana, com vistas a obtenção de um gás recuperado que possa ser somado ao biogás e essa mistura seja passível de aproveitamento energético em motores CHP.

Tabela 4.3 – Equações utilizadas na simulação para definição das condições operacionais

Eq. 4.2	$C_G = C_L^* \cdot H$ Henares <i>et al.</i> (2017)	C_G = concentração de CH ₄ no gás recuperado (mg.L ⁻¹) C_L^* = concentração de CH ₄ -D na fase líquida em equilíbrio com a fase gasosa (mg.L ⁻¹) H = constante da lei de Henry para CH ₄ a 25°C, adimensional (29.55)
Eq. 4.3	$C_G = \frac{M_{CH_4,rec} \cdot 1000}{Q_{CH_4,norm} + Q_{Sweep\ gas}}$	$M_{CH_4,rec}$ = carga de CH ₄ no gás recuperado (g.h ⁻¹) $Q_{CH_4,norm}$ = vazão normalizada do CH ₄ recuperado, a 25°C e 1 atm (L.h ⁻¹) $Q_{Sweep\ gas}$ = vazão do gás de arraste (ar atmosférico) afluente à membrana (L.h ⁻¹)
Eq. 4.4	$\frac{dC}{dA} = -\frac{k}{Q_L} \cdot (C - C_L^*)$ Henares <i>et al.</i> (2017)	K = coeficiente global de transferência de massa, (m.s ⁻¹) A = área da membrana (m ²) Q_L = vazão efluente do UASB (L.h ⁻¹)
Eq. 4.5	$M_{CH_4,rec} = Ef_{rem} \times \frac{C_{L,i} \cdot Q_L}{1000}$ Crittenden <i>et al.</i> (2012)	Ef_{rem} = eficiência de remoção de CH ₄ -D da membrana (%)
Eq. 4.6	$Q_{CH_4,norm} = \frac{M_{CH_4,rec}}{\rho_{CH_4}}$	ρ_{CH_4} = densidade do CH ₄ , a 25°C e 1 atm (0,668 kg.m ³)
Eq. 4.7	$Ef_{rem} = \frac{C_{L,i} - C_{L,0}}{C_{L,i}} \cdot 100$	$C_{L,0}$ = concentração de CH ₄ -D efluente da membrana (mg.L ⁻¹) $C_{L,i}$ = concentração de CH ₄ -D afluente à membrana igual a 20 mg.L ⁻¹ (SOUZA, 2011) Ef_{rem} = eficiência de remoção de CH ₄ -D da membrana (%)

Eq. 4.8	$M_{CH_4,mix} = M_{CH_4,rec} + M_{CH_4,biogás}$	$M_{CH_4,mix}$ = carga de CH ₄ na mistura biogás/gás recuperado (g.h ⁻¹) $M_{CH_4,biogás}$ = carga de CH ₄ no biogás gerado no UASB (g.h ⁻¹)
Eq. 4.9	$M_{CH_4,biogás} = P_{CH_4,biogás} \cdot \rho_{CH_4}$	$P_{CH_4,biogás}$ = produção de metano no biogás do UASB por volume de esgoto tratado, 64,2NL.m ⁻³ (LOBATO, 2012)
Eq. 4.10	$Q_{CH_4 mix,norm} = \frac{M_{CH_4,mix}}{\rho_{CH_4}}$	$Q_{CH_4 mix,norm}$ = vazão normalizada de CH ₄ na mistura biogás/gás recuperado, a 25°C e 1 atm (L.h ⁻¹)
Eq. 4.11	$CH_4 mix = \frac{Q_{CH_4 mix,norm}}{Q_{Sweep gas} + Q_{CH_4,norm} + Q_{biogás}}$	$CH_4 mix$ = concentração de CH ₄ na mistura (% _(v/v)) $Q_{biogás}$ = vazão de biogás gerada (L.h ⁻¹) considerando a produção unitária de biogás igual a 85,6 NL.m ⁻³ (LOBATO, 2012)

A partir dos dados obtidos no monitoramento em campo, utilizando-se as Equações 4.7 a 4.10, da Tabela 4.2 foram estimados os potenciais de aproveitamento energético da mistura gás recuperado (contendo o metano desorvido + gás de arraste) e biogás, para cada relação G/L testada.

5 RESULTADOS E DISCUSSÃO

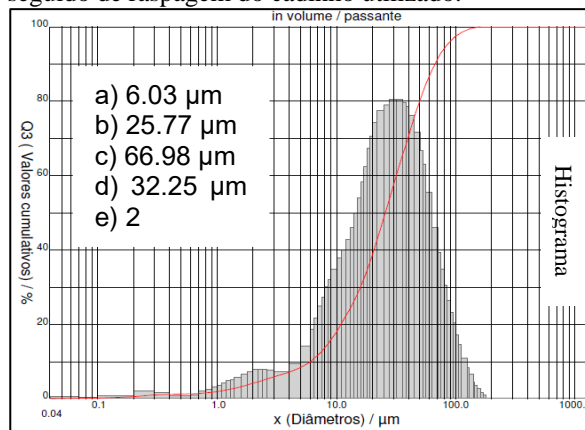
5.1 Desenvolvimento das unidades de filtração dinâmica (Objetivo 1)

5.1.1 Caracterização granulométrica dos sólidos contidos no efluente do reator UASB

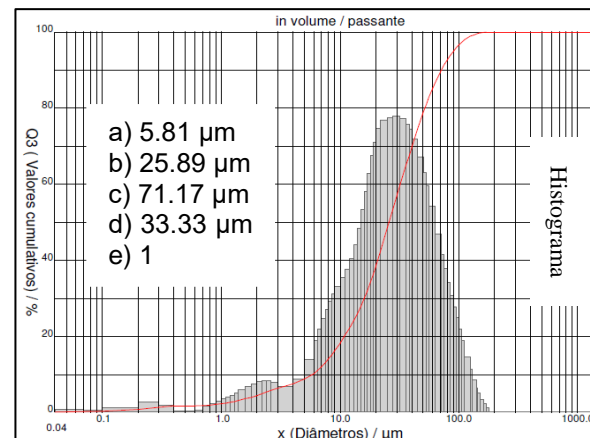
Os resultados dos ensaios de distribuição de tamanho de partícula (DTP) encontram-se na Figura 5.1, nos quais não foram observadas grandes diferenças nos resultados entre a amostra líquida e em pó. Por exemplo, o diâmetro de corte a 50%, ou seja, o diâmetro de uma abertura a partir da qual 50% das partículas ficariam retidas foi de 25,77 μm em um caso e 25,89 μm no outro. No entanto, os valores para a obscuridade foram muito baixos nas duas análises, o que trouxe dúvidas quanto a confiabilidade dos resultados. Por este motivo, as amostras da coleta seguinte foram preparadas a partir da secagem quase completa de 1000 mL do efluente do reator UASB. A escolha por não esperar a evaporação completa do líquido se deu em face à dificuldade de raspagem de parte do material que ficou grudado nos cadinhos, fruto da experiência na preparação das primeiras amostras.

Figura 5.1: Curvas de Distribuição de tamanho de partículas de efluente de reator UASB. 1.1) material seco; 1.2) material líquido: a) Diâmetro a 10%; b) Diâmetro a 50%; c) Diâmetro a 90%; d) Diâmetro médio; e) Obscuridade

Análise 1.1) Material em pó, preparado a partir da secagem de 240 mL da amostra em banho maria seguido de raspagem do cadinho utilizado.



Análise 1.2) Material líquido, 50 mL do efluente do UASB.

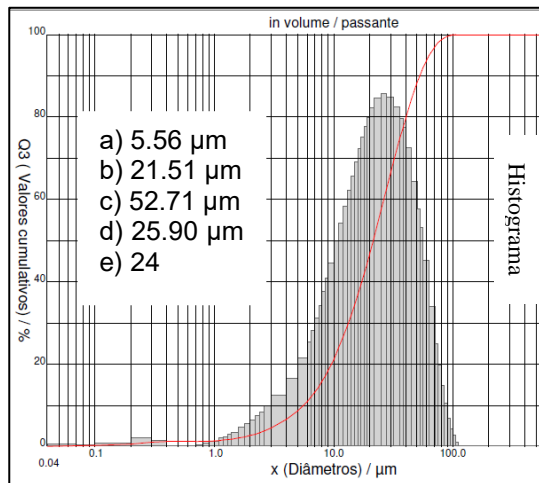


O volume final concentrado das amostras da análise 2 foi de 50 mL, e em um teste foi utilizado ultrassom (por 30s antes e durante a medição) e no outro o ultrassom não foi acionado. Essa variação foi determinada pela dúvida se o ultrassom poderia não apenas garantir a desagregação das partículas, mas além disso, contribuir na quebra das mesmas, o que não seria desejável por

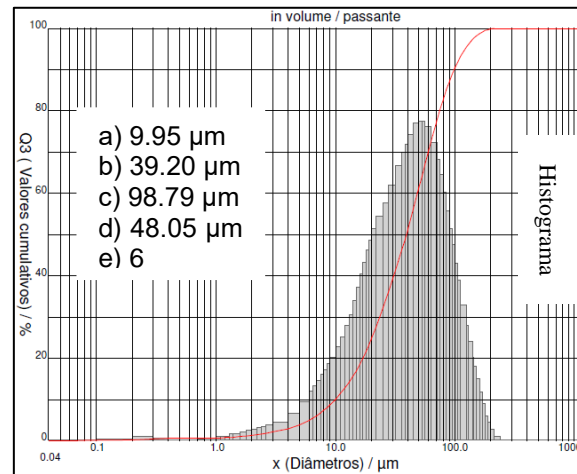
se afastar da condição encontrada em campo. A Figura 5.2 apresenta os gráficos e resultados dos ensaios de DTP para essas amostras.

Figura 5.2: Curvas de Distribuição de tamanho de partículas de efluente de reator UASB. 2.1) análise do material concentrado com ultrassom; 2.2) análise do material concentrado sem ultrassom: a) Diâmetro a 10%; b) Diâmetro a 50%; c) Diâmetro a 90%; d) Diâmetro médio; e) Obscuridade

Análise 2.1) Material concentrado com ultrassom.



Análise 2.2) Material concentrado sem ultrassom.



Destaca-se a obscuridade da amostra analisada com ultrassom foi bem menor (igual a 6) do que na análise sem ultrassom, enquanto em relação aos diâmetros de corte ocorreu o oposto, e tais valores na análise 2.2 foram quase duas vezes maiores do que na análise 2.1. Portanto, conforme a hipótese levantada durante a escolha das condições nesse teste, observou-se que a utilização de ultrassom interfere consideravelmente nos resultados.

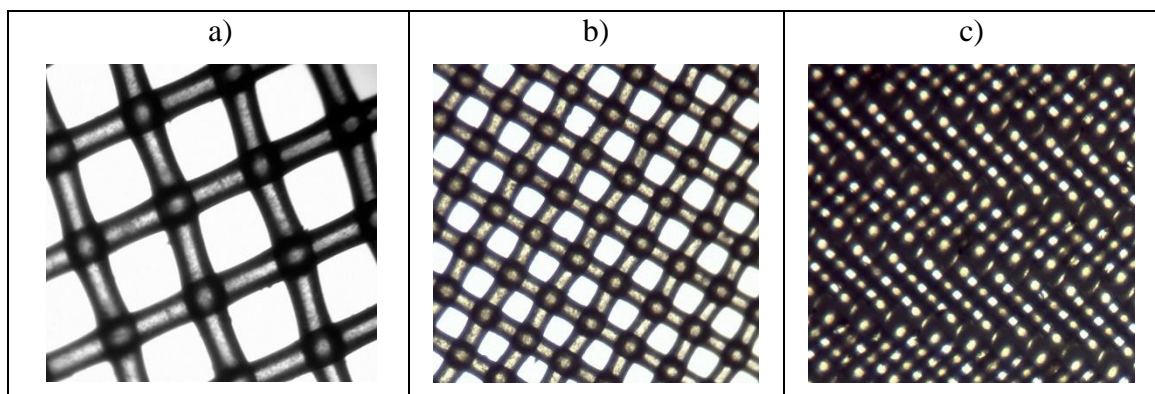
Com base na literatura, observou-se que os resultados da análise 2.2 foram mais próximos à outra caracterização realizada no mesmo reator por ALVES (2003), que encontrou d50% de 50 μm e d90% igual a 100 μm .

Como espera-se que nos primeiros estágios de filtração, quando a MD ainda não está formada, a qualidade do efluente seja menor devido à passagem de partículas pelos poros do material (ERSAHIN, 2012), optou-se por adotar mais de um tamanho de poro da malha, visando garantir um efluente de boa qualidade mesmo que o processo de filtração seja predominantemente físico.

Dessa forma, além da distribuição de tamanho de partículas realizada considerou-se para definição dos tamanhos das aberturas das malhas, as diretrizes gerais de filtração de partículas contidas no *Manual de design e operação para contadores de membranas HFMC* (LIQUI-CEL, 2016). O manual sugere que as partículas presentes no líquido afluente ao *shellside* tenham tamanho inferior a 5 μm .

Sendo assim, com base nos materiais disponíveis no mercado e com base nas considerações explicitadas anteriormente, foram escolhidas três malhas de poliéster mono-monofilamento com as aberturas de malhas iguais a tamanhos 100 μm , 50 μm e 5 μm . Destaca-se que o poliéster é um material que já foi adotado em outros estudos como base para a membrana dinâmica (POOSTCHI *et al.*, 2012; REZVANI *et al.*, 2014). A Figura 5.3 apresenta imagens das malhas escolhidas como materiais suporte para as unidades de filtração dinâmica concebidas na presente pesquisa.

Figura 5.3: Malhas de poliéster utilizadas como camada suporte para as unidades de filtração dinâmica com os poros nos tamanhos: a) 100 μm ; b) 50 μm ; c) 5 μm .



* As imagens foram realizadas através do microscópio Olympus CX31 no laboratório de Microbiologia de Esgotos da UFMG, utilizando a lente objetiva de 4x (aumento de 40x).

5.1.2 Dimensionamento e confecção das unidades de filtração dinâmica




A partir dos cálculos realizados obteve-se a área de 942 cm^2 . A fim de facilitar os aspectos construtivos da unidade de membrana dinâmica em formato tubular, cada uma foi concebida com a área de 942 cm^2 , cuja imagem da malha costurada pode ser vista na Figura 5.4b.

Cada malha foi presa com dois anéis de vedação de borracha a um tubo de 100 mm de diâmetro com 132 furos de 2 cm de diâmetro cada (Figura 5.4a). Devido a questões operacionais do

reator UASB e dada a existência de pesquisas paralelas no mesmo reator, optou-se pela localização externa das unidades de filtração dinâmica, em vez de submersas. Dessa forma, com o objetivo de acompanhar a formação da *cake layer* e facilitar o monitoramento, cada reator de membrana dinâmica foi construído em acrílico (Figura 5.4c). A Tabela 5.1 resume as principais características e dimensões da unidade de filtração dinâmica.

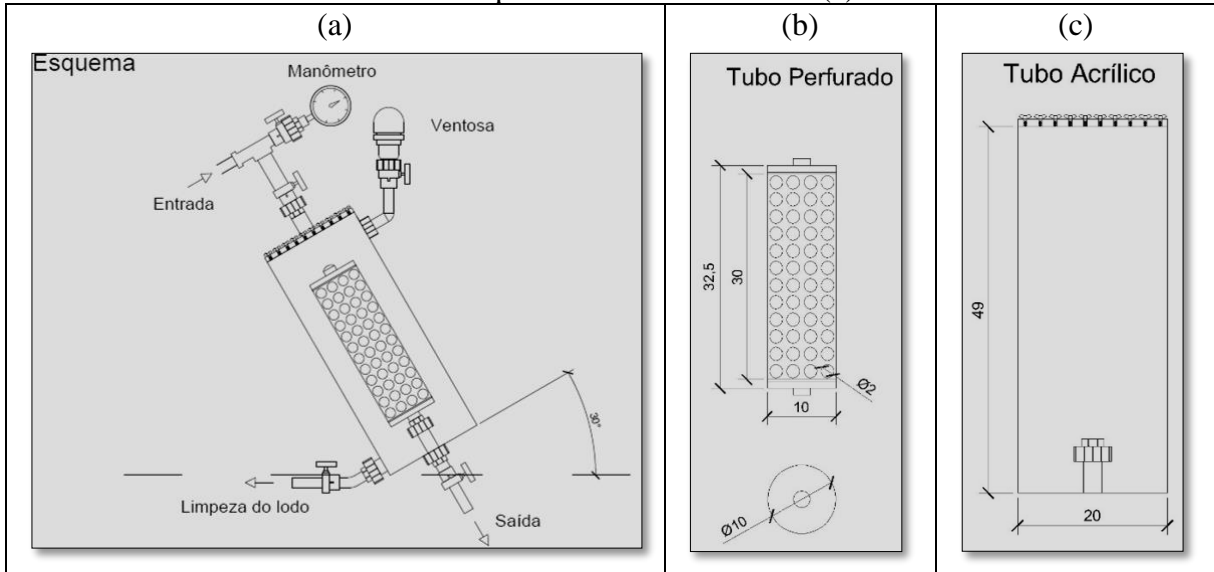
Figura 5.4: Unidade de filtração dinâmica: Suporte da malha (a); malha de poliéster costurada (b) e reator em acrílico (c).

Tabela 5.1 – Características e dimensões da unidade de filtração dinâmica

 <p>a)</p>	 <p>b)</p>	 <p>c)</p>	Localização da MD	Externa ao reator UASB
			Geometria do módulo	Tubular
			Área de cada malha	942 cm ²
			Dimensões da malha (cm)	Diâmetro: 10; Comprimento: 30.
			Dimensões do reator em acrílico (cm)	Diâmetro: 20; Comprimento: 49.
			Volume do reator de MD	15,4 L

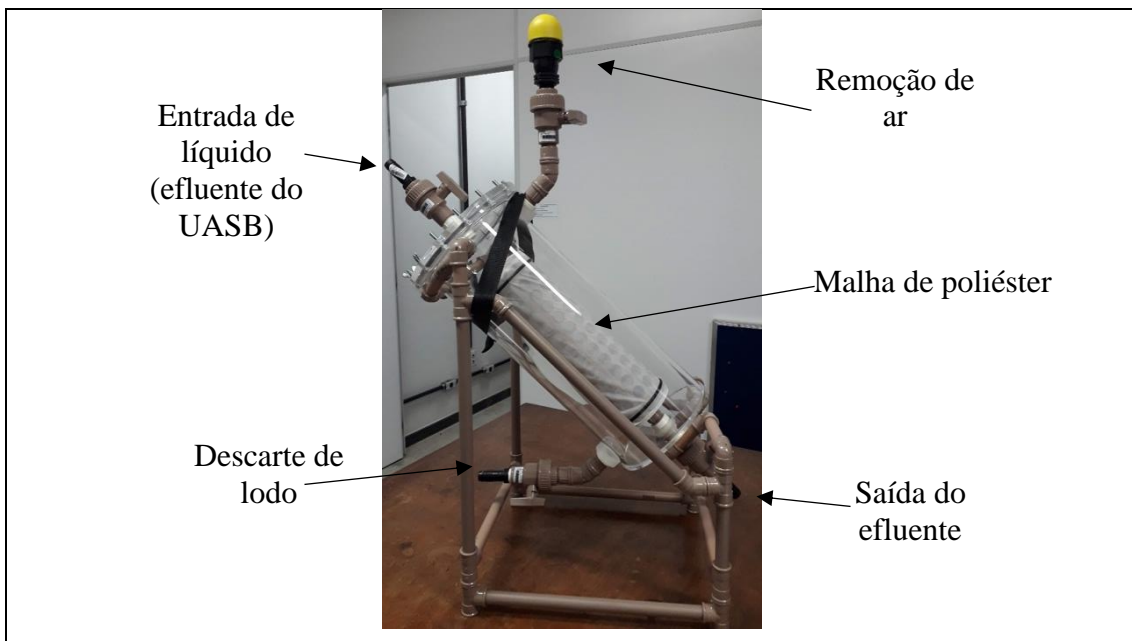
Na unidade de formação da membrana dinâmica inseriu-se também uma saída de ar superior com ventosa para possibilitar o preenchimento total do reator em acrílico, uma derivação com manômetro para controle da pressão transmembrana. A unidade foi apoiada com a inclinação de 30° em relação à base com o objetivo de remover lodo em excesso desprendido da malha através de um registro inferior. O tubo perfurado foi posicionado no interior do acrílico através de uma rosca de emenda encaixada a uma flange, a fim de facilitar a remoção para limpezas. Para a vedação do reator em acrílico utilizou-se um anel de vedação de borracha e “borboletas”.

Figura 5.5: Projeto da unidade de filtração dinâmica (a); detalhe do suporte da malha (b); detalhe da parte externa em acrílico (c).



A Figura 5.6 apresenta a imagem de uma das unidades de filtração dinâmicas desenvolvidas na presente pesquisa. Destaca-se que as três unidades são iguais, com a única diferença da abertura do poro da malha de poliéster.

Figura 5.6: Unidade de filtração dinâmica concebida para a presente pesquisa



5.2 Tempo de formação da membrana dinâmica (Objetivo 2)

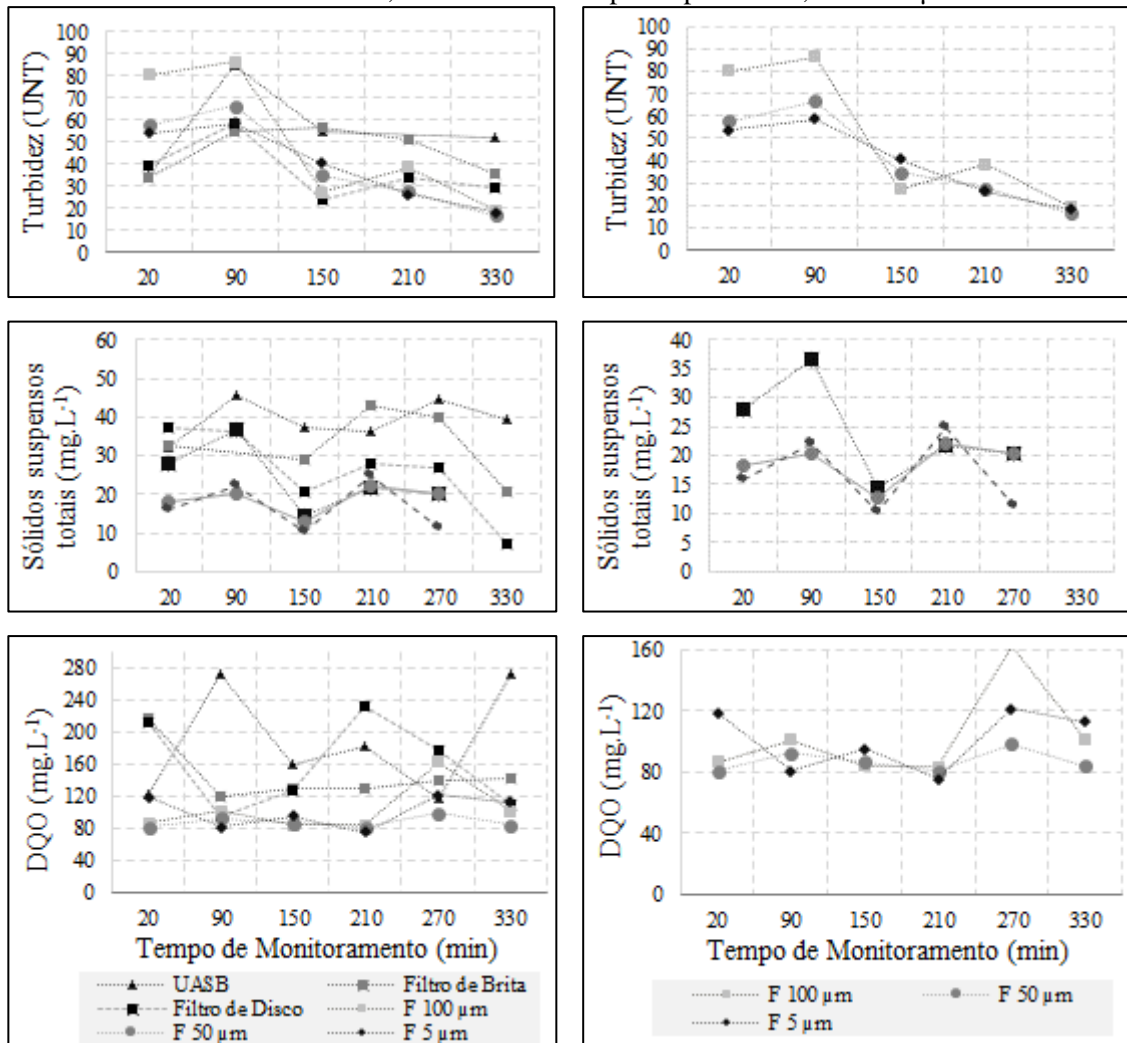
O tempo de formação da membrana dinâmica foi definido nesta etapa como o tempo no qual se observa estabilização da turbidez efluente ou quando a turbidez efluente das três unidades de filtração dinâmica se iguala.

Conforme observa-se na Figura 5.7, as concentrações de SST foram menores nos efluentes das unidades de filtração dinâmica desde o início da operação, o que era de se esperar nas últimas unidades de um processo de filtração em série. Destaca-se que ao início da operação até que a camada dinâmica tenha se formado, o principal processo de remoção atuante é o físico. Esta característica justifica que a turbidez assim como os sólidos, não tenha sido inferior nas últimas três unidades desde o início. O elevado fluxo transversal às superfícies que possuem aberturas de poro menores do que as partículas incidentes sobre elas, pode ter favorecido a quebra dessas partículas, e dessa forma contribuído no aumento da turbidez efluente. No entanto, ao longo do tempo, conforme se deu a autoformação da camada dinâmica e o processo deixou de ser apenas devido ao tamanho dos poros das malhas, houve redução na turbidez.

A demanda química de oxigênio também foi menor desde o início da operação nas unidades de filtração dinâmica, com destaque para o baixo desvio padrão durante o tempo de formação da *cake layer*, principalmente no efluente do filtro de 50 μm , conforme pode ser observado na Tabela 5.2. Apesar da presença de um ponto extremo no minuto 270, de forma geral as concentrações de DQO efluentes dos reatores com as malhas de poliéster foram próximas, com medianas aproximadamente entre 90 e 100 mg.L^{-1} .

Pelos gráficos da Figura 5.7c, o filtro de brita aparentemente amorteceu os picos de DQO afluentes ao filtro de 100 μm . O comportamento do filtro de discos por sua vez, apresentou melhor desempenho na retenção de sólidos suspensos totais.

Figura 5.7: Valores de turbidez, SST e DQO durante o período de monitoramento intensivo na configuração experimental UASB - FB – FD – MD: série histórica. À esquerda: curvas para todas as unidades; à direita: curvas apenas para F100, F50 e F5 μ m



Após os primeiros 20 minutos de operação, já pode ser observada uma tendência de aproximação entre os valores de turbidez efluente do filtro de 5 μ m e do filtro de 50 μ m, porém esses valores são maiores do que o efluente do filtro de discos. A partir do minuto 210, além dessa tendência se manter, esses valores passaram a ser menores do que a turbidez efluente das demais unidades. No minuto 330, a turbidez efluente do filtro de 100 μ m se aproximou do valor efluente das malhas seguintes. Os resultados indicam que provavelmente a camada dinâmica se formou nas três malhas no minuto 330, quando os valores da turbidez efluente dos três filtros foram baixos e praticamente coincidentes - iguais a 17, 18 e 19 UNT nas malhas de 100, 50 e 5 μ m, respectivamente. Um monitoramento mais longo e com coletas em intervalos menores possivelmente mostraria uma tendência à estabilização no valor de turbidez entre os três filtros,

que poderia reduzir. No entanto, devido ao horário de funcionamento da ETE, tal monitoramento não foi possível ser realizado.

Para as concentrações de SST, a mesma tendência de proximidade entre os valores efluentes do filtro de 50 μm e 5 μm foi observada a partir dos 20 minutos de operação. No entanto, diferente da turbidez, para este parâmetro as concentrações nessas duas unidades já foram menores do que as demais desde o início. No minuto 150, a concentração de SST do filtro de 100 μm se aproxima da concentração dos outros, F 50 μm e F5 μm , mantendo essa tendência até o final do monitoramento.

Em relação à DQO, os menores valores e a tendência de proximidade entre eles se deu para os filtros de 50 μm e 100 μm já após os primeiros 20 minutos de operação. No minuto 90, a DQO efluente do filtro de 5 μm também se aproximou dos anteriores e a partir daí, mantiveram valores semelhantes, próximos a 80 mg.L^{-1} .

Tabela 5.2 – Sumário de DQO, SST e turbidez em cada unidade durante o monitoramento intensivo com UASB-FB-FD-MD

		Bruto	UASB	Filtro de Brita	Filtro de Disco	F 100 μm	F 50 μm	F 5 μm
Turbidez (UNT)	Mediana (Desvio Padrão)	760 (394)	52 (21)	36 (11)	30 (13)	19 (31)	17 (21)	18 (17)
	Máximo	1000	85	57	59	87	67	59
	Mínimo	229	35	34	24	19	17	18
SST (mg.L^{-1})	Mediana (Desvio Padrão)	924 (407)	38 (5)	33 (9)	27 (11)	22 (8)	20 (4)	16 (6)
	Máximo	1442	46	43	37	37	22	25
	Mínimo	361	32	21	7	14	13	10
DQO (mg.L^{-1})	Mediana (Desvio Padrão)	758 (163)	183 (59)	139 (30)	159 (48)	101 (139)	87 (6)	101 (17)
	Máximo	972	272	217	232	496	99	122
	Mínimo	482	116	119	96	84	81	75

Zhao *et al.*, (2010) reportaram o tempo de formação da MD em aproximadamente 40 a 50 minutos, menor do que o encontrado neste trabalho. Os autores relatam que nesse período a concentração de sólidos suspensos no efluente decaiu de 345 mg.L^{-1} para aproximadamente zero. A turbidez efluente nesse estudo foi menor que 1,5 UNT e permaneceu estável após a formação da MD. Entretanto, como os autores operaram o sistema por gravidade, a taxa de aplicação superficial reduziu de 300 a 350 $\text{L/m}^2.\text{h}$ para 15 a 30 $\text{L/m}^2.\text{h}$ e foi mantida por 12 a

15 dias, diferente do presente trabalho, em que o uso da bomba permitiu a manutenção do fluxo em cerca de 305 L/m².h. Ou seja, entre os dois trabalhos houve uma diferença média de 10 vezes a taxa superficial aplicada e turbidez efluente após a formação da camada dinâmica.

Em outro estudo com a aplicação de gravidade como força motriz para a filtração, Zhao *et al.*, (2012) aplicaram o fluxo (ou TAS) de 137 L/m².h, e observaram a formação da camada dinâmica após 120 minutos, o que foi indicado pela redução e estabilização do fluxo em 6 L/m².h e turbidez em 10 UNT. Essas condições após a formação da camada dinâmica foram mantidas durante o chamado período de operação sustentável por cerca de 7 dias. Por sua vez, no presente estudo mesmo sucedendo dois filtros em série (de brita e de discos), em 330 minutos observou-se a formação da camada dinâmica nas três malhas avaliadas, a uma taxa maior que o dobro da utilizada inicialmente por Zhao *et al.*, (2012), porém com média de turbidez superior, igual a 18 UNT.

Assim como o presente estudo, outros autores também avaliaram a formação da camada dinâmica com bombeamento sob fluxo constante. Ersahin *et al.*, (2014) utilizaram a taxa de 2,6 L/m².h em um AnDMBR em escala laboratorial inoculado com lodo com concentração de 22.000 (300) mg/L de sólidos totais e efluente de alimentação com DQO 20.100 (310) mg/L. A taxa utilizada foi menor do que a do presente estudo, e a concentração de matéria orgânica foi bem superior. Nessas condições, os autores obtiveram a formação da camada dinâmica entre 10 e 20 dias de operação, quando a concentração de SST foi menor que 10 mg.L⁻¹ e a turbidez foi 11,4 (2) UNT e 12,5 (2,3) UNT quando adotadas idades do lodo iguais a 20 e 40 dias, respectivamente. As diferenças encontradas os resultados dos dois estudos podem ser atribuídas principalmente às diferenças nas características do afluente e do tempo de detenção hidráulica aplicado, aproximadamente 60 minutos do presente trabalho e 10 dias na pesquisa de Ersahin *et al.*, (2014). Os autores justificam que, embora a *cake layer* possa ser formada em poucos minutos no *start-up* do sistema, maiores tempos de formação da MD garantem uma camada mais estável.

Alibardi *et al.*, (2014) apresentaram em pesquisa com AnDMBR para tratamento de água sintética com taxas variando entre 1 e 7,2 L/m².h, o tempo de 10 a 25 dias para formação da MD. No entanto, apesar de ser um tempo superior ao do presente estudo, este período precedeu um longo período de operação do sistema, de aproximadamente 50 dias.

Embora Hu *et al.*, (2018) indique a possível relação de que em operações sob fluxo constante um longo tempo de formação da MD seja necessário, este não foi o comportamento observado no presente trabalho. O tempo de formação da MD foi superior aos estudos reportados com a utilização de gravidade, porém inferior aos estudos com a utilização de bombeamento e fluxo constante. Tal desempenho pode ser justificado pela taxa de aplicação adotada ser muito superior às utilizadas nestas últimas condições, e pela velocidade de fluxo transversal, que não foi investigada em profundidade neste trabalho.

Portanto, pode-se inferir que para as condições testadas, a membrana dinâmica estava formada nas três malhas aos 330 minutos de operação.

5.3 Monitoramento do desempenho do sistema (Objetivo 3)

5.3.1 Remoção de matéria orgânica e clarificação do efluente

5.3.1.1 Sólidos Suspensos Totais (SST)

Em relação ao desempenho do reator UASB, a mediana da concentração efluente de SST foi maior e com maior desvio padrão durante a primeira configuração analisada (Figura 5.9), o que pode ser justificado pela proximidade da data de descarte do reator. As medianas das concentrações efluentes de SST foram inferiores à faixa típica para esgotos domésticos tratados em reatores UASB, de 60 a 100 mg.L⁻¹ (VON SPERLING, 2014), o que indica a ótima operação do reator durante as fases experimentais.

Embora todas as medianas de SST do efluente do UASB tenham sido inferiores aos 100 mg.L⁻¹ estabelecido pela DN COPAM 01/2008, as concentrações máximas no efluente do filtro de brita e de disco excederam esse valor, enquanto as máximas nos efluentes de todas as unidades de filtração dinâmica nas três configurações foram inferiores a 60 mg.L⁻¹, com exceção do valor máximo para o filtro de 100 na segunda configuração experimental.

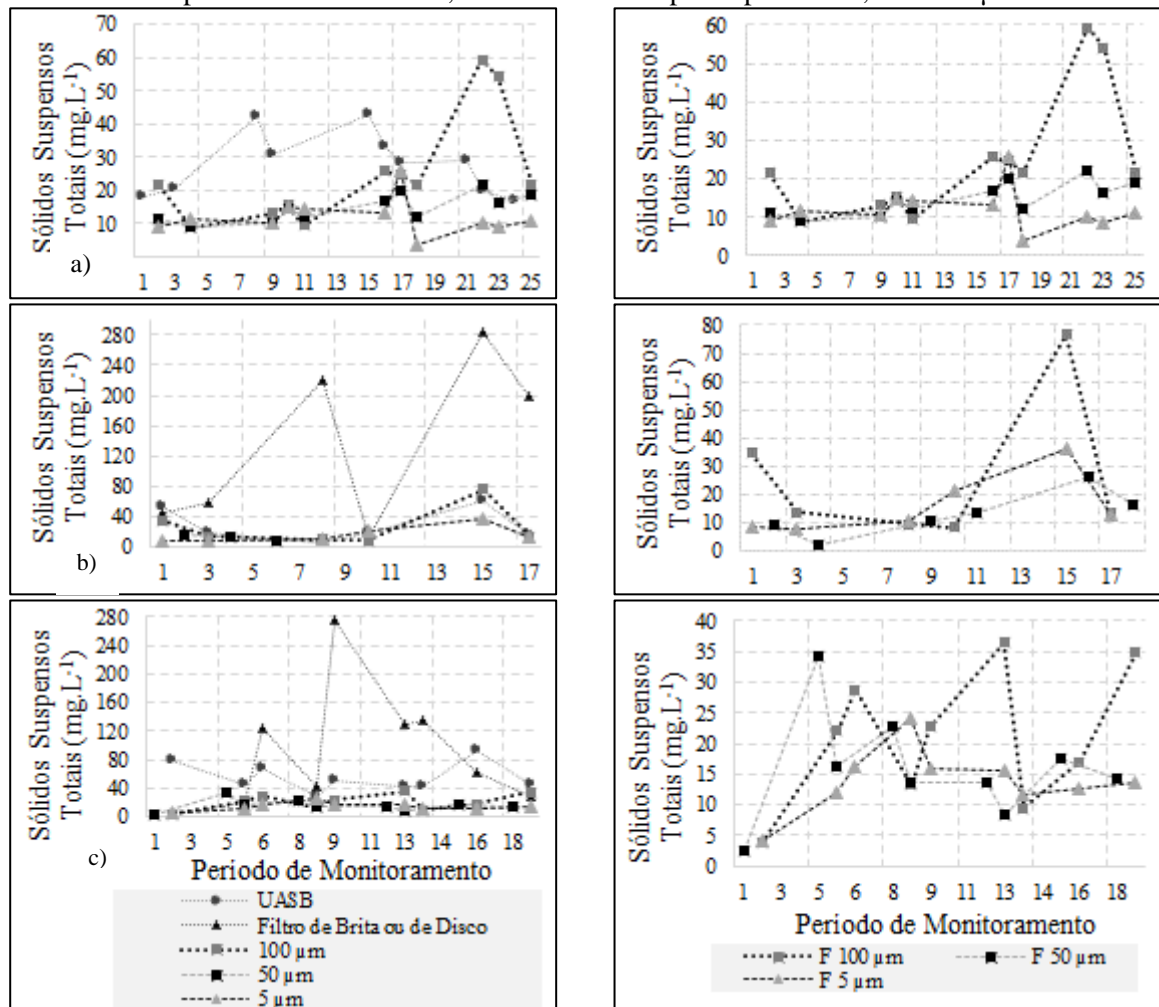
Sobre a configuração 1, observa-se no gráfico da Figura 5.8a, que na maioria das coletas realizadas (em 55% delas), a concentração efluente no filtro de brita foi superior à do próprio reator UASB. Esse comportamento pode ser explicado pela ausência de limpeza do filtro de brita, o que levou a um comportamento heterogêneo ao longo tempo, ora retendo sólidos, ora

liberando-os. Todas as concentrações efluentes de SST dos filtros nos quais houve formação da MD foram inferiores às concentrações do efluente do reator UASB.

Na primeira e segunda configurações analisadas, os efluentes das malhas de 5 e 50 micrometros são praticamente coincidentes, iguais a 14 e 11 mg.L⁻¹, respectivamente em cada configuração. Apenas na terceira configuração, é que observou-se uma diferença maior entre a concentração nessas duas malhas: 14 (5) e 5 (4) mg.L⁻¹ para o efluente do maior e menor poro, respectivamente.

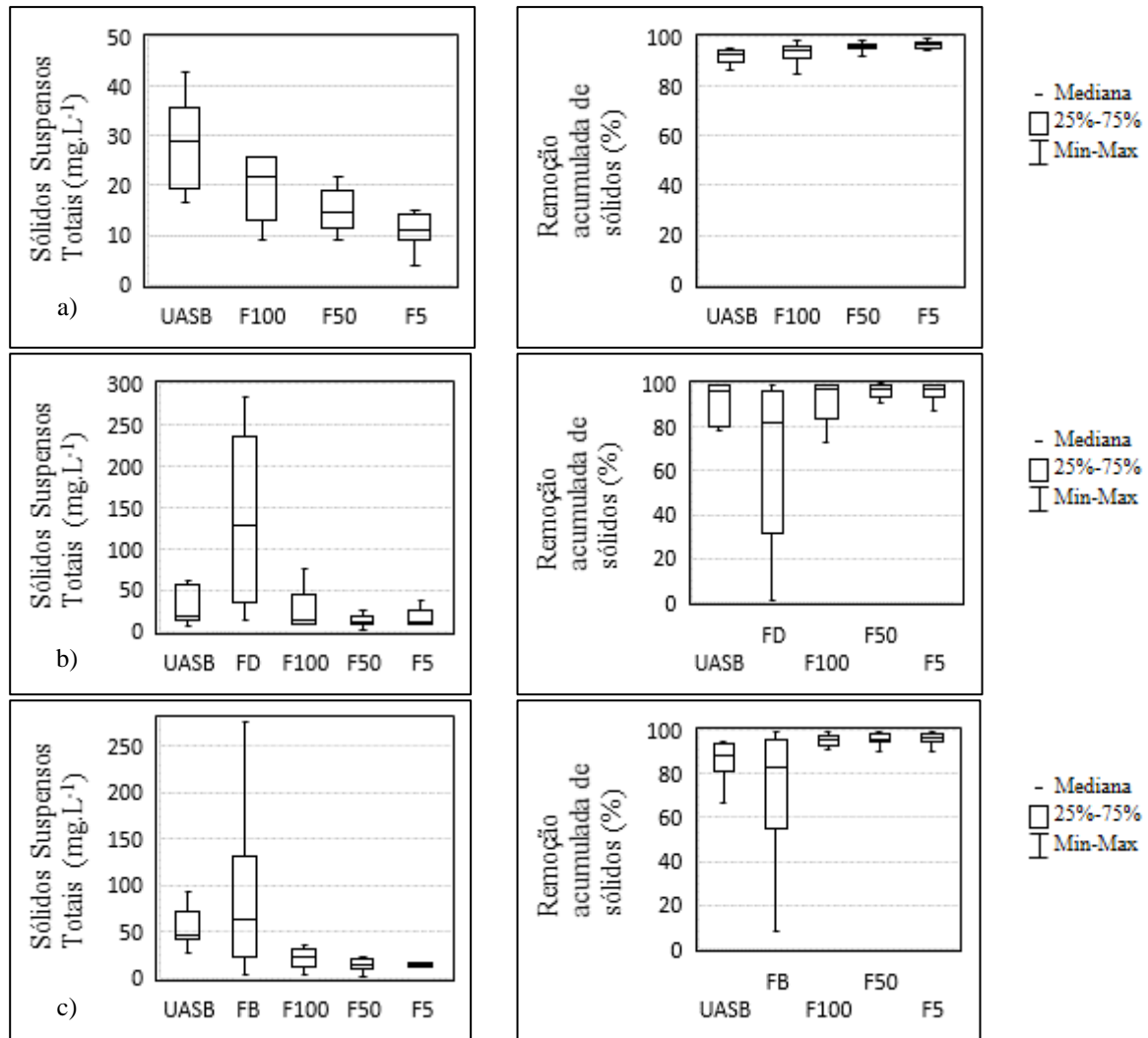
A configuração 3 mostrou menor concentração efluente de SST na última unidade de filtração dinâmica em relação às configurações 1 e 2, o que pode ser observado na Figura 5.9 e Tabela 5.3.

Figura 5.8: Concentrações de SST durante o período de monitoramento de cada configuração experimental: série histórica, UASB seguido de: a) MD b) FD-MD; c) FB-MD. À esquerda: curvas para todas as unidades; à direita: curvas apenas para F100, F50 e F5 μ m



As medianas das concentrações de SST efluentes dos filtros de 100, 50 e 5 nas três configurações ficaram em torno de 22 a 5 mg.L⁻¹, com valores mínimos entre 9 e 2 mg.L⁻¹. Segundo von Sperling (2014), esses valores são típicos de efluentes domésticos tratados pelo processo de lodos ativados convencional seguido de filtração terciária (10 a 20 mg.L⁻¹). Esses resultados se aproximam das concentrações de 15 mg.L⁻¹ encontrada por Zhang *et al.*, (2010) e de 10 mg.L⁻¹ reportada por Ersahin *et al.*, (2010) ao que utilizaram módulos de MD submersos com tempos de detenção hidráulicos iguais a 8 horas e 10 dias, respectivamente.

Figura 5.9: Concentrações de SST (à esquerda) e remoções acumuladas de SST (à direita) durante o período de monitoramento de cada configuração experimental: *box-plot*. a) MD b) FD-MD; c) FB-MD



Em relação às eficiências de remoção de SST (Tabela 5.4), o desempenho unicamente do reator UASB já foi bem satisfatório. A menor eficiência do UASB foi observada na configuração 1, de 67%. No entanto, ainda que as medianas da remoção de SST tenham sido superiores à faixa típica apresentada por von Sperling (2014), ainda assim as membranas dinâmicas elevaram a eficiência de remoção do UASB de 88 para 97% na primeira configuração e de 93 para 97% na terceira. Embora a mediana da eficiência total de remoção de SST durante a segunda configuração tenha sido igual à do UASB, houveram momentos em que o afluente às unidades de MD (efluente do filtro de discos) possuíam mais sólidos do que no efluente do reator UASB. Destaca-se que as eficiências máximas de remoção de SST no efluente dos filtros de 50 micra chegaram a 100% na primeira e segunda configurações testadas, e a 99% no efluente da malha

de 5 micras na terceira configuração. Esses percentuais foram semelhantes ao reportado por Liu *et al.*, (2016) que encontraram eficiências de remoção de sólidos em suspensão superiores a 99%.

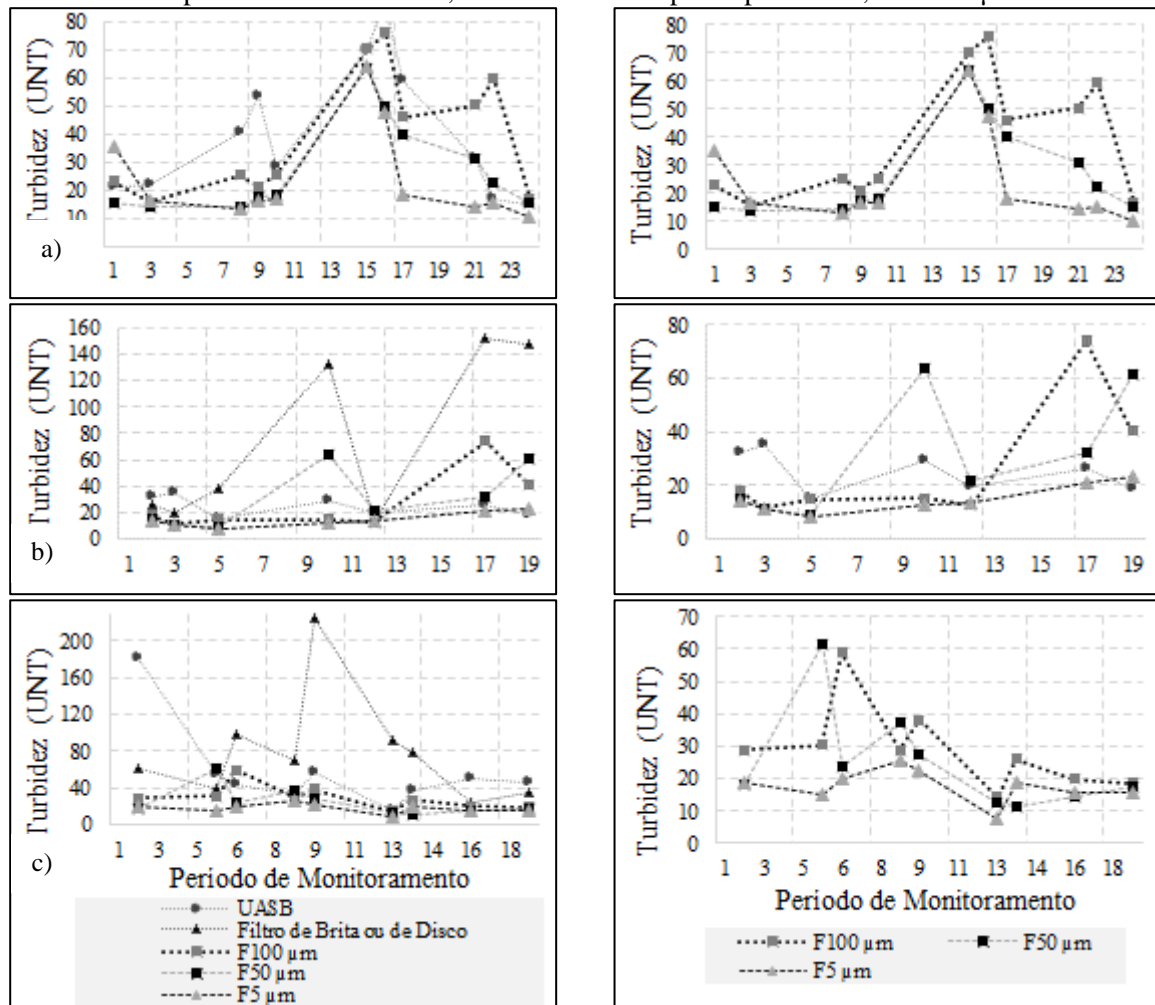
5.3.1.2 Turbidez

Observa-se pela Figura 5.10 que durante a operação nas configurações 1 e 2 assim como para os SST, os valores de turbidez efluentes do filtro de brita e de discos foram superiores ao efluente do UASB. Os menores valores de turbidez nas três configurações testadas foram dos três filtros que formavam a membrana dinâmica.

A mediana de turbidez do filtro de 5 μm em todas as configurações foi inferior a 19 UNT, com valores mínimos de 8 UNT nas configurações 1 e 2, e 11 UNT na terceira configuração. Ersahin *et al.*, (2014) e Ersahin *et al.*, (2016), encontraram valores superiores, de 20 UNT e 24,5 UNT, porém operando por ciclos mais longos, em média de 65 e 50 dias, respectivamente. Zhao *et al.*, (2012) por sua vez, encontraram baixíssima turbidez efluente com ciclo operacional entre 12 e 15 dias, no entanto, aplicaram TAS de 15 a 30 $\text{L.m}^2.\text{h}^{-1}$, da ordem de dez vezes menores do que as aplicadas na presente pesquisa.

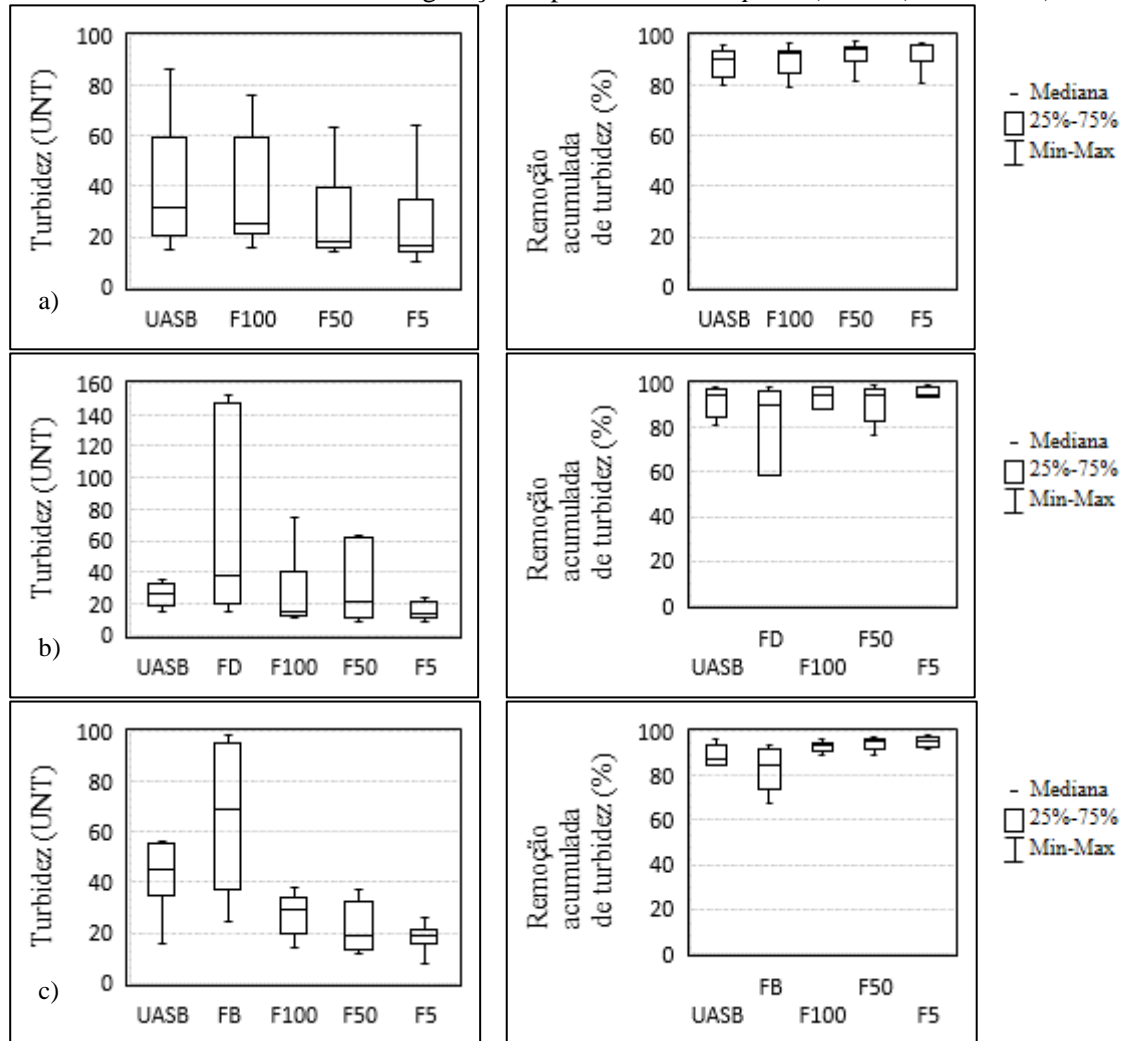
Os percentuais das medianas de remoção de turbidez chegaram a 95 e 96% nas configurações 1 e 3, quando somente o reator UASB havia reduzido 88 e 92% da turbidez afluente, respectivamente em cada configuração.

Figura 5.10: Valores de turbidez durante o período de monitoramento de cada configuração experimental: série histórica, UASB seguido de: a) MD b) FD-MD; c) FB-MD. À esquerda: curvas para todas as unidades; à direita: curvas apenas para F100, F50 e F5 μ m



A partir da Figura 5.11 pode ser observada a tendência de maiores dispersões no efluente dos filtros de disco e de brita do que nas unidades de filtração dinâmica, comportamento que foi comum aos parâmetros DQO e SST.

Figura 5.11: Turbidez (à esquerda) e remoções acumuladas de turbidez (à direita) durante o período de monitoramento de cada configuração experimental: *box-plot*. a) MD b) FD-MD; c) FB-MD.



5.3.1.3 Demanda Química de Oxigênio (DQO)

Em relação ao esgoto bruto afluente, as concentrações de DQO estiveram dentro da faixa esperada de concentração de DQO para esgotos com características tipicamente domésticas ($450 - 800 \text{ mg.L}^{-1}$). As medianas das eficiências de remoção de DQO do reator UASB nas três configurações estudadas ficaram entre 82 e 88%, bem superiores à faixa típica reportada pela literatura, de 55 a 70% (VON SPERLING, 2014). Durante o período monitorado o efluente do reator UASB atendeu aos critérios estabelecidos pela DN COPAM 01/2008, de 55% de remoção de DQO e de 180 mg.L^{-1} de concentração efluente.

Ao observar a série temporal (Figura 5.12) pode se constatar que os efluentes dos filtros de brita e de disco, nas configurações 1 e 2 na maioria das análises apresentaram concentrações de DQO superiores aos valores do efluente do UASB. Além disso, como mostra a Figura 5.13 e Tabela 5.3, a mediana e o desvio padrão de DQO efluente do filtro de disco foi muito superior à do UASB, com o valor de 271 (147) mg.L⁻¹, enquanto para o UASB se observou 92 (14) mg.L⁻¹. As medianas dos efluentes do filtro de 100 micrômetros foram similares nas configurações 1 e 2, com os valores de 102 (18) e 103 (51), e observou-se que a presença do filtro de brita contribuiu na estabilidade do efluente do F100, o que pode ser inferido pela menor dispersão dos resultados nesse caso (Figura 5.13).

Em relação aos valores mínimos da DQO efluente nas unidades de filtração dinâmica, F100 µm, F50 µm e F5 µm, observou-se comportamento distinto em cada configuração avaliada. Na configuração 1, a DQO foi igual entre eles, próxima a 61 mg.L⁻¹. Na configuração 2, nas malhas 100 µm e de malha 50 µm, os valores foram aproximadamente iguais a 71 mg/L, enquanto na malha de 5 µm o efluente foi menor, 63 mg.L⁻¹. Em relação a configuração 3, o menor valor de DQO efluente, 56 mg.L⁻¹, foi observado no filtro de 100 µm. Esta foi também a menor concentração efluente dentre todas as alternativas estudadas.

As membranas dinâmicas não apresentaram grandes incrementos na remoção de DQO em relação ao efluente do UASB, o que pode ser justificado pelo ótimo desempenho do UASB que precedeu essas unidades e também pelo baixo TDH adotado. Alibardi *et al.*, (2016) observaram em seu trabalho que em TDHs superiores a 0,5 dias, a eficiência média da remoção de DQO foi superior a 80%, e para valores inferiores, se manteve entre 50 e 60%.

Figura 5.12: Concentrações de DQO durante o período de monitoramento de cada configuração experimental: série histórica, UASB seguido de: a) MD b) FD-MD; c) FB-MD. À esquerda: curvas para todas as unidades; à direita: curvas apenas para F100, F50 e F5 μ m

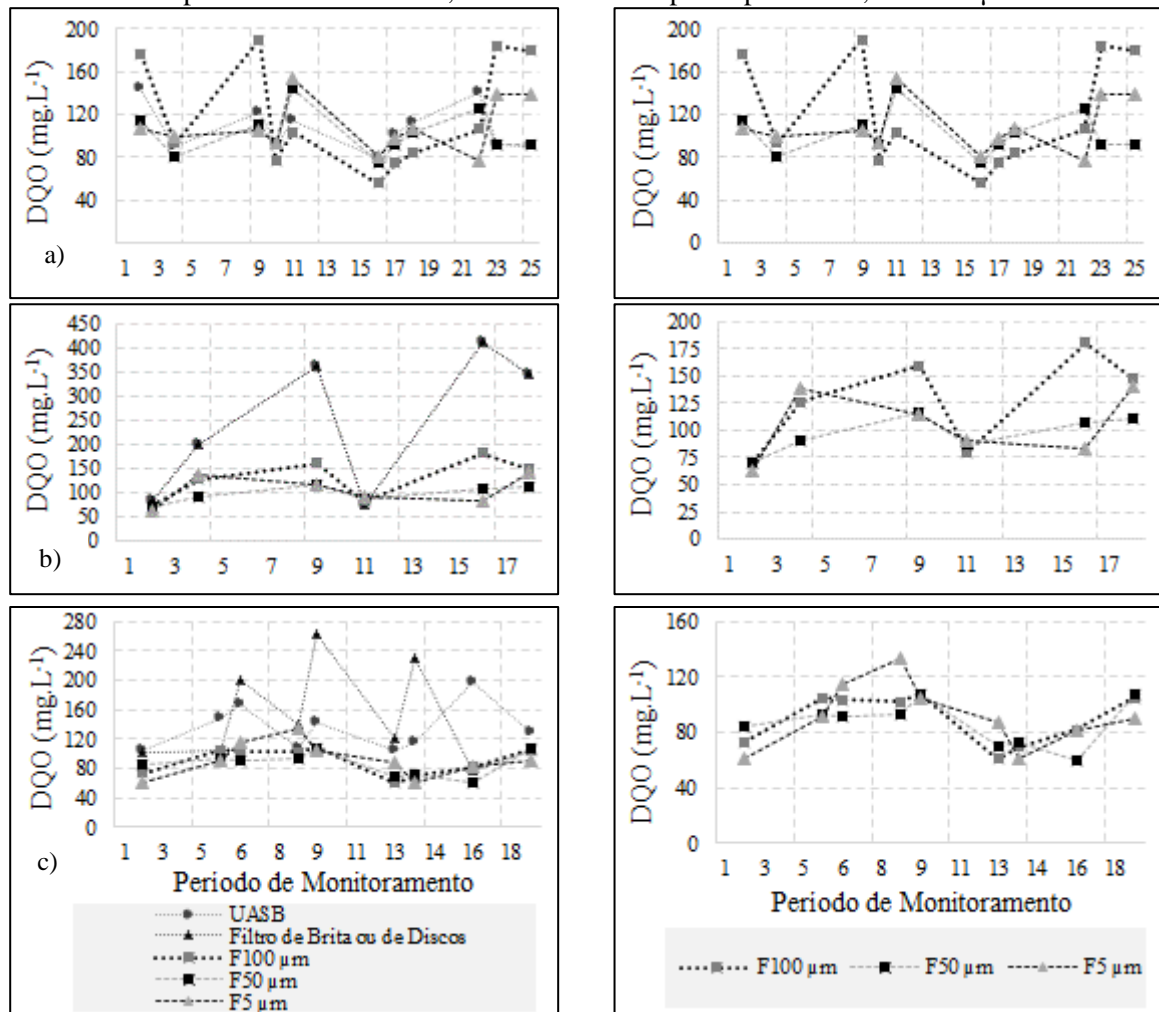
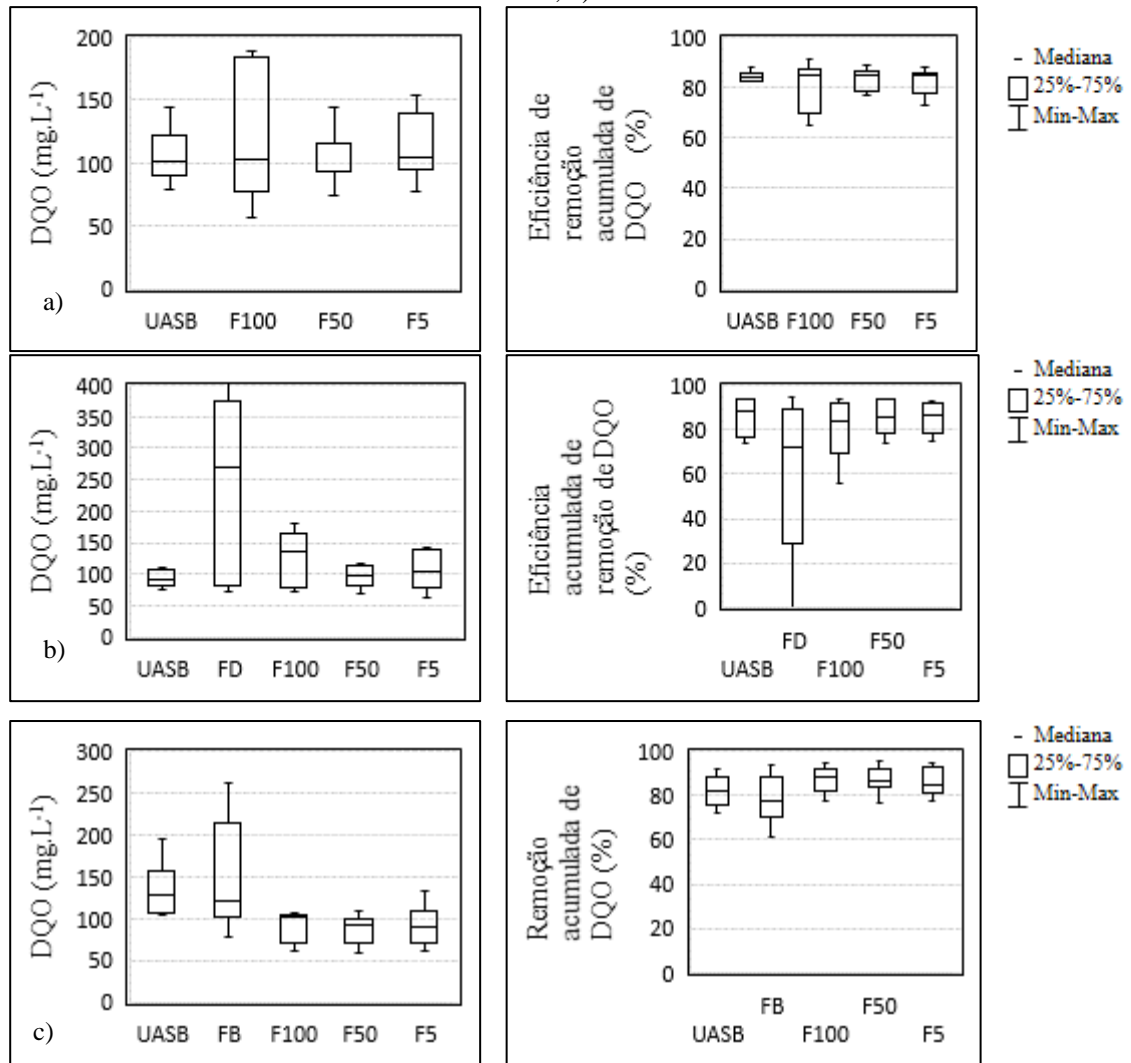


Figura 5.13: Concentrações de DQO (à esquerda) e remoções acumuladas de DQO (à direita) durante o período de monitoramento de cada configuração experimental: *box-plot*. a) MD b) FD-MD; c) FB-MD.



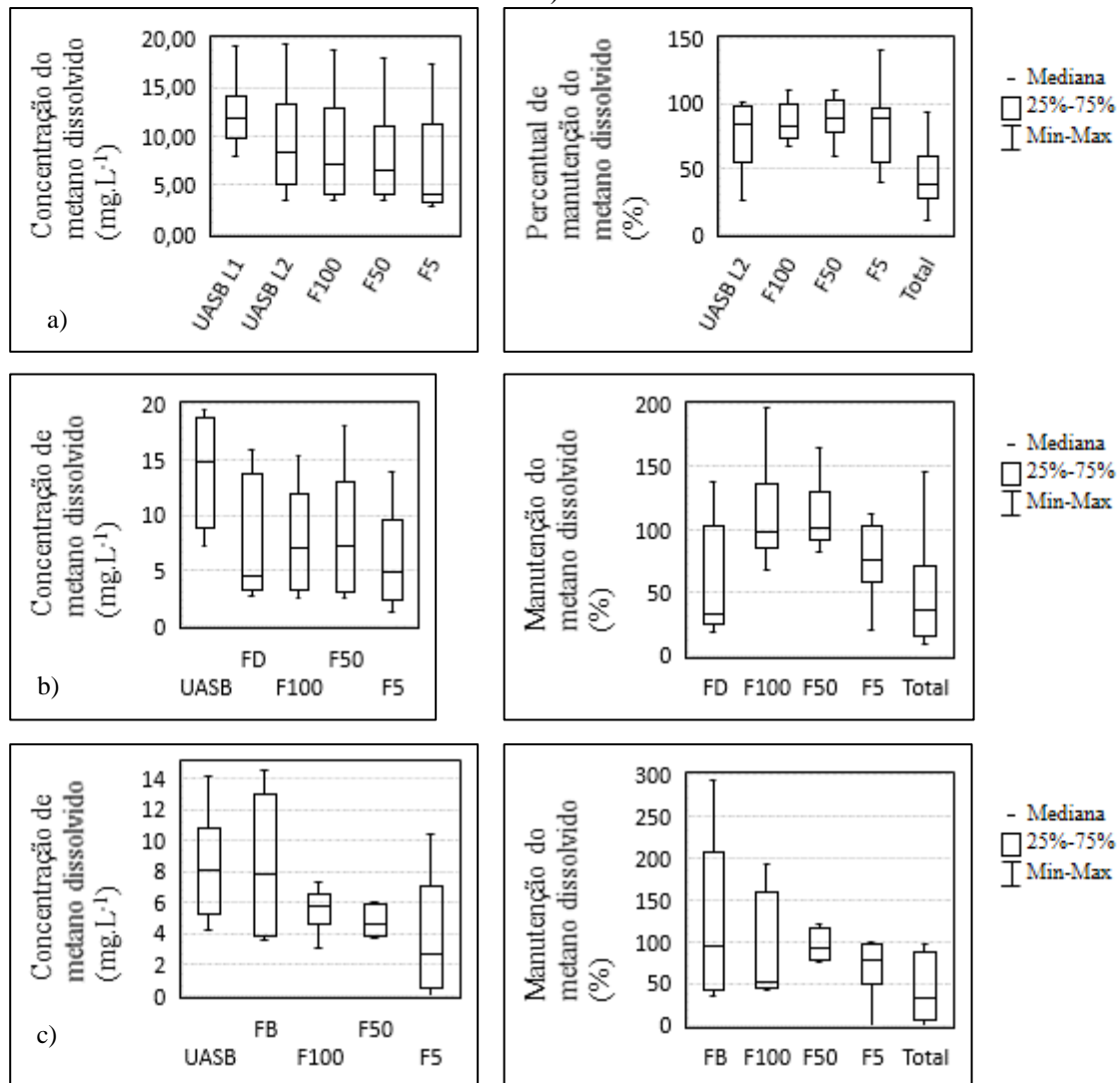
5.3.2 Comportamento do metano dissolvido no sistema

Em relação às medianas das concentrações de metano dissolvido do UASB os valores variaram entre cerca de 8 e 15 mg.L⁻¹, inferiores ao reportado pela literatura e inclusive inferiores às concentrações encontradas em monitoramentos no mesmo reator UASB (SOUZA, 2010). Essa diferença muito possivelmente está ligada ao ponto de coleta do metano dissolvido efluente. Neste trabalho, o metano foi coletado após passar por uma bomba peristáltica, conectada ao reator UASB através de um sifão, compondo um percurso de aproximadamente 1,8 m entre a bomba e o ponto de coleta, e depois mais cerca de 1,0 metro até a entrada na primeira unidade de filtração dinâmica. No trabalho desenvolvido por Souza (2010), o ponto de coleta, assim como o sistema de remoção de metano avaliado foram desenvolvidos a maiores alturas em relação ao solo, apoiados sob uma base e dessa forma mais próximo à saída do efluente do UASB. Sendo assim, o metano possuía menor chance de desorver e caracterizar emissões fugitivas no sistema. Além disso, durante a operação do experimento no presente trabalho, em alguns momentos eram observadas bolhas de gás na mangueira que conectava a saída do sifão à bomba peristáltica, o que configura um indicativo de vazamento de gás nesse trecho.

Após perceber esse possível comportamento, além de realizar coletas no ponto intermediário entre a bomba e a primeira unidade de filtração dinâmica, foram coletadas amostras no ponto imediatamente antes da chegada da unidade com malha de 100 µm. Este ponto é apresentado nos gráficos e tabelas, como UASB L2. Na Figura 5.14 no *box plot* de concentração de metano dissolvido, essa tendência pode ser verificada a partir da diferença entre a mediana de CH₄-D no efluente do UASB no ponto de coleta convencional, e no ponto de coleta UASB L2.

Portanto, devido à existência de perdas de metano entre a saída do UASB e a entrada das unidades de filtração dinâmica, as concentrações de metano foram consideradas secundárias dentro desta análise. Dessa forma, os percentuais de manutenção de metano dissolvido no efluente das unidades de MD em relação ao afluente, se tornam mais importantes para o objetivo deste trabalho, que entre outros, foi investigar se as unidades de filtração dinâmica especificamente, geram perdas ou manutenção do metano dissolvido. Sendo assim, foram calculados os percentuais de manutenção do CH₄-D, e os *box plot* podem ser vistos na figura Figura 5.14 (à direita.).

Figura 5.14: Concentrações de metano dissolvido com (à esquerda) e percentual de manutenção do metano dissolvido em relação à unidade anterior (à direita) durante o período de monitoramento de cada configuração experimental: *box-plot*. a) MD b) FD-MD; c) FB-MD.



Destaca-se que, embora as medianas dos percentuais totais de manutenção do metano dissolvido estejam situados entre 30 e 40%, as medianas de manutenção para os efluentes de todas as unidades de filtração dinâmica das configurações 2 e 3 foram superiores a 75%, o que nos permite inferir ainda com mais propriedade que as perdas de metano majoritariamente não ocorreram nas membranas dinâmicas durante essas etapas de teste. Em algumas unidades inclusive foi possível observar aumento na manutenção do metano dissolvido, o que a caracteriza produção deste gás. Esta análise converge com o estudo de Alibardi *et al.*, (2016), em que os autores se surpreenderam ao observar desprendimento de biogás no suporte da

membrana dinâmica, concluindo que baixos tempos de detenção hidráulico nas membranas dinâmicas levam ao potencial aumento na produção de metano dissolvido.

Observa-se que a maior amplitude nos dados ocorreu no efluente do filtro de brita, e as menores no F50 μm e F100 μm . A maior mediana de manutenção do metano dissolvido ocorreu no filtro de 5 micrômetros, ou seja, este foi o que apresentou menos perdas nessa configuração.

5.3.1 Resistência à filtração

A partir dos gráficos de séries temporais na Figura 5.16 observa-se que a configuração 1 foi a que apresentou mais nitidamente uma tendência de aumento da resistência da membrana com o tempo. Os resultados convergem com o observado em campo (Figura 5.15), pois essa foi a etapa em que o desenvolvimento da torta foi melhor observado. Este comportamento possivelmente está relacionado ao fato de que nesta fase obteve-se o melhor funcionamento do sistema, com menos problemas de operacionais de funcionamento da bomba, por exemplo, e nessa fase o sistema operou mais continuamente.

Nas etapas 2 e 3, algumas interrupções foram realizadas devido a necessidade de ajustes no sistema de bombeamento. Destaca-se que todos os dias havia necessidade de ajuste da vazão, e credita-se esse comportamento à adoção do sifão antes da bomba, que em alguns momentos despressurizava.

As fotos referentes a configuração 3 por exemplo (Figura 5.15), foram tiradas após um período de 5 dias sem ir ao CePTS, e ao chegar lá, os filtros haviam esvaziado. Por isso no filtro de 100 μm observa-se nitidamente três colorações e espessuras diferentes da *cake layer*, sendo a mais espessa e escura, a que estava em contato com o pouco efluente ainda presente dentro do reator de acrílico.

Diferente do esperado, a configuração 3 não apresentou maiores resistências em relação às outras. Esse comportamento precisa ser melhor investigado, mas pode ter acontecido pelo mesmo motivo supracitado ou ainda pode estar relacionado ao desprendimento da *cake layer* dentro do reator de MD ou mesmo por algum processo de degradação que possa ter ocorrido e reduzido assim a espessura da cama dinâmica, e portanto sua resistência.

Especificamente para a malha de 50 μm , foi realizado um teste com água limpa para determinação da resistência promovida pelo material suporte (metodologia e dados não detalhados no presente trabalho), e o resultado foi de $8,6 \times 10^8 \text{ m}^{-1}$. Ou seja, a *cake layer* representou cerca de 97% da mediana da resistência total nas configurações 1 e 2, e 94% na configuração 3. Essa análise converge com o encontrado por Meng *et al.*, (2007), quando a resistência provocada pela torta formada correspondeu a mais de 80% da resistência total de filtração.

A resistência mediana do filtro de 5 μm foi superior a das outras malhas em todas as configurações estudadas, o que provavelmente ocorreu devido a maior resistência intrínseca da malha, como é esperado em suportes com aberturas menores. Meng *et al.*, (2018) ao avaliar o efeito de diferentes tamanhos de poros na filtração dinâmica, operando sob gravidade, observou que os filtros de 1 a 5 μm tiveram resistência a filtração aumentada drasticamente em relação aos filtros de malhas 10, 20 e 50 μm .

Por fim, a maioria das medianas das resistências totais encontradas nesta pesquisa foram superiores ao reportado por Sun *et al.*, (2018), que a utilizar malha de poro 30 μm durante aproximadamente 15 dias com TAS inicial de 300 $\text{L}/\text{m}^2\cdot\text{h}$ e final de 10 $\text{L}\cdot\text{m}^{-2}\cdot\text{h}$ encontrou resistência à filtração ao final do período de operação de $3,9 \times 10^{10} \text{ m}^{-1}$.

Figura 5.15: Formação da torta na superfície das malhas de 100 μm , 50 μm e 5 μm nas configurações 1, 2 e 3.

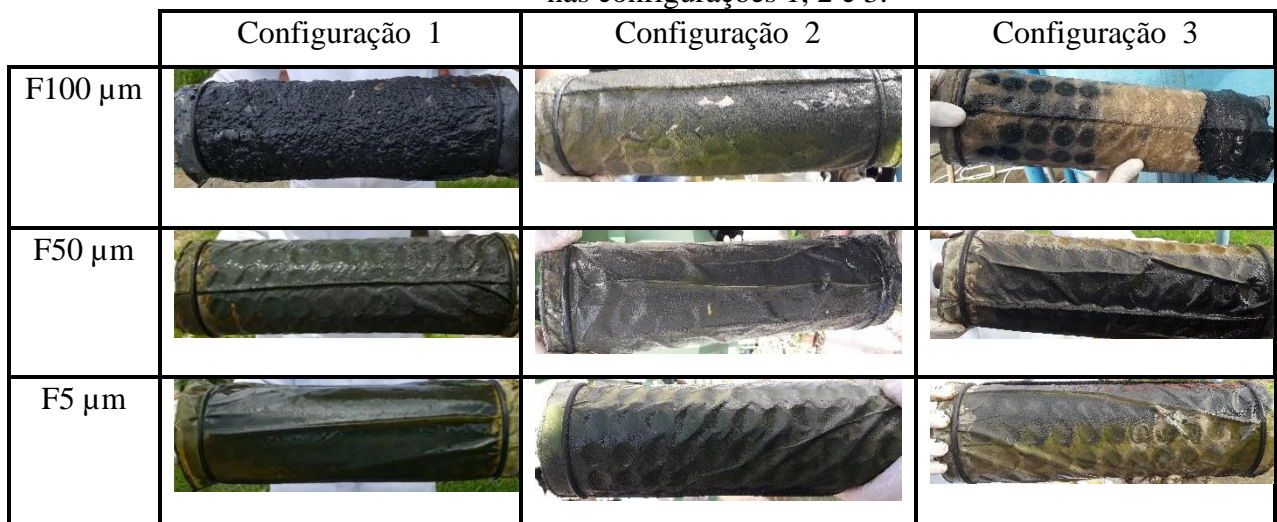
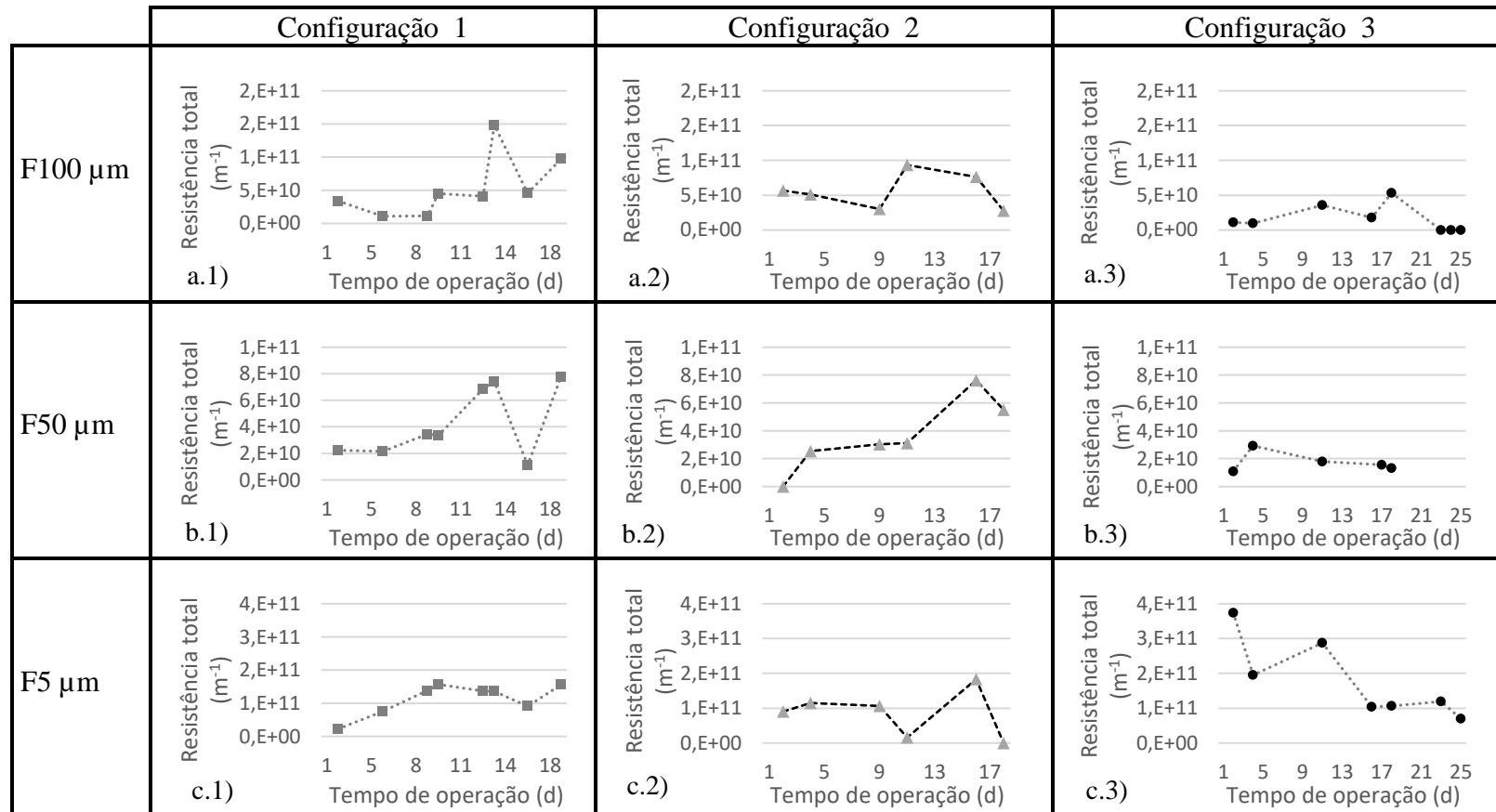


Figura 5.16: Variações da resistência total em cada malha: a) F 100 μ m; b) F 50 μ m; c) F 5 μ m, para cada configuração: 1 (UASB-FB-MD); 2 (UASB-FD-MD) e 3 (UASB-MD): série temporal



5.3.2 Sumário das concentrações e eficiências de DQO, SST, turbidez e CH₄-D no efluente de todas as etapas das configurações estudadas a longo prazo

A Tabela 5.3 exibe a síntese das concentrações e a Tabela 5.4, a síntese das eficiências de remoção de DQO, SST e CH₄-D durante o período de monitoramento da configuração FB – MD. Na Tabela 5.3 podem ser observadas também as resistências das malhas, e valores de oxigênio dissolvido, condutividade, temperatura e potencial redox, monitorados.

Tabela 5.3 – Síntese das concentrações efluentes de DQO, SST, turbidez, CH₄-D, OD, condutividade, pH, potencial redox e temperatura durante o período de monitoramento das configurações experimentais 1, 2 e 3

		Configuração experimental 1						Configuração experimental 2						Configuração experimental 3					
		EB	UASB	FB	F100	F50	F5	EB	UASB	FD	F100	F50	F5	EB	UASB	UASB L2	F100	F50	F5
DQO (mg.L ⁻¹)	Mediana ^a	644 (549)	129 (32)	120 (65)	102 (18)	92 (17)	90 (24)	809 (497)	92 (14)	271 (147)	137 (44)	99 (17)	103 (31)	622 (106)	102 (22)	104 (39)	103 (51)	93 (20)	104 (25)
	Média	868	139	155	92	87	96	885	93	245	128	97	105	641	107	122	121	102	109
	Máximo	1880	196	263	108	108	134	1554	112	409	181	116	141	834	144	175	190	144	154
	Mínimo	437	104	78	61	60	61	402	75	72	71	70	63	511	79	61	56	75	77
SST (mg.L ⁻¹)	Mediana ^a	383,3 (311,1)	45,6 (21)	62,7 (85,6)	22,1 (11,1)	14,4 (8,9)	13,6 (5,2)	692 (518)	18 (23)	128 (112)	12 (8)	11 (11)	343 (75)	29 (9)	30 (15)	22 (17)	14 (4)	5 (4)	
	Média	516	54	91	21	16	14	752	29	136	26	13	16	368	28	37	25	15	12
	Máximo	1063	93	275	36	34	24	1508	62	284	77	27	36	501	43	65	59	22	26
	Mínimo	200	27	3	4	2	4	286	6	12	8	2	8	251	17	21	9	9	4
Turbidez (UNT)	Mediana ^a	380 (208)	45 (48)	69 (60)	29 (13)	18 (16)	19 (5)	357 (335)	26 (8)	38 (64)	15 (23)	22 (23)	14 (5)	354 (78)	31 (24)	54 (19)	25 (22)	18 (17)	16 (17)
	Média	455	57	80	29	25	18	484	25	76	27	31	15	376	40	51	39	27	24
	Máximo	927	182	224	59	62	26	1000	35	152	74	64	23	537	87	78	76	64	64
	Mínimo	242	15	24	14	11	8	137	15	14	11	9	8	250	15	25	16	14	11
CH ₄ -D (mg.L ⁻¹)	Mediana ^a	-	8,1 (3,3)	7,9 (4,4)	5,7 (1,3)	4,7 (2,9)	2,7 (3,7)	-	15 (5)	4 (6)	7 (5)	7 (6)	5 (5)	-	12 (4)	8 (5)	6 (5)	5,5 (5)	4 (5)
	Média	-	8,4	8,2	5,5	4,9	3,8	-	14,0	7,3	7,7	8,2	5,9	-	19,1	19,3	18,9	18,0	17,4
	Máximo	-	14,1	14,5	7,3	10,5	10,4	-	19	16	15	18	14	-	19	19	19	18	17
	Mínimo	-	4,2	3,6	3,1	0,0	0,0	-	7,2	2,7	2,5	2,4	1,2	-	6,4	3,5	1,8	0,5	0,5
Resistên- cia (m ⁻¹)	Mediana ^a	-	-	-	4,3.10 ¹⁰	3,4.10 ¹⁰	1,4.10 ¹¹	-	-	-	5,4.10 ¹⁰	3,1.10 ¹⁰	1,1.10 ¹¹	-	-	-	1,1.10 ¹⁰	1,6.10 ¹⁰	1,3.10 ¹¹
	Média	-	-	-	5,4.10 ¹⁰	4,3.10 ¹⁰	1,1.10 ¹¹	-	-	-	5,6.10 ¹⁰	3,6.10 ¹⁰	1,3.10 ¹¹	-	-	-	1,8.10 ¹⁰	1,7.10 ¹⁰	1,3.10 ¹¹
	Máximo	-	-	-	1,5.10 ¹¹	7,8.10 ¹⁰	1,6.10 ¹¹	-	-	-	9,4.10 ¹⁰	7,3.10 ¹⁰	3,1.10 ¹¹	-	-	-	5,3.10 ¹⁰	2,9.10 ¹⁰	2,9.10 ¹¹
OD (mg.L ⁻¹)	Mediana ^a	-	3,8 (0,5)	-	-	-	2,97 (0,6)	-	3,88 (1,1)	-	-	-	2,89 (0,4)	-	2,17 (1,7)	-	-	-	1 (1,0)
pH	Mediana ^a	-	7,23 (0,10)	-	-	-	7,02 (0,03)	-	7,16 (0,07)	-	-	-	7,09 (0,13)	-	7,26 (1,4)	-	-	-	7,24 (0,2)

Conductiv. (uS.cm⁻¹)	Mediana^a	-	725 (15)	-	-	-	662 (61,5)	-	725 (63,8)	-	-	-	692,5 (97)	-	719 (359)	-	-	-	740 (29,8)
P. redox (mV)	Mediana^a	-	39,3 (121,7)	-	-	-	-14,4 (115)	-	106,6 (109,1)	-	-	-	-7,9 (145)	-	-155 (155)	-	-	-	-110 (110)
Temp. (C)	Mediana^a		28,45 (0,5)	-			28 (1,1)		27,4 (2,6)				25,65 (2,2)		27 (1,6)				26,55 (2,2)

Mediana^a :mediana (desvio padrão); UASB L2: ponto de coleta imediatamente antes da entrada para o filtro de 100 µm.

Tabela 5.4 – Síntese das eficiências de remoção de DQO, SST, turbidez e CH₄-D durante o período de monitoramento da configurações experimentais 1, 2 e 3

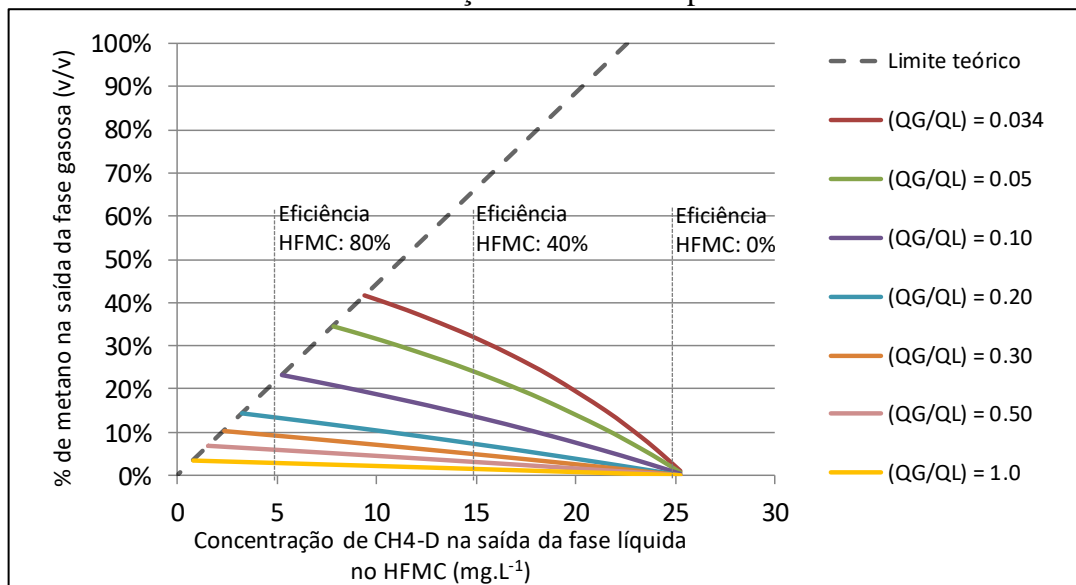
		Configuração experimental 1					Configuração experimental 2					Configuração experimental 3			
		UASB	FBrita	F100	F50	F5	UASB	FDisco	F100	F50	F5	UASB	F100	F50	F5
DQO (mg.L ⁻¹)	Mediana^a	82 (12)	77 (11)	88 (6)	87 (6)	84 (6)	88 (8)	73 (36)	84 (14)	86 (8)	87 (7)	84 (5)	85 (4)	85 (5)	84 (6)
	Média	79	78	86	87	86	86	61	80	86	85	83	81	84	83
	Mínimo	55	61	77	77	77	74	0	56	74	75	72	65	77	73
	Máximo	92	94	95	95	95	94	95	94	94	93	88	91	89	88
SST (mg.L ⁻¹)	Mediana^a	88,1 (9,1)	83,2 (31,6)	95,2 (2,6)	96,0 (2,7)	96,5 (3,0)	97 (10)	82 (38)	97 (10)	98 (3)	97 (4)	93 (3)	94 (5)	96 (2)	97 (1)
	Média	86	74	95	96	96	92	67	92	97	96	92	93	96	97
	Mínimo	67	8	91	90	90	78	1	73	91	87	81	82	93	95
	Máximo	95	99	99	100	99	99	99	99	100	99	96	98	98	99
Turbidez (UNT)	Mediana^a	88 (12)	85 (17)	94 (3)	95 (3)	95 (2)	94 (7)	90 (39)	95 (19)	95 (8)	95 (5)	92 (6)	92 (5)	94 (5)	96 (5)
	Média	86	80	93	94	95	91	71	88	90	95	89	90	93	93
	Mínimo	55	41	89	89	92	81	-11	46	77	85	80	80	82	81
	Máximo	97	94	97	97	98	99	98	99	99	99	96	97	97	97
CH₄-D^b (mg.L ⁻¹)	Mediana^a	-	95,7 (95,8)	51,5 (63,5)	92,9 (48,6)	78,6 (48,9)	-	33,3 (47,6)	98,8 (44,6)	101,4 (29,3)	75,3 (31,7)	84 (27)	82 (23)	89 (31)	88 (29)
	Média	-	120	92	94	77	-	57	112	111	76	75	83	87	85
	Mínimo	-	34	41	0	0	-	19	67	82	20	26	32	16	39
	Máximo	-	293	194	175	171	-	138	197	165	113	101 ^a	111	140	141

Mediana^a: mediana (desvio padrão). CH₄-D^b: Para o metano dissolvido foram calculados os percentuais de manutenção das concentrações efluentes em relação às concentrações efluentes de cada unidade.

5.4 Curvas de funcionamento e relações teóricas para aproveitamento do gás recuperado em motores CHP (Objetivo. 4)

As curvas teóricas de funcionamento da membrana desgasificadora HFMC microporosa, considerando a concentração de metano dissolvido afluente de 25 mg.L^{-1} podem ser observadas na Figura 5.17. Observa-se que para este caso, ao utilizar a relação QG/QL de 0,034 com a eficiência média da membrana de 40%, seria possível a obtenção de um gás recuperado com concentração de metano com pouco mais de 30%, o mínimo necessário para a queima.

Figura 5.17: Curvas teóricas de funcionamento da HFMC microporosa e concentrações de CH₄ recuperado

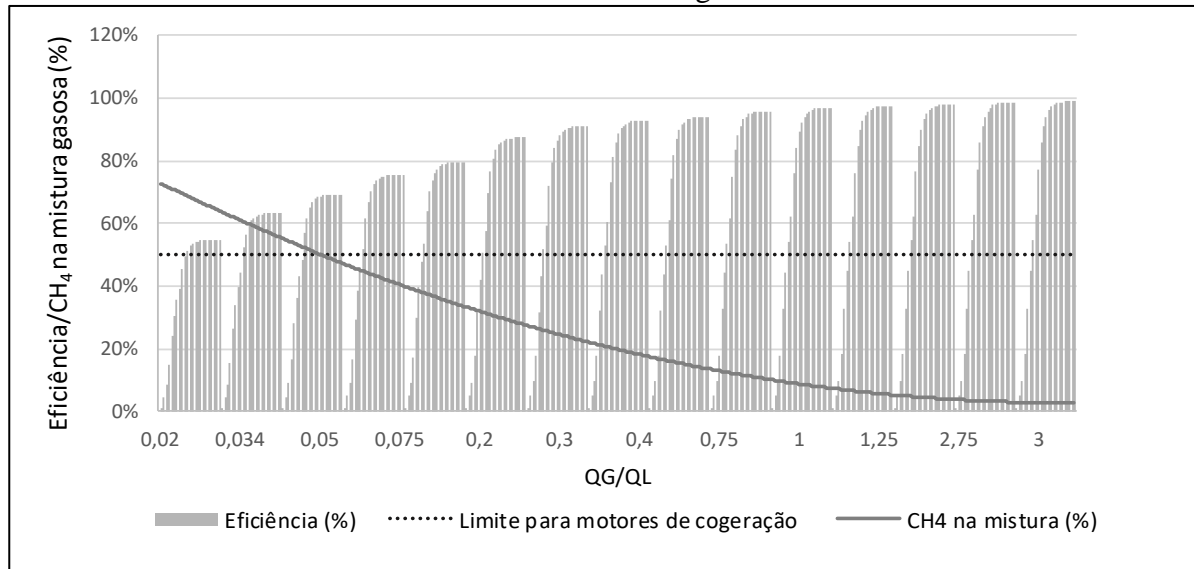


Na Figura 5.17 observa-se que relações G/L de até 0,05 foram aquelas cujas concentrações de CH₄ na mistura gasosa (metano recuperado + gás de arraste + biogás) se mostraram superiores a 50%, requisito típico para motores de cogeração de energia térmica e elétrica. Por este motivo, recomenda-se que em trabalhos futuros, essas relações sejam testadas em campo, e posteriormente comparadas com as curvas teóricas as relações G/L de 0,03, 0,05 e 0,1.

Como também pode ser observado na Figura 5.18, a concentração de CH₄ na mistura de gases diminui conforme o aumento da relação QG/QL, devido ao efeito da diluição. No entanto, apesar das baixas concentrações de metano, a carga de metano recuperada nessas condições é

alta, principalmente devido ao aumento da eficiência da membrana, podendo ampliar o aproveitamento energético.

Figura 5.18: Variação na concentração de metano dissolvido para diferentes Qg/QL e de eficiências da membrana desgaseificadora



Além da concentração mínima de metano, outro ponto que também precisa ser destacado pela aplicação de elevadas relações QG/QL é o aumento no volume de mistura de gases gerados. Em uma aplicação em escala plena, este fator deve ser considerado de acordo com o espaço disponível e ao custo de armazenamento de biogás.

Dependendo da finalidade do uso de membranas de contato na remoção de metano, diferentes proporções de QG/QL podem ser adotadas. Quando o objetivo é remover o metano devido a emissões de GEE ou atingir limites mínimos de explosividade, elevadas QG/QL parecem ser mais adequadas. Se, no entanto, o objetivo for a recuperação de energia, as relações QG/QL devem ser menores.

6 CONCLUSÕES

- Foi considerado neste trabalho como indicador da formação da membrana dinâmica, a estabilização da turbidez efluente. Nesse sentido, a formação da *cake layer* ocorreu nas três malhas 100 , 50 e 5 μm aos 330 minutos de operação;
- Em relação às configurações estudadas, elevadas remoções de sólidos suspensos totais, DQO, e turbidez foram alcançadas nos três arranjos experimentais, mesmo com a utilização de altas taxas de aplicação superficial. Dessa forma, em termos de clarificação do efluente a tecnologia de membranas dinâmicas se mostrou como solução potencial no condicionamento do efluente de reatores UASB com vistas à alimentação de membranas desgaseificadoras microporosas. No entanto, no que se refere ao metano dissolvido, embora nas unidades de filtração dinâmica tenha se observado elevada manutenção e em alguns casos até produção desse gás, houveram perdas consideráveis em outros pontos do sistema, que devem ser investigadas e solucionadas para que a recuperação do metano dissolvido seja um processo viável tecnicamente.
- As maiores resistências à filtração ocorreram na malha de 5 μm , o que não veio acompanhado de uma melhora na qualidade do efluente que justifique a continuidade de sua utilização, tendo em vista os maiores gastos com energia que seriam exigidos para permitir que a bomba mantenha a taxa de aplicação constante nesta unidade. Ademais, o custo por área da malha de poliéster de 5 μm é cerca de nove vezes superior ao custo da malha de 50 μm , e cerca de 11 vezes o custo da malha de 100 μm . Portanto, a malha de 5 μm poderia ser removida do sistema.
- A utilização dos filtros de brita e de disco não trouxeram benefícios tão nítidos para o sistema em relação à aplicação direta da filtração com membranas dinâmicas, além de serem unidades em que se observou elevadas perdas de metano dissolvido. Portanto, sua remoção no sistema também se mostrou propícia.
- As relações entre as vazões de gás e líquido afluentes a membrana desgaseificadora que propiciam a mistura do gás recuperado com o biogás gerado pelo UASB de forma que seja possível o seu aproveitamento energético por meio de cogeração em motores de combustão interna foram entre 0,03 e 0,05.

7 RECOMENDAÇÕES

A partir da avaliação dos resultados alcançados e das dificuldades ocorridas no decorrer da presente pesquisa, recomenda-se:

- Investigar a formação da camada dinâmica através de monitoramento de maior frequência e com taxas de aplicação superficial menores;
- Modificar a forma de alimentação do sistema eliminando o sifão e avaliar a aplicação do fluxo por gravidade;
- Inocular as unidades de filtração dinâmica e avaliar as diferenças na formação da *cake layer* e no desempenho do sistema a longo prazo;
- Modificar a aplicação de fluxo transversal para fluxo tangencial com recirculação do permeado;
- Testar configurações de UASB seguido de filtração dinâmica com as malhas de 100 e de 50 μm operando em paralelo;
- Determinar a resistência intrínseca das malhas de 100 e de 5 μm a fim de caracterizar melhor o processo de filtração dinâmica e separar as parcelas da resistência da malha e da torta na resistência total;
- Realizar ensaios de distribuição granulométrica para o efluente das unidades de filtração dinâmica.

REFERÊNCIAS

- ALIBARDI, L., COSSU, R., SALEEM, M., SPAGNI, A., 2014. Development and permeability of a dynamic membrane for anaerobic wastewater treatment. *Bioresource Technol.* 161(3),236-244.
- ALIBARDI, L., BERNAVA, N., COSSU, R., SPAGNI, A., 2016. Anaerobic dynamic membrane bioreactor for wastewater treatment at ambient temperature. *Chem. Eng. J.* 284, 130–138.
- ALVES, C. V. P. *Ampliação de Escala e Avaliação de um Fotoreator Simplificado de Radiação Ultravioleta na Desinfecção de Esgotos Tratados*. 2003. Dissertação (Mestrado em Saneamento, Meio Ambiente e Recursos Hídricos). Escola de Engenharia, Universidade Federal de Minas Gerais, Belo Horizonte, 2003.
- AN, Y., WANG, Z., WU, Z., YANG, D., ZHOU, Q., 2009. Characterization of membrane foulants in an anaerobic non-woven fabric membrane bioreactor for municipal wastewater treatment. *Chem. Eng. J.* 155 (3), 709–715
- APHA. *Standard methods for the examination of water and wastewater*. 22nd ed. Washington, DC, USA: American Public Health Association, American Water Works Association, and Water Environment Federation, 2012. p.
- ARNESEN, A. S.; SAMPAIO, A. de O. Utilização de biofiltro para o tratamento dos odores de uma estação elevatória da RMSP. In: *Encontro Técnico Aesabesp*, 24. São Paulo. *Anais... AESABESP*, 2013, p.1-11.
- CRITTENDEN, J. C.; TRUSSELL; R. R.; HAND, D. W.; K.J. HOWE, K. J.; TCHOBANOGLIOUS, G. *Water Treatment: Principles and Design*, second ed., John Wiley and Sons Inc., New Jersey, US, 2005.
- BARBOSA, V. L.; STUETZ, R. M. Treatment of hydrogen sulfide in biofuels. In: Lens, P., Westermann, P., et al (Ed.). *Biofuels for fuel cells: renewable energy from biomass fermentation*. 1 ed. London: IWA Publishing, 2005. p. 524.
- BANDARA, W. M.; SATOH, H.; SASAKAWA, M.; NAKAHARA, Y.; TAKAHASHI, M.; OKABE, S. Removal of residual dissolved methane gas in an upflow anaerobic sludge blanket reactor treating low-strength wastewater at low temperature with degassing membrane. *Water Research*, v. 45, n. 11, p. 3533-3540, 2011.
- BANDARA, W. M.; KINDAICHI, T.; SATOH, H.; SASAKAWA, M.; NAKAHARA, Y.; TAKAHASHI, M.; OKABE, S. Anaerobic treatment of municipal wastewater at ambient temperature: analysis of archaeal community structure and recovery of dissolved methane. *Water Research*. v. 46, 5756 – 5764, 2012.
- BENITEZ, J., *Principles and Modern Applications of Mass Transfer Operations*, John Wiley, New York, NY (2009), 2nd ed., 648p.

BETTIOL, W.; CAMARGO, O. A. Impacto ambiental do uso agrícola do lodo de esgoto. Jaguariúna: Embrapa Meio Ambiente. In: *Seminário internacional sobre microbiologia aplicada ao meio ambiente: antecedentes históricos e perspectivas*, 2005, São Paulo/SP. [Anais...] São Paulo/SP: USP, 2005. p.1-19

BOUGIE, F.; ILLIUTA, M. C. Analysis of Laplace-Young equation parameters and their influence on efficient CO₂ capture in membrane contactors, *Separation and Purification Technology*. v. 118 (2013) p. 806–815.

BRANDT E. M. F. *Biofiltração e biopercolação de metano presente em gases residuais gerados em processos anaeróbios*. Tese (Doutorado). Universidade Federal de Minas Gerais – Programa de Pós Graduação em Saneamento, Recursos Hídricos e Meio Ambiente. Minas Gerais, 2016.

BROWN, N. *Methane Dissolved in Wastewater Exiting UASB Reactors: Concentration Measurement and Methods for Neutralisation* (MSc Thesis), Royal Institute of Technology, Stockholm, Sweden, 2006.

CHERNICHARO, C. A.; STUETZ, R. M. Energy Recovery from Biogas in Anaerobic Wastewater Treatment Plants. In: Chernicharo, C. A. (Ed.). *Limitações e Possíveis Melhorias Futuras no Projeto, na Construção e na Operação de Reatores UASB Tratando Esgotos Domésticos*. 1 ed. Belo Horizonte: Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental, UFMG, 2008. p.

CHERNICHARO, C.A.L. *Princípios do tratamento biológico de águas residuárias: reatores anaeróbios*. 2.ed. Belo Horizonte: DESA-UFMG, 2007. v.5, 379p.

CHERNICHARO, C. A.; AQUINO, S. F.; SPERLING, M. V.; STUETZ, R. M.; SANTOS, L. V.; MABUB, M. O.; MOREIRA, M. A.; VASCONCELOS, O. M.; GLORIA, R. M. Conceptual analysis of the UASB/polishing pond system regarding the removal of surfactants, micropollutants and control of gaseous emissions. *Water Science and Technology*, v. 61, n. 5, p. 1211- 1219, 2010.

CHERNICHARO, C.A.L.; BRESSANI-RIBEIRO, T.; PEGORINI, E. S; POSSETTI, G. R. C.; MIKI, M. K.; SOUZA, S. N. Contribuição para o aprimoramento de projeto, construção e operação de reatores UASB aplicados ao tratamento de esgoto sanitário - Parte 1: Tópicos de Interesse. *Revista DAE – edição especial*, v. 66, n 214, p. 5 – 16, 2018.

CILAS. https://www.particle-size.com/cilas_1180_particle.htm. Acessado em: abril de 2019.

COOKNEY, J.; CARTMELL, E; JEFFERSON, B.; McADAM, E.J. Recovery of methane from anaerobic process effluent using poly-di-methyl-siloxane membrane contactors. *Water Science and Technology*, v. 65, n. 4, p. 604–610, 2012.

COOKNEY, J.; MCLEOD, A.; MATHIOUDAKIS, V.; NCUBE, P.; SOARES, A.; JEFFERSON, B.; McADAM, E.J. Dissolved methane recovery from anaerobic effluents using hollow fibre membrane contactors. *Journal of Membrane Science*, v. 502, p. 141–150, 2016.

COUTO, C. F.; MORAVIA, W. G.; AMARAL, M. C. S. Integration of microfiltration and nanofiltration to promote textile effluent reuse. *Clean Technologies and Environmental Policy*, v. 1, p. 1-17, 2017.

CRONE, B. C.; GARLAND J. L.; SORIAL, G. A.; VANE, L. M. Significance of dissolved methane in effluents of anaerobically treated low strength wastewater and potential for recovery as an energy product: A review. *Water Research*, v. 104, p. 520-531, 2016.

CUSSLER, L.E. *Diffusion: mass transfer in fluid systems*. 2009, 3th ed., 631p.

Di BERNARDO, L.; BRANDÃO, C. C. S.; HELLER, L. *Tratamento de águas de abastecimento por filtração em múltiplas etapas*. Rio de Janeiro: ABES/PROSAB, 1999. 114p.

DESA. Centro de Pesquisa e Treinamento em Saneamento UFMG/COPASA. Belo Horizonte, Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental, [s.d.].

ERSAHIN, M.E., OZGUN, H., DERELI, R.K., OZTURK, I., ROEST, K., VAN LIER, J.B., 2012. A review on dynamic membrane filtration: Materials, applications and future perspectives. *Bioresource Technol.* 122, 196-206.

ERSAHIN, M.E., TAO, Y., OZGUN, H., SPANJERS, H., VAN LIER, J.B., 2016. Characteristics and role of dynamic membrane layer in anaerobic membrane bioreactors. *Biotechnol. Bioeng.* 113(4), 761-771.

ERSAHIN, M.E., OZGUN, H., TAO, Y., VAN LIER, J.B., 2014. Applicability of dynamic membrane technology in anaerobic membrane bioreactors. *Water Res.* 54 (9), 420–429.

ERSAHIN, M.E., GIMENEZ, J.B., OZGUN, H., TAO, Y., SPANJERS, H., VAN LIER, J.B., 2016b. Gas-lift anaerobic dynamic membrane bioreactors for high strength synthetic wastewater treatment: effect of biogas sparging velocity and HRT on treatment performance. *Chem. Eng. J.* 305, 46–53.

ERSAHIN, M.E., TAO, Y., OZGUN, H., GIMENEZ, J.B., SPANJERS, H., VAN LIER, J.B., 2017. Impact of anaerobic dynamic membrane bioreactor configuration on treatment and filterability performance. *J. Membr. Sci.* 526, 387–394.

FERREIRA, B. O.; LOBATO, L. C. S.; COLTURATO, L. F. D.; PEREIRA, L. E. G.; PUJATTI, F. J. P.; CHERNICHARO, C. A. L. Strategies for energy recovery and gains associated with the implementation of an extra-dry methanization system for treating organic waste from the city of Rio de Janeiro – Brazil. 2018.

GIZ – DEUTSCHE GESELLSCHAFT FÜR INTERNATIONALE ZUSAMMENARBEIT GMBH. *Guia prático do biogás: Geração e utilização*. 5. ed. Gülzow: Fachagentur Nachwachsende Rohstoffe e. V. (FNR), 2010. Disponível em: <<http://mediathek.fnr.de/media/downloadable/files/samples/l/e/leitfadenbiogas-por-finalweb-20131002.pdf>>. Acesso em: 06 jun. 2018.

GLÓRIA, R. M.; MOTTA, T. M.; SILVA, P. V. O.; COSTA, P.; BRANDT, E. M. F.; SOUZA, C. L.; CHERNICHARO, C. A. L. Stripping and dissipation techniques for the removal of dissolved gases from anaerobic effluents. *Brazilian Journal of Chemical Engineering*, v. 33, n. 3, p. in press, 2016.

GOH, S.; ZHANG, J.; LUI, Y.; FANE, A. G. Fouling and *wetting* in membrane distillation (MD) and MD-bioreactor (MDBR) for wastewater reclamation, *Journal of Membrane Science*. v. 323, (2013), p. 39–47

GUO, W., NGO, H.-H., LI, J., 2012. A mini-review on membrane fouling. *Bioresource Technol*, 122, 27-34.

HEILE, S.; CHERNICHARO, C. A. L.; BRANDT, E. M. F.; McADAM, E. J. Dissolved gas separation for engineered anaerobic wastewater systems. *Separation and Purification Technology*, v. 189, p. 405–418, 2017.

HENARES, M.; IZQUIERDO, M.; PENYA-ROJA, J. M.; MARTÍNEZ-SORIA, V. Comparative study of degassing membrane modules for the removal of methane from Expanded Granular Sludge Bed anaerobic reactor effluent. *Separation and Purification Technology*, v. 170, p. 22–29, 2016.

HU, Y.; WANG, X. C.; NGO, H. H.; SUN, Q.; YANG, Y. Anaerobic dynamic membrane bioreactor (AnDMBR) for wastewater treatment: A review. *Bioresource Technology* v. 247, p. 1107-1118, 2018.

HUTTEN, I.M. (2007) *Handbook of Non-Woven Filter Media*; Elsevier: UK

IPCC (Intergovernmental Panel on Climate Change). *Climate Change 2013: The Physical Science Basis. Contribution of Working Group I to the Fifth Assessment Report of the Intergovernmental Panel on Climate Change*. STOCKER, T.F.; QIN, D; PLATTNER, G.-K.; TIGNOR, M.; ALLEN, S.K.; BOSCHUNG, J.; NAUELS, A.; XIA, Y.; BEX, V.; MIDGLEY, P.M. (Eds.). Cambridge University Press, Cambridge, United Kingdom and New York, NY, USA.

KELLER, J.; HARTLEY, K. Greenhouse gas production in wastewater treatment: process selection is the major factor. *Water Science and Technology*, v. 47, n. 12, p. 43-48, 2003.

KISO, Y.; JUNG, Y.J.; PARK, M.S.; WANG, W.; SHIMASE, M.; YAMADA, T.; MIN, K.S. (2005) Coupling of sequencing batch reactor and mesh filtration: operational parameters and wastewater treatment performance. *Water Res.*, 39: 4887–4898.

LI, L., XU, G., & YU, H. (2018). *Dynamic Membrane Filtration : Formation , Filtration Cleaning , and Applications*. (1), 7–18. <https://doi.org/10.1002/ceat.201700095>

LIANG, S., QU, L., MENG, F., HAN, X., ZHANG, J., 2013. Effect of sludge properties on the filtration characteristics of self-forming dynamic membranes (SFDMs) in aerobic bioreactors: formation time, filtration resistance, and fouling propensity. *J. Membr. Sci.* 436, 186-194.

- LIU, H., WANG, Y., YIN, B., ZHU, Y., FU, B., 2016. Improving volatile fatty acid yield from sludge anaerobic fermentation through self-forming dynamic membrane separation. *Bioresour. Technol.* 18, 92–100
- LOBATO, L. C. S. *Aproveitamento energético de biogás gerado em reatores UASB tratando esgoto doméstico*. 2011. 184. Tese (Doutorado em Saneamento, Meio Ambiente e Recursos Hídricos). Escola de Engenharia, Universidade Federal de Minas Gerais, Belo Horizonte, 2011.
- MA, J., WANG, Z., ZOU, Z., FENG, J., WU, Z., 2013. Microbial communities in an anaerobic dynamic membrane bioreactor (ANDMBR) for municipal wastewater treatment: comparison of bulk sludge and cake layer. *Process Biochem.* 48, 510–516
- MACEDO, F. J.; MAESTRI, R. S.; DAL MAGO, A.; HOINASKI, L.; LISBOA, H. de M.; BELLI FILHO, P. Avaliação das emissões odorantes de uma estação de tratamento de esgotos e a eficiência de um biofiltro para tratamento de odores. In: *Congresso Brasileiro de Engenharia e Sanitária Ambiental*, 29. 2017, São Paulo. Anais... São Paulo: FENASAN, 2017, p.1-11.
- MAT, N. C; LOU, Y.; LIPSCOMB G. G. Hollow fiber membrane modules. *Current Opinion in Chemical Engineering*, v. 14, p. 18-24, 2014.
- MENG, F., ZHANG, H., YANG, F., LIU, L., 2007. Characterization of cake layer in submerged membrane bioreactor. *Environ. Sci. Technol.* 41(11), 4065-4070.
- MENG, F.G., CHAE, S.-R., DREWS, A., KRAUME, M., SHIN, H.-S., YANG, F.L., 2009. Recent advances in membrane bioreactors (MBRs): membrane fouling and membrane material. *Water Res.* 43, 1489-1512.
- NELTING, K.; CAICEDO, C.; WEICHHGREBE, D.; ROSENWINKEL, K.-H. Influence of UASB reactor configuration and operation conditions on the dissolved methane quantities in the effluent. In: *IWA Ad14 World Congress on Anaerobic Digestion*, 2015, Vina del Mal. International Water Association, 2015, p. -.
- NOYOLA A., CAPDEVILLE B. & ROQUES H. (1988) Anaerobic treatment of domestic sewage with a rotating-stationary fixed film reactor. *Water Research.* 12: 1585–1592
- NOYOLA, A.; MORGAN-SAGASTUME, J. M.; LOPEZ-HERNANDEZ, J. E. Treatment of biogas produced in anaerobic reactors for domestic wastewater: odor control and energy/resource recovery. *Reviews in Environmental Science and Bio/Technology*, v. 5, n. 1, p. 93-114, 2006.
- OLIVEIRA, C. F.; FRIZZONE, J. A.; RETTORE, O. N. *Perda de Carga em filtros de tela e de discos utilizados na irrigação localizada*. Engenharia Rural, Piracicaba, v. 17, n.1, p. 21-28, 2006.
- OZGUN, H., DERELI, R.K., ERSAHIN, M.E., KINACI, C., SPANJERS, H., VAN LIER, J.B., 2013. A review of anaerobic membrane bioreactors for municipal wastewater treatment: Integration options, limitations and expectations. *Sep. Purif. Technol.* 118, 89-104.

PEREIRA, S. P.; PAIVA, C. A. A.; GONDIM, R. B. Uso de ferramentas computacionais para modelagem de dispersão de odores, como auxílio à locação de ETE's e à avaliação de impacto ambiental. In: Congresso *Brasileiro de Engenharia e Sanitária Ambiental*, 29., 2017, São Paulo. Anais... São Paulo: FENASAN, 2017, p.1-6.

A.A. POOSTCHI, M.R. MEHRNIA, F. REZVANI, M.H. SARRAFZADEH, Low-cost monofilament mesh filter used in membrane bioreactor process: filtration characteristics characteristics and resistance analysis, *Desalination* 286 (2012) 429–435.

QUEK, P.J., YEAP, T.S., NG, H.Y., 2017. Applicability of upflow anaerobic sludge blanket and dynamic membrane-coupled process for the treatment of municipal wastewater. *Appl. Microbiol. Biotechnol.* 101, 6531–6540.

RABBANI, K.A.; CHALES, W.; KAYAALP, A.; CORD-RUWISCH, R.; HO, G. Pilot-scale biofilter for the simultaneous removal of hydrogen sulphide and ammonia at a wastewater treatment plant. *Biochemical Engineering Journal*, v.107, p.1-10, 2016.

RETTICH, T. R.; HANDA, Y. P.; BATTINO, R.; WILHELM, E. Solubility of gases in liquids. 13. High-precision determination of Henry's constants for methane and ethane in liquid water at 275 to 328 K. *The Journal of Physical Chemistry*, v. 85, n. 22, p. 3230-3237, 1981.

ROCHA-RIOS, J.; BORDEL, S.; HERNÁNDEZ, S.; REVAH, S. Methane degradation in two-phase partition bioreactors. *Chemical Engineering Journal*, v. 152, n. 1, p. 289-292, 2009.

ROSA, A. P.; LOBATO, L.C.S.; BORGES, J.M.; MELO, G.C.B.; CHERNICHARO, C.A.L. *et al.* Potencial energético e alternativas para o aproveitamento do biogás e lodo de reatores UASB: estudo de caso Estação de tratamento de efluentes Laboreaux (Itabira). *Engenharia Sanitaria e Ambiental*, v. 21, n. 2, p. 315–328, 2016.

SALEEM, M., ALIBARDI, L., LAVAGNOLO, M.C., COSSU, R., SPAGNI, A., 2016. Effect of filtration flux on the development and operation of a dynamic membrane for anaerobic wastewater treatment. *J. Environ. Manage.* 180, 459-465.

SALOMON, K. R. e LORA, E. E. S. Estimate of The Electric Energy Generating Potential for Different Sources of Biogas in Brazil. *Biomass and Bioenergy*, v. 33, p. 1101-11-7, 2009.

SANTOS, A.V. *Remoção, tratamento e valoração de espuma proveniente de reatores UASB aplicados ao tratamento de esgoto doméstico*. Tese (Doutorado em Saneamento, Meio Ambiente e Recursos Hídricos). Escola de Engenharia da Universidade Federal de Minas Gerais, 115p, 2014.

SENGUPTA, A.; PETERSON, P. A.; MILLER, B. D.; SCHNEIDER, J.; FULK JR., C. W., Large-scale application of membrane contactors for gas transfer from or to ultrapure water, *Separation and Purification Technology*. v.14 (1998) 189–200.

SILVEIRA, B. *et al.* Guia técnico de aproveitamento energético de biogás em estações de tratamento de esgoto. Brasília, DF. Ministério das Cidades, *Série Probiogás*, 2015. 183 p.

SMITH, A.L., SKERLOS, S.J., RASKIN, L., 2015. Membrane biofilm development improves COD removal in anaerobic membrane bioreactor wastewater treatment. *Microb. Biotechnol.* 8 (5), 883-894.

SMITH, A.L., STADLER, L.B., CAO, L., LOVE, N.G., RASKIN, L., SKERLOS, S.J., 2014. Navigating wastewater energy recovery strategies: A life cycle comparison of anaerobic membrane bioreactor and conventional treatment systems with anaerobic digestion. *Environ. Sci. Technol.* 48, 5972-5981.

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

SOUZA, C. L.; CHERNICHARO, C. A.; AQUINO, S. F. Quantification of dissolved methane in UASB reactors treating domestic wastewater under different operating conditions. *Water Science and Technology*, v. 64, n. 11, p. 2259-2264, 2011.

SVAROVSKY, L.. *Solid-Liquid Separation..* 2000, 4th ed., 554p.

TANG, J., WANG, X.C., HU, Y., NGO, H.H., LI, Y., 2017. Dynamic membrane-assisted fermentation of food wastes for enhancing lactic acid production. *Bioresour. Technol.* 234, 40–47.

TSAGARAKIS, K. P. Optimal number of energy generators for biogas utilization in wastewater treatment facility. *Energy Conversion and Management*, v. 48, n. 10, p. 2694–2698, 2007.

WALKER, M., BANKS, C.J., HEAVEN, S., 2009. Development of a coarse membrane bioreactor for two-stage anaerobic digestion of biodegradable municipal solid waste. *Water Sci. Technol.* 59 (4), 729–735

WU, B., HOCHSTRASSER, F., AKHONDI, E., AMBAUEN, N., TSCHIRREN, L., BURKHARDT, M., FANE, A.G., PRONK W., 2016. Optimization of gravity-driven membrane (GDM) filtration process for seawater pretreatment. *Water Res.* 93, 133–140.

XIE, Z., WANG, Z., WANG, Q., ZHU, C., 2014. An anaerobic dynamic membrane bioreactor (AnDMBR) for landfill leachate treatment: performance and microbial community identification. *Bioresour. Technol.* 14 (3), 29–39.

ZHANG, L.-H.; MENG, X.-L.; WANG, Y.; LIU, L.-D. Performance of biotrickling filters for hydrogen sulfide removal under starvation and shock loads conditions. *Journal of Zhejiang University Science B*, v. 10, n. 8, p. 595-601, 2009.

ZHANG, X.; WANG, Z.; WU, Z.; WEI, T.; LU, F.; TONG, J.; MAI, S. Membrane fouling in an anaerobic dynamic membrane bioreactor (AnDMBR) for municipal wastewater treatment: Characteristics of membrane foulants and bulk sludge. *Process Biochemistry*, v. 46, p. 1538–1544, 2011.

ZHAO, L., ZHAO, T., WANG, S., 2010. Study on an aerobic self-forming dynamic membrane bioreactor for domestic wastewater treatment. *J. Shandong Univ. (Nat. Sci.)* 45 (3), 10–14.

ZHAO, T., 2012. Study on the performance of anaerobic self-forming dynamic membrane (AnSFDM) for wastewater treatment and mechanism of AnSFDM formation and fouling. *Dissertation*. Shandong University.