

UNIVERSIDADE FEDERAL DO ESPÍRITO SANTO
CENTRO TECNOLÓGICO
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA E
DESENVOLVIMENTO SUSTENTÁVEL

GABRIEL DALBERTO BELOTTI JUNIOR

**DESEMPENHO DE UM REATOR ANAERÓBIO COM LEITO MÓVEL
DE BIOFILME E MEMBRANA DE MICROFILTRAÇÃO NO
TRATAMENTO DE ÁGUA CINZA CLARA**

VITÓRIA
2016

GABRIEL DALBERTO BELOTTI JUNIOR

**DESEMPENHO DE UM REATOR ANAERÓBIO COM LEITO MÓVEL
DE BIOFILME E MEMBRANA DE MICROFILTRAÇÃO NO
TRATAMENTO DE ÁGUA CINZA CLARA**

Dissertação apresentada ao Programa de Pós-Graduação em Engenharia e Desenvolvimento Sustentável da Universidade Federal do Espírito Santo, como requisito parcial para obtenção do Grau de Mestre em Engenharia e Desenvolvimento Sustentável, área de concentração em Saneamento Ambiental.
Orientador: Prof.^a Dr. Rosane Hein Campos.
Coorientador: Prof.^o Dr. Ricardo Franci Gonçalves.

VITÓRIA

2016

Dados Internacionais de Catalogação-na-publicação (CIP)
(Biblioteca Setorial Tecnológica,
Universidade Federal do Espírito Santo, ES, Brasil)

B452d Belotti Junior, Gabriel Dalberto, 1986-
Desempenho de um reator anaeróbio com leito móvel de
biofilme e membrana de microfiltração no tratamento de água
cinza clara / Gabriel Dalberto Belotti Junior. – 2016.
124 f. : il.

Orientador: Rosane Hein Campos.
Coorientador: Ricardo Franci Gonçalves.
Dissertação (Mestrado em Engenharia e Desenvolvimento
Sustentável) – Universidade Federal do Espírito Santo, Centro
Tecnológico.

1. Água - Reuso. 2. Reatores anaeróbios. 3. Filtração por
membranas. 4. Águas cinzentas (Resíduos de águas domésticas).
I. Campos, Rosane Hein. II. Gonçalves, Ricardo Franci. III.
Universidade Federal do Espírito Santo. Centro Tecnológico. IV.
Título.

CDU: 628

GABRIEL DALBERTO BELOTTI JUNIOR

“Desempenho de um Reator com Leito Móvel de Biofilme e Membrana de Microfiltração no Tratamento de Água Cinza Clara”.


Dissertação apresentada ao Programa de Pós-Graduação em Engenharia e Desenvolvimento Sustentável (Modalidade Profissional) da Universidade Federal do Espírito Santo, como requisito parcial para a obtenção do título de Mestre em Engenharia e Desenvolvimento Sustentável na área de concentração Gestão Sustentável e Energia.

Aprovada em 13 de abril de 2016.


COMISSÃO EXAMINADORA



Prof. DSc. Sérgio Túlio Alves Cassini
Examinador Interno - PPGES / UFES



Profª. DSc. Raquel Machado Borges
Examinadora Externa (IFES)



Profª. DSc. Rosane Hein Campos
Orientadora – PPGES / UFES



Prof. DSc. Ricardo Franci Gonçalves
Co-orientador – PPGES / UFES

À minha família e amigos que souberam entender minha ausência e sempre torceram pelo meu sucesso. Em especial aos meus pais e a minha esposa, pelo apoio e pela paciência.

AGRADECIMENTOS

À Deus, pela vida e por ter me iluminado e fortalecido nos momentos de dúvidas e dificuldades, possibilitando seguir esse caminho evolutivo.

À UFES, por ter proporcionado o Programa de Pós-Graduação em Engenharia e Desenvolvimento Sustentável.

Ao CTA - Serviços em Meio Ambiente Ltda., por ter aceitado a flexibilidade de horário no expediente de trabalho para que pudesse me dedicar a este estudo.

À FINEP pelo financiamento do projeto.

Aos orientadores Rosane e Ricardo, por todos os momentos de paciência, compreensão e competência.

À minha família e esposa pela compreensão da minha ausência e incentivo nos momentos difíceis.

Aos amigos do Núcleo Água, do LABSAN e voluntários da graduação de engenharia ambiental, pela colaboração durante o desenvolvimento deste estudo.

Aos amigos da minha turma de mestrado e da anterior, pelas experiências compartilhadas e pelos momentos de descontração.

“Não existem sonhos impossíveis para aqueles que realmente acreditam que o poder realizador reside no interior de cada ser humano; sempre que alguém descobre esse poder, algo antes considerado impossível se torna realidade”.

Albert Einstein

RESUMO

Este trabalho apresenta o estudo da água cinza clara, componente de uma parcela do esgoto sanitário, através de reator anaeróbio com membranas de leito móvel de biofilme (MBBMR), seguido de membrana de microfiltração, em escala piloto. Para tanto, esta pesquisa teve como objetivo geral estudar a influência do tempo de detenção hidráulica (TDH) do reator no desempenho do tratamento de água cinza clara. O MBBMR foi composto por um reator com área de 20 m², preenchido com meio suporte do tipo anéis randômicos de polipropileno de alta densidade, seguido por uma membrana de microfiltração do tipo externa com fibra oca e filtração tangencial, operando com diferentes TDH (8h e 4h). As maiores eficiências de remoção do MBBMR foram durante a operação do reator com o TDH 8h, sendo a média de remoção global de 78,2%. Com o TDH 4h houve redução na eficiência global, sendo a média da remoção global de 69%. O efluente final atendeu à qualidade necessária para o reuso, obedecendo o preconizado nas normas da Alemanha e do Canadá em 100% das amostras para os parâmetros DBO e SST, com o TDH 8h. No entanto, o efluente não atendeu ao limite máximo estabelecido por estas normas para os parâmetros turbidez e coliformes totais. Em relação ao atendimento a norma brasileira com este TDH, o parâmetro turbidez apresentou 48% das amostras com o valor abaixo do estabelecido para reuso em bacias sanitárias, mas todas as amostras não atenderam ao limite estabelecido para coliformes totais. Para o MBBMR operando com o TDH de 4h, para o parâmetro DBO todas as amostras atenderam o limite da norma do Canadá e 60% das amostras atenderam as normas da Flórida, Austrália e da Alemanha. Para o parâmetro SST, 80% das amostras apresentaram valor abaixo do estabelecido na norma do Canadá e da Alemanha. Contudo, os parâmetros turbidez e coliformes totais não atenderam os limites das normas internacionais e brasileira para reuso em bacia sanitária com o TDH 4h. Assim, os melhores resultados alcançados com o sistema estudado foram para o maior TDH no reator.

Palavras chaves: água reuso, reatores anaeróbios, filtração por membrana, águas cinzas.

ABSTRACT

This paper presents the study of light gray water component of a portion of the wastewater through anaerobic reactor with moving bed biofilm membranes (MBBMR) followed by microfiltration membrane pilot scale. Therefore, this research aimed to study the influence of hydraulic retention time (HRT) of the reactor in the performance of the treatment light gray water. The MBBMR was composed of a reactor 20 m² filled with support media type random rings high density polypropylene, followed by a microfiltration membrane of the external type with hollow fiber, tangential flow filtration, operating with different HDT (8h and 4h). The biggest MBBMR removal efficiencies were during reactor operation with the TDH 8 am, with the average global removal of 78.2%. With TDH 4h was no reduction in overall efficiency, the average global removal of 69%. The final effluent met the necessary quality for reuse, following the recommendations in the standards of Germany and Canada at 100% of the samples for the BOD and TSS parameters, in TDH 8h. However, the effluent did not meet the ceiling established by these standards for turbidity and total coliform parameters. In relation to service the Brazilian standard with this TDH, the turbidity parameter showed 48% of the samples with the value below the set for reuse in toilets, but all samples did not meet the threshold for total coliforms. For MBBR operating at 4pm TDH for the DBO parameter all samples met the standard limit of Canada and 60% of the samples met the standards of Florida, Australia and Germany. For the SST parameter, 80% of the samples were below the value set in the standard of Canada and Germany. However, turbidity and total coliform parameters did not meet the limits of international and Brazilian standards for reuse in sanitary bowl with TDH 4h. Thus, the best results achieved with the system studied was the highest HDT for the reactor.

Key words: water reuse, reactors anaerobic, membrane microfiltration, water gray.

LISTA DE FIGURAS

Figura 1: Linhas de produção de águas residuárias em uma residência.	24
Figura 2: Processos envolvidos na formação e crescimento de biofilmes.	40
Figura 3: Fatores que influenciam a relação da estrutura e atividade de biofilmes. ...	41
Figura 4: Configurações do reator biológico com o módulo de membrana submersa (A) e externa (B).	43
Figura 5: Módulos comerciais de membrana com configuração externa (A) e submersa (B) ao biorreator.	44
Figura 6: Esquema da definição do processo de filtração por membranas.	46
Figura 7: Modos de filtração para processos de separação por membranas.	47
Figura 8: Fotomicrográficas da membrana de MF, sendo (a) a ampliação da parede porosa na seção transversal (aumento de 870 vezes) e (b) os poros da superfície externa da membrana (aumento de 11.362 vezes).	49
Figura 9: Limites de separação utilizados para os processos de osmose reversa, nanofiltração, ultrafiltração e microfiltração.	50
Figura 10: Diagrama com os principais fatores que influenciam no <i>fouling</i> em sistemas de reator biológico com membrana.	53
Figura 11: Edificação do Núcleo Água onde foi gerada a AC.	57
Figura 12: Projeto hidrossanitário da edificação do Núcleo Água – UFES.	57
Figura 13: Tela fina instalada no ralo do banheiro (A) e na saída do efluente da máquina de lavar roupas (B) como pré-tratamento da água cinza.	58
Figura 14: Esquema do sistema utilizado para o tratamento de AC.	59
Figura 15: Escala piloto do sistema MBBMR. A imagem A ilustra a parte superior do piloto e a imagem B ilustra a parte inferior.	60
Figura 16: Detalhes do meio suporte utilizado para preenchimento do reator.	61
Figura 16: Automação utilizada no MBBMR, o CLP está destacado de amarelo e o inversor de frequência de azul.	62
Figura 18: Detalhe do equipamento HIAC 9703+ durante a realização da análise do tamanho das partículas.	67

LISTA DE GRÁFICOS

Gráfico 1: Valores de pH nos efluentes do MBBR e da Mb.....	72
Gráfico 2: Valores de alcalinidade nos efluentes do MBBR e da Mb.	73
Gráfico 3: Concentração de DBO nos efluentes do MBBR e da Mb e a eficiência de remoção dos componentes e do sistema de tratamento.....	74
Gráfico 4: Concentração de DQO nos efluentes do MBBR e da Mb e a eficiência de remoção dos componentes e do sistema de tratamento.....	76
Gráfico 5: Concentração de DQO filtrada nos efluentes do MBBR e da Mb e a eficiência de remoção dos componentes e do sistema de tratamento.....	78
Gráfico 6: Concentração de Turbidez nos efluentes do MBBR e da Mb e a eficiência de remoção dos componentes e do sistema de tratamento.....	79
Gráfico 7: Concentração de ST nos efluentes do MBBR e da Mb e a eficiência de remoção dos componentes e do sistema de tratamento.....	81
Gráfico 8: Concentração de SST nos efluentes do MBBR e da Mb e a eficiência de remoção dos componentes e do sistema de tratamento.....	82
Gráfico 9: Valores de coliformes totais nos efluentes do MBBR e da Mb e a eficiência de remoção dos componentes e do sistema de tratamento.....	84
Gráfico 10: Concentração de Sulfato e Sulfeto nos efluentes do MBBR e da Mb.	85
Gráfico 11: Relação da COVa de DBO com a concentração deste parâmetro no efluente, com eficiência de remoção e com a COVr.	89
Gráfico 12: Relação da COVa de DQO com a concentração deste parâmetro no efluente, com eficiência de remoção e com a COVr.	91
Gráfico 13: Relação do valor da COVa de DQO _{filtrada} com a concentração deste parâmetro no efluente, com eficiência de remoção e com a COVr.	92
Gráfico 14: Curva de FA para a concentração de DBO nos efluentes do MBBR e da Mb com os limites máximo para reuso preconizado pelas normas internacionais.	95
Gráfico 15: Curva de FA para a concentração de SST nos efluentes do MBBR e da Mb com os limites máximo para reuso preconizado pelas normas internacionais.	96
Gráfico 16: Curva de FA para a concentração de turbidez nos efluentes do MBBR e da Mb com os limites máximo para reuso preconizado pelas normas internacionais e do Brasil.	97

Gráfico 17: Curva de FA para o número mais provável de coliformes totais nos efluentes do MBBR e da Mb.....	98
Gráfico 18: Série histórica da concentração de ST e SST, na AC e nos efluentes do MBBR, da Mb, da retrolavagem e do concentrado.....	99
Gráfico 19: Relação do número de partículas por classes e o número médio de cada classe nas amostras de AC.....	101
Gráfico 20: Relação do número de partículas por classes e o número médio de cada classe nas amostras do efluente do MBBR.....	102
Gráfico 21: Relação do número de partículas por classes e o número médio de cada classe nas amostras do efluente da Mb.	103
Gráfico 22: Relação do número de partículas por classes e o número médio de cada classe nas amostras do efluente do concentrado.	104
Gráfico 23: Relação do número de partículas por classes e o número médio de cada classe nas amostras do efluente da retrolavagem.	104
Gráfico 24: Teste de permeabilidade realizados com a Mb nova comparado com a permeabilidade do módulo informada pelo fabricante.....	105
Gráfico 25: Permeabilidade hidráulica da Mb com AC e água tratada após sessenta dias de operação com o efluente.	106
Gráfico 26: Permeabilidade Hidráulica da Mb com água tratada e AC após a limpeza química depois de operar com efluente por sessenta dias.	107

LISTA DE TABELAS

Tabela 1: Normas internacionais com os limites preconizados para reuso de água cinza em descargas de vasos sanitários.....	26
Tabela 2: Classificação das águas para reuso e limites preconizados dos parâmetros em atendimento à NBR 13.969/1997.	27
Tabela 3: Demanda doméstica de uso da água residencial.....	30
Tabela 4: Possíveis características da água cinza de acordo com o tipo de fonte produtora.....	31
Tabela 5: Características físico-químicas e microbiológica da água cinza bruta.....	33
Tabela 6: Condições operacionais do MBBR.....	64
Tabela 7: Parâmetros analisados na avaliação do sistema de tratamento de água cinza.....	64
Tabela 8: Valores médios das características físico-químicas e microbiológica da AC.	69
Tabela 9: Características físico-químicas e microbiológica da AC bruta obtida nesta pesquisa comparadas com outros estudos.	71
Tabela 10: Estatística descritiva da carga orgânica volumétrica aplicada ao MBBR.....	87
Tabela 11: Estatística descritiva da carga orgânica volumétrica aplicada à Mb.....	87
Tabela 12: Estatística descritiva da COVr no MBBR.....	88
Tabela 13: Estatística descritiva da COVr na Mb.	88

LISTA DE SIGLAS

A	Área
ABNT	Associação brasileira de normas técnicas
AC	Água cinza clara
C _A	Concentração do afluente
C _E	Concentração do efluente
CLP	Controlador lógico programável
Cl _r	Cloro residual
CH ₄	Gás metano
CNRH	Conselho nacional de recursos hídricos
CO ₂	Gás carbônico
COV _a	Carga orgânica volumétrica aplicada
COV _r	Carga orgânica volumétrica removida
CT	Coliformes Totais
CT _e	Coliforme termotolerante
DBO	Demanda biológica de oxigênio
DQO	Demanda química de oxigênio
DP	Desvio padrão
E	Eficiência de Remoção
F	Frequência de análise
FA	Frequência acumulada
H ₂ S	Gás sulfídrico
LABSAN	Laboratório de saneamento ambiental
M	Média
Máx.	Valor máximo
Mb	Membrana
MBR	Reator Biológico com Membrana
MBBR	Reator com leito móvel de biofilme
MBBMR	Reator com membranas e leito móvel de biofilme
MED.	Mediana
MF	Microfiltração

Mín.	Valor mínimo
NBR	Norma brasileira
NF	Nanofiltração
NH ₃	Amônia
OD	Oxigênio dissolvido
OR	Osmose reversa
pH	Potencial hidrogenionico
PSM	Processo de separação por membrana
PTM	Pressão transmembrana
Q	Vazão do efluente
S _o	Concentração do substrato na entrada do reator
SD	Sólidos dissolvidos
ST	Sólidos Totais
SST	Sólidos suspensos totais
SSV	Sólidos suspensos voláteis
TDH	Tempo de detenção hidráulica
TES	Taxa de escoamento superficial
TRC	Tempo de retenção celular
UF	Ultrafiltração
V _u	Volume útil

SUMÁRIO

1	INTRODUÇÃO	18
2	OBJETIVOS	21
2.1	OBJETIVO GERAL	21
2.2	OBJETIVOS ESPECÍFICOS	21
3	REVISÃO BIBLIOGRÁFICA	22
3.1	FONTES ALTERNATIVAS DE ÁGUA NAS EDIFICAÇÕES	22
3.2	REUSO DE ÁGUA CINZA	24
3.3	ÁGUA CINZA	30
3.3.1	Principais características das águas cinzas	30
3.4	TRATAMENTO DE ÁGUA CINZA	34
3.4.1	Reatores	36
3.4.2	Reator com meio suporte	39
3.4.3	Reator com Membrana	41
3.5	PROCESSO DE SEPARAÇÃO POR MEMBRANAS	45
3.5.1	Principais características das membranas	48
3.5.2	Incrustação na membrana - <i>fouling</i>	52
3.5.2	Controle de <i>fouling</i> na membrana	53
4	METODOLOGIA	56
4.1	CONTEXTUALIZAÇÃO DA PESQUISA	56
4.1.1	Geração de água cinza	56
4.1.2	Pré-tratamento da água cinza	58
4.1.4	Sistema de tratamento da água cinza (MBBMR)	58
4.2	AVALIAÇÃO DA EFICIÊNCIA DO SISTEMA DE TRATAMENTO E DO SEUS COMPONENTES	63
4.3	ANÁLISE DO TAMANHO DAS PARTÍCULAS	66
4.4	ESTUDO DA PERMEABILIDADE HIDRÁULICA E O POTENCIAL DE RECUPERAÇÃO DO FLUXO APÓS A LIMPEZA QUÍMICA	67
5	RESULTADOS E DISCUSSÃO	69
5.1	CARACTERIZAÇÃO DA ÁGUA CINZA, DO EFLUENTE DO REATOR COM LEITO MÓVEL DE BIOFILME, DA MEMBRANA E A EFICIÊNCIA DE REMOÇÃO	69
5.1.1	Caracterização da AC	69

5.1.2	Caracterização do efluente e a eficiência de remoção do reator com leito móvel de biofilme e da membrana	72
5.1.3	Carga orgânica volumétrica aplicada e carga orgânica volumétrica removida	86
5.2	ATENDIMENTO AOS LIMITES E PADRÕES PARA REUSO	94
5.3	REMOÇÃO DE SÓLIDOS PELA RETROLAVAGEM	99
5.4	RELAÇÃO DO NÚMERO DE PARTÍCULAS.....	101
5.5	ESTUDO DA PERMEABILIDADE HIDRÁULICA E O POTENCIAL DE RECUPERAÇÃO DO FLUXO APÓS A LIMPEZA QUÍMICA.....	105
6	CONCLUSÃO	109
7	RECOMENDAÇÕES.....	111
8	REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS.....	112

1 INTRODUÇÃO

A água é uma substância essencial para a vida de todos os seres que habitam nosso planeta. A utilização dos recursos hídricos dar-se por diversas maneiras: consumo humano, dessedentação de animais, irrigação, uso industrial, etc. Até 2050, o crescimento previsto da população urbana levará um aumento na ordem de 70% na demanda mundial de alimento, que aliado com a expansão da atividade industrial e a intensificação das mudanças climáticas, aumentarão a pressão sobre as fontes de água doce (MUNOZ, 2013). Desta maneira, a exploração de forma irracional pode acarretar grandes prejuízos e torna-se um fator limitante para o desenvolvimento agrícola, urbano e industrial.

A escassez dos recursos hídricos tem-se agravado tanto na quantidade quanto na sua qualidade devido ao acelerado crescimento populacional e industrial, que compromete a qualidade dos mananciais com o desordenado aumento da poluição. Em contrapartida, o aumento na geração de efluente é visto como uma alternativa promissora para reuso com finalidades menos nobres, permitindo que a água de melhor qualidade seja utilizada para fins mais nobres.

O reuso planejado das águas residuárias não é um conceito novo e já é praticado há muitos anos. Esta prática deve ser cada vez mais difundida e considerada no planejamento de uso dos mananciais, visto que o reuso da água reduz a demanda de água bruta dos mananciais além de se evidenciar também a economia financeira e contribuir para a redução do volume de efluente aportado às estações de tratamento de esgotos sanitários (DELL'UOMO, 2014).

Entre as alternativas de efluentes para reuso pode-se citar a água cinza, que são os efluentes originários dos chuveiros, banheiras, máquinas de lavar roupas, máquinas de lavar louças e pia da cozinha, gerados em ambientes residenciais ou corporativos, que constituem uma parcela do esgoto sanitário. No entanto, alguns autores excluem a água cinza oriunda da cozinha, denominando-a de “água cinza escura”, por possuírem compostos indesejáveis e putrescível como óleos e gorduras, restos de alimentos e detergentes, sendo a contribuição restante denominada de “água cinza clara” (CHRISTOVA-BOAL et al., 1996; NOLDE, 1999; BIRKS, HILL, 2007; ALLEN et al., 2010; FREITAS, 2015).

O reuso de águas cinza vem sendo discutido e analisado por vários segmentos da sociedade e já é praticado por alguns deles (DELL'UOMO, 2014). Cerca de 50% a 80% do esgoto produzido em uma residência é constituído por água cinza (ERIKSSON et al., 2002; LI et al., 2009). Segundo Knupp (2013), diversos pesquisadores indicam que dependendo do modo de vida da população o volume de água cinza produzido no Brasil pode variar de 54 a 195 L.p⁻¹.d⁻¹.

Ao substituir o uso de água potável por água de reuso, para fins menos nobres, além de reduzir a captação de água bruta nos mananciais, promovendo um benefício da preservação dos recursos naturais, proporciona um ganho financeiro, pois o sistema tarifário de água e esgoto nas cidades brasileiras é baseado no consumo de água potável consumida, ou seja, não é contabilizado o volume de esgoto lançado na rede coletora. Deste modo, pode-se ponderar que o reuso de 1,0 L de água perfaz uma economia de 1,8 L na tarifa (1 L de água consumido e 0,8 L de esgoto lançado na rede coletora), uma vez que, no município de Vitória - ES, para cada litro de água potável tarifado é contabilizado 0,8 litro de esgoto lançado na rede coletora.

As tecnologias aplicadas no tratamento de água cinza são semelhantes aos processos de esgoto sanitário, incluindo processos físicos, químicos e biológicos (GONÇALVES et al. 2006). Devido aos altos níveis de carga orgânica normalmente presentes na água cinza, estudos sugerem os processos biológicos como preferenciais para o tratamento (WINWARD *et al.*, 2008). Knupp (2013), cita que o processo biológico para tratamento de água cinza tem sido amplamente utilizado, destacando-se: contator biológico rotativo (FRIEDLER et al., 2005), reator sequencial em batelada (LEAL et al., 2011), reator anaeróbio de manta de lodo (ELMITWALLI, OTTERPOHL, 2007), filtro anaeróbio (FAn) (FREITAS e GONÇAVES, 2012), filtro biológico aerado (JEFFERSON *et al.*, 1999; BAZZARELLA, 2005), leitos cultivados ou "wetlands" (GROSS et al., 2007; MASI, 2009), biorreator com membranas (JEFFERSON *et al.*, 1999; MEMON et al., 2007), biodiscos (NOLDE, 1999), dentre outros.

Um dos processos que possibilita o tratamento de águas cinza para reuso é denominado *Membrane Biological Reactors* (MBR), na tradução do inglês Reator Biológico com Membrana (Reator Biológico com Membrana), a qual associa o tratamento biológico seguida pela tecnologia de filtração por membranas (YANG et al, 2006; CADORE, 2015). No entanto, quando é inserido meio suporte no reator para o

crescimento de biofilme este pode ser nomeado *Moving Bed Biofilm Reactors* – MBBR (reator com leito móvel de biofilme) e o sistema de *Moving Bed Biofilm Membrane Reactors* - MBBMR (reator com membranas e leito móvel de biofilme) (JABORNIG, FAVERO, 2013).

A utilização de membranas permite realizar a separação de substâncias de diferentes propriedades (tamanho, forma, difusibilidade, etc). O trabalho prático das membranas semipermeáveis pode ser definido como o conjunto de métodos e propriedades concernente ao transporte da matéria através de materiais com permeabilidade seletiva. Uma membrana semipermeável é, portanto, uma barreira que permite certas transferências de matéria entre dois meios que ela separa (LAPOLLI, 1998).

Nesta pesquisa, foi utilizada a tecnologia de membranas de microfiltração de fibra oca com filtração tangencial como pós-tratamento de reator com filtro anaeróbio para tratar água cinza clara, gerada no Núcleo de Bioengenharia Aplicada ao Saneamento (Núcleo Água) da Universidade Federal do Espírito Santo - UFES.

2 OBJETIVOS

2.1 OBJETIVO GERAL

Estudar o desempenho do sistema de tratamento de água cinza clara, em escala piloto, composto por reator anaeróbio com leito móvel de biofilme e membrana de microfiltração com a variação do tempo de detenção hidráulica.

2.2 OBJETIVOS ESPECÍFICOS

- Avaliar a eficiência do sistema de tratamento para os tempos de detenção hidráulica de 8 horas e 4 horas no reator anaeróbio, e do processo de retrolavagem.
- Verificar a qualidade do efluente do sistema de tratamento no atendimento aos limites preconizados pelas normas internacionais e nacional para reuso em bacia sanitária.
- Analisar o tamanho das partículas por intervalo de classe na água cinza clara e nos efluentes do reator anaeróbio, da membrana de microfiltração, do concentrado e da retrolavagem.
- Estudar a permeabilidade hidráulica e o potencial de recuperação do fluxo após a realização da limpeza química.

3 REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

Neste capítulo são apresentadas as informações necessárias para o entendimento desta pesquisa, onde são expostos os fundamentos teóricos e artigos publicados na literatura sobre o processo de tratamento de efluente, de forma global, e em detalhes o processo de MBBMR.

3.1 FONTES ALTERNATIVAS DE ÁGUA NAS EDIFICAÇÕES

A preocupação com a preservação de recursos hídricos, especialmente sua disponibilidade para as gerações futuras, é crescente. Questões como acesso à serviços de abastecimento de água fazem parte das necessidades básicas da população. Ao mesmo tempo aumentam as evidências dos impactos decorrentes do contínuo uso desses recursos, sem uma gestão adequada, que busque garantir aspectos de sustentabilidade e qualidade da água.

Os conceitos convencionais centralizados para o abastecimento de água e coleta de esgoto, utilizados por anos em países industrializados, implicam em altos custos e elevado consumo de água, os quais não são apropriados como solução sustentável em países em desenvolvimento (ZANCHETA, 2007). Os elevados custos de investimentos em longas linhas de esgotos são mais elevados do que instalações de tratamento e os altos custos de operação e manutenção (ABDEL-KADER, 2013).

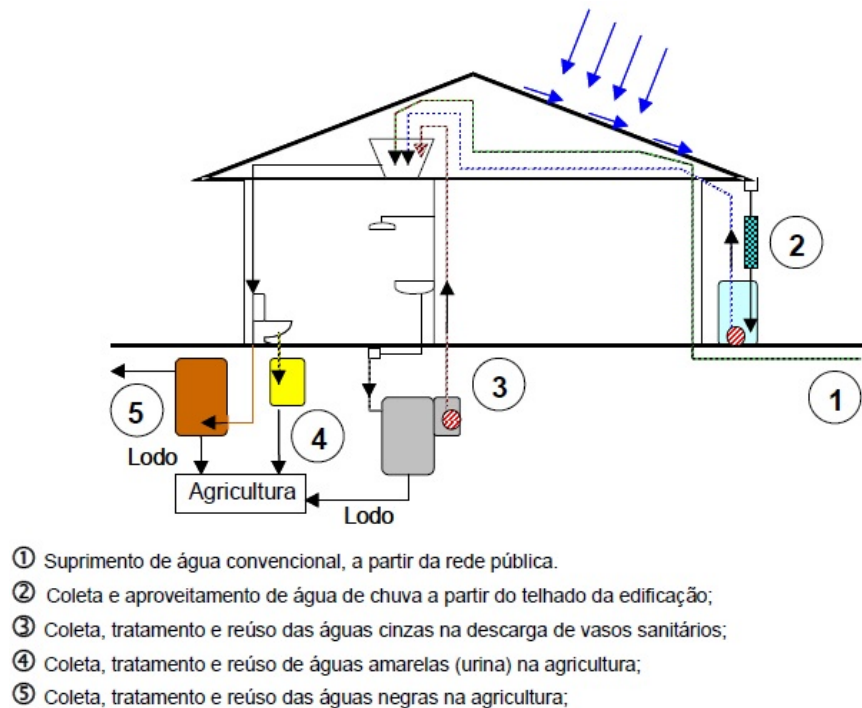
Alternativas aos sistemas convencionais estão se tornando cada vez mais indispensáveis por razões ecológicas, econômicas e sociais. Essas novas alternativas devem considerar o reuso da água (SASSE, 2005). No entanto, para viabilizar a utilização de fontes alternativas de água nas edificações é necessária a segregação das águas residuárias produzidas nas edificações. A segregação de águas residuárias na escala residencial permite soluções diferenciadas para o gerenciamento de água e de resíduos em ambientes urbanos, aumentando a eficiência da reciclagem de água e de nutrientes, permitindo ao mesmo tempo uma redução no consumo de energia em atividades de saneamento (OTTERPOHL, 2001).

De acordo com este autor, o esgoto sanitário gerado nas residências pode ser segregado da seguinte forma:

- Águas negras: efluente proveniente dos vasos sanitários, incluindo fezes, urina e papel higiênico, principalmente;
- Águas amarelas: águas residuárias proveniente de dispositivos que separam a urina das fezes. Podem ser geradas em mictórios ou em vasos sanitários com compartimentos separados para coleta de fezes e de urina.
- Águas marrons: água residuária proveniente de dispositivos separadores de fezes e urina, tendo em sua composição grandes quantidades de matéria fecal e papel higiênico. Águas marrons segregadas das demais resultam em estações de tratamento menores, operando de forma mais estável e produzindo menos subprodutos.
- Águas cinzas: águas servidas provenientes dos diversos pontos de consumo de água na edificação (lavatórios, chuveiros, banheiras, pias de cozinha, máquina de lavar roupa e tanque), excetuando-se água residuária proveniente dos vasos sanitários (JEFFERSON *et al.*, 1999; ERIKSSON *et al.*, 2002; OTTOSON & STENSTRÖM, 2003).

A Figura 1 apresenta um modelo de gerenciamento das águas em escala residencial, com linhas de suprimento de águas e de produção de águas residuárias diferenciadas conceitualmente pelas cores das águas. O modelo prevê linhas de suprimento de água diferentes, para fins potáveis ou para fins não potáveis. O suprimento de água potável (convencional) é assegurado pela empresa concessionária do serviço de abastecimento público de água e como fontes alternativas de água para fins não potáveis são previstas a utilização de água de chuva e o reuso de águas cinza, de maneira consorciada ou não (VAZ, 2009).

Figura 1: Linhas de produção de águas residuárias em uma residência.



Fonte: VAZ (2009).

A caracterização destes diferentes tipos de águas residuárias é de fundamental importância para o sucesso dos projetos de reuso. Quanto mais informação se obtiver do efluente, melhor se poderá caracterizá-lo e, assim, escolher o tratamento mais adequado, atendendo os requisitos de qualidade exigidos para a finalidade do reuso que se deseja.

3.2 REUSO DE ÁGUA CINZA

A água cinza é uma fonte potencial para reuso que pode ser condicionada a vários níveis de tratamento até atingir características compatíveis com o tipo de uso desejado. Porém, devido aos baixos níveis de agentes patogênicos e nitrogênio, a reutilização e reciclagem de água cinza está recebendo mais atenção (LI et al., 2009).

O reuso de águas cinzas pode resultar em economia de água potável, economia de energia elétrica e menor produção de esgoto sanitário na escala das edificações. Em uma escala maior, resulta em preservação dos mananciais de água, por diminuir a

quantidade de água captada e por reduzir o lançamento de esgoto sanitário pelas áreas urbanas, além de reduzir o consumo de energia elétrica (GONÇALVES et al., 2006). No entanto, a água cinza para reuso deve atender a quatro critérios, a saber: segurança e higiene, estética, tolerância ambiental e viabilidade econômica (NOLDE, 1999).

De acordo com Mancuso & Santos (2003), o reuso de água, em geral, pode ser classificado em potável e não potável, sendo que o reuso potável pode ser dividido em direto e indireto.

O reuso potável direto ocorre quando a água residuária é recuperada por meio de tratamento avançado e reutilizado diretamente no sistema como água potável, e o indireto, ocorre quando a água residuária, após o tratamento, é disposta nas coleções de águas superficiais ou subterrâneas para diluição, purificação natural e subsequente, captação, tratamento, e finalmente utilizado como água potável.

Já o reuso não potável é dividido de acordo com sua finalidade, como por exemplo: para fins agrícolas, industriais, domésticos, recreacionais e para manutenção de vazões. Dentre esses, o reuso mais comum de água cinzas é com finalidade doméstica por meio de irrigação de jardins, descargas em vasos sanitários, lavagens de vidros e automóveis e combate a incêndio.

O reuso de água para aplicações não-potáveis aumentou drasticamente nos Estados Unidos. O reuso de água é utilizado em muitas aplicações que incluem a irrigação paisagens, proteção contra incêndios, descargas em vasos sanitários e mictórios, irrigação agrícola, refrigeração e ar condicionado. Porém, a maioria das aplicações demandam um pequeno fluxo de transportes de água devido ao custo para instalar dutos de transporte de água de reuso a partir de uma instalação centralizada de recuperação de água (HIRANI et al., 2013). Caso os pontos de aplicação forem dispersos os custos para implantação de um sistema de transporte de água aumentam ainda mais.

Em função de condicionantes técnico-financeiras quase totalidade das instalações disponíveis hoje em dia se enquadra como reuso não potável (GONÇALVES et al., 2006). Estes autores citam que o ponto de partida de qualquer projeto de reuso de água, independente do ponto de aplicação, é a segurança da saúde dos usuários. Os riscos devido a produtos químicos na água de reuso são oriundos principalmente da

presença de compostos a base de matéria orgânica, de nitrogênio, de enxofre e de metais pesados. Entretanto, esses riscos são muito mais baixos do que os causados por microrganismos patogênicos (GREGORY et al, 1996). Em virtude disso, os modelos de avaliação de risco para o reuso não potável são baseados nos riscos microbiológicos. Por essa razão, os parâmetros microbiológicos são os que receberam a maior atenção nas diversas regulamentações de reuso de água (USEPA, 2004).

Desta forma, as normas estrangeiras condicionam o reuso de água residuária nas residências a obediência a padrões de qualidade, a procedimentos construtivos e a conduta específicos por parte dos usuários. Assim, o reuso de água cinza demanda medidas efetivas de proteção à saúde pública e ao meio ambiente, e ambas devem ser técnica e economicamente viáveis. Grande parte dos países desenvolvidos estabelecerem diretrizes conservativas, com baixo risco e utilizando tecnologias de alto custo, de modo que, os padrões de qualidade para reuso de água variam bastante de um lugar para outro. A Tabela 1 apresenta alguns limites preconizados em normas internacionais para reuso em descargas de vasos sanitários.

Tabela 1: Normas internacionais com os limites preconizados para reuso de água cinza em descargas de vasos sanitários.

País	Fonte	Ano	Estados	Parâmetros				
				DBO (mg/L)	Turbidez (NTU)	CT (NMP/100mL)	CTe (NMP/100mL)	SST (mg/L)
EUA	EPA	2012	Texas	5	3	20 (méd) ¹	-	-
			Arizona	-	2 (méd) ²	23 (máx)	-	-
			Califórnia	-	10(máx) ³	-	2,2 (méd) ⁴	-
			Flórida	20(méd) ⁵	-	25 (máx)	-	5(máx)
Austrália	Kayaalp Surendran	1996	-	<20	-	-	<10	<10
Alemanha	& Wheatley	1998	-	20	1 - 2	100	500	30
Canadá	CMHC	2004	-	≤30	≤5	≤200	-	≤30

Fonte: Adaptado de Dell'Uomo (2014).

Nota: Adaptado pelo autor. CT = Coliformes Totais; CTe = Coliformes Termotolerantes; 1 – Valor médio para 30 dias; 2 – Valor médio para 24 horas; 3 – Valor máximo para filtração; 4 – Valor médio para 7 dias, 5 – Valor médio anual.

No Brasil, até a presente data, existem apenas algumas situações isoladas com legislações que se aplicam à utilização de fontes alternativas de água nas edificações. Dentre estas, pode-se citar a Norma Brasileira (NBR) N° 13.969, de 30 de outubro de 1997, da Associação Brasileira de Normas Técnicas - ABNT (ABNT, 1997) e a

Resolução do Conselho Nacional de Recursos Hídricos (CNRH) N°54, de 28 de novembro de 2005, BRASIL (2005).

A NBR 13.969/1997 (ABNT, 1997) foi elaborada com o intuito de proporcionar aos usuários do sistema local de tratamento de esgotos, que têm tanque séptico como unidade preliminar, alternativas tecnicamente consideradas viáveis para proceder ao tratamento complementar e disposição final deste efluente. Contudo, em decorrência das necessidades de saneamento básico efetivo das áreas não abrangidas por sistema de rede coletora e tratamento de esgotos de porte, da proteção do meio ambiente e do manancial hídrico, tornou-se imperativo que esta oferecesse opções coerentes com aquelas necessidades e que possibilitasse o reuso do efluente.

Assim, a norma considera que no caso do esgoto de origem essencialmente doméstica ou com características similares, o esgoto tratado deve ser reutilizado para fins que exigem qualidade de água não potável, mas sanitariamente segura, tais como irrigação dos jardins, lavagem dos pisos e dos veículos automotivos, na descarga dos vasos sanitários, na manutenção paisagística dos lagos e canais com água, na irrigação dos campos agrícolas e pastagens etc. Desta forma, a norma estabelece parâmetros para reuso para quatro classes e define os níveis de tratamento de acordo com a qualidade requerida.

A Tabela 2 mostra os limites estabelecidos para reuso de acordo com as classes estabelecidas pela NBR 13.969/1997.

Tabela 2: Classificação das águas para reuso e limites preconizados dos parâmetros em atendimento à NBR 13.969/1997.

Classe	Usos	Parâmetros					
		Turbidez (NTU)	pH	CTe (NMP/100mL)	SD (mg/L)	Clr. (mg/L)	OD (mg/L)
1	Lavagem de carros e outros usos que requerem o contato direto do usuário com a água, com possíveis alterações de aerossóis pelo operador, incluindo chafariz	<5	6-8	200	200	0,5–1,5	
2	Lavagens de pisos, calçadas e irrigação dos jardins, manutenção dos lagos e canais para fins paisagísticos, exceto chafarizes	<5	-	500	-	>0,5	

(Continua)

Tabela 2 (Continuação): Classificação das águas para reuso e limites preconizados dos parâmetros em atendimento à NBR 13.969/1997.

Classe	Usos	Parâmetros					
		Turbidez (NTU)	pH	CTe (NMP/100mL)	SD (mg/L)	Clr. (mg/L)	OD (mg/L)
3	Reuso nas descargas dos vasos sanitários	<10	-	500	-	Cloração	
4	Reuso nos pomares, cereais, forragens, pastagens para gados e outros cultivos através de escoamento superficial ou por sistema de irrigação pontual	-	-	5000	-	-	>2

Fonte: NBR 13.969 (1997).

Nota: C. Te. = Coliformes Termotolerantes; SD = Sólidos Dissolvidos; Clr. = Cloro Residual; OD = Oxigênio Dissolvido.

Dell'Uomo (2014), destaca que esta norma foi elaborada há mais de uma década, sendo importante considerar sua revisão com base nos avanços tecnológicos registrados na área e nos padrões internacionais em vigor. No entanto, esta reformulação não deve perder de vista sua viabilidade técnica e econômica para fomento da prática do reuso, ainda incipiente no país. Além disso, a norma acena para a possibilidade de complementação das técnicas de tratamento, visando ao atendimento de um padrão legal mais rigoroso e/ou à efetiva proteção do corpo hídrico.

Em 2005, foi elaborada a Resolução Nº 54 do CNRH que estabelece modalidades, diretrizes e critérios gerais que regulamentem e estimulem a prática de reuso direto não potável de água em todo o território nacional (BRASIL, 2005). Sendo definido no art. 3º as modalidades para reuso direto não potável:

I - Reuso para fins urbanos: utilização de água de reuso para fins de irrigação paisagística, lavagem de logradouros públicos e veículos, desobstrução de tubulações, construção civil, edificações, combate a incêndio, dentro da área urbana;

II - Reuso para fins agrícolas e florestais: aplicação de água de reuso para produção agrícola e cultivo de florestas plantadas;

III - Reuso para fins ambientais: utilização de água de reuso para implantação de projetos de recuperação do meio ambiente;

IV - Reuso para fins industriais: utilização de água de reuso em processos, atividades e operações industriais; e,

V - Reuso na aquicultura: utilização de água de reuso para a criação de animais ou cultivo de vegetais aquáticos.

[...]

Em relação a definição dos critérios e diretrizes para o reuso direto não potável o §2º do referido artigo apresenta:

[...]

§2º As diretrizes, critérios e parâmetros específicos para as modalidades de reuso definidas nos incisos deste artigo serão estabelecidos pelos órgãos competentes.

Contudo, a Resolução não delibera prazos para que seja definido os critérios e diretrizes pelos órgãos competentes indicados no §2º e até na data da defesa dessa dissertação não foi identificado publicações sobre o tema em tela.

Na cidade de Vitória - ES, em 2007 foi sancionada a Lei nº 7079, que institui o Programa de Conservação, Redução e Racionalização do uso da água nas edificações públicas no município de Vitória (VITÓRIA, 2007). O objetivo do programa é definido no Art. 1º da referida lei, a saber:

Art. 1º O Programa de Conservação, Redução e Racionalização do uso da água nas edificações públicas municipais, tem como objetivo instituir medidas que induzem à conservação, uso racional e utilização de fontes alternativas para captação de água nas novas edificações públicas, bem como a conscientização dos usuários sobre a importância de conservação da água.

No entanto, as ações implementadas pelo município foram incipientes, fazendo-se necessárias aprimora-las.

O reuso de água cinza proporciona o uso sustentável do recurso, mas para que seja assegurada a segurança da saúde dos usuários é indispensável o estabelecimento de limites de qualidade para reuso. Portanto, ressalta-se que a viabilidade técnica e econômica deve ser mantida para que essa prática seja continuamente estimulada no país. Segundo Hespanhol (2002), a qualidade da água utilizada e o objeto específico de reuso definirão os níveis de tratamento recomendado, os critérios de segurança, os custos de operação e manutenção do sistema.

3.3 ÁGUA CINZA

3.3.1 Principais características das águas cinzas

O termo água cinza é utilizado, em geral, para água residuária geradas em ambientes residenciais ou corporativos, que não possui contribuição de efluentes de vasos sanitários, ou seja, é a água residuária proveniente do uso dos chuveiros, banheiras, máquinas de lavar roupas, máquinas de lavar louças e pia da cozinha, que constituem uma parcela do esgoto sanitário (JEFFERSON et al., 1999; ERIKSSON et al., 2002; OTTOSON & STENSTRÖM, 2003). Entretanto, alguns autores excluem a água cinza oriunda da cozinha, denominando-a de “água cinza escura”, por possuírem compostos indesejáveis e putrescível como óleos e gorduras, restos de alimentos e detergentes, sendo a contribuição restante denominada de “água cinza clara” (CHRISTOVA-BOAL et al., 1996; NOLDE, 1999; BIRKS, HILL, 2007; ALLEN et al., 2010; FREITAS, 2015;).

A água cinza constitui cerca de 50% a 80% do esgoto produzido em uma residência (ERIKSSON et al., 2002; LI et al., 2009). Segundo Knupp (2013), diversos pesquisadores indicam que dependendo do modo de vida da população o volume de água cinza produzido no Brasil pode variar de 54 a 195 L.p⁻¹.d⁻¹. A Tabela 3 apresenta a fração da demanda doméstica de uso da água residencial.

Tabela 3: Demanda doméstica de uso da água residencial.

Uso	Fração da Demanda de Água (%)
Descarga Sanitária	35
Lavatório	8
Chuveiro	5
Banheira	15
Lavanderia	12
Máquina de lavar louças	4
Uso externo	6
Pia de cozinha	15

Fonte: Pidou et al., (2007).

Nota: Adaptado pelo autor.

A água cinza contém componentes decorrentes do uso de sabão ou de outros produtos para lavagem do corpo, de roupas ou de limpeza em geral (JEFFERSON et al., 1999). Suas características em termos de quantidade e de composição variam de

acordo os seguintes fatores: localização, nível de ocupação da residência, faixa etária, estilo de vida, classe social, costumes dos moradores e com o tipo de fonte geradora de água cinza que está sendo captada (lavatório, chuveiro, máquina de lavar, etc.) (NOLDE, 1999). Outros fatores que também contribuem para as características da água cinza são: a qualidade da água de abastecimento e o tipo de rede de distribuição, tanto da água de abastecimento quanto da água de reuso (ERIKSSON et al., 2002). A Tabela 4 apresenta possíveis características da água cinza de acordo com o tipo de fonte produtora.

Tabela 4: Possíveis características da água cinza de acordo com o tipo de fonte produtora.

Fontes de Água Cinza	Possíveis Contaminantes
Máquina de lavar roupas	Sólidos suspensos (sujeiras, fiapos), matéria orgânica, óleo e graxa, sódio, nitratos e fosfatos (a partir de detergente), água sanitária.
Máquina de lavar louças	Matéria orgânica e sólidos suspensos (a partir de alimentos), bactérias, óleos e graxas, detergentes.
Banheira e chuveiro	Bactéria, cabelo, matéria orgânica e sólidos suspensos (pele e partículas), óleos e graxas, sabão e produtos de higiene pessoal, urina.
Lavatórios e pias	Bactéria, matéria orgânica e sólidos suspensos (restos de alimentos) gorduras, óleos e graxas, sabão e detergentes.

Fonte: Allen et al., (2010).

Nota: Adaptado pelo autor.

Os estudos realizados no Brasil e no exterior indicam que as águas cinzas contêm elevados teores de matéria orgânica, de sulfatos, além de turbidez e de moderada contaminação fecal. Alguns estudos comprovaram também a presença de compostos orgânicos rapidamente biodegradáveis na sua constituição. Por tais motivos, seu reuso direto nas edificações (em estado bruto) não é recomendável, tendo em vista, sobretudo, o aspecto desagradável e a possibilidade de produção de mau cheiro nas instalações sanitárias (DIXON et al., 1999).

Do ponto de vista qualitativo, se o objetivo principal for o uso em descargas sanitárias, a água de reuso produzida a partir de água cinza deve possuir baixa turbidez, cor reduzida e ausência de odor desagradável. A utilização de água cinza bruta em descargas sanitárias ou na irrigação de jardins é uma prática vigente em alguns países, apesar do aspecto relativamente desagradável da água de reuso (GONÇALVES et al., 2006). Ainda segundo este autor, a obtenção de água de reuso

com baixa turbidez, inodora e isenta de microrganismos patogênicos, requer um tratamento a nível secundário seguido de desinfecção.

Gonçalves et al., (2006), ressaltou também que alguns tipos de água cinza são mais biodegradáveis que o esgoto sanitário médio. Tais características podem provocar rápida depleção do oxigênio dissolvido, culminando numa condição de anaerobiose, com geração de odores desagradáveis. A Tabela 5 apresenta os valores típicos da faixa de concentração de poluentes encontrados na água cinza de acordo com a literatura.

Tabela 5: Características físico-químicas e microbiológica da água cinza bruta.

Parâmetros / Unidade	Bani-Melhem (2015) ¹	Freitas (2015)	Dell'Uomo (2014)	Knupp (2013)	Valentina (2009)	Atasoy et al., (2007) ²	Friedler et al., (2005) ³	Bazzarella (2005)
Alcalinidade (mg.CaCO ₃ .L ⁻¹)	-	41,2	-	59,7	-	-	-	66,8
pH	6,9	8,4	8,2	9,0	7,8	7,1	-	8,14
DBO _{5,20} (mg.L ⁻¹)	-	74,1	212	44,1	106	90	59	204,6
DQO (mg.L ⁻¹)	356	163,3	379	183,4	237	245	158	585,3
DQO _{filtrada} (mg.L ⁻¹)	-	-	-	-	-	177	110	-
Turbidez (NTU)	80	23,8	151	50,9	73	-	33	108,4
ST (mg.L ⁻¹)	-	-	-	-	-	-	-	647
SST (mg.L ⁻¹)	34	31,7	119	44,8	78	48	43	100,6
Sulfato (mg.SO ₄ ²⁻ .L ⁻¹)	-	-	-	60,1	-	-	-	211,1
Sulfeto (mg.S ²⁻ .L ⁻¹)	-	-	-	1,7	-	-	-	0,37
Coliformes Totais (NMP/100ml)	4,4 x 10 ⁵	-	10 ³ - 10 ⁷	2,2 x 10 ⁴	4,36 x 10 ³	13643	5,6 x 10 ⁵	3,96 x 10 ⁴

Fonte: Produzido pelo autor.

Nota: (1) A fonte de AC foi atividades de limpeza e lavatórios; (2) todas as fontes geradoras de AC de uma residência (3) não especificado a fonte de AC.

Os valores encontrados na literatura são de grande variabilidade nas concentrações em todos os parâmetros (SARNAGLIA, 2014). Estas variações são, em grande parte, devido a condição da água cinza, pois mesmo apresentando a mesma origem pode ostentar valores de concentrações de poluentes diferentes. Como exemplo, pode-se citar a água cinza gerada na máquina de lavar roupas, a qual lava-se peças semelhantes que podem apresentar níveis distintos de sujeiras.

De acordo com SARNAGLIA (2014), alguns produtos químicos são esperados na água cinza, constituindo um grupo heterogêneo de compostos. Eles são originados pelo uso de sabões, detergentes, xampus, perfumes, tinturas, produtos de limpeza, entre outros. Dentro de toda essa gama de substâncias, uma maneira de selecionar compostos realmente relevantes para caracterização de uma água cinza poderia ser baseada nos compostos encontrados em produtos residenciais, juntamente com a identificação do risco ambiental que eles proporcionam. O principal composto da lista é o surfactante utilizado em detergentes e produtos de higiene pessoal (ERIKSSON et al., 2002).

3.4 TRATAMENTO DE ÁGUA CINZA

O tratamento de água cinza antes do reuso se faz necessário para evitar riscos à saúde humana e os efeitos negativos estéticos e ambientais. Os principais poluentes a serem reduzidos no tratamento de água cinza a fim de atender estes objetivos são: matéria orgânica, sólidos em suspensão e microrganismos (KNUPP, 2013). No entanto, a qualidade da água utilizada e o objeto específico de reuso definirão os níveis de tratamento recomendado.

Alguns autores mencionam que a principal dificuldade encontrada no tratamento dessas águas é a grande variação na sua composição, na qual significativas alterações químicas podem ocorrer em períodos de apenas algumas horas (ERIKSSON et al., 2002; AL-JAYYOUSI, 2003). Desta forma Valentina (2009), cita que as tecnologias de tratamento de águas cinza devem ser robustas para lidar com essas variações e devem produzir, de forma constante, efluente com qualidade adequada e segura, de forma a cumprir as normas exigidas para o reuso.

As tecnologias aplicadas no tratamento de água cinza são semelhantes aos processos de esgoto sanitário, incluindo processos físicos, químicos e biológicos (GONÇALVES et al. 2006). A maioria destas tecnologias apresentam uma etapa de pré-tratamento para separação sólido-liquido (gradeamento ou sedimentação), que reduz a quantidade de partículas e evita o entupimento da etapa seguinte, e uma etapa de desinfecção (pós-tratamento), a qual promove a remoção de microrganismos que podem provocar danos à saúde humana.

De acordo com Von Sperling (2005), os mecanismos físicos de remoção de poluente visam a remoção de sólidos sedimentáveis, e em decorrência, parte da matéria orgânica. Os mecanismos físicos como filtro de areia (FRIEDLER et al., 2005) e membranas (LI et al., 2009) são considerados no tratamento de água cinza uma tecnologia mais simples.

E o tratamento químico visa à remoção de sólidos, metais pesados, íons, nitrogênio, fósforo, e também a desinfecção do efluente. Os processos químicos utilizados no tratamento de água cinza são pouco reportados pela literatura especializada. Os que têm sido aplicados são coagulação química (PIDOU et al., 2008), fotocatalise (CHIN et al., 2009), eletrocoagulação (LIN et al., 2005), floculação (CHANG et al., 2007) troca iônica (PIDOU et al., 2008) e carvão ativado granular (SOSTAR-TURK et al., 2005).

Já o tratamento biológico, por sua vez, é utilizado, principalmente, para remover as substâncias orgânicas biodegradáveis. Knupp (2013) cita que no tratamento biológico de água cinza apresenta boa remoção da matéria orgânica e turbidez, além de ser mais economicamente viável em relação aos tratamentos químicos utilizados para tratar água cinza.

Os tratamentos mais complexos são necessários quando a água tratada é utilizada dentro da própria residência, como por exemplo nas descargas das bacias sanitárias. Para esses casos, o tratamento de água cinza necessita de processos físicos, químicos e biológicos, para a remoção de partículas e de matéria orgânica dissolvida (ELMITWALLI et al., 2006). A principal diferença entre as tecnologias tem sido o nível de remoção de sólidos suspensos, matéria orgânica e microrganismos. Entretanto, uma das maiores limitações ao melhoramento dos projetos de estações tratamento de efluentes é a utilização de parâmetros não específicos, nos quais a natureza e o tamanho dos constituintes são desconhecidos, pois muitos dos contaminantes

encontrados em esgoto são partículas ou serão transformados em partículas antes de sua remoção final (DOS SANTOS et al, 2004). Assim, a informação sobre o tamanho da partícula é importante para acessar a eficiência dos processos de tratamento, por exemplo: sedimentação secundária, filtração e desinfecção de efluentes (METCALF, EDDY, 2016).

3.4.1 Reatores

A aplicação da tecnologia de reatores anaeróbios como principal unidade de tratamento de águas residuárias, teve início nas décadas de 1970 e 1980, principalmente, na Holanda, Brasil, Colômbia, Índia e México (SARNAGLIA, 2014). Segundo esta autora, no Brasil, devido às condições ambientais, esse sistema tem sido favorecido em relação à predominância de elevadas temperaturas, além de outras diversas características favoráveis, como o baixo custo de implantação e operação, baixa produção de sólidos, tolerância a elevadas cargas orgânicas, tornando propício para que a aplicação dos sistemas anaeróbios seja utilizada no tratamento de águas residuárias.

Os processos de tratamento biológicos podem ser anaeróbios e aeróbios. Os processos aeróbios ocorrem com a presença de oxigênio e o tratamento se baseia na oxidação da matéria orgânica por bactérias aeróbias em um tanque de aeração. Já os processos anaeróbios baseiam-se na oxidação da matéria orgânica por microrganismos na ausência de oxigênio livre. Segundo Chernicharo (2007), a digestão anaeróbia é um ecossistema onde diversos grupos de microrganismos trabalham na conversão da matéria orgânica biodegradável em metano (CH_4), gás carbônico (CO_2), água (H_2O), gás sulfídrico (H_2S) e amônia (NH_3).

Ao avaliarem diferentes sistemas de tratamento biológicos Li et al., (2009), afirmam que os processos aeróbios apresentam grande eficiência na remoção do material biodegradável, e conseqüentemente, problemas como a geração de odores desagradáveis são evitados, fazendo com o efluente tratado possa ser armazenado por mais tempo, o que representaria uma vantagem em termo de reuso. Já Hernandez Leal et al., (2011), afirmam que o sistema de tratamento biológico anaeróbios apresentam-se como alternativa interessante devido ao reduzido custo e a

possibilidade de aproveitamento de energia. Estes autores reforçam a aplicabilidade do sistema anaeróbio para o tratamento de água cinza devido as reduzidas concentrações de nutrientes, fato que poderia limitar a eficiência de sistemas aeróbios. Chanakya e Khuntia (2013), reforçam que o tratamento anaeróbio de águas cinza é eficaz e que atende aos critérios de custo, simplicidade, baixa geração de lodo e consumo de energia.

Devido aos altos níveis de carga orgânica normalmente presentes na água cinza, estudos sugerem os processos biológicos como preferenciais para o tratamento (WINWARD *et al.*, 2008). Knupp (2013) cita que o processo biológico para tratamento de água cinza tem sido amplamente utilizado, destacando: contator biológico rotativo (FRIEDLER *et al.*, 2005), reator sequencial em batelada (LEAL *et al.*, 2011), reator anaeróbio de manta de lodo (ELMITWALLI, OTTERPOHL, 2007), filtro anaeróbio (FAn) (FREITAS e GONÇAVES, 2012), filtro biológico aerado (JEFFERSON *et al.*, 1999; BAZZARELLA, 2005), leitos cultivados ou “wetlands” (GROSS *et al.*, 2007; MASI, 2009), biorreator de membranas (MBR) (JEFFERSON *et al.*, 1999; MEMON *et al.*, 2007), biodiscos (NOLDE, 1999), dentre outros.

Para o bom funcionamento dos processos de biodegradação que ocorrem nos reatores biológicos deve-se levar em consideração alguns parâmetros operacionais, tais como: a carga orgânica volumétrica aplicada (COVa), tempo de detenção hidráulica (TDH), taxa de escoamento superficial (TES) e o tempo de retenção celular (TRC) ou idade do lodo (SILVA, 2009).

De acordo com este autor, a carga orgânica volumétrica aplicada é a relação entre o produto da vazão de entrada do efluente com a concentração do substrato pelo volume útil do reator, sendo geralmente expresso em $\text{kg.m}^{-3}.\text{d}^{-1}$, conforme Equação 1.

$$COVa = \frac{Q \cdot S_o}{V_u} \quad (1)$$

Sendo:

Q = Vazão do efluente ($\text{m}^3.\text{d}^{-1}$); S_o = concentração do substrato na entrada do reator (Kg.m^{-3}); V_u = volume útil do reator (m^3).

A taxa de degradação depende da concentração microbiana a qual é uma variável de grande importância para o processo. As variáveis TES, TDH e TRC, podem ser utilizadas para controle e são fundamentais para boa eficiência no tratamento. A TES é a relação da vazão de entrada do efluente pela área superficial do leito, sendo geralmente expresso em $\text{m}^3 \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{d}^{-1}$, conforme a Equação 2.

$$\text{TES} = \frac{Q}{A} \quad (2)$$

Onde: A = área do leito (m^2)

O tempo de detenção hidráulica (TDH) é definido pela relação do volume útil do reator pela vazão na saída deste, sendo geralmente expresso em dias (SILVA, 2009), conforme apresenta a Equação 3.

$$\text{TDH} = \frac{V_u}{Q} \quad (3)$$

De maneira geral, um valor elevado de TDH resulta em maior eficiência na degradação, porém maior será o tamanho do reator e maior o custo. No MBBMR, tem-se maior controle sobre o TDH, porque é usado filtração por membranas para separar a biomassa do efluente em vez de sedimentação gravitacional. Isto permite a operação com um TRC mais longo e as taxas de carga mais elevadas resultando em menor produção de lodo (AILEEN et al., 2007). Silva (2009), cita que alguns autores utilizaram TRC maior que 1 ano e, normalmente, são reconhecidos como tempo infinito em estudo com MBBMR (CHUA, ARNOT e HOWELL, 2002; ROSENBERGER et al., 2002; HAN et al., 2005; LE-CLECH et al., 2003). Se o TRC for reduzido para um valor menor do que o tempo médio de geração celular a biomassa será totalmente arrastada do biorreator, porém, nos casos envolvendo MBBMR, esta ficará retida na membrana (SILVA, 2009).

Nesta pesquisa utilizou-se o MBBMR para o tratamento da água cinza clara, conforme exposto nos itens a seguir.

3.4.2 Reator com meio suporte

Quando o reator contempla meio suporte para crescimento de biofilme pode ser nomeado *Moving Bed Biofilm Reactors* – MBBR (reator com leito móvel de biofilme) e se apresentar como pós-tratamento a filtração por membrana, o sistema pode ser denominado de *Moving Bed Biofilm Membrane Reactors* – MBBMR (reator com leito móvel de biofilme e membrana) (JABORNIG e FAVERO, 2013).

O meio suporte do reator é uma unidade de contato na qual os efluentes passam através de uma massa de sólidos biológicos contida dentro do reator, o qual geralmente é preenchido com material inerte, e tem como finalidade aumentar a área superficial de contato para que bactérias presentes nos flocos biológicos se aderem as superfícies do meio suporte, formando um filme biológico, denominado biofilme, enquanto que nos espaços vazios os microrganismos crescem dispersos.

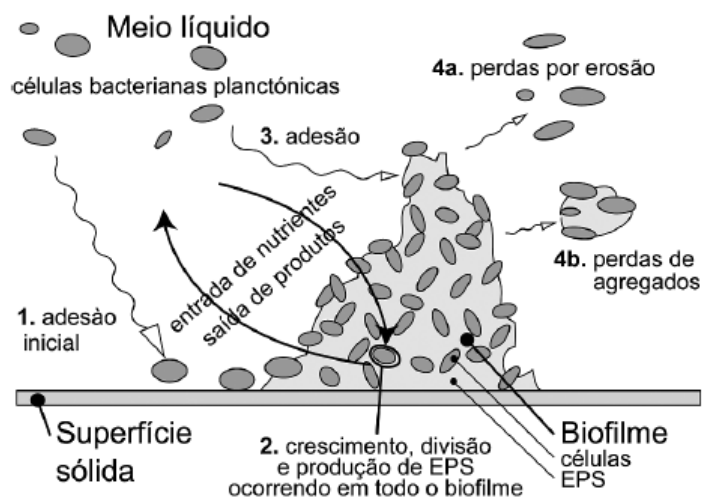
Uma das primeiras teorias da formação de biofilme foram apresentadas por Marshall, Stout e Mitchell (1971), mostrando que a formação do biofilme é um processo que ocorre em duas fases, sendo na primeira fase o processo ainda reversível em função da adesão do microrganismo na superfície, que ocorre por forças de Van der Waals, interação hidrofóbica e atração eletrostática. Na segunda fase, por meio de interações dipolo-dipolo, pontes de hidrogênio, ligações iônicas e covalentes, e interações hidrofóbicas, ocorrem a interação física da célula com a superfície, com a produção de material extracelular de natureza polissacarídica ou proteica, produzida pela bactéria, sendo denominada matrix de glicocálix. Neste processo, as fimbrias poliméricas ligam a célula bacteriana ao substrato, tornando-se difícil remoção do biofilme.

Já a teoria sugerida por Notermans e Dormans et al., 1991, apud Macedo, 2000, “a formação do biofilme acontece em três etapas: 1) fixação da bactéria; 2) consolidação das bactérias na superfície; 3) colonização e crescimento da bactéria”.

Para Xavier et al., (2002), a formação e acumulação de biofilmes é resultado de vários processos de natureza física e biológica. Sendo os principais processos (Figura 2) definidos em quatro etapas: 1) transporte de células livres do meio líquido para uma superfície sólida e sua subsequente fixação; 2) crescimento e divisão de células fixas

à custa de nutrientes provenientes do líquido circundante, conjuntamente com a produção e excreção de EPS (EPS - do inglês, *extracellular polymeric substancies*); 3) fixação de células bacterianas flutuantes (e outras partículas), contribuindo para a acumulação do biofilme, e 4) Libertação de material celular seguindo dois mecanismos diferentes: (a) erosão (perda de células individuais) ou (b) perda de agregados maiores.

Figura 2: Processos envolvidos na formação e crescimento de biofilmes.

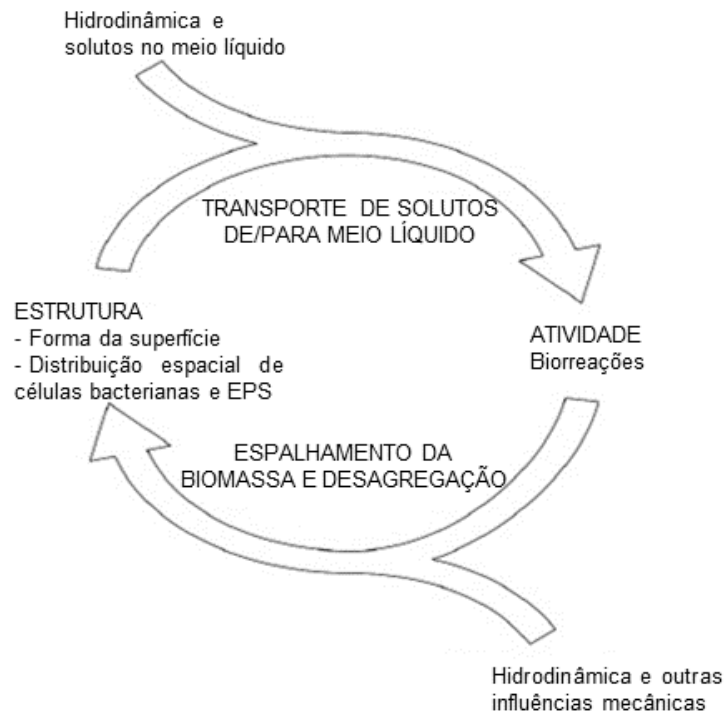


Fonte: Xavier et al., (2002).

Esses autores retratam ainda que, em conjunto com as condições hidrodinâmicas e fornecimento de nutrientes, a forma do biofilme influencia a transferência de massa das espécies químicas envolvidas. A estrutura, por sua vez, é definida em parte pela atividade do biofilme: crescimento das células microbianas e sua divisão, produção e excreção de EPS, em conjunto com fatores externos como forças de atrito definidas pela hidrodinâmica e outras forças mecânicas envolvidas (por exemplo, processos mecânicos de limpeza, predação por protozoários) moldam a estrutura dos biofilmes (Figura 3).

A estrutura dos biofilmes tem um papel importante na operação dos reatores, pois a densidade do biofilme afeta a eficiência das reações, uma vez que tem um efeito direto na quantidade de biomassa alcançável no reator (Tijhuis et al., 1996, citado por Xavier et al., 2002).

Figura 3: Fatores que influenciam a relação da estrutura e atividade de biofilmes.



Fonte: Xavier et al., (2002).

Nota: Adaptado pelo autor.

Ressalta-se que a seleção do meio suporte é de suma importância para o bom desempenho do tratamento, visto que este possui diversas funções no sistema de tratamento, dentre estas pode-se destacar a distribuição uniforme da água cinza, a área superficial para crescimento do biofilme, boa eficiência para promover a filtração, adsorção dos compostos inorgânicos principalmente amônia e ortofosfato, dentre outros. A retenção dos sólidos ocorre através do biofilme formado na sua superfície do meio suporte ou nos interstícios deste. Sendo que, no geral, o efluente final é bastante clarificado e apresenta baixa concentração de matéria orgânica.

3.4.3 Reator com Membrana

Um dos processos que possibilita o tratamento de águas cinza para reuso é denominado *Membrane Biological Reactors* (MBR), na tradução do inglês, Reator Biológico com Membrana, o qual associa o tratamento biológico seguida pela tecnologia de filtração por membranas (YANG et al., 2006; CADORE, 2015). No

entanto, quando o reator contempla meio suporte para crescimento de biofilme pode ser nomeado *Moving Bed Biofilm Reactors* – MBBR (reator com leito móvel de biofilme) e se apresentar como pós tratamento a filtração por membrana, o sistema pode ser denominado de *Moving Bed Biofilm Membrane Reactors* – MBBMR (reator com leito móvel de biofilme e membranas) (JABORNIG e FAVERO, 2013).

O MBBMR é a combinação do processo de tratamento biológico de efluentes com a separação por membranas porosas (STEPHNSON et al., 2000; WISNIEWSKI, 2007; AILEEN et al., 2007). No reator ocorre o tratamento biológico e a membrana tem a função de reter a biomassa, garantindo um efluente tratado com alta qualidade e uma redução significativa da área ocupada por instalações de tratamento convencionais. O reator é operado de forma similar ao processo convencional de lodo ativado, mas sem a necessidade das etapas secundárias e terciárias de clarificação, tais como: decantação e filtração com areia (MELIN et al., 2006).

O reator biológico com membrana foi desenvolvido comercialmente no final da década de 1960 e aplicado em larga escala em somente no início da década de 1990. Esse sistema vem sendo utilizado para tratamento de efluentes municipais e industriais em mais de 200 países podendo citar como exemplo África do Sul, Austrália, China, Índia, Japão, Holanda, Alemanha, Itália, Espanha e Estados Unidos (JUDD, 2011). A intensa atividade industrial e a elevada densidade demográfica dessas regiões são fatores que contribuem para a difusão desse processo (CADORE, 2015).

A utilização de membranas permite realizar a separação de substâncias de diferentes propriedades (tamanho, forma, difusibilidade, etc). O trabalho prático dessas barreiras se fundamenta nas propriedades das membranas semipermeáveis que podem ser definidas como o conjunto de métodos e propriedades concernente ao transporte da matéria através de materiais com permeabilidade seletiva. Uma membrana semipermeável é, portanto, uma barreira que permite certas transferências de matéria entre dois meios que ela separa (LAPOLLI, 1998).

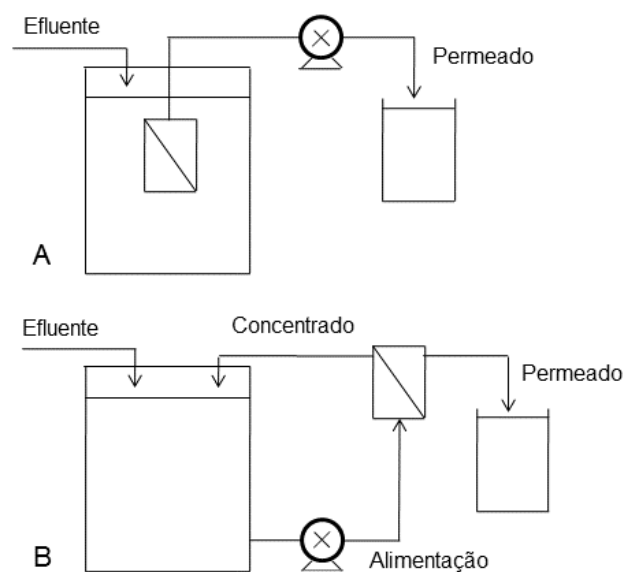
As vantagens oferecidas pela tecnologia do reator biológico com membrana foram reconhecidas há algum tempo, sendo que o mercado cresce a uma taxa de 11,6% a 12,7% ao ano desde a virado do milênio. Com a utilização de membrana com o efetivo tamanho do poro, geralmente, abaixo de 1 μm , o reator biológico produz eficazmente um efluente clarificado e desinfectado. Além disso, este concentra a biomassa e, ao

fazê-lo, reduz o tamanho do tanque e aumenta a eficiência do processo de biotratamento. Assim, tendem a gerar águas tratadas de pureza mais elevada no que diz respeito aos constituintes dissolvidos como a matéria orgânica e amônia, que são significativamente removidos por biotratamento. Além disso, através da remoção requerida para sedimentação da biomassa, a taxa de fluxo de um reator biológico com membrana não pode afetar a qualidade da água produzida, através da sedimentação do sólido estabelecida, como é o caso do processo convencional, embora grave choque de carga orgânica e hidráulica podem ser onerosos em outros aspectos (JUDD, SANTOS e MA, 2011).

As desvantagens ocorrem, principalmente, devido a incrustação na membrana pelas frações solúveis e coloidais, sendo necessário considerar o protocolo de limpeza quando comparadas com tecnologias alternativas, mesmo que o reator biológico com membrana seja considerado atualmente uma tecnologia fundamental, já que nenhum outro tratamento pode superar a sua forma compacta e a qualidade do efluente. Contudo, dependendo da estratégia adotada, diferentes performances podem ser esperadas (GIL et al., 2012).

Há duas configurações básicas de reator biológico com membrana para tratamento de efluentes: uma acomoda o módulo da membrana externo ao biorreator e a outra submerso ao biorreator (AILEEN et al., 2007), conforme ilustra a Figura 4.

Figura 4: Configurações do reator biológico com o módulo de membrana submersa (A) e externa (B).

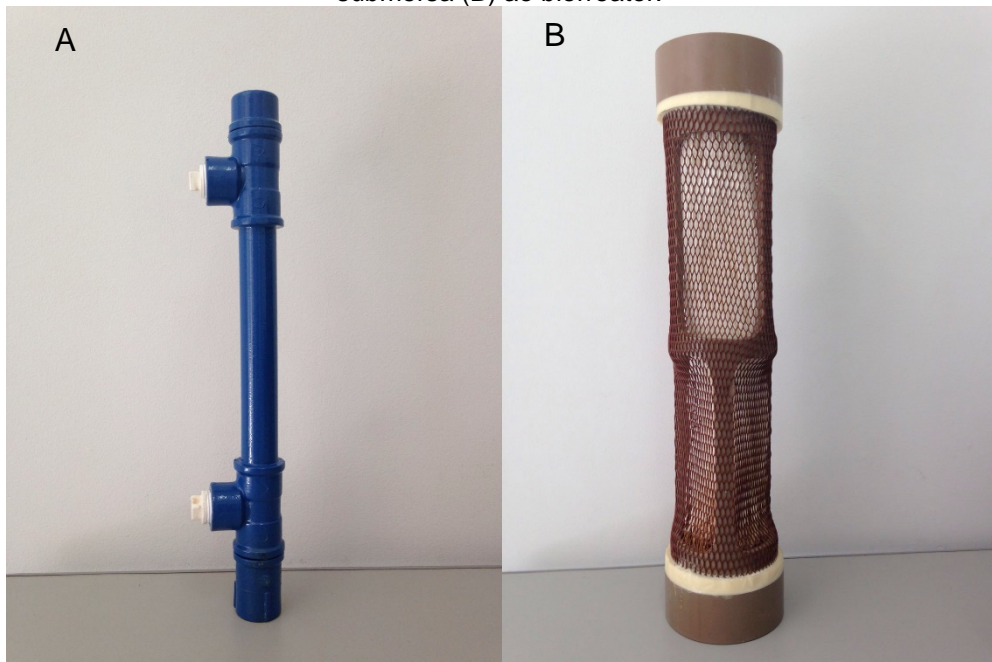


Fonte: Produzido pelo autor.

Na configuração com o módulo da membrana externa ao biorreator Figura 4 - B, o conteúdo é bombeado ao módulo e o processo opera em fluxo cruzado ou tangencial, ou seja, a solução escoia paralelamente a superfície da membrana e o permeado é transportado transversalmente a esta. Desta forma, a velocidade tangencial ao módulo promove turbulência na região próxima à membrana, arrastando parte das partículas sólidas que tenderiam a depositar sobre a superfície desta, reduzindo os efeitos de polarização por concentração (SILVA, 2009). Esta configuração é estável e proporciona fácil manuseio de operação e/ou manutenção, porém requer alto consumo energético para proporcionar a diferença de pressão e a velocidade para suspensão das partículas.

Já a configuração com o módulo da membrana submersa ao biorreator Figura 4 (A), a solução fica em contato com a superfície externa da membrana. O permeado é obtido através da diferença de pressão provocada pela sucção do conteúdo do biorreator por meio vácuo através da parede da membrana. A Figura 5 ilustra dois exemplares de módulos comerciais de membrana com configuração externa e submersa ao biorreator.

Figura 5: Módulos comerciais de membrana com configuração externa (A) e submersa (B) ao biorreator.



Fonte: Acervo do autor.

Os principais tipos de módulos comercializados são: módulos com placas, módulos tubulares, módulos espirais, módulos com fibras ocas e módulos com discos rotatórios (SCHNEIDER et al., 2001).

3.5 PROCESSO DE SEPARAÇÃO POR MEMBRANAS

Entre as alternativas existentes para viabilizar o reuso das águas, pode-se citar o desenvolvimento das técnicas de separação dos materiais poluidores por membranas. Essas técnicas evoluíram de simples ensaios laboratoriais a soluções eficientes e economicamente viáveis de muitos problemas de filtração, separação e/ou clarificação (LAPOLLI et al., 1997).

Os processos de separação com membranas vêm sendo estudado desde a década de 1950 (JUDD, 2011), demonstrando que podem ser boas alternativas aos processos de separação mais comumente aplicados (destilação, extração, centrifugação), pois apresentam vantagens interessantes como consumo energético reduzido, alta seletividade e facilidade de escalonamento do processo.

Entre as décadas de 1960 e 1980, muitos estudos foram realizados no sentido de desenvolver novos métodos de síntese, com a utilização de diferentes materiais. Desta forma, as membranas podem ser produzidas com materiais poliméricos, metálicos ou cerâmicos, e possuem aplicações em uma grande variedade de processos (CADORE, 2015).

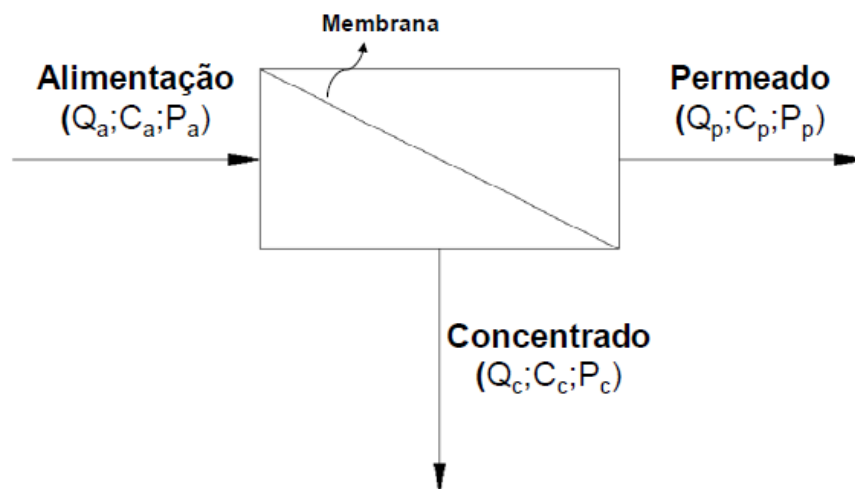
Para caracterização dos sistemas de membranas filtrantes pode ser utilizada a palavra “processo” uma vez que além da retenção física dos solutos presentes do meio líquido, há também a ocorrência de mecanismos de adsorção na superfície e no interior dos poros das membranas, bem como na torta que se forma na superfície das mesmas e que atua como membrana secundária na remoção de contaminantes presentes nos afluentes desses sistemas (VIDAL, 2006).

A utilização de membranas tem por objetivo principal realizar a separação de substâncias de diferentes propriedades (tamanho, forma, difusibilidade, etc). O trabalho prático dessas barreiras fundamenta-se nas propriedades das membranas semipermeáveis que podem ser definidas como o conjunto de métodos e

propriedades concernente ao transporte de matéria através de materiais com permeabilidade seletiva. Uma membrana semipermeável é, portanto, uma barreira que permite certas transferências de matéria entre dois meios que ela separa (LAPOLLI, 1998).

No processo de filtração por membranas a vazão do efluente é separada em duas linhas distintas, denominadas de permeado e concentrado. O fluido que atravessa a membrana, é chamado de filtrado ou permeado, e o que permanece ao lado da alimentação e que contém os solutos, maiores que o tamanho dos poros da membrana, é chamado de concentrado ou retido. No processo o solvente é forçado a atravessar uma membrana semipermeável devido a aplicação de uma força motriz, por exemplo, diferença de pressão hidrostática (ΔP). A Figura 6 ilustra um esquema da definição do processo de filtração por membranas.

Figura 6: Esquema da definição do processo de filtração por membranas.



Fonte: Metcalf & Eddy (2007).

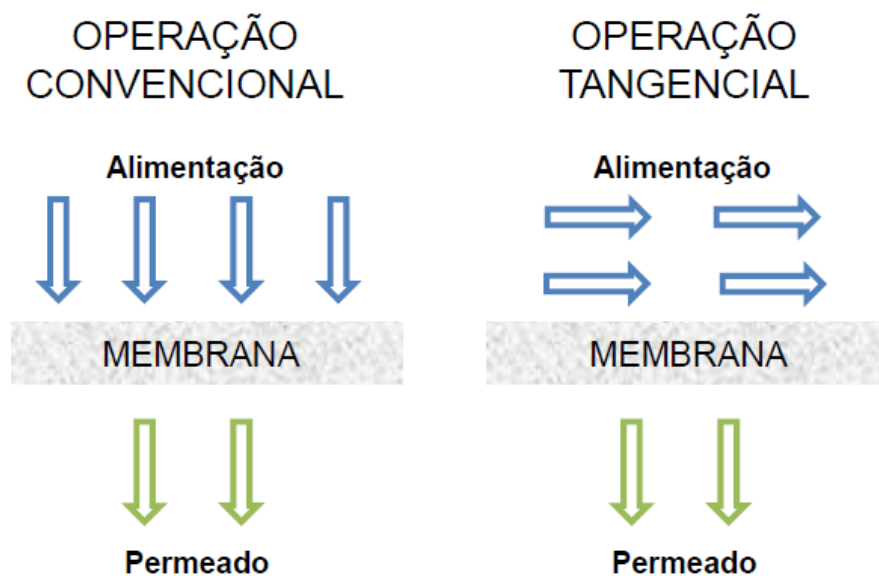
Os processos de separação podem ser classificados dependendo do tamanho do poro da membrana utilizada, sendo os mais comuns: a microfiltração (MF), ultrafiltração (UF) e osmose reversa (OR) (LAPOLLI, 1998). Vidal (2006), inclui também como processos mais usuais a nanofiltração (NF).

Lapolli (1998), cita que não são observadas diferenças significativas entre os processos de microfiltração e ultrafiltração, a não ser pelo maior diâmetro dos poros das membranas de microfiltração e da pressão menor, normalmente utilizada para se

promover a separação e/ou concentração de moléculas. Quando comparadas com a osmose reversa as diferenças, no entanto, são acentuadas. Na osmose reversa, a membrana é relativamente densa e praticamente sem poros e a pressão de trabalho é bem superior em relação à microfiltração e a ultrafiltração.

O processo de separação por membrana pode-se operar em dois modos: operação convencional, quando a alimentação ocorre perpendicular a posição da membrana; e operação tangencial, quando a corrente de alimentação escoa em paralelo a superfície da membrana e o permeado recolhido perpendicular a mesma. Esse fenômeno é possível devido a pressão que é aplicada ao sistema no módulo da membrana dividindo assim o fluxo no permeado e no concentrado. Os dois modos de operação são ilustrados na Figura 7.

Figura 7: Modos de filtração para processos de separação por membranas.



Fonte: Cadore (2015).

A eficiência da filtração tangencial varia em função dos parâmetros operacionais do sistema como:

- a) Velocidade tangencial;
- b) Pressão transmembrana;
- c) Tamanho dos poros da membrana;

d) Características do líquido permeado (temperatura, viscosidade, concentração, etc.).

As técnicas de separação por membranas apresentam as vantagens de serem operadas sem aditivos e possibilitam a separação seletiva de materiais (LAPOLLI, 1998; STEPHEENSON, 2000).

3.5.1 Principais características das membranas

Existem dois tipos principais de materiais utilizados na fabricação de membranas que podem ser utilizados como pós-tratamento de reatores, os poliméricos e os cerâmicos. Membranas de filtros metálicos também existem, mas estes têm aplicações muito específicas que não se relacionam com a tecnologia biorreator com membrana (JUDD, 2010).

As membranas podem apresentar estruturas isotrópicas (simétricas), ou seja, têm a mesma morfologia em toda a sua espessura, ou anisotrópicas (assimétricas), que possuem uma camada superior mais fechada e fina, com a presença ou não de poros. As membranas anisotrópicas podem ainda ser classificadas em integrais ou compostas. As integrais apresentam na região superficial o mesmo material que a matriz polimérica, e as compostas possuem um material diferente de matriz polimérica (JUDD; JEFFERSON, 2003).

A camada superficial fina proporciona a necessária permeabilidade seletiva e a camada mais espessa, do material mais poroso, proporciona a estabilidade mecânica (JUDD, 2011).

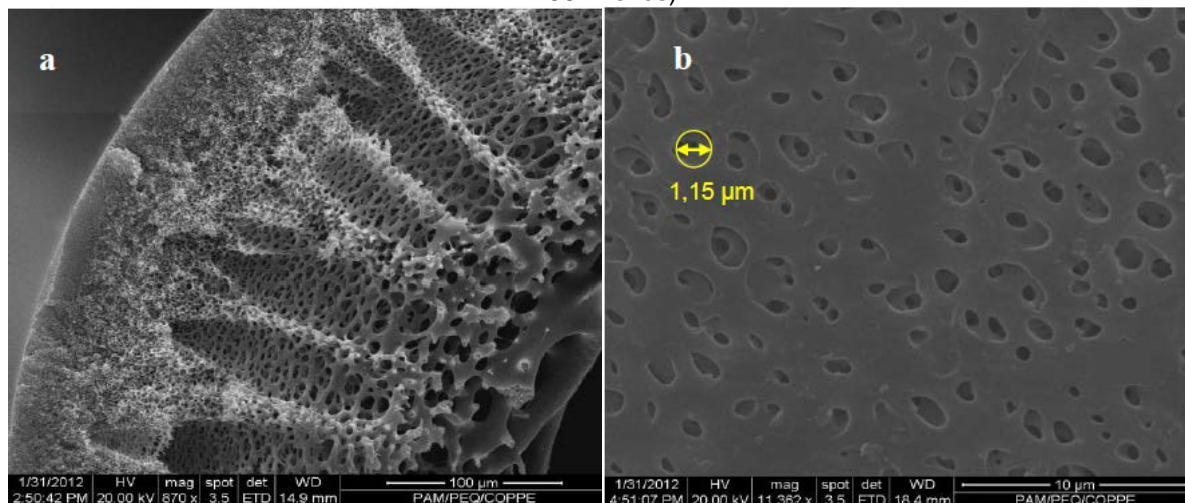
As características mais importantes das membranas são: espessura, porosidade, seletividade e permeabilidade (PETRUS, 1997; PELEGRIN, 2004, DELL'UOMO, 2014).

As membranas que apresentam características morfológicas semelhantes, quanto maior a espessura da subcamada maior sua resistência ao fluxo e menor a taxa de permeação. Desta forma, as membranas utilizadas industrialmente apresentam

suporte macroporoso, tornando-as mais resistentes. A nova resistência formada pelas membranas é sempre inferior à da subcamada. Assim, a camada filtrante, a subcamada e o suporte macroporoso funcionam com resistências decrescentes e em série (PELEGRIN, 2004).

De acordo com esta autora, a porosidade é a relação entre a parte sólida e os poros das membranas, isto é, pode ser considerada como a quantidade de vazios na estrutura da membrana. Quanto maior a porosidade da subcamada, menor a resistência ao fluxo do solvente através da membrana. A Figura 8 apresenta fotomicrografia da parede porosa na seção transversal e dos poros da superfície externa da membrana de MF ampliada em microscópio eletrônico de varredura.

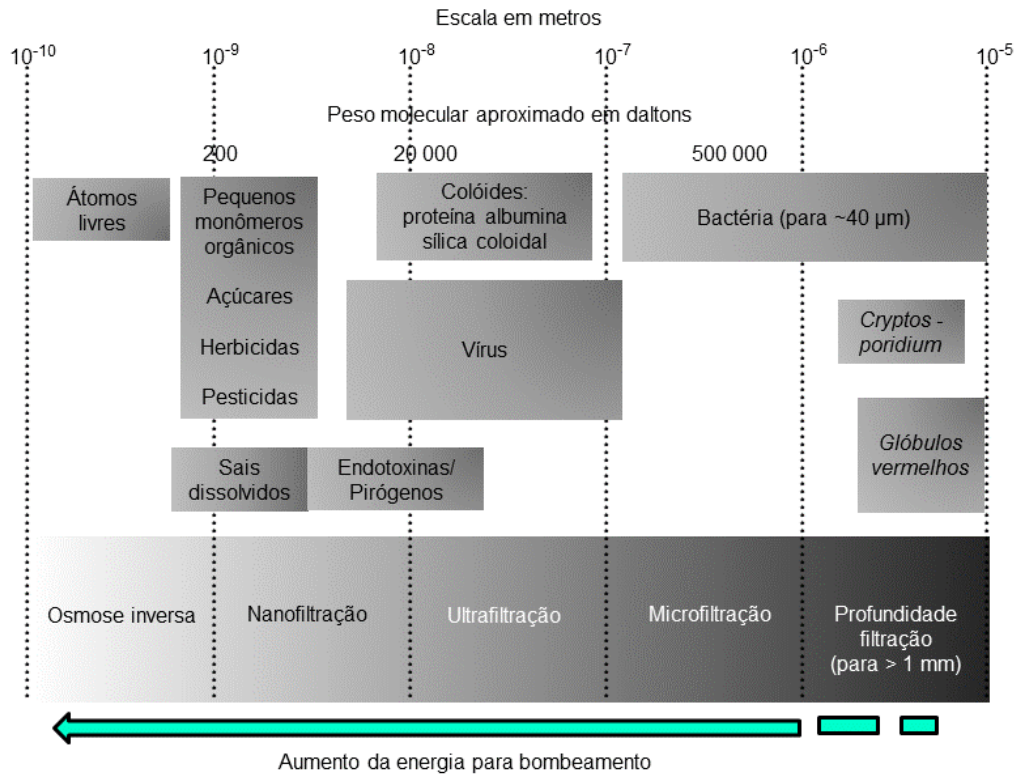
Figura 8: Fotomicrográficas da membrana de MF, sendo (a) a ampliação da parede porosa na seção transversal (aumento de 870 vezes) e (b) os poros da superfície externa da membrana (aumento de 11.362 vezes).



Fonte: Mororó (2013).

Os sistemas de separação por membranas permitem a passagem de certas substâncias, porém restringem outras, tendo assim como uma de suas principais características a seletividade (DELL'UOMO, 2014). A seletividade depende da distribuição dos diâmetros dos poros, no entanto, não se encontra membranas com diâmetros de poros únicos e sim, com uma distribuição entorno de um diâmetro médio. A Figura 9 apresenta um diagrama com os limites de separação dos principais processos de separação por membrana.

Figura 9: Limites de separação utilizados para os processos de osmose reversa, nanofiltração, ultrafiltração e microfiltração.



Fonte: Judd (2011).

Nota: Adaptado pelo autor.

A permeabilidade hidráulica da membrana é um dos parâmetros essenciais à sua caracterização. Para Silva (2009), o fluxo do permeado é definido como a relação do volume que permeia através da membrana por unidade de tempo (Q_p) por unidade de área (A), sendo geralmente representado pela unidade $\text{L}\cdot\text{m}^{-2}\cdot\text{h}^{-1}$ (Equação 4).

$$J_p = \frac{Q_p}{A} \quad (4)$$

Ainda segundo esse autor, se admitir que a membrana seja inerte em relação ao solvente e que não se deforme pela ação da pressão, para os processos que utilizam o gradiente de pressão como força motriz, o fluxo de permeado de um solvente puro é diretamente proporcional à pressão transmembrana (PTM).

Silva (2009) cita que as incrustações são formadas inevitavelmente durante a etapa de permeação, tornando-se necessários períodos de relaxação ou retrolavagem para

a manutenção da estabilidade do fluxo do permeado. Na retrolavagem, uma parte do permeado armazenado é injetado dentro das membranas para remoção das incrustações das fibras.

Nos processos de separação por membranas, de forma geral, um aumento no fluxo permeado é atingido com um aumento da PTM. Entretanto, isto é válido somente para água pura. Para soluções, esta condição também é válida para baixas concentrações de soluto, para baixas pressões e para altas velocidades de escoamento, obedecendo a equação de Hagen-Poiseuille (SILVA, 2009).

Desta forma, o fluxo é diretamente proporcional à PTM e inversamente proporcional à viscosidade e proporcional às características da membrana. Considerando que as características da membrana não são alteradas, uma mudança no fluxo permeado ocorre devido a alteração da viscosidade que influenciada pela concentração de sólidos e pela temperatura. Porém, a medida que a pressão de operação aumenta, o fluxo permeado deixa de ser linear e tende a diminuir sua ascensão (fugindo do modelo de Hagen-Poiseuille) até se estabilizar. Este fenômeno ocorre devido a camada de polarização por concentração que se forma na superfície da membrana. A camada de polarização por concentração é um gradiente de concentração de soluto da superfície da membrana até o seio da solução que é gerado durante a permeação. Assim, enquanto o solvente é permeado, o soluto é parcialmente retido e começa a se acumular na superfície da membrana. Esse acúmulo produz um fluxo difusivo de retorno em relação a alimentação gerando o gradiente de concentração (SILVA, 2009).

De acordo com este autor, em uma certa pressão os efeitos das incrustações começam a se intensificar sendo denominada de pressão crítica. O fluxo nessa pressão é chamado de fluxo crítico. Acima do fluxo crítico existe maior tendência de arraste de partículas para a superfície da membrana. O fluxo crítico é função das características do meio, como concentração, carga, tamanho de sólidos e das condições hidrodinâmicas.

Elevando-se mais ainda a pressão na operação, chega-se a um ponto em que então o fluxo se torna estacionário, sendo denominado fluxo limite. O fluxo limite pode ser definido como o fluxo, que mesmo com o aumento da pressão permanece inalterado. Para uma solução pode-se alterar o fluxo limite por meio do aumento da velocidade

tangencial, assim, vai reduzir os efeitos da polarização por concentração e aumenta o fluxo do permeado (MORORÓ, 2013).

Ao atingir o fluxo limite o aumento da PTM pode causar um aumento da espessura da camada de torta e gel, bem como aumentar a compactação da membrana e a adsorção das substâncias nos poros. Assim o efeito da pressão passa a ser compensado pelo aumento da espessura da camada polarizada ou depositada sobre a membrana. O aumento de resistência hidrodinâmica da região próxima à membrana é descrito pelo modelo de resistências em série. De tal modo, a força motriz é contraposta pela resistência da membrana, pela polarização por concentração e pelas *fouling* (SILVA, 2009).

A medida que a resistência total ao transporte se eleva, a redução do fluxo de permeado pode provocar a inviabilização técnica e econômica do processo, sendo necessário a realização da limpeza das membranas e/ou a substituição do módulo.

3.5.2 Incrustação na membrana - *fouling*

Na maioria dos processos de filtração por membranas o fluxo diminui durante a filtração. Isto é causado principalmente por incrustação na membrana. O controle incrustação na membrana é a questão-chave para o funcionamento de um do reator biológico com membrana (MELIN et al. 2006). A redução do fluxo do permeado é resultado da influência de dois fenômenos inerentes ao PSM: a polarização de concentração e o *fouling*, que pode ser o resultado da formação da camada em gel e/ou de outros solutos adsorvidos à superfície da membrana.

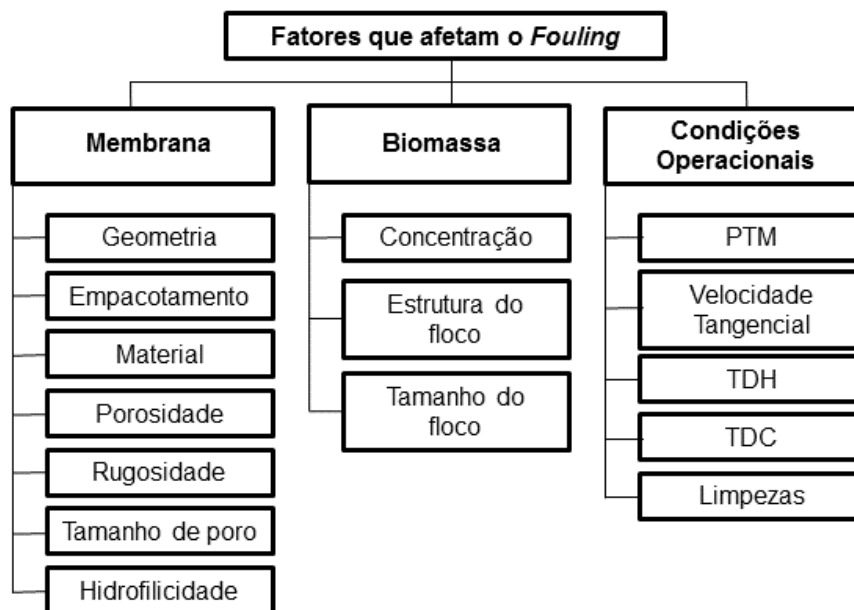
A principal limitação do reator biológico com membrana é a incrustação das membranas utilizadas no processo, uma vez que este fenômeno resulta em redução de desempenho (caracterizada pelo aumento da pressão transmembrana ou redução do fluxo do permeado com o tempo), maior consumo energético e necessidades de limpezas frequentes das membranas ou substituição destas (LIAO et al., 2004).

O *fouling* pode ser entendido como um conjunto de fenômenos capazes de provocar uma redução de fluxo permeado com o tempo, sendo os principais fenômenos que contribuem para estes são: o bloqueio dos poros da membrana; a adsorção de

partículas na superfície da membrana também chamada de torta, e/ou no interior de seus poros devido as interações entre os solutos presentes na solução a ser tratada e o material da membrana; e a formação da camada em gel, resultado de altas concentrações de solutos na superfícies da membrana (SILVA, 2009).

A incrustação na membrana é significativamente influenciada pelas condições hidrodinâmicas, pelo tipo de membrana, configuração do módulo e pela presença de compostos de peso molecular mais elevados que pode ser produzido através do metabolismo microbiano ou introduzido no processo pelo volume de lodo (MELIN et al., 2006). Assim, vários fatores podem influenciar o fenômeno da incrustação, conforme apresenta a Figura 10. Pode-se pensar que estes fatores atuam de maneira independente, porém sabe-se que o fenômeno de incrustação das membranas é consequência da interação das características da membrana, da biomassa e das condições operacionais.

Figura 10: Diagrama com os principais fatores que influenciam no *fouling* em sistemas de reator biológico com membrana.



Fonte: Silva (2009).
Nota: Adaptado pelo autor.

3.5.2 Controle de *fouling* na membrana

As três estratégias mais usadas no controle de incrustação são: pré-tratamento dos efluentes, limpeza física (retrolavagem) e limpeza química (VIDAL, 2006). A limpeza física remove materiais frouxos sobre as superfícies da membrana, geralmente denominado "*fouling* reversível", enquanto a limpeza química remove materiais mais permanente, muitas vezes denominados "*fouling* irreversível". O *Fouling* reversível é o resultado da incrustação de materiais soltos sobre a membrana, por exemplo a camada de torta, os quais podem ser removidos pelo método de limpeza física, força de cisalhamento forte ou retrolavagem. Para operação a longo prazo, a dominância da incrustação reversível pode ser resultado de uma pobre filtrabilidade do lodo e/ou baixa eficiência da limpeza física. Já a definição a de *fouling* irreversível é a obstrução que não pode ser removida pelo método de limpeza física, como por exemplo a formação de uma camada de gel através da operação de fluxo de longo prazo (WANG et al., 2014).

O pré-tratamento é utilizado com o intuito remover partículas que podem ocasionar o entupimento do módulo da membrana tais como: fibras e cabelos (MELIN et al., 2006), e de reduzir a deposição de materiais sobre a superfície da membrana como microrganismos e sólidos em suspensão. Os processos de pré-tratamento podem ser químicos (coagulação e/ou floculação) ou físicos (gradeamento e/ou pré-filtração).

A limpeza física (retrolavagem ou "*backflushing*") consiste em reverter a direção do fluxo do permeado. Isto é possível por meio da aplicação de pressão no lado do permeado da membrana através de um mecanismo de retropropulsão, no qual o líquido ao ser forçado a passar na direção oposta do filtrado levanta a camada de gel na superfície da membrana (CAKL et al., 2000). Assim, durante a retrolavagem, a entrada da alimentação é interrompida e o fluxo ocorre no sentido do concentrado, sendo este processo conhecido como retrolavagem de fluxo inverso. Contudo, a limpeza física também pode pela parte externa das fibras da membrana, no qual o líquido filtrado segue pelo concentrado em direção a alimentação, retornando ao reator. Este processo é conhecido como retrolavagem de fluxo externo.

A duração e a frequência da retrolavagem deve ser estudada para cada sistema de MBBMR. Embora se espere que uma limpeza eficaz seja aquela com a maior frequência e a maior duração da retrolavagem, é necessário explorar essa relação de maneira a recuperar o máximo de fluxo permeado com a menor demanda de energia

(CADORE, 2015). Para a separação contínua com concentrações elevadas, apenas o fluxo cruzado na filtração é adequado. As forças de cisalhamento podem ser usadas para controlar a formação da camada de torta, de modo que uma estabilidade do fluxo é atingida (MELIN et al., 2006).

A limpeza química da membrana pode ser realizada no próprio sistema, com a solução circundo no mesmo sentido do fluxo de filtração em regime turbulento, mas com pressão reduzida, ou fora deste deixando o módulo da membrana de molho em solução química.

Os ciclos de limpeza química podem ocorrer em intervalos de semanas a meses dependendo da gravidade do problema de incrustação que é diretamente proporcional a concentração de soluto efluente a ser filtrado. (PELEGRIN, 2004) cita que dependendo da dificuldade de remoção do biofilme e/ou do material precipitado e, normalmente, restaura o fluxo das membranas para valores próximos do fluxo inicial. Um ciclo de limpeza química é desencadeado quando os parâmetros de operação atingem valores pré-determinados, estes fatores podem ser:

- ✓ Cinética da redução de fluxo do permeado;
- ✓ Redução da rejeição de solutos pela membrana;
- ✓ Aumento da pressão diferencial entre as extremidades do módulo.

Há disponível na literatura alguns modelos matemáticos que conseguem prever as condições ideais para realização da retrolavagem, visando a redução *fouling*, mas a precisão destes estão diretamente relacionados a homogeneidade do efluente que, de modo geral, é uma das principais dificuldades encontradas no tratamento de efluentes.

4 METODOLOGIA

4.1 CONTEXTUALIZAÇÃO DA PESQUISA

Esta pesquisa foi realizada no Núcleo de Bioengenharia Aplicada ao Saneamento (Núcleo Água) da Universidade Federal do Espírito Santo – UFES, localizado no campus de Goiabeiras, Vitória - ES. A instalação experimental piloto, situa-se no próprio Núcleo Água, em espaço construído para o estudo. O trabalho foi realizado no período de outubro de 2015 a fevereiro de 2016, com dois ensaios variando o tempo de detenção hidráulica (TDH), vazão do reator e a taxa de escoamento superficial (TES). Este estudo está inserido na linha de pesquisa do Núcleo Água que inclui o tratamento de efluente sanitário e reuso de água.

4.1.1 Geração de água cinza

A água cinza clara (AC) utilizada neste estudo foi proveniente de uma edificação do Núcleo Água (Figura 11), cuja a estrutura contempla: um auditório, uma sala do professor e duas salas de estudo para os alunos de pós-graduação, que possuem dois banheiros individuais e dois banheiros coletivos (feminino e masculino). Cada banheiro individual possui uma bacia sanitária e um lavatório, e cada banheiro coletivo possui dois vasos sanitários, dois lavatórios e um chuveiro. No banheiro coletivo masculino foi instalada a máquina de lavar roupas.

O projeto hidrossanitário da edificação onde foi gerada a AC (Figura 12) foi desenvolvido com segregação das águas residuárias que possibilita obter efluentes com características distintas, a saber: água cinza clara (proveniente dos lavatórios, chuveiros e máquina de lavar roupas), água amarela (oriunda dos mictórios) e águas negras (provenientes dos vasos sanitários). Os lavatórios dos banheiros, os chuveiros e a máquina de lavar roupas, foram utilizados diariamente para higiene pessoal dos pesquisadores do Núcleo Água, alunos de graduação, funcionários e visitantes. A AC coletada pela rede segregada da edificação seguiu por gravidade para a elevatória,

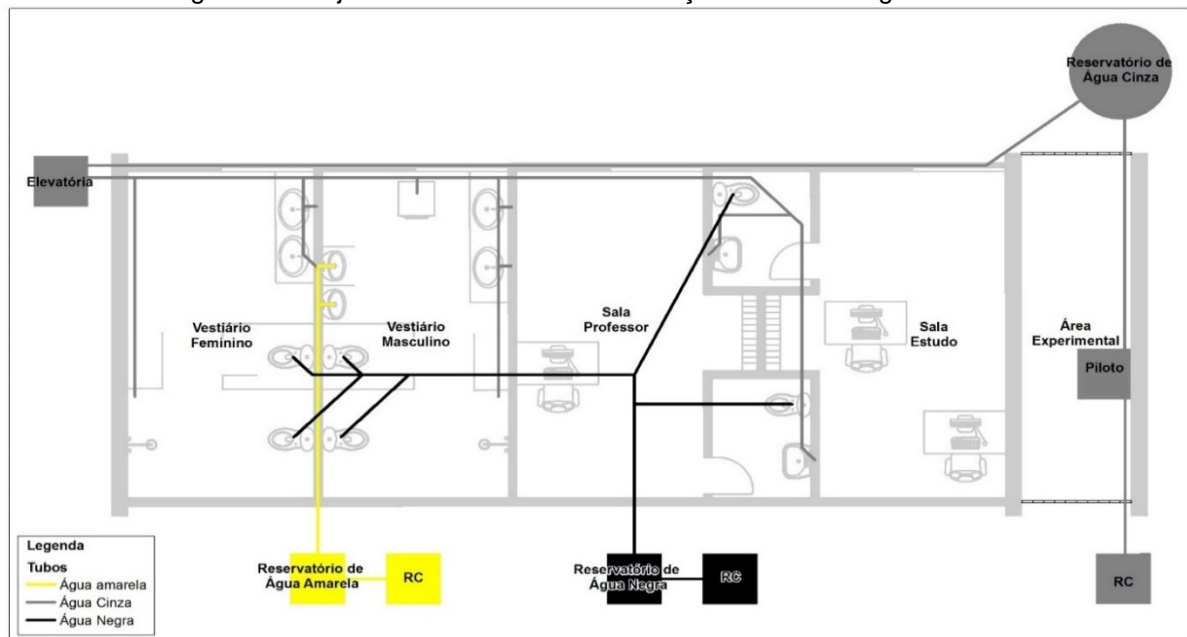
que por meio de uma motobomba submersível da marca Schneider, modelo BCS-C5, foi bombeada para um reservatório de polietileno com capacidade 1000L da marca Fortlev. Deste, por gravidade, foi direcionada para o sistema de tratamento implantado em escala piloto.

Figura 11: Edificação do Núcleo Água onde foi gerada a AC.



Fonte: Acervo do autor.

Figura 12: Projeto hidrossanitário da edificação do Núcleo Água – UFES.



Fonte: Produzido pelo autor.

4.1.2 Pré-tratamento da água cinza

O pré-tratamento foi utilizado principalmente para remover partículas que poderiam ocasionar o entupimento do módulo da membrana, tais como: fibras e cabelos. Esta etapa consistiu na instalação de uma tela fina na saída do efluente da máquina de lavar roupas e no ralo banheiro (Figura 13). As limpezas das telas foram realizadas diariamente após cada uso.

Figura 13: Tela fina instalada no ralo do banheiro (A) e na saída do efluente da máquina de lavar roupas (B) como pré-tratamento da água cinza.

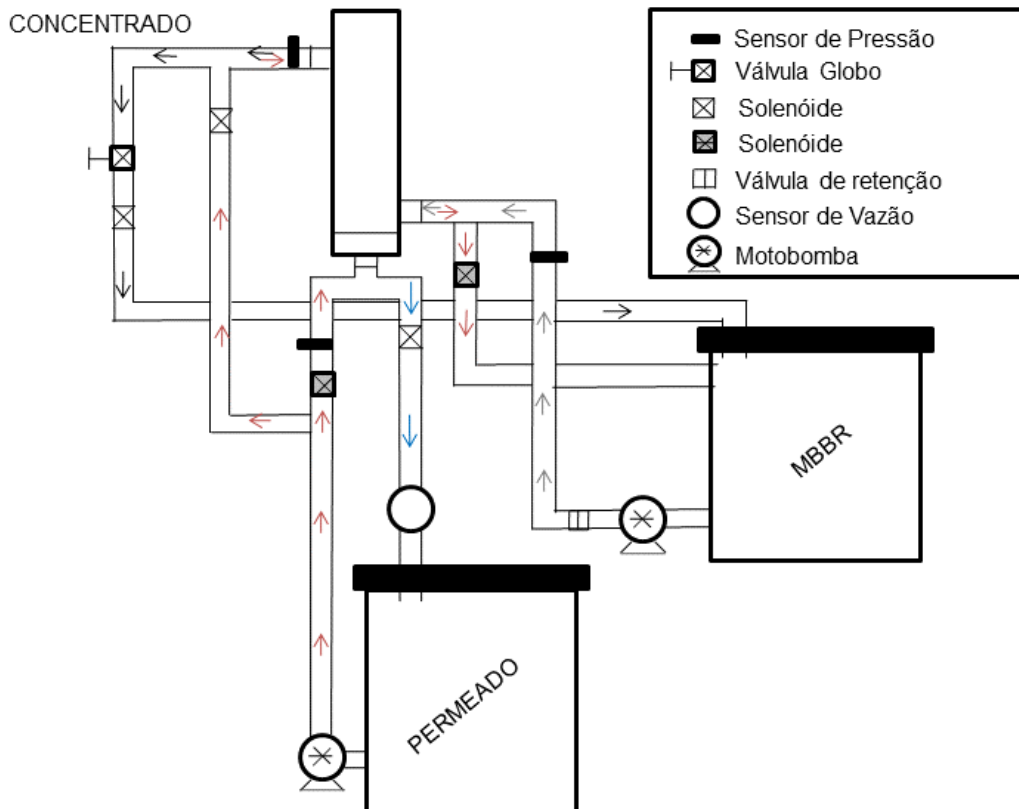


Fonte: Acervo do autor.

4.1.4 Sistema de tratamento da água cinza (MBBMR)

A Figura 14 apresenta um esquema do sistema piloto implantado para o tratamento de AC com a representação do posicionamento dos sensores de pressão, temperatura e vazão, bem como das válvulas solenoides e do tipo globo. A figura mostra a localização dos componentes do sistema de tratamento e a direção do fluxo, conforme indicados pelas setas coloridas.

Figura 14: Esquema do sistema utilizado para o tratamento de AC.

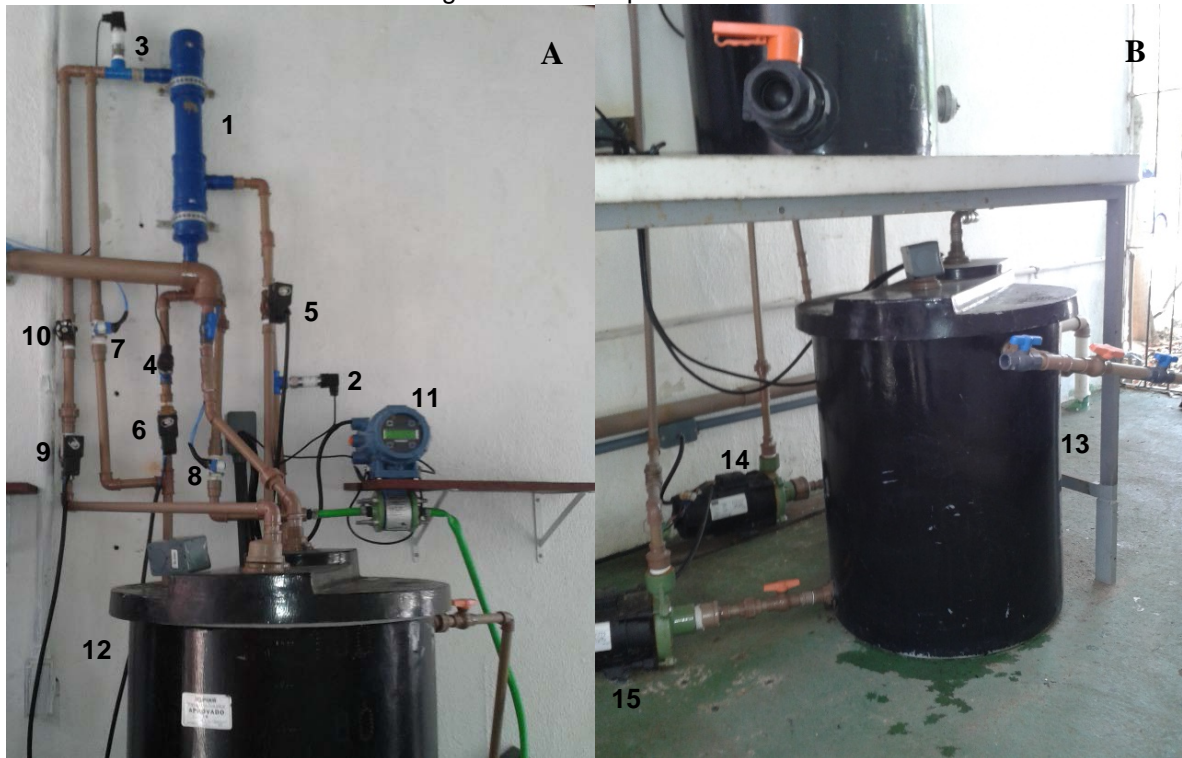


Fonte: Produzido pelo autor.

Nota: As setas indicam o sentido do fluxo. Setas cinzas o fluxo da alimentação, setas azuis o fluxo do permeado, setas pretas o fluxo do concentrado e as setas vermelhas o fluxo da retrolavagem.

O sistema de tratamento de água cinza clara (escala piloto) utilizado nesta pesquisa foi um reator biológico com leito móvel de biofilme com membrana (MBBMR), composto por um reator com meio suporte (MBBR) e um módulo externo com membrana de microfiltração (Mb) do tipo fibra oca (Figura 15). O reator e o reservatório para armazenamento do permeado foram constituídos por recipientes fabricados com polietileno com volume total de 100 L cada, com dimensões de 0,65 m altura e diâmetro 0,9 m.

Figura 15: Escala piloto do sistema MBBMR. A imagem A ilustra a parte superior do piloto e a imagem B ilustra a parte inferior.

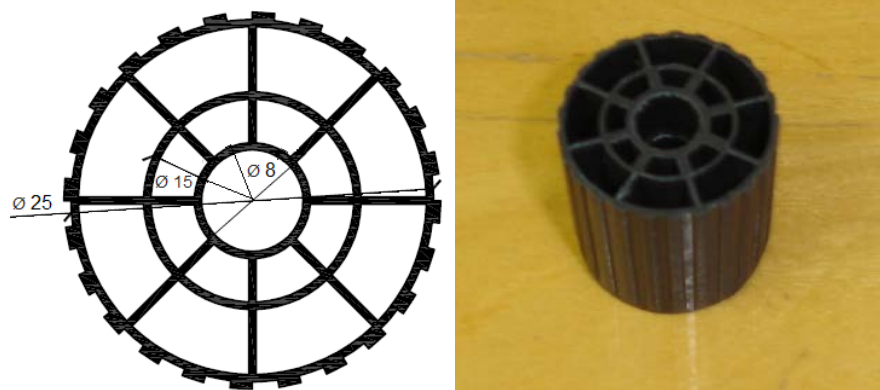


Fonte: Acervo do autor

Nota: 1 – módulo da membrana; 2 – sensor de pressão da alimentação; 3 – sensor de pressão do concentrado; 4 – sensor de pressão da retrolavagem; 5 – Válvula solenoide alimentação; 6 e 7 – válvulas solenoides da retrolavagem; 8 - válvula solenoide do permeado; 9 – válvula solenoide do concentrado; 10 – válvula tipo globo; 11 – sensor de vazão; 12 – reator biológico com leito móvel de biofilme; 13 – tanque de armazenamento do permeado, 14 – motobomba da alimentação e 15 motobomba da retrolavagem.

O reator foi preenchido com material suporte do tipo anéis randômicos composto de polipropileno de alta densidade fabricado pela empresa AMBIO Engenharia. Cada peça possui área específica real de $0,01154 \text{ m}^2$ e volume de $0,00001227 \text{ m}^3$ (Figura 16). Assim, com a área de cada MBBR e o número total de peças utilizadas foi calculada a superfície específica do leito do reator, equivalente a 20 m^2 .

Figura 16: Detalhes do meio suporte utilizado para preenchimento do reator.



Fonte: AMBIO Engenharia (2008).

Nota: Adaptado pelo autor.

A membrana de microfiltração utilizada no tratamento de AC foi um módulo externo composto por PVC, com fibra oca constituída pelo polímero poliimida, fabricado pela PAM Membranas. De acordo com o fabricante o diâmetro externo de cada fibra oca pode variar entre 0,9 e 1 mm, e o tamanho médio dos poros da superfície externa das fibras foi de 0,4 μm , que suporta uma condição de operação com pressão de até 5 bar, temperatura máxima de 55°C e faixa de pH entre 2 e 13. O módulo apresenta formato cilíndrico com dimensões de 0,45 m de comprimento, diâmetro de 0,06 m, volume de 0,00127 m^3 e área superficial da membrana de 0,4 m^2 .

O módulo operou em regime de filtração tangencial, pressurizado por uma motobomba da marca Schneider, modelo BC-91S. Para a retrolavagem foi utilizada uma motobomba idêntica ao modelo utilizado na operação.

O piloto instalado para o tratamento de AC foi automatizado por um Controlador Lógico Programável (CLP) da marca WEG, modelo CLIC02. Os softwares utilizados para programação e supervisão do CLP foram o Viwer e o E3 Studio, respectivamente, ambos da marca Elipse. Esses softwares permitiram controlar a operação do sistema e monitorar os dados de pressão (alimentação, concentrado e permeado), temperatura no interior do MBBR e vazão do permeado, por meio de gráficos e tabela em tempo real em intervalos de tempo de até 1 (um) segundo. A Figura 16 ilustra a automação utilizada no sistema de tratamento de AC.

Figura 17: Automação utilizada no MBBMR, o CLP está destacado de amarelo e o inversor de frequência de azul.



Fonte: Acervo do autor.

Os sensores de pressão utilizados para o monitoramento foram da marca Velki, modelo IT-TR, que possuem campo de medição de 0 a 5 bar e classe de precisão de 0,01%.

Durante a operação a pressão no interior da membrana foi mantida constante a 0,3 bar, sendo realizado o ajuste desta por meio de uma válvula tipo globo da marca Tigre instalada na saída do efluente concentrado. A pressão da retrolavagem foi mantida constante a 0,6 bar.

Para o monitoramento da temperatura no interior do MBBR foi utilizado um sensor também da marca Velki, modelo 2010, PT100 (Termoresistência). O sensor é composto com a haste de aço inoxidável e pode operar a uma temperatura de até 600 °C.

A vazão do permeado foi monitorada por um sensor da marca ROSEMOUNT, modelo 8732EST. O sensor de fluxo contém duas bobinas magnéticas situadas em lados opostos do sensor, dois eletrodos localizados perpendicularmente às bobinas e de frente um do outro, para entrar em contato com o líquido. O transmissor energiza as bobinas e cria um campo magnético. Um líquido condutor em movimento através do campo magnético gera uma tensão induzida nos elétrodos e esta tensão é proporcional à velocidade do fluxo. Assim, o transmissor converte a tensão detectada pelos eletrodos em uma leitura de fluxo.

O controle da vazão durante a operação do sistema foi possível devido ao inversor de frequência conectado a motobomba, assim foi possível variar a frequência rotacional da motobomba e, conseqüentemente, a vazão desta. O inversor de frequência utilizado foi da marca WEG e modelo CFW-08.

Os softwares utilizados para programação e supervisão do CLP possibilitaram controlar a direção do fluxo no sistema por meio da utilização de 5 (cinco) de válvulas solenoides, sendo 3 (três) da marca ASCO, modelo SC8210, e 2 (dois) da marca CINESTEC modelo VA04. As válvulas solenoides foram programadas por meio do CLP para liberar ou obstruir a passagem do fluxo durante a operação do sistema ou retrolavagem da membrana. Durante a operação do sistema as válvulas solenoides liberavam a passagem do fluxo da alimentação, do permeado e do concentrado. Durante a retrolavagem estes três fluxos eram interrompidos.

Vale salientar que o sistema de tratamento foi programado para realizar a retrolavagem com duração de 1 (um) minuto a cada 15 (minutos) de operação, sendo realizada no sentido contrário ao fluxo do permeado e, posteriormente, pela arte externa das fibras da membrana.

4.2 AVALIAÇÃO DA EFICIÊNCIA DO SISTEMA DE TRATAMENTO, DO SEUS COMPONENTES E DO PROCESSO DE RETROLAVAGEM

Na avaliação da eficiência do sistema de tratamento deste estudo foram realizados dois ensaios para diferentes condições operacionais do MBBR, no entanto, não foi alterado a área do leito do reator, conforme apresenta a Tabela 6. O tempo de

detenção hidráulica (TDH) e a taxa de escoamento superficial (TES), foram calculadas conforme a Equação 3 e a Equação 2, respectivamente, apresentadas no item 3.4.1.

Tabela 6: Condições operacionais do MBBR.

Ensaio	Duração (Dias)	Q (L/h)	TDH (h)	TES (L/m ² .h)	Superfície específica (m ²)
1	31	10	8	0,5	20
2	31	20	4	1,0	20

Fonte: Produzido pelo autor.

A avaliação da eficiência do sistema de tratamento foi realizada por meio da análise da eficiência de remoção dos parâmetros físico-químicos e microbiológico, tanto para o ensaio 1 quanto para o ensaio 2. As análises físico-químicas e microbiológicas foram realizadas no Laboratório de Saneamento Ambiental – LABSAN, do Departamento de Engenharia Ambiental, Centro Tecnológico – UFES, onde estas foram desenvolvidas de acordo com os procedimentos recomendados pelo *Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater* – 20^a Edição (APHA, 2005). A Tabela 7 contempla os parâmetros analisados, o método analítico e a frequência de realização das análises.

Tabela 7: Parâmetros analisados na avaliação do sistema de tratamento de água cinza.

Parâmetro	Método	Referência	Frequência
Alcalinidade	Titulométrico	2320 B	Semanal
pH	Potenciométrico - Leitura direta phmetro	4500 H ⁺ B	Diária
DBO ₅	Manométrico Simplificado - Oxitop	-	Semanal
DQO	Colorimétrico	5220 D	Diária
DQO _{Filtrada}	Colorimétrico	5220 D	Diária
ST	Gravimétrico	2540 B	Semanal
SST	Gravimétrico	2540 D	Semanal
Turbidez	Nefelométrico	2130 B	Diária
Sulfato	Turbidimétrico	4500-SO ₄ ²⁻	Semanal
Sulfeto	Iodométrico	4500-S ²⁻ F	Semanal
Coliformes Totais	Substrato Cromofluorogênico	9223A	Semanal

Fonte: Produzido pelo autor.

A eficiência da remoção do sistema de tratamento implantado (MBBMR) e seus componentes (MBBR e Mb), foi calculada por meio da variação da concentração de cada parâmetro analisado em relação a concentração inicial, conforme demonstra a Equação 5.

$$E = \left(\frac{C_A - C_E}{C_A} \right) \times 100 \quad (5)$$

Onde:

E = eficiência de remoção (%);

C_A = concentração do afluente;

C_E = concentração do efluente.

Desta forma, para obter a eficiência total do MBBMR e as contribuições dos componentes MBBR e Mb, foram realizadas análises físico-químicas e microbiológicas no afluente de AC e nos efluentes do MBBR e da Mb.

A análise estatística descritiva dos resultados das análises físico-químicas e microbiológicas (média, desvio padrão, máximos e mínimos) foi realizada utilizando o software Excel. Todos os resultados foram plotados em gráficos ou tabelas e apresentados no Capítulo 5.

Para se ter um maior conhecimento da atuação dos componentes do sistema de tratamento (MBBR e Mb), e conseqüentemente, fazer uma avaliação mais aprofundada do comportamento destes, foram calculados para cada componente a carga orgânica volumétrica aplicada (COV_a) e a carga orgânica volumétrica removida COV_R . A COV_a foi calculada de acordo com a Equação 1, apresentada no item 3.4.1, e a COV_R é o produto da COV_a com a eficiência de remoção, conforme mostra a Equação 6.

$$COV_R = COV_a \times E \quad (6)$$

A curva da frequência acumulada (FA) com os valores da concentração do efluente do MBBR e da Mb, em função do número relativo de amostras, foi desenvolvida por meio do software Excel para os parâmetros: turbidez, SST, coliformes totais, DBO, DQO e DQO_{Filtrada}, para cada ensaio realizado. Dessa forma, foi possível realizar uma interpretação mais aprofundada da concentração dos parâmetros no efluente tratado

em relação ao atendimento dos limites preconizados nas normas internacionais e nacional para reuso do efluente, pois os gráficos mostram de modo mais evidente a distribuição tendencial das concentrações analisadas em função do número relativo de amostras.

Para obtenção da eficácia da retrolavagem foram realizadas análises semanais das concentrações de ST e SST, no efluente da retrolavagem e no efluente da saída do concentrado. As amostras foram coletadas sempre no mesmo instante da amostragem realizada no afluente de AC e nos efluentes do MBBR e da Mb. Os resultados das concentrações das análises realizadas no efluente da retrolavagem e da saída do concentrado foram plotadas em gráficos de série histórica, juntamente com os resultados obtidos do afluente de AC e dos efluentes do MBBR e da Mb.

4.3 ANÁLISE DO TAMANHO DAS PARTÍCULAS

A análise para determinar o tamanho das partículas presentes na AC e nos efluentes MBBR, da Mb, do concentrado e da retrolavagem, especificada por classe de tamanho, foi realizada em 10 (dez) amostras por meio do equipamento HIAC 9703⁺ (Figura 18) para os intervalos de classes, em μm , de 3-5, 5-7, 7-10, 10-15, 15-20, 20-25, 25-30, 30-35, 35-40, 40-45, 45-50, 50-100, 100-150, 150-200, 200-250, 250-300. O equipamento, conectado ao software de gestão e operação, conta o número de partículas para as classes de tamanho especificadas por meio de um sensor.

O processo de contagem ocorre pela passagem de um feixe de *laser* através da amostra, assim, conforme o feixe do laser atravessa a partícula, reduz a intensidade deste devido à reflexão da luz e a intensidade reduzida é correlacionada ao diâmetro da partícula.

O equipamento foi configurado para que em cada análise concretize três contagens na mesma amostra, sendo descartada a contagem inicial e o resultado final é obtido pela média das outras duas contagens.

A partir dos resultados obtidos foram elaborados gráficos da relação do número de partículas analisadas em cada classe com o número total identificado de cada amostra, desta forma foi possível identificar o tamanho das partículas predominantes.

Figura 18: Detalhe do equipamento HIAC 9703+ durante a realização da análise do tamanho das partículas.



Fonte: Acervo do autor.

4.4 ESTUDO DA PERMEABILIDADE HIDRÁULICA E O POTENCIAL DE RECUPERAÇÃO DO FLUXO APÓS A LIMPEZA QUÍMICA

Com a finalidade de caracterizar o módulo da membrana foram realizados testes da permeabilidade hidráulica deste. Visto que o fluxo do permeado é definido como a relação do volume que permeia através da membrana por unidade de tempo e por unidade de área, conforme apresentado na Equação 4, o teste foi realizado registrando o volume permeado no intervalo de tempo de cada segundo durante 3 (três) minutos de operação do sistema sob a pressão constante. O registro do volume permeado a cada segundo foi possível devido a programação do CPL para registrar os dados no intervalo de tempo especificado. A pressão do módulo adotada para registro dos volumes permeados foram: 0,2 bar, 0,4 bar, 0,6 bar, 0,8 bar e 1,0 bar, conforme recomendação do fabricante da membrana. Ressalta-se que durante os testes de permeabilidade o CLP foi programado para operar em função da pressão de alimentação e não mais em função da vazão do MBBR para se respeitar o TDH desejado, pois durante o teste o objetivo passou a ser a pressão constante. As alterações da pressão foram realizadas pela interface do CLP no computador, assim não foi necessário parar a operação do sistema de tratamento para realizar a referida alteração. Cada teste teve a duração de 15 (quinze) minutos e ao final deste tempo, o

sistema realizava a retrolavagem de rotina da operação. Para o cálculo do fluxo permeado foi utilizado o valor médio obtido do volume permeado, em cada pressão constante testada, sendo o procedimento repetido 3 (três) vezes.

O primeiro teste de permeabilidade foi realizado com a membrana nova e com água potável, garantindo a permeabilidade da membrana sem a influência do material particulado presente no efluente sobre a superfície desta e o resultado foi comparado com o valor do certificado de qualidade da membrana fornecida pelo fabricante. Logo após este teste e ainda com a membrana nova foi realizado o teste de permeabilidade com água cinza clara. A finalidade do teste com o efluente foi obter informações para caracterização do fluxo operacional e para verificar se há redução deste após o período de 60 (sessenta) dias de operação. Assim, após este período foi repetido o teste de permeabilidade, primeiro com o efluente para verificar a situação da operação e em seguida, com água tratada. Após esta etapa de repetição do teste foi realizada a limpeza química da membrana com o intuito de verificar se há recuperação do fluxo após o período de operação.

A limpeza química da membrana foi realizada conforme recomendação do fabricante do módulo, circulando na membrana uma solução de hipoclorito de sódio com a concentração de 1000 mg.L^{-1} no sentido da operação em direção ao concentrado, durante o período de 3 (três) horas sem pressurizar o módulo. Após a limpeza química, foi realizado o enxágue com água potável e em seguida, realizado novamente o teste de permeabilidade com água potável e com o efluente água cinza clara.

Os testes foram realizados no próprio piloto instalado no Núcleo Água na UFES, no entanto ressalta-se que durante a limpeza química o fluxo do permeado foi interrompido com uma válvula do tipo globo da marca Tigre.

5 RESULTADOS E DISCUSSÃO

Neste capítulo são apresentados os resultados referentes à avaliação do comportamento da eficiência do sistema MBBMR e dos seus componentes (MBBR e Mb), do número de partículas presentes na AC e do estudo de permeabilidade hidráulica da membrana e o potencial de recuperação após a limpeza química.

5.1 CARACTERIZAÇÃO DA ÁGUA CINZA, DO EFLUENTE DO REATOR COM LEITO MÓVEL DE BIOFILME, DA MEMBRANA E A EFICIÊNCIA DE REMOÇÃO

5.1.1 Caracterização da AC

O resumo estatístico descritivo das concentrações dos parâmetros físico-químicos e microbiológicos analisados na água cinza bruta são apresentados na Tabela 8, que contempla o número de amostras (n°) e a frequência de análise (F), média (M), mediana (Med.), desvio padrão (DP), valor mínimo (Mín.), valor máximo (Máx.).

Tabela 8: Valores médios das características físico-químicas e microbiológica da AC.

Parâmetros/Unidade	F	n°	M	Med.	DP	Mín.	Máx.
Alcalinidade (mgCaCO ₃ .L ⁻¹)	S	10	31,7	29,0	9,9	19,5	51,5
pH	D	46	7,2	7,2	0,4	6,2	8,1
DBO _{5,20} (mgO ₂ .L ⁻¹)	S	10	78,5	75,0	23,8	50,0	120,0
DQO (mgO ₂ .L ⁻¹)	D	46	147,2	128,8	58,8	41,8	298,0
DQO _{filtrada} (mgO ₂ .L ⁻¹)	D	46	70,2	61,7	29,8	19,2	151,8
Turbidez (NTU)	D	46	53,3	50,8	16,5	28,6	94,9
ST (mgST.L ⁻¹)	S	10	495,5	477,5	91,7	385,0	655,0
SST (mgSST.L ⁻¹)	S	10	47,5	46,0	8,51	37,0	61,5
Sulfato (mgSO ₄ ²⁻ .L ⁻¹)	S	10	41,6	42,6	15,4	20,9	59,7
Sulfeto (mgS ²⁻ .L ⁻¹)	S	10	27,2	26,9	11,9	14,3	39,5
Coliformes Tot. (NMP/100ml x10 ⁷)	S	10	7,6	7,5	2,1	4,1	11,6

Fonte: Produzido pelo autor.

Nota: H = horária, D = diária e S = semanal, são frequências amostrais (F).

A AC bruta, de forma geral apresentaram resultados com discrepância moderada, sendo evidenciada pelos valores do DP que variaram em torno de 20% do valor da concentração média, com exceção do parâmetro pH.

Alguns autores apresentaram concentrações muito próximas aos valores encontrados nesta pesquisa, a Tabela 9 apresenta esses dados.

Knupp (2013), caracterizou a água cinza no Núcleo Água com as mesmas fontes geradoras e encontrou valores médios para os parâmetros turbidez de 50,9 NTU e SST de 44,8 mgSST.L⁻¹ que foram próximos aos encontrados nesta pesquisa com 53,3 NTU para turbidez e 47,5 mgSST.L⁻¹. Já Friedler et al., (2005), caracterizaram a água cinza gerada em alojamento de estudantes e os valores encontrados para turbidez e SST foram 33 NTU e 43 mgSST.L⁻¹, respectivamente, sendo menores do que nesta pesquisa.

Atasoy et al., (2007), caracterizou a água cinza gerada em 28 apartamentos de um alojamento após o tratamento preliminar e encontrou valor de SST de 48 mgSST.L⁻¹, que é praticamente igual ao valor encontrado nesta pesquisa.

Quando comparados aos valores de DBO (78,5 mgO₂.L⁻¹) e DQO (147,2 mgO₂.L⁻¹), verifica-se que tanto Freitas (2015) como Friedler et al., (2005), encontraram valores próximos aos desta pesquisa, sendo 74,1 mgO₂.L⁻¹ e 59 mgO₂.L⁻¹ para DBO e 163,3 mgO₂.L⁻¹ e 158 mgO₂.L⁻¹ para DQO, respectivamente.

Estas variações podem ser explicadas devido as diferentes quantidades de produtos de higiene pessoal e a frequência de uso de cada fonte geradora utilizada na produção de água cinza em cada estudo.

A Tabela 9 apresenta as características físico-químicas e microbiológica da água cinza encontrada por mais alguns autores.

Tabela 9: Características físico-químicas e microbiológica da AC bruta obtida nesta pesquisa comparadas com outros estudos.

Parâmetros / Unidade	Esta Pesquisa	Bani-Melhem (2015) ¹	Freitas (2015)*	Dell'Uomo (2014)	Knupp (2013)*	Valentina (2009)*	Atasoy et al., (2007) ²	Friedler et al., (2005) ³	Bazzarella (2005)*
Alcalinidade (mgCaCO ₃ .L ⁻¹)	31,7	-	41,2	-	59,7	-	-	-	66,8
pH	7,2	6,9	8,4	8,2	9,0	7,8	7,1	-	8,14
DBO _{5,20} (mgO ₂ .L ⁻¹)	78,5	-	74,1	212	44,1	106	90	59	204,6
DQO (mgO ₂ .L ⁻¹)	147,2	356	163,3	379	183,4	237	245	158	585,3
DQO _{filtrada} (mgO ₂ .L ⁻¹)	70,2	-	-	-	-	-	177	110	-
Turbidez (NTU)	53,3	80	23,8	151	50,9	73	-	33	108,4
ST (mgST.L ⁻¹)	495,5	-	-	-	-	-	-	-	647
SST (mgSST.L ⁻¹)	47,5	34	31,7	119	44,8	78	48	43	100,6
Sulfato (mgSO ₄ ²⁻ .L ⁻¹)	41,6	-	-	-	60,1	-	-	-	211,1
Sulfeto (mgS ²⁻ .L ⁻¹)	27,2	-	-	-	1,7	-	-	-	0,37
Coliformes Totais (NMP/100ml)	7,6 x 10 ⁷	4,4 x 10 ⁵	-	10 ⁷	2,2 x 10 ⁴	4,36 x 10 ³	1,36 x 10 ⁴	5,6 x 10 ⁵	3,96 x 10 ⁴

Fonte: Produzido pelo autor.

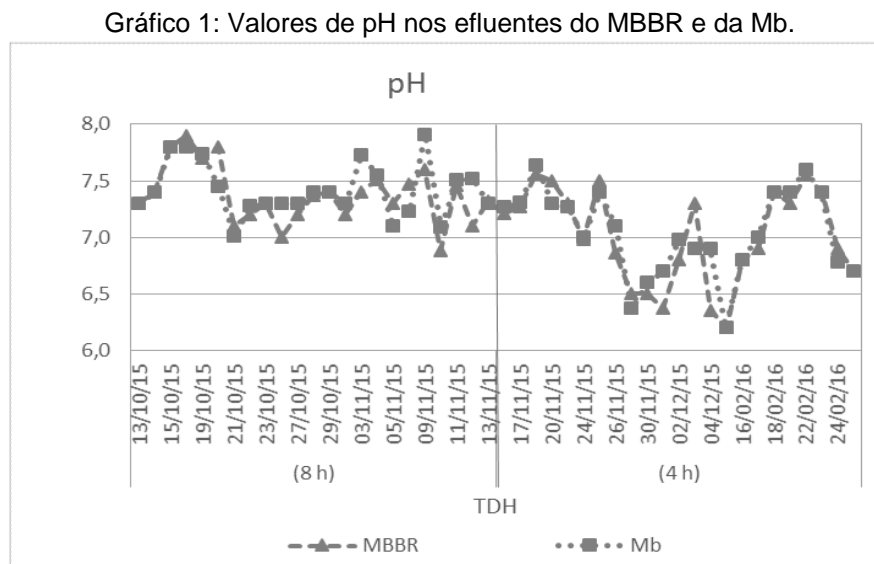
Nota: (*) Pesquisas realizadas no Núcleo Água. (1) A fonte de AC foi atividades de limpeza e lavatórios; (2) todas as fontes geradoras de AC de uma residência (3) não especificado a fonte geradora de AC.

5.1.2 Caracterização do efluente e a eficiência de remoção do reator com leito móvel de biofilme e da membrana

As concentrações dos parâmetros físico-químicos e microbiológico analisadas no efluente do reator com leito móvel de biofilme (MBBR) e da membrana (Mb), para ambos TDH estudados, são apresentados por meio de gráficos de série histórica (Gráfico 1 ao Gráfico 10). O resumo estatístico descritivo das concentrações encontradas no efluente do MBBR e da Mb, para o TDH 8h e TDH 4h, são apresentados no Apêndice A.

Os resultados da eficiência de remoção desta pesquisa são comparados aos obtidos em outros estudos. Entretanto, devido à ausência publicação de literatura especializada com resultados de tratamento para o sistema MBBMR nas condições semelhantes deste estudo, ou seja, reator anaeróbio com leito móvel e membrana externa, os resultados obtidos desta pesquisa foram confrontados a situações parecidas.

O Gráfico 1 apresenta a variação do pH nos efluentes do MBBR e da Mb ao longo deste experimento.



Fonte: Produzido pelo autor.

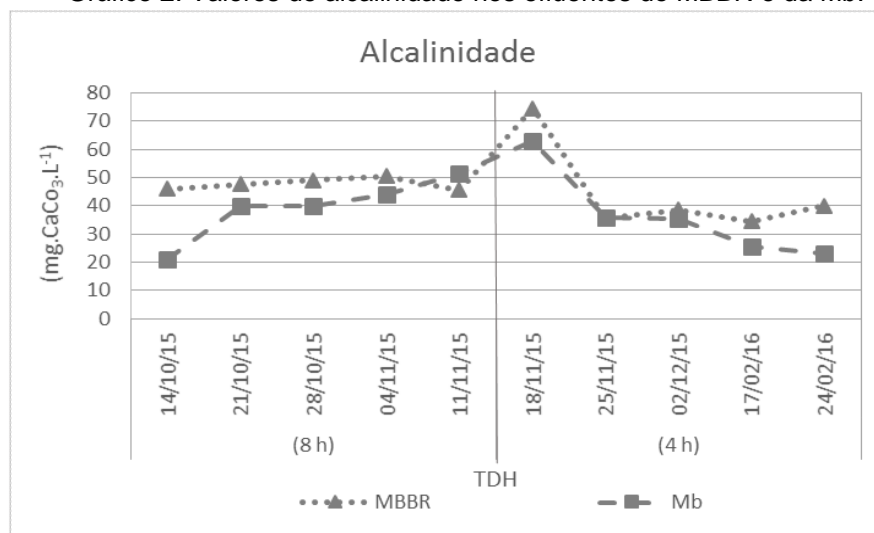
O pH do efluente depende basicamente do pH da AC, que por sua vez é relacionado ao pH da água de abastecimento e os produtos químicos utilizados, como: sabão em

pó, amaciantes, shampoos e outros. O valor do pH encontrado no efluente do MBBR apresentou valor médio de $7,4 \pm 0,26$ (TDH 8h) e $7,0 \pm 0,43$ (TDH 4h). O efluente da Mb apresentou valores bem próximos ao efluente do MBBR. Visto que o pH médio da AC foi 7,2 nota-se que a alteração do valor do pH foi de ordem decimal, mantendo-se neutro.

Nicolaidis e Vyrides (2014), estudando a performance operacional de um sistema de tratamento composto por biorreator com membrana submersa aerada, como o tratamento de água cinza oriunda da lavanderia de um hotel, registrou uma redução de ordem decimal no valor do pH, de 7,7 para 7,5.

Os valores da alcalinidade ao longo deste estudo são apresentados no Gráfico 2.

Gráfico 2: Valores de alcalinidade nos efluentes do MBBR e da Mb.



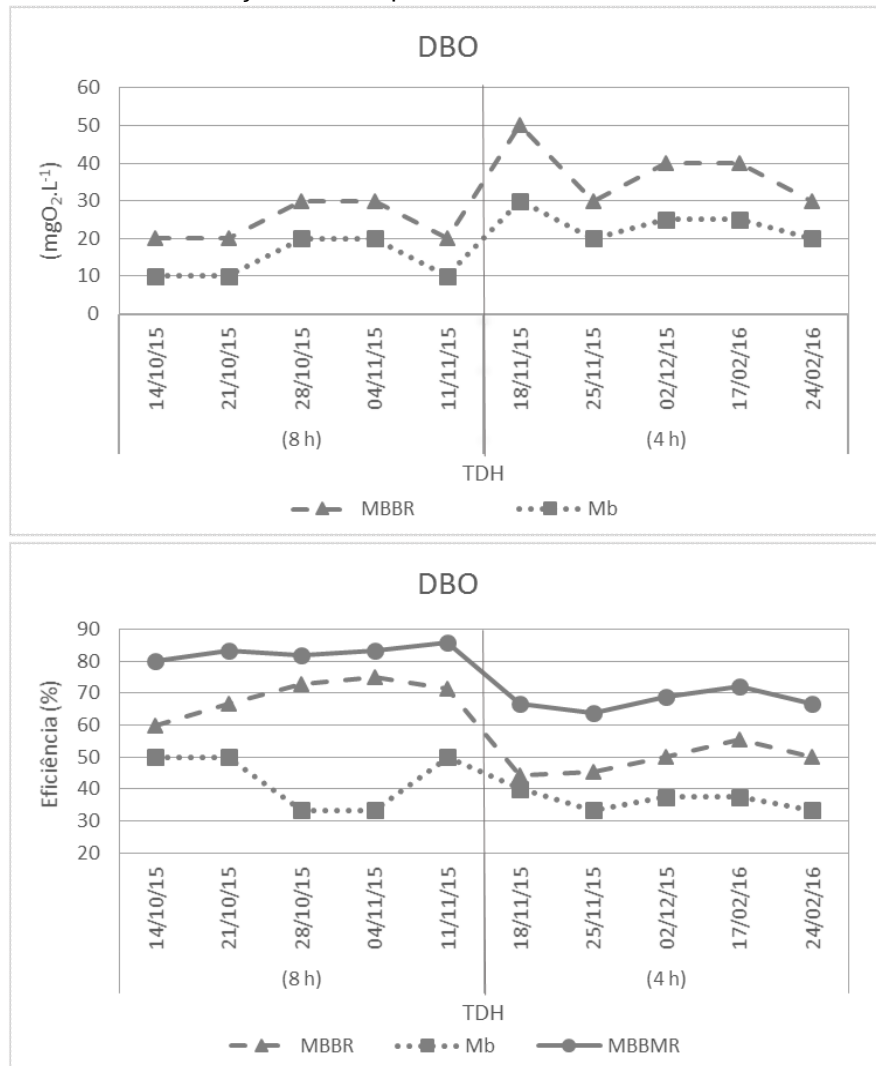
Fonte: Produzido pelo autor.

Os valores médios de alcalinidade encontrados no efluente do MBBR e da Mb foram $47,4 \text{ mgCaCO}_3.\text{L}^{-1}$ e $39,3 \text{ mgCaCO}_3.\text{L}^{-1}$ (para o TDH 8h), e $44,6 \text{ mgCaCO}_3.\text{L}^{-1}$ e $36,6 \text{ mgCaCO}_3.\text{L}^{-1}$ (para o TDH 4h), respectivamente. Nota-se que com a redução do TDH os valores de alcalinidade também reduziram, com exceção da amostragem realizada no dia 18/11/2015, onde foram encontrados os maiores valores alcalinidade no efluente do MBBR e na Mb, sendo $74,5 \text{ mgCaCO}_3.\text{L}^{-1}$ e $63,0 \text{ mgCaCO}_3.\text{L}^{-1}$, respectivamente. Nesta data lavaram-se os panos utilizados na limpeza do piso das salas de aula do Núcleo Água, assim esta alteração no valor da alcalinidade pode ser

explicada devido à presença dos produtos químicos nos panos utilizados na limpeza, que, geralmente, são alcalinos.

Este fato também justifica os maiores valores de DBO terem sido encontrados nos efluentes do MBBR e da Mb na referida data (Gráfico 3).

Gráfico 3: Concentração de DBO nos efluentes do MBBR e da Mb e a eficiência de remoção dos componentes e do sistema de tratamento.



Fonte: Produzido pelo autor.

As concentrações médias dos parâmetros DBO nos efluentes do MBBR e da Mb, aumentaram com a redução do TDH, passando da concentração média de 24 mgO₂.L⁻¹ para 38 mgO₂.L⁻¹ no efluente do MBBR e de 14 mgO₂.L⁻¹ para 24 mgO₂.L⁻¹ no efluente da Mb, respectivamente. Se excluir o valor de DBO amostrado no dia

18/11/2015, ainda assim se percebe um aumento em torno de 40% na concentração média de DBO no efluente com a redução do TDH.

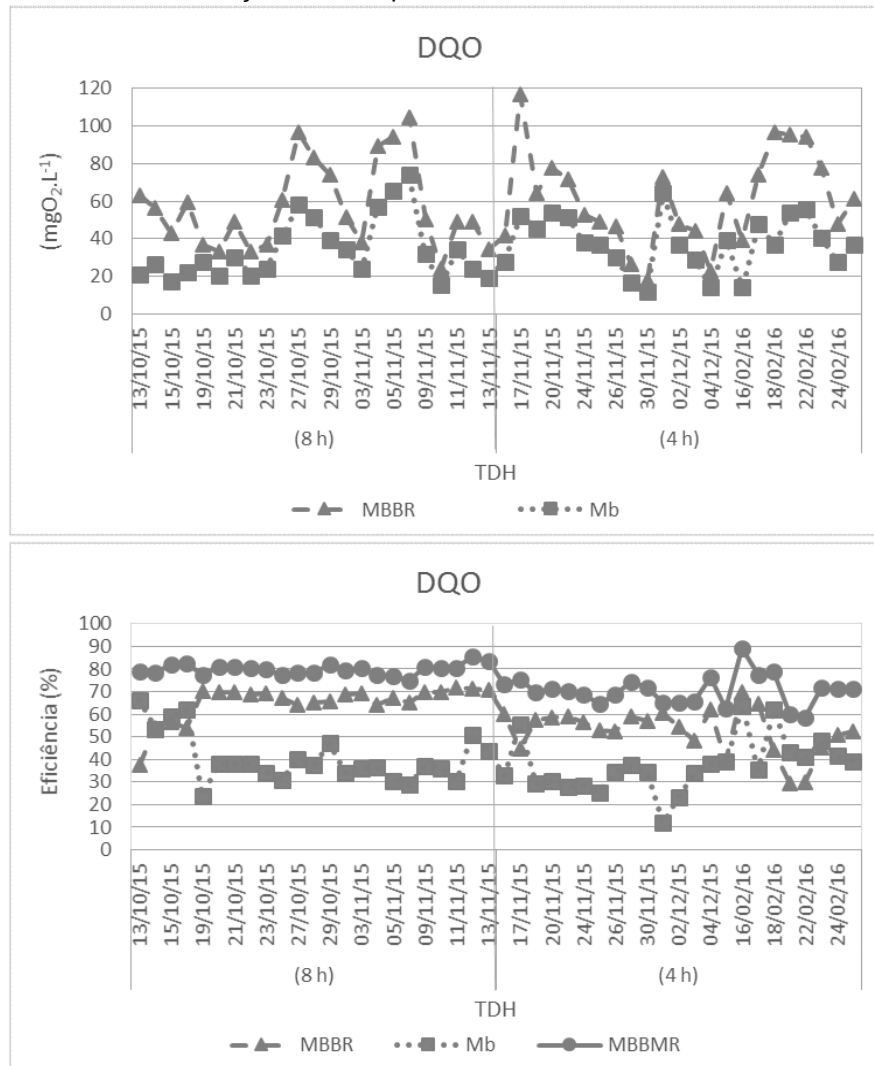
Verifica-se, quanto à eficiência de remoção do MBBR e da Mb, que houve uma redução com a diminuição do TDH, de 69,2 % para 49,1% no MBBR e de 43,3% para 36,4% na Mb. Desta forma, pode-se inferir que o sistema de tratamento apresenta maior remoção de DBO com o TDH de 8h. Quando verificado a eficiência remoção de DBO total do sistema de tratamento (MBBMR) notou-se que operando com o TDH de 8h (82,8%) o sistema apresentou melhor desempenho do que operando com o TDH de 4h (67,6%).

Jaborinig e Favero (2013), estudando o tratamento de água cinza clara pelo sistema de biorreator com leito móvel de biofilme, com membrana submersa com poros de 0,2 μm e sistema de controle de *fouling* realizado através da retrolavagem e microbolhas de ar entorno da membrana no fundo o biorreator, encontrou a eficiência de remoção de DBO de 95%.

Martín-Pascual et al., (2014), no estudo verificando a influência do TDH no desempenho do tratamento de água residuária por meio de biorreator com leito móvel de biofilme realizado em Granada, na Espanha, utilizando microbolhas de ar no fundo do biorreator para controle de *fouling* e com membrana de ultrafiltração com porosidade nominal de 0,04 μm , encontrou eficiência de remoção de DBO de 94,4% para um TDH de 10h e 97,7% para o TDH 24 h.

A concentração de DQO encontrada nas análises dos efluentes do MBBR e da Mb e a eficiência de remoção deste parâmetro são apresentadas no Gráfico 4.

Gráfico 4: Concentração de DQO nos efluentes do MBBR e da Mb e a eficiência de remoção dos componentes e do sistema de tratamento.



Fonte: Produzido pelo autor.

Com a redução do TDH a concentração média de DQO no MBBR aumentou de 56,9 mgO₂.L⁻¹ para 61,2 mgO₂.L⁻¹ e na Mb de 34 mgO₂.L⁻¹ para 37,6 mgO₂.L⁻¹. Ressalta-se que na média da concentração de DQO não foi inserido o valor analisado no dia 18/11/2015, pois a concentração encontrada estava muito discrepante das demais (218 mgO₂.L⁻¹ no MBBR e 136 mgO₂.L⁻¹ no Mb) devido ao fato ocorrido na geração de AC já relatado no item da alcalinidade. Além disso, nesta data o biorreator estava entrando em regime permanente devido a redução do TDH de 8h para 4h.

Quanto a eficiência de remoção deste parâmetro, nota-se que com a redução do TDH houve maior diminuição no MBBR (65,2% para 52,5%) do que na Mb (40,5% para 37,3%). Quando verificado a média da eficiência de remoção de DQO do sistema de

tratamento (MBBMR), nota-se que o sistema operando com o TDH 8h obteve-se maior eficiência (79,9%) do que com TDH 4h (70,5%). Nota-se ainda na operação com o TDH 8h que o sistema foi bastante eficiente na remoção da matéria carbonácea quando comparado com outros sistemas.

Dell'Uomo (2014) estudando o desempenho do tratamento de água cinza clara através de membrana de microfiltração, em escala de bancada, e utilizando membrana de fibra oca com módulo externo, também fabricada pela PAM Membranas, obteve eficiência de remoção de DQO de 32,82%.

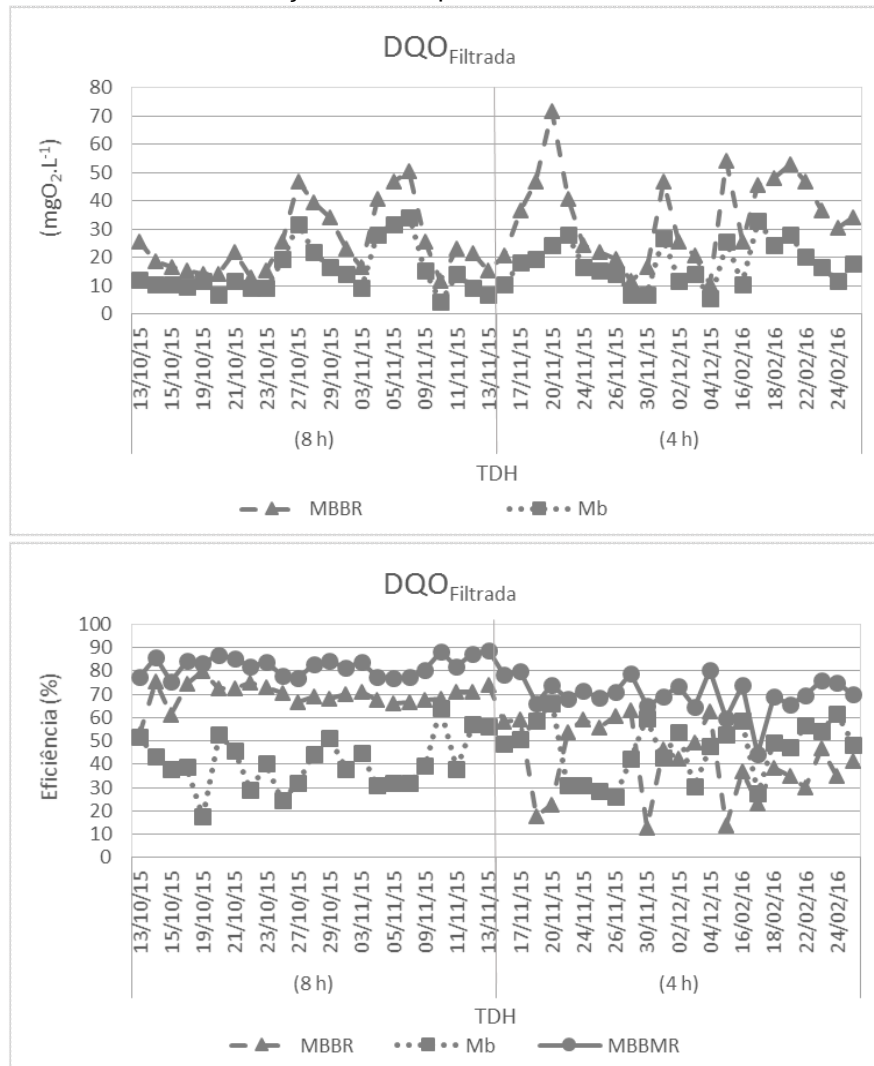
Martín-Pascual et al., (2014), em seu estudo trabalharam com o TDH de 24h e 10h, e obtiveram a eficiência de remoção de DQO de 93,4% e 87,2%, respectivamente. Já Jabornig e Favero (2013), em sua pesquisa encontraram eficiência de remoção de DQO de 64%.

A performance operacional de um sistema de tratamento composto por biorreator com membrana submersa, precedido da etapa pré-tratamento e tanque de equalização, foi estudada por Nicolaidis e Vyrides (2014), como o tratamento de água cinza oriunda da lavanderia de um hotel. No estudo, o biorreator operou a um TDH de 8h e a membrana de microfiltração utilizada teve porosidade média de 0,4 μm , porém o controle de *fouling* foi realizado por meio de microbolhas de ar na superfície da membrana a uma taxa de 48 $\text{m}^3.\text{h}^{-1}$. Estes autores obtiveram uma eficiência de remoção de DQO de 74,7%.

Usando membrana de microfiltração com fibra oca de tamanho médio dos poros de 20 a 40 μm com módulo externo e fluxo tangencial, como pós-tratamento de lagoa com condição anóxica para águas residuárias, Al-Malack et al., (1998), obteve 40% de eficiência para remoção de DQO.

O Gráfico 5 apresenta os valores de DQO filtrada no efluente do MBBR e da Mb e a eficiência de remoção deste parâmetro.

Gráfico 5: Concentração de DQO filtrada nos efluentes do MBBR e da Mb e a eficiência de remoção dos componentes e do sistema de tratamento.



Fonte: Produzido pelo autor.

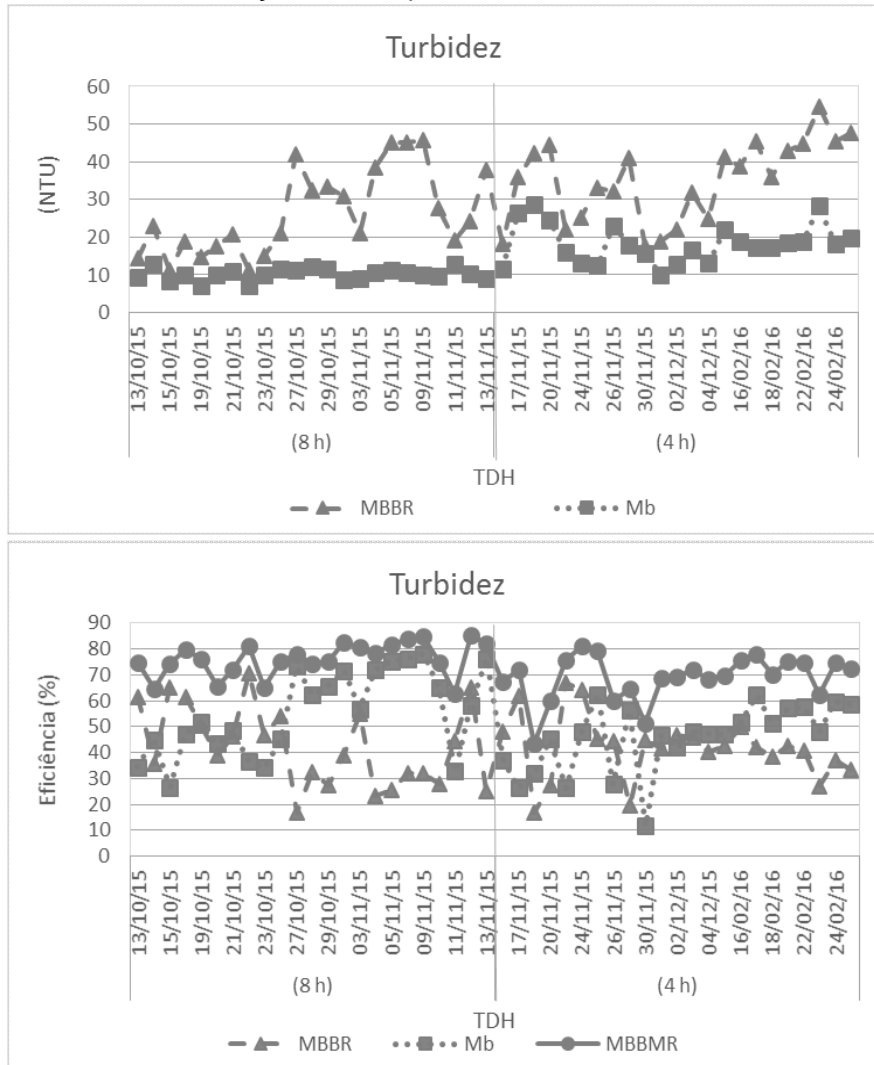
A concentração média da DQO filtrada nos efluentes do MBBR e da Mb foi de $25 \text{ mgO}_2\cdot\text{L}^{-1}$ e $15,1 \text{ mgO}_2\cdot\text{L}^{-1}$ (TDH 8h) e $34,3 \text{ mgO}_2\cdot\text{L}^{-1}$ e $17,7 \text{ mgO}_2\cdot\text{L}^{-1}$ (TDH 4h), respectivamente. Nota-se que com a redução do TDH as concentrações de DQO filtrada aumentaram nos efluentes.

Friedler et al., (2005), encontraram valores de DQO filtrada de $40 \text{ mgO}_2\cdot\text{L}^{-1}$ no efluente de água cinza tratada através de filtro biológico rotativo e filtro de areia.

Verificando-se a eficiência de remoção do sistema de tratamento MBBMR para este parâmetro, nota-se que houve redução na eficiência de remoção de 82,3% para 70,1% com a diminuição do TDH.

O Gráfico 6 mostra a variação da turbidez nos efluentes do MBBR e da Mb ao longo deste experimento.

Gráfico 6: Concentração de Turbidez nos efluentes do MBBR e da Mb e a eficiência de remoção dos componentes e do sistema de tratamento.



Fonte: Produzido pelo autor.

Os valores médios de turbidez encontrados no efluente do MBBR e da Mb foram 28,6 NTU e 10,2 NTU (TDH 8h) e 35,7 NTU e 18,3 NTU (TDH 4h), respectivamente. Nota-se que com a redução do TDH os valores médios da turbidez aumentaram nos efluentes do MBBR e da Mb. Ressalta-se que na média da concentração de turbidez não foi inserido o valor analisado no dia 18/11/2015, pois a concentração encontrada estava muito discrepante das demais (96 NTU no MBBR e 51 NTU no Mb) devido ao fato ocorrido na geração de AC já relatado no item da alcalinidade.

A eficiência de remoção de turbidez no MBBR reduziu de 47,5% para 42% e na Mb de 55,5 para 45,7% com a diminuição do TDH, sendo que a eficiência média de remoção no MBBMR também reduziu de 76,2% para 69%. Esta redução da eficiência do sistema MBBMR pode estar relacionada à retrolavagem do sistema (conforme apresentado no item 5.3), pois com a redução do TDH aumentou os valores de SST no módulo da membrana uma vez que os valores médios de SST no MBBR passaram de 25,4 mg SST.L⁻¹ para 37,4 mg SST.L⁻¹ e, conseqüentemente, aumentou a turbidez no efluente do biorreator, mas a frequência e a duração da retrolavagem foi mantida. Desta forma, com o aumento das partículas na membrana e no efluente, pode ter ocasionado um aumento da turbidez no efluente final. Outro fator que pode ter implicado no aumento da turbidez nos efluentes com a redução do TDH é o aumento da vazão do biorreator (de 10 L.h⁻¹ para 20 L.h⁻¹) e, conseqüentemente, da taxa de escoamento superficial (TES) (de 0,5 l/m².h para 1,0 l/m².h), ambos valores dobram, o que pode ter aumentado o carreamento de sólidos do biorreator para membrana.

Dell'Uomo (2014), no seu estudo em escala de bancada do tratamento de água cinza clara através de membrana de microfiltração de fibra oca com módulo externo, também fabricada pela PAM Membranas, obteve eficiência de turbidez de 99,89%.

Nicolaidis e Vyrides (2014), estudando a performance operacional de um sistema de tratamento composto por biorreator operando a um TDH de 8h com membrana submersa porosidade média de 0,4 µm, precedido da etapa pré-tratamento e tanque de equalização, como o tratamento de água cinza oriunda da lavanderia de um hotel, obtiveram uma eficiência de remoção de turbidez de 99,5%.

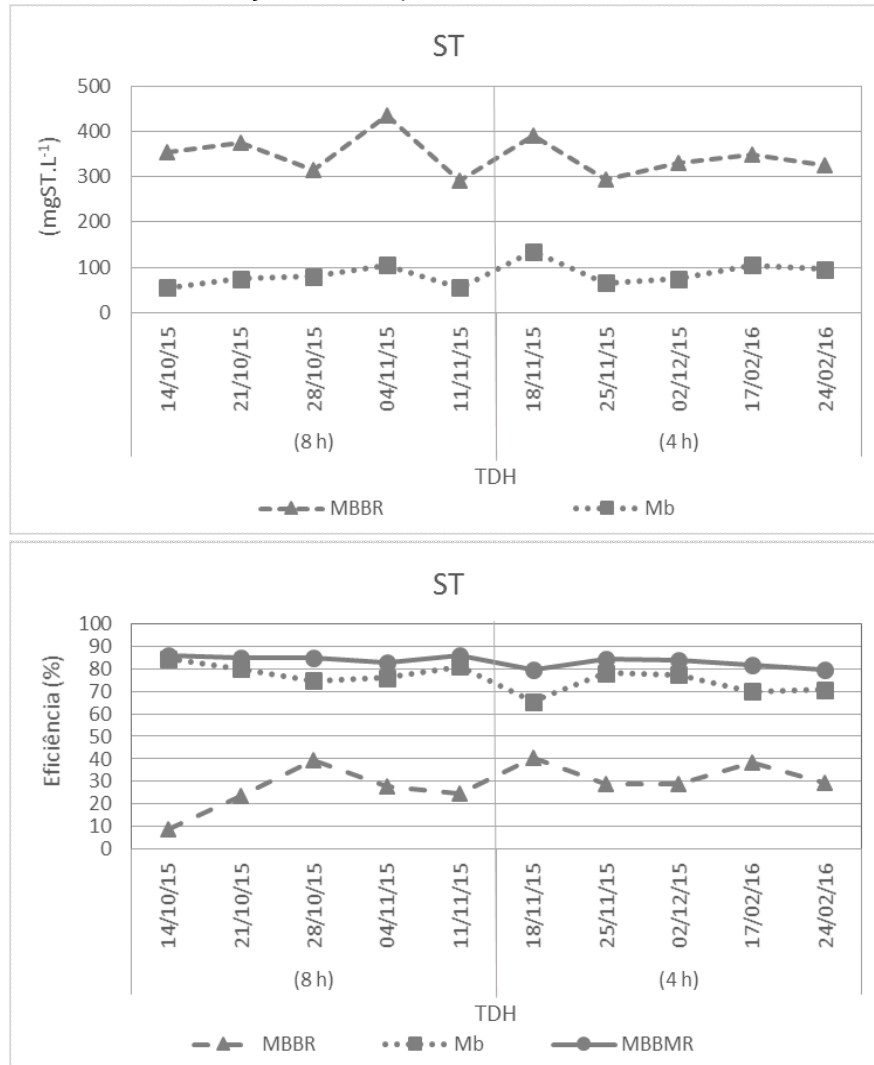
Jabornig e Favero (2013), em seu trabalho com tratamento de água cinza clara pelo sistema de biorreator com leito móvel de biofilme e membrana submersa com poros de 0,2 µm encontraram uma eficiência de remoção de turbidez de 99%.

Usando membrana de microfiltração com módulo externo com fibra oca de tamanho médio dos poros de 20 a 40 µm, como pós-tratamento de lagoa com condição anóxica para águas residuárias, Al-Malack et al., (1998), obteve 95% de eficiência para remoção de turbidez.

Esses estudos comprovaram a eficiência de biorreatores com membranas na remoção deste parâmetro, pois uma das vantagens da utilização de membranas é a separação de substâncias de diferentes propriedades, conforme exposto no item 3.4.3.

A variação de sólidos totais (ST) no efluente do MBBR e da Mb e a eficiência de remoção deste parâmetro por estes componentes são mostrados no Gráfico 7.

Gráfico 7: Concentração de ST nos efluentes do MBBR e da Mb e a eficiência de remoção dos componentes e do sistema de tratamento.



Fonte: Produzido pelo autor.

Nota-se no Gráfico 7 que a concentração de ST no efluente do MBBR e da Mb aumentaram com a redução do TDH, passando da concentração média de 354 mgST.L⁻¹ para 438 mgST.L⁻¹ no MBBR e na Mb da concentração média de 74 mgST.L⁻¹ para 95 mgST.L⁻¹.

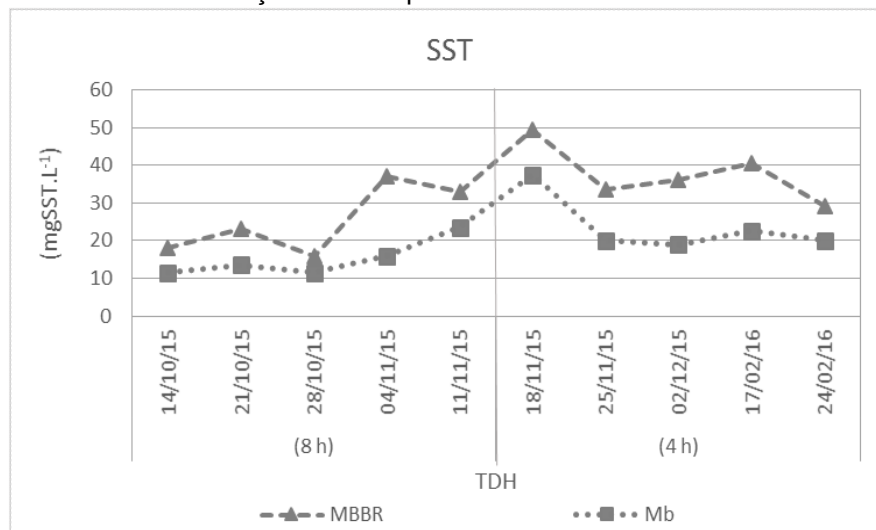
Este aumento de concentração não foi absorvido pelo sistema MBBMR e a eficiência média de remoção reduziu 3% com a diminuição do TDH (de 84,7% para 81,7%), sendo que no MBBR reduziu de 34,9% para 33,3% e na Mb de 79,3% para 72,2%.

Conforme mencionado anteriormente, esta redução da eficiência do sistema MBBMR pode estar relacionada à retrolavagem do sistema, pois com a redução do TDH aumentou a concentração de ST no efluente do reator e, conseqüentemente, no módulo da Mb, uma vez que a frequência e a duração da retrolavagem foram mantidas. Outro fator que pode ter implicado no aumento da concentração de sólidos nos efluentes com a redução do TDH é o aumento da vazão do biorreator (de 10 L.h⁻¹ para 20 L.h⁻¹) e, conseqüentemente, da taxa de escoamento superficial (TES) (de 0,5 l/m².h para 1,0 l/m².h), ambos valores dobram, o que pode ter aumentado o carregamento de sólidos do biorreator para membrana.

Nicolaidis e Vyrides (2014), estudando a performance operacional de um sistema de tratamento composto por biorreator operando a um TDH 8h com membrana submersa com porosidade média de 0,4 µm no tratamento de água cinza oriunda da lavanderia de um hotel, obtiveram uma eficiência de remoção para este parâmetro de 98,7%.

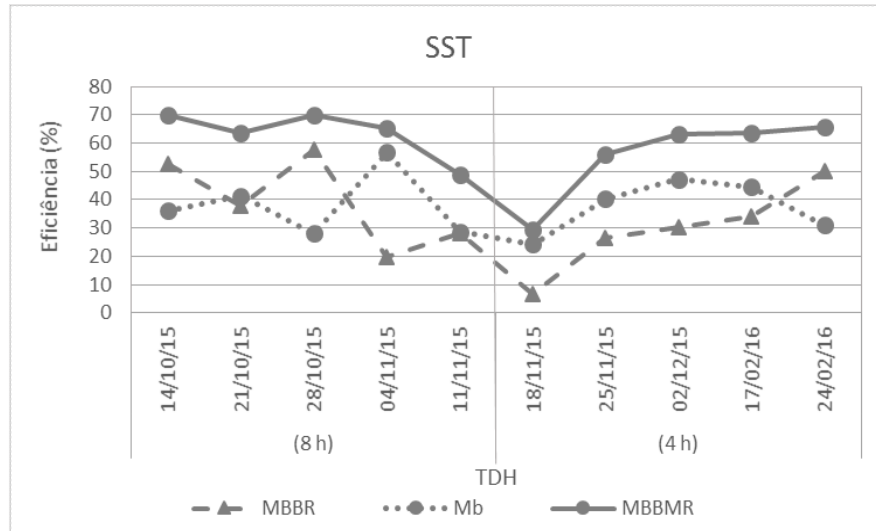
O Gráfico 8 apresenta a série histórica da concentração de sólidos suspensos totais (SST) ao longo desta pesquisa.

Gráfico 8: Concentração de SST nos efluentes do MBBR e da Mb e a eficiência de remoção dos componentes e do sistema de tratamento.



(Continua)

Gráfico 8 (Continuação): Concentração de SST nos efluentes do MBBR e da Mb e a eficiência de remoção dos componentes e do sistema de tratamento.



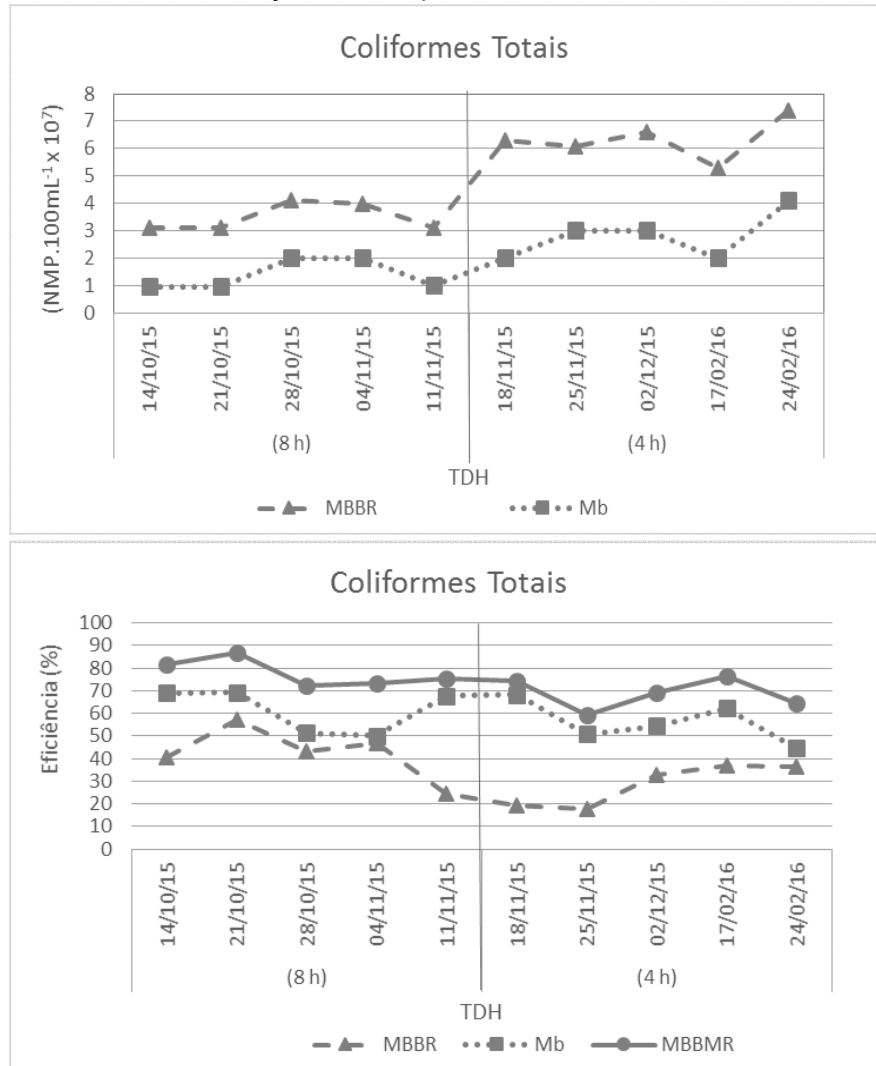
Fonte: Produzido pelo autor.

Nota-se, pelo Gráfico 8, que os SST mantiveram o mesmo comportamento dos ST, ou seja, aumentou a concentração média de SST no efluente do MBBR de 25,4 mgSST.L⁻¹ para 37,7 mgSST.L⁻¹ e da Mb de 15,2 mgSST.L⁻¹ para 23,6 mgSST.L⁻¹ e, conseqüentemente, reduzindo a eficiência de remoção do sistema de tratamento MBBMR de 63,4% para 55,5%. Com a redução do TDH para 4h, a eficiência do MBBR caiu de 39,2% para 29,4% e da Mb de 38,3% para 37,5%. As maiores concentrações de SST no efluente da MBBR e da Mb foram obtidas na análise realizada no dia 18/11/2105, data que foi registrado a lavagem dos panos utilizados na limpeza do piso das salas de aula do Núcleo Água, um dos fatores que elevaram a concentração de SST. Além disso, conforme exposto no item turbidez e ST, com a redução do TDH aumentou-se a vazão do biorreator (de 10 L.h⁻¹ para 20 L.h⁻¹) e, conseqüentemente, a TES (de 0,5 l/m².h para 1,0 l/m².h), ambos valores dobram, o que pode ter aumentado o carreamento de sólidos do biorreator para membrana e a retrolavagem não ter absorvido esta alteração de valores, uma vez que, a frequência e a duração desta foram mantidas. Contudo, ainda que desconsiderar os valores SST obtidos nesta data, o MBBMR também apresenta melhor eficiência de remoção no TDH maior.

Jabornig e Favero (2013), em seu trabalho com tratamento de água cinza clara pelo sistema de biorreator com leito móvel de biofilme e membrana submersa com poros de 0,2 µm encontrou a eficiência de remoção de SST de 98%.

A variação de coliformes totais no efluente do MBBR e da Mb e a eficiência de remoção deste parâmetro por estes componentes são mostrados no Gráfico 9.

Gráfico 9: Valores de coliformes totais nos efluentes do MBBR e da Mb e a eficiência de remoção dos componentes e do sistema de tratamento.



Fonte: Produzido pelo autor.

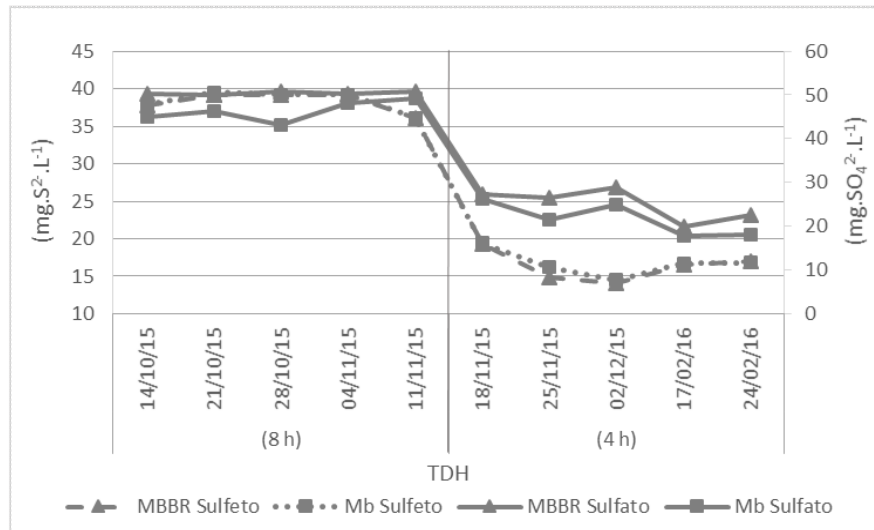
Nota-se, pelo Gráfico 9, que a redução do TDH aumentou a presença coliforme totais no efluente do MBBR ($3,48 \times 10^7$ NMP/100mL para $6,34 \times 10^7$ NMP/100mL) e da Mb ($1,38 \times 10^7$ NMP/100mL para $2,82 \times 10^7$ NMP/100mL).

A eficiência de remoção de coliformes totais no MBBR também reduziu com a diminuição do TDH de 77,9% para 68,8%, sendo a redução o MBBR de 42,4% para 28,5% e na Mb de 69% para 56,1%. No entanto, nota-se ainda que houve presença de NNP no efluente da Mb. De acordo com o fabricante da membrana o tamanho

médio dos poros é 0,4 μm , mas a literatura especializada indica que o tamanho dos poros da membrana de microfiltração está na faixa de 0,1 μm a 1 μm , conforme exposto no item 3.5.1. Neste tamanho de poro é possível a passagens de bactérias do grupo coliformes através da membrana. Após a passagem do efluente pela Mb não houve uma etapa de desinfecção no sistema MBBMR, por isso a eficiência de remoção do sistema MBBR para coliformes não foi máxima.

As concentrações de sulfato e sulfeto no efluente do MBBR e da Mb apresentaram comportamento semelhantes, conforme mostra a série histórica no Gráfico 10.

Gráfico 10: Concentração de Sulfato e Sulfeto nos efluentes do MBBR e da Mb.



Fonte: Produzido pelo autor.

As concentrações médias de sulfeto no efluente do MBBR e da Mb foram 38,3 $\text{mgS}^{2-} \cdot \text{L}^{-1}$ e 38,4 $\text{mgS}^{2-} \cdot \text{L}^{-1}$ (TDH 8h), e 16,4 $\text{mgS}^{2-} \cdot \text{L}^{-1}$ e 16,7 $\text{mgS}^{2-} \cdot \text{L}^{-1}$ (TDH 4h), respectivamente. Já a concentração média de sulfato no efluente do MBBR e da Mb foram de 50,4 $\text{mgSO}_4^{2-} \cdot \text{L}^{-1}$ e 46,4 $\text{mgSO}_4^{2-} \cdot \text{L}^{-1}$ (TDH 8h), e 25 $\text{mgSO}_4^{2-} \cdot \text{L}^{-1}$ e para 21,7 $\text{mgSO}_4^{2-} \cdot \text{L}^{-1}$ (TDH 4h), respectivamente. Nota-se, com a redução do TDH houve redução destes parâmetros no efluente, o que pode estar associado a características da AC bruta, visto que a concentração média de sulfato também reduziu a partir da data de diminuição do TDH, passando de 55,8 $\text{mgSO}_4^{2-} \cdot \text{L}^{-1}$ para 27,3 $\text{mgSO}_4^{2-} \cdot \text{L}^{-1}$ (Gráfico 10). No entanto, as concentrações destes parâmetros podem variar em função da concentração de sulfato na AC e das atividades dos microrganismos no

reator, pois em ambientes anaeróbios o sulfato é reduzido a sulfeto durante a oxidação da matéria orgânica. Isto acontece, porque os microrganismos redutores de sulfato possuem a capacidade de utilizar o íon sulfato, na respiração anaeróbia, como acceptor final de elétrons na degradação da matéria orgânica e como resultado excretam para o meio ambiente sulfeto, que em solução, e dependendo do pH do meio, pode passar para a forma não ionizada de sulfeto de hidrogênio (H_2S) (LENS e KUENEN, 2001). O H_2S é um gás tóxico, com odor desagradável e causa corrosão em tubulações metálicas e concreto, como também pode acarretar aumento da DQO no efluente líquido, além de reduzir a qualidade e a quantidade de biogás (LENS et al., 1998).

Para todos os parâmetros analisados, as maiores eficiências de remoção do MBBMR foram durante a operação do MBBR com o TDH 8h, sendo a média de remoção de todos os parâmetros analisados de 78,2%. Com o MBBR operando com o TDH 4h, houve redução na eficiência global do MBBMR, sendo a média da remoção dos parâmetros de 69%. Ressalta-se que após a Mb não houve etapa de desinfecção, portanto, o efluente da Mb é o efluente final do MBBMR.

Quando confrontado a eficiência de remoção global do MBBMR com o de uma estação compacta de tratamento de água cinza (ETAC), composta de tratamento combinado anaeróbio-aeróbio seguido de filtração terciária e desinfecção com cloro, pode-se inferir que o MBBMR apresentou boa eficiência, já que a ETAC apresentou eficiência global de 88% (VALENTINA, 2009) e 94% (BAZZARELLA, 2005), para os parâmetros turbidez, SST, DBO e DQO.

Após o término do período de coleta de dados desta pesquisa o módulo da membrana foi aberto e verificou-se que houve rompimento de algumas fibras oca, portanto, os valores elevados de alguns parâmetros no efluente final, principalmente, turbidez, ST, SST e coliformes totais, podem estar relacionados a este fato. Ressalta-se que após a Mb não houve etapa de desinfecção, portanto, o efluente da Mb é o efluente final do MBBMR. Como houve pequena redução de coliformes totais, indica que este sistema, nas condições em que foram operadas, necessita de uma etapa de desinfecção.

5.1.3 Carga orgânica volumétrica aplicada e carga orgânica volumétrica removida

A estatística descritiva dos valores de COVa para o MBBR e para a Mb está apresentada na Tabela 10 e na Tabela 11, respectivamente.

Tabela 10: Estatística descritiva da carga orgânica volumétrica aplicada ao MBBR.

Parâmetros (Unidade)	MBBR (TDH 8h)					MBBR (TDH 4h)				
	M	Med.	DP	Mín.	Máx.	M	Med.	DP	Mín.	Máx.
DBO ¹ _{5,20} (kg.DBO/m ³ .d)	0,25	0,21	0,09	0,15	0,36	0,45	0,48	0,01	0,33	0,54
DQO ² (kg.DQO/m ³ .d)	0,30	0,33	0,11	0,14	0,52	0,38	0,45	0,27	0,26	0,76
DQO ² _{filtrada} (kg.DQO _{filt.} /m ³ .d)	0,14	0,17	0,09	0,06	0,24	0,26	0,26	0,19	0,12	0,46

Fonte: Produzido pelo autor.

Nota: 1 = nº 5; 2 = nº 23; para cada TDH.

Tabela 11: Estatística descritiva da carga orgânica volumétrica aplicada à Mb.

Parâmetros (Unidade)	Mb (TDH 8h)					Mb (TDH 4h)				
	M	Med.	DP	Mín.	Máx.	M	Med.	DP	Mín.	Máx.
DBO ¹ _{5,20} (kg.DBO/m ³ .d)	0,07	0,06	0,02	0,06	0,09	0,23	0,24	0,05	0,18	0,30
DQO ² (kg.DQO/m ³ .d)	0,17	0,12	0,06	0,05	0,23	0,19	0,24	0,11	0,15	0,35
DQO ² _{filtrada} (kg.DQO _{filt.} /m ³ .d)	0,07	0,06	0,07	0,03	0,15	0,11	0,12	0,10	0,03	0,21

Fonte: Produzido pelo autor.

Nota: 1 = nº 5; 2 = nº 23; para cada TDH.

Pelas Tabelas 10 e 11, nota-se que a medida que reduziu o TDH do MBBR aumentou a COVa nos componentes do sistema de tratamento. Esta situação pode ser explicada por meio da capacidade da digestão da matéria orgânica pelos microrganismos, pois estes possuem a taxa de digestão relacionada ao tempo, implicando diretamente na eficiência do tratamento do reator, o que significa que o biorreator não assimilou o aumento da COVa em um TDH menor. Desta forma, quanto menor o TDH menor foi a eficiência de remoção do biorreator e maior foi a concentração orgânica no efluente.

KNUPP (2013), em seu estudo verificando o desempenho de um sistema composto por filtro anaeróbio (FAn) e *wetland* horizontal no tratamento de água cinza clara, obteve uma eficiência de 29,5% e 81,6% na remoção dos parâmetros DBO e DQO, respectivamente, aplicando no FAn uma COVa⁽¹⁾ de 0,06 kg.DBO/m³.d e 0,25 kg.DQO/m³.d, para o TDH 24h. Ressalta-se que meio suporte para preenchimento do

⁽¹⁾ A COVa foi calculada pelo autor desta pesquisa através dos dados disponíveis em KNUPP (2013).

FAn, utilizado por esta autora, foi o mesmo utilizado nesta pesquisa, porém o volume útil do FAn foi dez vezes maior.

Neste estudo, aplicando no MBBR uma COVa de 0,25 kg.DBO/m³.d e 0,30 kg.DQO/m³.d, com o TDH 8h, obteve-se uma remoção média de 69,2% e 65,2%, para os parâmetros DBO e DQO, respectivamente.

A carga orgânica removida (COVr) foi obtida através do produto da COVa com a eficiência de remoção e a Tabela 12 e a Tabela 13 apresentam a estatística descritiva dos valores COVr no MBBR e na Mb, respectivamente.

Tabela 12: Estatística descritiva da COVr no MBBR.

Parâmetros (Unidade)	MBBR (TDH 8h)					MBBR (TDH 4h)				
	M	Med.	DP	Mín.	Máx.	M	Med.	DP	Mín.	Máx.
DBO ¹ _{5,20} (kg.DBO/m ³ .d)	0,17	0,15	0,08	0,09	0,03	0,22	0,24	0,06	0,15	0,30
DQO ² (kg.DQO/m ³ .d)	0,20	0,19	0,09	0,07	0,40	0,33	0,34	0,13	0,11	0,58
DQO ² _{filtrada} (kg.DQO _{filtr.} /m ³ .d)	0,07	0,09	0,04	0,007	0,16	0,17	0,16	0,07	0,08	0,30

Fonte: Produzido pelo autor.

Nota: 1 = n° 5; 2 = n° 23; para cada TDH.

Tabela 13: Estatística descritiva da COVr na Mb.

Parâmetros (Unidade)	Mb (TDH 8h)					Mb (TDH 4h)				
	M	Med.	DP	Mín.	Máx.	M	Med.	DP	Mín.	Máx.
DBO ¹ _{5,20} (kg.DBO/m ³ .d)	0,03	0,03	0,00	0,03	0,03	0,08	0,09	0,03	0,06	0,12
DQO ² (kg.DQO/m ³ .d)	0,07	0,06	0,03	0,03	0,13	0,08	0,04	0,05	0,01	0,19
DQO ² _{filtrada} (kg.DQO _{filtr.} /m ³ .d)	0,03	0,03	0,01	0,01	0,05	0,05	0,03	0,03	0,02	0,14

Fonte: Produzido pelo autor.

Nota: 1 = n° 5; 2 = n° 23; para cada TDH.

Nota-se nas Tabelas 12 e 13, que a medida que reduziu o TDH de operação do MBBR a COVr aumentou para todos os parâmetros, tanto no MBBR quanto na Mb. Isto ocorreu, devido ao aumento da vazão do biorreator para a redução do TDH e, conseqüentemente, aumentando também a COVa e elevando a COVr de todos os parâmetros analisados.

KNUPP (2013), em seu trabalho apresentou COVr⁽²⁾ para os parâmetros DBO e DQO, de 0,04 kg.DBO/m³.d e 0,2 kg.DQO/m³.d, respectivamente, para o TDH do FAn de

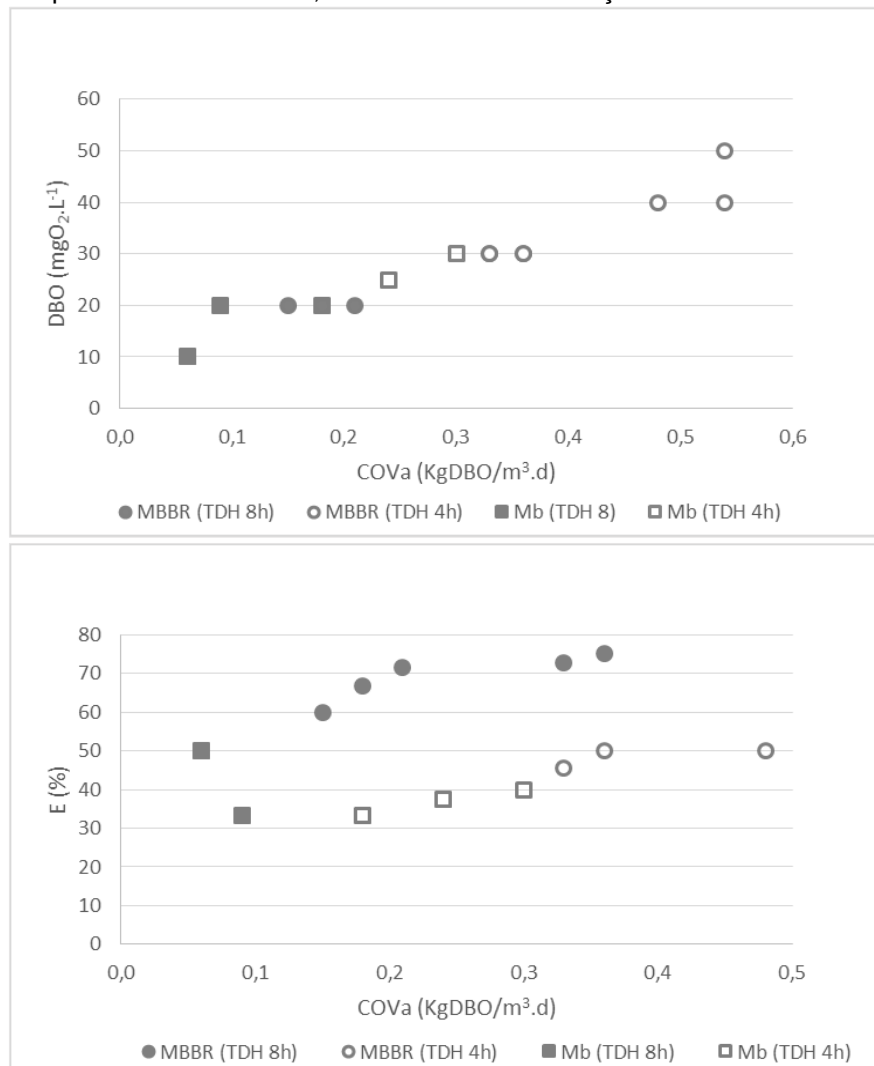
⁽²⁾ A COVr foi calculada pelo autor desta pesquisa através dos dados disponíveis em KNUPP (2013).

24h. Neste estudo, obteve-se COVr de 0,17 kg.DBO/m³.d e 0,2 kg.DQO/m³.d, para os parâmetros DBO e DQO, respectivamente, no MBBR com o TDH de 8h.

Os Gráficos de 12 a 15 mostram a relação da COVa com a concentração de parâmetro no efluente, com eficiência de remoção e com a COVr. No entanto, ressalta-se que quanto menor o TDH menor foi a eficiência de remoção do biorreator e maior foi a concentração no efluente. Então, já que a COVr é o produto da eficiência de remoção pela COVa e que estes foram inversamente proporcionais, pode-se inferir que a COVa aumentou em proporções maiores do que a eficiência de remoção reduziu.

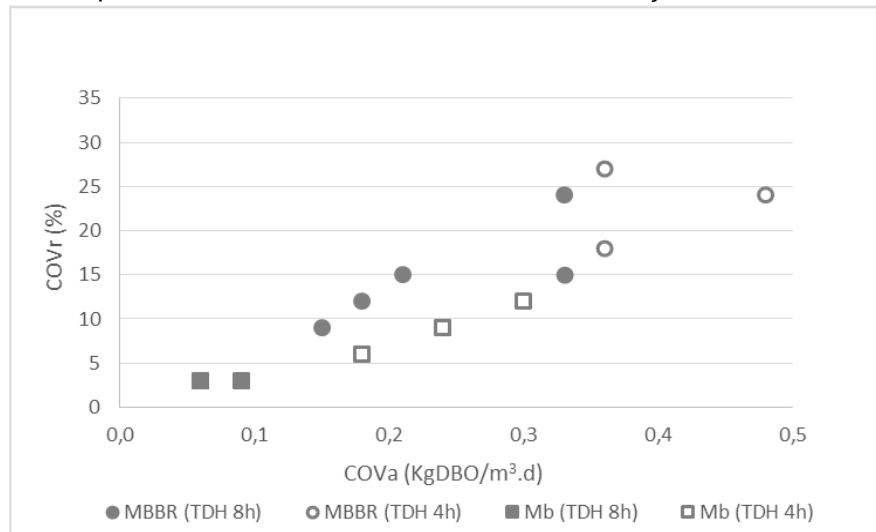
O Gráfico 11 apresenta a relação da COVa de DBO com a concentração deste parâmetro no efluente, com eficiência de remoção e com a COVr.

Gráfico 11: Relação da COVa de DBO com a concentração deste parâmetro no efluente, com eficiência de remoção e com a COVr.



(Continua)

Gráfico 11 (Continuação): Relação da COVa de DBO com a concentração deste parâmetro no efluente, com eficiência de remoção e com a COVr.

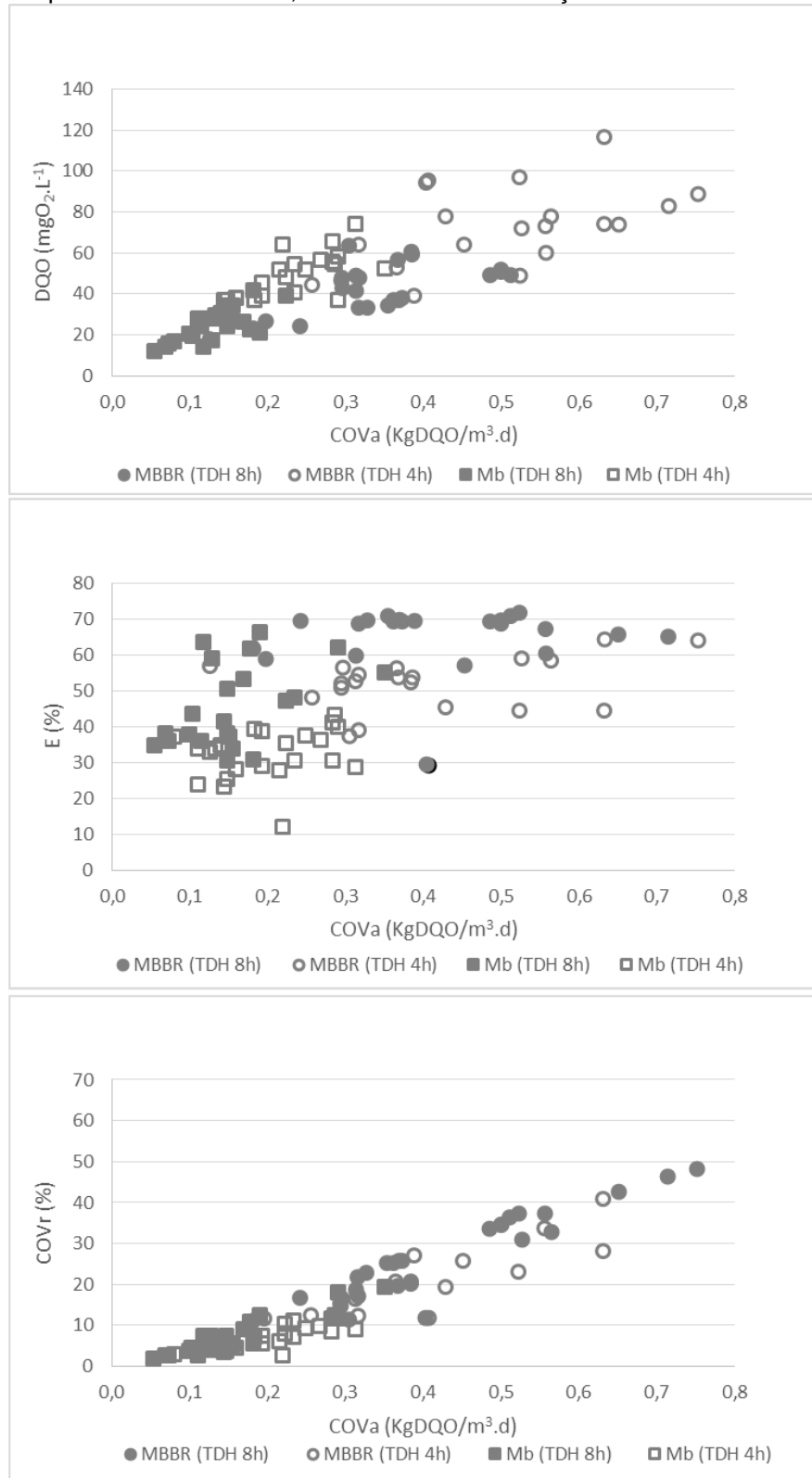


Fonte: Produzido pelo autor.

Nota-se, no Gráfico 11, que o valor médio da COVa de DBO na Mb triplicou com a redução do TDH 8h para 4h, passando de 0,07 kg.DBO/m³.d para 0,23 kg.DBO/m³.d, e no MBBR a COVa de DBO também aumentou com a redução do TDH, passando de 0,25 kg.DBO/m³.d para 0,45 kg.DBO/m³.d, portanto, pode-se inferir que o MBBR não assimilou o aumento da COVa com a redução do TDH. Nota-se ainda, que a partir da redução do TDH, aumentou a COVa no MBBR e na Mb, assim como a concentração deste parâmetro no efluente (descrito no item 5.1.2), porém diminuiu a eficiência de remoção. Com a redução do TDH a COVr de DBO passou de 0,17 kg.DBO/m³.d para 0,22 kg.DBO/m³.d no MBBR e de 0,03 kg.DBO/m³.d para 0,08 kg.DBO/m³.d na Mb.

O Gráfico 12 apresenta a relação da COVa de DQO com a concentração deste parâmetro no efluente, com eficiência de remoção e com a COVr.

Gráfico 12: Relação da COVa de DQO com a concentração deste parâmetro no efluente, com eficiência de remoção e com a COVr.

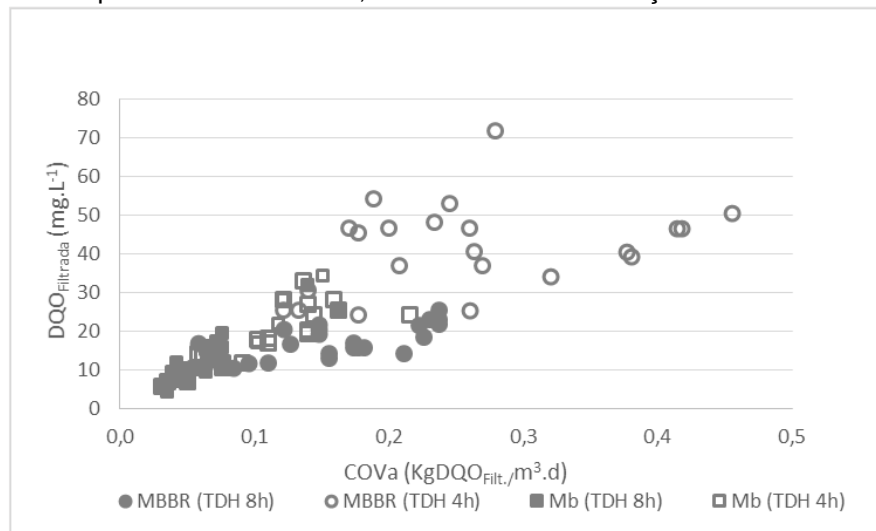


Fonte: Produzido pelo autor.

Pelo Gráfico 12, nota-se que o valor médio da COVa de DQO no MBBR aumentou de 0,30 kg.DQO/m³.d para 0,38 kg.DQO/m³.d com a redução do TDH. Comportamento semelhante ocorreu com o valor médio da COVa na Mb que também aumentou passando de 0,17 kg.DQO/m³.d para 0,19 kg.DQO/m³.d. Tal fato, corrobora com aumento da concentração de DQO nos efluentes do MBBR e da Mb após a redução do TDH, que passou de 56,9 mgO₂.L⁻¹ para 61,2 mgO₂.L⁻¹ e de 34 mgO₂.L⁻¹ para 37,6 mgO₂.L⁻¹, respectivamente. O Gráfico 13 ilustra o comportamento da COVa deste parâmetro em relação a concentração de DQO no efluente, a eficiência de remoção e a COVr. Nota-se, gráfico no, que a partir da redução do TDH, aumentou a COVa aos componentes do sistema de tratamento, bem como a concentração deste parâmetro no efluente (descrito no item 5.1.2), porém diminuiu a eficiência de remoção. Porém, Com a redução do TDH a COVr de DQO passou de 0,20 kg.DQO/m³.d para 0,33 kg.DQO/m³.d no MBBR e de 0,07 kg.DQO/m³.d para 0,08 kg.DQO/m³.d na Mb, com a redução do TDH de operação do MBBR.

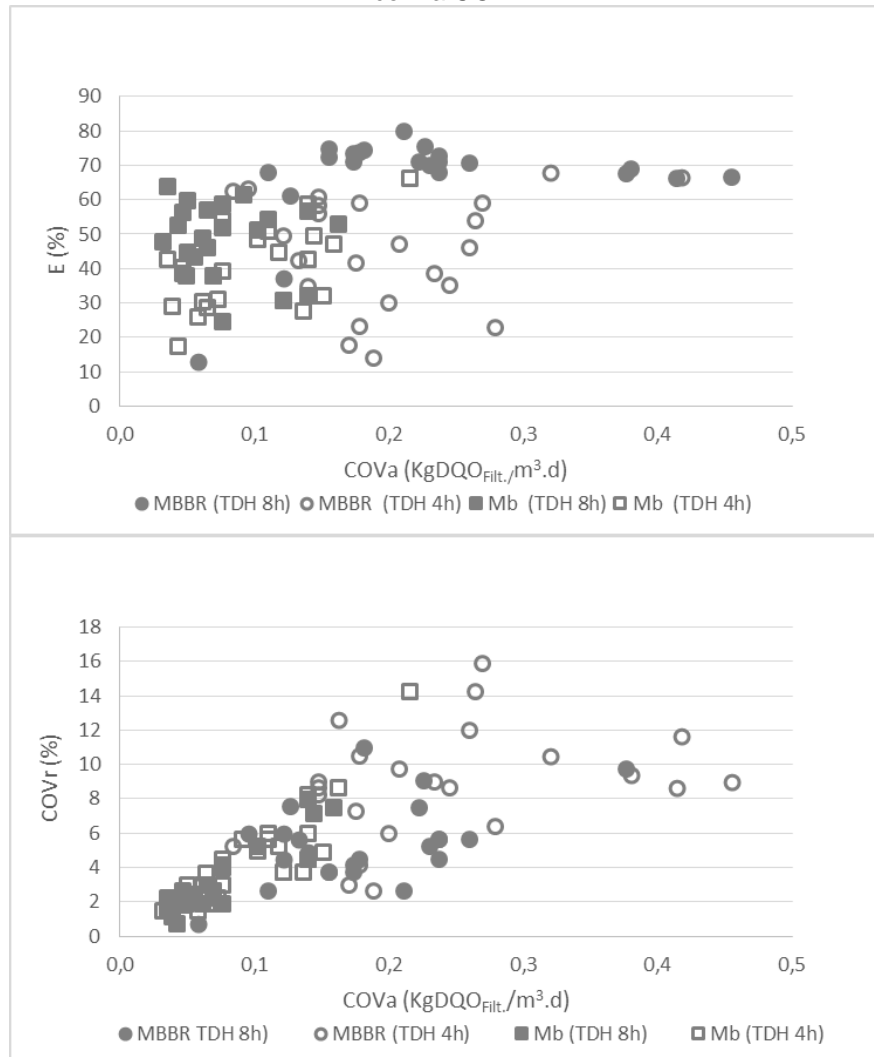
O Gráfico 13 apresenta a relação da COVa da DQO_{filtrada} com a concentração deste parâmetro no efluente, com a eficiência de remoção e com a COVr.

Gráfico 13: Relação do valor da COVa de DQO_{filtrada} com a concentração deste parâmetro no efluente, com eficiência de remoção e com a COVr.



(Continua)

Gráfico 13 (Continuação): Relação do valor da COVa de DQO_{filtrada} com a concentração deste parâmetro no efluente, com eficiência de remoção e com a COVr.



Fonte: Produzido pelo autor.

Observa-se, no Gráfico 13, que a partir da redução do TDH, a COVa no MBBR e na Mb aumentaram, assim como a concentração deste parâmetro no efluente (descrito no item 5.1.2), porém diminuiu a eficiência de remoção, mantendo o mesmo comportamento da DQO.

O valor médio da COVa de DQO_{filtrada} aumentou de 0,14 mg.L⁻¹ para 0,26 mg.L⁻¹ no MBBR e de 0,07 mg.L⁻¹ para 0,11 mg.L⁻¹. Já a COVr média deste parâmetro passou de 0,07 kg.DQO_{filtrada}/m³.d para 0,17 kg. DQO_{filtrada}/m³.d no MBBR e de 0,03 kg. DQO_{filtrada}/m³.d para 0,05 kg. DQO_{filtrada}/m³.d na Mb, a partir da redução do TDH.

Nota-se, que a partir da redução do TDH, a COV_a no MBBR e na Mb aumentaram, assim como a concentração deste parâmetro no efluente (descrito no item 5.1.2), porém a eficiência de remoção diminuiu, mantendo o mesmo comportamento dos demais parâmetros DBO, DQO e DQO_{filtrada}.

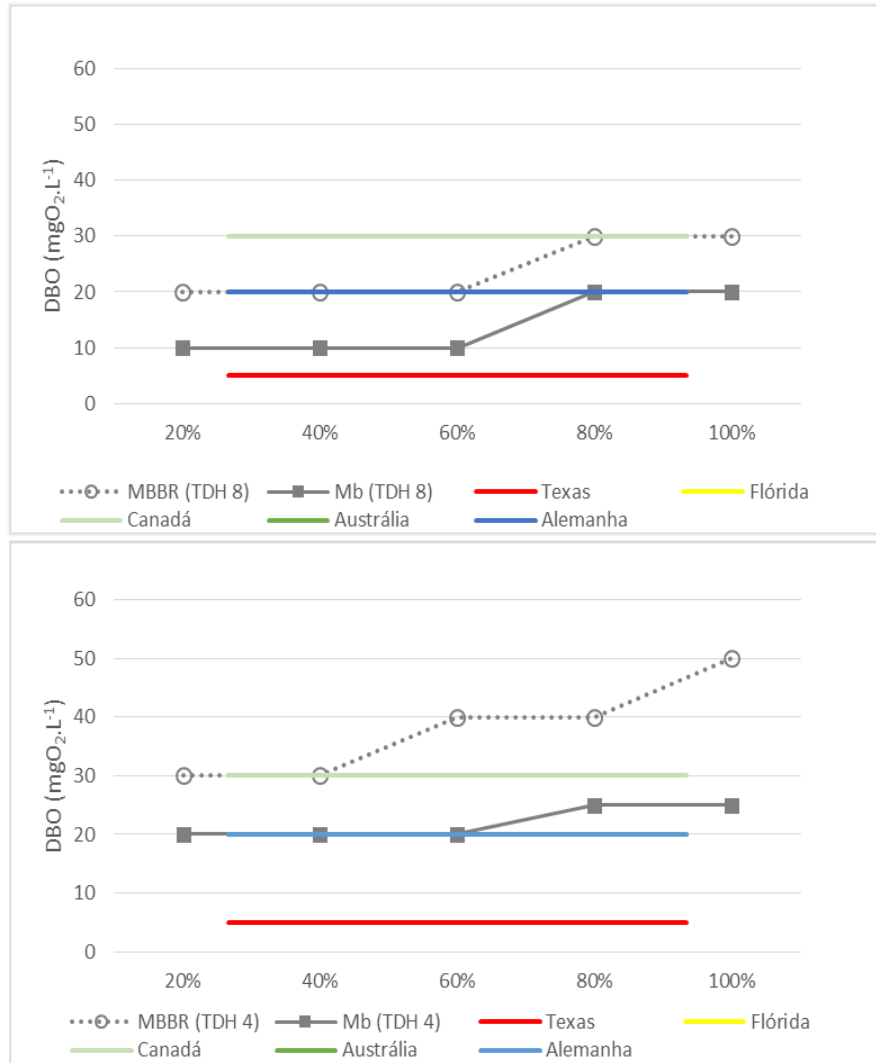
5.2 ATENDIMENTO AOS LIMITES E PADRÕES PARA REUSO

A análise da frequência acumulada (FA) da concentração dos parâmetros restritivos para o reuso de água foi realizada para concentração nos efluentes do MBBR e da Mb, para os dois TDH estudados, sendo os resultados mostrados do Gráfico 14 ao Gráfico 17. Ressalta-se que o efluente da Mb é o efluente final do MBBMR, pois o sistema não contemplou uma etapa de desinfecção.

O efluente do MBBR apresentou concentração maior do que o efluente da Mb, tanto no TDH 8h quanto no TDH 4h, em todas as amostras dos parâmetros avaliados por meio da curva de FA, a saber: DBO, SST, turbidez e coliformes totais. Estes parâmetros que foram traçados a curva de FA possuem valores máximos de referência para reuso de água preconizados nas normas internacionais e no Brasil. A Tabela 1 e a Tabela 2, apresentadas no item 3.2, mostram os limites preconizados pelas normas internacionais e nacional para reuso de água cinza e nos Gráfico 14 ao Gráfico 17 mostram a curva de FA com os valores máximos estabelecidos pelas normas, internacionais e do Brasil, para reuso de AC.

O Gráfico 14 apresenta a FA para a concentração de DBO no efluente do MBBR e da Mb, para ambos TDH estudado.

Gráfico 14: Curva de FA para a concentração de DBO nos efluentes do MBBR e da Mb com os limites máximo para reuso preconizado pelas normas internacionais.



Fonte: Produzido pelo autor.

Nota-se no Gráfico 14, que a concentração de DBO no efluente da Mb apresentou concentração de $10 \text{ mgO}_2\cdot\text{L}^{-1}$ e $20 \text{ mgO}_2\cdot\text{L}^{-1}$ em 100% das amostras analisadas no TDH 8h. Para esse TDH, todas as amostras atenderam o limite máximo estabelecido para reuso pelas normas do Canadá ($\leq 30 \text{ mgO}_2\cdot\text{L}^{-1}$), Flórida ($20 \text{ mgO}_2\cdot\text{L}^{-1}$) e da Alemanha ($20 \text{ mgO}_2\cdot\text{L}^{-1}$) e 60% das amostras atenderam o limite preconizado pela norma da Austrália ($< 20 \text{ mgO}_2\cdot\text{L}^{-1}$). Porém, não atendeu a norma do estado do Texas ($5 \text{ mgO}_2\cdot\text{L}^{-1}$).

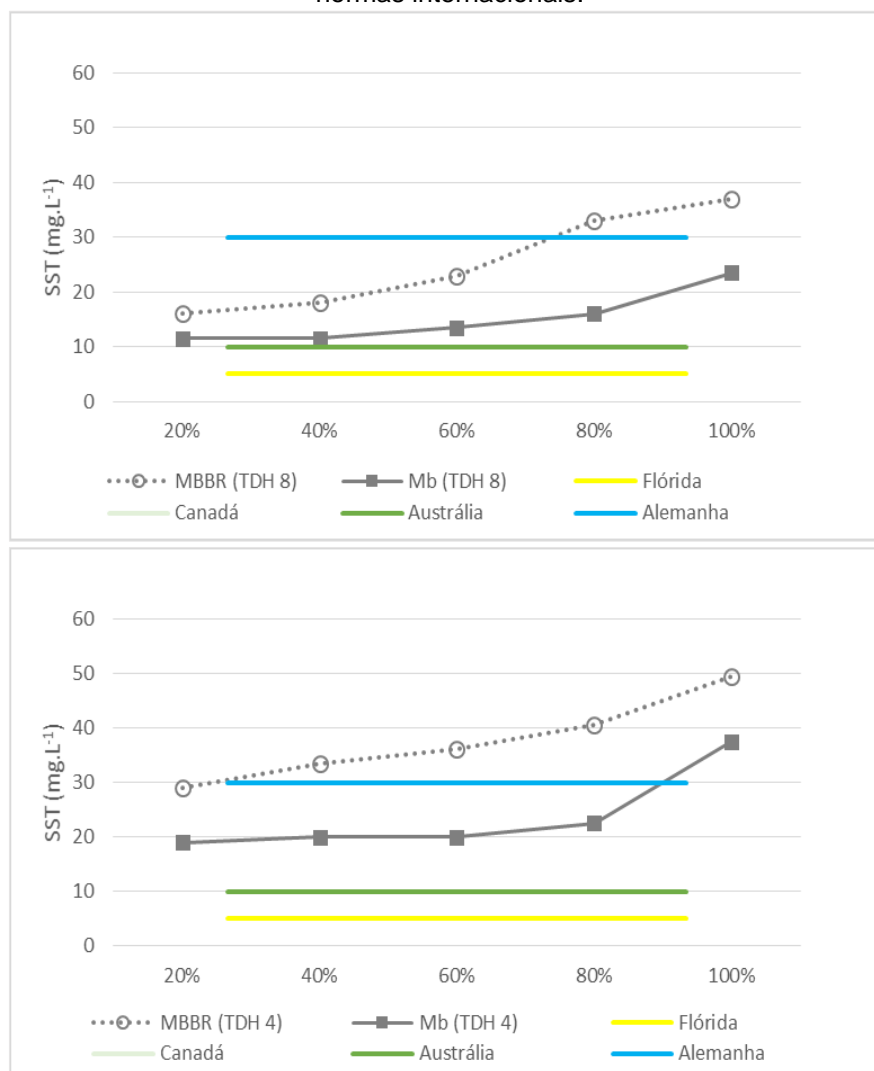
Para a operação com o TDH 4h, o efluente final atendeu o limite estabelecido na norma do Canadá em 100% das amostras e as normas da Flórida, Austrália e da

Alemanha em 60% das amostras. Porém, não atendeu o limite para reuso estabelecido pela norma da Austrália ($<20 \text{ mgO}_2\cdot\text{L}^{-1}$) e do Texas ($5 \text{ mgO}_2\cdot\text{L}^{-1}$).

No Brasil, a norma que estabelece limites para reuso (NBR 13.969/1997) não preconiza valores para este parâmetro.

O Gráfico 15 mostra, para ambos TDH estudado, a FA para a concentração de SST no efluente do MBBR e da Mb.

Gráfico 15: Curva de FA para a concentração de SST nos efluentes do MBBR e da Mb com os limites máximo para reuso preconizado pelas normas internacionais.



Fonte: Produzido pelo autor.

Nota-se no Gráfico 15, que o SST no efluente da Mb apresentou concentração abaixo de $30 \text{ mgSST}\cdot\text{L}^{-1}$ em 100% das amostras analisadas na operação do MBBR com o

TDH 8h. Desta forma atende o limite máximo estabelecido para reuso nas normas do Canadá ($\leq 30 \text{ mgSST.L}^{-1}$) e da Alemanha (30 mgSST.L^{-1}).

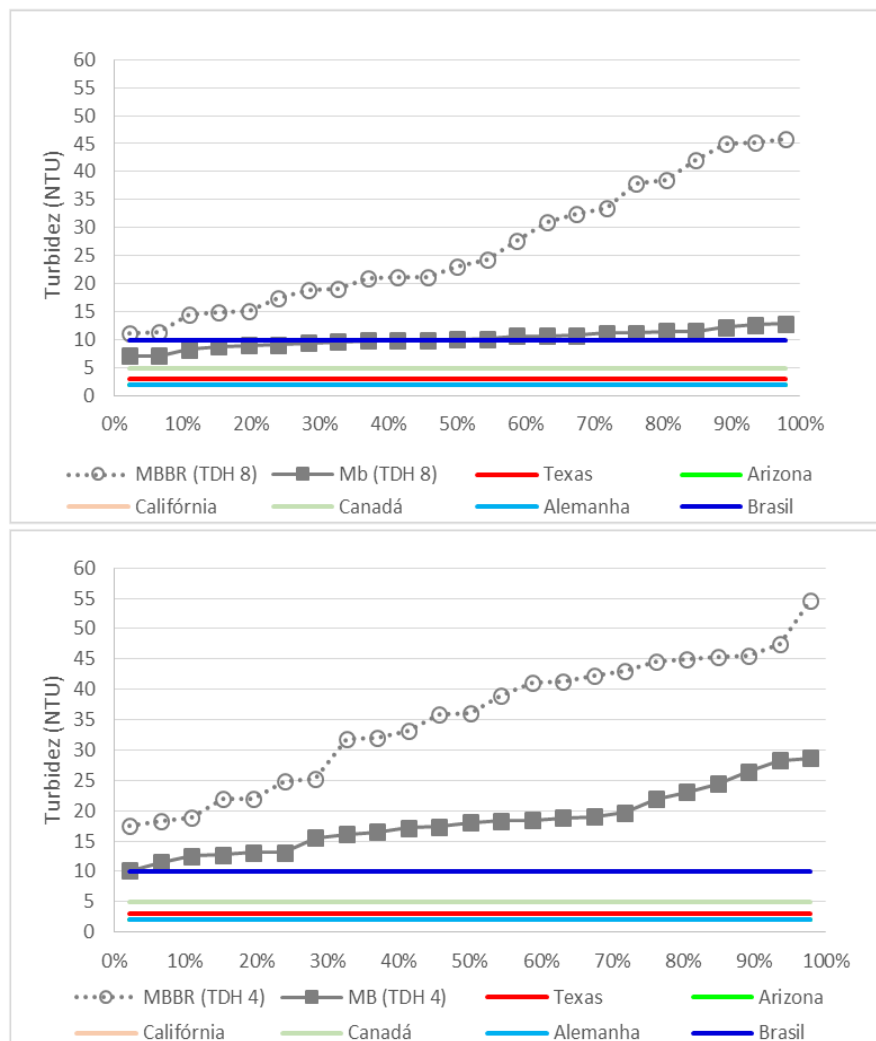
Na operação do MBBR com o TDH 4h, o limite máximo estabelecido para reuso nas normas do Canadá e da Alemanha foi atendido em 80% das amostras.

No entanto, em ambos TDH estudados, não atenderam o limite para reuso estabelecido pelas normas da Austrália ($< 10 \text{ mgSST.L}^{-1}$) e do Flórida (5 mgSST.L^{-1}).

No Brasil, a norma que estabelece limites para reuso (NBR 13.969/1997) não preconiza valores para este parâmetro.

O Gráfico 16 mostra a FA para a concentração de turbidez no efluente do MBBR e da Mb.

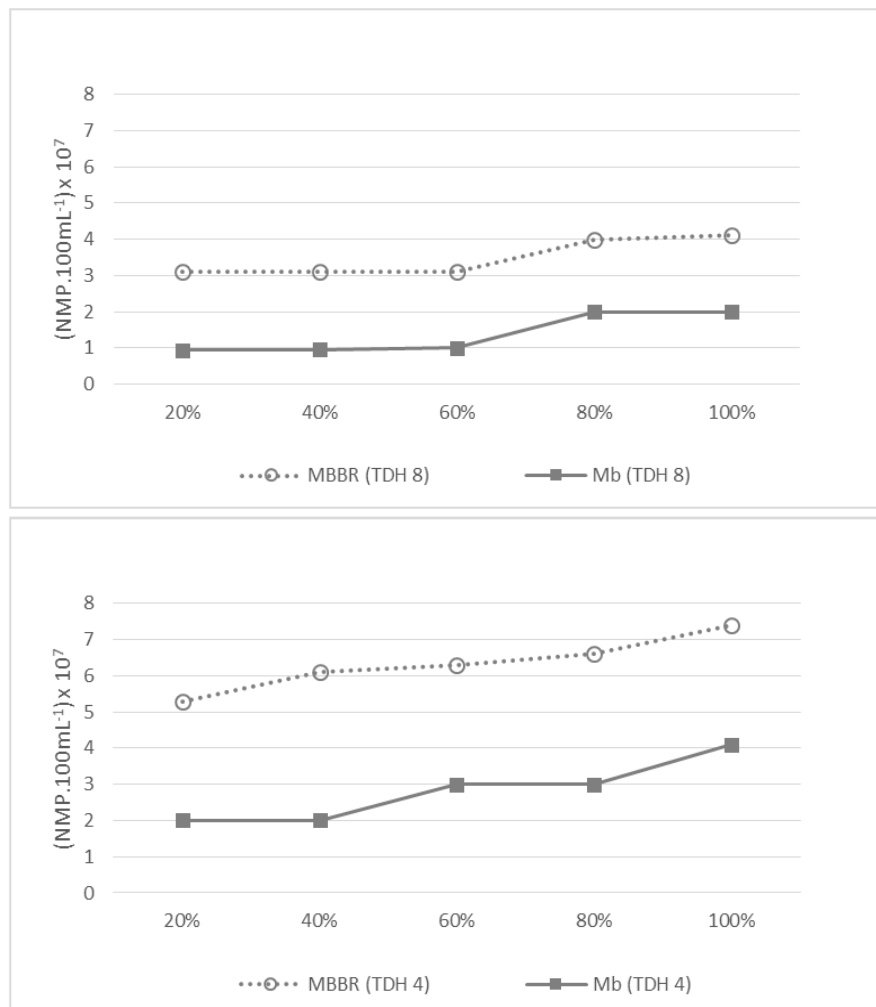
Gráfico 16: Curva de FA para a concentração de turbidez nos efluentes do MBBR e da Mb com os limites máximo para reuso preconizado pelas normas internacionais e do Brasil.



Fonte: Produzido pelo autor.

Verifica-se, no Gráfico 16, que a de turbidez no efluente da Mb apresentou concentração abaixo de 10 NTU em 48% das amostras analisadas com o TDH 8h. Este valor atende o limite máximo estabelecido para reuso em bacia sanitária nas normas da Califórnia (10 NTU) e do Brasil (10 NTU), mas não atende a norma do Texas (3 NTU), do Arizona (2 NTU), da Alemanha (2 NTU) e do Canadá (5 NTU). Isto demonstra que o sistema de tratamento apresentado nesta pesquisa foi eficiente para o TDH 8h. Para o efluente da Mb com o biorreator operando com o TDH 4h todas as amostras não atenderam o limite máximo preconizado para reuso indicados nas normas. Para maiores informações sobre a concentração deste parâmetro no efluente da Mb e a eficiência de remoção do sistema de tratamento ver item 5.1.2. Os valores de coliforme totais no efluente do MBBR e da Mb são apresentados no Gráfico 17.

Gráfico 17: Curva de FA para o número mais provável de coliformes totais nos efluentes do MBBR e da Mb.



Fonte: Produzido pelo autor.

Observa-se no Gráfico 17 que o número mais provável de coliformes totais no efluente da Mb não atendeu os limites máximos estabelecidos para reuso nas normas do Texas (20 NMP/100mL), do Arizona (23 NMP/100mL), da Flórida (25 NMP/100mL), da Alemanha (100 NMP/100mL) e do Canadá (≤ 200 NMP/100mL), para ambos TDH estudado.

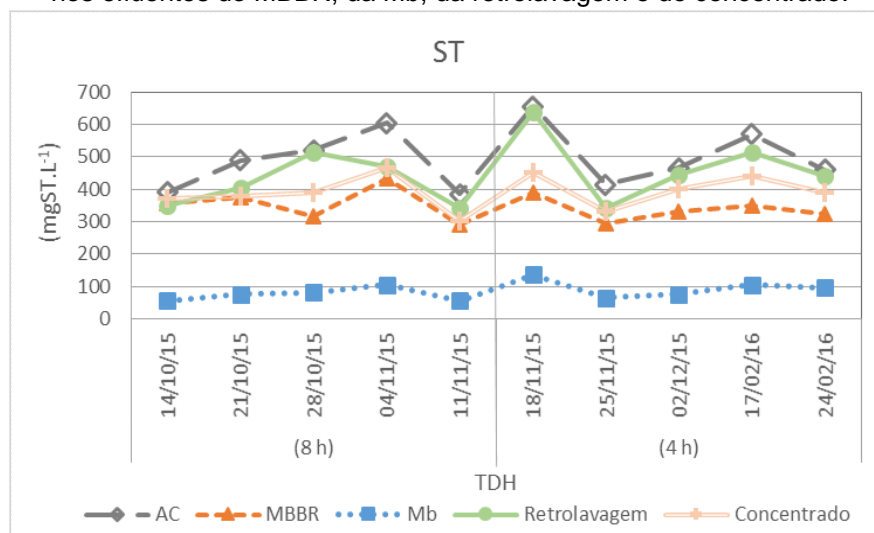
No Brasil, a norma que estabelece limites para reuso (NBR 13.969/1997) não preconiza valores para este parâmetro.

Um dos fatores importantes para atender o preconizado nas normas internacionais seria a utilização de uma etapa de desinfecção após este sistema.

5.3 Remoção de sólidos pela retrolavagem

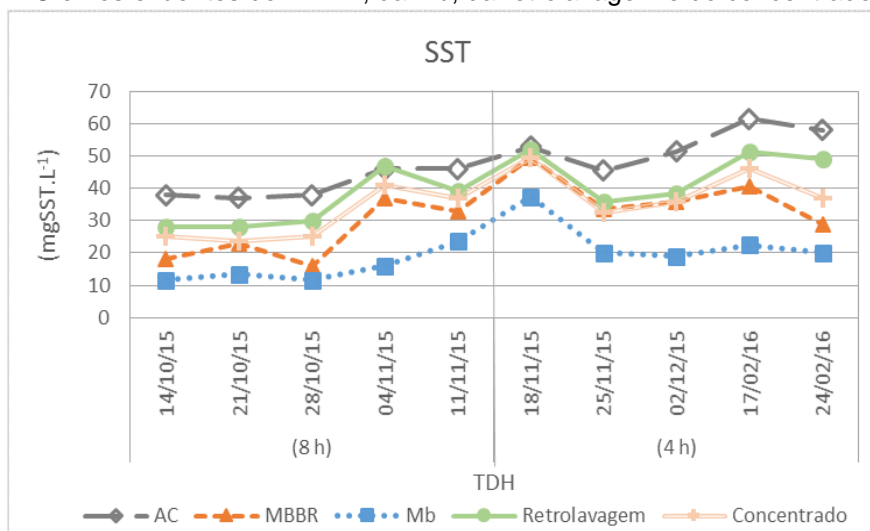
O Gráfico 18 mostra a série histórica da concentração de ST e SST, no efluente da retrolavagem comparados a concentração destes parâmetros na AC e nos efluentes do MBBR, da Mb e do concentrado.

Gráfico 18: Série histórica da concentração de ST e SST, na AC e nos efluentes do MBBR, da Mb, da retrolavagem e do concentrado.



(Continua)

Gráfico 18 (Continuação): Série histórica da concentração de ST e SST, na AC e nos efluentes do MBBR, da Mb, da retrolavagem e do concentrado.



Fonte: Produzido pelo autor.

Nota-se, no Gráfico 18, que as concentrações de ST e SST no efluente da retrolavagem foram maiores do que as concentrações do efluente do MBBR, sendo as concentrações médias destes parâmetros no efluente da retrolavagem de 416 mgST.L⁻¹ e 34,4 mgSST.L⁻¹ com o TDH 8h, e 476 mgST.L⁻¹ e 45,5 mgSST.L⁻¹ com o TDH 4h, e as concentrações médias do efluente do MBBR foram 354 mgST.L⁻¹ e 25,4 mgSST.L⁻¹ para o TDH 8h, e 438 mgST.L⁻¹ e 37,7 mgSST.L⁻¹ para o TDH 4h.

Quando se compara as concentrações destes parâmetros no efluente da retrolavagem com o efluente do concentrado, percebe-se que as concentrações no concentrado foram sempre menores, sendo as médias para o TDH 8h de 381 mgST.L⁻¹ e 30,3 mgSST.L⁻¹ e para o TDH 4h de 402 mgST.L⁻¹ e 40,2 mgSST.L⁻¹, respectivamente. Isto indica que mesmo havendo saída do efluente pelo concentrado durante a operação do sistema de tratamento há acúmulo de partículas no interior do módulo da membrana. Este acúmulo de sólidos, juntamente com o fato de não ter alterado a frequência e a duração da retrolavagem com a redução do TDH, explica os valores elevados dos parâmetros ST, SST e turbidez, no efluente da membrana.

O acúmulo de partículas sólidas no módulo da membrana mostra o quão importante é a retrolavagem ser eficiente na operação do sistema, pois os sólidos quando acumulado na superfície da membrana podem provocar a redução do fluxo permeado,

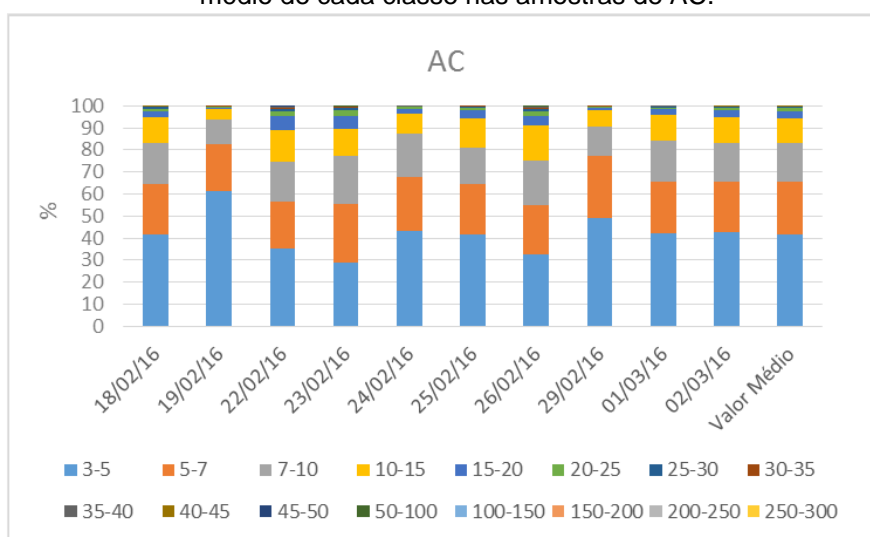
e conseqüentemente, a diminuição da vida útil da membrana. Contudo, sabe-se que somente a retrolavagem não é suficiente para manter a membrana sem o acúmulo de partículas sólidas sobre sua superfície, fazendo-se necessário também a realização da limpeza química.

5.4 RELAÇÃO DO NÚMERO DE PARTÍCULAS

A relação do número de partículas de cada classe pelo número total identificado nas amostras de água cinza bruta e no efluentes do MBBR, da Mb, da retrolavagem e do concentrado, são apresentados no Gráfico 19 ao Gráfico 23.

O Gráfico 19 apresenta a relação do número de partículas na AC por classe e o valor médio de cada classe.

Gráfico 19: Relação do número de partículas por classes e o número médio de cada classe nas amostras de AC.



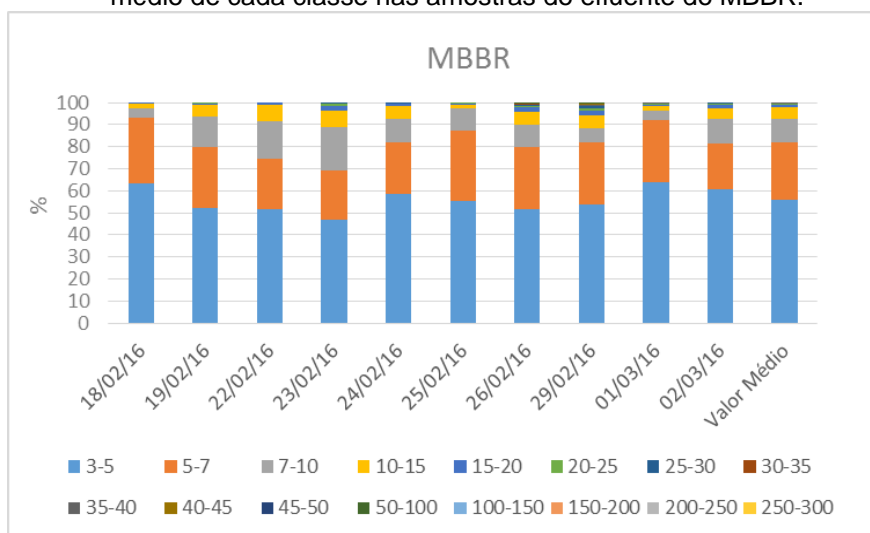
Fonte: Produzido pelo autor.

Nota-se, no Gráfico 19, que não houve grandes variações da relação do número de partículas por classes entre as amostras. Quando analisado a relação média de cada classe, percebe-se que o tamanho predominante das partículas na AC são de até 20 µm, abrangendo o valor médio de 97,4% do número total, sendo 41,8% pertencente a classe de 3 µm a 5 µm, 23,5% a classe de 5 µm a 7 µm, 17,6 a classe de 7 µm a 10

μm , 11,1% a classe de 10 μm a 15 μm e 3,32% a classe de 15 μm a 20 μm . Nas análises das amostras de AC não foram encontradas partículas acima de 150 μm .

O Gráfico 20 apresenta a relação do número de partículas no efluente do MBBR e o valor médio de cada classe.

Gráfico 20: Relação do número de partículas por classes e o número médio de cada classe nas amostras do efluente do MBBR.



Fonte: Produzido pelo autor.

O Gráfico 21 indica que o tamanho predominante das partículas no efluente do MBBR foi de até 15 μm , correspondendo ao valor médio de 97,7% do número total, sendo muito evidente a relação média das partículas com tamanho de 3 μm a 5 μm que correspondeu a 55,7% do número total. A classe de 5 μm a 7 μm correspondeu a 26,4%, a classe de 7 μm a 10 μm a 10,7% e a de classe de 10 μm a 15 μm a 4,95%. No efluente do MBBR não foram encontradas partículas maiores do que 100 μm . Quando comparado os valores médios das classes entre efluentes, percebe-se que os valores relativos do efluente do MBBR foram próximos aos encontrados no efluente do concentrado (Gráfico 22), evidenciando que o módulo da membrana durante a operação do sistema encontrava-se completamente cheio.

A relação do número de partículas por classe no efluente da Mb e o valor médio de cada classe é apresentado no Gráfico 21.

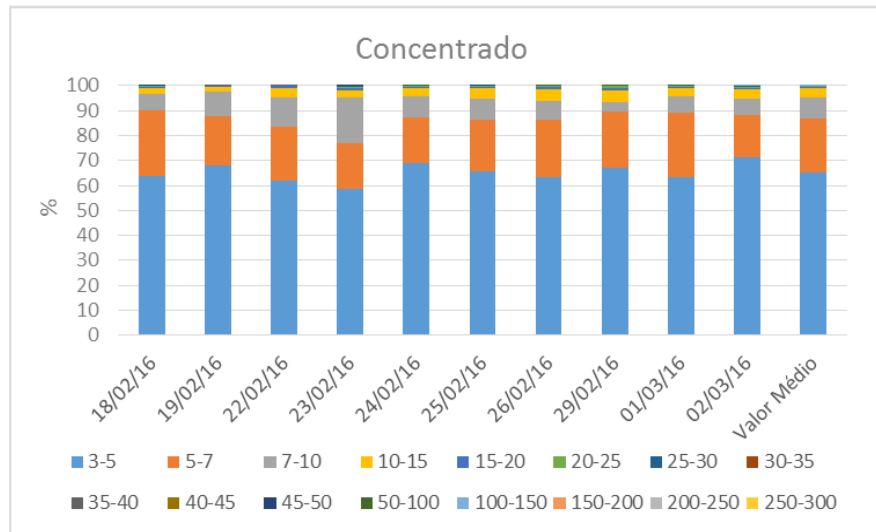
Gráfico 21: Relação do número de partículas por classes e o número médio de cada classe nas amostras do efluente da Mb.



O Gráfico 22 mostra que o tamanho predominante das partículas no efluente da Mb foi de até 15 μm , correspondendo ao valor médio de 98,5% do número total, com destaque para a relação média das partículas com tamanho de 3 μm a 5 μm que correspondeu a 69,3% do número total. A classe de 5 μm a 7 μm correspondeu a 20,3%, a classe de 7 μm a 10 μm a 6,6% e a de 10 μm a 15 μm a 2,26%. No efluente da membrana não foram encontradas partículas maiores do que 50 μm . A presença de partículas acima de 1 μm no efluente da Mb, pode ser explicado devido ao rompimento das fibras ocas, uma vez que a membrana é de microfiltração e o tamanho dos poros varia de 0,1 μm a 1,0 μm .

O Gráfico 22 apresenta a relação do número de partículas no efluente do concentrado e o valor médio de cada classe.

Gráfico 22: Relação do número de partículas por classes e o número médio de cada classe nas amostras do efluente do concentrado.

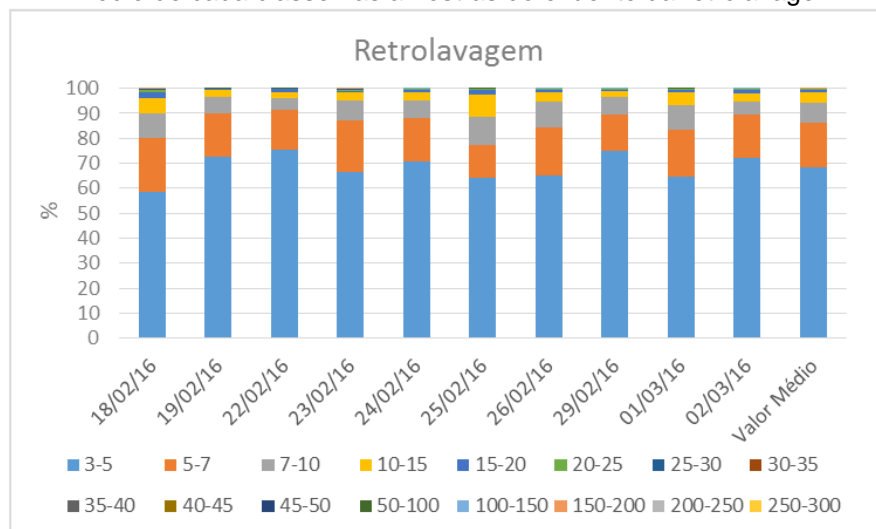


Fonte: Produzido pelo autor.

O Gráfico 22 mostra que o tamanho predominante das partículas no efluente do concentrado foi de até 15 μm , correspondendo ao valor médio de 98,7% do número total, podendo destacar a relação média das partículas com tamanho de 3 μm a 5 μm que correspondeu a 65,2%, de 5 μm a 7 μm com 21,3%, de 7 μm a 10 μm com 8,7% e de 10 μm a 15 μm com 3,5%. No efluente do concentrado também não foram encontradas partículas maiores do que 100 μm .

O Gráfico 23 apresenta a relação do número de partículas no efluente da retrolavagem e o valor médio de cada classe.

Gráfico 23: Relação do número de partículas por classes e o número médio de cada classe nas amostras do efluente da retrolavagem.



Fonte: Produzido pelo autor.

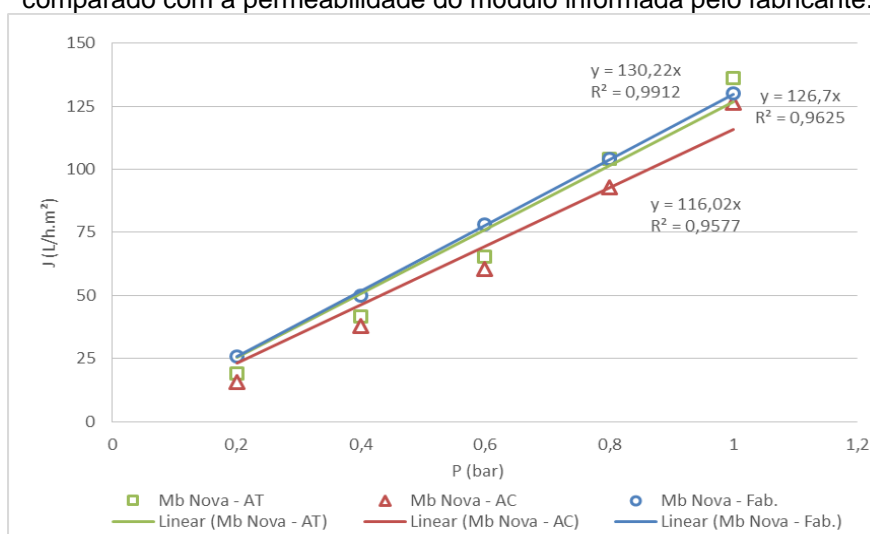
O Gráfico 23 mostra que o tamanho médio das partículas predominante no efluente da retrolavagem foi de até 15 μm , correspondendo a 98,2% do número total. Pode-se destacar a relação média das partículas com tamanho de 3 μm a 5 μm com 68,1% do número total, e as classes de 5 μm a 7 μm com 17,6%, de 7 μm a 10 μm com 8,0% e de 10 μm a 15 μm com 4,1%. No efluente da retrolavagem também não foram encontradas partículas maiores do que 100 μm , corroborando com o tamanho das partículas encontradas no efluente do concentrado e do MBBR.

Do Gráfico 19 ao Gráfico 23 notou-se que o tamanho predominante das partículas de cada efluente, de forma geral, foi menor do que 15 μm , com exceção da água cinza bruta que chegam a 20 μm .

5.5 ESTUDO DA PERMEABILIDADE HIDRÁULICA E O POTENCIAL DE RECUPERAÇÃO DO FLUXO APÓS A LIMPEZA QUÍMICA

Os resultados dos testes de permeabilidade realizados com água tratada (AT) e água cinza (AC), com o módulo da membrana novo, comparado a permeabilidade informada pelo fabricante no certificado de qualidade do módulo da membrana são apresentados no Gráfico 24. Os pontos obtidos foram linearizados e o coeficiente angular desta reta representa a permeabilidade hidráulica da membrana.

Gráfico 24: Teste de permeabilidade realizados com a Mb nova comparado com a permeabilidade do módulo informada pelo fabricante.

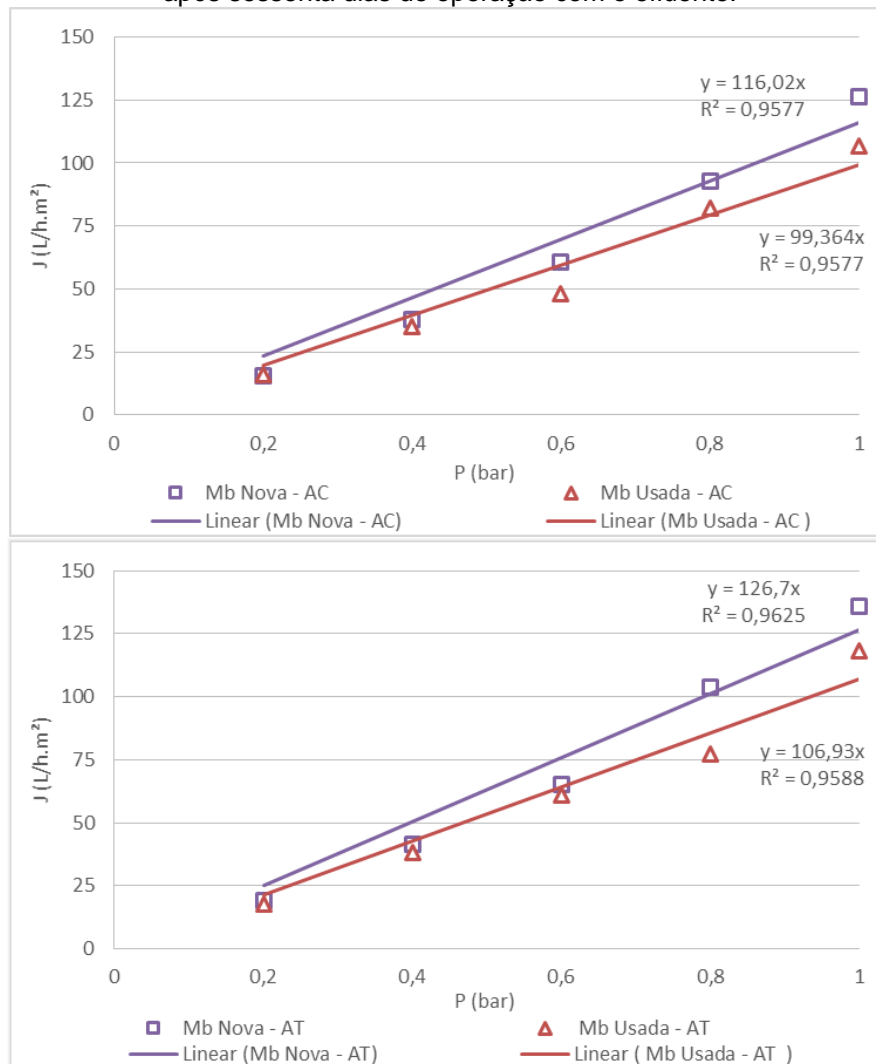


Fonte: Produzido pelo autor.

Nota-se no Gráfico 24, que a permeabilidade da membrana com água tratada informada pelo fabricante (130,22 L/h.m².bar) foi pouco maior do que o resultado do teste obtido neste estudo (126,7 L/h.m².bar). A permeabilidade do efluente AC foi inferior a ambos (116,02 L/h.m².bar), que é justificado devido a presença de partículas no efluente. Ressalta-se que a área da membrana usada 0,4 m².

O Gráfico 25 apresenta o resultado da verificação da redução da permeabilidade hidráulica com AC e com água tratada após o período de 60 (sessenta) dias de operação com o efluente.

Gráfico 25: Permeabilidade hidráulica da Mb com AC e água tratada após sessenta dias de operação com o efluente.

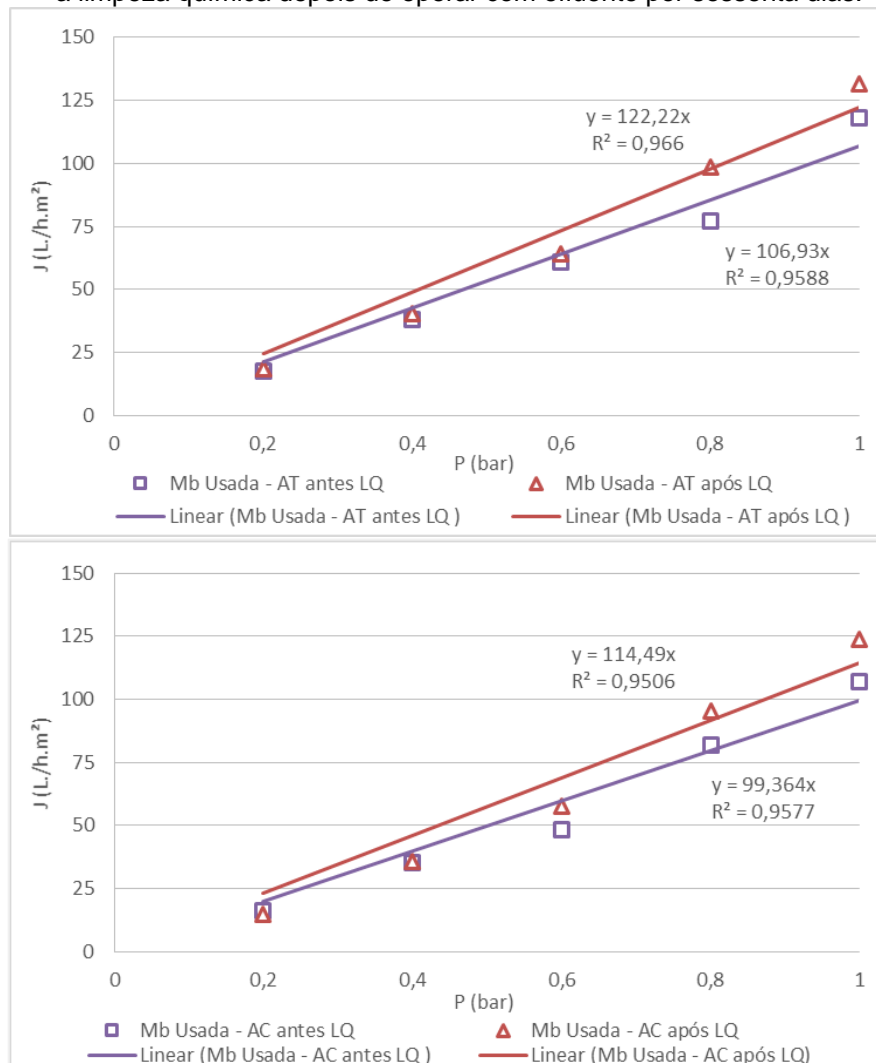


Fonte: Produzido pelo autor.

Nota-se no Gráfico 25, que após o período de sessenta dias de uso a permeabilidade com o efluente AC reduziu de 116,02 L/h.m².bar para 99,364 L/h.m².bar (14,4%). A verificação da redução da permeabilidade também foi realizada com o AT (Gráfico 25) e observa-se também uma redução desta, de 126,7 L/h.m².bar para 106,93 L/h.m².bar (15,6%), após o período de uso da Mb. Pode-se inferir que esta redução ocorre, principalmente, devido ao *fouling* causado pela camada de gel, pelo bloqueio dos poros e a adsorção de partículas no interior dos poros.

Já os resultados da recuperação da permeabilidade hidráulica da membrana com água tratada e AC, após a limpeza química, são apresentados no Gráfico 26.

Gráfico 26: Permeabilidade Hidráulica da Mb com água tratada e AC após a limpeza química depois de operar com efluente por sessenta dias.



Fonte: Produzido pelo autor.

Observa-se no Gráfico 26, que após a limpeza química com hipoclorito a permeabilidade foi recuperada tanto no teste realizado com AC (de 99,364 L/h.m².bar para 114,49 L/h.m².bar), equivalente a 13%, quanto com AT (de 106,96 L/h.m².bar para 122,22 L/h.m².bar), equivalente a 12%. No entanto, a permeabilidade após a limpeza química não alcançou o valor do início da operação, sendo 116,02 L/h.m².bar e 126,7 L/h.m².bar para AC e AT, respectivamente, porém os valores atingidos foram bem próximos aos iniciais com a membrana nova, podendo inferir que o procedimento de limpeza química recuperou a permeabilidade hidráulica da membrana. A perda da permeabilidade do fluxo após a limpeza química foi de 4,5 L/h.m².bar com a AT (equivalente a 3,6%) e 1,5 L/h.m².bar com AC (equivalente a 1,4%). Esta diferença pode estar relacionada ao *fouling*.

Belli (2011), em seu trabalho com MBR no tratamento de esgoto com módulo de membrana submersa com área filtrante de 0,09 m² e tamanho médio de poros de 0,08 µm (ultrafiltração), após o sistema operar durante 241 dias realizou a quinta limpeza química imergindo o módulo em uma solução alcalina de NaOH (4g.L⁻¹) e após, submetendo este à lavagem e retrolavagem com água destilada por uma hora cada, e na sequência, imergindo em uma solução de ácido cítrico (a 2%), e, posteriormente, submetendo novamente a lavagem e retrolavagem durante 3 horas cada, verificou que a permeabilidade atingiu o valor de 100,61 L.m⁻².h⁻¹.bar⁻¹ (filtração final com água), sendo a permeabilidade inicial antes da limpeza de 13,1 L.m⁻².h⁻¹.bar⁻¹. Tais valores demonstraram a eficiência do processo de limpeza química utilizado visando à recuperação da permeabilidade da membrana. O valor de 100,61 L.m⁻².h⁻¹.bar⁻¹, alcançado ao final da última limpeza, se aproximou bastante do valor de 107,28 L.m⁻².h⁻¹.bar⁻¹, encontrado durante os testes iniciais de determinação da permeabilidade hidráulica com módulo novo. Assim, percebeu-se que, mesmo após um período de trabalho de 241 dias e a realização de cinco limpezas químicas intensivas, a permeabilidade hidráulica das membranas foi recuperada.

6 CONCLUSÃO

Os dados obtidos durante o desenvolvimento desta pesquisa permitem concluir que:

- A maior eficiência de remoção do MBBMR foi durante a operação do biorreator com o TDH 8h, sendo a média de remoção de todos os parâmetros analisados de 78,2%. No entanto, com o biorreator operando com o TDH 4h, o sistema testado apresentou média de eficiência de remoção global de 69%.
- Quando analisado a eficiência de remoção dos componentes do MBBMR de forma individual, para o TDH 8h o MBBR apresentou eficiência média de remoção global de 52,6% e a membrana de 53,2%. Já com o TDH 4h, o MBBR apresentou eficiência de remoção global de 39,5% e a membrana de 46,8%.
- Comparando as concentrações de ST e SST nos efluentes do MBBR, da retrolavagem e do concentrado, notou-se que o efluente da retrolavagem apresentou maiores concentrações, mesmo havendo fluxo do efluente pelo concentrado, durante a operação do sistema de tratamento. Assim, pode-se inferir que houve acúmulo de sólidos no interior do módulo durante a operação do sistema.
- O efluente final atendeu a qualidade necessária para o reuso obedecendo o preconizado nas normas da Alemanha e do Canadá em 100% das amostras dos parâmetros DBO e SST, para o MBBMR operando com o TDH 8h. No entanto, o efluente não atendeu o limite máximo estabelecido por estas normas para os parâmetros turbidez e coliformes totais. Em relação ao atendimento a norma brasileira, o parâmetro turbidez apresentou 48% das amostras valor abaixo do máximo preconizado para reuso em bacias sanitárias, mas todas as amostras não atenderam o limite estabelecido para coliformes totais. Para o MBBR operando com o TDH 4h, para o parâmetro DBO todas as amostras atenderam o limite da norma do Canadá e 60% das amostras atenderam as normas Flórida, Austrália e da Alemanha. O parâmetro SST apresentou 80% das amostras com o valor abaixo do estabelecido na norma do Canadá e da Alemanha. Contudo, os parâmetros turbidez e coliformes totais não atenderam

os limites das normas internacionais e brasileira para reuso em bacia sanitária com o TDH 4h.

- A maior parte das partículas presentes na AC apresentaram tamanho de até 20 μm (97,4%). Já o tamanho das partículas no efluente da Mb, do MBBR, do concentrado e da retrolavagem, foram de até 15 μm , correspondendo a 98,5%, a 97,7%, a 98,7% e 98,2%, respectivamente.
- A permeabilidade hidráulica da membrana informada pelo fabricante com água tratada (130,22 L/h.m².bar) foi pouco maior do que o resultado obtido neste estudo (126,7 L/h.m².bar).
- Após o período de sessenta dias de uso do módulo da membrana a permeabilidade hidráulica com AT e com AC reduziram, de 126,7 L/h.m².bar para 106,93 L/h.m².bar (redução equivalente a 15,6%) e de 116,02 L/h.m².bar para 99,364 L/h.m².bar (redução equivalente a 15,6%), respectivamente. Podendo-se inferir que esta redução ocorreu, principalmente, devido ao acúmulo de sólidos no interior do módulo (*fouling*).
- A limpeza química com hipoclorito recuperou a permeabilidade hidráulica da membrana, tanto no teste realizado com AC (de 99,364 L/h.m².bar para 114,49 L/h.m².bar), quanto com AT (de 106,96 L/h.m².bar para 122,22 L/h.m².bar), atingindo fluxo bem próximos aos iniciais com a membrana nova (116,02 L/h.m².bar para AC e 126,7 L/h.m².bar para AT), recuperando 13% do fluxo com AC e 12% do fluxo com AT, podendo inferir que o procedimento de limpeza química recuperou a permeabilidade hidráulica da membrana. Contudo, a perda da permeabilidade do fluxo após a limpeza química foi de 4,5 L/h.m².bar com a AT (equivalente a 3,6%) e 1,5 L/h.m².bar com AC (equivalente a 1,4%).

7 RECOMENDAÇÕES

A partir dos resultados obtidos nesta pesquisa são feitas as seguintes recomendações para pesquisas futuras:

- Avaliar a eficiência do sistema de tratamento com o TDH de 6 horas e 10 horas;
- Estudar a viabilidade da etapa de desinfecção como pós-tratamento do MBBMR.
- Verificar a remoção de sólidos com a retrolavagem ocorrendo a cada 10 minutos e a cada 20 minutos, com duração de 0,5 minutos e 1 minuto, respectivamente, sendo realizada no sentido contrário ao fluxo do permeado e, posteriormente, pela arte externa das fibras da membrana.
- Verificar a permeabilidade hidráulica da membrana e a recuperação do fluxo permeado com a limpeza química para o sistema operando a 120 dias, 180 dias e 240 dias.
- Estudar de viabilidade econômica do sistema MBBMR no tratamento de água cinza clara.

8 REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

ABNT - ASSOCIAÇÃO BRASILEIRA DE NORMAS TÉCNICAS. **Tanques sépticos – unidades de tratamento complementar e disposição final dos efluentes líquidos – projeto, construção e operação**: NBR 13.969. Rio de Janeiro, 1997.

ABDEL-KADER, A. M. Studying the efficiency of grey water treatment by using rotating biological contactors system. **Journal of King Saud University – Engineering Sciences**, v. 25, p. 89–95, 2013.

AILEEN, N. L.; ALBERT, N. G; KIM, S. A mini-review of modeling studies on membrane bioreactor (MBR) treatment for municipal wastewaters. **Desalination**, v. 212, p. 261–281, 2007.

ALLEN, L.; CHRISTIAN-SMITH, J.; PALANIAPPAN.; M. **Overview of greywater reuse: th potential of greywater systems to aid sustainable water management**. Califórnia: Pacific Institute, 2010.

AL-JAYYOUSI, O. Greywater reuse: towards sustainable water management. **Desalination**. v.156, p. 181-192, 2003.

AL-MALACK, H. M.; ANDERSON, G. K.; ALI ALMASI, A. Treatment of anoxic pond effluent using crossflow microfiltration. **Water Research**. v. 32, p.3738-3746, 1998.

APHA – AMERICAN PUBLIC HEATH ASSOCIATION. 2005. **Standard Methods for the examination of water and wastewaters**. 20th edition, Washington: American Public Health Association, 2005.

ATASOY, E.; MURAT, S.; BABAN, A.; TIRIS. Membrane Bioreactor (MBR) Treatment of Segregated Household Wastewater for Reuse. **Clean**. v. 35, p.465 – 472, 2007.

BANI-MELHEM, K.; AL-QODAH, Z.; AL-SHANNAG, M.; QASAIMEH, A.; QTAISHAT, M, R.; ALKASRAWI, M. On the performance of real grey water treatment using a submerged membrane bioreactor system. **Journal of Membrane Science**, v. 476, p. 40–49, 2015.

BAZZARELLA. B. B. **Caracterização e aproveitamento de água cinza para reuso de água não potável em edificações**. 2005. 148f. Dissertação (mestrado em engenharia ambiental), Programa de Pós-graduação em Engenharia Ambiental, Universidade Federal do Espírito Santo, Vitória, 2005.

BELLI, T, J. **Biorreator à membrana em batelada sequencial aplicado ao tratamento de esgoto visando a remoção de nitrogênio total**. 2011. 169f. Dissertação (mestrado em Engenharia Ambiental) - Programa de Pós-Graduação em Engenharia Ambiental, Universidade Federal de Santa (UFSC), Florianópolis, SC, 2011.

BIRKS, R.; HILLS, S. Characterisation of indicator organisms and pathogens in domestic greywaterfor recycling. **Environmental Monitoring and Assessment**, v. 129, n.1-3, p. 61-69, 2007.

BRASIL. Conselho Nacional de Recursos Hídricos. Resolução Nº 54, de 28 de novembro de 2005. Estabelece modalidades, diretrizes e critérios gerais para a prática de reuso direto não potável de água e dá outras providências. **Diário Oficial da União**. Brasília, DF, nov. 2005.

CADORE, I., R. **Efeitos das condições hidrodinâmicas no desempenho de um biorreator com membranas submersas em pressão constante**. 2015. 108f. Dissertação (Mestrado em Engenharia Química) – Programa de Pós-Graduação em Engenharia Química, Universidade Federal do Rio Grande do Sul, Porto Alegre, 2015.

CAKL. J.; BAUER, I.; DOLEČEK, J.; MIKULÁŠEK, P. Effects of backflushing conditions on permeate flux in membrane crossflow microfiltration of oil emultion. **Desalination**, v. 127, p.189-198, 2000.

CHANAKYA, H. N.; KHUNTIA, H. K. Treatment of gray water using anaerobic biofilms created on synthetic and natural fibers. **Process Safety and Environmental Protection**, v. 92, p. 186-192, 2013.

CHANG, Y., WAGNER, M., CORNEL, P. Treatment of grey water for urban water reuse. In: **Proceedings of Advanced Sanitation Conference**, 32/1-32/10, Aachen, Germany, 2007.

CHERNICHARO, C. A. L. **Reatores Anaeróbios**. 2ª ed. Belo Horizonte: UFMG, 2007. 380p.

CHIN, W. H.; RODDICK, F. A.; HARRIS, J. L. Greywater treatment by UVC/H₂O₂. **Water Research**, v. 43, n. 16, p. 3940-3947, Sept. 2009.

CHRISTOVA-BOAL, D.; EDEN, R. E.; MACFARLANE, S. An investigation into greywater reuse for urban residential properties. **Desalination**. V.106, n. 1-3, p. 391-397, 1996.

CHUA, H. C.; ARNOT, T. C.; HOWELL, J. A. Controlling Fouling in Membrane Bioreactors Operated with Variable Throughput. **Desalination**, v.149, p. 225 - 229, 2002.

DIXON, A.; BUTLER, D. FEWKES, A.; ROBINSOM, M. Measurement and modeling of quality changes in stored untreated grey water. **Urban water**, v. 1, p. 293 – 306. 1999.

DELL'UOMO, F. J. H.; **Análise técnica e econômica dos processos de tratamento de águas cinza visando ao reuso**. Rio de Janeiro, 2014. Dissertação (Mestrado) – Programa de Engenharia Ambiental, Escola Politécnica e Escola de Química, Universidade Federal do Rio de Janeiro, Rio de Janeiro, 2014.

DOS SANTOS, H. L.; DO PRADO, G. S.; VIDAL, C. M. DE S.; MORUZZI, R. B.; CAMPOS, J. R. Aplicabilidade das técnicas de determinação do tamanho das

partículas em sistema de tratamento de água e esgoto sanitário. **Engenharia Sanitária e Ambiental**, v. 9, p. 291 – 300, 2004.

ELMITWALLI, T. A., SHALABI, M., WENDLAND, C., OTTERPOHL, R. Grey water treatment in UASB reactor at ambient temperature. In: **Proceeding of Seventh IWA Specialised Conference on Small Water and Wastewater Systems to be held in Merida, Mexico**, from March 7–10, 2006.

ELMITWALLI T. A.; OTTERPOHL R. Anaerobic biodegradability and treatment of grey water in upflow anaerobic sludge blanket (UASB) reactor. **Water Research**. n. 41. p. 1379-1387, 2007.

ERIKSSON, E.; AUFFARTH, K.; HENZE, M.; LEDIN, A. Characteristics of grey wastewater. **Urban Water**, v.4, n.1, p. 85-104, 2002.

FREITAS, J. S.; GONÇALVES, R. F.; Remoção de concomitantes de sulfato e matéria orgânica de águas cinzas através de filtros biológicos não aerados. In: XV Simpósio Luso-Brasileiro em engenharia Sanitária e Ambiental, 2012, Belo Horizonte. **Anais...Belo Horizonte: 2012.**

FREITAS, J, dos S.; **Remoção de matéria orgânica e sulfato utilizando filtros biológicos não aerados no tratamento de água cinza clara.** 2015. 98f. Dissertação (Mestrado em Engenharia Ambiental) – Programa de Pós-Graduação em Engenharia Ambiental, Universidade Federal do Espírito Santo, Vitória, 2015.

FRIEDLER, E.; KOVALIO, R.; GALIL, N. I. On-site greywater treatment and reuse multi-storey buildings. **Water Science and Technology**. v. 51, n. 10, p. 187-194, 2005.

GIL, J. A.; DORGELOH, E.; VAN LIER, J. B.; VAN DER GRAAF, J. H. J. M.; PRATS, D. Start-up of decentralized MBRs Part I: The influence of operational parameters. **Desalination**, v. 285, p. 324–335, 2012.

GONÇALVES, R. F.; BAZZARELLA, B. B.; PETERS, M. R.; PHILIPPI, L. S.; Gerenciamento de águas cinzas. In: GONÇALVES, R. F. (Coord.). **Uso racional de águas em edificações**. Rio de Janeiro: ABES, p. 153-222, 2006.

GREGORY, J. D., LUGG, R., SANDERS, B. Revision of the national reclaimed water guidelines. **Desalination**. v. 106, n. 3, p. 263-268, 1996.

GROSS, A.; SHMUELI, O.; RONEN, Z.; RAVEH, E. Recycled vertical flow constructed wetland (RVFCW) – A novel Method of recycling greywater for irrigation in small communities and households. **Chemosphere**, v. 66, p. 916-923, 2007.

HAN, S. S.; BAE, T.H.; JANG, G.G.; TAK, T.M. Influence of Sludge Retention Time on Membrane Fouling and Bioactivities in Membrane Bioreactor System. **Process Biochemistry**, v. 40, p. 2393 – 2400, 2005.

HENANDEZ LEAL, L.; TEMMINK, H.; ZEEMAN, G.; BUINMAN, C, J. N. Bioflocculation of greywater for improved energy recovery within decentralized sanitation concepts. **Bioresource Technology**, v. 101, p. 9065-9070, 2011.

HESPANHOL, I.; Potencial de Reuso de Água no Brasil Agricultura, Industrias, Municípios e Recarga de Aquíferos. **Revista Brasileira de Recursos Hídricos - RBRH**. v. 7, n. 4, p. 75-95, 2002.

HIRANI, Z. M.; BUKHARI, Z.; OPPENHEIMER, J.; JJEMBA, P.; LECHEVALLIER, M. W.; JACANGELO, J. G. Characterization of effluent water qualities from satellite membrane bioreactor facilities. **Water Research**, v. 47, p. 5065 e 5075, 2013.

JABORNIG, S.; FAVERO, E. Single household greywater treatment with a moving bed biofilm membrane reactor (MBBMR). **Journal of Membrane Science**. v. 446, p. 277 – 285, 2013.

JEFFERSON, B.; LAINE, A.; PARSONS, S.; STEPHENSON, T.; JUDD, S. Technologies for domestic wastewater recycling. **Urban Water**, v. 1, n. 4, p. 285-292. 1999.

JUDD, S.; JEFFERSON, B. **Membranes for industrial wastewater recovery and re-use**. Great Britain, UK: Elsevier Advanced Technology, 2003.

JUDD, S. **The MBR Book: Principles and Applications of Membrane Biorreactors in Water and Wastewater Treatment**. Elsevier. 1^a ed. 2006.

JUDD, S. **The MBR Book: Principles and Applications of Membrane Biorreactors for Water and Wastewater Treatment**. Elsevier. 2^a ed. 2011.

JUDD, S. J.; SANTOS, A.; MA, W. Membrane bioreactors: Two decades of research and implementation. **Desalination**, v. 273, p.148 – 154, 2011.

KNUPP, A., M. **Desempenho de um sistema composto por um filtro anaeróbio e um “wetland” horizontal na produção de água para reuso predial a partir de água cinza clara**. 2013. 157f. Dissertação (Mestrado em Engenharia Ambiental) – Programa de Pós-Graduação em Engenharia Ambiental, Universidade Federal do Espírito Santo, Vitória, 2013.

LAPOLLI, F. R. **Biofiltração e microfiltração tangencial para tratamento de esgotos sanitários**. São Carlos. 186p. Tese (Doutorado) Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, 1998.

LAPOLLI et al., (1997). Municipal wastewater tertiary treatment: an application of membrane technologies. In: THIRD INTERNATIONAL SYMPOSIUM EUROMEMBRANE. University of Twente, 1997. **Book of Abstracts**. Enschede, The Netherlands. p.142, 1997.

LEAL, L.H.; TEMMINK, H.; ZEEMAN, G.; BUISMAN, C. J. N.; Characterization and anaerobic biodegradability of grey water. **Desalination**, v. 270, n.1 - 3, p. 111 - 115, 2011.

LE-CLECH, P.; ALVAREZ-VAZQUEZ, H.; JEFFERSON, B.; JUDD, S. Fluid Hydrodynamics in Submerged and Sidestream Membrane Bioreactors. **Water Science Technology**, v. 48, p, 113 – 119, 2003.

LENS, P. N. L.; VISSER, A.; JANSSEN, A. J. H.; HULSHOFF POL, L. W.; LETTINGA, G. Biotechnological treatment of organic sulphate-rich wastewaters. **Environmental Science and Technology**, v. 28, n. 1, p. 41-88, 1998.

LENS, P. N. L.; KUENEN, J. G. The biological sulfur cycle: novel opportunities for environmental biotechnology. **Wat. Sci. Tech**, v. 44, n. 8, p. 57-66, 2001.

LIAO, B. Q.; BAGLEY, D. M; KRAEMER, H. E.; LEPPARD, G. G.; LISS, S. N. A. Review of biofouling and its Control in Membrane Separatios Bioreactors. **Water Environmental Research**, v.76, n.5, 425-435, 2004.

LI, F.; BEHRENDT, J.; WICHMANN, K.; OTTERPOHL, R. Review of the technological approaches for grey water treatment and reuses. **Science of the Total Environment**, v. 407, p. 3439-3449, 2009.

LIN, C.; LO, S.; KUO, C.; WU, C. Pilot-scale eletro coagulation with bipolar aluminum electrodes for on-site domestic greywater reuse. **Journal of Environmental Engineering**, v.131, n. 3, p.491-495, 2005.

LI, F.; WICHMANN, K.; OTTERPOHL, R. Review of the technological approaches for grey water treatment and reuse. **Science of the Total Environment**, v. 407, p. 3439-3449, 2009.

LOUSADA-FERREIRA, M.; VAN LIER, J. B.; VAN DER GRAAF, J. H. J. M. Particle counting as surrogate measurement of membrane integrity loss and assessment tool

for particle growth and regrowth in the permeate of membrane bioreactors. **Separation and Purification Technology**. v. 161, p. 16-24, 2016.

MACÊDO, J. A. B. Biofilmes bacterianos, uma preocupação da indústria farmacêutica. **Revista Fármacos & Medicamentos**, v. 2, n. 7, p. 19-24, 2000.

MANCUSO, P. C. S.; SANTOS, H. F. **Reuso de água**. Barueri-SP: Manole, 2003.

MARTÍN-PASCUAL, J.; REBOLEIRO-RIVAS, P.; LÓPEZ-LÓPEZ, C.; GONZÁLEZ-LÓPEZ, J.; HONTORIA, E.; POYATOS, J. M. Influence of hydraulic retention time on heterotrophic biomass in a wastewater moving bed membrane bioreactor treatment plant. **Environment Science Technology**. v. 11, p.1449–1458, 2014.

MARSHALL, K. C.; STOUT, R.; MITCHELL, R. Mechanism of initial events in the sorption of marine bacteria to surfaces. **Journal General Microbiology**, v. 68, p. 337-348, 1971.

MASI, F. Water reuse and resources recovery: The role and constructed wetlands in the Ecosan approach. **Desalination**, v.246, p.27-34, 2009.

MELIN, T.; JEFFERSON, B.; BIXIO, D.; THOEYE, C.; DE WILDE, W.; DE KONING, J.; VAN DER GRAF, J.; WINTGENS, T. Membrane bioreactor technology for wastewater treatment and reuse. **Desalination**, v. 187, p. 271–282, 2006.

METCALF & EDDY. **Water Reuse: Issues, technologies and applications**. MCGraw-Hill, 1^a ed., 1569p, 2007.

METCALF, L.; EDDY, H, P. **Tratamento de efluentes e recuperação de recursos**. 5. ed. Porto Alegre: AMGH, 2016.

MEMON, F. A.; ZHENG, Z.; BUTLER, D.; SHIRLEY-SMITH, C; LUI, S.; MAKROPOULOS, C.; AVERY, L. Life cycle impact assessment of greywater recycling

technologies for new developments. **Environmental Monitoring and Assessment**, v. 129, n. 1-3, p. 27-35, 2007.

MORORÓ, R. R. 147p, 2013. **Estudo de novo permeador para biorreatores com membranas (BRM) visando ao controle de incrustações**. Dissertação (mestrado) – Programa de Engenharia Química, Universidade Federal do Rio de Janeiro UFRJ/COPPE, 2013.

MUNÓZ, L. **Água para o desenvolvimento**. UNESCO Office in Brasília. 2013. Disponível em: <http://www.unesco.org/new/pt/brasil/abouthis-office/singleview/news/water_for_development_op_ed/#.UmLdKShDtPV>. Acesso em: dez. 2015.

NICOLAIDS, C.; VYRIDES, I.; Closing the water cycle for industrial laundries: An operational performance and techno-economic evaluation of a full-scale membrane bioreactor system. **Resources, Conservation and Recycling**. v. 92, p. 128–135, 2014.

NOLDE, E. Greywater reuse systems for toilet flushing in multi-story buildings – over ten years experience in Berlin. **Urban Water**. v. 1, p. 275-284, 1999.

OTTOSON, J.; STRENSTRÖM, T. A. Faecal contamination of greywater and associated microbial risk. **Water Research**. v. 37, n. 3, p. 645-655, 2003.

OTTERPOHL, R. Black, brown, yellow, grey- the new colors of sanitation. **Water** 21. p. 37-41, out. 2001.

PELEGRIN, D. C. **Microfiltração tangencial de efluente doméstico após tratamento biológico**. 2004. 131p. Dissertação (Mestrado em Engenharia Ambiental) – Programa de Pós-Graduação em Engenharia Ambiental, Universidade Federal de Santa Catarina, Florianópolis-SC, 2004.

PETRUS, J.C.C. **Preparação, modificação e caracterização de membranas assimétricas para a clarificação de sucos de frutas.** 1997. 139p. Tese (Doutorado) – Programa de Pós-Graduação em Engenharia de Alimentos, UNICAMP, Campinas, 1997.

PIDOU, M.; AVERY, L.; STEPHENSON, T.; JEFFREY, P.; PARSON, S.A.; LUI, S.; MEMON, F. A.; JEFFERSON, B. Chemical solutions for greywater recycling. **Chemosphere**, v.71, n.1, p. 147-155, 2008.

PIDOU, M.; MEMON, F, A.; STEPHENSON, T.; JEFFERSON, B.; JEFFREY, P. Greywater recycling: treatment options and applications. **Engineering Sustainability**, v.160, n. 3, p.119-131, 2007.

ROSENBERGER, S.; KRUGER, U.; WITZIG, R.; MANZ, W.; SZENZYK, U; KRAUME, M. Performance of a Bioreactor with Submerged Membrane for Aerobic Treatment of Municipal Waste Water. **Water Research**, v. 36, p. 413 – 420, 2002.

SARNAGLIA, S., A., A. **Desempenho de um “wetland” vertical aplicado ao tratamento do efluente de um filtro anaeróbio em uma estação de tratamento de águas cinzas claras visando o reuso não potável em edificações residenciais.** 2014. 158f. Dissertação (Mestrado em Engenharia Ambiental) – Programa de Pós-Graduação em Engenharia Ambiental, Universidade Federal do Espírito Santo, Vitória, 2014.

SASSE, A. **Final report for task 8 of the demonstration project Sanitation Concepts for Separate Treatment of Urine, Faeces and Greywater.** Humboldt University of Berlin, Berlin, 2005.

SILVA, M. K. **Biorreatores com membranas: uma alternativa para tratamento de efluentes.** 2009. 196p. Tese (Doutorado em engenharia) – Programa de Pós-Graduação em Engenharia Química, Universidade Federal do Rio Grande do Sul, Porto Alegre, 2009.

SOSTAR-TURK, S.; PETRINIC, I.; SIMONIC, M. Laundry wastewater treatment using coagulation and membrane filtration. **Resources, Conservation and Recycling**, v. 44, n. 2, p.185-196, 2005.

SCHNEIDER, R.P.; TSUTIYA, M.T. **Membranas Filtrantes para o Tratamento de Água, Esgoto e Água de Reuso**. 1º Ed. – São Paulo: Associação Brasileira de Engenharia Sanitária e Ambiental, 234p, 2001.

STEPHEENSON, T. JUDD, S.; JEFFERSON, B.; BRINDLE, K. **Membrane Bioreactors for wastewater treatment**. Publishing IWA, London, 179p. 2000.

USEPA - ENVIRONMENTAL PROTECTION AGENCY. **Guidelines for water reuse**. USEPA 625-R-04-108. Office of Water, Washington, DC, EUA, 2004.

VALENTINA, R. S. D. **Gerenciamento da qualidade e da quantidade de água cinza em uma edificação residencial de alto padrão com vistas ao seu reúso não-potável**. 2009. 163f. Dissertação (Mestrado em Engenharia Ambiental) – Programa de Pós-Graduação em Engenharia Ambiental, Universidade Federal do Espírito Santo, Vitória, 2009.

VAZ, L., O. **Avaliação do risco microbiológico decorrente do reuso de águas cinza em uma edificação residencial de alto padrão**. 2009. 133f. Dissertação (Mestrado em Engenharia Ambiental) – Programa de Pós-Graduação em Engenharia Ambiental, Universidade Federal do Espírito Santo, Vitória, 2009.

VIDAL, C. M. de S. **Avaliação da microfiltração tangencial como alternativa no tratamento avançado de efluente gerado em sistema de tratamento de esgoto sanitário constituído de reator UASB (Upflow Anaerobic Sludge Blanket) seguido de tanque de aeração**. 2006. 213p. Tese (Doutorado em Hidráulica e Saneamento), Escola de Engenharia de São Carlos, São Carlos – SP, 2006.

VITÓRIA (município). **Lei nº 7079, de 18 de setembro de 2007**. Vitória, 2007. Disponível em:< <http://sistemas.vitoria.es.gov.br/webleis/Arquivos/2007/L7079.PDF>>. Acesso em: 06 de fev. 2016.

VON SPERLING, M. **Introdução à qualidade das águas e ao tratamento de esgotos - Princípios do tratamento biológico de águas residuárias**. 3ed. Belo Horizonte: Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental. DESA.UFMG, 2005.

XAVIER, J. B.; PICIOREANU, C.; ALMEIDA, J. S.; van LOOSDRECHT, M. C. M. Monitorização e Modelação da Estrutura de Biofilmes. **Boletim de Biotecnologia**, v. 76, p. 2-13, 2002.

YANG, W.; CICEK, N.; ILG, J. State-of-the-Art of Membrane Bioreactors: Worldwide Research and Commercial Applications in North America. **Journal of Membrane Science**, v. 270, p. 201 – 211, 2006.

WANG, Z.; MA, J.; TANG, C. Y.; KIMURA, K.; WANG, Q.; HAN, Z. Membrane cleaning in membrane bioreactors: A review. **Journal of Membrane Science**, v. 468, p. 276 – 307, 2014.

WINWARD, G. P.; AVERY, L. M.; FRAZER-WILLIAMS, R.; PIDOU, M.; JEFFREY, P.; STEPHENSON, T.; JEFFERSON, B. A study of the microbial quality of grey water and an evaluation of treatment technologies for reuse. **Ecological Engineering**. n. 32, p. 187–197, 2008.

WISNIEWSKI, C. Membrane bioreactor for water reuse. **Desalination**, v. 203, p. 15–19, 2007.

ZANCHETA, P., G. **Recuperação e tratamento da urina humana para uso agrícola**. 2007. 83f. Dissertação (Mestrado em Engenharia Ambiental) – Programa de Pós-Graduação em Engenharia Ambiental, Universidade Federal do Espírito Santo, Vitória, 2007.

APÊNDICE A

Valores médios das características físico-químicas e microbiológica dos efluentes do MBBR e da Mb para o TDH 8h e TDH 4h.

Parâmetros (Unidade)	MBBR (TDH 8 h)					MBBR (TDH 4 h)					Mb (TDH 8 h)					Mb (TDH 4 h)				
	M	Med.	DP	Mín.	Máx.	M	Med.	DP	Mín.	Máx.	M	Med.	DP	Mín.	Máx.	M	Med.	DP	Mín.	Máx.
Temperatura ¹ (°C)	33,5	33,4	0,44	33,0	34,0	33,8	34,4	34,9	35,1	34,6	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Alcalinidade ² (mg.CaCO ₃ .L ⁻¹)	47,7	47,5	2,08	45,5	50,5	44,6	38,5	18,9	34,5	74,5	39,3	40,0	11,3	21	51,5	36,6	35,5	15,9	23	63
pH ³	7,4	7,4	0,26	6,9	7,9	7	6,9	0,43	6,2	7,6	7,4	7,4	0,24	7	7,9	7	7	0,38	6,2	7,64
DBO _{5,20} ² (mgO ₂ .L ⁻¹)	24	20	5,48	20	30	38	40	8,37	30	50	14,0	10	5,48	10	20	24	25	4,18	20	30
DQO ³ (mgO ₂ .L ⁻¹)	56,9	50,5	23,0	24,3	104	61,2	61	25,3	18	167	34	28	16,5	15,5	74,3	37,6	37	14,6	11,8	64,3
DQO ³ _{filtrada} (mg.L ⁻¹)	25	25,8	12	11,8	50,5	34,3	34,3	15,7	10,5	71,8	15,1	11,8	8,7	4,2	34,3	17,7	16,8	7,6	5,5	33
Turbidez ³ (NTU)	28,6	23,1	11,4	11,2	45,9	35,7	36	10,8	17,6	54,6	10,2	10,1	1,54	7,1	12,9	18,3	18	5,23	10,1	28,7
ST ² (mgST.L ⁻¹)	354	355	56,2	290	435	438	330	35,1	295	390	74	75	20,7	55	105	95	95	27,4	65	135
SST ² (mgSST.L ⁻¹)	25,4	23	9,24	16	37	37,7	36	7,8	29,0	49,5	15,2	13,5	4,99	11,5	23,5	23,6	20	7,77	19,0	37,5
Sulfato ² (mg.SO ₄ ²⁻ .L ⁻¹)	50,4	50,3	0,36	49,9	50,8	25	26,4	3,78	19,8	29,0	46,4	46,3	2,44	43,2	49,3	21,7	21,5	3,86	17,8	26,2
Sulfeto ² (mg.S ²⁻ .L ⁻¹)	38,3	39,1	1,36	36,1	39,2	16,4	16,5	2,02	14,1	19,3	38,4	39,2	1,42	36,1	39,5	16,7	16,7	1,76	14,5	19,4
Coliformes Tot. ² (NMP/100ml x 10 ⁷)	3,48	3,1	0,52	3,10	4,10	6,34	6,3	0,76	5,3	7,4	1,38	1	0,56	0,95	2	2,82	3	0,87	2	4,1

Fonte: Tabela elaborada pelo autor.

Nota: 1 = FA horária e nº 120; 2 = FA diária e nº 23; 3 = FA semanal e nº 5; para cada TDH.