

**UNIVERSIDADE DE BRASÍLIA
FACULDADE DE TECNOLOGIA
DEPARTAMENTO DE ENGENHARIA CIVIL E AMBIENTAL**

**APLICAÇÃO DA MICROFILTRAÇÃO SUBMERSA AO
TRATAMENTO DA ÁGUA DO LAGO PARANOÁ - DF**

**SAMUEL ALMEIDA FONSECA
10/0040063**

ORIENTADORA: CRISTINA CELIA SILVEIRA BRANDÃO

PROJETO FINAL 2 EM ENGENHARIA AMBIENTAL

BRASÍLIA-DF: JANEIRO/2017

FICHA CATALOGRÁFICA

FONSECA, SAMUEL ALMEIDA

Aplicação da Microfiltração Submersa no Tratamento da Água do Lago Paranoá - DF
xiv, 94p., 210 x 297 mm.

Monografia (Graduação) – Universidade de Brasília, Departamento de Engenharia Civil e Ambiental. 2017.

1. Tratamento de água

2. Microfiltração submersa

3. Lago Paranoá

REFERÊNCIA BIBLIOGRÁFICA

FONSECA, S. A. (2017). Aplicação da Microfiltração Submersa no Tratamento da Água do Lago Paranoá – DF. Monografia de Projeto Final, Departamento de Engenharia Civil e Ambiental, Universidade de Brasília, Brasília, DF, 96p..

CESSÃO DE DIREITOS

AUTOR: Samuel Almeida Fonseca

TÍTULO: Aplicação da Microfiltração Submersa no Tratamento da Água do Lago Paranoá – DF.

GRAU: Bacharel em Engenharia Ambiental ANO: 2017

É concedida à Universidade de Brasília permissão para reproduzir cópias desta dissertação de mestrado e para emprestar e vender tais cópias somente para propósitos acadêmicos e científicos. O autor reserva outros direitos de publicação e nenhuma parte dessa monografia de projeto final pode ser reproduzida sem autorização por escrito do autor.

Samuel Almeida Fonseca

samuel.a.fonseca@gmail.com

*"Você consegue ouvir as pessoas cantando?
Diga se você consegue ouvir os tambores distantes
É o futuro que vai começar quando o amanhã chegar."*

(Hebert Kretzmer)

AGRADECIMENTOS

Agradeço a Deus por ter me dado força, sabedoria e muita paz para que pudesse concluir este trabalho, ainda sou especialmente grato, por ele ter colocado nessa trajetória pessoas que de fato fizeram a diferença.

Na certeza de que apesar de individual esse trabalho foi realizado por várias mãos, eu agradeço aos meus pais Jânio e Fátima e meu irmão Rômulo, por todo apoio, amparo, engenhosidade e participação. A certeza que vocês estariam comigo cada etapa, sucesso e frustração foram fundamentais para que pudesse sempre avançar.

Agradeço a minha querida orientadora, Professora Cristina Brandão, por toda dedicação, bons conselhos e conversas ao longo de toda graduação. Tenho certeza que o que conhecimento adquirido com esse trabalho é apenas parte de tudo que pude absorver durante nossa convivência.

Sou grato à banca que contribuiu enormemente para que esse trabalho fosse completado. Agradeço à engenheira Claudia Simões pelas sugestões de procedimentos, e pelo trabalho que foi verdadeira inspiração. À professora Yovanka faço meu agradecimento especial como forma de homenagear aos professores com quem pude conviver durante a graduação.

Agradeço a todos os funcionários e diretoria da CAESB pelo local disponibilizado e todo suporte técnico prestado, fundamentais para o sucesso do estudo.

Agradeço, de modo mais que especial, minhas queridas amigas: Giovanna, Lorryne e Tatiana, presentes em toda a operação, fazendo a diferença com sua competência, alegria e otimismo. Vocês foram mais que fundamentais para esse trabalho.

Agradeço ao Professor Arthur pelo seu, a fundamental apoio durante a execução do projeto. às técnicas do LSA, sempre dispostas a ensinar os procedimentos e fornecer todo suporte para a realização dos ensaios.

Agradeço a os amigos da ADASA, especialmente meus orientadores Camila e Welber, por toda confiança, compreensão e torcida durante os meses de trabalho.

Agradeço aos muitos amigos que de perto ou contribuíram para o trabalho, com boas ideias, e muita torcida e as melhores energias.

RESUMO

A escassez de água pela qual passa o Distrito Federal, aliado ao rápido crescimento populacional e desenvolvimento urbano, acarretam na busca por novos mananciais que possam servir como abastecimento. Desta maneira, o lago Paranoá surge como opção como manancial. Alternativamente ao tratamento convencional proposto para seu tratamento, este trabalho avalia o desempenho operacional de uma unidade piloto de microfiltração submersa (MFS), de fabricação nacional, em termos de produção de permeado e eficiência nos parâmetros selecionados. O trabalho experimental se desenvolveu em três etapas mais uma etapa de pré-operação. Cada etapa representou uma condição operacional na qual se variava a pressão de trabalho da bomba e o tempo entre retrolavagens. A Condição Operacional 1 procurou utilizar as recomendações da fabricante: intervalo entre retrolavagens de 15 minutos e pressão de -0,1 bar a fim de se obter o fluxo inicial de $10\text{l/h}\cdot\text{m}^2$. A Condição Operacional 2 se caracterizou por trabalhar com uma pressão próxima a pressão crítica, -0,2 bar, e o mesmo intervalo entre retrolavagens, enquanto a Condição Operacional 3 manteve a pressão de -0,2 bar e alterou o intervalo entre retrolavagens para 30 minutos, todas as condições operacionais utilizaram aeração durante apenas a retrolavagem. A eficiência da remoção foi analisada a partir dos seguintes parâmetros (turbidez, clorofila-a, coliformes totais, *E. coli*, matéria orgânica natural – $\text{UV}_{254\text{nm}}$, pH e contagem de partículas). Os resultados de qualidade apresentados durante a pré-operação davam indícios de que a membrana entregue apresentava problemas com sua integridade, tendo em vista o valor elevado de coliformes totais e *E. coli* presentes no permeado. Com a condução das análises durante as condições operacionais, observou-se a perda de integridade da membrana, chegando a apresentar valores de turbidez de 2,66 uT, 5 vezes maior que o limite imposto pela legislação. E os outros parâmetros também apresentaram valores de eficiência abaixo do esperado, com exceção da remoção de matéria orgânica que teve valores médios de 40% em toda a operação. Em termos de produção, a Condição Operacional apresentou a maior recuperação de permeado 68%, entretanto, este baixo valor de recuperação pode ter sido ocasionado pela duração alta da retrolavagem, 2 minutos, valor quatro vezes acima do recomendado pela empresa. Portanto seria necessário fazer um estudo quanto o tempo ótimo de retrolavagem e a recondução do estudo utilizando um módulo de membrana íntegro a fim de se precisar qual a melhor condição operacional para a utilização da MFS.

ABSTRACT

The shortage of water through which the Federal District is experiencing, combined with rapid population growth and urban development, leads to the search for new water sources that can serve as a water supply. Therefore, lake Paranoá appears as an option of a water source. As an alternative to the conventional treatment proposed for its treatment, this work evaluates the operational performance of a pilot plant of submerged microfiltration (SMF), of Brazilian manufacture, in terms of permeate production and efficiency in the rejection of selected parameters. The experimental work was developed in three stages plus a pre-operation stage. Each step represented an operating condition in which the pump working pressure and time between backwashes were varied. Operating Condition 1 sought to use the manufacture's recommendations: interval between backwashes of 15 minutes and pressure of -0.1 bar in order to obtain the initial flow of 10 L/h*m². Operation Condition 2 was characterized by working with a pressure close to the critical pressure, -0.2, bar, and the same interval between backwashes, Operation Condition 3 kept the pressure close to the critical condition, and changed the interval between backwashes to 30 minutes, all operating conditions used aeration during backwashes only. Removal efficiency was analyzed from the following parameters (turbidity, chlorophyll-a, total coliforms, *E. coli*, natural organic matter- UV254nm, pH and particle counting). The water quality results presented during the pre-operation indicated that the membrane presented problems with its integrity, considering the high value of total coliforms and *E. coli* present in the permeate. With the conduction of the analyzes during the operational condition, the loss of membrane integrity was observed, reaching values of turbidity of 2.66 ntu, 5 times higher than the limit imposed by the legislation. The other parameters also presented lower than expected efficiency values, except for the removal of organic matter that had average values of 40% throughout the operation. In terms of production, the Operation Condition 3 presented the highest permeate recovery of 69%, however, this low recovery value may have been caused by the high backwash duration, 2 minutes, a value four times higher than the one recommended by the manufacture. Therefore, it would be necessary to study the optimal backwash time and re-run the study using an integral membrane module in order to determine the best operational condition for the SMF.

LISTA DE SIGLAS E ABREVIACÕES

°C- Graus Célsius

ADASA – Agência Reguladora de Águas Energia e Saneamento do Distrito Federal

Aer. – Aeração

CAESB – Companhia de Saneamento Ambiental do Distrito Federal

CEB – Companhia Energética de Brasília

cel/L – Células por litro

CO₂ – Dióxido de carbono

COA – Carbono Orgânico Assimilável

Coag. – Coagulação

cP - Centipoises

DOC – Carvão Orgânico Dissolvido

E. coli – *Escherichia coli*

ETA – Estação de Tratamento de Água

ETE – Estação de Tratamento de Esgoto

Floc. Floculação

FT 101 – 103 – Medidor de Vazão

g – Grama

GEP – Grupo de Estudos de Poluição

h – Hora

IBGE – Instituto Brasileiro de Geografia e Estatística

IBRAM – Instituto Brasília Ambiental

J – Fluxo

KPa – Kilo Pascal

L – Litro

LPM – Litros por minuto

LSH – Chave de nível alto

LSHH – Chave de nível muito alto

LSL – Chave de nível Baixo

LSLL – Chave de nível muito baixo

m – Metro

m² – Metro quadrado

m³ – Metro cúbico

MF – Microfiltração
mg – Miligrama
mL – Mililitro
MO – Matéria Orgânica
MON – Matéria Orgânica Natural
MPa – Mega Pascal
NF – Nanofiltração
NTU – Unidade de turbidez nefelométricas
O₃ – Ozônio
OI – Osmose Inversa
OMS – Organização Mundial da Saúde
OR – Osmose Reversa
PEI – Polietierimida
pH – Potencial Hidrogeniônico
PP – Polypropyleno
 ρ_{poro} – Desnsidade de Poros
PT -101 – Medidor de Pressão
PTM (TMP) – Pressão transmembrana (Inglês)
PVDF – Fluoreto de polivinilidene
Q_{total}- Vazão Total
R_m – Resistência de Membrana
TOC – Carvão Orgânico Total
UF – Ultrafiltração
UnB – Universidade de Brasília
UV 254 nm – Radiação ultravioleta no comprimento de onda de 254 nm
UFC – Unidade formadora de colônia
VPL – Valor Presente Líquido
 μg – Micrograma
 μm – Micrômetro
 τ – Índice de Tortuosidade

LISTA DE FIGURAS

Figura 3.1- Processo de Eletrodialise (Bergman <i>et al.</i> , 2012).....	11
Figura 3.2 - Aplicabilidade dos diferentes processos de separação por membrana (Duranceau <i>et al.</i> , 2011- Adaptado).....	12
Figura 3.3- Representação do módulo de membrana em espiral (Bergman, 2012 – Adaptado).....	17
Figura 3.4 -Módulo de membranas de fibra oca para operação sob pressão (Collon, 1990; <i>apud</i> Corrêa e Tsuzuki, 2012)	18
Figura 3.5-Formação de <i>Fouling</i> (<i>The University of Texas at Austin</i> , 2013 - Adaptado)	22
Figura 3.6 – Sistema de fluxo tangencial com recirculação (Jacangelo e Noack, 05 Adaptado)	25
Figura 3.7 – Operação do tratamento de membrana por fluxo frontal. (Jackangelo e Noack, 2005 Adaptado)	25
Figura 3.8 – Concepção do sistema de membranas submersas. (Jacangelo e Noack, 2005- Adaptado)	27
Figura 3.9 – Diagrama de operações em processo de MF. (Kumar <i>et al.</i> ,2014 - Adaptado).....	29
Figura 3.10 – Fluxograma de funcionamento da estação Sandhurst – Austrália (Loizier, 2005 - Adaptado).....	35
Figura 4.1 – Representação esquemática das condições operacionais avaliadas.....	40
Figura 4.2(a) Ponto de captação do Lago Paranoá (Google, 2016). Figura 4.1(b) Localização da unidade piloto (Simões, 2016).....	41
Figura 4.3 – Vista da instalação piloto de MFS, com indicação dos principais componentes.).....	42
Figura 4.4 Fluxograma de operação unidade de MFS.....	43
Figura 4.5 – Módulo de membrana de MFS.....	44
Figura 4.6 Fluxograma de operação MF (PAM Membranas, 2016 - Adaptado).....	46
Figura 4.7 – Tela de definição de parâmetros de operação no modo automático.....	48
Figura 4.8 Utilização de aeração no processo de retrolavagem.....	51

Figura 5.1 - Figura 5.1 (a) Sistema de drenagem e recirculação no tanque T-101 - (b) Sistema de proteção da captação.....	56
Figura 5.2 – Hidrômetro responsável pela medição de vazão permeada.....	57
Figura 5.3 - Módulo de membrana com indicação de possíveis problemas de integridade	59
Figura 5.4 Determinação da pressão crítica.....	60
Figura 5.5 – Comportamento do fluxo permeado ao longo do tempo na Condição Operacional 1.....	62
Figura 5.6 – Valores de turbidez e fluxo ao longo do tempo de operação na Condição Operacional 1.....	64
Figura 5.7 – Rejeição de partículas por faixa de tamanho na Condição Operacional 1.	65
Figura 5.8 – Condição dos módulos de membrana após pré-operação.....	67
Figura 5.9 - Comportamento do fluxo permeado ao longo do tempo na Condição Operacional 2..	69
Figura 5.10 – Evolução do fluxo ao longo do tempo de operação na Condição Operacional 2 com ajuste de curva sem valores iniciais de fluxo.....	70
Figura 5.11 – Valores de turbidez e fluxo ao longo do tempo de operação na Condição Operacional 2.	72
Figura 5.12 – Rejeição de partículas por faixa de tamanho na Condição Operacional 2.....	72
Figura 5.13 – Filtros utilizados para extração de clorofila-a.....	73
Figura 5.14– Espécies de microalgas encontradas nas amostras analisadas.....	75
Figura 5.15 – Remoção de coliformes totais na Condição Operacional 2	75
Figura 5.16 – Condição do módulo após a Condição Operacional 2 e antes da Condição Operacional 3.....	77
Figura 5.17 – Comportamento do fluxo permeado ao longo do tempo na Condição Operacional 3.....;	78
Figura 5.18 – Evolução de fluxo ao longo do tempo de operação na Condição Operacional 3 com ajuste de curva sem valores iniciais de fluxo.....	78
Figura 5.19 – Valores de turbidez e fluxo ao longo do tempo de operação na Condição Operacional 3.....;	80

Figura 5.20 – Rejeição de partículas por faixa de tamanho na Condição Operacional 3	80
Figura 5.21 – Aspecto visual dos filtros no dia de pico de clorofila-a.....	81
Figura 5.22 – Módulos de membrana pós Condição Operacional 3.....	83
Figura 5.23 – Comparativo do comportamento dos fluxos com o tempo de operação	84
Figura 5.24 – Acompanhamento dos valores de turbidez ao longo das operações.....	87

LISTA DE TABELAS

Tabela 3.1- Propriedades dos materiais utilizados em membranas (Cardot,1999, <i>apud</i> Schneider e Tsutiya, 2001 - Adaptado).....	15
Tabela 3.2– Discretização dos custos operacionais de membranas de MF. (Vickers, 2005 - Adaptado).....	28
Tabela 3.3 – Pré-tratamento necessário para remoção de contaminantes em membranas de baixa pressão. (Speth e Reiss, 2005 - Adaptado).....	30
Tabela 3.4- Aplicação de Membranas de Microfiltração no Tratamento de Água.....	32
Tabela 4.1 – Condição de operação da unidade piloto.....	50
Tabela 4.2- Método analítico dos padrões analisados.....	53
Tabela 5.1 – Resultados obtidos na etapa de pré-operação.....	61
Tabela 5.2 – Resumo de dados da qualidade na Condição Operacional1.....	63
Tabela 5.3 – Resumo dados de qualidade da água na Condição Operacional 2.....	71
Tabela 5.4 – Espécies de microalgas encontradas nas amostras.....	74
Tabela 5.5- Resumo dos dados de qualidade na Condição Operacional 3.....	79
Tabela 5.6 –Recuperação obtida nas diferentes condições operacionais.....	85
Tabela 5.7 – Recuperação simulada com 30 segundos de retrolavagem.....	86

LISTA DE EQUAÇÕES

Equação 3.1.....	10
Equação 3.2.....	18
Equação 3.3.....	19
Equação 3.4.....	20
Equação 3.5.....	20

SUMÁRIO

1 – INTRODUÇÃO	1
2- OBJETIVOS.....	4
3- FUNDAMENTAÇÃO TEÓRICA E REVISÃO BIBLIOGRÁFICA....	5
3.1- APRESENTAÇÃO LAGO PARANOÁ	5
3.1.1- Histórico	5
3.1.2- Utilização do Lago Paranoá como Manancial de Abastecimento.....	7
3.2- PROCESSOS DE SEPARAÇÃO POR MEMBRANAS	9
3.2.1 Processos de Separação por Membranas Guiados por Gradiente de Pressão	11
3.2.2- Materiais Constituintes de Membrana.....	15
3.2.3- Módulos de Membranas	16
3.3- OPERAÇÃO DOS SISTEMAS DE MEMBRANAS DE MICROFILTRAÇÃO	18
3.3.1- Fluxo Através de membranas.....	18
3.3.2- Obstrução de Membranas.....	20
3.3.3 – Limpeza de Membranas.....	23
3.3.4- Modo de Operação dos Sistemas de Membrana	24
3.3.5 - Configuração dos Sistemas de Produção	25
3.3.6 – Aspectos Econômicos da Operação de Membranas	28
3.4 - APLICAÇÃO DE MEMBRANAS DE MICROFILTRAÇÃO NO TRATAMENTO DE ÁGUA.....	30
3.4.1- Turbidez	31
3.4.2 – Matéria Orgânica	34
3.4.3 - Micro-organismos	37
4 - METODOLOGIA	40
4.1 – INSTALAÇÃO PILOTO.....	41
4.4 – DESENVOLVIMENTO EXPERIMENTAL	50
4.5 – MÉTODOS DE ANÁLISE	52
5. RESULTADOS E DISCUSSÃO	55
5.1 –QUESTÕES DE PROJETO E LIMITAÇÕES OPERACIONAIS	55
5.1.1 - Operação Contínua.....	55
5.1.2 - Controle e acompanhamento de vazão.....	56
5.1.3 - Condição Operacional (Utilização da Aeração Contínua)	58
5.1.4 - Integridade dos Módulos de Membrana.....	58
5.2 – ENSAIO DE PRESSÃO CRÍTICA	60
5.3 – ENSAIOS DE OPERAÇÃO	61
5.3.1–Condição Operacional 1	62
5.3.2– Condição Operacional 2	68
5.3.3– Condição Operacional 3	77
5.4 – COMPARAÇÃO ENTRE AS CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO	83
6 - CONCLUSÃO	89
REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS.....	91

1 – INTRODUÇÃO

Segundo dados do Instituto Brasileiro de Geografia e Estatísticas (IBGE), o Distrito Federal apresentou em 2013 a segunda maior taxa de crescimento populacional entre as unidades da federação, 2,2%, o crescimento populacional do país no mesmo período foi de 0,9%.

O rápido crescimento populacional, em conjunto com o desenvolvimento industrial e agrícola, aumentam a possibilidade de ocorrência do fenômeno conhecido por estresse hídrico, definido como o cenário em que a demanda de água supera a capacidade de produção. A Companhia de Saneamento Ambiental do Distrito Federal (CAESB) afirmava em 2011 que 88% da capacidade de abastecimento já estava sendo utilizada, o que demandou atenção na busca por novos mananciais em condições de fornecer água em quantidade e qualidade adequadas.

Dentre as alternativas elencadas para atender a crescente demanda de água para abastecimento do DF inclui-se a utilização do lago Paranoá, com o objetivo de atender aproximadamente 600 mil habitantes. A outorga concedida ao empreendimento aprovou a captação de 2,8 m³ de água por segundo, quando concluído. O futuro sistema do Paranoá compreende, além da estação de captação, uma estação de tratamento de água (ETA) e nove reservatórios distribuídos pelas regiões atendidas.

O lago Paranoá é um dos mais conhecidos pontos da capital. Foi planejado com a função de geração de energia elétrica e paisagística, hoje ele desempenha outras funções como recreação, lazer e destinação final do afluente de duas estações de tratamento de esgoto (ETE), além da amortização das águas oriundas do sistema de drenagem urbana. Por conta de suas características de usos múltiplos e sua localização dentro de uma área urbana, há grande desconfiança, por parte da população, quanto à qualidade da água que será produzida. Nutrientes, micro-organismos patogênicos, matéria orgânica, e micropoluentes são as maiores preocupações em relação à segurança da água produzida.

Como já mencionado está prevista a construção de uma ETA dentro do sistema produtor de água. As empresas de saneamento do Brasil vem utilizando ao longo do último século o

sistema convencional de tratamento como principal forma de tratamento de água para consumo humano. Contudo tal tratamento não se mostra capaz de garantir a remoção dos poluentes emergentes e micro-organismos patogênicos cada vez mais resistentes, para os níveis mais exigentes de potabilidade. Nesse cenário é necessário buscar novas tecnologias de tratamento que se adequem aos desafios apresentados.

Os sistemas de membranas filtrantes se apresentam com uma das tecnologias mais promissoras para a substituição ou aprimoramento do sistema convencional de tratamento. A eficiência no tratamento de água é creditada à aplicação de seus diferentes tipos de membrana. Enquanto as membranas de microfiltração e ultrafiltração são capazes de remover material em suspensão, micro-organismos patogênicos por meio da separação absoluta por exclusão de tamanho de seus poros, as membranas de nanofiltração e osmose inversa são capazes de remover a matéria orgânica dissolvida em água além de sais inorgânicos, cada uma demandando diferentes tipos de pré-tratamento da água bruta, e o gradiente exercido por sua força motriz.

Dentre os modos de operação mais utilizados nos sistemas de microfiltração se destaca o uso de membranas de fibra oca submersas. Esta configuração além de manter a eficiência na rejeição de contaminantes apresenta vantagens importantes na operação tais como o menor requerimento de pressão das bombas e menor potencial de formação de incrustações permanentes. Para tanto se faz necessária a utilização de um sistema aerador para proceder com o controle de incrustação. Tal necessidade pode implicar em custos extras à operação devido ao consumo energético dos sopradores de ar, podendo chegar a 50% da quantidade de energia demandada pelo sistema (Choi *et al.*, 2008)

O contínuo aprimoramento da tecnologia, aliada com o aumento da escala de utilização são responsáveis pela diminuição dos custos de capital, investimento e operação ao longo dos anos, tornando esses sistemas cada vez mais competitivos aos de estações convencionais em países desenvolvidos.

Alguns dos entraves dos sistemas de membranas em países como Brasil estão atrelados ao seu modo de operação que ainda não está consagrado como o sistema convencional, a dificuldade em se encontrar fornecedores e desenvolver tecnologia nacional, além das incertezas em relação ao custo de capital, instalação e operação. Portanto, esse trabalho

avalia as condições de operação e desempenho de uma unidade piloto de membranas de microfiltração submersa no tratamento de água do lago Paranoá, utilizando em seu sistema membrana fabricada pela PAM Membranas Seletivas, único fabricante brasileiro de membranas.

2- OBJETIVOS

O presente trabalho tem como objetivo geral a avaliação das condições de operação e o desempenho de uma unidade piloto de membranas de microfiltração submersa no tratamento de água do lago Paranoá.

Como objetivos específicos, propõe-se:

- Avaliar a eficiência da membrana de microfiltração submersa na remoção de turbidez, matéria orgânica natural-MON (UV 254nm), microalgas (clorofila-a) e indicadores micro-organismos patogênicos (coliformes e *E. Coli*) presentes na água bruta;
- Avaliar o impacto da alteração do fluxo de água tanto na qualidade da água produzida como no desempenho operacional do sistema;
- Avaliar o impacto da periodicidade de lavagens tanto na qualidade da água produzida como no desempenho operacional do sistema;

3- FUNDAMENTAÇÃO TEÓRICA E REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

3.1- APRESENTAÇÃO LAGO PARANOÁ

3.1.1- Histórico

O lago Paranoá, indiscutivelmente um dos maiores símbolos de Brasília, é parte integrante de sua história desde o início do planejamento. Segundo Menezes Junior *et al.*. (2001) no edital do concurso para o plano urbanístico de Brasília em 1956, a existência de um lago artificial esteve presente em todas as propostas submetidas à apreciação. Entre as razões que justificam esse fato estava a exigência do edital por soluções que garantissem a geração de energia elétrica, abastecimento de água, além de outros serviços básicos à população e importante função paisagística.

Menezes Junior *et al.*. (2001) também indicam que a localização do lago não foi arbitrária. Na década de 1950 o Relatório Belcher indicava o Rio Paranoá como a opção mais viável para a produção de energia elétrica por conta do desnível que ele apresentava.

Situada entre os ribeirões Bananal, Torto, Gama e Riacho Fundo, que passaram a ser seus principais tributários, a barragem do lago Paranoá teve sua construção concluída em 1959 e sendo necessária duas temporadas de chuva para que o barramento chegasse à cota projetada, 1000 m acima do nível do mar (CAESB, 2013).

No ano seguinte ao término da obra de barramento do lago Paranoá, foi inaugurada a primeira estação de tratamento de esgoto que utilizava o corpo hídrico para realizar os lançamentos. A ETE-Sul foi instalada no braço do Riacho Fundo, e era provida de tratamento convencional de esgoto a nível secundário, indicando baixa remoção de nutrientes (Philomeno, 2007) .

Segundo Abbt-Braun *et al.*. (2014), em 1961 o lago apresentava condições biológicas e físico químicas excelentes, porém o mesmo foi mudando de condição ao longo da década motivado pelo pleno uso da ETE-Sul em 1962 e a inauguração da ETE-Norte em 1969, com capacidade de atender 225 mil habitantes.

Com a chegada da década de 1970 foi constatado que a capacidade instalada de tratamento de esgoto tinha sido superada pela população em rápido crescimento e conseqüentemente o lago apresentava grau significativo de degradação da qualidade de água. Como medida para contenção desse quadro foi elaborado, em 1970, o Plano Diretor de Água, Esgotos e Controle de Poluição do Distrito Federal, que destacava entre as primeiras conclusões a necessidade de se orientar o crescimento populacional para região sudoeste do DF e a exportação do esgoto para a Bacia do São Bartolomeu (Burnett *et al.*, 2001). Em 1974, por meio do Grupo de Estudos de Poluição (GEP), a CAESB (Companhia de Saneamento Ambiental do Distrito Federal) iniciou o programa de monitoramento da qualidade de água em termos de balneabilidade, a fim de garantir os múltiplos usos aos quais o lago foi designado.

Em 1975, como fruto dos estudos realizados pelo GEP/CAESB, acrescentou-se com causas da eutrofização presente no lago o não desmatamento e a não remoção completa dos acampamentos nas áreas alagadas pelo lago, além do carreamento de adubos e demais detritos oriundos da ocupação da bacia (Burnett *et al.*, 2001). O ponto crítico da alteração da qualidade do lago ocorreu em 1978, quando houve uma grande floração de cianobactérias da espécie *Microcystis aeruginosa* nas proximidades da ETE-Sul, devido o excesso de nutrientes contidos na área. Como consequência desse acontecimento a população do DF presenciou uma grande mortandade de peixes e a ocorrência de odor na região do Plano Piloto e Lago Sul (Barbosa, 2015 e Brunett *et al.*, 2001).

Sendo constatado que os nutrientes, principalmente o fósforo, advindo das ETE's de outras fontes de poluição difusas, como a causa principal da eutrofização no lago foram adotados diversos planos para conter esse quadro. Principalmente, estabelecer o controle da entrada de nutrientes e o controle populacional de cianobactérias. Primeiramente foi realizada a aplicação do sulfato de cobre como algicida, a aplicação durou de 1978 a 1998. O segundo programa de restauração da qualidade do lago priorizou a melhoria do tratamento em termos da remoção do fósforo do efluente produzido pelas ETE's. Reinauguradas em 1993 e 1994 as ETE Sul e Norte, respectivamente, passaram a contar com o tratamento terciário, sendo constatado a remoção de até 70% na emissão de fósforo para o lago e 75% nas taxas relacionadas ao nitrogênio. Com essa medida foi alcançada certa melhoria na qualidade de água, porém as condições de trofia se mantinham, e em

1998 devido a uma repentina queda de temperatura houve um novo episódio de mortandade de peixes. (Abbt-Braun *et al.*, 2014)

Apesar dos esforços realizados pelos gestores o lago continuou em condição eutrófica até 1998 quando a companhia responsável pela produção de energia elétrica (CEB) alterou o regime de operação do reservatório de modo que o tempo de detenção da água no lago passasse de 721 dias para 192 abruptamente, causando um efeito descarga no lago, o que foi responsável pela remoção de grande parte da matéria orgânica (Abbt-Braun *et al.*, 2014).

Segundo Barbosa (2015), nas em condições atuais o lago pode ser considerado mesotrófico e com bons indicadores de qualidade de água.

3.1.2- Utilização do Lago Paranoá como Manancial de Abastecimento

O Lago Paranoá desde sua inauguração acumula funções como geração de energia, paisagismo, recreação, receptor da drenagem pluvial urbana e pesca comercial (Cordeiro Netto, 2004, *apud* Pereira, 2006). Muitas vezes os usos requerem que o lago esteja em condições diferentes, dá-se a isso, então, o nome de usos conflitantes. A geração de energia precisa que haja vazão na barragem do lago, enquanto que os usos recreativos necessitam de um nível constante para que possam ser realizados. A fim de solucionar estas questões a ADASA, Agência Reguladora de Águas, Energia e Saneamento do Distrito Federal, definiu em resolução que o nível operacional do lago Paranoá deverá variar entre o limite máximo de 1000,80 m e o mínimo de 999,80m, para usos múltiplos e 999,50m para a realização do rebaixamento do seu nível para a remoção da camada superficial do lago.

A partir de 2005 iniciaram-se os estudos para a utilização do lago Paranoá como fonte de abastecimento de água. Os estudos foram motivados pelo aumento da demanda e da utilização dos principais mananciais do DF, Rio Descoberto e Santa Maria/Torto. O projeto de captação recebeu em 2015 a licença de instalação do sistema de captação pelo Instituto Brasília Ambiental (IBRAM), após aprovação de seu Estudo de Impacto Ambiental, e a vazão de captação aprovado por outorga concedida pela ANA, chegará a 2,8m³/s, com a previsão da construção de uma nova ETA para realizar o seu tratamento.

Iniciado em 1974 o sistema de monitoramento da qualidade da água do lago Paranoá, considerava os parâmetros de balneabilidade, os aspectos limnológicos e de controle de nutrientes que são dispostos no lago. Segundo Abbt-Braun *et al.*, (2014) os dados de qualidade química do lago obtidos neste monitoramento permitem atestar sua qualidade considerando sua utilização como fonte de abastecimento.

Entretanto, os autores também ressaltam sobre a importância de se proceder com um monitoramento dos micro-poluentes.

Os micro-poluentes não foram observados em quantidades alarmantes no estudo de Abbt-Braun *et al.*, (2014), contudo estes possuem a tendência de se acumular nas águas do lago devido as características desse corpo hídrico receber efluentes advindos de duas ETE's que não dispõem da remoção desses compostos em seu tratamento.

Quanto a quantidade de matéria orgânica, Abbt-Braun *et al.*(2014) reportam que as amostras retiradas do lago Paranoá apresentam uma baixa concentração de matéria orgânica dissolvida, com valores variando entre 1 e 2 mg/L. Os maiores valores nessa ocorrem no período chuvoso, sendo justificados pelo escoamento de águas pluviais urbanas que chegam aos tributários e por sua vez são transportados até o lago.

Uma das maiores características do lago Paranoá e que deve ser levada em consideração para a garantia de entrega de água segura é diretamente relacionada aos micro-organismos presentes na água. A medição semanal de balneabilidade pela CAESB é responsável pelo monitoramento das condições do lago em relação à presença de *Escherichia Coli* que é um indicador que ilustra quanto da presença de contaminação fecal e portanto a ocorrência pode indicar a presença de micro-organismos patogênicos (Ashbolt *et al.*, 2001). De acordo com o mapa de balneabilidade da CAESB da semana do dia 18 de janeiro de 2017 o lago apresentava condições de balneabilidade em praticamente toda sua extensão, com exceção das áreas próximas ao lançamento de esgoto tratado.

O lago Paranoá encontra-se em um processo de oligotrofização desde o início dos programas de recuperação fomentados no final da década de 70 e tendo o evento do da remoção na como o principal responsável por sua efetiva transição nas condições de trofia.

3.2- PROCESSOS DE SEPARAÇÃO POR MEMBRANAS

A tecnologia convencional para tratamento de água vem sendo empregada de modo hegemônico no Brasil ao longo do século passado e ainda hoje apresenta resultados satisfatórios e confiáveis para os padrões de potabilidade exigidos. Contudo houve ao longo das últimas décadas uma grande mudança no panorama dos desafios que são impostos ao tratamento de água para o consumo humano, motivado principalmente pela crescente presença de novos compostos químicos e farmacêuticos nos mananciais de água, além de micro-organismos mais resistentes.

O processo de tratamento convencional de água, composto pelas seguintes operações unitárias: coagulação, floculação, decantação (ou flotação), e filtração para a clarificação da água, seguida desinfecção para a eliminação de patógenos além da correção do pH, desinfecção e fluoretação, é incapaz de garantir a remoção efetiva de toda gama de compostos. Assim, a tendência é que o tratamento convencional não seja capaz de atender o incompatíveis com as novas regulações a ser empregadas (Hespanol, 2001).

No sentido oposto surge como opção cada vez mais viável, devido a seu avanço tecnológico e resultados satisfatórios obtidos, a utilização de sistemas de separação por membranas, já empregados em várias estações de tratamento de água na Europa, Estados Unidos e China. Segundo Schneider e Tsutiya (2001), o aumento da escala e aprimoramento tecnológico viabilizaram o emprego de sistemas de tratamento de água por membrana em países desenvolvidos tanto em pequenas como em grandes estações, da ordem de $7 \text{ m}^3/\text{s}$.

Membranas são definidas como barreiras que separam duas fases restringindo total ou parcialmente o transporte de uma ou várias espécies químicas presentes nas fases, não ocorrendo transformações químicas ou biológicas durante a operação. Os processos de separação por membranas apresentam três correntes de fluxo: a alimentação; o permeado; e o concentrado. O permeado corresponde à solução purificada (filtrada) e o concentrado à solução contendo os solutos rejeitados pela membrana.

Os processos de membranas podem ser usados para a produção de água potável advinda dos mais variados mananciais: superficial, subterrâneo, água salobra e água salgada. Além

disso, a ciência e tecnologia aplicada nesses processos também se aplica ao tratamento avançado de águas residuárias de origem humano e industrial. A produção de água é dependente da taxa de recuperação do permeado. Essa porcentagem, matematicamente representado pela Equação 3.1, representa a produção de água pela planta. Mierzwa (2006) salienta que dependendo do processo selecionado a conversão da alimentação em permeado pode chegar a 95%.

$$r = 100 \times \left(\frac{QP}{QA} \right) \quad \text{Equação 3.1}$$

Onde:

r = Recuperação por módulo de membrana [%];

QP = Vazão de permeado [m³/s];

QA = Vazão de alimentação [m³/s] ;

Segundo Chen *et al.*. (2004) os processos de tratamento por membrana apresentam diversas vantagens sobre o tratamento convencional de água para consumo humano, incluindo:

- Diminuição de químicos utilizados no processo, minimizando os seus impactos negativos como os esforços para sua eliminação ao longo do processo de tratamento.
- Formação de barreiras absolutas a partículas e organismos patogênicos por meio da exclusão por tamanho.
- Maior confiabilidade do processo e facilidade na sua operação em relação ao sistemas convencionais de tratamento.
- Sistemas de membranas são concebidos em módulo de modo compacto, requerendo um espaço consideravelmente menor para sua instalação em relação aos sistemas convencionais.

Para o tratamento de água os processos de separação por membrana que estão disponíveis no mercado são derivados de duas forças motrizes distintas: Pressão hidráulica e diferença de potencial elétrico.

Os processos cuja força motriz é conduzida por diferença de potencial elétrico apresentam a eletrodialise e a eletrodialise reversa como representantes. Nesses processos ocorre a

transferência de ânions e cátions da água para as membranas posicionadas entre eletrodos. A aplicação de voltagem nos eletrodos promove o fluxo na corrente de água que passa, resultando no movimento de cátions (íons positivamente carregados) em direção ao eletrodo negativo e a movimentação oposta, onde os ânions (íons negativamente carregados) se movem em direção ao eletrodo positivo. Desse modo, parte do fluxo de entrada fica concentrado de íons enquanto a outra fica desmineralizada (Bergman *et al.*, 2012).

Essa separação de fluxo entre fluxo concentrado de rejeito e fluxo livre deles, apresentada no processo de eletrodialise, é uma das principais características do sistema de tratamento de separação por membrana independente de sua força motriz. A dinâmica de funcionamento da produção de água por meio do mecanismo de eletrodialise é ilustrada pela Figura 3.1.

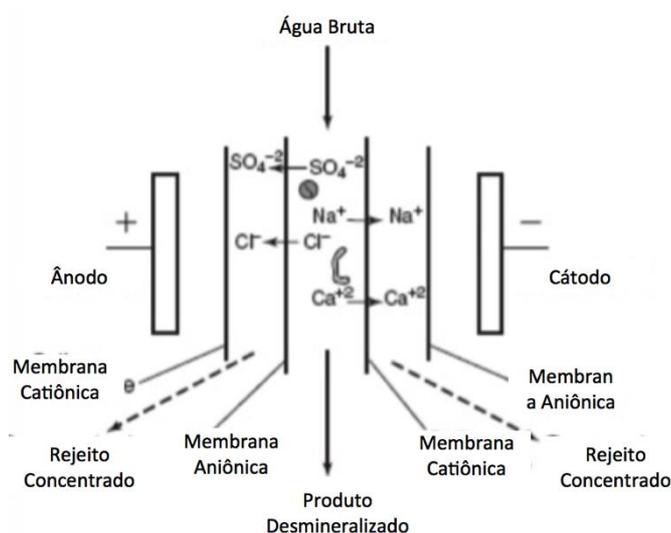


Figura 3.1 – Processo de Eletrodialise (Bergman *et al.*, 2012)

Dentre os processos guiados por pressão existem quatro principais tipos que diferem entre si por sua capacidade de rejeição de substâncias e pressão de operação exigida, são eles: microfiltração, ultrafiltração, nanofiltração, e osmose inversa, que serão discutidos de forma mais aprofundada no item 3.2.1 que se segue.

3.2.1 Processos de Separação por Membranas Guiados por Gradiente de Pressão

Como já mencionado nos processos que apresentam a pressão como força motriz para que ocorra a separação, o gradiente hidráulico é induzido de tal maneira a fazer com que a água

passa do meio de maior pressão para o de menor, a membrana portanto se apresenta como a barreira que separa esses dois ambientes. Os valores de pressão requeridos para que ocorra a passagem da água para o outro meio são inversamente proporcionais ao valor do diâmetro do poro e sua densidade na membrana. Portanto, a fim de obter a pressão necessária para que ocorra a separação por membranas, é necessário a utilização de bombas na composição do sistema.

A força motriz pode ser advinda de uma fonte pressurizada onde as membranas são posicionadas em módulos permitindo a passagem de água e retendo os solutos, ou a partir de vácuo no qual o permeado é succionado de tanques onde para dentro dos módulos de membrana. (Bergman, 2012).

A faixa de operação na qual ocorrem os processos de separação por membrana variam de 100 a 15000 kPa (Mierzwa, 2006), por se tratar de uma faixa ampla de valores, dividiu-se este grupo de membranas em duas categorias, as membranas de baixa e de alta pressão.

No grupo de membranas de baixa pressão encontram-se os processos de microfiltração (MF) e ultrafiltração (UF) e como representantes dos processos de alta pressão estão as membranas de nanofiltração (NF) e osmose inversa (OR). A Figura 3.2 ilustra a aplicação de cada uma das membranas citadas.

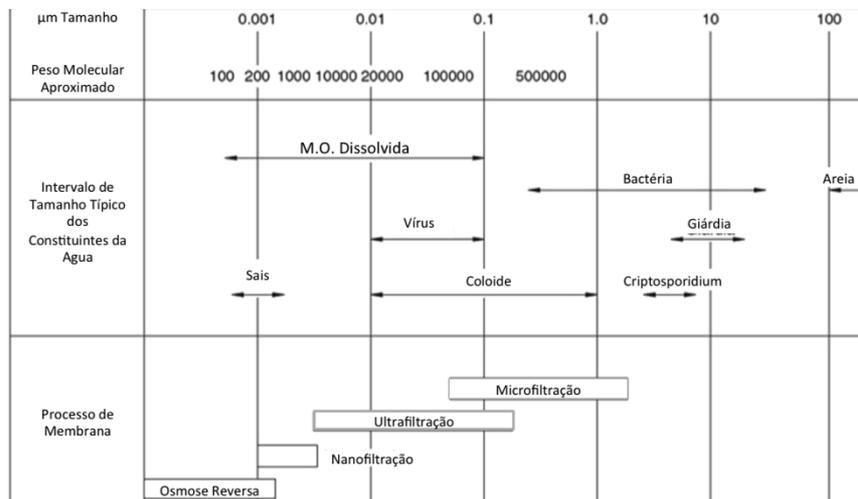


Figura 3.2- Aplicabilidade dos diferentes processos de separação por membrana (Duranceau *et al.*, 2011- Adaptado)

A Microfiltração (MF), objeto do presente trabalho, é definida por Mierzwa (2006) como processo de filtração absoluto ao utilizar o diâmetro dos poros da membrana que variam entre 0,02 e 4 μ m, como barreira. A microfiltração se caracteriza por sua pressão ser inferior a 200 kPa. As principais aplicações das membranas de microfiltração no tratamento de águas estão na remoção de particulado, turbidez, bactérias e parte das partículas coloidais, como pode ser observado pela Figura 3.2. Bergman (2012), ressalta que as membranas de microfiltração também são capazes de realizar a remoção de partículas orgânicas dissolvidas, desde que seja adicionado ao tratamento doses de coagulantes ou carvão ativado em pó.

Outra característica importante a se destacar está na recuperação de água que passa pelo processo de microfiltração, o aproveitamento de permeado pode chegar a 95% de todo volume alimentado, o que é comparável à eficiência volumétrica alcançada nos sistemas convencionais de tratamento (Mierzwa, 2006). Por ser o processo principal a ser estudado nessa revisão, uma discussão mais aprofundada quanto o sistema de filtração por membranas de microfiltração e sua operação é feita no item 3.4.

O processo de ultrafiltração (UF) é similar ao processo de microfiltração, contudo existem diferenças no diâmetro da membrana, que varia na faixa de 0,002 e 0,02 μ m. Conseqüentemente, a UF requer uma pressão maior para se operar quando comparado à microfiltração; os valores de pressão necessários chegam a 1MPa (Mierzwa, 2006). As membranas de ultrafiltração são capazes de remover as impurezas removidas pela microfiltração além de vírus, colóides e compostos orgânicos com alto peso molecular. Devido a capacidade da remoção de compostos orgânicos, as membranas de UF são caracterizadas pelo peso molecular de corte (peso molecular da menor molécula que pode ser retida). Portanto é justo afirmar que o permeado advindo das membranas de UF como sendo de melhor qualidade em relação ao de MF, cabendo ressaltar que a produção de permeado apresenta um maior consumo de energia devido as pressões aplicadas serem maiores.

A nanofiltração (NF), primeiro representante das membranas de alta pressão, utiliza pressurização que varia de 500 KPa a 3,5 Mpa. Devido às características intrínsecas das membranas, não é comum referenciar o diâmetro de poros em membranas de NF, essas também são classificadas por sua massa molecular de corte, nesse caso variando entre 250

e 1000 Dalton. As membranas de NF são aplicadas para a remoção de compostos dissolvidos na água como os sais responsáveis pela dureza, trihalometanos (THM), substâncias responsáveis por cor e odor, pesticidas, além de outros poluentes emergentes como fármacos.

Destaca-se a necessidade que esse sistema tem em relação ao pré tratamento. Devido ao tamanho de seus poros, as membranas de alta pressão apresentam a tendência de formação de incrustação de modo recorrente e severo caso a água bruta chegue as membranas sem pré-tratamento. Normalmente o pré-tratamento composto por coagulação/floculação seguido por filtração rápida em areia apresentam resultados satisfatórios, também é comum que membranas de baixa pressão realizem a remoção de material particulado na pré-filtração requerida para o que longas carreiras de filtração por esse tipo de membrana (Schneider e Tsutiya, 2001).

Osmose Inversa (OI) é processo de tratamento de águas mais popular utilizando membranas, teve início na década de 60 com intuito de se dessalinizar as águas marinhas. Segundo Schneider e Tsutiya (2001) o mecanismo de separação por osmose inversa consiste na pressão aplicada ser superior à pressão osmótica, resistência da membrana, e da polarização de concentração, superando a tendência natural da osmose, onde a água tende a ir do meio menos concentrado para o de maior concentração. Por conta de sua membrana ser a mais seletiva, esse sistema é capaz de remover com sucesso íons, sais, nutrientes além de poluentes emergentes, Simões (2016), entre outros autores, apontam que a principal diferença entre a separação por OR e NF está na rejeição a ions monovalentes, com membranas de OR apresentado melhores resultados. A pressão de operação para membranas de OR varia dentro de uma faixa que 1500 a 15000 kPa.

Portanto, ao se conhecer as peculiaridades e aplicações de cada um dos possíveis processos de separação por membrana, a escolha deve ser feita baseada naquela que possui o menor custo ao longo da vida útil atingindo o objetivo definido. Conhecimento prévio quanto a qualidade da água, tipo de pré e pós-tratamento a serem empregados e tecnologia disponível para o trato do rejeito são fatores cruciais para a escolha mais adequada.

3.2.2- Materiais Constituintes de Membrana

A maior parte das membranas utilizadas nos processos de separação em estações de tratamento são produzidas a partir de matérias sintetizadas a partir de polímeros orgânicos. Contudo, Chen *et al.* (2006) salientam que a escolha por materiais inorgânicos pode se justificar, uma vez que estes compostos geralmente possuem uma maior estabilidade química e térmica quando comparados aos materiais poliméricos. Porém os materiais inorgânicos ainda possuem custos de fabricação elevados sendo uma opção viável em situações que apresentam soluções mais agressivas como as de pH extremo ou soluções oxidantes (Schneider e Tsutiya, 2001). A Tabela 3.1 apresenta as propriedades dos materiais utilizados na concepção de membranas

Tabela 3.1- Propriedades dos materiais utilizados em membranas (Cardot,1999, *apud* Schneider e Tsutiya, 2001 - Adaptado)

Propriedade	Membrana Inorgânica	Membrana Orgânica
Aplicação	MF, UF	MF, UF, NF, RO
Resistência Térmica	Cerâmicas < 250°C Carvão/Grafite < 180°C Aço < 400°C	Celulose de Acetato < 40°C Polisulfona < 90°C Aramida < 45°C Poliacrilotina < 60°C Polipropileno < 70°C
Faixa de pH	0 - 14	Polímeros 2 - 12 Acetato de celulose 4,5 - 6,5
Resistência Mecânica	Boa	Medi a ruim, suporte necessário
Tolerância a materiais oxidantes	Boa	Depende do polímero, tempo de contato e concentração do oxidante, (maioria dos polímeros não resistem a exposição)
Compactação	Não	Sim
Vida útil	10 anos	5 anos

Habert *et al.* (2006) acrescenta que a grande popularidade de membranas poliméricas vai além da questão financeira, membranas poliméricas apresentam facilidade para a formação

de películas auto-sustentáveis além de uma resistência mecânica interessante e coesão, permitindo uma grande flexibilidade em sua morfologia.

3.2.3- Módulos de Membranas

O módulo de uma membrana é definido por Schneider e Tsutiya (2001) como elemento básico do sistema de separação por membrana, responsável por acomodar as estruturas necessárias para sua operação. O módulo de uma membrana possui os seguintes constituintes:

- Membranas;
- Estruturas de suporte de pressão, ou vácuo;
- Canais de alimentação e remoção do permeado e seu concentrado.

O módulos são projetados de modo a maximizar a relação entre superfície de membrana por volume ocupado por ele, otimizando assim o uso global de espaço nos sistemas de tratamento por membrana. Além disso, um módulo bem dimensionado deve evitar o acúmulo de material retido na membrana, evitando também a contaminação do permeado pelo rejeito.

Com base nos objetivos propostos, hoje as configurações modulares com maior participação no mercado são os módulos de fibras ocas, placas quadro, tubular e espiral.

Os módulos com formato de placas quadro foram os primeiros a serem utilizados, com uma estrutura simples e de fácil reposição de suas membranas. O esquema de configuração desse módulo é composto por duas camadas de membrana sendo empilhadas alternadamente, com um espaço entre elas para a passagem do fluxo e alimentação e do fluxo do concentrado, enquanto o permeado é separado. Esse tipo de modulação é amplamente utilizado em sistemas de eletrodialise, sendo também usada em membranas de ultrafiltração. Possuem uma densidade volumétrica que varia entre 100 e 400 m²/m³, considerada relativamente pequena quando comparada a módulos espirais ou de fibra oca. (Schneider e Tsutiya, 2001)

A configuração de módulos espirais segundo Chen *et al.*. (2006) se resume no sistema de placas quadros organizados ao redor de um sistema central de coleta. Um olhar mais

detalhado é fornecido por Schneider e Tsutiya (2001) indicando que essa conformação é a unidade básica do sistema espiral e a junção de várias estruturas como essas, conhecida como pacote de filtração representam o arranjo. Dentre as principais vantagens do arranjo em espiral destacam-se a compactação da unidade, a resistência a alta pressão, diminuição da polarização de concentração e aumento significativo da densidade volumétrica passando a ser da ordem de 700 a 1000 m²/m³ (Schneider e Tsutiya, 2001; Chen *et al.*, 2006). A Figura 3.3 apresenta a configuração de um módulo de membranas em espiral.

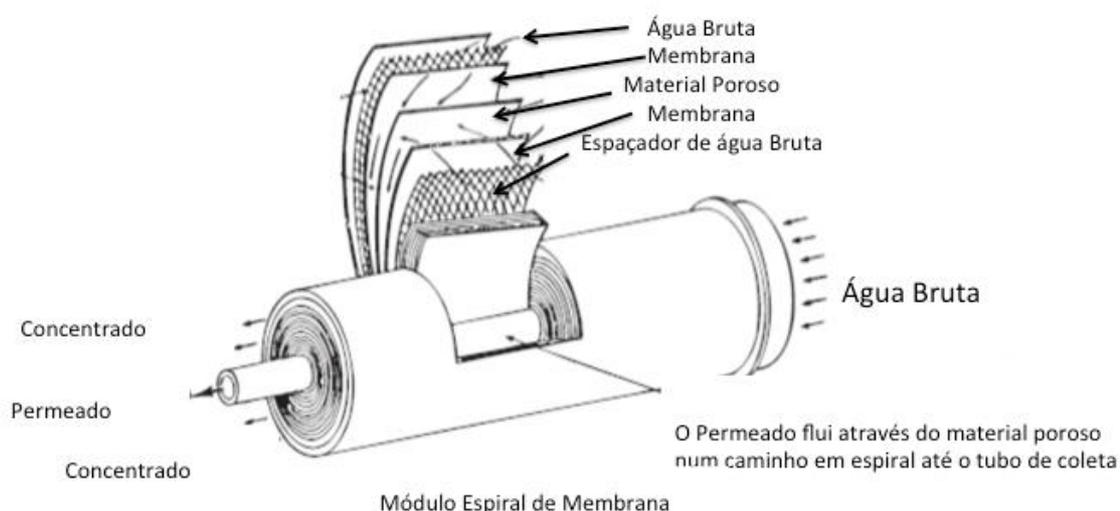


Figura 3.3 – Representação do módulo de membrana em espiral (Bergman, 2012 – Adaptado)

Os módulos tubulares são membranas que por não possuírem autossutentação são condicionadas em estruturas tubulares porosa. A alimentação nesses arranjo permeia o tubo enquanto o permeado é liberado. Destaca-se que apesar do tubo permitir uma flexibilização na colocação de membranas, este arranjo possui a menor relação de área volume entre os modelos disponíveis no mercado, o que tem um impacto direto sobre os custos de produção e sua utilização só é justificada em condições especiais.

Simões (2016) e Schneider e Tsutiya (2001) descrevem que no arranjo de membrana com fibra oca que é uma variação do já citado módulo tubular, o fluxo de permeado pode ocorrer de duas formas: 1- de fora pra dentro, com o produto sendo obtido dentro da membrana, ou 2 – no sentido oposto com o fluxo de alimentação passando por dentro da membrana e o permeado sendo recolhido na parte externa. A Figura 3.4 apresenta a configuração usual de um módulo de membrana de fibra oca.

O arranjo de fibra oca destaca-se das demais configurações por ser aquela que possui a maior relação de área por volume, Schneider e Tsutiya (2001) citam que essa relação chega a 1000m²/m³ em sistemas de MF e UF, e 10000m²/m³ para sistemas de alta pressão. Os autores promoveram uma análise comparativa dos principais tipos de módulo disponíveis no mercado chegando a conclusão que os módulos que apresentavam a melhor relação custo/benefício eram os módulos de fibra oca e espiral, enquanto o módulo tubular apresentou a melhor taxa de remoção de impurezas na superfície da membrana, o que indica uma maior vida útil do módulo.

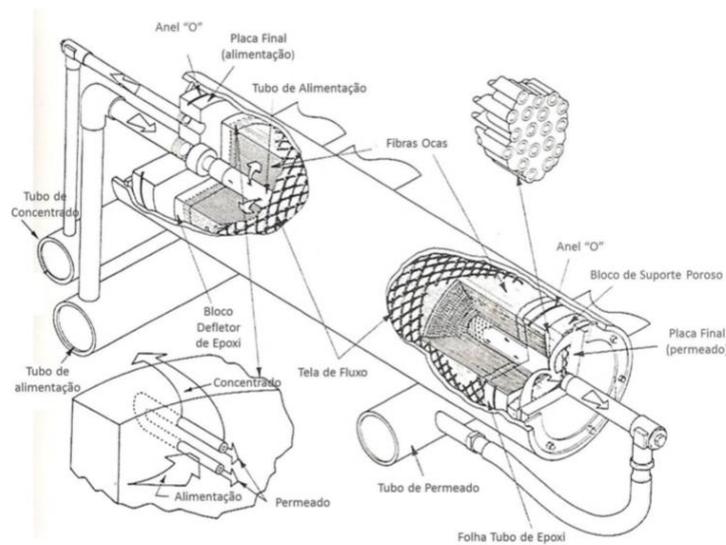


Figura 3.4 – Módulo de membranas de fibra oca para operação sob pressão (Collon, 1990; *apud* Corrêa e Tsuzuki, 2012)

3.3- OPERAÇÃO DOS SISTEMAS DE MEMBRANAS DE MICROFILTRAÇÃO

3.3.1- Fluxo Através de membranas

O fluxo de água através dos poros da membrana quando está esta limpa, ou seja sem a presença de nenhum sólido adsorvido a sua superfície, é diretamente proporcional à pressão transmembrana ΔP e inversamente proporcional à viscosidade do líquido (μ) e a Resistência hidráulica da membrana (R_m), desse modo o fluxo volumétrico de água através da membrana (J) pode ser simplificado expresso pela Equação 3.2:

$$J = \frac{Q_{permeado}}{A} = \frac{\Delta P}{\mu R_m} \quad \text{Equação 3.2}$$

Onde:

J = Fluxo de permeado através da membrana [$\text{m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{s}$]

Q_{permeado} = Vazão de permeado [m^3/s]

A = Área superficial da membrana [m^2]

ΔP = Pressão transmembrana [Pa]

μ = Viscosidade [Pa·s]

R_m = Resistência hidráulica da membrana [m^{-1}]

Já a resistência hidráulica da membrana pode ser entendida como o conjunto de características da membrana que de algum modo afetam a passagem do permeado através da barreira. A resistência hidráulica pode ser representada pela Equação 3.3:

$$R_m = \frac{8\tau\Delta z}{\pi r^4 \rho_{\text{poro}}} \quad \text{Equação 3.3}$$

Sendo:

τ : o coeficiente de tortuosidade, adimensional. Indica o grau de não uniformidade dos poros quando comparados com um cilindro;

Δz : a espessura da membrana [m]

r^4 : o raio médio dos poros da membrana [m]

ρ_{poro} : A densidade dos poros da membrana. [poros/ m^2]

Como pode ser observado, o fator que tem maior relevância para a resistência hidráulica é o raio dos poros da membrana, de modo que pequenas alterações podem aumentar drasticamente a quantidade de permeado produzido. Contudo mudanças significativas nesse fator causam efeitos diretos sobre a seletividade de substâncias presente na água, principalmente em membranas de microfiltração que utilizam a separação física, lideradas pelo diâmetro dos poros, para fazer a separação. Maiores poros, portanto, significam menor retenção de particulado.

Outro fator que pode alterar significativamente o regime de fluxo pela membrana é a temperatura; seu efeito primordial sobre o de permeado em uma membrana é resultante da mudança que essa é capaz de provocar na viscosidade absoluta do líquido. Segundo Chellan e Zander (2005), o efeito da temperatura em graus Celsius, faixa de $0^\circ - 35^\circ\text{C}$, na

viscosidade da água em centipoise (cP), pode ser precisamente modelado por meio da Equação 3.4.

$$\mu = 1,777 - 0,052T + 6,25 \times 10^{-4}T^2 \quad \text{Equação 3.4}$$

Onde:

μ = Viscosidade do líquido [cP]

T = Temperatura do líquido [°C]

A Equação mostra uma clara tendência à diminuição da viscosidade com o aumento da temperatura, o que se infere que em condições de temperaturas elevadas, tem-se uma maior produção de permeado para uma ΔP constante.

A grande importância operacional da consideração da temperatura nestes casos, está na correta avaliação acerca da variação do fluxo de permeado ao longo do tempo. Chellam e Zander (2005) afirmam que a diminuição de produção de água por efeito do decréscimo de temperatura pode ser erroneamente confundido com a formação de depósitos de partículas sólidas na superfície da membrana. Para evitar os efeitos desse tipo de má interpretação se faz necessária a correção da viscosidade medida com uma temperatura de referência, aceita-se tal temperatura como 20°C.

A Equação 3.5 advém como a modelagem matemática para utilizada pela USEPA para a normalização da viscosidade de acordo com a temperatura.

$$J_p(20^\circ\text{C}) \times \mu(20^\circ\text{C}) = J_p(T) \times \mu(T) \quad \text{Equação 3.5}$$

Onde:

$J_p(20^\circ\text{C})$ = Fluxo de permeado normalizado a 20°C [$\text{m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$];

$\mu(20^\circ\text{C})$ = Viscosidade da água a 20°C [cP];

$J_p(T)$ = Fluxo de permeado à temperatura do permeado [$\text{m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$];

$\mu(T)$ = Viscosidade da água à temperatura do permeado [cP];

3.3.2- Obstrução de Membranas

Como mencionado anteriormente, não somente a temperatura pode afetar a produtividade das membranas, outros fatores são responsáveis por diminuição significativa no fluxo do

permeado, para uma pressão transmembrana constante. Simões (2016), cita que a obstrução de membranas ocorre como consequência do acúmulo de soluto na superfície da membrana e dentre os principais efeitos causados por ela destacam-se a polarização de concentração, incrustação por matéria orgânica e inorgânica conhecido como *fouling*, além da incrustação biológica (*biofouling*).

A polarização por concentração é a acumulação de partículas rejeitadas pela membrana próximas a sua superfície, desse modo a concentração nessa região passa a ser maior que no restante da solução. (Chellam e Zander, 2005) Esse fenômeno ocasiona uma pressão um gradiente de concentração, gerando uma pressão osmótica que tende a fazer com que os solutos voltem a solução assim diminuindo o fluxo do permeado. Mulder (1992, *apud* Simões, 2016), destaca que o efeito da polarização é mais expressivo quando o fluxo de alimentação é frontal, em relação a membrana; enquanto que no fluxo tangencial há a minimização desse fenômeno, que em alguns casos é estabilizado com a taxa semelhante deposição e retirada de solutos.

Mesmo quando se observa a estabilização do processo de polarização de concentração de continua-se observando o decréscimo do fluxo de permeado, esse fenômeno é justificado pela incrustação (*fouling*). O *fouling* é definido por Chellam e Zander (2005) como a redução gradual do fluxo de permeado para uma pressão constante, causada pela adsorção ou deposição de matéria suspensa na água dentro dos poros de membrana ou sua superfície.

Chellam e Zander (2005) apresentam os três principais mecanismos de incrustação que ocorrem em membranas de baixa pressão. O primeiro deles é a adsorção nos poros, apresentado como *fouling* interno, que ocorre quando o diâmetro da partícula é menor do que o diâmetro do poro, e por características da membrana, essa se deposita em sua parede, aumentando a resistência hidráulica da membrana ao diminuir a área disponível para a passagem de água.

O segundo mecanismo ocorre quando as partículas possuem o diâmetro aproximadamente igual aos poros, nesse caso ocorre seu bloqueio, e diferentemente do mecanismo anterior, nesse fenômeno ocorre a redução do número de poros disponíveis. Ao se considerar a

Equação de resistência hidráulica, esse fenômeno tem influencia direta sobre a densidade de poros da membrana.

O terceiro mecanismo ocorre quando há na suspensão partículas com diâmetros superiores ao diâmetro dos poros, nesse caso diferentemente dos outros anteriores há a formação de uma camada de solutos sobre a superfície da membrana, a essa camada dá-se o nome de torta, apresentado como *fouling* externo. A Figura 3.5 apresenta os diferentes mecanismos de formação do *fouling*.

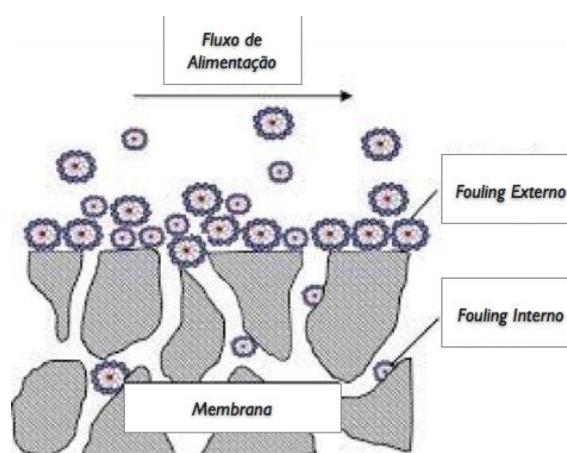


Figura 3.5 – Formação de *Fouling* (The University of Texas at Austin, 2013 - Adaptado)

Regido por esses mecanismos se encontra um tipo especial de incrustação, causada por matéria orgânica, este sendo um dos principais responsáveis por incrustação no tratamento de água natural. Formadas em grande parte por substâncias húmicas, a matéria orgânica dissolvida geralmente passa pelas membranas de baixa pressão devido ao seu tamanho reduzido, entretanto diversos estudos citados por Chellan e Zander (2005) mostram que a matéria orgânica natural é responsável por um impacto significativo na incrustação em membranas de micro e ultrafiltração (Laine *et al.*, 1990; Lahoussine-Turcard *et al.*, 1990; Kaiya *et al.*, 1996; Amy e Cho, 1999, *apud* Chellam e Zander, 2005). Segundo os autores, a incrustação orgânica apresenta como principais características a adsorção dentro dos poros da membrana e a formação de um gel coesivo na camada de torta, além de aumentar a atividade biológica na membrana, potencializando a bio-incrustação.

A bio-incrustação é a formação de biofilme composto por micro-organismos que se aderem a superfície da membrana, e usam os nutrientes contidos na água bruta para

crecerem e se reproduzirem. Dos nutrientes necessários para a formação da bio-incrustação o mais significativo deles é o carbono. Chellam e Zander (2005) definem o carbono necessário para o biofilme como carbono orgânico assimilável (COA), que é considerado como medida indireta do potencial de formação de bio-incrustação. Outro fator importante para a consolidação do biofilme na superfície da membrana é a polarização da concentração que acumula uma grande quantidade de nutrientes, permitindo a sobrevivência do biofilme mesmo em condições de escassez de nutrientes advindo da água bruta.

3.3.3 – Limpeza de Membranas

3.3.3.1 - Retrolavagem

Exclusivo dos sistemas de membranas de baixa pressão, a retrolavagem é utilizada para controlar a deposição do acúmulo de sólidos na superfície da membrana. A retrolavagem leva poucos minutos para ser completada (1 a 5 min), podendo ser realizada com a utilização de água ou gás, o intervalo entre lavagens dura entre 30 e 120 minutos (Jacangelo e Noack, 2005). Dentre os tipos mais comuns de retrolavagem destacam-se:

Retrolavagem interna: Neste tipo de retrolavagem fecha-se a saída do permeado, mantendo o fluxo que passa tangencial à membrana, a pressão na parte interna da membrana, que foi bloqueada, tende a se elevar equilibrando a pressão que acontece no exterior da membrana, o gradiente de pressão nesse caso, é estabelecido pelo fluxo tangencial, o que acaba resultando na saída do permeado que estava dentro da membrana. Dentre as vantagens da limpeza feita de modo interno destaca-se a não necessidade de bombas ou tanques específicos para a operação do sistema. Entre as desvantagens está a limitação da limpeza causada pela pressão máxima atingida pela bomba de alimentação (Jacangelo e Noack, 2005).

Retrolavagem Externa: Nessa configuração a água utilizada fica em um reservatório dedicado a limpeza. Para se iniciar esse processo o fluxo partindo do reservatório é introduzido sob alta pressão, no fluxo contrário ao da produção de água, culminando da remoção do particulado.

Segundo Jacangelo e Noack (2005), existe a tendência de aliar a retrolavagem com a limpeza química, aumentando a eficiência da limpeza e a conservação das membranas. Dentre os exemplos citados, encontram-se o uso de cloro, responsável pelo controle biológico, oxidação da matéria orgânica adsorvidos na superfície da membrana. Também há a retrolavagem utilizando compostos gasoso, a aeração no caso é empregada com a função de realizar desprendimento dos sólidos com a membrana. É importante ressaltar que a escolha do produto químico a ser utilizado deve levar em consideração o material utilizado na fabricação da membrana, uma vez que produtos como cloro podem prejudicar a integridade da membrana.

3.3.3.2 – Limpeza Química

Quando a retrolavagem não é capaz de fazer com que a pressão transmembrana retorne aos níveis normais de operação faz-se necessária a utilização da limpeza química para remoção da incrustação que esteja em condições de aderência mais estáveis. Segundo Peig (2011), a limpeza química consiste na circulação de soluções químicas por meio dos elementos de membranas como a intenção de remover o material adsorvido nas membranas, as incrustações já estabilizadas e o biofilme. Uma grande variedade de agentes podem ser utilizados na limpeza química de membranas de micro e ultrafiltração, portanto Simões (2016) resalta a importância de se realizar uma caracterização detalhada da água a ser tratada, assim como ter conhecimento acerca do material que compõe a membrana como requisitos necessários para fazer a escolha do produto químico a ser utilizado e sua quantidade e periodicidade ideais.

3.3.4- Modo de Operação dos Sistemas de Membrana

Pressão constante: A pressão operacional no sistema de alimentação é mantida constante independentemente da alteração no fluxo que isso possa ocasionar no sistema de membrana. Nesse conceito o fluxo de permeado diminui ao longo do tempo, enquanto a pressão transmembrana cresce devido à obstrução de membranas, essa tendência é mantida até o emprego da lavagem.

Jacangelo e Noack, (2005) destacam que a grande vantagem desse sistema de operação está na possibilidade de se trabalhar com pressão constante nas bombas de alimentação,

tornando constante o montante de energia requerida. Como desvantagem, esse sistema de operação diminui a vazão do permeado com o tempo, o que pode requerer a utilização de sistemas extras para atender a vazão mínima demandada.

Fluxo constante: O conceito de fluxo constante apresentado, indica que a pressão de alimentação das bombas aumentam com o passar do tempo com o intuito de manter constante a quantidade de permeado produzido. Esse sistema de operação é o mais utilizado em estações de tratamento que utilizam o sistema de membranas de microfiltração para produção de água, uma vez que há a garantia da entrega da vazão requerida. A grande desvantagem desse sistema está na necessidade de uma grande variação na pressão de operação das bombas. Para contornar esse obstáculo por vezes utiliza-se tipos variados de bombas, para otimizar a eficiência energética.

3.3.5 - Configuração dos Sistemas de Produção

Membranas de baixa pressão são comumente utilizadas em três tipos de configurações. A primeira apresenta a água bruta sendo bombeada no sistema com fluxo tangencial dentro da membrana. A água que não foi filtrada no primeiro ciclo é circulada novamente no sistema, sendo misturada com a água bruta recém passada pelo pré-tratamento. Nesse tipo de sistema há a vantagem do fluxo tangencial por muitas vezes remover substâncias que foram rejeitadas, diminuindo a formação de depósitos na superfície da membrana, mantendo a pressão transmembrana constante por mais tempo, enquanto o fluxo de recirculação apresenta uma concentração de rejeitos crescente. Portanto, caso haja uma concentração de sólidos elevada, o concentrado pode ser descartado por meio de sistemas de by-pass. O sistema descrito é ilustrado pela Figura 3.6.

O segundo sistema consagrado é operado com o fluxo sendo perpendicular às membranas, esse sistema é conhecido como fluxo frontal. A água advinda do pré-tratamento é aplicada diretamente sobre a superfície da membrana, fazendo com que a água passe enquanto os sólidos são retidos na barreira absoluta. Desse modo nos intervalos entre as lavagens a recuperação do permeado pode chegar a 100%.

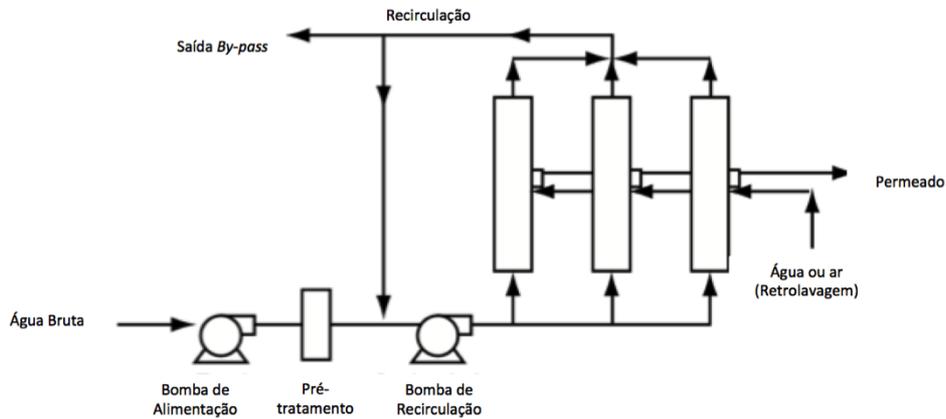


Figura 3.6 – Sistema de fluxo tangencial com recirculação (Jacangelo e Noack, 05 Adaptado)

Contudo a retrolavagem tem que ser feita de modo constante, uma vez que a deposição feita de modo constante pode fazer com que haja o aumento considerável da pressão transmembrana. Contudo, segundo Jacangelo e Noack (2005), nessa configuração há economia considerável de energia e capital uma vez que não há a recirculação do concentrado. A Figura 3.7 ilustra a operação utilizando fluxo frontal.

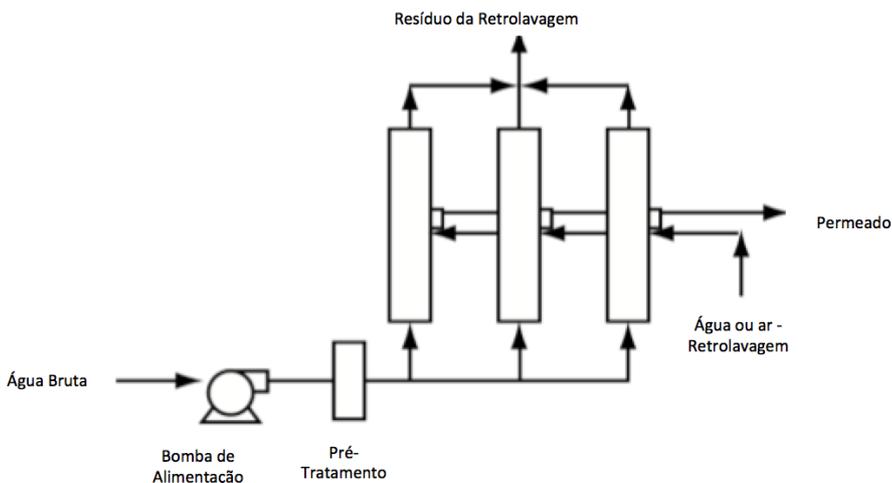


Figura 3.7 – Operação do tratamento de membrana por fluxo frontal. (Jackangelo e Noack, 2005 Adaptado)

Finalmente se apresenta o sistema de membranas submersas, nessa configuração ocorre a submersão das fibras diretamente no tanque de água a ser tratada. Nesse caso a pressão é aplicada na membrana de modo a criar um vácuo no interior das mesmas, fornecendo dessa maneira o diferencial de pressão necessário para que ocorra a filtração. Nesse caso há a associação do sistema de membrana com a aeração do tanque, o que auxilia na remoção de material sólido da superfície das membranas aumentando o intervalo entre retrolavagens. Assim possibilitando a economia nos custos operacionais.

O estudo de Pradhan *et al.* (2013) mostrou que o aumento da vazão de ar do soprador podem alterar de modo significativo a deposição de partículas sobre a superfície da membrana. Os autores demonstraram que quando era triplicada a vazão de ar, de 600 para 1800 L/m²*h, a deposição de partículas sobre a membrana foi reduzida em cerca de 60% em um fluxo de 15 L/m². Contudo Choi *et al.* (2008) apresentou dados que mostram que apesar dos efeitos benéficos da aeração no combate ao *fouling*, o excesso de turbulência, além de implicar em gastos extras com energia, pode ocasionar o rompimento de partículas causando efeito adverso opostos nas membranas, facilitando ocorrência do incrustação, portanto faz-se necessário a análise da taxa ótima de aeração aplicada ao sistema.

A concepção do sistema de membranas submersas, utilizadas nesse trabalho, é ilustrada pela Figura 3.8.

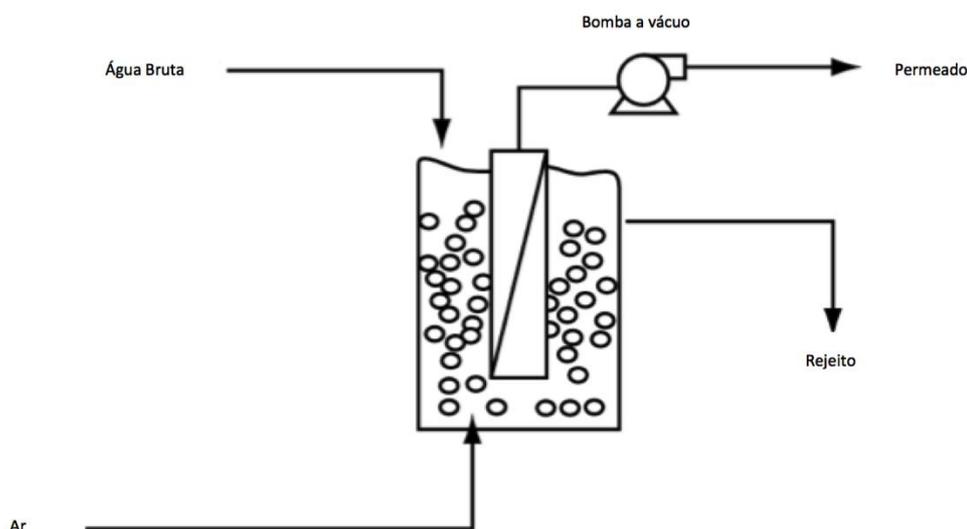


Figura 3.8 – Concepção do sistema de membranas submersas.

(Jacangelo e Noack, 2005- Adaptado)

Duranceau *et al.* (2011), realizaram comparativo da operação de sistemas submersos e pressurizados, concluindo que membranas submersas necessitam de pressões menores que as pressurizadas para o funcionamento, e auxiliando na economia de energia. Fatores que motivam a escolha do sistema de membranas de MF submersa, uma vez que as membranas submersas estão geralmente exposta a uma faixa que varia de -0,2 a -0,4 bar, enquanto membranas pressurizadas atuam na faixa de 0,4 a 1 bar, influenciando diretamente no dimensionamento dos componentes do sistemas, como bombas e tubulação. Contudo, os autores também apontam que sistemas pressurizados possuem tipicamente um fluxo

superior, variando entre 30 e 170 L/h*m², enquanto que para unidades submersas essa faixa fica entre 25 e 75 L/h*m².

Outro efeito a se destacar é reportado por Chae *et al.* (2008) afirmando que para condições de filtração sem pré-tratamento, membranas submersa apresentam uma incrustação mais facilmente removível do que as membranas pressurizadas, isso se justifica pela compressibilidade que a torta é submetida nesse tipo de operação.

3.3.6 – Aspectos Econômicos da Operação de Membranas

O custo da produção de água por membranas de microfiltração está relacionado com o características da alimentação como qualidade da água bruta, capacidade de tratamento, configuração do sistema, operação, e objetivos do tratamento. Como característica de uma tecnologia que passa por um intenso desenvolvimento nos últimos, o custo total de um sistema de tratamento por membrana de microfiltração (incluindo custo capital, instalação e manutenção) vem se alterando a medida que essa evolui e se torna mais popular.

Os custos associados a implantação de novas estações de tratamento que utilizam membranas de MF são agrupados em quatro grandes grupos.

- Custo do projeto e taxas administrativas
- Custo de aquisição de membranas
- Custo de construção da ETA
- Custos de operação e manutenção

Os custos operacionais são aqueles que podem ser medidos ao longo dos anos devido as despesas de insumos utilizados no dia-a-dia da estação. A Figura 3.9 ilustra a disposição das operações no processo de microfiltração, dando ênfase as fontes responsáveis pela geração de custos operacionais na entrada e os produtos gerados, além de uma breve descrição acerca de parte dos custos não gerados por membrana. Uma descrição mais completa dos custos operacionais é apresentada na Tabela 3.2.

Para se realizar a comparação entre dois diferentes sistemas, várias metodologias podem ser aplicadas. Vickers (2005) cita em seu trabalho a utilização do Valor Presente Líquido

(VPL) para a comparação do ciclo de vida de diferentes opções de membranas, fazendo a opção por aquela que apresenta os menores custos cumprindo o objetivo proposto.

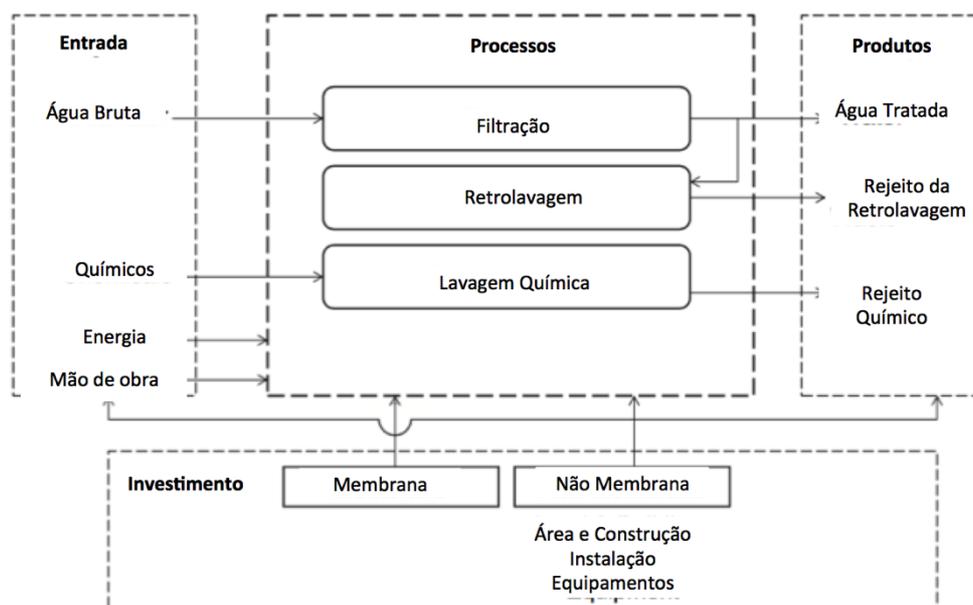


Figura 3.9 – Diagrama de operações em processo de MF. (Kumar *et al.*,2014 - Adaptado)

Tabela 3.2– Discretização dos custos operacionais de membranas de MF. (Vickers, 2005 - Adaptado)

Energia	Bomba de Pressão/ Sucção
	Bomba de retrolavagem
	Sistema de Aeração de Aeração
	Aquecimento de Soluções de Limpeza
	Compressão de ar
Químicos	Pré-tratamento
	Retrolavagem
	Limpeza Química
Reposição de Membranas	-
Reparação e Manutenção dos Equipamentos	-
Disposição de Rejeitos	Rejeito de Retrolavagem
	Rejeito de Limpeza Química
Mão de Obra	-

Em termos de se obter uma análise mais confiável Vickers (2005) recomenda também que se utilize ao máximo informações advindas de estações piloto, ao invés dos parâmetros apresentados pelas empresas de produção de membranas.

3.4 - APLICAÇÃO DE MEMBRANAS DE MICROFILTRAÇÃO NO TRATAMENTO DE ÁGUA

Por meio do mecanismo de exclusão de partículas pelo seu tamanho, membranas de MF podem ser utilizadas, em muitos casos, na substituição do sistema convencional de tratamento de água apresentando diversas vantagens discutidas anteriormente. Conhecendo as características da membrana e as características da água do manancial, o projetista é capaz de inferir sobre o tipo de pré-tratamento que é mais adequado para a otimização da utilização das membranas, uma vez que já é reconhecido que partículas orgânicas dissolvidas e íons inorgânicos não são excluídos por simples filtração em membranas de baixa pressão. A Tabela 3.3 indica os processos unitários requeridos para a remoção dos principais contaminantes em membranas de baixa pressão.

Tabela 3.3 – Pré-tratamento necessário para remoção de contaminantes em membranas de baixa pressão. (Speth e Reiss, 2005 - Adaptado)

Parâmetro	Contaminante	Pré-tratamento Necessário para Remoção Substancial	
		MF	UF
Material Particulado	Turbidez	Nenhum	Nenhum
	Protozoários		
	Bactérias		
	Vírus	Coagulação	Nenhum
Orgânico	Carbônico Orgânico Total (TOC)	Coagulação/ Carvão Ativado em Pó	Coagulação / Carvão Ativado em Pó
	Cor		
	Substâncias que conferem Gosto e Odor		
	Pesticidas		
Inorgânico	Ferro e Manganês	Oxidação	Oxidação
	Arsênio	Coagulação	Coagulação
	Sulfeto de Hidrogênio	Oxidação	Oxidação

Da Tabela 3.3 cabe destacar que frequentemente nos sistemas de tratamento de água, há a preferência por membranas de UF devido a sua maior confiabilidade na remoção de vírus. Steph e Reiss (2005) também destacam que apesar de indicado o uso de oxidantes na precipitação de ferro e manganês, esses compostos nem sempre são utilizados devido a problemas de incrustação na membrana.

A Tabela 3.4 compila estudos realizados por vários autores em diferentes escalas, diferentes membranas e várias tecnologia de pré-tratamento, indicando o nível de rejeição

a determinado contaminante. Logo após apresentação da Tabela 3.4 são feitas considerações relativas à potencialidade de remoção de cada um dos contaminantes citados. O intuito na escolha dos estudos apresentados na referida Tabela foi o de ilustrar a remoção dos contaminantes que foram de fato analisados neste trabalho por se tratarem de substâncias cuja remoção atualmente represente um desafios no tratamento de água do Lago Paranoá.

3.4.1- Turbidez

Membranas de baixa pressão são consagradas pela elevada remoção de turbidez e material particulado, apresentando rejeição de aproximadamente 100% após o processo, sem necessidade de pré-tratamento ou adição de coagulantes, como pode ser constatado nos estudos realizados por Chae *et al.* (2008). Entretanto, a relação entre a remoção de turbidez e a qualidade da membrana é tão significativa, que esse parâmetro é utilizado para realização de testes de integridade de membrana, como relatado por Jacangelo e Noack (2005).

Segundo os autores, o monitoramento da integridade de membranas por meio da turbidez é um método indireto que apresenta como principais vantagens: baixo custo para se atestar a qualidade da membrana; possibilidade de monitoramento contínuo em função do desenvolvimento dos turbidímetros a laser. Entretanto, Guo *et al.* (2011) argumentam sobre a dificuldade de utilização desse teste caso a água bruta seja relativamente livre de turbidez, desse modo a diferença apresentada entre a água bruta e o permeado não apresentaria condições de atestar a situação da membrana, outra dificuldade apresentada está no fato de que a turbidez não é o único parâmetro para se atestar a integridade da membrana, de modo que embora o permeado que apresente baixo valor de turbidez (< 0,1ut) esse pode apresentar alta taxa de contaminação por bactérias, limitando aplicação deste teste.

Chae *et al.* (2008) testaram membranas de fibra oca fibra-oca com 0,1µm de diâmetro de poro em diferentes modos de operação (submersa sem aeração e pressurizada) para valores constantes de fluxo, com valores de turbidez que variavam de 5,2 a 37,8 uT.

Tabela 3.4- Aplicação de Membranas de Microfiltração no Tratamento de Água

Contaminante	Membrana		Processo	Operação	Escala	Concentração Alimentação	Rejeição	Referência
	Material	ØPoro						
Turbidez (ut)	Polypropileno	0,2 µm	MF	Pressurizada	Real	5,0ut	> 96%	Lozier (2006)
	Polypropileno	0,2 µm	Coag+ MF	Submersa	Real	2,25ut	99,2%	Lozier (2006)
	Polieterimida	0,4 µm	MF Coag.+Floc.+MF Coag.+Floc.+Aer +MF	Submersa	Bancada	2,85ut 2,3ut 2,2ut	91% 91% 92%	Corrêa e Tsuzuki (2012)
	Polysulfona	0,2 µm	Aer + MF	Submersa	Bancada	10,5ut	99%	Castaing <i>et al.</i> (2010)
	Fluoreto de polivinilidene	0,1 µm	MF Coag.+Sed+ MF	Pressurizada	Piloto	11,5ut 22,3ut	100% 100%	Chae <i>et al.</i> (2008)
	Fluoreto de polivinilidene	0,1 µm	MF Coag.+Sed.+MF	Submersa	Piloto	11,5ut 22,3ut	100% 100%	Chae <i>et al.</i> (2008)
Matéria Orgânica Natural	Polypropileno	0,2 µm	Coag + MF	Submersa	Real	7,63mg/L de COD	19%	AWWA (2006)
	Polyvinylideno	0,1 µm	MF	Pressurizada	Piloto	0,017cm ⁻¹ UV ₂₆₀	70%	Castaing <i>et al.</i> (2010)
	Fluoreto de polivinilidene	0,1 µm	MF Coag.+Sed.+MF	Pressurizada	Piloto	0,10cm ⁻¹ UV ₂₆₀ 0,07cm ⁻¹ UV ₂₆₀	30% 71%	Chae <i>et al.</i> (2008)
	Fluoreto de polivinilidene	0,1 µm	MF Coag.+Sed.+MF	Submersa	Piloto	0,10cm ⁻¹ UV ₂₆₀ 0,07cm ⁻¹ UV ₂₆₀	30% 71%	Chae <i>et al.</i> (2008)
	Polieterimida (PEI)	0,4 µm	MF Coag.+Floc.+MF Coag.+Floc.+Aer +MF	Submersa	Bancada	0,04cm ⁻¹ UV ₂₅₄ 0,036cm ⁻¹ UV ₂₅₄ 0,034cm ⁻¹ UV ₂₅₄	40% 53% 83%	Corrêa e Tsuzuki (2012)

Continuação Tabela 3.4

Contaminante	Membrana		Processo	Operação	Escala	Concentração Alimentação	Rejeição	Referência
	Material	ØPoro						
<i>E coli</i> (ufc/100 mL)	Polypropileno	0,2 µm	MF	Pressurizada	Bancada	6.6 x E7	7,8 log	AWWA (1997)
Coliformes Totais (NMP/100 mL)	Polieterimida (PEI)	0,4 µm	MF	Submersa	Bancada	7080	98-100%	Corrêa e Tsuzuki (2012)
			Coag.+Floc.+MF			2790	95-96%	
			Coag+Floc+Aer +MF			860	99%	
Microalgas	Polieterimida (PEI)	0,4 µm	MF	Submersa	Bancada	3,83µg/L clorofila-a	100%	Corrêa e Tsuzuki (2012)
			Coag+Floc.+MF			2,64µg/L clorofila-a	99%	
			Coag+Floc+Aer +MF			1,72µg/L clorofila-a	99%	
	Polysulfona	0,2 µm	Aer + MF	Submersa	Bancada	30.000 (cel/ml)	> 99%	Castaing <i>et al.</i> (2010)
	Polyvinylideno	0,1 µm	MF	Pressurizada	Piloto	5.000 - 30.000 (cel/ml)	> 99%	Sorlini <i>et al.</i> (2012)

Coag – Coagulação; Floc – Floculação; Aer – Aeração; MF – Microfiltração; ufc – unidade formadora de colônia

Os autores mostraram que não houve alteração de qualidade do permeado, independente do valor de turbidez da água bruta, e do modo de operação, atingindo aproximadamente 100% de eficiência na remoção.

Foi explicitado que para filtração sem a adição de coagulante, o sistema de membranas pressurizadas apresenta uma incrustação mais difícil de ser removida na retrolavagem quando comparada a operação submersa. Quando foi acrescentado o coagulante juntamente com a sedimentação precedendo a membrana, se observou que também foi alcançada a remoção global igual a 100%, porém nessas circunstâncias a remoção de turbidez aconteceu majoritariamente na etapa de pré-tratamento.

Correa e Tsuzuki (2012) utilizaram a membrana submersa com o maior tamanho nominal de diâmetro de poro dentre os destacados na Tabela 3.4, 0,4 μ m. Verificou-se também que a remoção percentual média de turbidez foi a menor dentre os estudos, variando entre 91 e 92% de rejeição, com os valor residual variando entre 0,3 e 0,13.

A adoção de processos adicionais como coagulação, floculação e aeração não alterou significativamente as taxas de rejeição de turbidez. Assim como relatado por Chae *et al.* (2008).

3.4.2 – Matéria Orgânica

Assim como as membranas de MF são conhecidas pela alta remoção de material particulado, essas não são eficientes na remoção da matéria orgânica. Como apresentado na Tabela 3.4, para se proceder com a remoção da matéria orgânica natural é necessário que se recorra a métodos de pré-tratamento como a coagulação, responsáveis pela aglutinação desse soluto em agregados com tamanhos que possam ser rejeitados pelas membranas.

O trabalho de Chae *et al.* (2008) com membrana submersa e pressurizada apresenta dados de remoção de substâncias húmicas, representada pela absorvância da radiação UV-260nm, em faixa de variação entre 0,05 cm^{-1} e 0,14 cm^{-1} . Os processos adotados foram: a microfiltração em fluxo frontal, precedida de processos de coagulação e sedimentação. Os resultados revelaram remoção superior nos experimentos onde houve o emprego do pré-

tratamento, 71% ,contra 30% de remoção por microfiltração sem pré-tratamento. Os autores também ressaltam que após o processo de sedimentação, a contribuição da membrana foi quase nula na remoção de UV 260nm, o que permite inferir que as partículas que possuíam diâmetro maior que o diâmetro da membrana (0,1 µm), foram removidas na sedimentação.

Estudo conduzido por Correa e Tsuzuki (2012) usando água do Lago Paranoá , objeto de estudo desse trabalho, comparou a remoção de matéria orgânica natural (MON), medida com base na absorbância da radiação UV254nm em três situações diferentes. Para a mesma membrana foram aferidas a rejeição de MON para o fluxo frontal da água bruta sem pré-tratamento; para o fluxo frontal com o uso do coagulante e floculação como pré-tratamento, e por fim com a combinação da coagulação com a floculação e o processo de aeração. Foram utilizados sulfato de alumínio e quitosana como coagulantes. A floculação foi empregada durante o período de 15 e 30 minutos. A aeração da membrana foi realizada continuamente.

A combinação que apresentava como etapas coagulação, floculação durante 15 minutos e aeração apresentou as maiores rejeições. Segundo os autores isso pode ser justificado pela ação da floculação que ao operar durante esse período de tempo é capaz de formar flocos com tamanho suficiente para ser retido pela membrana, e ao mesmo tempo sendo robustos a ponto de não serem desagregados por ação da aeração.

O exemplo de uma estação real trazido por (Lozier, 2005) mostra a aplicação de membranas de MF combinada a outras operações para produção de água para uma população de 110 mil habitantes na ETA Sandhurst, província de Vitória - Austrália. Destaca-se que a ETA conta com módulos de membranas de microfiltração submersas, filtros de carvão ativados e câmara de ozonização em suas etapas de tratamento.

A água captada para tratamento apresenta valores baixos de turbidez (2,25 uT), valor elevado de coloração (14,85 uc), concentração de algas igual a 298 cel/ml e valores de alcalinidade de 57 mg CaCO₃/L.

Devido a características da água, o primeiro processo realizado é a dosagem de cal e dióxido de carbono para a adequação da alcalinidade e minimização de corrosão.

Juntamente a adição de cal acontece a adição do coagulante de, cloreto de polialumínio, antes da entrada no tanque de contato, onde ocorre a floculação visando a remoção de matéria orgânica dissolvida (DOC) e a melhora da etapa de microfiltração. A operação seguinte é a filtração por membranas de MF, nesse caso a membrana é responsável pela remoção de micro-organismos patogênicos. O afluente da membrana passa então para etapas de ozonização e filtração com carvão biologicamente ativado, para a remoção de pesticidas, e compostos responsáveis por sabor e odor. O esquema de funcionamento da ETA Sandhurst é apresentada pela Figura 3.10.

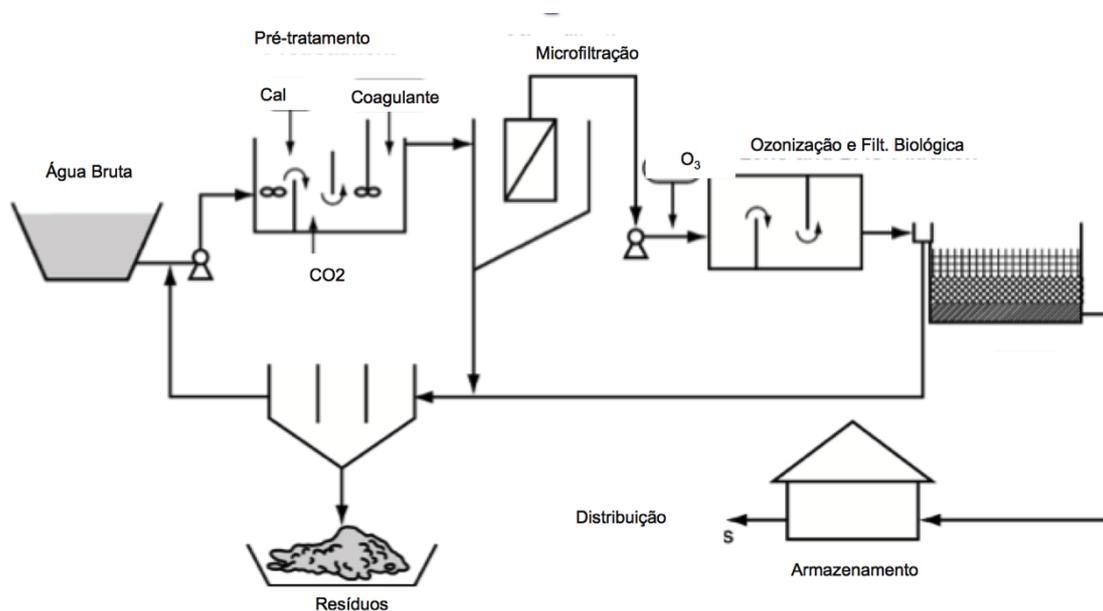


Figura 3.10 – Fluxograma de funcionamento da estação Sandhurst – Austrália (Loizier, 2005 - Adaptado)

Nos três anos de operação comercial até a publicação do estudo de Loizier (2005), a ETA de Sandhurst apresentou valores que atendem os padrões de qualidade para os quais foi projetada. O valor de matéria orgânica dissolvida de 5,10 mg/L, após tratamento, indica uma remoção de carbono orgânico dissolvido de apenas 19%, de acordo com os dados apresentados pelo autor. Acredita-se que houve alguma inconsistência nos dados relatados, uma vez que tal ETA conta com processos avançados para remoção desse parâmetro como a ozonização. Apesar disso a ETA mantém valores residuais de Trihalometanos de 0,015 mg/L, além de remoção total de coliformes totais e *Escherichia coli*, e remoção de aproximadamente 87% na cor verdadeira. Em termos de segurança da água fornecida, a estação passa por testes de integridade de membranas diários, garantindo a confiabilidade do sistema.

3.4.3 - Micro-organismos

A remoção de micro-organismos patogênicos na filtração em membranas de baixa pressão garante a segurança da água tratada devido, principalmente, devido que a maior parte dos micro-organismos apresentem tamanho maior que o diâmetros dos poros da membrana, ocasionando sua exclusão do permeado. Seguindo a lógica da exclusão física, observa-se a bio-incrustação, quando existente, como responsável por uma remoção secundária. Segundo Jacangelo(1995,apud Speth e Reiss, 2005), o biofilme formado na superfície da membrana passa a reter os micro-organismos que se aderem a ela, portanto funcionando como uma segunda barreira à passagem desses contaminantes.

Os estudos de remoção de micro-organismos em membrana geralmente apresentam seus valores de remoção não em porcentagem, mas na forma de remoção por log devido a grande eficiência de rejeição. Como exemplo, entende-se a ordem 3 log de remoção de como um valor de remoção de 99,9% e a ordem 4 sendo 99,99%, e assim sucessivamente.

Speth e Reiss, (2005) apresentam em sua obra uma extensa lista com estudos que demonstram uma remoção de cistos de *Giárdia* e *Cryptosporidium* que varia na ordem de 4 a 6 log, para membranas de MF. Os autores ainda argumentam sobre a dificuldade de se obter cistos de *Giárdia* e *Cryptosporidium* em quantidade suficiente para realizar os estudos, e portanto mesmo com a introdução desses micro-organismos em soluções preparadas, sua contagem é dificultada devido a grande rejeição que as membranas exercem.

Estudo apresentado por AWWA (1997), indica a remoção da ordem de 7,8 log para *E. Coli* utilizando membranas de MF sem adição de coagulante. O autor reporta o valor apresentado como o valor obtido para as condições críticas de operação que são representadas pelo fluxo perpendicular, com a máxima pressão transmembrana recomendada pelo fabricante e o pH próximo a 7.

Corrêa e Tsuzuki (2012), utilizando membranas submersas semelhantes as utilizadas no presente trabalho com a diferença de ser em escala de laboratório, obtiveram remoções na que variavam entre 97% e 99% quando se operou somente com a microfiltração, tendo a porcentagem de remoção aumentada quando se acrescentou outras operações unitárias,

obtendo-se inclusive, permeado com residuais não detectáveis. Contudo destaca-se que para a operação utilizando microfiltração sem adição de pré-tratamento, foi relatado o aumento considerável da concentração de coliformes totais no permeado em relação ao valor que tinha sido obtido anteriormente, desse modo os autores formularam a hipótese de que poderia haver problemas com integridade daquele módulo de membrana, tendo em vista que nenhum outro apresentou tal ocorrência.

A remoção de vírus apresenta uma das maiores diferenças entre as membranas de baixa pressão, enquanto membranas de UF conseguem remover vírus com segurança, membranas de MF parecem nesse contexto. Segundo Steph e Reiss (2005), geralmente os estudos sobre remoção de vírus são conduzidos utilizando bacteriófago MS-2 com diâmetro de 0,024 µm como objeto de estudo. Membranas de UF apresentam remoção de aproximadamente 3,0 log, enquanto membranas de MF apresentam remoção de 2,5 log. Os autores explicam que apesar dos poros de MF possuírem diâmetro na ordem de 0,2 µm, aproximadamente dez vezes maiores que o diâmetro do vírus, o elevado índice de remoção é devido a outros fatores que não a retenção na barreira. Exemplos desses fatores são a adsorção dos vírus por partículas maiores que estavam presentes na água de modo natural, além da já mencionada retenção na torta desenvolvida sobre a superfície da membrana.

Schneider e Tsutiya (2001) concluem que apesar da remoção elevada de agentes microbiológicos por MF, o fato de que o permeado não é uma solução estéril, indica que a desinfecção do produto da filtração continua é indispensável para a segurança dos consumidores.

3.4.4 - Algas

Como apresentado nos itens 3.1.2 e 3.1.3 a remoção de algas é uma das questões importantes a serem consideradas no tratamento das águas do Lago Paranoá.

Corrêa e Tsuzuki (2012) avaliaram a remoção de clorofila-a das águas do Lago Paranoá por meio de microfiltração submersa com ou sem pré-tratamento; da utilização de coagulantes e floculação como pré-tratamento e, por fim, a adição do processo de aeração ao pré-tratamento anterior. Nas situações onde o tratamento foi realizado com o uso de coagulante, obteve-se entre 97 e 98% de rejeição de clorofila-a, contudo o experimento realizado sem coagulante, obteve remoção total 100%. A rejeição de algas variou com a

alteração do coagulante, sendo mais eficiente ao se utilizar a quitosana, contudo, em todos os cenários se observou uma remoção elevada.

Castaing *et al.* (2010) também demonstraram a eficácia do uso de membranas para a remoção de microalgas. Neste caso a água em questão se tratava de água do mar e o tratamento não tinha objetivo de produção de água para consumo humano, mesmo assim observou-se elevados percentuais na remoção de algas indesejáveis.

Sorlini *et al.* (2012) realizaram estudo em escala piloto, no modo pressurizado, para a verificação da remoção de algas e cianobactérias por membranas de fibra oca em região lacustre, na Itália. Com a ocorrência de picos anuais da população de algas e cianobactérias. Apesar população total de algas/cianobactérias variar na faixa de 5.000.000 – 30.000.000 células/L, os autores reportam que a média de remoção percentual foi igual a 99% não sendo portanto, afetada pela concentração inicial de células. Contudo o autor argumenta que a pressão transmembrana foi afetada pela maior densidade celular.

4 - METODOLOGIA

Este estudo teve como objetivo a avaliação operacional e de eficiência de uma unidade piloto de Microfiltração Submersa -MFS alimentada com água do Lago Paranoá. A fim de atender este objetivo, a unidade de MFS foi operada em modo contínuo, com diferentes condições operacionais, incluindo a variação do intervalo entre lavagens e o fluxo inicial de permeado.

A Figura 4.1 representa esquematicamente as diferentes variáveis operacionais que foram avaliadas.

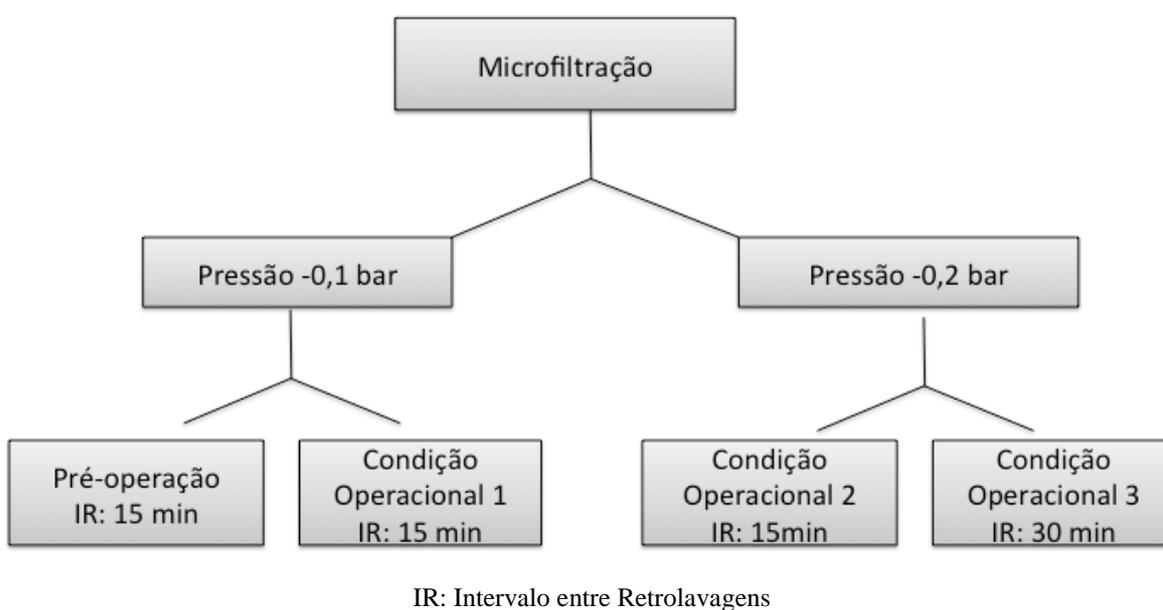


Figura 4.1 – Representação esquemática das condições operacionais avaliadas

Desse modo, buscou-se avaliar o impacto das variáveis operacionais sobre a produção e qualidade da água produzida, além da integridade da membrana.

A eficiência da membrana de microfiltração como alternativa para o tratamento da água do lago Paranoá foi mensurada por meio de análise de seis parâmetros de qualidade: turbidez, contagem de partículas, matéria orgânica natural (UV_{254nm}), pH, coliformes totais e *E. Coli*. Tais parâmetros foram escolhidos devido tanto sua importância para o estabelecimento das condições de integridade da membrana,

quanto para a avaliação da adequação aos padrões de qualidade da tratada em relação aos limites exigidos pela legislação.

O trabalho experimental foi desenvolvido ao longo dos meses de dezembro de 2016 e janeiro de 2017.

4.1 – INSTALAÇÃO PILOTO

A unidade piloto de membranas submersas utilizada para a realização dos experimentos foi instalada em uma área da Estação de Tratamento de Esgotos Brasília Norte – ETE Norte, de propriedade da CAESB. A área escolhida já foi utilizada em outros estudos e tem como vantagens a localização próxima à Universidade de Brasília e já dispor de ponto de captação da água do lago Paranoá, além de oferecer segurança ao patrimônio, pois a ETE Norte conta com vigilância especializada 24 horas por dia. As Figuras 4.2(a) e 4.2(b) apresentam o ponto de captação de água no lago Paranoá e a área onde está instalada a estação piloto.



Figura 4.2(a) Ponto de captação do Lago Paranoá (Google, 2016). Figura 4.1(b) Localização da unidade piloto (Simões, 2016)

A instalação piloto de MFS foi produzida pela empresa PAM Membranas Seletivas, único fabricante nacional de membranas de MF e UF. A unidade foi entregue na segunda quinzena de novembro de 2016 e, após período de treinamento, foram iniciados os testes

pré-operacionais. A Figura 4.3 apresenta uma visão geral da instalação, enquanto a Figura 4.4 mostra o fluxograma de operação da unidade.

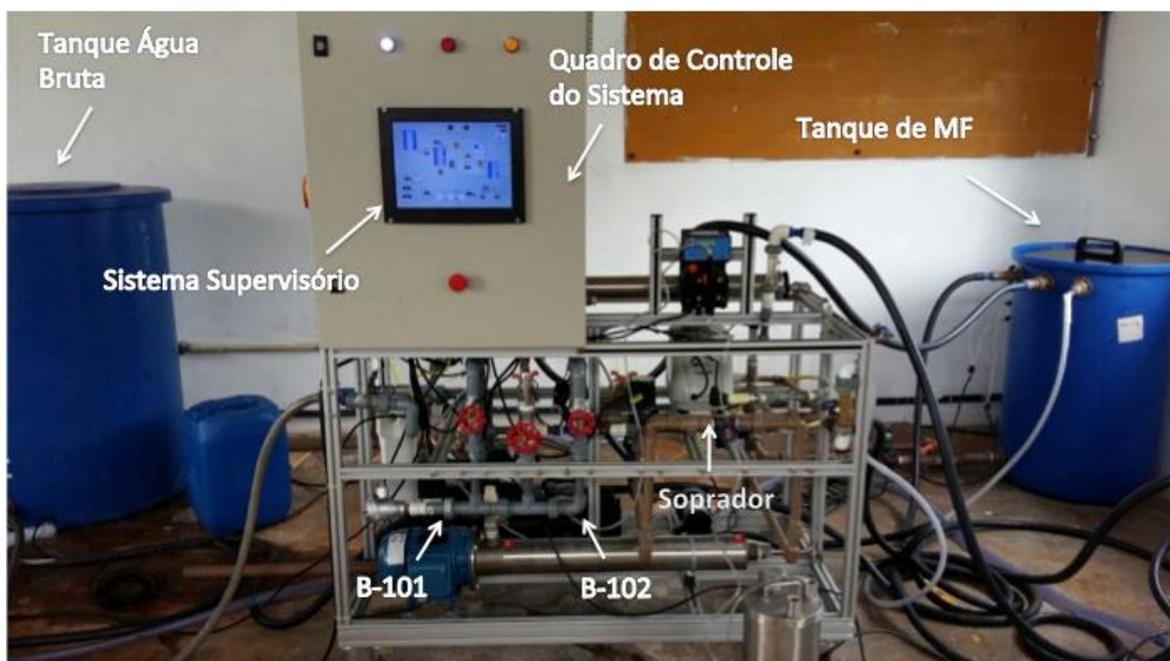


Figura 4.3 – Vista da instalação piloto de MFS, com indicação dos principais componentes

A instalação piloto conta com dois módulos de membranas de MF submersas que operam em paralelo. Essa instalação pode ser operada de forma autônoma, somente microfiltração, ou como etapa de pré-tratamento para uma unidade de NF. Contudo, neste trabalho, somente foi avaliada a operação da etapa de microfiltração.

Cada módulo de membranas de MF adotado neste estudo possui área de 5 m² sendo constituído por uma estrutura de PVC, responsável pelo suporte das membranas, que são fixadas nas extremidades. As extremidades possuem compartimentos específicos, sendo o inferior responsável pela aeração, e o superior responsável pelo recolhimento do permeado.

A membrana que compõe o módulo é do tipo cilíndrica de fibra oca com camada seletiva externa, feita de polieterimida (PEI) com diâmetro externo de 0,9 (mm) e diâmetro de poro de 0,4 µm. Em termos de operação, o fabricante recomenda que a pressão transmembrana esteja na faixa entre 0,2 e 0,8 bar, com a temperatura da água variando entre 20 e 40°C. A vazão de projeto recomendada pelo fabricante para cada módulo é de 45 L/h, contudo não foram informados limites superior para a vazão. A Figura 4.5 apresenta um dos módulos de membrana utilizado.

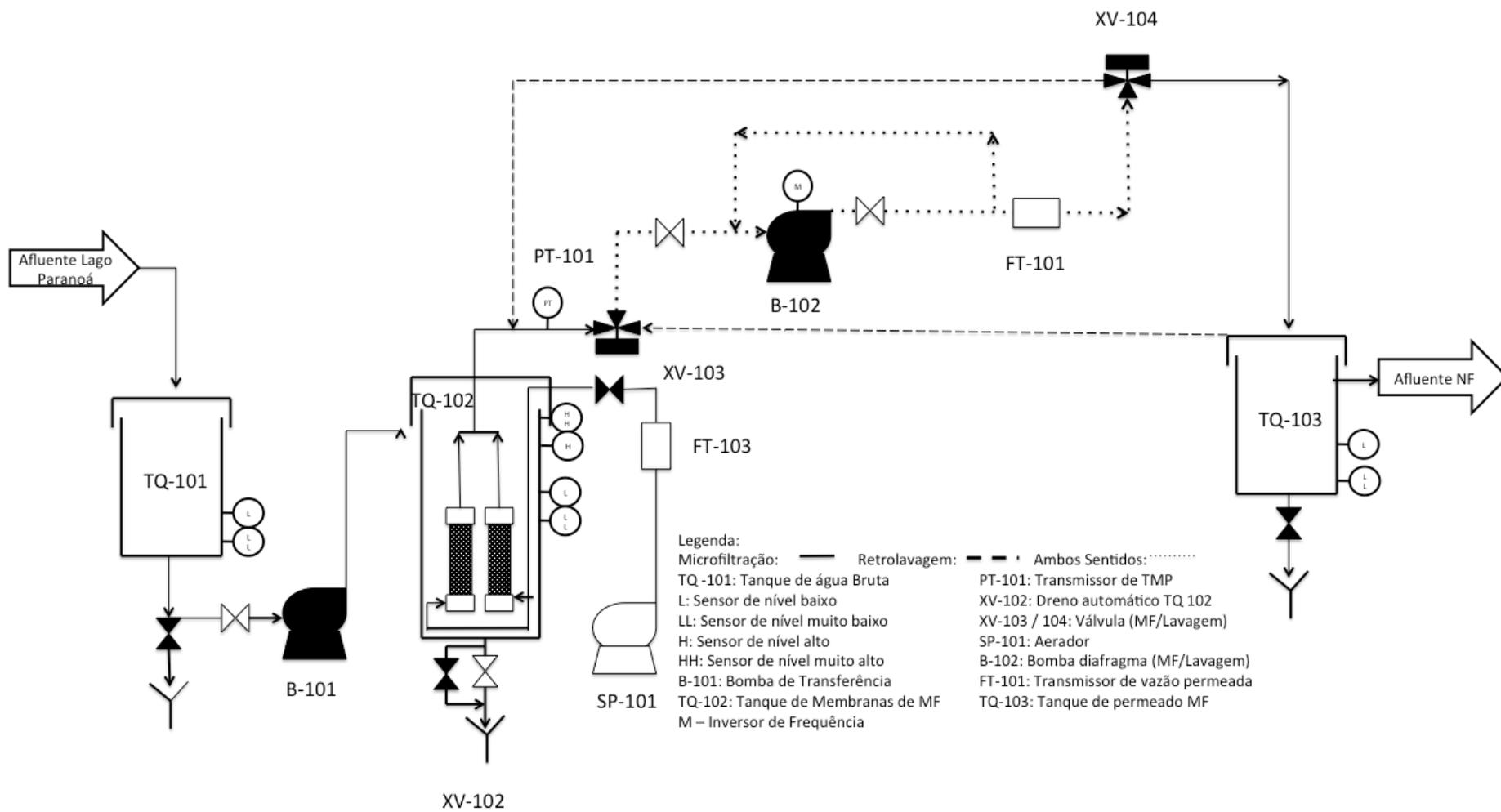


Figura 4.4 Fluxograma de operação unidade de MFS



Figura 4.5 – Módulo de membrana de MFS

A captação de água do lago Paranoá era realizada por meio de um conjunto motor-bomba, com capacidade de aproximadamente $15\text{m}^3/\text{h}$, que alimentava o tanque de água bruta (T-101) com capacidade de armazenamento de 450 L. O conjunto motor-bomba era acionado automaticamente de acordo com o nível de água no tanque de água bruta com auxílio de sensores de nível.

O tratamento por microfiltração, portanto, se inicia com o armazenamento da água a ser tratada no tanque T-101, sendo a água transferida, por meio de uma bomba centrífuga (B-101), para o tanque T-102, capacidade 250 L, onde estão inseridos os módulos de membrana de microfiltração submersas. Esse arranjo de alimentação (Figura 4.4) tende a preservar a integridade das membranas de fibra oca uma vez que a pressão aplicada pelo conjunto motor bomba usado para o recalque da água bruta poderia romper as fibras da membrana caso a alimentação de água se desse diretamente no tanque de membranas (T-102).

Para que ocorra a microfiltração, a bomba de diafragma B-102 é acionada criando diferencial de pressão negativa, permitindo que assim haja a movimentação de água para o

interior da membrana, em fluxo frontal. A vazão de permeado (filtrado) pela membrana é encaminhada para o tanque T-103, responsável pela acumulação de água microfiltrada que é parcialmente utilizada para realização da retrolavagem mas que pode ser utilizada também na alimentação da unidade de nanofiltração. Já o concentrado, rejeito da membrana, se acumula no tanque T-102, sendo eliminado de modo periódico pela abertura automática da válvula XV-102 (purga). A periodicidade e o tempo de realização da descarga de fundo são programados pelo operador.

Cabe ressaltar que, segundo o fabricante, a bomba diafragma B-102, que realiza a sucção do permeado, possui uma ampla faixa de operação, com um mínimo de 4 LPM e máximo de 15 LPM, permitindo a realização de experimentos em diferentes condições operacionais afim de se otimizar a produção de permeado e, assim, o rendimento do sistema.

A retrolavagem dos módulos de MFS também se dá com o uso da bomba B-102 trabalhando no sentido contrário ao do processo de microfiltração por efeito do acionamento diferenciado das válvulas de 3 vias XV-103 e XV-104, redirecionando a água do tanque de permeado (T-103) para o interior da membrana. O rejeito gerado se mistura ao concentrado mantido no tanque de membrana T-102, sendo eliminado de forma similar ao concentrado.

O rejeito da retrolavagem, a purga de concentrado, excesso do permeado, assim como todos os outros drenos da unidade piloto, são encaminhados para lago Paranoá. Importante destacar que como não são usados produtos químicos no tratamento os rejeitos gerados se constituem das impurezas presentes na água do lago Paranoá, não havendo impacto ambiental.

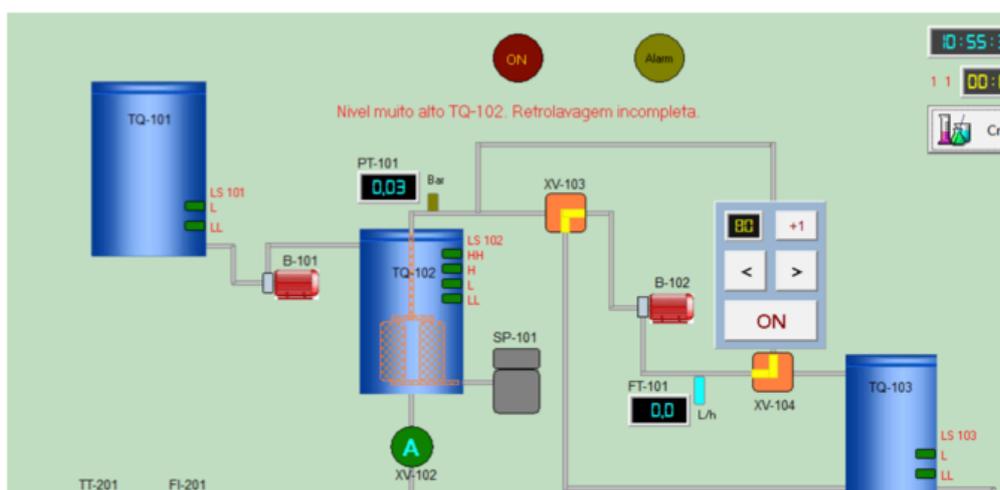
A fim de se potencializar a eficiência das retrolavagens, os módulos de membranas são dotados de aparato de aeração, com o ar sendo alimentado pelo soprador SP-101. A aeração pode ser utilizada de modo contínuo, ou seja, durante toda a operação, objetivo minimização a formação de incrustação, ou somente durante a execução da retrolavagem, auxiliando a água pressurizada na remoção de incrustação gerada no ciclo de filtração.

4.3 – MECANISMOS DE MONITORAMENTO, CONTROLE E OPERAÇÃO

Os sistemas de monitoramento na unidade de microfiltração incorporam os sensores de pressão, de vazão além de registros e válvulas automáticas ligados ao sistema supervisor, onde a operação da instalação de MFS pode ser acompanhada. O sistema supervisor foi concebido para comandar a maior parte da operação da unidade de filtração, permitindo ao usuário a escolha do modo de operação, automático ou manual. Contudo mesmo no modo automático é necessário o ajuste manual da vazão de aeração. A Figura 4.6 ilustra o sistema supervisor.

O sensor da pressão de operação na etapa de MF (PT-101), instalado na tubulação saída do módulo de membrana, permite o acompanhamento da pressão fornecida pela bomba B-102, juntamente a essa informação, o sistema apresenta o quanto da capacidade da bomba está sendo utilizada para se obter determinada pressão.

Nesse sentido, a pressão fornecida pela bomba é o mecanismo de controle para se assegurar que a vazão que passe pela membrana seja adequada tanto nos ciclos de microfiltração, quanto nos ciclos de retrolavagem.



Legenda:

TQ -101: Tanque de água Bruta
L: Sensor de nível baixo
LL: Sensor de nível muito baixo
H: Sensor de nível alto
HH: Sensor de nível muito alto
B-101: Bomba de Transferência
TQ-102: Tanque de Membranas de MF

PT-101: Transmissor de TMP
XV-102: Dreno automático TQ 102
XV-103 / 104: Válvula (MF/Lavagem)
SP-101: Aerador
B-102: Bomba diafragma (MF/Lavagem)
FT-101: Transmissor de vazão permeada
TQ-103: Tanque de permeado MF

Figura 4.6 Fluxograma de operação MF (PAM Membranas, 2016 - Adaptado)

O medidor de vazão, FT-101, instalado após a bomba B-102 responsável pela sucção de permeado (microfiltração) e alimentação de água para retrolavagem, objetiva a aferição do da vazão de permeado, bem como da vazão de água de retrolavagem, indicando a produção de água obtida no processo.

O medidor de vazão FT-103 é responsável pelo monitoramento da vazão de ar que é enviada aos módulos de membrana, cabe ressaltar que nesse caso há a necessidade de uma monitoramento quanto o volume enviado ao tanque de membrana, já que este não está ligado ao sistema supervisão, sendo controlado manualmente. Vazões de ar superiores a 3 LPM não são recomendadas, uma vez que essas podem causar o rompimento das fibras dos módulos de membrana.

As malhas de controle se apresentam para programar a dinâmica de operação da instalação piloto. A mais importante malha de controle no sistema de microfiltração é a que controla a pressão no ciclo da microfiltração e da retrolavagem. Seu objetivo é que, a partir de valores iniciais de pressão informados pelo usuário (*setpoint*), a rotação da bomba B-102 se adeque e se mantenha naquela pressão de trabalho até o momento da lavagem. De forma similar, se estabelece a pressão durante a retrolavagem, que por demandar valores de pressão de trabalho maiores necessita, também, de sistema de segurança para garantir a interrupção do processo caso a pressão exceda o valor de 1bar.

Os registros dos instrumentos de monitoramento e controle são armazenados no próprio sistema supervisão e estão disponíveis para o usuário na interface do sistema. Além disso, o sistema supervisão pode fornecer grandezas calculadas a partir da leitura direta dos instrumentos, ou a partir da entrada de dados do operador. Entre os cálculos de interesse na operação da unidade de microfiltração estão:

- Fluxo ($\text{m}^3/\text{m}^2.\text{h}$) – obtido a partir da divisão da vazão apresentada no controlador FT-101 pela área total da superfície de membrana;
- Permeabilidade da MF: obtida a partir da divisão do fluxo e a pressão captada pelo controlador PT-101.

A unidade piloto permite a exportação dos dados operacionais utilizados durante as etapas de microfiltração e retrolavagem. Entre os dados disponibilizados estão as leituras dos

medidores de pressão e vazão. A periodicidade da alimentação de dados no relatório é definida de acordo com o interesse do usuário, sendo tal relatório disponibilizado em formato .csv, capaz de ser utilizado por diversos *softwares* de processamento de dados. Destaca-se que o no modo manual de operação salvar os dados fica a critério do usuário, enquanto que no modo automático não há necessidade de comandos extras.

Os intertravamentos são responsáveis por garantir o pleno funcionamento das unidades, realizando o acionamento ou a interrupção de processos de acordo com a ação solicitada pelo operador. Na unidade de MFS os principais intertravamentos são aqueles relacionados aos níveis de água nos tanques T-102 e T-103 e as operações de microfiltração e retrolavagem.

Os sensores de nível instalados no tanque T-102, tanque onde estão dispostos os módulos de membrana submersa, acionam ou desligam a bomba de transferência B-101, garantido que os módulos de membranas se encontrem sempre submersos e não ocorra sucção de ar durante o ciclo de microfiltração. Além disso, evitam o extravasamento de água durante o processo de retrolavagem, desligando a bomba B-101. No caso do tanque T-103, os sensores de nível tem como objetivo evitar o total esvaziamento do tanque durante a retrolavagem de modo a não introduzirem ar no interior das membranas. Uma descrição detalhada do funcionamento dos intertravamentos é apresentada no manual de operação da unidade (PAM membranas, 2016).

Como citado inicialmente, a unidade de microfiltração apresenta dois modos de operação, automático e manual. No modo de operação automático, adotado no presente trabalho, a operação de microfiltração e retrolavagem operam de forma intercaladas, com respectivos valores de pressão e tempo de duração da operação definidos pelo usuário. A Figura 4.7 mostra a tela para ajuste dos parâmetros operacionais no modo automático que foi utilizado neste trabalho.



Figura 4.7 – Tela de definição de parâmetros de operação no modo automático

Na tela de ajustes de parâmetros (Figura 4.7) se destacam ainda o controle sobre a utilização do aerador, podendo ser ativado continuamente, ou apenas durante a lavagem, e também o ajuste da abertura automática da válvula de purga de concentrado do tanque T-102. Nesta tela existe a opção de operar conjuntamente as unidades de MFS e NF ou desabilitar a nanofiltração, como foi o caso do presente trabalho, podendo ainda ser usada uma bomba dosadora para contaminação da água a ser alimentada na membrana de nanofiltração.

Na operação automática o sistema supervisor apresenta a porcentagem de utilização da potência da bomba para a obtenção da pressão definida pelo usuário. Com isso tem-se que a operação pode ser prejudicada a depender do estado no qual se encontra a membrana. Nesse sentido a unidade de microfiltração dispõe de uma válvula de *by-pass* que tem por objetivo priorizar um caminho de passagem de água. Quando se abre a válvula a bomba acaba tendo que utilizar mais de sua capacidade para se atingir determinada pressão, desse modo ao se fechar a válvula, a pressão atingida pela bomba tende a aumentar, assim auxiliando a bomba a atingir os valores requeridos. Ressalta-se que mesmo em modo de operação automático, esse ajuste é feito de modo manual.

A operação manual não foi utilizada durante a execução dos ensaios, contudo sua operação pode ser encontrado no manual de instruções.

4.4 – DESENVOLVIMENTO EXPERIMENTAL

Com o objetivo de avaliar, mesmo em caráter preliminar, o desempenho operacional do sistema de microfiltração no tratamento de água do lago Paranoá, o desenvolvimento experimental foi dividido em 4 etapas com diferentes condições de operação, sendo analisados dois fluxos iniciais e dois intervalos entre lavagens, conforme apresentado na Tabela 4.1. Foi adotado o uso da aeração somente durante a retrolavagem.

Tabela 4.1 – Condição de operação da unidade piloto.

Operação	Pressão	Tempo Entre Lavagens	Aeração
Pré-operação	-0,1 bar	15 min	Não aplicada
1	-0,1 bar	15 min	Retrolavagem
2	-0,2 bar	15 min	Retrolavagem
3	-0,2 bar	30 min	Retrolavagem

O fluxo do permeado é o parâmetro mais importante no sentido de se obter a otimização do sistema de produção de água, contudo a instalação piloto não permite a operação com fluxo constante. Dessa forma, a operação da instalação foi realizada no modo pressão constante e fluxo variável (declinante), e para se estabelecer a condição inicial do fluxo a pressão aplicada pela bomba de sucção era alterada. A avaliação de desempenho, portanto, foi baseada no decaimento do fluxo devido às obstruções na membrana.

A produção efetiva de água (volume de água produzida *menos* volume de água utilizada na retrolavagem) a obstrução e vida útil da membrana são influenciadas pela frequência de lavagem. Dessa forma, ao se alterar os intervalos entre retrolavagens sucessivas, buscou-se conciliar a máxima produção de permeado e a preservação da integridade da membrana.

Importante destacar que independentemente do modo de operação avaliado (Tabela 4.1), as retrolavagens foram realizadas com pressão de 0,5 bar, (fluxo aproximado de 45L/h*m²) com duração de dois minutos, e com a utilização de aeração a uma taxa de 1,5 LPM, exceto na pré-operação. A Figura 4.8 ilustra o uso de aerador durante a retrolavagem, introduzindo ar ao tanque de membranas.



Figura 4.8 - Utilização de aeração no processo de retrolavagem

A pré-operação caracterizou-se pela operação intermitente e objetivou o ajuste e familiarização com a instalação piloto, além da solução de problemas e limitações identificadas tanto na instalação propriamente dita como no sistema de captação. Nessa fase foram adotadas as condições operacionais recomendadas pelo fabricante (fluxo inicial $10 \text{ L/h}\cdot\text{m}^2$, 15 minutos de intervalo entre retrolavagens).

Nas demais condições operacionais descritas na Tabela 4.1, a instalação piloto de MFS foi realizada de forma contínua, e em função dos problemas vivenciados na pré-operação optou-se por introduzir a aeração durante a retrolavagem.

Os valores de pressão P1 e P2 necessários para o estabelecimento dos fluxos iniciais desejados (Tabela 4.1) foram determinados por meio do ensaio de “pressão crítica”. Este ensaio foi realizado ainda com a membrana limpa, antes da pré-operação.

O ensaio aqui denominado de pressão crítica se baseou no princípio do ensaio de fluxo crítico e consistia na observação da vazão resultante da aplicação de determinado valor de pressão (sucção) na operação da MFS durante o período de 15 minutos (Belli, 2011). Os incrementos à pressão ocorriam, portanto, a cada 15 minutos com valores constantes de -

0,05 Bar, no intervalo de -0,1 a -0,3 Bar. O acompanhamento de vazão durante o ensaio de pressão foi realizado pelo método volumétrico, com 4 medidas ao longo para cada pressão. O valor considerado como pressão crítica foi o menor valor que apresentou declínio significativo de fluxo ao longo dos 15 minutos de aplicação daquela pressão.

Assim, o valor de P1 selecionado foi aquele que levou ao fluxo recomendado pelo fabricante (10 L/h*m²) e o P2 foi o valor de maior sucção avaliado que manteve o fluxo passando pela membrana constante ou de ligeiro declínio.

Cada condição operacional foi avaliada por um período mínimo de uma semana. Antes do início da avaliação de uma nova condição de operação era realizada a limpeza química da membrana com objetivo de se reestabelecer a condição inicial de membrana similar para os diferentes experimentos.

A limpeza química era realizada segundo as recomendações da fabricante. A rotina basicamente envolvia o procedimento de retrolavagem, seguido de imersão dos módulos de membranas em solução de 500 ppm de hipoclorito de sódio por 2 horas. Esse procedimento era realizado no tanque T-102. O detalhamento do procedimento de limpeza química esta descrito no manual do fabricante (PAM Membranas, 2016 e PAM Membranas, 2012).

Após a limpeza química, a recuperação das condições de fluxo através da membrana era avaliada por meio da aferição da vazão produzida pós-limpeza, comparando-a com as vazões iniciais da operação anterior.

4.5 – MÉTODOS DE ANÁLISE

Com o intuito de se avaliar a confiabilidade da MFS em estudo na produção de água potável, foram realizadas análises de qualidade das amostras de água bruta e permeado. Os parâmetros avaliados, a frequência de amostragem e os métodos analíticos adotados estão resumidos na Tabela 4.2.

Os parâmetros listados na Tabela 4.2 foram escolhidos baseados no interesse que eles despertam dos tomadores de decisão em termos de características particulares do

manancial, como é o caso da biomassa de algas ou ainda por padrões de potabilidade e controle sanitário. Os procedimentos analíticos realizados nas dependências do Laboratório de Saneamento Ambiental (LSA) do Departamento de Engenharia Civil e Ambiental da Universidade de Brasília, com exceção das análises de turbidez e pH que foram realizadas na própria ETE utilizando de equipamentos portáteis.

Tabela 4.2- Método analítico dos padrões analisados

Parâmetro	Método	Equipamento	Frequência
Turbidez (UT)	Nefelométrico	Turbidímetro - Hach 2100 P	2 a 4 vezes por dia
Contagem de Partícula (Partículas/ml)	Contagem por contador automático, realizada por feixos de luz em diferentes diâmetros de partícula	Contador de Partículas - Hiac 9703+	Diariamente
Clorofila -a (µg/L)	Extração com clorofórmio-metanol (2:1) e medição da absorbância em comprimento de onda de 665 nm e 750 nm	Espectrofotometro Hach/DR 4000	Diariamente
Coliformes totais, <i>E. Coli</i> (NMP/100mL)	Substrato enzimático	Seladora, incubadora, lâmpada UV	Diariamente
Matéria orgânica natural - UV - 254nm (cm ⁻¹)	Absorção de UV em λ=254 nm	Espectrofotometro Hach/DR 5000	Diariamente
pH	Potenciométrico	Medidor de pH Modelo - Orion 310	2 vezes por dia

As amostras de água a serem analisadas no laboratório de saneamento ambiental, foram coletadas em frascos auto-clavados, de volume aproximado de 250 ml, exceção feita à análise de clorofila.

Para a análise de clorofila os volumes coletados foram de 1L de água bruta e 1,5 L de água permeada. A etapa de filtração das amostras para análise de clorofila era realizada na própria ETE, onde os filtros eram conservados ao abrigo de luz e envolvidos por sachês de sílica a fim de se evitar o acúmulo de umidade, até serem armazenados no congelador, onde ficavam por um período de aproximadamente 4 dias, até que fosse dada sequência ao processo de extração e leitura das absorbâncias.

Para complementar a informação relativa a biomassa de algas (clorofila-a) foi realizada, de modo pontual, com o importante auxílio dos biólogos do LSA, identificação das algas predominantes na água bruta e filtrada. Além da identificação, os tamanhos das algas foram mensurados com objetivo de compreender o funcionamento da membrana com relação a tais organismos.

Para isso a coleta foi feita direta do tanque T-101 para água bruta, e do tanque T-103 para o permeado. Não foi utilizado qualquer método de concentração. Adicionou-se lugol a fim de se fazer a fixação das micro algas.

As amostras foram analisadas qualitativamente sob microscópio ópticos *Leica DM750* em aumento de 400 vezes e fotografadas em aumento de 1000 vezes com óleo de imersão.

A contagem de partículas foi realizada com objetivo de complementar a informação de turbidez, sendo assim possível avaliar a seletividade da membrana com a tamanhos de partícula de interesse. Por ser realizada em equipamento com uma faixa de detecção limitada, foi necessário, durante a condução das análises, utilizar diluição das amostras com água deionizada (Milli-Q).

A análise de coliformes totais e *E. coli* se deu pelo método do substrato enzimático e quando necessária sua diluição utilizou-se água destilada submetida a processo de esterilização.

5. RESULTADOS E DISCUSSÃO

Os resultados discutidos, são apresentados e organizados de acordo com as operações realizadas, e, por se tratar do primeiro trabalho utilizando a unidade piloto descrita, também será acrescido nas discussões os problemas operacionais apresentados pela unidade e as soluções adotadas.

5.1 –QUESTÕES DE PROJETO E LIMITAÇÕES OPERACIONAIS

Esta seção tem o objetivo de apresentar as principais ocorrências que foram observadas durante a realização do estudo e que não estavam previstas no projeto, de modo que tiveram que ser resolvidas ao longo das semanas de operação. Por se tratar da primeira utilização da instalação eram esperados alguns desses imprevistos que tendem a ser adequados conforme necessário.

5.1.1 - Operação Contínua

O primeiro desafio para a operação pretendida da unidade piloto era a obtenção de um modo de operação contínua, importante no sentido de acompanhar de que maneira se dava a dinâmica de filtração em termos de evolução do fluxo e da eficiência da remoção dos parâmetros de interesse.

O obstáculo principal para se proceder com a operação contínua foi o não funcionamento da válvula de retenção ao final da tubulação responsável pela captação de água. De modo que ao se completar a transferência de água do lago até o tanque T-101, a tubulação se esvaziava, sendo necessário nova escorva para se utilizar novamente o conjunto motor-bomba.

Afim de se solucionar tal questão foi realizada a instalação de tubulações que possibilitava a drenagem do excesso de água bruta que chegava ao tanque T-101 permitindo que o conjunto motor-bomba funcionasse ininterruptamente. Desse modo após o ajuste de vazão que chegava ao tanque, não haveria a necessidade de se desligar o conjunto motor bomba de modo a se garantir sempre um nível seguro para a operação da unidade piloto.

Contudo, após realizada a adaptação, enquanto se faziam observações quanto o funcionamento do sistema de retorno, foi constatado que mesmo funcionando continuamente, periodicamente a bomba cessava captação de água, por constante obstrução da válvula de retenção, com isso havia o risco do esvaziamento da tubulação e a operação contínua colocaria em risco o conjunto motor bomba.

Após essa constatação, buscou-se resolver o problema da válvula de retenção, por meio de sua desobstrução e instalação de um sistema de proteção de captação (gaiola) capaz de evitar novos entupimentos. Com a nova instalação foi possível obter o funcionamento correto do conjunto motor-bomba, automatizado por sensores de níveis.

A Figura 5.1 (a) apresenta o sistema de dreno construído e a Figura 5.1(b) apresenta a gaiola instalada ao redor da válvula de retenção.

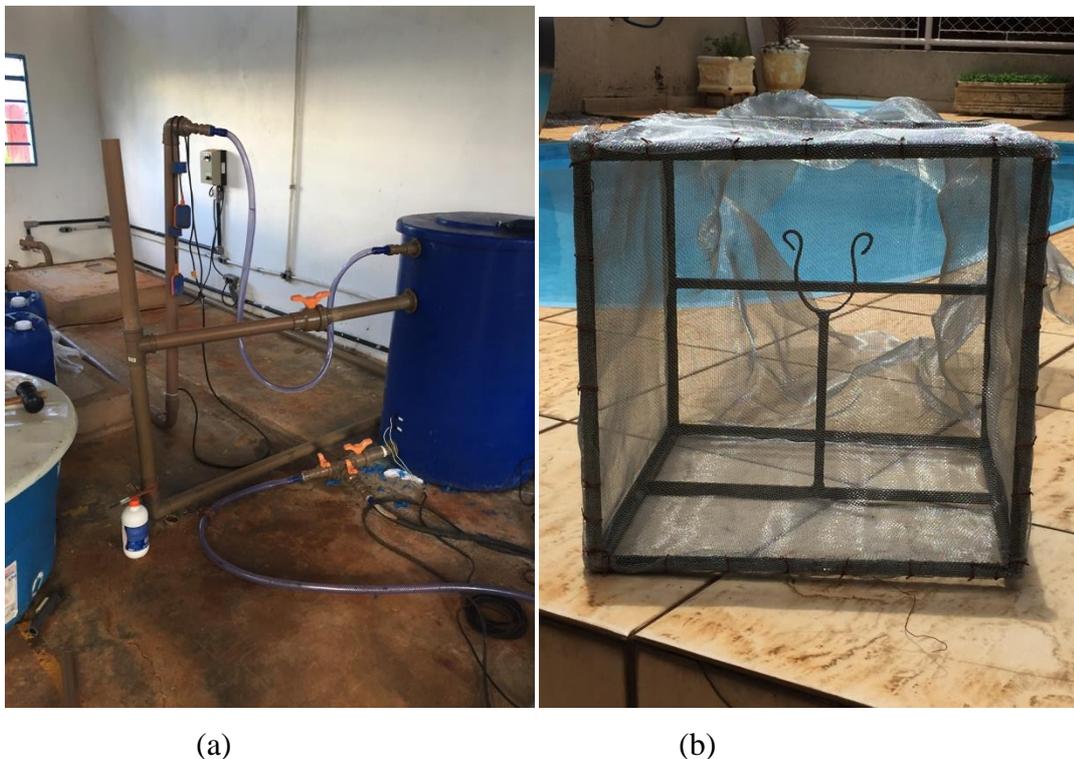


Figura 5.1 (a) Sistema de drenagem e recirculação no tanque T-101 - (b) Sistema de proteção da captação

5.1.2 - Controle e acompanhamento de vazão

A unidade piloto quando entregue apresentou em sua programação que controle sobre a vazão seria indireto, e relacionado a variação manual da pressão aplicada pela bomba B-

102. Contudo o projeto fazia indicação de sensores capazes e informar a vazão de permeado que chegava até o tanque T-103, onde se encontram os módulos de membrana.

Contudo, o medidor de vazão instalado na unidade piloto trata-se de um hidrômetro, instalado próximo a uma curva na tubulação, como ilustrado na Figura 5.2.

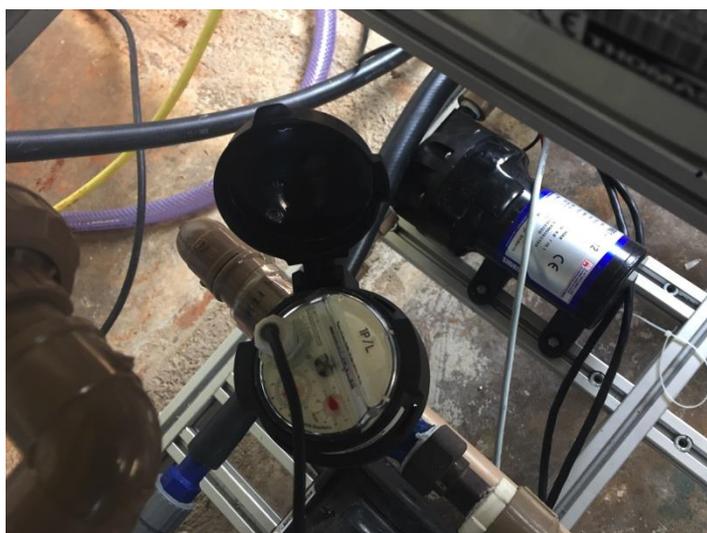


Figura 5.2 – Hidrômetro responsável pela medição da vazão de permeado

O hidrômetro não se mostrou adequado, em função, da baixa precisão apresentando valores de vazão discrepantes dos valores observados por meio do método volumétrico. Em um primeiro momento acreditou-se que tal discrepância fosse causada pelo excesso de ar na tubulação, porém com o uso contínuo membrana, os problemas com a vazão mantiveram-se.

Portanto, suspendeu-se operação com a utilização de aeração, no intuito de se obter a regularização das vazões, contudo também não foi possível se obter dados de vazão confiáveis registrados pelo sensor. Outro problema apresentador por esse tipo de sensor estavam relacionados a sua sensibilidade, sendo que as vazões lidas eram mostradas em valores múltiplos de 30L/h. Dessa forma, a utilização do hidrômetro para monitoramento da vazão foi desconsiderada.

A fim de se adequar as leituras de vazão, foi instalado um medidor de vazão eletromagnético modelo MAGFLO 5000, contudo tal medidor acabou por não ser efetivo na medição uma vez que a velocidade com que a água passava pela tubulação estava

abaixo da sua faixa de operação. Devido a esses fatores todas as medidas de vazão apresentadas neste estudo foram realizadas por meio do método volumétrico.

5.1.3 - Condição Operacional (Utilização da Aeração Contínua)

Após a primeira semana de operação na qual se realizou o estudo sem a utilização de qualquer tipo de aeração, tentou-se utilizar o modo de aeração contínuo para as etapas experimentais seguintes. Contudo, ao se fazer a opção por esse modo de operação foi constatado que a bomba B-102, não era capaz de alcançar o valor de pressão de -0,1bar quando era operada em conjunto com o soprador de ar, mesmo trabalhando em capacidade máxima. Como consequência foi observado comportamento intermitente do permeado na chegada ao tanque T-103.

O fato da retrolavagem ocorrer sem maiores problemas mesmo com a utilização da aeração durante todo o processo e uma pressão maior (0,5 bar), pode ser justificado pelo fato da bomba conseguir empregar maior pressão no sentido de pressurização, e pelo fato da aeração ocorrer no mesmo sentido da pressão.

Portanto, tendo essa limitação de utilização da aeração, optou-se pelo uso do soprador SP-101 apenas durante o período de retrolavagem. Dessa forma não foi possível fazer comparação entre os efeitos da aeração contínua e da aeração somente utilizada como complemento a limpeza.

5.1.4 - Integridade dos Módulos de Membrana

Os primeiros resultados das análises de qualidade de água permeada utilizando a unidade piloto, já indicavam a existência de problemas na integridade da membrana, especialmente no que se referia a remoção de patógenos. Esse aspecto é discutido mais detalhadamente ao longo da apresentação dos resultados.

Tal fato sugere que o módulo de membrana pudesse ter sua integridade comprometida desde que foi entregue pela fabricante. A Figura 5.3 mostra um dos módulos de membrana utilizados no momento em que era desembalado com destaque para regiões que podem indicar problemas em sua integridade.

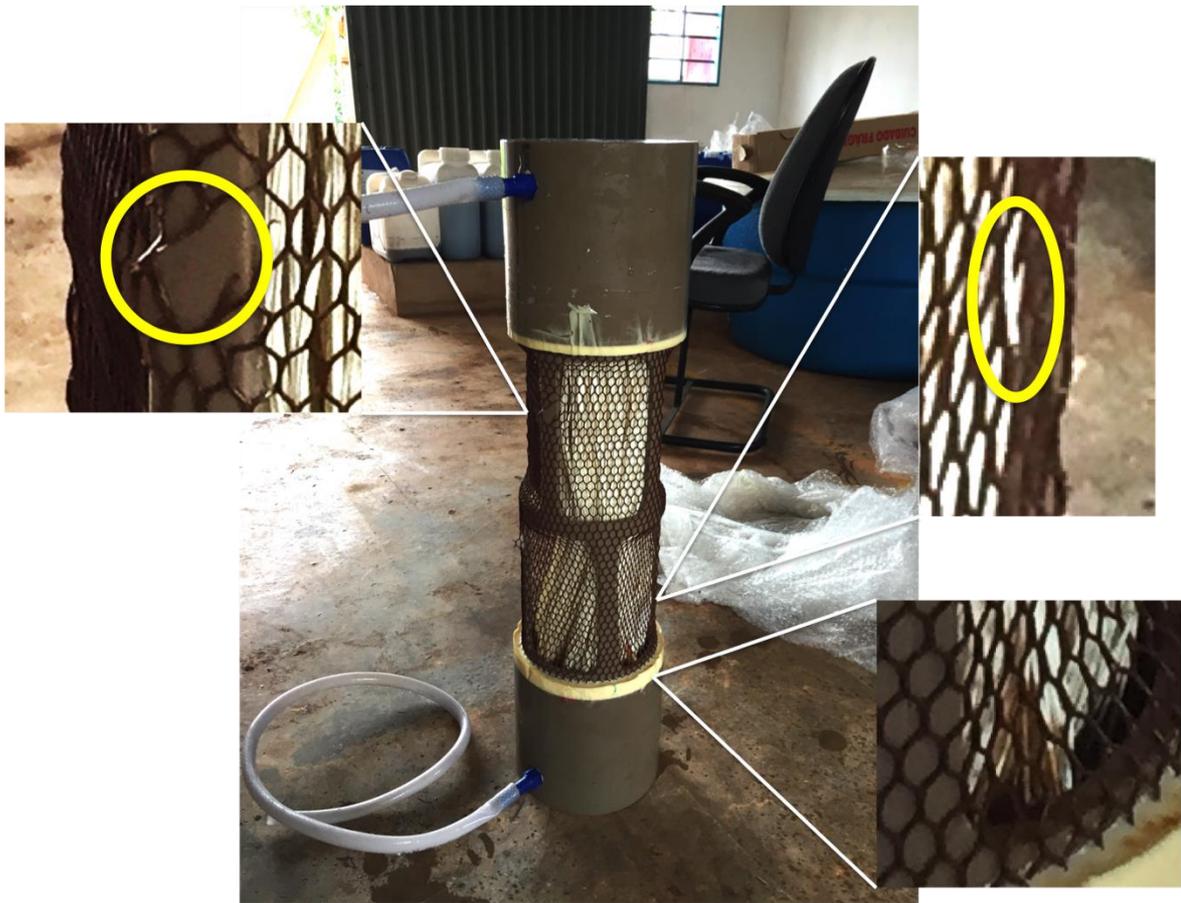


Figura 5.3 – Módulo de membrana com indicação de possíveis problemas de integridade

A Figura 5.3 destaca pontos que chamam atenção e podem indicar, mesmo de modo indireto, que a membrana possivelmente apresentava problemas de integridade quando entregue. O primeiro destaque está no rompimento da camada de proteção da membrana, (a esquerda da foto principal) podendo indicar que a tela está sendo forçada pelo peso do suporte. O destaque seguinte (acima à direita), mostra uma fibra rompida saindo do suporte, o fato de se ter uma fibra rompida, pode indicar a presença de outras, podendo ser portanto o fator responsável pelo comprometimento da integridade da membrana. Por fim destaca-se que o módulo já apresentava sinais de que fora utilizado anteriormente, possivelmente durante a etapa de testes da unidade piloto pela própria fabricante. Sendo assim, esse é outro ponto que possivelmente pode ter sido fundamental para perda de integridade da membrana.

Era esperado que juntamente com a membrana fossem enviados módulos reservas de modo que se pudesse fazer a substituição e aferir a qualidade de uma membrana sabidamente

nova. Contudo tais módulos não foram entregues e todo o estudo foi feito utilizando módulos comprometidos.

5.2 – ENSAIO DE PRESSÃO CRÍTICA

O ensaio de pressão crítica realizado anteriormente as operações foi o responsável por determinar a pressão P2 que seria utilizada para se obter o fluxo superior ao longo dos experimentos. O ensaio também foi utilizado para determinar qual valor de pressão que forneceria o fluxo inicial igual ao fluxo recomendado pela fabricante $10 \text{ L/h} \cdot \text{m}^2$, a essa pressão deu-se o nome de P1. A Figura 5.4 apresenta os dados obtidos a partir do ensaio de pressão crítica.

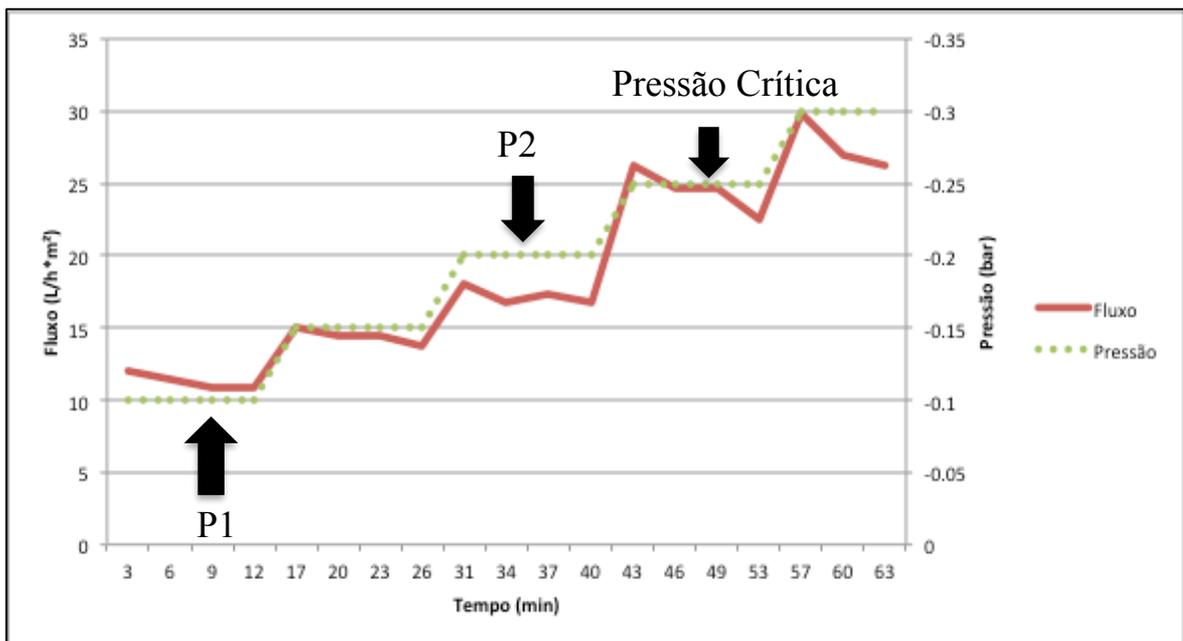


Figura 5.4 Determinação da pressão crítica

Na Figura 5.4 é observado o comportamento do fluxo quando se mantém constante a PTM, portanto nota-se que após o incremento da PTM, ocorre o incremento do fluxo e ao longo do período de observação este passa a diminuir devido a obstrução. Para os incrementos iniciais de pressão foi observada a estabilização da vazão com queda ao final do ciclo. A partir do incremento que levou a PTM para 0,25 observou-se uma queda mais acentuada em relação ao valor inicial do fluxo, sendo essa considerada pressão crítica. Portanto para tentar se obter o máximo de produção com a menor propensão a obstrução utilizou-se o maior valor de pressão abaixo da pressão crítica, logo P2 foi definido como -0,2 bar.

Observando o gráfico, nota-se que o valor de pressão que apresenta o fluxo mais próximo do originalmente proposto pelo projeto é -0,1 bar, logo, tal pressão foi utilizada como P1.

5.3 – ENSAIOS DE OPERAÇÃO

Os ensaios com diferentes condições operacionais se iniciaram no dia 21 de dezembro sendo precedidos por uma etapa de pré-operação que teve o objetivo de permitir a familiarização com a operação da instalação piloto além de realizar os ajustes necessários. Durante a etapa de pré-operação foram realizadas as mesmas análises dos parâmetros de qualidade que foram utilizados durante as demais condições operacionais e os resultados estão resumidos na Tabela 5.1.

Tabela 5.1 – Resultados obtidos na etapa de pré-operação

	Parametro	12/12	13/12	15/12	18/12
Água Bruta	Turbidez (uT)	5,8	2,25	2,44	3,29
	UV 254 (1/cm)	0,087	0,075	0,077	0,075
	pH	7,15	7,04	7,22	7,21
	Coliformes Totais (NMP/100mL)	1960,8	1841,6	4839,2	-
	e. Coli (NMP/100mL)	17,6	14,8	54	-
Permeado	Turbidez 1 (uT)	0,6	0,5	0,41	0,49
	UV 254 (1/cm)	0,06	0,049	0,052	0,049
	pH	7,09	7,23	7,1	7,19
	Coliformes Totais (NMP/100mL)	238,2	191,8	547,5	-
	e. Coli (NMP/100mL)	1	4	32,3	-

Destaca-se nesta etapa que os valores de coliformes totais apresentam valores elevados no permeado, estando em desacordo com a remoção esperada para operação utilizando módulos de microfiltração (Correa e Tsuzuki, 2012, AWWA, 1997).

Os itens que se seguem, apresentam os resultados obtidos nas diferentes condições operacionais avaliadas

5.3.1–Condição Operacional 1

Realizada entre os dias 21 e 28 de dezembro de 2016, a avaliação da Condição Operacional 1 marcou o início das operações contínuas da unidade piloto de MFS. A fim de se observar o comportamento do fluxo ao longo do tempo de operação e os efeitos sobre a qualidade do permeado, escolheu-se realizar a operação utilizando das condições recomendadas pelo fabricante: Fluxo de 10 L/h*m² e intervalo entre lavagens de 15 minutos. Como não houve a possibilidade de operar com o fluxo constante, utilizou-se pressão P1 igual a -0,1 bar, para que fossem garantidos os valores de fluxo no início da operação. A duração da retrolavagem foi estabelecida em 2 minutos, sob pressão constante de 0,5 bar e com a utilização de aeração no processo.

5.3.1.1 – Comportamento do Fluxo

O acompanhamento diário do fluxo de permeado foi realizado de forma manual e com determinação da vazão pelo método volumétrico em diferentes momentos do ciclo de microfiltração: logo após a realização da retrolavagem; momentos antes da retrolavagem; vazões que ocorriam na metade do ciclo. A Figura 5.5 ilustra o comportamento da vazão ao longo da Condição Operacional 1, apresentando os pontos de medição pontual e a média diária de vazão.

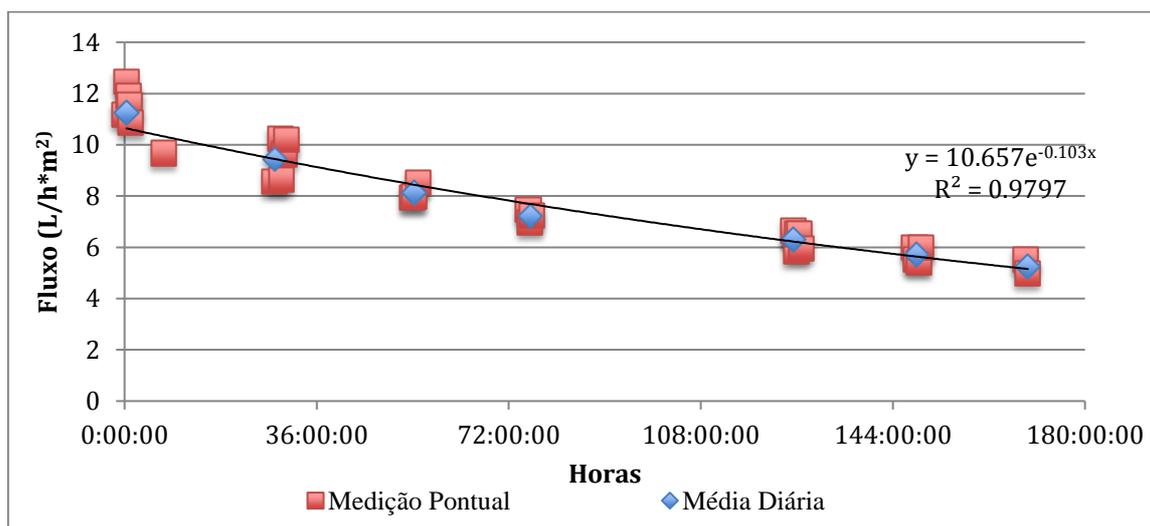


Figura 5.5 – Comportamento do fluxo permeado ao longo do tempo na Condição Operacional 1

Durante a avaliação da Condição Operacional 1, foi observado que nas primeiras 24 horas o fluxo obtido foi maior que o fluxo recomendado pelo fabricante. Nas 24 horas seguintes obteve-se o fluxo recomendado apenas após a retrolavagem, sendo que os valores ao final do ciclo de microfiltração variaram entre 8,53 e 8,61 L/h*m².

Com o passar do tempo, observa-se que a variação entre o fluxo no início e no final do ciclo diminua, indicando o aumento da incrustação que não pode ser removida pela retrolavagem.

Ao longo da operação foi observado, como esperado, que a queda do fluxo de permeado apresenta uma tendência a estabilização. Essa tendência pode ser confirmada pelo bom ajuste, $R^2 = 0,98$, dos valores médios de fluxo a uma curva exponencial.

5.3.1.2 Remoção de Parâmetros Físico-químicos e Microbiológicos

Ao longo da avaliação Condição Operacional 1 foram medidos com frequência diária os parâmetros de turbidez, contagem de partículas, clorofila-a, coliformes totais e *E. Coli*, pH, e matéria orgânica natural na forma de absorvância de radiação UV-254nm. As medições foram feitas para amostras de água bruta e para o permeado, afim de se atestar a remoção obtida em cada uma das etapas. A Tabela 5.2 resume os resultados obtidos.

Tabela 5.2 – Resumo de dados da qualidade na Condição Operacional1

Parâmetro	Nº de Dados	Água Bruta			Permeado			Remoção Média (%)
		Max	Min	Med	Max	Min	Med	
Turbidez (uT)	17	3,87	3,1	3,57	1,67	0,71	1,04	71%
Contagem de Partículas (Part./ml)	5	36296	22406	27983	8628	3826	5358	80%
Coliformes Totais (NMP/100ml)	3	1732,9	522	1117	77,1	148,3	361,4	88%
<i>E. Coli</i> (NMP/100ml)	3	12,6	4	8,8	5,2	4	4,8	45%
UV-254 (cm ⁻¹)	4	0,09	0,08	0,09	0,06	0,05	0,06	36%
pH	13	7,59	6,47	7,27	7,46	6,61	7,22	-

O acompanhamento dos dados de turbidez mostram que a remoção variou entre 55% a 80%, com valor médio de 71%, remoção inferior as relatadas na literatura. Para membranas produzidas com o mesmo material e com mesmo diâmetro de poro, e em operação submersa, Corrêa e Tsuzuki (2012) obtiveram remoções maiores que 90%, operando em escala de bancada.

A Figura 5.6 mostra a comparação entre os dados a turbidez na água bruta e para o permeado e a evolução do fluxo durante toda Condição Operacional 1. Nela se nota que a água do lago Paranoá não apresentava valores de turbidez muito elevados, variando pouco entre 3,87 e 3,1 uT, contudo a variação da turbidez residual que foi observada durante a operação apresentou tendência de queda após as primeiras 72 horas de operação, porém essa tendência não se manteve até o fim da operação, onde se observou o novo aumento de turbidez no permeado. Portanto pode-se inferir que num primeiro momento a obstrução dos poros, observada por meio da diminuição do fluxo, causou maior dificuldade na passagem do material particulado. Contudo o aumento verificado após 144 horas pode indicar problemas de integridade da membrana.

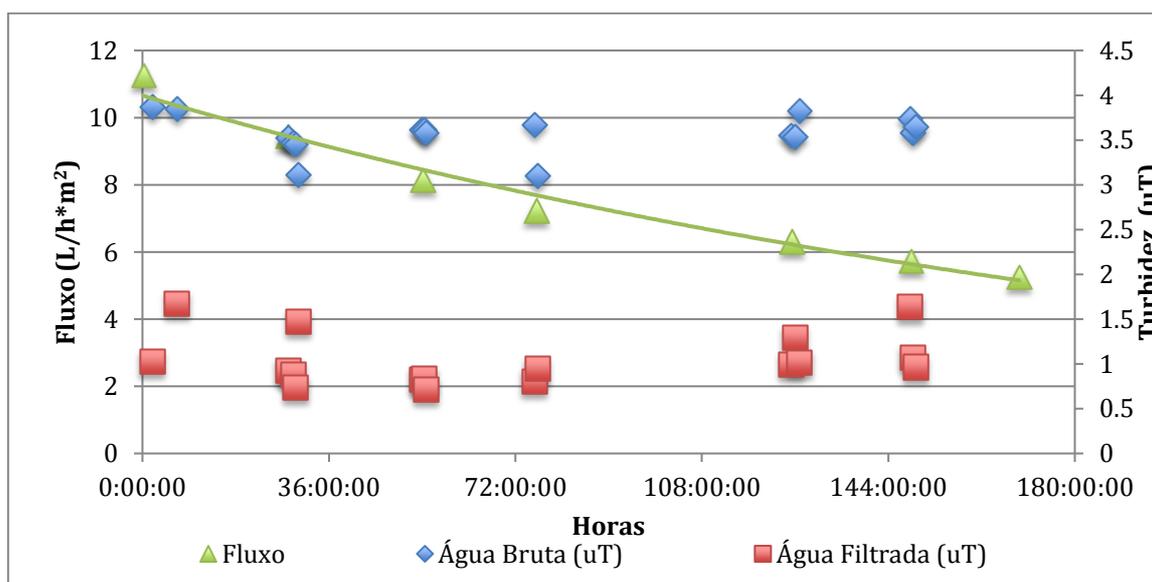


Figura 5.6 – Valores de turbidez e fluxo ao longo do tempo de operação na Condição Operacional 1

Ressalta-se ainda que mesmo o valor mínimo residual obtido ao longo da Condição Operacional 1, 0,71 uT, está acima do limite preconizado pela Portaria 2914/2011 do Ministério da Saúde, que indica que para saídas de filtros rápidos o valor máximo

permitido de turbidez igual a 0,5 uT. Desse modo pode-se dizer que o módulo analisado não garante a segurança microbiológica da água.

Complementando a informação obtida a partir dos dados de turbidez, a contagem de partículas fornece a distribuição dos tamanhos, na faixa de 2,5 a 150 μm , que estavam presentes na água bruta e no permeado. Foi observado que as amostras de água permeada apresentavam mais de 90% das partículas em faixas de diâmetro que entre 2,5 e 10 μm , contudo, acrescentou-se na análise valores de rejeição até 15 μm , uma vez que cistos de giárdia tem usualmente seu tamanho variando entre 8 e 14 μm (Duranceau *et al.*, 2011) e a remoção desse protozoário é um importante indicador da eficiência do tratamento empregado. A Figura 5.9 apresenta os dados de remoção de número de partícula, por faixa de tamanho para os dias correspondentes a avaliação da Condição Operacional 1.

Na Figura 5.7 é possível se observar que mesmo que a remoção média esteja em torno de 80% nas faixas de menores tamanho, ao se considerar o tamanho do poro da membrana utilizada, 0,4 μm , a quantidade de partículas que passaram pela membrana reforça a hipótese de membrana apresenta sua integridade comprometida ou apresenta problemas de distribuição do tamanho dos poros, indicando possíveis falhas no controle de qualidade da fabricação da membrana.

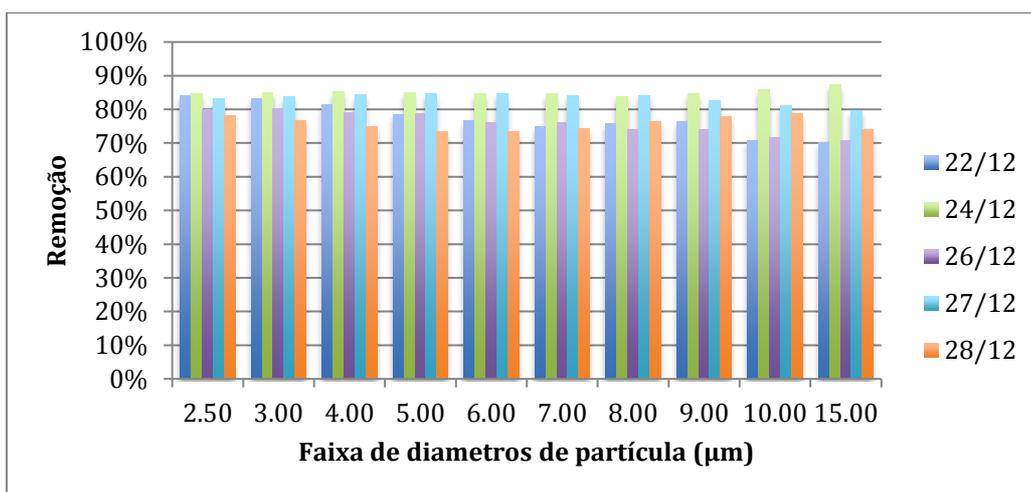


Figura 5.7 – Rejeição de partículas por faixa de tamanho na Condição Operacional 1

Observa-se na figura 5.7 que ao contrário do esperado pelo mecanismo de exclusão por tamanho, as faixas que possuíam diâmetro superior, não apresentaram remoção muito acima das demais faixas. Contudo, a análise da contagem de partículas pode não ser

representativa, já que a maior parte do material particulado foi encontrada na faixa de 2,5 e 3 μm , tanto na água bruta quanto no permeado. Sendo assim ao se analisar as outras faixas deve-se ponderar que apesar da remoção estar na mesma faixa, a concentração encontrada no permeado é reduzida. Enquanto a faixa de 2,5 μm apresentou valores médios de 1500 partículas/mL no permeado, a faixa de 15 μm apresentou valores médios de 32 partículas/mL no permeado.

Buscando quantificar remoção de biomassa de algas presente na água do lago Paranoá pela MFS, realizou-se a análise de clorofila-a. Os resultados obtidos mostraram grande amplitude nos valores de concentração de clorofila na água bruta, variando de 1,2 a 20,73 $\mu\text{g/L}$, de tal modo, este não foi considerado um dado confiável, e portanto foram excluídos dessa discussão. A nova solução foi preparada e utilizada para as operações seguintes.

As análises feitas para micro-organismos patogênicos foram baseadas na eficiência de remoção de coliformes totais e *E. Coli*. Pela localização da captação de água ser próxima ao lançamento do esgoto tratado de uma ETE, espera-se que os valores de coliformes para água bruta apresentassem variação considerável. Durante a avaliação da Condição Operacional 1, os valores de coliformes totais variaram entre 552 e 1073 NMP/100ml, valores considerados não elevados. De tal modo esperava-se que independente da concentração inicial, a membrana fosse capaz de rejeitar praticamente a totalidade de coliformes.

Como apresentado na Tabela 5.2, a remoção de coliformes totais nesta condição operacional, teve valor médio de 71%, Valor de remoção considerado baixo para um tratamento utilizando membrana de microfiltração, uma vez que segundo Unc e Goss (2000) a célula de coliforme tem um diâmetro que varia entre 0,5 e 2 μm , e em comprimento variando entre 1 e 4 μm , valores maiores que o tamanho médio de poro presente na membrana utilizada. Correa e Tsuzuki (2012) relatam remoção de coliformes totais variando entre 95 e 100% utilizando membranas e modo de operação submersa similares ao do presente trabalho. Sorlini *et al.* (2012), por sua vez, relatam exclusão total de coliformes, porém usando membranas de microfiltração mais fechadas do que a adotada no presente trabalho.

Ainda com relação às bactérias do grupo coliformes, o pior resultado foi de remoção de *E. Coli*, com valor médio inferior a 50%. Observou-se até mesmo uma leitura superior na água permeada em relação à água bruta, entretanto não se pode descartar a hipótese de erro experimental.

Diferentemente dos outros parâmetros, a matéria orgânica natural, medida por meio da absorção UV em 254 nm, apresentou comportamento de acordo com o relatado na literatura. Os valores residuais no permeado variaram entre 0,06 e 0,05 cm^{-1} , acompanhando a variação natural da água bruta entre 0,09 e 0,08 cm^{-1} , portanto mantendo um valor médio de remoção (36%), próximos aos encontrados por Correa e Tsuzuki (2012) quando operaram a MFS sem utilização de pré-tratamento. A MON por não ser considerada particulado, não tem sua remoção diretamente ligada a integridade da membrana, o que pode justificar o fato deste resultado estar de acordo com a literatura.

Os dados de pH da água bruta e permeado mostram que não ocorreram variações notáveis em função da utilização da membrana. Entretanto os dados revelam uma pequena tendência de menores valores no permeado, o que, segundo Sorlini *et al.* (2012), pode ser explicado por uma pequena remoção de alcalinidade promovida pela membrana.

5.3.1.3 – Integridade de membranas

A avaliação da Condição Operacional 1 ocorreu após o período de pré-operação realizado por uma semana. A Figura 5.8 ilustra a condição da membrana após a pré-operação.

A Figura 5.8 é esclarecedora ao apresentar a fibra rompida além da situação de rompimento da tela de proteção das fibras. Quando comparada a condição na qual foi entregue a membrana (Figura 5.3), crê-se que a pré-operação, mesmo estando de acordo com o recomendado pelo fabricante, danificou ainda mais a membrana. Isso revela a fragilidade da concepção do módulo utilizado ou algum tipo de anomalia na qualidade do módulo utilizado.

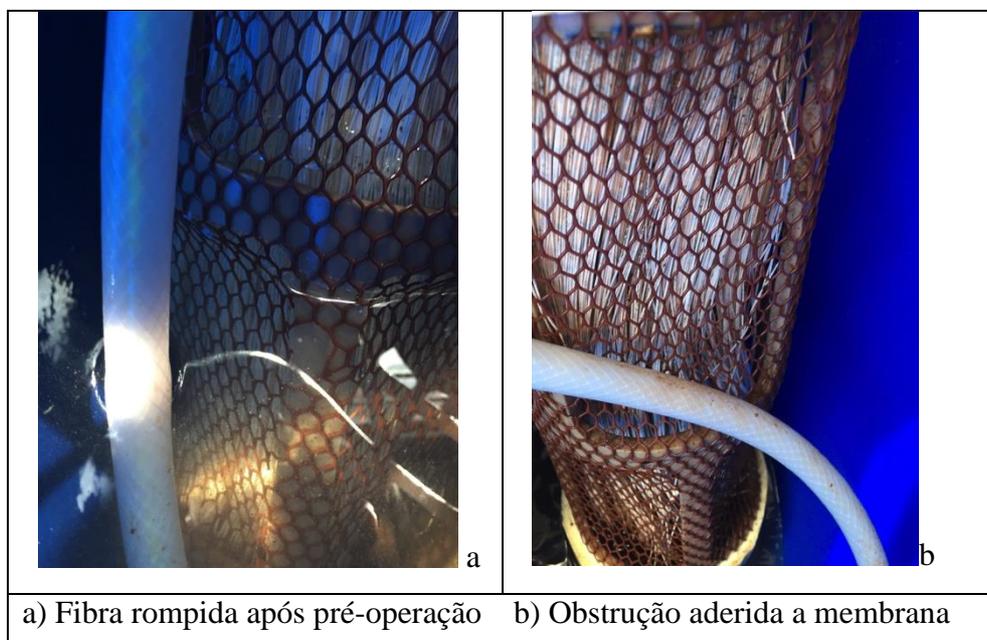


Figura 5.8 – Condição dos módulos de membrana após pré-operação

Para a remoção da obstrução observada, foi realizado o procedimento de lavagem química utilizado cloro durante o período de duas horas, a fim de se reestabelecer a condição de permeabilidade mais próxima da inicial. Cabe ressaltar que o tempo de duas horas foi utilizado a fim de se maximizar a remoção da torta e outros compostos aderidos a membrana, no entanto espera-se que em condições de utilização esse tempo seja reduzido, a fim de que os módulos volte a operação em um período mais breve.

5.3.2– Condição Operacional 2

Entre os dias 30/12 de 2016 e 09/01/2017 foi realizada a avaliação da Condição Operacional 2, em que se manteve o intervalo entre lavagens em 15 minutos, porém adotou-se a pressão crítica de -0,2 bar, aumentando o fluxo inicial. Considerando as questões de integridade já analisadas, procurou-se observar se haveria tendência de agravamento das condições de qualidade, uma vez que nesta condição operacional, ao menos inicialmente, o fluxo seria superior ao indicado pelo fabricante.

5.3.2.1 – Comportamento do Fluxo

A Condição Operacional 2 se iniciou após procedimento de limpeza química e apresentou um alto valor de fluxo para as primeiras horas, o que sugere boa eficiência da limpeza

química na remoção da incrustação resistente a retrolavagem, com picos de 28,1 L/h*m² . A Figura 5.11 apresenta a evolução do fluxo ao longo da avaliação da Condição Operacional 2.

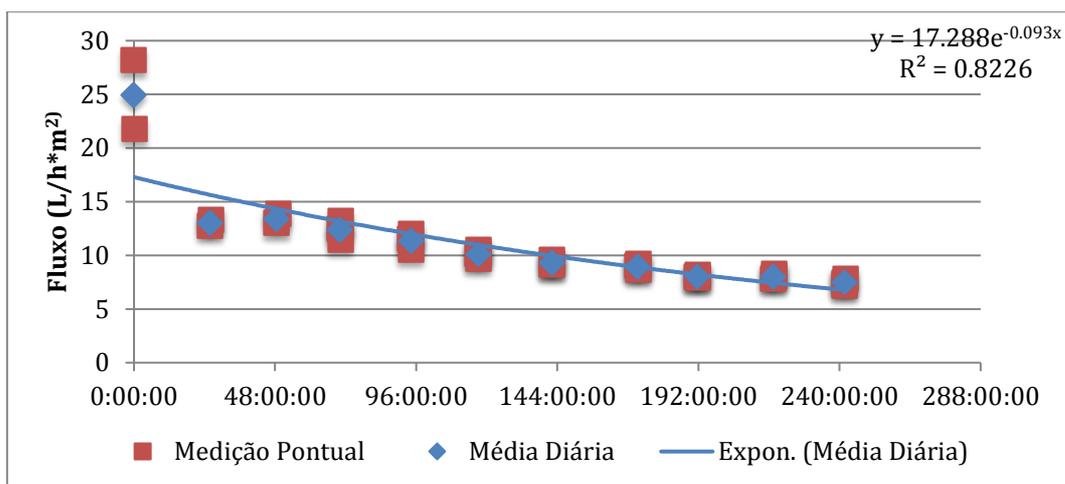


Figura 5.9 - Comportamento do fluxo permeado ao longo do tempo de operação na Condição Operacional 2

O rápido declínio nas primeiras horas de operação é um comportamento esperado quando se tem a membrana limpa, e pode ser, em parte explicado, como efeito da polarização de concentração. Chellan e Zander (2005) destacam que ao ocorrer o acúmulo de partículas rejeitadas pela membrana próximo a sua superfície é gerado um gradiente de concentração e finalmente uma pressão osmótica, fazendo com que mais partículas sejam atraídas até que se chegue a uma situação estacionária, esse efeito é destacado em membranas que operam no fluxo frontal. À partir daí o declínio do fluxo passa a ser consequência da obstrução gerada pela incrustação interna, bloqueio de poro e formação da torta.

Porém, acredita-se que esse fluxo elevado nos momentos iniciais de operação também é influenciado pelo procedimento de limpeza química, uma vez que após o período de contato do cloro com a membrana era realizado o processo de retrolavagem com água limpa a fim de se expulsar o cloro que por ventura ainda se mantinha no interior das fibras. Com esse procedimento, mesmo se utilizando a drenagem do tanque T-102, acredita-se que parte de água com menos impurezas tenha se mantido no tanque e assim a membrana foi capaz de apresentar um maior fluxo. Esse fenômeno também foi observado na

Condição Operacional 3, logo os dados iniciais de fluxo serão desconsiderados a fim de se modelar o comportamento do fluxo.

A Figura 5.10 apresenta a evolução do fluxo sem as medições de fluxo iniciais, nela se observa a melhora no resultado de ajuste dos valores a uma curva exponencial, tendo o R^2 passado de 0,82 para 0,97.

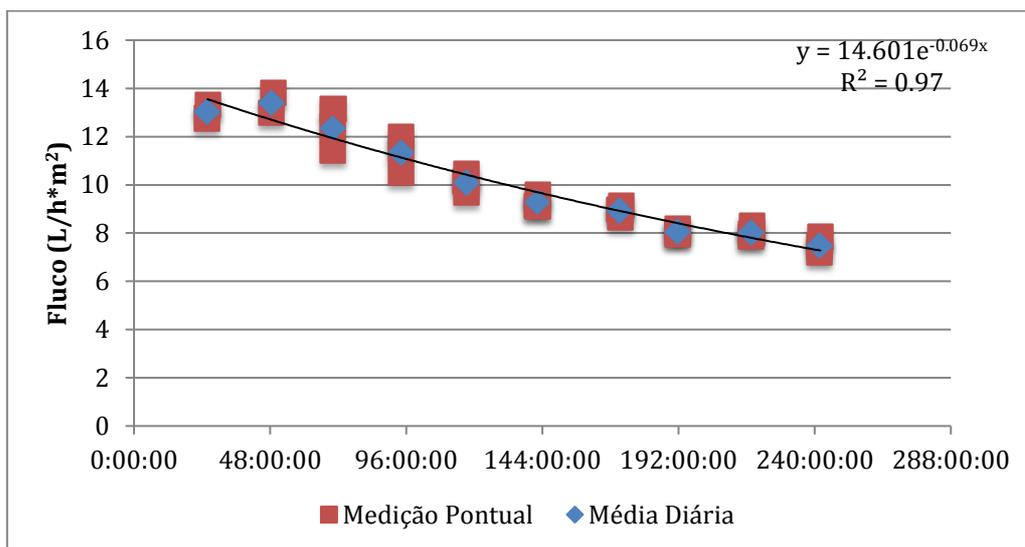


Figura 5.10 -Evolução do fluxo ao longo do tempo de operação na Condição Operacional 2 – ajuste de curva sem valores iniciais de fluxo

Destaca-se que na Condição Operacional 2, mesmo se utilizando com uma pressão de sucção superior, após cerca de 120 horas de operação o fluxo passou a ser inferior a 10 L/h*m², fluxo de projeto dos módulos de membrana. Após esse tempo, o declínio do fluxo continuou, porém com menor intensidade e apresentando tendência de estabilização na vazão de permeado entre as horas 144 e 192.

Assim como observado na Condição Operacional 1, na Condição Operacional 2 também apresentou uma maior diferença de fluxo no intervalo entre retrolavagens, fato que sugere a acumulação de incrustação com o passar do tempo, o que era esperado.

5.3.2.2 Remoção de Parâmetros Físico-químicos e Microbiológicos

Na Condição Operacional 2, usando uma pressão de sucção maior do que anteriormente utilizada, e conseqüentemente um maior fluxo, tem-se a tendência a aumentar a condição de comprometimento da integridade da membrana, nesse sentido as análises de qualidade dos dados dessa operação são apresentados na Tabela 5.3.

Tabela 5.3 – Resumo dados de qualidade da água na Condição Operacional 2

Parametro	# de Dados	Água Bruta			Permeado			Remoção (%)
		Max	Min	Med	Max	Min	Med	
Turbidez (uT)	13	5,3	3,21	4,02	1,59	1,17	1,451	64%
Clorofila ($\mu\text{g/L}$)	7	13,2	3,34	10,37	4,752	3,34	4,14	60%
Coliformes Totais (NMP/100ml)	5	> 4839	976,8	3445	>2420	344	1028	70%
<i>E. Coli</i> (NMP/100ml)	5	551	10,4	211,3	166,4	5,2	65,66	69%
UV-254 (cm^{-1})	6	0,101	0,072	0,82	0,069	0,04	0,056	32%
pH	13	7,79	7,16	7,531	7,58	7,08	7,463	

Como esperado, a Condição Operacional 2 apresentou resultados piores que a Condição Operacional 1 em todos parâmetros analisados em termos de rejeição, exceto para *E. Coli*, que em compensação apresentou valor médio valor médio de NMP/100ml igual a 65,7 maior até mesmo que o valor máximo encontrado para a Condição Operacional 1, 12,6 NMP/100ml.

A remoção de turbidez apresentada na Condição Operacional 2 teve grande variação ao longo do ensaio, na faixa de 53 a 71%, é possível notar na tabela 5.4 que os dados de turbidez da água bruta também foram superiores, contudo ainda próximos aos valores padrões típicos apresentados pelo lago Paranoá.

Enquanto a dinâmica ocorrida ao longo da Condição Operacional 2, observa-se a mesma tendência que se tinha percebido em relação as condições operacionais 1, com a turbidez residual aumentando em um primeiro momento e depois tendo seu declínio. A Figura 5.11 apresenta a evolução da turbidez em água bruta e no permeado, comparando com a evolução do fluxo.

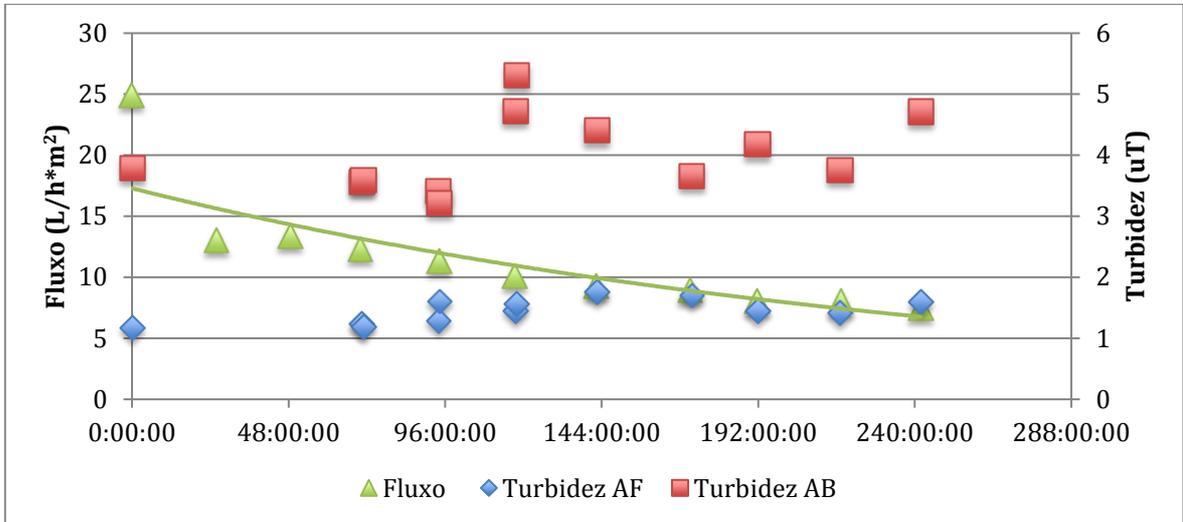


Figura 5.11 – Valores de turbidez e fluxo ao longo do tempo de operação na Condição Operacional 2.

A hipótese de piora na integridade da membrana com a nova operação é confirmada por meio da contagem de partículas uma vez que houve aumento considerável no valor total de partículas encontradas no permeado.

Em termos da distribuição por faixas, a figura 5.12 mostra que no geral houve diminuição nos valores de rejeição por faixa, além disso, deixa claro que houve uma piora na rejeição nos primeiros dias de operação da Condição Operacional 2, especialmente para as faixas de diâmetros de menor diâmetro e que concentram a maior parte das partículas, Esse resultado sugere que durante a operação ocorreram danos na membrana, comprometendo ainda mais sua integridade.

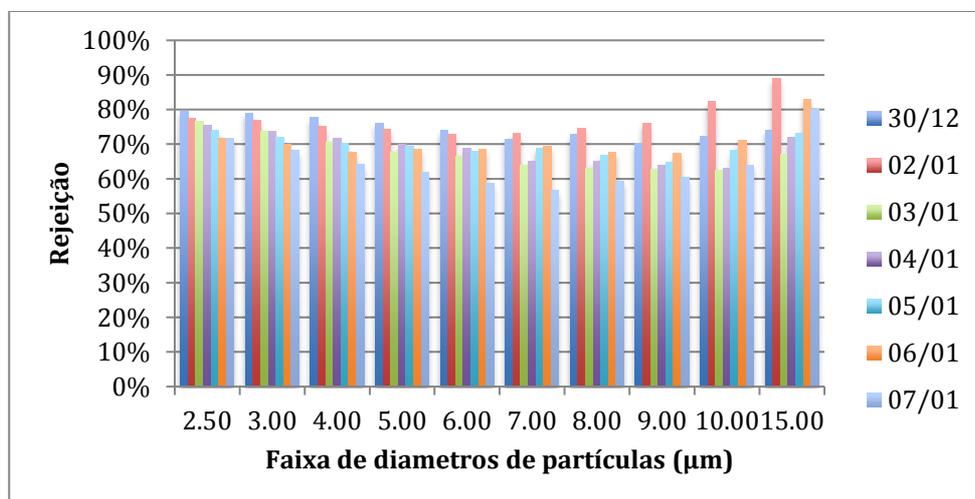


Figura 5.12 – Rejeição de partículas por faixa de tamanho na Condição Operacional 2

Na avaliação da Condição Operacional 2, devido aos problemas vivenciados na operação anterior, além da quantificação da clorofila-a na água bruta e tratada, adotou-se também o cuidado de se fotografar o filtro utilizado para extração da clorofila. A Figura 5.13 exemplifica fotos desse procedimento nas datas em que se observou a maior (70%) e a menor (43%) eficiência de remoção.

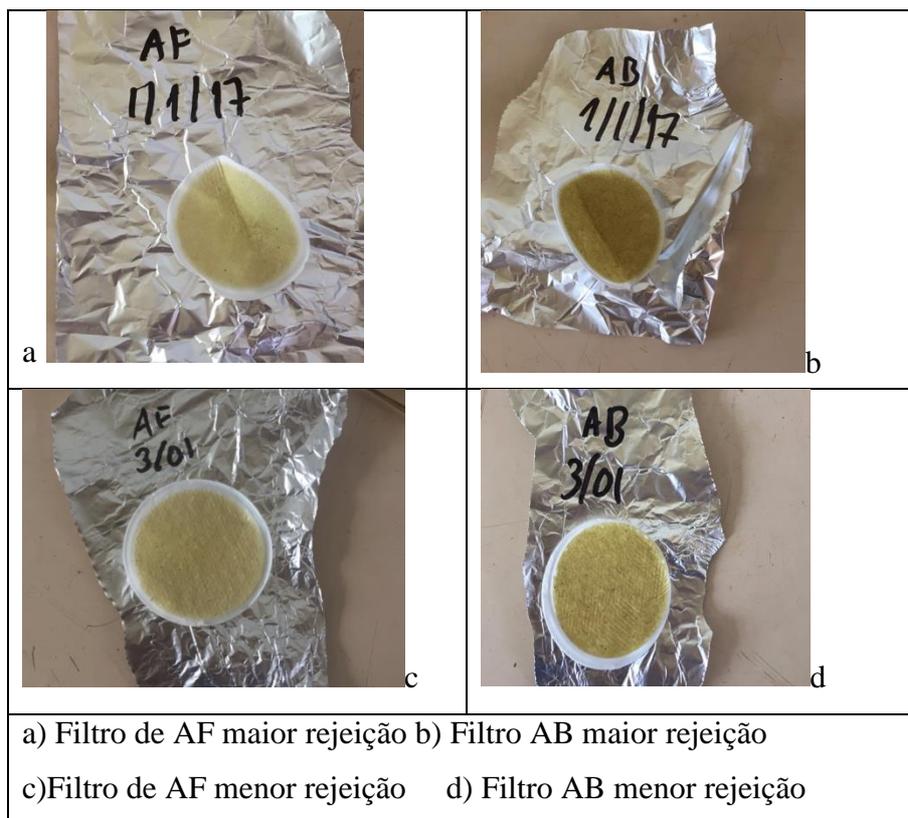


Figura 5.13 – Exemplos de Filtros utilizados para extração de clorofila-a

De um modo geral a rejeição da biomassa algas (clorofila-a) foi baixa (ver Tabela 5.3), uma vez que Sorlini *et al.* (2012) registra remoção de 99% para cianobactérias, e Correa e Tsuzuki (2012) obtiveram remoções de 99 e 100% ao se operar com membranas de tamanho de poros semelhantes, de modo submerso e com aeração, sem adição de nenhum tipo de pré-tratamento.

Para auxiliar na interpretação dos resultados relativos a rejeição de algas, foi realizado com apoio de técnicos do Laboratório de Saneamento Ambiental da Universidade de Brasília, a identificação das espécies mais presentes nas amostras de água bruta e permeado, entretanto não foi realizada a quantificação de cada espécie. As espécies encontradas juntamente ao seu tamanho são indicadas na Tabela 5.4 e a Figura 5.14 ilustra algumas

espécies encontradas nas amostras, dando ênfase as suas características morfológicas e de formação de colônia.

Tabela 5.4 – Espécies de microalgas encontradas nas amostras

Classe	Espécie	Tamanho real (µm)	Amostra
<i>Bacillariophyceae</i>	<i>Aulacoseira granulata</i>	0.4	AB
<i>Zygnematomphyceae</i>	<i>Staurastrum sp.</i>	0.57	AB e Permeado
<i>Chlorophyceae</i>	<i>Chlorophyceae sp1</i>	0.08	AB
<i>Cyanobacteria</i>	<i>Cyanobacteria sp1</i>	0.03	AB e Permeado
<i>Cyanobacteria</i>	AB 4 (<i>Cyanobacteria sp2</i>)	0.03	AB
<i>Cyanobacteria</i>	AB 1 (<i>Cyanobacteria sp3</i>)	0.03	AB e Permeado
	AB 2	0.18	AB
<i>Cyanobacteria</i>	AB 5 (<i>Cyanobacteria sp1</i>)	0.03	AB
<i>Chlorophyceae</i>	<i>Chlorophyceae sp2 (Oocystis)</i>	0.07	AB
<i>Chlorophyceae</i>	<i>Chlorophyceae sp2 (Oocystis)</i>	0.09	AB
<i>Cyanobacteria</i>	AB 08 _ <i>Cianobacteria sp4</i>	0.03	AB
<i>Chlorophyceae</i>	<i>Chlorophyceae sp3 (Chlorococum)</i>	0.2	AB
	Flagelado	0.11	AB
<i>Bacillariophyceae</i>	<i>Cyclotella sp.</i>	0.18	AF
	Flagelado_2	0.13	AB

Observando a Tabela 5.5 nota-se a diversidade das espécies presentes na água bruta, na sua maioria de tamanho menor que os poros da membrana. Dentre as espécies presentes no permeado, nota-se também que parte delas tem tamanho menor que o diâmetro do poro, exceto o *Staurastrum* que apresenta tamanho superior. Com essas informações levanta-se a hipótese de que a baixa rejeição tanto pode estar associada a passagem de células pelos poros da membrana quanto aos problemas de integridade identificados.

Os dados de coliformes totais e *E. Coli* na água bruta apresentaram a maior variação entre parâmetros, isso pode ser justificado por conta da posição da captação de água bruta, que se encontra próximo ao lançamento de uma estação de tratamento de esgoto, como mencionado anteriormente. Contudo o aumento em menos de uma semana da concentração de coliformes totais de 936 NMP/100ml para valores maiores que 4839,2 (valor maior que o limite de detecção para diluição utilizada) pode indicar algum problema na operação da estação.

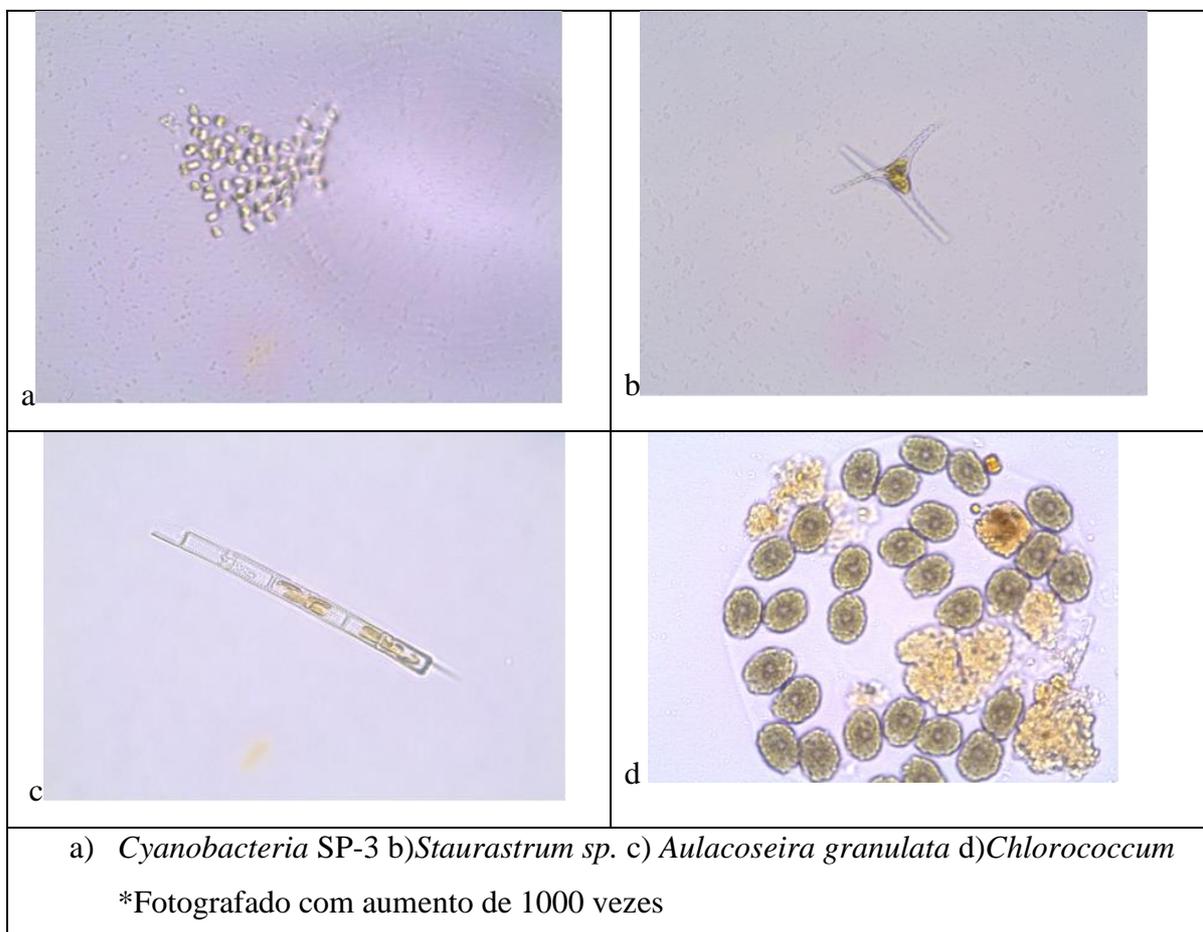


Figura 5.14– Espécies de microalgas encontradas nas amostras analisadas

Devido tal ocorrência não pôde-se indicar eficiência de remoção de coliformes totais, já que a concentração inicial não foi determinada, sabe-se contudo que remoção para essa situação foi de pelo menos 80% no 04/01.

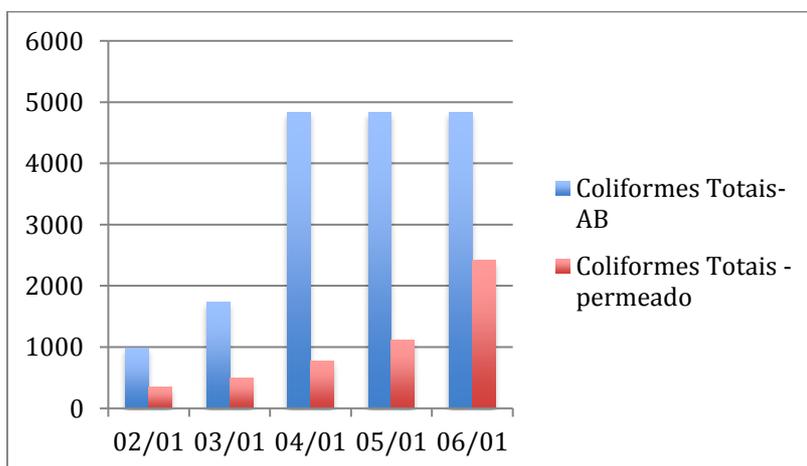


Figura 5.15 – Remoção de coliformes totais na Condição Operacional 2

Observa-se que do dia 04 ao de 06 de janeiro a quantidade de coliformes presentes no permeado também extrapolou o limite de detecção para a diluição utilizada.

Mesmo não sendo possível se afirmar a remoção de coliformes totais para a Condição Operacional 2, sabe-se que houve aumento na densidade desse organismo concentração que foi apresentado na água permeada, de tal modo que pode-se estabelecer que houve uma piora significativa da remoção, por conta da integridade da membrana.

Em termos de *E. Coli* sabe-se que esta não chegou a extrapolar o nível de detecção, apesar do seu crescimento. De tal modo que houve o aumento na taxa de rejeição quando comparada a Condição Operacional 1, contudo esse valor de rejeição não é representativo para se fazer a comparação, já que os valores residuais de *E. coli* no permeado durante a Condição Operacional 1, são superiores aos valores obtidos na Condição Operacional 1.

Os dados de remoção de matéria orgânica natural apresentaram ligeira queda variando entre 48 e 19%, com média igual a 32%, se mantendo dentro do esperado, assim como valores de pH que novamente foram ligeiramente menores para a permeado.

5.3.2.3 – Integridade de membranas

A Figura 5.16 ilustra a situação da membrana pós Condição Operacional 2 e pré Condição Operacional 3.

Conforme revelado pela Figura 5.16 após a operação sob a Condição Operacional 2, a membrana apresentou, visualmente, a maior quantidade de partículas aderidas a sua superfície o que mostra que essa condição de fato foi mais exigente em relação ao desempenho da membrana na Condição Operacional 1. Entretanto após a limpeza química realizada anteriormente ao funcionamento das condições operacionais 3, mostra que visualmente esta foi eficaz.

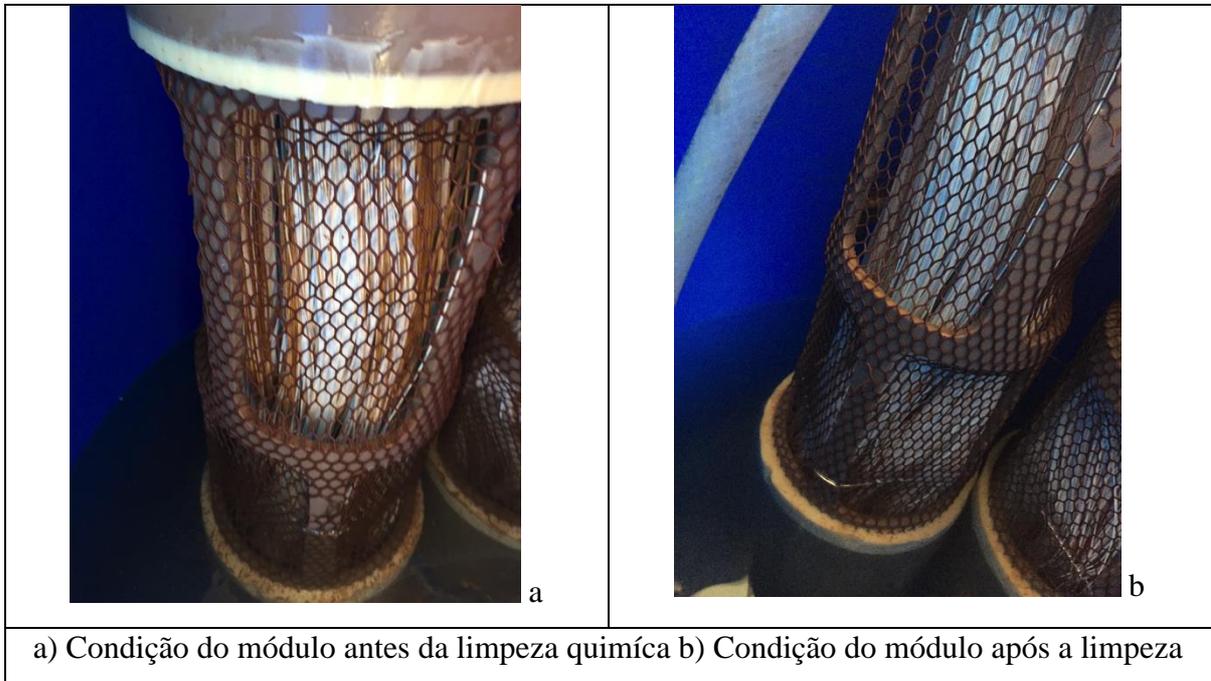


Figura 5.16 – Condição do módulo após a Condição Operacional 2 e antes da Condição Operacional 3

5.3.3– Condição Operacional 3

A Condição Operacional 3, iniciada dia 10 de janeiro e concluída dia 21 do mesmo mês, teve o intuito de testar a condição mais extrema de operação planejada para este trabalho. Nessa operação determinou-se que juntamente a utilização da pressão próxima a pressão crítica se aumentaria o intervalo entre retrolavagens passando de 15 para 30, minutos isso objetivando um aumento na recuperação de permeado, ainda que custasse a redução de vazão devido a maior exposição da membrana a incrustação até a retrolavagem.

5.3.3.1 – Comportamento do Fluxo

Assim como as operações anteriores, a Condição Operacional 3 foi iniciada após a limpeza química buscando retornar as membranas à condição inicial, com a eliminação da incrustação não removível pela retrolavagem. Por estar trabalhando com a mesma pressão da Condição Operacional 2, -0,2 bar , esperava-se fluxo de permeado semelhante nas primeira horas, entretanto o pico de fluxo alcançado foi de 23,46 L/h*m², em contraposição à 28,14 L/h*m² da Condição Operacional anterior. Portanto pode-se dizer

que a membrana não obteve a mesma eficiência de limpeza. A Figura 5.17 ilustra a evolução de fluxo ao longo do tempo na Condição Operacional 3.

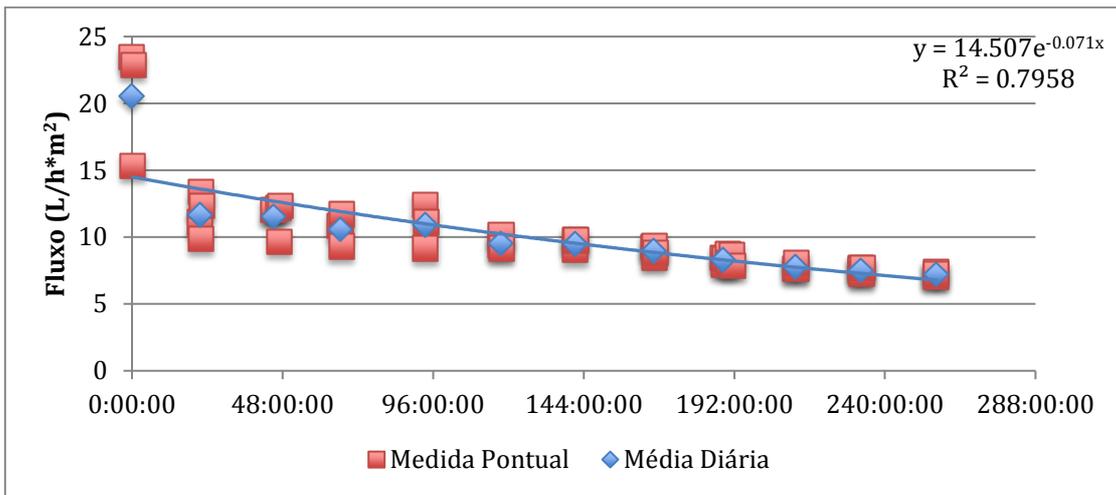


Figura 5.17 – Comportamento do fluxo permeado ao longo do tempo na Condição Operacional 3

Mesmo tendo iniciado com um fluxo inferior ao da Condição Operacional 2, a Condição Operacional 3 apresenta a mesma característica de rápido declínio após as primeiras horas. A Figura 5.18 ilustra o ajuste da curva exponencial aos dados experimentais não considerando os pontos iniciais, obtendo-se índice de correlação R^2 igual a 0,97 indicando que esse ajuste melhor representa a evolução do fluxo com tempo de operação.

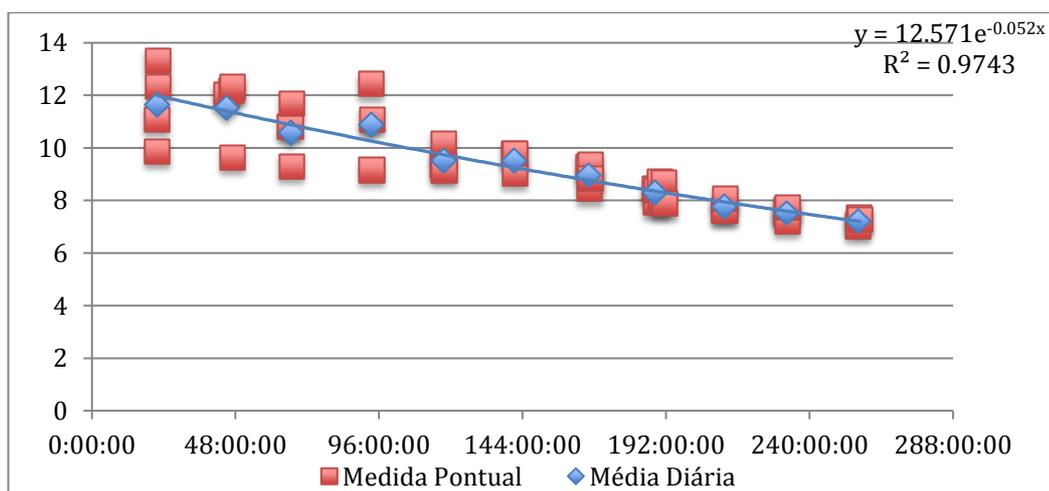


Figura 5.18 – Evolução de fluxo ao longo do tempo de operação na Condição Operacional 3 com ajuste de curva sem valores iniciais de fluxo

Da observação da Figura 5.18 fica claro que o maior tempo entre retrolavagens leva a maiores diferenças entre valores de fluxo no início do ciclo da microfiltração e no seu final, isso deve-se ao fato do acúmulo de particulados na superfície da membrana ao longo desses 15 minutos extras de filtração em cada ciclo. Contudo também se destaca a recuperação de fluxo que cada retrolavagem tem sobre o ciclo, provavelmente devido à duração de 2 minutos, tempo relativamente alto para retrolavagem, está é capaz de remover a obstrução causada pelo tempo extra de filtração.

5.3.2.2 Remoção de Parâmetros Físico-químicos e Microbiológicos

A remoção dos parâmetros de qualidade continuou apresentando resultados inferiores às condições operacionais anteriores, de modo que além dos problemas de integridade, é possível que o aumento do intervalo entre as retrolavagens tenha contribuído para a piora nos resultados obtidos. Os dados de qualidade obtidos são resumidos na Tabela 5.5.

Tabela 5.5- Resumo dos dados de qualidade na Condição Operacional 3.

Parametro	Nº de Dados	Água Bruta			Permeado			Remoção (%)
		Max	Min	Med	Max	Min	Med	
Turbidez (uT)	9	4,64	3,96	4,32	2,66	1,75	1,996	54%
Cont. de Partículas (part/ml)	4	39087	29516	39087	13044	12588	12803	67%
Clorofila (µg/L)	4	12,408	8,84	10,13	7,48	4,136	5,63	44%
UV-254 (cm-1)	7	0,099	0,079	0,087	0,061	0,044	0,052	40%
pH	9	8,02	7,52	7,719	7,7	7,56	7,637	

A remoção média de 54% de turbidez, mostra que o módulo de membrana se encontra em estado de integridade comprometido, mesmo com a turbidez apresentada pela água bruta ter sido superior, em relação as outras condições operacionais, no dia 17 de janeiro o permeado apresentava 2,66 unidade de turbidez, valor 5 vezes maior que o limite de turbidez permitido pela Portaria 2914/2011 do Ministério da Saúde para efluentes de filtros rápidos. A Figura 5.19 apresenta os valores de turbidez na água bruta e na permeado.

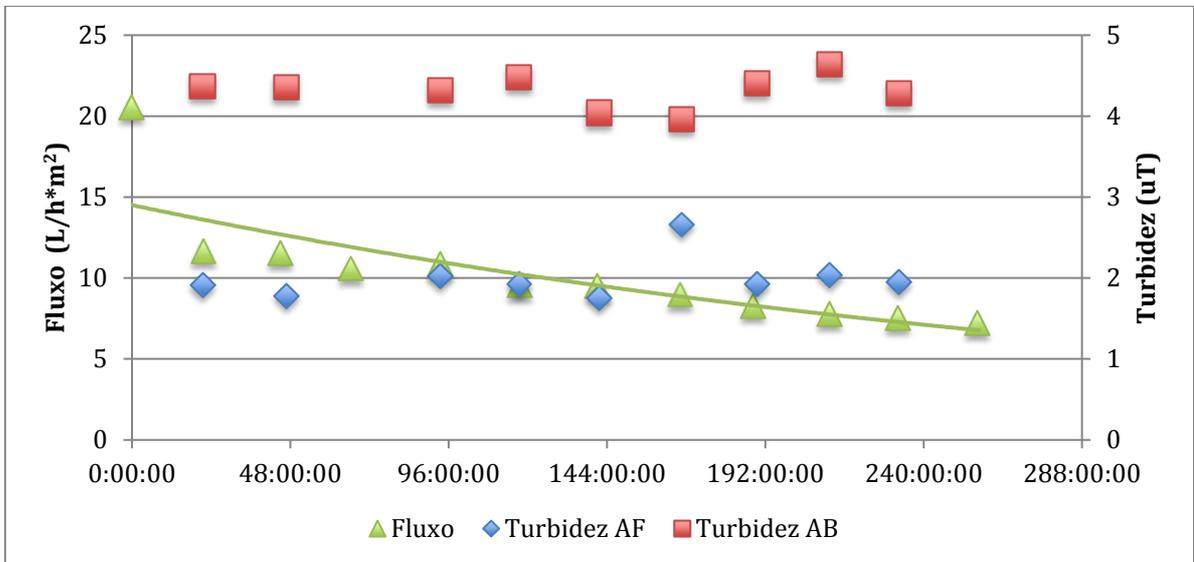


Figura 5.19 – Valores de turbidez e fluxo ao longo do tempo de operação na Condição Operacional 3

O resultado da contagem de partículas vem corroborar os dados apresentados pelas análises de turbidez. Na Figura 5.20 é possível se observar a diminuição na eficiência de remoção de partículas para todas as faixas de tamanhos, e principalmente nos primeiros dias de operação. De modo que o crescimento nas porcentagens de remoção apresentadas nos últimos dias de análise pode estar relacionada a formação da torta na superfície da membrana, servindo como uma barreira adicional à passagem do material particulado, esse efeito da torta está diretamente ligado ao intervalo extra entre retrolavagens

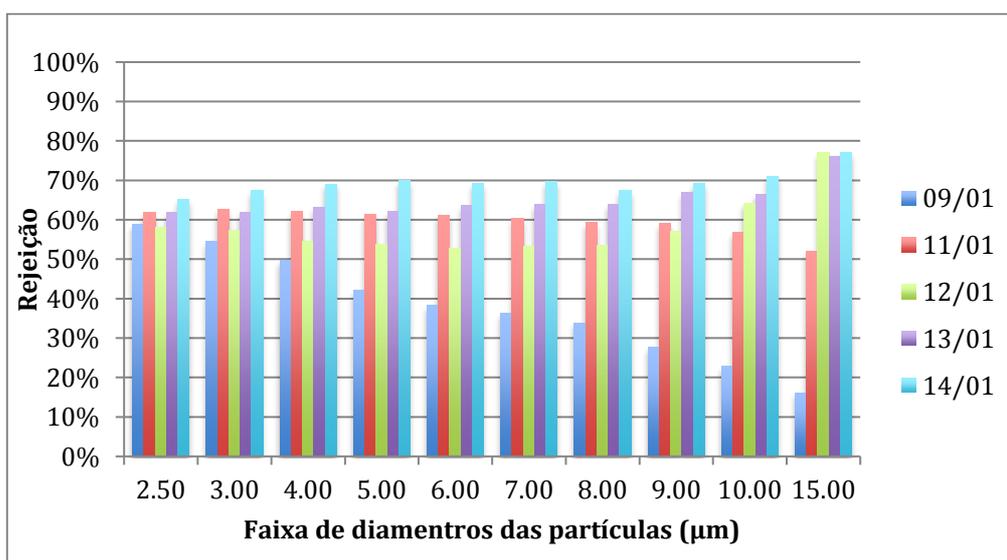


Figura 5.20 – Rejeição de partículas por faixa de tamanho na Condição Operacional 3

Observando a Figura 5.20, nota-se o baixo valor de remoção nas maiores faixas de valores, nos dias 09 e 10 de janeiro. Por estar destoante de todos os demais resultados obtidos, não é descartada a possibilidade de erro experimental.

Por também se tratar de material particulado a remoção de clorofila-a também foi baixa, durante a Condição Operacional 3. A remoção média de 44% bem abaixo dos valores esperados para uma membrana íntegra.

Observou-se nos dados da Condição Operacional 3 o maior valor de clorofila-a para a água do Lago Paranoá, de 12,4 $\mu\text{g/L}$, o que indica alta concentração de algas para o lago, e confirmando os demais valores mais elevados que foram percebidos durante essa operação, podendo ser por resultado do forte calor e chuvas que ocorreram ao longo dos dias. A Figura 5.21 apresenta o aspecto visual dos filtros utilizados para extração de clorofila-a no dia do pico de concentração.

O dia de maior concentração de clorofila-a na água bruta, foi também o dia que se atingiu a menor remoção, apenas 40%. Como pode ser observado na Figura 5.21, ambos os filtros apresentam forte coloração, e ainda que nem todo o retido seja composto por microalgas. Esta forte coloração indica uma alta retenção nestes filtros, mesmo estes possuindo poros de 1 μm , maiores do que o módulo de MF 0,40 μm .



Figura 5.21 – Aspecto visual dos filtros no dia de pico de clorofila-a

Seguindo a tendência apresentada na operação anterior os testes de coliformes totais continuaram apresentando valores elevados capazes de extrapolar os limites de detecção mesmo quando se diluía as amostras até condições de 1:4. Devido a estranheza nos dados se verificou possível contaminação das amostras causada pela vidraria utilizada entre os dias 10 e 16 de janeiro, portanto tais dados foram descartados.

Diferente de todos os outros parâmetros, a remoção de matéria orgânica natural apresentou maiores eficiências de remoção na terceira condição de operação. Essa não apresentou um significativo aumento de sua concentração na água bruta ao longo dos dias de operação.

A remoção média de 40% no entanto está compatível com o estudo de Correa e Tsuzuki (2012), quando utilizou-se somente a etapa de MF, porém os valores de concentração iniciais estudados por elas variam entre 0,034 e 0,04cm⁻¹ UV₂₅₄, enquanto os valores iniciais apresentados durante os ensaios das condições de Condição Operacional 3, variavam entre 0,099 e 0,079 cm⁻¹ de UV₂₅₄. Sendo assim espera-se maior facilidade em se obter uma alta remoção quando se há maiores valores na concentração inicial, isso pode explicar porque em condições diferentes de integridade ambos trabalhos apresentaram remoções semelhantes.

Os valores de pH apresentaram o comportamento similar ao observado nas condições operacionais anteriores.

5.3.3.3 – Integridade de membranas

Em termos de dados de rejeição, os resultados apresentados pela Condição Operacional 3 apresentaram os piores resultados para todos os parâmetros particulados observados. Contudo não há como afirmar o quanto dessa piora se deu pela condição de operação e o quanto foi causada em decorrência das condições anteriores de integridade da membrana.

A Figura 5.22 ilustra a situação da membrana após a Condição Operacional 3 ser concluída. Nela se observa a existência de novas fibras rompidas, além de rompimento na tela de proteção. Tais ocorrências podem ser as responsáveis pela queda de eficiência apresentada pelos resultados da Condição Operacional 3.

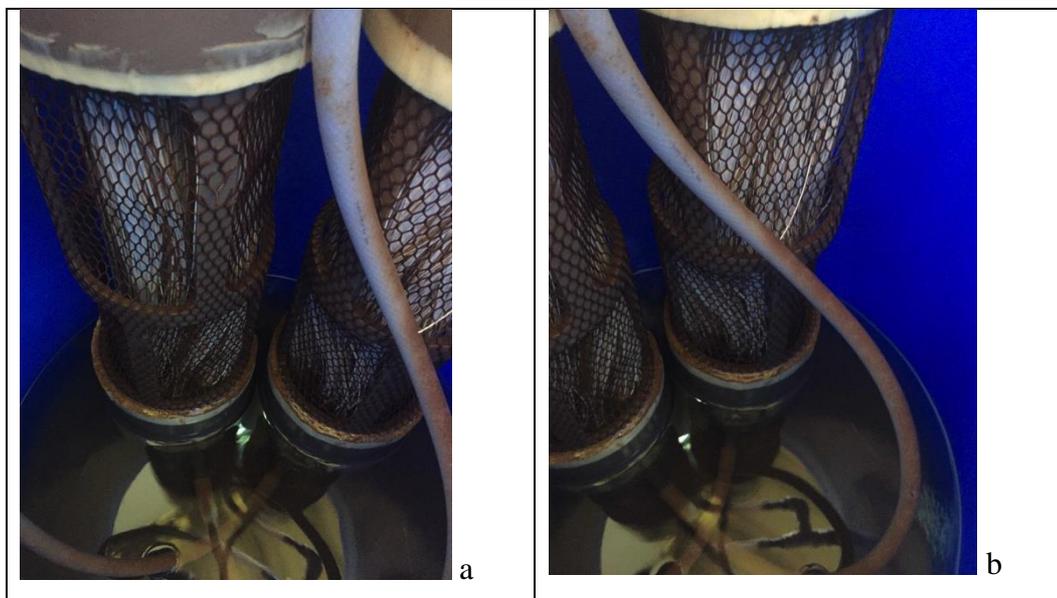


Figura 5.22 – Módulos de membrana pós Condição Operacional 3

5.4 – COMPARAÇÃO ENTRE AS CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO

Com objetivo de se determinar qual seria o modo operação que otimizaria a produção de permeado mantendo as condições de qualidade da água tratada, tratou-se de operar a unidade piloto buscando variar o fluxo que era permeado, por meio da fixação de diferentes valores de pressão na bomba B-102, responsável pelo processo de filtração, e também alterando o intervalo entre as retrolavagens.

A Figura 5.23 apresenta o comportamento do fluxo ao longo das 3 condições operacionais. Nela o fluxo é acompanhado a partir do segundo dia, quando espera-se que já tenha havido a estabilização do processo de formação do gradiente de concentração, resultado do mecanismo de concentração por polarização, e também que toda a influencia de limpeza tenha sido eliminada, de modo que a redução na vazão seja prioritariamente causada pela formação de torta e obstrução dos poros.

Observando a Figura 5.23 nota-se que quando a alteração se deu apenas na pressão aplicada pela bomba B-102, o comportamento dos fluxos foi semelhante durante a operação com a diminuição na tendência de queda de fluxo com o tempo.

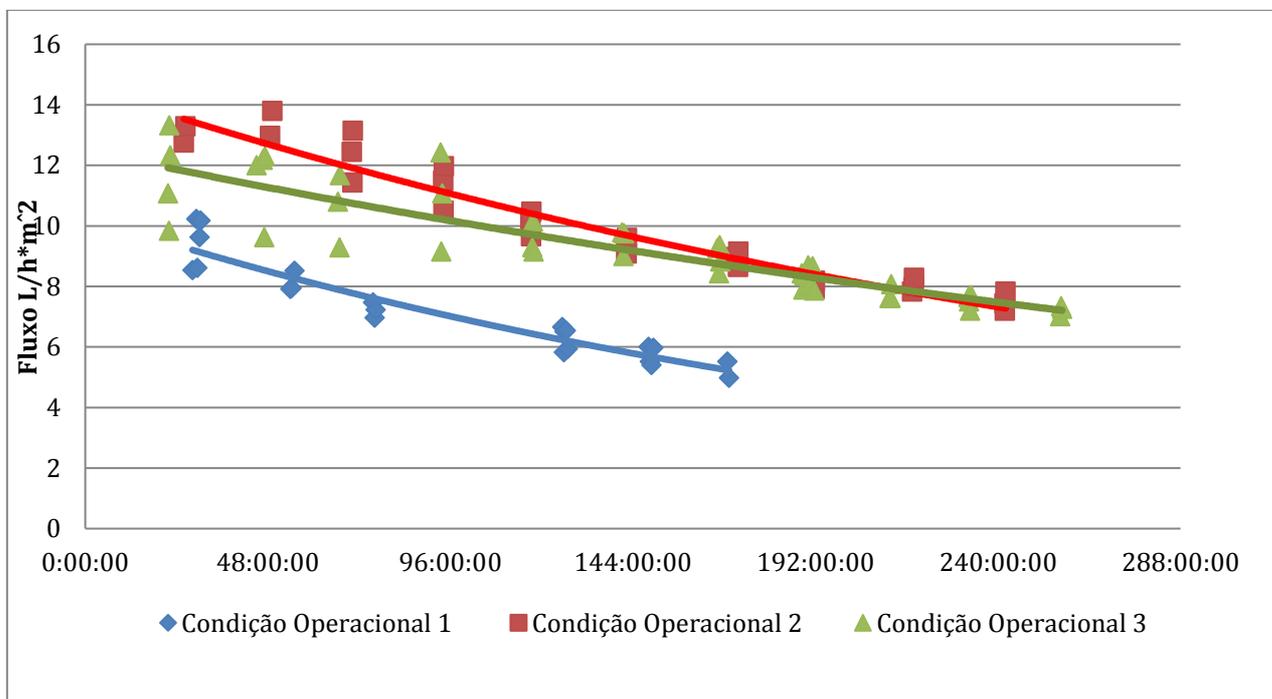


Figura 5.23 – Comparativo do comportamento dos fluxos com o tempo de operação

Quando compara-se as condições operacionais 2 e 3 se percebe o efeito das variações de intervalo entre retrolavagens no modo como se apresentam os dados de medição de fluxo dentro do mesmo ciclo antes da limpeza. Nos primeiros dias de operação a Condição Operacional 3, as diferenças da medida de vazão dentro do mesmo ciclo de microfiltração até a ocorrência da retrolavagem eram mais espaçadas. Posteriormente, as diferenças entre as medias de vazão diminuíram, sugerindo o estabelecimento de incrustação compactada e redução na eficiência da retrolavagem.

Contudo pode-se dizer que o intervalo de 15 ou 30 minutos não foram capazes de retardar o processo de perda na eficiência da retrolavagem, tendo a diferença entre vazões de um mesmo ciclo ficado próximas a partir de aproximadamente 144 horas de operação.

O comportamento observado sugere que afim de se otimizar da produção de permeado, pode-se proceder com uma retrolavagem intensiva periodicamente, acrescentando à princípio, hipoclorito de sódio em baixa concentração, afim de se evitar a perda na eficiência da retrolavagem. Pode-se tomar como base a hora 144, pois nela, como foi comentado, foi observada a diminuição entre os valores de fluxo ao longo do ciclo de retrolavagem.

A recuperação para membranas de operação frontal, Equação 3.1, considera o fluxo de alimentação igual ao fluxo que é permeado, pois não há recirculação do concentrado. Contudo na unidade piloto parte da alimentação é descartada por meio de um dreno de fundo, mas este foi desconsiderado a fim de simplificação nos cálculos. Dessa maneira a única perda considerável de permeado é aquele utilizado na retrolavagem, portanto se considera como volume permeado, a diferença entre o volume total permeado e o volume utilizado na retrolavagem.

Para se calcular o total de permeado, calculou-se a área sob as curvas apresentadas nas Figuras 5.5, 5.10 e 5.18, para as condições operacionais 1, 2 e 3 respectivamente.

O volume utilizado pela retrolavagem é de aproximadamente 15 L, sabendo da frequência de retrolavagens e do total de operação foi possível se calcular a recuperação. A Tabela 5.6 resume os resultados de recuperação obtidos.

Tabela 5.6 –Recuperação Obtida nas diferentes condições operacionais

Condição Operacional	1	2	3
Produção (L)	13097	21466	22558
Retrolavagem (L)	10140	12960	7050
Recuperação	23%	40%	69%

Pela observação dos valores de recuperação obtidos, mesmo com as simplificações, comprova-se que a o maior intervalo entre retrolavagens foi o fator mais importante para se obter a maior recuperação para membrana avaliada, tendo em vista que o consumo de permeado para a retrolavagem se constitui na maior perda de eficiência na recuperação.

Observa-se que na Condição Operacional 2 foi obtida a maior produção de permeado por hora de operação, considerando que essa operou por menos tempo que a Condição Operacional 3, o que demonstra que a limpeza a cada 15 minutos de fato preserva mais a membrana, entretanto, observa-se também que a duração de 2 minutos de retrolavagem , se constitui em um intervalo grande, sendo assim principal responsável pela grande diferença de recuperação entres as operações. Mais que isso, o gasto excessivo de água de lavagem é o responsável pelos valores de recuperação estarem abaixo de 90%, valor referencia indicado pelo fabricante que sugere a utilização de duração da retrolavagem por 30 segundos.

Resolveu-se utilizar a duração de retrolavagem como dois minutos, durante a realização dos estudos, a fim de se obter segurança do ponto de vista experimental, garantindo máxima eficiência possível na retrolavagem, em termos de remoção de obstrução. Dessa maneira a utilização não deverá ser aplicada quando a unidade for utilizada para fins de produção de água para abastecimento.

A Tabela 5.7 apresenta resultados de recuperação simulados caso houvesse a utilização de apenas 30 segundos de retrolavagem.

Tabela 5.7 – Recuperação simulada com 30 segundos de retrolavagem

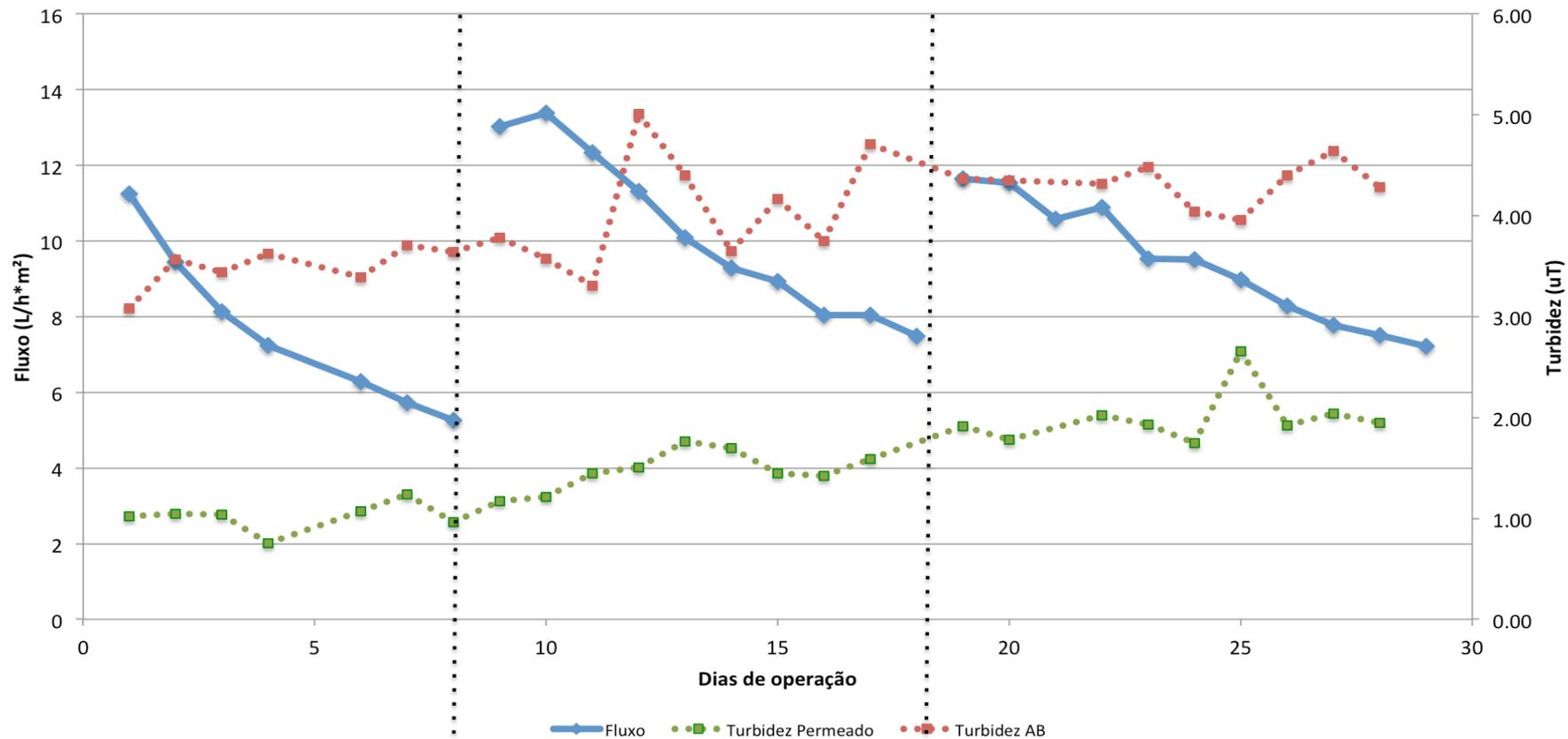
Condição Operacional	1	2	3
Produção	13097	21466	22557
Retrolavagem	2535	3240	1762
Recuperação	81%	85%	92%

Observa-se que ao utilizar a duração de retrolavagem indicada pelo fabricante a operação 3 foi capaz de alcançar a recuperação para qual a unidade foi projetada, contudo é ressaltado que apesar de tal simulação ter considerado o mesmo valor de volume de permeado produzido espera-se que esse esteja sendo superestimado, uma vez que a retrolavagem com intervalo menor apresentaria menores vazões pós retrolavagem.

De todo modo deve-se estabelecer qual o intervalo ótimo a ser utilizado para que não haja prejuízo na remoção de particulado e ao mesmo tempo minimize a perda de permeado e o tempo fora de operação.

Os dados de qualidade apresentaram sensível piora com o passar do tempo de operação, isso deveu-se tanto pela condição inicial que a membrana apresentava quando foi entregue, quanto pelas condições de operação as quais ela foi submetida e pelos problemas operacionais relatados.

A Figura 5.24 apresenta de modo contínuo o acompanhamento dos dados de turbidez ao longo dos dias de operação da unidade piloto, se excluindo os dias de fluxo de pico nas Condições Operacionais 2 e 3.



	Condição Operacional 1	Condição Operacional 2	Condição Operacional 3
Pressão	-0,1 bar	-0,2 bar	-0,2 bar
Intervalo Entre Lavagens	15 minutos	15 minutos	30 minutos

Figura 5.24 – Acompanhamento dos valores de turbidez ao longo das operações

Na figura 5.24 é possível se observar como os valores de turbidez no permeado foram aumentando com o passar de tempo de operação indicando a piora nas condições de integridade. Observa-se também uma tendência no aumento dos valores de turbidez na água bruta, mas era esperado que a turbidez do permeado não apresentasse variação considerável, particularmente considerando o comportamento da vazão de permeado. Devido as condições de integridade comprometida que a membrana vinha apresentando desde o início de sua utilização, não foi possível determinar qual foi a influência das condições operacionais mais severas nos resultados de qualidade apresentados.

A análise da evolução da turbidez também é esclarecedora já que o seu controle diário representa bem o comportamento que os outros parâmetros particulados (microalgas, coliformes totais e contagem de partículas) apresentaram ao longo das semanas de operação.

Dessa forma, faz-se necessária a substituição de ambos módulos de membrana e repetição do experimento, para se afirmar qual seria a melhor condição em termos de assegurar qualidade e segurança do permeado.

6 - CONCLUSÃO

Este trabalho foi o primeiro a utilizar a unidade piloto de microfiltração submersa produzida pela Pam Membrana, com o objetivo de avaliar sua aplicação para o tratamento das águas do Lago Paranoá. A partir dos dados operacionais obtidos foi possível avaliar a eficiência na remoção de parâmetros de qualidade como matéria orgânica natural, microalgas, micro-organismos patogênicos e turbidez presentes na água bruta, além do acompanhamento do comportamento do fluxo permeado. Todas essas avaliações foram feitas para diferentes condições operacionais variando-se a pressão aplicada pela bomba responsável pela filtração e o intervalo entre lavagens, afim de se analisar o impacto dessas variáveis sobre o desempenho do processo de tratamento.

Desde a pré-operação, os valores elevados de bactérias do grupo coliformes na água permeada indicavam problemas de integridade da membrana. Com o início da operação em regime constante, utilizando as condições sugeridas pela fabricante, foi constatada a piora gradativa da qualidade da água do permeado no que tange aos parâmetros turbidez, coliformes totais e *E. Coli*, reforçando a hipótese que a integridade da membrana estava comprometida.

Com a continuidade do trabalho, quando a instalação de MFS foi operada sob condições operacional mais severas do que a recomendada pelo fabricante, a redução da capacidade de rejeição de impurezas pela membrana se agravou, sendo observado inclusive baixas eficiências de remoção de clorofila-a, que passou a ser realizado a partir da segunda condição operacional. Entretanto não é possível inferir se a redução de eficiência da membrana está associada às alterações das condições operacionais em função do efeito causado pelo comprometimento da integridade da membrana.

Independentemente da pressão de trabalho, observou-se que a redução do fluxo de permeado ocorre de forma exponencial, tendendo a valor estável após alguns dias de operação, entretanto a redução de fluxo a mais da metade em poucos dias sugere a necessidade de realização de limpezas químicas com maior frequência, o que pode levar a redução da vida útil da membrana.

Diferente do que se esperava inicialmente para a pressão de -0,2 bar, o aumento no intervalo entre retrolavagens não representou maior perda de vazão, ao contrário, após apresentar fluxo inicial menor que a Condição Operacional 2 (15 minutos entre retrolavagens), a Condição Operacional 3 (30 minutos entre retrolavagens) apresentou um comportamento de fluxo mais estável, o que aliado ao número menor de retrolavagens fez com que essa condição apresentasse a maior recuperação de permeado 69%, contra 40 % da recuperação obtida na Condição Operacional 2.

Observou-se que o tempo de duração da retrolavagem teve impacto direto sobre o resultado de recuperação. Acredita-se que menores duração beneficiem condições de operação que possuem menor intervalo entre lavagens, e portanto há a necessidade de se avaliar a duração ideal para cada tipo de operação, sabendo que dois minutos é uma duração que promove significante perda de permeado para a o fluxo utilizado.

Por ter sido o primeiro trabalho a se utilizar essa instalação piloto, outro resultado importante foi testar seu funcionamento procurando deficiências e meios de aprimorá-la, nesse sentido seguem algumas sugestões de melhorias e estudos futuros:

- Instalação de um medidor de vazão compatível com as necessidades de fluxo;
- Modificação da instalação para que o fluxo seja constante enquanto se observa a PTM;
- Avaliar a melhor maneira de se promover aeração contínua no tanque;
- Instalação de termômetro no tanque de membrana T-102;
- Substituição dos módulos de membrana de microfiltração;
- Avaliar quanto a duração ótima da retrolavagem;
- Avaliar quanto a utilização de retrolavagem periódica com algum tipo de agente químico;
- Estabelecer testes diretos de integridade de membrana;
- Avaliação de custos de instalação e operacionais de um sistema de membrana baseado na operação da instalação piloto de forma contínua.

REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- Abbt-Braun, G.; Börnick, H.; Brandão, C.C.S; Cavalcanti, C.B.G.; Cacalcanti, C.P.; Frimmel, F.H.; Majewsky, M.; Steinger, B.; Tröster, M.; Wroch, E; (2014) “Water quality of tropical reservoirs in a changing world – the case of lake Paranoa, Brasília, Brazil”. In Lorz, C.; Makeschin, F.; Weiss, H. (eds.) *Interated Water Resource Management in Brazil*. IWA Publishing, U.K. 73-92.
- ADASA (2011), Resolução nº. 16, DE 23 DE Dezembro de 2011 “Estabelece os níveis altimétricos da água a serem mantidos no Lago Paranoá, no ano de 2012, visando assegurar os usos múltiplos dos recursos hídricos”. Brasília, DF.
- Ashbolt, N. J., Willie, O., Grabw, K., Snozzi, M. (2001). “Indicators of microbial water quality” In. Fewtrell, L.; Bartram, J. (eds.) World Health Organization (eds.) *Water Quality: Guidelines, Standards, and Health*. IWA Publishing, London, UK.
- AWWA. (1997). *Membrane Filtration for Microbial Removal*. AWWA Research Foundation and American Water Works Association. USA. 212p.
- Barbosa, C. Q. (2015). *Aplicação da Modelagem Ecológica com Foco na Dinâmica do Fitoplâncton para Avaliação da Qualidade da Água do Lago Paranoá – DF*. Dissertação de Mestrado, Universidade de Brasília, Departamento de Engenharia Civil e Ambiental, Brasília, DF. 161p.
- Belli, J. T. (2011), *Biorreator à Membrana em Batelada Sequencial Aplicado ao Tratamento de Esgoto Visando a Remoção de Nitrogênio Total*. Dissertação de Mestrado, Universidade Federal de Santa Catarina. Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental. Florianópolis, SC. 169p.
- Bergman, R.A., Garcia-Aleman, J., Morgan, R. (2012),”Membrane Processes”. In The American Society of Civil Engineers (eds.) *Water Treatment Plant Design*. McGraw-Hill Professional. E.U.A (1-99)
- BRASIL (2011). Ministério da Saúde. Portaria no 2914, de 12 de dezembro de 2011. "Procedimentos de controle e de vigilância da qualidade da água para consumo humano e seu padrão de potabilidade." *Diário Oficial da República Federativa do Brasil*, Poder Executivo, Brasília, DF, 14 de dezembro de 2012.
- Burnett, J.A.B.; Mattos, S.P. e Azzolin, N.M.P. (2001). “Intervenções da companhia de saneamento.” In. Fonseca, F. O. (org.). *Olhares sobre o Lago Paranoá*. Secretaria de Meio Ambiente e Recursos Hídricos, Brasília, DF.

- CAESB - Companhia de Saneamento Ambiental do Distrito Federal (2013). —*Sistema de Abastecimento de Água com Captação no Lago Paranoá. Estudo de Impacto Ambiental – EIA*, Disponível em: <https://www.caesb.df.gov.br/images/audienciapublica_paranoa/EIA-
- Castaing, J.B, Massé, A., Séchet, V. Pontié, M. Haure, J., Jaouen, P. (2010). "Immersed hollow fibres microfiltration (MF) for removing undesirable micro-algae and protecting semi-close aquaculture basins." *Desalination*, 276. 386-396.
- Chae, S., Yamamura, H., Choi, B., Watanabe, Y. (2007). "Fouling characteristics for pressurized and submerged PVDF (polyvildiene fluoride) microfiltration membranes in an pilot-scale drinking water treatment system under low and high turbidity conditions." *Desalination*, 244, 215-226.
- Chellam, S. e Zaner, A. (2005) “Membrane Science and Theory”. In AWWA (eds.) *Microfiltration and Ultrafiltration Membranes for Drinking Water, Manual of ter Supply Practices –M53*. American Water Works Association, Glacier Publishing Services, Inc. E.U.A., 35-50.”
- Chen, J. P.; Mou, H.; Wang, L. K. e Matsura, T. (2004) “Membrane Filtration”. In: Wang, L. k.; Hung, Y. T.; Shammass, N. K. (eds) *Advanced physicochemical treatment processs, Handbook of environmental engineering*, V4, New Jersey, E.U.A., 203-259.
- Choi, B.B., Choi, Y.J., Choi, J.S., Lee, S. e Oh, H.J. (2009) "Energy management in submerged microfiltration systems by optimum control of aeration." *Desalination* 247 (233-238).
- Corrêa, M.A. e Tsuzuki, Y.N.S.(2012). *Avaliação do Desempenho de um Sistema Híbrido de Membranas de Microfiltração no Tratamento de Água do Lago Paranoá – Distrito Federal*. Monografia de Projeto Final, Universidade de Brasília. Departamento de Engenharia Civil e Ambiental. Brasília, DF. 124p.
- Duranceau, J.S., Taylor, J.S., Alexander, Alex. (2011). “Membranes” In AWWA. Edzwald, J. (eds.) *A Handbook on Drinking Water*. McGraw-Hill Professional. E.U.A, (1-162).
- Guo, H., Wyat, Y., Perot, J., Nauleau, F., Moulin, P. (2009). "Low-pressure membrane integrity tests for drinking water treatment: A review", *Water Research*, 41-57.
- Habert, A.C.; Borges, C.P. e Nóbrega, R., (2006). *Processos de separação com membranas*. E-Papers, Rio de Janeiro, Brasil, 180p.

- Hespanol, I.(2001). “Prefácio” In. Schneider, R.P. e Tsutiya, M.T(eds.) *Membranas Filtrantes para o Tratamento de Água, Esgoto e Água de Reúso. Associação Brasileira de Engenharia Sanitária e Ambiental*, São Paulo, Brasil, IX-X.
- Jacangelo, J.G., e Noack, R. K. (2005). “System Concepts.” In AWWA (eds.) *Microfiltration and Ultrafiltration Membranes for Drinking Water, Manual of ter Supply Practices –M53*. American Water Works Association, Glacier Publishing Services, Inc. E.U.A., 51-64.
- Kumar, S, Groth, A., Vlacic, L. (2013). "An analytical index of evaluation manufacturing cost and performance of low-pressure hollow fibre membrane systems". *Desalination*, 332, 44-51.
- Lozier, J.C. (2005). “Membrane Applications” In AWWA (eds.) *Microfiltration and Ultrafiltration Membranes for Drinking Water, Manual of ter Supply Practices – M53*, American Water Works Association, Glacier Publishing Services, Inc. E.U.A.,(101-146)
- Menezes Junior, A. Sinoti, L.M., Saraiva, R. C. F.(2001) ”Histórico”. In. Fonseca, F. O. (org.). *Olhares sobre o Lago Paranoá. Secretaria de Meio Ambiente e Recursos Hídricos*, Brasília, DF.
- Mierzwa, J.C. (2006). “Processos de separação por membranas para tratamento de água”. In: Pádua, V.L. (coord) *Contribuição ao Estudo da Remoção de Cianobactérias e Microcontaminantes Orgânicos por Meio de Técnicas de Tratamento de Água para Consumo Humano*. ABES/RJ, Sermograf, Belo Horizonte, MG, 335-379.
- PAM Membranas Seletivas. (2016). *Databook Projeto [098] UnB MF.DS*. Rio De Janeiro, RJ.71p.
- PAM Membranas Seletivas (2012). *DOC-OAM-037-COO-01 Manual de Instalação, Operação e Manutenção*. Rio de Janeiro, RJ.12p.
- PAM Membranas Seletivas. (2016). *Manual de Instalação e Operação – DOC-UNB-MFSOI-GRL-001=0*, Rio de Janeiro, RJ. 12p.
- Peig, D.B (2011). *Modelo para Otimização dp Projeto de Sistemas de Ultrafiltração*. Dissertação de Mestrado, Univeridade de São Paulo. Departamento de Engenharia Hidráulica e Ambiental. São Paulo, SP. 132p.
- Pereira, P. L.(2006). *Avaliação Econômica do Uso do Lago Paranoá para Atividades Recreacionais*. Dissertação de Mestrado, Universidade de Brasília, Departamento de Engenharia Civil e Ambiental, Brasília, DF. 197p.

- Philomeno, M. G. (2007). *A Comunidade Fitoplanctônica e a Restauração do Lago Paranoá, Brasília-DF*. Tese de Doutorado, Universidade de Brasília, Departamento de Ecologia, Brasília, DF. 223p.
- Pradhan, M. Vigneswaran, S. Bn Aim, R. Kandasamy, J. (2013). "Modeling of particle deposition in a submerged membrane microfiltration system". *Desalination*, 350, 14-20.
- Schneider, R.P. e Tsutiya, M.T. (2001). *Membranas Filtrantes para o Tratamento de Água, Esgoto e Água de Reúso*. Associação Brasileira de Engenharia Sanitária e Ambiental, São Paulo, Brasil, 234p.
- Sept, F.T. e Reiss, C.R. (2005). "Water Quality". In AWWA (eds.) *Microfiltration and Ultrafiltration Membranes for Drinking Water, Manual of ter Supply Practices - M53*. American Water Works Association, Glacier Publishing Services, Inc. E.U.A., 7-34.
- Simões C.P.P. (2016). *Avaliação Operacional da Remoção Bisfenol-A no Tratamento de Água por Diferentes Tipos de Membranas: Avaliação em Escala Piloto*. Dissertação de Mestrado, Universidade de Brasília, Departamento de Engenharia Civil e Ambiental, Brasília, DF, 183p.
- Sorlini, S. Gialdini, F. Collivignarelli, C. (2011). "Removal of cyanobacterial cells and Microcystin-LR from drinking water using a hollow fiber microfiltration pilot plant". *Desalination*, 309, 106-112.
- Unc, A.; Goss, M. J.; (2000) "Development of a protocol for sampling faecal coliform bacteria originating from manure in the vadose zone". *Water Quality Research Journal of Canada*, 35(1); 23-28.
- Vickers, J. C. (2005) "Cost of Microfiltration and Ultrafiltration Membrane Systems" In AWWA (eds.) *Microfiltration and Ultrafiltration Membranes for Drinking Water, Manual of ter Supply Practices – M53*, American Water Works Association, Glacier Publishing Services, Inc. E.U.A., (205-216)