

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

**AVALIAÇÃO DO PROCESSO DE ULTRAFILTRAÇÃO
COMO ALTERNATIVA À FLOTAÇÃO POR AR
DISSOLVIDO PARA TRATAMENTO DO EFLUENTE DE
LIDOS ATIVADOS – ESTUDO EM ESCALA PILOTO
APLICADO AO CASO DA ESTAÇÃO DE TRATAMENTO
DE ESGOTOS BRASÍLIA NORTE.**

VINICIUS MENDES BERTOLOSSI

ORIENTADORA: CRISTINA CELIA SILVEIRA BRANDÃO

**DISSERTAÇÃO DE MESTRADO EM TECNOLOGIA AMBIENTAL E
RECURSOS HÍDRICOS**

BRASÍLIA/DF: JULHO – 2019

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

**AVALIAÇÃO DO PROCESSO DE ULTRAFILTRAÇÃO COMO
ALTERNATIVA À FLOTAÇÃO POR AR DISSOLVIDO PARA
TRATAMENTO DO EFLUENTE DE LODOS ATIVADOS – ESTUDO
EM ESCALA PILOTO APLICADO AO CASO DA ESTAÇÃO DE
TRATAMENTO DE ESGOTOS BRASÍLIA NORTE.**

VINICIUS MENDES BERTOLOSSI

**DISSERTAÇÃO SUBMETIDA AO DEPARTAMENTO DE
ENGENHARIA CIVIL E AMBIENTAL DA FACULDADE DE
TECNOLOGIA DA UNIVERSIDADE DE BRASÍLIA COMO PARTE
DOS REQUISITOS NECESSÁRIOS PARA A OBTENÇÃO DO GRAU
DE MESTRE EM TECNOLOGIA AMBIENTAL E RECURSOS
HÍDRICOS.**

APROVADA POR:

**Prof^ª Cristina Celia Silveira Brandão, PhD (ENC-UnB)
(Orientadora)**

**Prof^ª Yovanka Pérez Ginoris, DSc (ENC-UnB)
(Examinador Interno)**

**Prof. Flávio Rubens Lapolli, DSc (UFSC)
(Examinador Externo)**

BRASÍLIA/DF, 17 DE JULHO DE 2019

FICHA CATALOGRÁFICA

BERTOLOSSI, VINICIUS MENDES

Avaliação do Processo de Ultrafiltração como Alternativa à Flotação por Ar Dissolvido para Tratamento do Efluente de Lodos Ativados – Estudo em Escala Piloto Aplicado ao Caso da Estação de Tratamento de Esgotos Brasília Norte. [Distrito Federal] 2019.

xxvi, 117p., 210 x 297 mm (ENC/FT/UnB, Mestre, Tecnologia Ambiental e Recursos Hídricos, 2019).

Dissertação de Mestrado – Universidade de Brasília. Faculdade de Tecnologia.

Departamento de Engenharia Civil e Ambiental.

1. Ultrafiltração

2. Flotação por ar dissolvido

3. Coagulação

4. Pós-tratamento de efluente terciário

I. ENC/FT/UnB

II. Título (série)

REFERÊNCIA BIBLIOGRÁFICA

BERTOLOSSI, V. M. (2019). Avaliação do Processo de Ultrafiltração como Alternativa à Flotação por Ar Dissolvido para Tratamento do Efluente de Lodos Ativados – Estudo em Escala Piloto Aplicado ao Caso da Estação de Tratamento de Esgotos Brasília Norte. Dissertação de Mestrado em Tecnologia Ambiental e Recursos Hídricos, Publicação PTARH. DM 221/2019, Departamento de Engenharia Civil e Ambiental, Universidade de Brasília, Brasília, DF, 117p.

CESSÃO DE DIREITOS

AUTOR: Vinicius Mendes Bertolossi.

TÍTULO: Avaliação do Processo de Ultrafiltração como Alternativa à Flotação por Ar Dissolvido para Tratamento do Efluente de Lodos Ativados – Estudo em Escala Piloto Aplicado ao Caso da Estação de Tratamento de Esgotos Brasília Norte.

GRAU: Mestre

ANO: 2019

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



Vinicius Mendes Bertolossi

vinicius.bertolossi@yahoo.com.br

A Deus todo honra e glória, sem Ele nada que foi feito se fez.

*A minha amada família: Eline, Pedro e Alice, que me apoiou
e suportou nos tempos turbulentos e tiveram compreensão
nas ausências. Sem este apoio seria impossível a conclusão
deste desafio.*

Aos meus pais que moldaram o que sou hoje.

EPÍGRAFE

*Toda água, por mais suja que aparente, continua
sendo água e pode ser recuperada.
Somos água.*

AGRADECIMENTOS

Sempre a Deus e a minha família pelo amor, incentivo e apoio irrestrito. Aos meus pais e sogros que muitas vezes deram o apoio logístico para me deixar estudar.

A Companhia de Saneamento Ambiental do Distrito Federal, Caesb, como instituição, pelo incentivo ao conhecimento e desenvolvimento profissional de seus empregados.

Aos amigos da ETE Brasília Norte que deram o apoio incondicional para o êxito da pesquisa, em especial ao pessoal de trabalho de campo pelo apoio no transporte da instalação piloto, instalações hidráulicas, limpezas e manutenção da piloto (Denilson, Gilson e Edglei), para o pessoal da elétrica (Wilson), motoristas que transportaram as amostras (Ricardo e Evandro), bem como, o pessoal da área técnica pelo apoio irrestrito com informações, disponibilidade e encorajamento (Ana Maria Machado, Patrícia e André).

Tenho um agradecimento especial aos empregados dos laboratórios da Caesb que sem eles não seria possível a realização desta pesquisa. Em especial agradeço ao Ricardo Moreira, Cíntia Cavalcante, Fernando Garcia, Alberto Silva, Paulo pelo incentivo e apoio irrestrito as minhas enormes demandas.

Ao Carlos Eduardo Pereira, ex superintendente da Superintendência de Operação e Tratamento de Esgotos (POE) e atual diretor da Caesb, incentivador e apoiador deste mestrado, um especial agradecimento por fornecer meios, condições e conselhos para que eu pudesse conciliar o mestrado e o trabalho. Agradeço a atual superintendente da POE, Ana Maria Motta, que não diferente, também me apoiou e incentivou incondicionalmente.

Aos professores do Programa de Pós-Graduação em Tecnologia Ambiental e Recursos Hídricos da Universidade de Brasília – PTARH/UnB que transmitem seus conhecimentos com carinho e atenção, bem como, aos amigos de mestrado pelas histórias vividas e pelo tempo que tivemos juntos nos apoiando.

Agradeço de forma muito especial a Professora Cristina Brandão, por ser minha orientadora, pelo carinho, atenção e tempo dedicados a mim, além de transmitir tranquilidade, conhecimento e experiência nos momentos mais complexos pelos quais passamos neste desafio do trabalho experimental.

Uma peça fundamental e meu braço direito para realização desta pesquisa foi a Tatiana Neder, a quem agradeço imensamente pela dedicação, trabalho, paciência, conversas, comprometimento e sensibilidade com a causa, meu sincero obrigado.

Agradeço em particular a empresa DOW Chemical Company® que disponibilizou a instalação piloto de ultrafiltração para a realização dos experimentos utilizando esgotos da Estação de Tratamento de Esgotos Brasília Norte (ETEB Norte), bem como, todo o apoio técnico-operacional irrestrito para o êxito da pesquisa. Em especial agradeço ao consultor Fábio de Carvalho pela atenção e pronto atendimento as diversas necessidades técnicas.

RESUMO

AVALIAÇÃO DO PROCESSO DE ULTRAFILTRAÇÃO COMO ALTERNATIVA À FLOTAÇÃO POR AR DISSOLVIDO PARA TRATAMENTO DO EFLUENTE DE LODOS ATIVADOS – ESTUDO EM ESCALA PILOTO APLICADO AO CASO DA ESTAÇÃO DE TRATAMENTO DE ESGOTOS BRASÍLIA NORTE.

Autor: Vinicius Mendes Bertolossi

Orientadora: Cristina Celia Silveira Brandão

Programa de Pós-Graduação em Tecnologia Ambiental e Recursos Hídricos

A melhoria da qualidade dos efluentes das ETEs Brasília Norte e Sul tornou-se premente após o corpo receptor dos efluentes, o lago Paranoá, passar a ser utilizado como manancial de água para a população de Brasília. De forma a manter a qualidade do lago Paranoá é necessário aumentar a eficiência de remoção das ETEs, principalmente com relação a matéria orgânica recalcitrante, nutrientes e patógenos. Este trabalho apresenta estudo comparativo entre os tratamentos por membrana de ultrafiltração em escala piloto e a flotação por ar dissolvido (FAD) existente na ETEB Norte (escala real), aplicados ao tratamento de efluentes do processo de lodos ativados. A alimentação da instalação piloto de ultrafiltração (IP-UF) utilizou a mesma matriz da FAD, o efluente da etapa de lodos ativados da ETEB Norte, após coagulação. Foram avaliadas oito condições operacionais da IP-UF baseadas na condição operacional padrão definida pelo fabricante da membrana e variando-se a vazão, o tempo de operação entre limpezas e duração da limpeza física. O comportamento operacional e a qualidade do efluente produzido foram monitorados. O aumento do fluxo do permeado de 40,25 L.m⁻².h⁻¹ para 50,64 e 61,02 L.m⁻².h⁻¹, o aumento do tempo de operação entre as limpezas de 25min para 38 e 50min e a redução da duração da retrolavagem de 80s para 60 e 30s resultaram em uma evolução mais intensa da PTM, com necessidade de aumento da frequência de limpezas químicas para controle da PTM. Além disso, o aumento da turbidez do afluente à membrana se mostrou o aspecto de qualidade com maior interferência na intensificação da evolução da PTM com o aumento de sua concentração. A UF se mostrou mais eficiente do que a FAD na remoção dos parâmetros Turbidez, SST, DQO e Pt, como ganho de remoção de, em média, 8,6%, 12,4%, 7,8% e 13,1%, respectivamente. Merece destaque a remoção de *E. Coli* na UF que foi, em média, 3,7 log superior à remoção na FAD. Por outro lado, como esperado, tanto a UF quanto a FAD não foram efetivas na remoção de substâncias dissolvidas, como as espécies de nitrogênio. A utilização da UF como alternativa à FAD apresenta, portanto, a vantagem de produzir um efluente de melhor qualidade, particularmente no aspecto microbiológico, com menor flutuação da qualidade, porém, para sua adoção, o manejo dos resíduos da UF deve ser equacionado.

ABSTRACT

EVALUATION OF THE ULTRAFILTRATION PROCESS AS AN ALTERNATIVE TO DISSOLVED AIR FLOTATION FOR THE TREATMENT OF THE ACTIVATED SLUDGE EFFLUENT - PILOT SCALE STUDY APPLIED TO THE CASE OF THE BRASÍLIA NORTE WWTP

Author: Vinicius Mendes Bertolossi

Supervisor: Cristina Celia Silveira Brandão

Environmental Technology and Water Resources Post-Graduation Program

The improvement of the effluent quality of the Brasília Norte and Brasília Sul wastewater treatment plant (WWTP) became necessary after their effluent receiving body, Lake Paranoá, turn out to be source of drinking water for Brasília population. In order to maintain the quality of Lake Paranoá it is necessary to increase the efficiency of removal of the WWTP, especially with regard to recalcitrant organic matter, nutrients and pathogens. This work presents a comparative study between ultrafiltration membrane treatment (pilot scale) and the existing dissolved air flotation (DAF) of the Brasília Norte WWTP (real scale), applied to the effluent treatment of the activated sludge process. Both, ultrafiltration pilot plant (PP-UF) and DAF, were fed with same matrix, the effluent of the activated sludge stage of Brasília Norte WWTP, after coagulation. Eight operational conditions were evaluated at PP-UF, based on the standard operating condition defined by the membrane manufacturer and varying the flow rate, the time of operation between cleaning and the duration of backwashing. The operational behavior and the quality of the effluent produced were monitored. The increase in permeate flux (from 40.25 to 50.64 and 61.02 L.m⁻².h⁻¹) and in the time of operation between cleaning (from 25 to 38 and 50 min), as well as the reduction of backwashing duration (from 80 to 60 and 30s), resulted in more intense TMP evolution. The increased turbidity of the membrane affluent proved to be the quality aspect with the greatest interference in the intensification of the evolution of TMP with the increase of its concentration. Ultrafiltration was more efficient than FAD in the removal of Turbidity, TSS, COD and Pt, gaining, on average, 8.6%, 12.4%, 7.8% and 13.1%, respectively. Removal of *E. Coli* by UF, which was, on average, 3.7 log higher than by DAF, is worth to mention. On the other hand, as expected, both UF and DAF were not effective in removing dissolved substances such as nitrogen species. The use of UF as an alternative to DAF has the advantage of producing better quality effluent, particularly regarding microbiological aspect, providing lower quality fluctuation, however, management of the UF waste must be considered.

SUMÁRIO

1. INTRODUÇÃO	1
2. OBJETIVOS	4
2.1. OBJETIVOS GERAIS	4
2.2. OBJETIVOS ESPECÍFICOS	4
3. FUNDAMENTOS TEÓRICOS E REVISÃO BIBLIOGRÁFICA	5
3.1. SISTEMA DE TRATAMENTO POR MEMBRANAS.....	5
3.1.1. Breve histórico.....	5
3.1.2. Materiais, Características e Classificação das Membranas	7
3.1.2.1. Materiais	7
3.1.2.2. Hidrofobicidade	8
3.1.2.3. Estrutura das membranas.....	9
3.1.2.4. Sentidos do fluxo de alimentação das membranas	10
3.1.2.5. Módulos de membranas.....	11
3.1.2.6. Características das membranas.....	11
3.1.3. Conceitos e fatores relevantes para operação de membranas.....	13
3.1.4. Polarização de concentração, incrustações (<i>fouling</i>) e limpeza das membranas	16
3.1.4.1. Polarização de Concentração.....	16
3.1.4.2. <i>Fouling e biofouling</i>	17
3.1.4.3. Limpeza	20
3.2. MEMBRANAS APLICADAS AO TRATAMENTO DE ESGOTOS DOMESTICOS.....	23
3.2.1. Principais usos ou aplicações das membranas em sistema de tratamento de esgotos	23
3.2.2. Influência da coagulação no tratamento de esgotos	25
3.2.2.1. Sistemas de tratamento por membranas de UF com coagulação da alimentação.....	28

3.2.2.2.	Processo de limpeza das membranas de UF	40
4.	METODOLOGIA	44
4.1	DESCRIÇÃO DO TRATAMENTO DE ESGOTOS DA ETE BRASÍLIA NORTE.	44
4.2	DESCRIPTIVO DE INSTALAÇÃO PILOTO DE TRATAMENTO POR MEMBRANAS DE ULTRAFILTRAÇÃO.	49
4.2.1	Parâmetros recomendados pelo fabricante para operação da instalação piloto de ultrafiltração	58
4.3	DESENVOLVIMENTO EXPERIMENTAL	60
5.	RESULTADOS E DISCUSSÃO	65
5.1.	TESTES PRELIMINARES, PRÉ-OPERAÇÃO E DESAFIOS OPERACIONAIS	65
5.2.	FASE EXPERIMENTAL - ASPECTOS OPERACIONAIS	69
5.2.1.	Evolução da PTM com a variação da vazão afluente a instalação piloto (IP- UF)	69
5.2.2.	Evolução da PTM com a variação a duração da retrolavagem - limpeza física (ar e água).....	71
5.2.3.	Evolução da PTM com a variação no tempo de operação entre limpezas ..	73
5.2.4.	Influência da qualidade do afluente à instalação piloto na evolução da PTM	74
5.2.4.1.	Influência da turbidez afluente a IP-UF na evolução da PTM	76
5.2.4.2.	Influência da turbidez na evolução da PTM e a utilização do pré-filtro de disco de 200µm precedendo a membrana de ultrafiltração	79
5.2.4.3.	Influências da vazão da ETEB Norte na turbidez do afluente à instalação piloto de UF.	81
5.2.5.	Avaliação estatística do comportamento da PTM e análise da efetividade do processo de limpezas da instalação piloto (IP-UF).....	83
5.2.6.	Avaliação da recuperação da membrana	86
5.3.	FASE EXPERIMENTAL - ASPECTOS DE QUALIDADE.....	88
5.3.1.	Interferências na qualidade microbiológica do permeado da instalação piloto de UF	89
5.3.2.	Influência das fases da pesquisa na qualidade do permeado	92
5.4.	AValiação COMPARATIVA ENTRE UF E FAD.....	97

5.4.1. Aspectos operacionais - Diferenças dos volumes de rejeito/lodo produzido no processo de membranas e no FAD da ETE Brasília Norte	97
5.4.2. Aspectos de qualidade	100
6. CONCLUSÕES E RECOMENDAÇÕES	105
7. REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS.....	108
APÊNDICE A. CARACTERÍSTICAS DOS PRODUTOS QUÍMICOS UTILIZADOS NA INSTALAÇÃO PILOTO POR ULTRAFILTRAÇÃO	116
APÊNDICE B. CÁLCULO DO NÚMERO DE FIBRAS ROMPIDAS DURANTE OS EXPERIMENTOS DA PESQUISA.....	117

LISTA DE FIGURAS

Figura 3.1 - Esquema do processo de separação por membrana e balanço de massa do sistema, onde Q – vazão e C - concentração (adaptado de Judd, 2010 e Stephenson <i>et al.</i> 2000).....	5
Figura 3.2: Fotomicrografia eletrônica da seção transversal uma membrana de ultrafiltração assimétrica de dibloco copolímero de poliestireno - poli (N,N-metacrilato de dimetilaminoetilo) (PS-b-PDMAEMA) (adaptado de Uragami, 2017).	9
Figura 3.3: Morfologia de membranas sintéticas isotrópicas (adaptado de Habert <i>et al.</i> 2006 e Gordano e Buonomenna, 2011).....	10
Figura 3.4: Modos de filtração por membranas (Vigneswaran <i>et al.</i> , 2011).....	10
Figura 3.5 - Processo de separação por membranas: massa molar, tipo de material retido e indicação de energia (adaptado de Judd, 2010 e Metcalf & Eddy, 2015).....	13
Figura 3.6 - Representação esquemática da polarização da concentração coma formação da camada gel (adaptado de Judd, 2010).....	17
Figura 3.7 –Esquema de diferentes classificações de incrustações (<i>fouling</i>) durante a filtração com fluxo constante em BRMs em escala real (adaptado de Hoek e Tarabara 2013).....	21
Figura 3.8 – Esquema do efeito da limpeza em membranas de MF e UF, no fluxo do permeado em membranas operando com pressão constante (adaptado de Pinnekamp e Friedrich, 2006)	22
Figura 3.9 – Esquema de configurações básicas de BRMs aeróbios. (a) BRM com unidade externa e (b) BRM com membrana submersa (Adaptado de Yoon, 2015)	24
Figura 3.10 – Comportamento da incrustação ($\alpha.\omega$) em função da dosagem de alumínio..	32
Figura 3.11 –Evolução da pressão transmembrana (PTM) e o aumento de dosagem de coagulantes: (a) utilizando cloreto férrico ($FeCl_3$) e (b) utilizando policloreto de alumínio (PAC) – adaptado de Zhao <i>et al.</i> (2019).	33
Figura 3.12 – Relação entre taxa de incrustação residual (<i>fouling</i>) após limpeza (r_f) e fluxo de permeado (J) em diferentes concentrações de alumínio. Alimentação: efluente primário de ETE (adaptado de Diaz <i>et al.</i> 2012).....	33
Figura 3.13 –Relação entre a resistência de incrustação residual após a limpeza (R_f) e a duração da retrolavagem (t_b) em diferentes dosagens de coagulantes. Água de	

alimentação: efluente primário de ETE, $J = 23 \text{ L/h.m}^2$ (adaptado de Diaz <i>et al.</i> 2012).	34
Figura 3.14 – Relação entre resistência de incrustação residual (r_f) e o número de ciclos de lavagem em diferentes dosagens de coagulantes. Água de alimentação: efluente primário de ETE; $J = 23 \text{ l/h m}$ (adaptado de Diaz <i>et al.</i> 2012).....	35
Figura 3.15 – Tempo de funcionamento da planta piloto UF como pós-tratamento de lodos ativados sob diferentes condições de coagulação (o tempo de operação refere-se à duração do início de operação da planta até a PTM atingir 600 mbar - adaptado de Zheng <i>et al.</i> 2012).....	37
Figura 3.16 – Resultados do estudo em escala piloto da remoção de (a) DQO e em escala de bancada para: (b) PT - Fósforo Total, (c) OP – Orotofosfato, (d) CB -carbono em biopolímero e (e) NB - nitrogênio em biopolímero sob diferentes condições de coagulação precedendo a UF (adaptado de Zheng <i>et al.</i> 2012).....	38
Figura 3.17 – Recuperação da permeabilidade da membrana em função do tipo e dosagem de coagulante, adaptado de (Zheng <i>et al.</i> 2012). Lenda: SE= sem uso de coagulante e PACl – policloreto de alumínio.....	42
Figura 4.1 – Localização da ETE Brasília Norte (Google Earth, 2018).....	44
Figura 4.2 – Fluxograma da ETE Brasília Norte (adaptado de Caesb, 2013).....	45
Figura 4.3 – Vista Geral da ETE Brasília Norte (imagem Google, 2018). Lenda: ADF: Adensador de lodo por flotação, ADG: Adensador de lodo por gravidade, DGP: Digestor primário, DGS: Digestores Secundários.....	45
Figura 4.4 – Gráficos <i>box plot</i> dos principais parâmetros de monitoramento da ETE Brasília Norte para o ano de 2016 à 2018 (Caesb, 2019). Onde: Af ETE – Afluente da ETE; Af RB – Afluente do reator biológico; Af PF – Afluente do polimento final por FAD e Ef ETE – Efluente final da ETE	48
Figura 4.5 – Representação dos pontos de coleta para os experimentos da instalação piloto (Google Earth, 2019).....	50
Figura 4.6 – Fluxograma simplificado da instalação Piloto por membrana de ultrafiltração durante processo de filtração (adaptado de DOW, 2017).....	52
Figura 4.7 – Registros fotográficos da IP- UF: (a) Contêiner da UF; (b) Vista do contêiner com uma porta aberta (gerador, módulo e CCM); (c) Vista do contêiner com outra porta aberta (tanque de permeado e tanques de produtos químicos); (d) Interligação das tubulações da UF com a canaleta existente da ETE; (e) Chegada das tubulações da UF no canal da ETE, bomba de alimentação e suporte metálico da sucção; (f) Bomba	

reguladora de vazão e bomba de retrolavagem; (g) Módulo da membrana de UF em primeiro plano e tubulações e válvulas e sensores em segundo plano; (h) Tanques de produtos químicos, bombas dosadoras, tubulações e medidores e; (i) Pré-filtro em disco.....	54
Figura 4.8 – Registros fotográficos do CCM e equipamentos de medição: (a) Vista geral do quadro; (b) Turbidímetro superior do permeado, inferior do afluente (desativado) e os IHMs dos turbidímetros; (c) Parte do CCM: 1- repositório de dados, 2 - monitores de vazões das bombas, 3 - chaves manuais de acionamento das válvulas e 4 - IHM; (d) Parte do CCM: 1- medidores de voltagem e amperagem, 2 - Inversores de frequência e 3 - Chaves manuais de acionamento das bombas; (e) IHM dos medidores de vazão: bombas de alimentação - Af, permeado- Ef e bomba da retrolavagem - RL e; (f) detalhe do repositório de dados.	56
Figura 4.9 – Interface Homem Máquina (IHM) <i>touch screen</i> do supervisor da instalação piloto de ultrafiltração: tela de visão geral do sistema com vazões, pressões e equipamentos: ligados/aberto (vermelho) ou desligados/fechado (branco).	57
Figura 5.1- Imagens do sistema de coleta de efluentes para alimentação da IP-UF: (a) Crivo obstruído; (b) Cesto de proteção do crivo limpo; (c) Suporte metálico de posicionamento e fixação do mangote de captação e do cesto de proteção do crivo; e (d) Cesto obstruído.	67
Figura 5.2- Imagens do pré-filtro de 200 μm da IP-UF: (a) Pré-filtro obstruído; (b) pré-filtro conectado na base da IP-UF sem a tampa de vedação.	67
Figura 5.3- Imagens das principais válvulas do sistema de limpeza da IP-UF.	68
Figura 5.4- Desenvolvimento da PTM corrigida à 20°C e tempo de operação do experimento (t) para as fases: fase 1 - padrão (P: $Q=3,1\text{m}^3/\text{h}$), fase 2 - 1,5 vez a vazão padrão ($1,5Q=4,7\text{m}^3/\text{h}$) e fase 3 – 1,25 vez a vazão padrão ($1,25Q=3,9\text{m}^3/\text{h}$). Foram mantidos constantes: o tempo de operação entre limpezas (25min), a duração das limpezas físicas (60s) e as frequências de limpezas químicas alcalinas (CEB 1=12h), ácidas (CEB 2=24h).	70
Figura 5.5- Desenvolvimento da PTM corrigida à 20°C e tempo de operação do experimento (t) para as fases: fase 1 - padrão (P: $TL=60\text{s}$), fase 4 - 1,4 da duração da retrolavagem padrão ($1,4TL=80\text{s}$) e fase 5 – 0,5 da duração da retrolavagem padrão ($0,5TL=30\text{s}$). Foram mantidos: o tempo de operação entre limpezas (25min) e limpezas químicas alcalinas (CEB 1=12h) para as fases 1, 4 e 5. A frequência de	

- limpezas químicas alcalinas (CEB 1) foi de 12h para as fases 1 e 4 e de 8h na fase 5.
 72
- Figura 5.6- Desenvolvimento da PTM corrigida à 20°C e tempo de operação do experimento (t) para as fases: fase 1 – tempo de operação entre limpezas padrão (P: TO=25min), fase 6 (3ª repetição) - 1,5 vez o tempo de operação padrão (1,5TO 3=38min) e fase 7 (2ª repetição) – 2 vezes do tempo de operação padrão (2TO 2=50min). Foram mantidos: duração da retrolavagem TL=60s, vazão do permeado Q=3,1m³/h, frequência de limpeza química ácida CEB 2=24h e frequências de limpeza alcalina/oxidante CEB 1 =12h 74
- Figura 5.7- Influência da turbidez, pH, ortofosfato e dosagem de sulfato de alumínio do efluente do decantador secundário, afluente à IP-UF, no desenvolvimento da PTM corrigida à 20°C para o experimento: (a) fase 6 (1,5 TO2) de 11 à 17/04/19 e (b) fase 1 (P2) de 08 à 15/05/19. A condição de operação padrão é: Q - vazão do permeado=3,1m³/h, TL - duração da retrolavagem=60s, TO - tempo de operação entre limpezas=38min, frequência de limpeza ácida=24h e duração de limpeza alcalina=12h. Para cada fase, está indicado a alteração na condição padrão. 75
- Figura 5.8 – Comportamento de: (a) Turbidez afluente à IP-UF e (b) Desenvolvimento da PTM máxima por ciclo de limpeza (corrigida à 20°C), durante o tempo de operação do experimento (t) para a fase 1 - padrão (vazão=3,1m³/h; duração da retrolavagem=60s; tempo de operação entre limpezas=25min, frequência de limpeza alcalina=12h e frequência de limpeza ácida=24h) em dois períodos distintos 14 à 20/02/19 (P) e 09 à 15/05/19 (P2), 77
- Figura 5.9 - Comportamento de: (a) Turbidez afluente à IP-UF e (b) Desenvolvimento da PTM máxima por ciclo de limpeza (corrigida à 20°C), durante o tempo de operação do experimento (t) para a fase 6 – alteração de 1,5 vez o tempo de operação entre limpezas padrão (vazão do permeado=3,1m³/h; duração da retrolavagem=60s; tempo de operação entre limpezas=38min, frequência de limpeza ácida=24h) em dois períodos distintos 21 à 27/03/19 (1,5TO e CEB1=7h) e 11 à 17/04/19 (1,5TO 2 e CEB1=4h). Onde: CEB1 – frequência de limpeza alcalina. 79
- Figura 5.10 - Comportamento de: (a) Turbidez afluente à IP-UF e (b) Desenvolvimento da PTM máxima por ciclo de limpeza (corrigida à 20°C), durante o tempo de operação do experimento (t) a fase 1 - padrão entre 09 à 15/05/19 (P2) e a fase 8 características da fase 1 padrão com utilização do pré-filtro (PPreF) entre 28/03 à 03/04/19. Foi mantido: vazão do permeado=3,1m³/h; duração da retrolavagem=60s; tempo de

operação entre limpezas=25min, frequência de limpeza alcalina=12h e frequência de limpeza ácida=24h)	80
Figura 5.11- Influência da vazão da ETEB Norte e chuva no DF na turbidez efluente à etapa de lodos ativados	82
Figura 5.12- Quantificação de <i>E. Coli</i> no permeado da IP-UF durante as diversas fases experimentais. Legenda: A condição operacional padrão do fabricante (P) corresponde à: Vazão - Q=3,1 m ³ /h, duração de retrolavagem - TL=60s, tempo de operação entre limpezas – TO=25min, frequência de limpeza alcalina CEB1=12h e frequência de limpeza ácida CEB2=24h. As fases 2 a 7, a condição operacional foi variada segundo indicada e a fase 8 (P PreF) manteve-se a condição padrão de operação (P) com utilização de pré-filtro de disco existente na IP-UF.	89
Figura 5.13- Imagens da avaliação a integridade das fibras de UF: (a) cabeçote superior do módulo sem a tubulação de limpeza e aparecendo uma fibra solta; (b) e (c) módulo sem o cabeçote superior e a fibra solta; (d) equipamento para pressurização do módulo e identificação das fibras rompidas; (e) agulhamento das fibras rompidas e (f) isolamento das fibras.	91
Figura 5.14 – Turbidez afluente à IP-UF (Turb. Af.), turbidez do permeado (Turb. P.) e pressão transmembrana (PTM) da UF para: (a) fase 1 padrão (P); (b) fase 4 – 1,4 vez a duração da retrolavagem padrão (1,4TL) e (c) fase 6 – 1,5 vez o tempo de operação entre limpezas padrão (1,5TO). A condição operacional padrão do fabricante (P) corresponde à: Vazão - Q=3,1 m ³ /h, duração de retrolavagem - TL=60s, tempo de operação entre limpezas – TO=25min, frequência de limpeza alcalina CEB1=12h e frequência de limpeza ácida CEB2=24h.	96
Figura 5.15– Estatística descritiva <i>box plot</i> da concentração dos parâmetros (a)SDT; (b)SST; (c)DQO; (d) NO ₃ ; (e) Pt e (f) <i>E. Coli</i> para o afluente à IP-UF e ao FAD (Af), efluente ao FAD da ETEB Norte (Ef FAD) e todos os resultados dos experimentos com a IP-UF (Ef UF)	102

LISTA DE TABELAS

Tabela 3.1- Principais variedades de membranas poliméricas e hidrofiliicidade (Adaptado de Howell, 1990; Idris <i>et al.</i> , 2011 e Hoek e Tarabata, 2013).....	7
Tabela 3.2 – Características gerais das quatro configurações básicas de módulos de membranas aplicadas à ultrafiltração (Adaptado de Hoek e Tarabata, 2013 [1] e Hai <i>et al.</i> , 2013 [2]).....	11
Tabela 3.3 – Principais características das membranas utilizadas em tratamento de esgotos	12
Tabela 3.4 – Mecanismos do <i>fouling</i> (Chellam e Zander, 2005, Le-Clech <i>et al.</i> 2006 e Judd <i>et al.</i> 2010).....	18
Tabela 3.5 – Principais produtos químicos utilizados nas limpezas de membranas, suas concentrações e ações de limpezas (adaptado de: Chen <i>et al.</i> 2004 <i>apud</i> Simões, 2016).....	22
Tabela 3.6 – Pesquisas utilizando a tecnologia de membranas e as principais características dos experimentos, precedido de coagulação.	29
Tabela 3.7 – Pesquisas utilizando a tecnologia de membranas de UF relacionados aos processos limpeza.....	41
Tabela 4.1 – Mediana das concentrações e eficiência de remoção dos principais parâmetros de monitoramento da ETE Brasília Norte para o ano de 2016 à 2018 (Caesb, 2019a).	47
Tabela 4.2– Principais características do módulo da membrana de UF DOW (IntegraFlux SFP – 2880XP).....	53
Tabela 4.3– Valores ideais e máximos recomendados para alimentação do sistema de UF para garantir funcionamento ótimos (DOW, 2011).....	58
Tabela 4.4 – Parâmetros operacionais de referência recomendados pelo fabricante, considerando as características de qualidade do esgoto afluente à instalação piloto de UF.....	59
Tabela 4.5 – Sequência da limpeza recomendada pelo fabricante, considerando as características de qualidade do esgoto afluente à instalação piloto de UF.....	59
Tabela 4.6 – Condições operacionais aplicadas e avaliadas na instalação piloto de ultrafiltração, nas diferentes fases operacionais.	61
Tabela 4.7 – Parâmetros e frequência de monitoramento do afluente e permeado da instalação piloto de UF e efluente final da ETEB Norte.	62

Tabela 4.8 – Parâmetros físico-químicos e bacteriológicos monitorados, métodos e instrumentos utilizados.....	63
Tabela 4.9 – Parâmetros físico-químicos monitorados em linha, métodos e instrumentos utilizados.....	64
Tabela 5.1 – Estatística descritiva do desenvolvimento da PTM durante a operação de filtração, entre os ciclos de limpeza	84
Tabela 5.2 – Estatística descritiva da variação da turbidez afluente a IP-UF, medida no canal efluente da etapa de lodos ativados e antes da etapa de coagulação da ETEB Norte.....	84
Tabela 5.3 – Estatística descritiva da recuperação da PTM durante a limpeza física de ar e água - ΔPTM_{limp} (<i>fouling</i> reversível).....	86
Tabela 5.4 – Recuperação do módulo de membrana de UF e as fases experimentais	87
Tabela 5.5 – Qualidade do permeado nas diferentes fases experimentais – valor médio dos parâmetros analisados.....	93
Tabela 5.6 – Qualidade do permeado nas diferentes fases experimentais - Remoção média (%) dos parâmetros analisados.	94
Tabela 5.7 – Estatística descritiva da turbidez do permeado para fases da pesquisa e tempo médio de retorno a condição de estabilidade da turbidez após limpeza alcalina.	95
Tabela 5.8 – Volume de rejeito/lodo pela IP-UF no processo de limpeza físicas e químicas.	98
Tabela 5.9 – Relação entre volume de lodo químico e esgoto tratado produzido na FAD da ETE Brasília Norte em 2018.	99
Tabela 5.10– Parâmetros estatísticos das séries temporais das análises realizadas no afluente à FAD e IP-UF, efluente da FAD, permeado da IP-UF (com todas as fases do experimento) e remoção média da FAD e da IP-UF	101
Tabela A.1– Produtos químicos utilizados no sistema de UF.	116

LISTA DE EQUAÇÕES

Equação 3.1	14
Equação 3.2	14
Equação 3.3	14
Equação 3.4	14
Equação 3.5	15
Equação 3.6	15
Equação 3.7	16
Equação 3.8	16
Equação 5.1	83
Equação 5.2	86
Equação 5.3	90

LISTA DE SÍMBOLOS, NOMENCLATURAS E ABREVIACÕES

% – Porcentagem

ϕ – Diâmetro

α – Resistência específica do lodo superficial da membrana

$\mu_{(20\text{ }^\circ\text{C})}$ – Viscosidade absoluta da água a 20 °C

$\mu_{(T)}$ – Viscosidade da água à temperatura de permeação

μg – Micrograma

μm – Micrômetro

ρ_{pore} – Densidade de poros por unidade de área

ΔPTM – Variação da pressão transmembrana durante o ciclo filtração

$\Delta\text{PTM}_{\text{Limp}}$ – Variação da pressão transmembrana entre limpezas

τ – Tortuosidade do poro

ω – Concentração de sólidos do lodo por unidade de volume

[F] – Dimensão de força

[L] – Dimensão de Comprimento

[L²] – Dimensão de área

[L³] – Dimensão de volume

[M] – Dimensão de massa

[T] – Dimensão de tempo

A – Área da membrana

ADF – Adensador de lodo por flotação

ADG – Adensador de lodo por gravidade

Af – Afluente

AIT – Turbidímetro

Al – Alumínio

AlCO₃ – Sulfato de alumínio

BD – Bomba dosadora

BRM – Reator biológico por membranas ou biorreator por membranas

C – Concentração

$C_6H_8O_7$ – Ácido cítrico

$C_6H_8O_7$ – Ácido cítrico

Caesb – Companhia de Saneamento Ambiental do Distrito Federal

CB – Carbono em biopolímero

CCM – Sistema de comando e controle (CCM)

CEB1 – Limpeza química alcalina/oxidante

CEB2 – Limpeza química ácida

C_{FN} – Quantificação de *E. Coli* através da fibra não rompida (NMP)

C_{FR} – Quantificação de *E. Coli* através da fibra rompida ou quantificação afluyente à IP-UF

NMP – Número mais provável

CLP – Controlador lógico programável

CONAMA – Conselho Nacional de Meio Ambiente

C_P – Quantificação de *E. Coli* no permeado

CT – Coliformes totais,

CV – Cavalo vapor

CVP – Coeficiente de variação de Pearson

Da – Dalton (unidade de massa atômica)

DBO – Demanda bioquímica de oxigênio,

DF – Distrito Federal

DGP – Digestor primário,

DGS – Digestores Secundários

DP – Desvio padrão

DQO – Demanda química de oxigênio

DQOf – DQO filtrada

E. Coli – *Escherichia coli*.

EDTA – Ácido etilenodiamino tetra-acético

Ef – Efluente

ETA – Estação de tratamento de água

ETE – Estação de tratamento de esgotos
ETEB Norte – ETE Brasília Norte
FAD – Flotação por ar dissolvido
Fe – Ferro
FeCl₃ – Cloreto férrico
FIT – Medidor de vazão
g – Grama
h – Hora
H₂O₂ – Peróxido de hidrogênio
H₃PO₄ – Ácido Fosfórico
HCl – Ácido Clorídrico
HNO₃ – Ácido Nítrico
H-PVDF – fluoreto de polivinilideno hidrofílico
hz – Hertz
IHM – Interface homem máquina
IP-UF – Instalação piloto de ultrafiltração,
J – Fluxo de permeado da membrana
J_(20 °C) – Fluxo de permeado normalizado a 20 °C
J_(T) – Fluxo de permeado à temperatura de permeação
K – Quilo
KOH – Hidróxido de potássio
KPa – Quilo pascal
KW – Quilo Watt
L – Litro
L – Volume de lodo produzido
LCC – Laboratório Central da Caesb
log – Unidades logarítmicas
Lp – Permeabilidade Hidráulica
LS – Sensor de nível

m – Metro
m² – Metro quadrado
m³ – Metro cúbico
MF – Microfiltração
mg – Miligrama
min – Minuto
mL – Mililitro
mm – Milímetro
mM – Milimol
mmol – Milimol
mol – Massa molar
Mpa – MegaPascal
MS2 – Bacteriófago MS2
MWCO – Massa molecular de corte
Na₂CO₃ – Carbonato de sódio
Na₂SO₃ – Sulfito de sódio
NaHCO₃ – Bicarbonato de sódio
NaOCl – Hipoclorito de sódio
NaOH – Hidróxido de sódio ou soda cáustica
NB – Nitrogênio em biopolímero
NF – Nanofiltração
NH₃ – Amônia
NH₄ – Amônio
NO₂ – Nitrito
NO₃ - Nitrato
NOVACAP – Companhia Urbanizadora da Nova Capital do Brasil
NT – Nitrogênio total
NTK – Nitrogênio total Kjeldahl.
°C – Graus Celsius

OD – Oxigênio dissolvido,
OP – Orotofosfato
OR – Osmose reversa ou inversa
P – Padrão
P – Permeado
PAC – Cloreto de polialumínio ou policloreto de alumínio
PC – Polarização de concentração
PCMS – Portaria de Consolidação do Ministério da Saúde
pH – Potencial hidrogeniônico
 P_i – Pressão de alimentação
PIT – Medidor de pressão
 P_o – Pressão de saída
PO₄ – Ortofosfato,
Pós UF – Pós-tratamento por ultrafiltração
 P_p – Pressão de permeado
PS-b-PDMAEMA – poli (N,N- metacrilato de dimetilaminoetilo)
PSF – Polissulfona
PT – Fósforo total
PTARH – Programa de pós-graduação em Recursos Hídricos e Tecnologia Ambiental
PTM – Pressão transmembrana
 $PTM_{f\ Limp}$ – PTM no final do ciclo de limpeza física com ar e águas
 PTM_f – PTM no final do ciclo de filtração
 PTM_i – PTM no início do ciclo de filtração
 $PTM_{i\ Limp}$ – PTM no início do ciclo de limpeza física com ar e águas
PVDF – Fluoreto de polivinilideno
Q – Vazão
 Q_{total} – Vazão de permeado
 Q_{FR} – Vazão através da fibra rompida
 Q_p – Vazão do permeado

r – Recuperação do módulo de membrana

r – Raio médio dos poros

R_f – Resistência de incrustação residual após a limpeza

R_m – Resistência da membrana

s – Segundo

SDT – Sólidos dissolvidos totais

SMWW – *Standard methods for the examination of water and wastewater*

SST – Sólidos suspensos totais

ST – Sólidos totais

STD – Sólidos totais dissolvidos

STF – Sólidos totais fixos

STV – Sólidos totais voláteis

T – Temperatura

t_b – Duração da retrolavagem

TIT – Medidor de temperatura

TL – Duração da retrolavagem (tempo de lavagem)

TO – Tempo de operação entre limpezas

U PVC – Cloreto de polivinil não plastificado

UF – Ultrafiltração

UnB – Universidade de Brasília

UT – Unidade de tubidez

V_a – Volume de alimentação afluente ao módulo de membrana

V_d – Volume de drenagem

V_e – Volume de enxague

V_p – Volume do permeado

V_p – Volume permeado produzido pelo módulo de membrana

V_r – Volume utilizado na retrolavagem

WAVE – Software Water Application Value Engine

z – Espessura da membrana

1. INTRODUÇÃO

Em Brasília, o lago Paranoá foi idealizado considerando os diversos usos da água, como complemento paisagístico da cidade, além de um vetor de lazer, recreação, esporte, turismo, geração de energia e diluição de efluentes tratados. O fechamento das comportas da barragem do lago Paranoá se deu em 1959, no entanto, o Plano Diretor de Brasília (realizado por Lucio Costa) não previa o adensamento populacional às margens do lago (NOVACAP, 2010).

As soluções de esgotamento sanitário e tratamento adotados não foram suficientes para suprir as demandas do intenso adensamento populacional da capital do Brasil. Com isso, apesar de uma cidade jovem, Brasília testemunhou sérios problemas de eutrofização do lago Paranoá.

Com isso foi implantado o Programa de Despoluição da Bacia do Lago Paranoá proposto em 1975 que englobou a reforma de estações de tratamento de esgoto (ETE) contemplando, além da remoção de matéria orgânica carbonácea, a remoção de nutrientes (nível terciário de tratamento), implantação de novas ETEs, implantação de rede de esgotamento sanitário e de elevatórias para o atendimento de toda a área da bacia hidrográfica do lago Paranoá. Além de implantação de elevatórias, nas bordas da bacia hidrografia, que transportam os esgotos gerados para outra bacia hidrográfica (Setti *et al.* 2005 e Fonseca, 2001).

O resultado dos esforços do programa foi a reversão do processo de eutrofização do Lago Paranoá cerca de 82% dos esgotos coletados, sendo 100% dos esgotos coletados tratados no Distrito Federal.

Com isso, o lago Paranoá se tornou uma alternativa viável de manancial de água para abastecimento no Distrito Federal (DF), em detrimento a captação no Rio São Bartolomeu inicialmente planejado (Caseb, 2000 e GDF, 2017). Com a captação outorgada de 2.800 L/s pela Agencia Nacional de Águas (ANA, 2009), foi concebida uma ETA com utilização de tratamento convencional. A implantação desta ETA está prevista no Plano Diretor de Saneamento Básico do DF (GDF, 2017).

A partir de 2015 a crise hídrica no DF se agravou e para o enfrentamento desta situação foram construídos dois novos sistemas emergenciais de captação de água no lago Paranoá e em seu afluente (ribeirão Bananal). O sistema de captação de água bruta e tratamento do lago Paranoá, próximo ao braço do Torto, foi implantado em outubro de 2017 dotado de sistema de tratamento por membranas de ultrafiltração com uma vazão de 700 l/s.

Com este novo cenário de utilização do lago Paranoá como manancial de água, é premente a necessidade de estudos para avaliar a qualidade dos efluentes tratados lançados no lago, bem como, alternativas para aumentar a eficiência do tratamento das ETEs Brasília Norte e Brasília Sul (somatório das vazões média de ~ 1.900 l/s), principalmente com relação a matéria orgânica, nutrientes (fósforo e nitrogênio) e patógenos.

O uso de membranas no campo do saneamento vem se desenvolvendo e se popularizando ao longo dos últimos anos resultado da evolução da tecnologia de sua fabricação, e redução dos custos e insumos envolvidos. A acentuação das restrições legais relativas aos padrões de qualidade para consumo humano, de lançamento de efluentes e enquadramento de corpos receptores tais como, PCMS nº 5/2017 (Brasil, 2017), CONAMA nº 357/2005 e nº 430/2011 e a escassez hídrica também tiveram um papel importante para alavancar o uso de membranas.

O objetivo principal do uso das membranas é a melhoria na qualidade final do produto desejado, seja água para consumo humano, efluente tratado para lançamento no corpo receptor ou reúso.

Atualmente a concentração média do efluente final da ETEB Norte alcança valores médios de DQO = 40,9 mg/L, SST = 7,6mg/L, pT = 0,27 mg/L e *E. Coli* = 1,3 E+5 NMP/100mL. A qualidade da água do lago Paranoá atualmente, em termos médios anuais, atende aos padrões estabelecidos pela Resolução CONAMA 357/05 (Brasil, 2005) para classe II nos pontos de monitoramento limnológico com relação aos parâmetros clorofila – a, fósforo total (pT) e oxigênio dissolvido (Caesb, 2015a; Caesb, 2015b; Caesb, 2017, Caesb, 2018 e Caesb, 2019b). No entanto, o monitoramento mensal do lago Paranoá está indicando que a qualidade da água vem apresentando sinais de um novo processo de eutrofização, com concentrações de pT e *Escherichia coli* acima dos limites da resolução (Brasil, 2005) e

apresentado florações de algas em pontos restritos do lago, especificamente no braço do Riacho Fundo, onde estão localizados: a ETEB Sul e as bacias de contribuição do córrego Vicente Pires e Riacho Fundo, bem como no braço do ribeirão Bananal, onde está localizada a ETEB Norte. Ambos os braços do lago Paranoá citados também recebem as contribuições de algumas galerias de águas pluviais de Brasília.

Neste contexto, o presente estudo teve a finalidade de propor a substituição da etapa de polimento final das ETEs Brasília Sul e Norte, que hoje envolve a flotação por ar dissolvido, por um sistema de membranas de ultrafiltração. Tem-se como hipótese, que o uso da ultrafiltração precedida de coagulação, resultará na redução das concentrações finais de matéria orgânica, sólidos suspensos e, principalmente, a redução do fósforo, bem como, a remoção total de bactérias e protozoários, além de uma parcela considerável de vírus.

Além da melhoria da qualidade do efluente final das estações de tratamento de esgotos, com seu impacto positivo na redução dos riscos para a saúde humana e o ecossistema aquático do lago Paranoá, o uso da ultrafiltração em substituição a atual etapa de polimento final poderá proporcionar maior segurança operacional para as ETEs, bem como viabilizar o uso de outras tecnologias complementares visando a remoção de micropoluentes emergentes (como nanofiltração ou osmose reversa).

2. OBJETIVOS

2.1. OBJETIVOS GERAIS

O objetivo geral do presente trabalho é a avaliação, em escala piloto, do processo de ultrafiltração precedido de coagulação, para tratamento do efluente secundário da estação de tratamento de esgotos Brasília Norte (ETEB Norte) em comparação ao sistema de flotação por ar dissolvido.

2.2. OBJETIVOS ESPECÍFICOS

Avaliar os efeitos da alteração da duração do processo de limpeza física (ar e água) na qualidade do efluente final e na evolução de pressão transmembrana do sistema de tratamento por membranas de ultrafiltração;

Avaliar os efeitos da alteração de fluxo do permeado na evolução de pressão transmembrana e na qualidade do efluente final do sistema de tratamento por membranas de ultrafiltração;

Avaliar os efeitos da alteração do tempo de duração da operação entre limpezas na qualidade do efluente final e na evolução de pressão transmembrana;

Avaliação quantitativa da produção de rejeitos/lodo da IP-UF em comparação ao processo de flotação por ar dissolvido da ETEB Norte.

Comparar os resultados de qualidade do efluente final obtidos na ETE Brasília Norte com os resultados obtidos neste trabalho em escala piloto utilizando ultrafiltração e a mesma matriz afluente (efluente da etapa de lodos ativados após a coagulação).

3. FUNDAMENTOS TEÓRICOS E REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

3.1. SISTEMA DE TRATAMENTO POR MEMBRANAS

3.1.1. Breve histórico

O processo de separação por membranas pode ser definido como uma barreira seletiva que separa duas fases ou soluções, conforme o desenho esquemático da Figura 3.1 (Habert *et al.* 2006, Schneider e Tsutiya 2001, Baker *et al.* 1991 e Metcalf & Eddy 2015). Segundo os mesmos autores, para que ocorra o transporte de componentes entre as fases é necessário a introdução de energia externa, tais como pressão (positiva ou negativa), potencial elétrico ou gradiente concentrado.

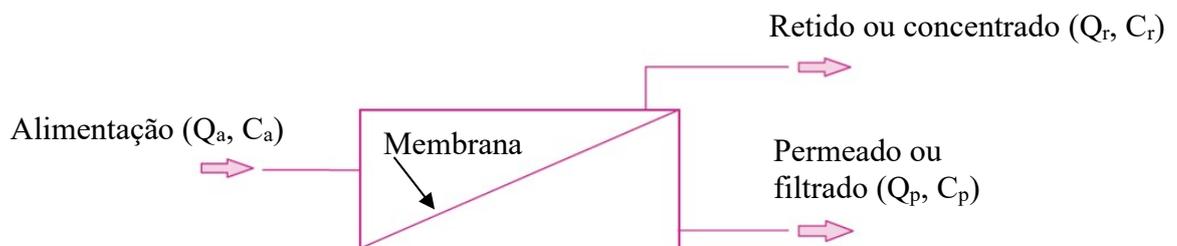


Figura 3.1 - Esquema do processo de separação por membrana e balanço de massa do sistema, onde Q – vazão e C - concentração (adaptado de Judd, 2010 e Stephenson *et al.* 2000)

As membranas possuem duas funções básicas que são o controle da passagem ou a retenção de uma determinada espécie de alta e baixa massa molecular, espécies iônicas, colóides e particulados, dentre eles microrganismos. É importante ressaltar que não ocorrem transformações químicas ou biológicas no processo de separação da membrana.

Existem diversos processos de separação por membranas com funções distintas e empregadas em vários setores, tais como industriais, médicos, farmacêutico e saneamento. Exemplos de processos de separação por membranas classificados por força motriz são (Duranceau e Taylor, 2011, Singh 2014, Metcalf & Eddy 2015 e Uragami, 2017):

- Potencial elétrico: eletrodialise (direta e inversa), eletrosmose;
- Gradiente de temperatura: destilação, termo-osmose;
- Gradiente de concentração: pervaporação, diálise, osmose direta; e

- Gradiente de pressão: separação de gases; microfiltração – MF, ultrafiltração – UF, nanofiltração – NF, osmose reversa ou inversa – OR.

Os estudos do processo de separação por membranas tiveram início em 1748 a partir da descoberta da osmose por Abbe Nollet (Hoek e Tarabata, 2013). Comercialmente a utilização de membranas em larga escala iniciou-se com o incentivo aos estudos de dessalinização de águas utilizando osmose inversa, em 1958, e a melhoria na fabricação da membrana a partir de 1962 (Habert *et al.* 2006, Schneider e Tsutiya, 2001 e Streit, 2011).

O desenvolvimento da tecnologia de materiais e a produção das membranas que propiciam a diminuição da força motriz externa, impulsionaram a utilização desta tecnologia. Outros fatores que ajudaram a difundir o uso de membranas filtrantes foram o aumento da competitividade da tecnologia com relação aos custos de operação e de produção do material (Judd, 2010), além de historicamente os limites legais da qualidade das águas para abastecimento, continuamente, sofrerem alterações mais restritivas, inviabilizando a utilização apenas de tratamentos convencionais.

No campo de tratamento de águas residuárias existem cada vez mais necessidades de melhoria na qualidade do tratamento, principalmente com relação às restrições legais de qualidade do efluente a ser lançado nos corpos receptores, a minimização da contaminação das águas para propiciar seus usos múltiplos, incluído o reuso indireto da água para consumo humano. Como exemplo desta realidade pode-se citar o lago Paranoá em Brasília, que em outubro de 2017, passou a ser, além de corpo receptor de duas estações de tratamento de esgotos de grande porte, um dos mananciais de água para consumo humano do Distrito Federal, utilizando a tecnologia de tratamento por membranas de ultrafiltração.

Nos esgotos existem contaminantes importantes à serem removidos, de modo a minimizar os riscos à saúde humana e ao ambiente aquático. Estes contaminantes são os particulados e dissolvidos (sólidos), e principalmente os poluentes orgânicos, inorgânicos e os microrganismos patogênicos (bactérias, protozoários, vírus, etc).

3.1.2. Materiais, Características e Classificação das Membranas

3.1.2.1. Materiais

São diversos os materiais utilizados para a fabricação de membranas filtrantes, destacam-se os orgânicos, como os polímeros (Tabela 3.1), e os inorgânicos, como cerâmicos (óxido de zircônio, alumínio ou titânio), carbetos de silício, titânio, aço inox, vidro (Hoek e Tarabata, 2013). No entanto, cerca de 95% dos fabricantes de membrana utilizam os materiais poliméricos, por apresentarem menor custo e propiciar maior diversidade de morfologia na fabricação das membranas. Neste espectro de utilização de materiais poliméricos destacam-se as Poliamida, Polietersulfona e o Fluoreto de Polivinilideno (Habert *et al.* 2006, Schneider e Tsutiya, 2001 e Farrugia, 2013).

Tabela 3.1- Principais variedades de membranas poliméricas e hidrofilicidade (Adaptado de Howell, 1990; Idris *et al.*, 2011 e Hoek e Tarabata, 2013)

Hidrofóbicas	Hidrofilicas
Polisulfona	Poli (álcool vinílico)
<u>Polietersulfona</u>	Poli (cloreto de vinil)
<u>Fluoreto de polivinilideno</u>	<u>Poliamida</u>
Policarbonato	Poli (ácido acrílico)
Polipropileno	Poli (óxido de etileno)
Poli (metacrilato de metila)	Poliacrilonitrilo
Poly tetrafluoroetileno	Poly (vinil acetato)
Polietileno	Poli (vinil butiral)
Silicone	Poli (p-hidroxiestireno)
Óxido de polifenileno	Poliiolefinas hidrofilica
Sulfeto de polifenileno	Acetato de celulose
Poliestireno	Butirato de acetato de celulose
	Propionato de acetato de celulose
	Nitrato de celulose
	Propionato de celulose
	Etilcelulose
	Carboximetilcelulose

Como já apresentado, as membranas orgânicas são as mais utilizadas atualmente, no entanto, as membranas inorgânicas começam a disputar o mercado de tratamento de água e efluentes acompanhando o desenvolvimento dos materiais e seus processos produtivos, tornando o produto mais competitivo economicamente. Algumas características das membranas inorgânicas se destacam favorecendo a competitividade frente as orgânicas: excelente capacidade térmica, estabilidade química, maior facilidade de limpeza, menos

propensão a incrustação, comporta maior fluxo de permeado (maior rigidez) e maior durabilidade (Singh, 2014).

Neste trabalho serão abordados os processos de membrana orgânicas poliméricas utilizando pressão como energia externa, que são os mais difundidos no setor de saneamento (MF, UF, NF e OR).

3.1.2.2. Hidrofobicidade

Hidrofobicidade de uma membrana é a relação de afinidade com a água que uma membrana possui, e esta característica é importante para a eficiência da filtração. Normalmente, a hidrofobicidade relativa de uma membrana é determinada pelo ângulo de contato entre a gota de água e a superfície da membrana. Quanto mais hidrofóbica é uma membrana menor a afinidade com a água ela possui e maior afinidade com materiais hidrofóbicos (substâncias orgânicas e óleos), com isso propiciando as incrustações. Então, as membranas hidrofílicas são mais indicadas para o tratamento de água e esgoto.

A hidrofobicidade (ângulo de contato) de uma membrana é fortemente influenciada pela composição química do polímero utilizado na confecção da membrana. No entanto, segundo Yoon (2015), muitos outros fatores influenciam no ângulo de contato da membrana, tais como propriedade dos aditivos utilizados, método e condições de fabricação, morfologias da superfície (rugosidade superficial, tamanho e distribuição dos poros), etc. Além disto, segundo o mesmo autor, o ângulo de contato varia ao longo do tempo devido às limpezas químicas oxidantes periódicas das membranas.

Segundo Singh (2014) as membranas poliméricas hidrofílicas são menos suscetíveis a incrustações do que membranas poliméricas hidrofóbicas, pois é observada uma redução significativa do fluxo de permeado em membranas hidrofóbicas. Por outro lado, ainda segundo o autor, existe uma restrição da estabilidade química e térmica em membranas poliméricas hidrofílicas. A solução utilizada é a membrana polimérica híbrida, que utiliza materiais hidrofóbicos para dar estabilidade química e térmica e materiais hidrofílicos para propiciar a condição hidrofílica para a membrana.

3.1.2.3. Estrutura das membranas

Com relação a estrutura, as membranas podem ser classificadas como simétrica (isotrópica) e assimétrica (anisotrópica) (Gordano e Buonomenna, 2011). Esta classificação está relacionada às características morfológicas ao longo da espessura da camada.

Inicialmente foi desenvolvida a tecnologia de produção de membranas simétrica, cujas características eram poros regulares e grande espessura (Habert *et al.* 2006 e Judd, 2010), que acarretava em grande necessidade de energia externa para propiciar a passagem da água. Uma nova geração de membranas foi desenvolvida, com características assimétricas, e espessura entre 0,1 e 0,5 μm (Habert *et al.* 2006 e Schneider e Tsutiya, 2001), também conhecida como “pele”. Esta pele necessita de uma camada suporte bem mais porosa para dar estabilidade mecânica a membrana.

A Figura 3.2 apresenta uma fotomicrografia eletrônica de uma membrana de ultrafiltração, com características assimétricas, mostrando a pele (camada superficial) e a camada suporte.

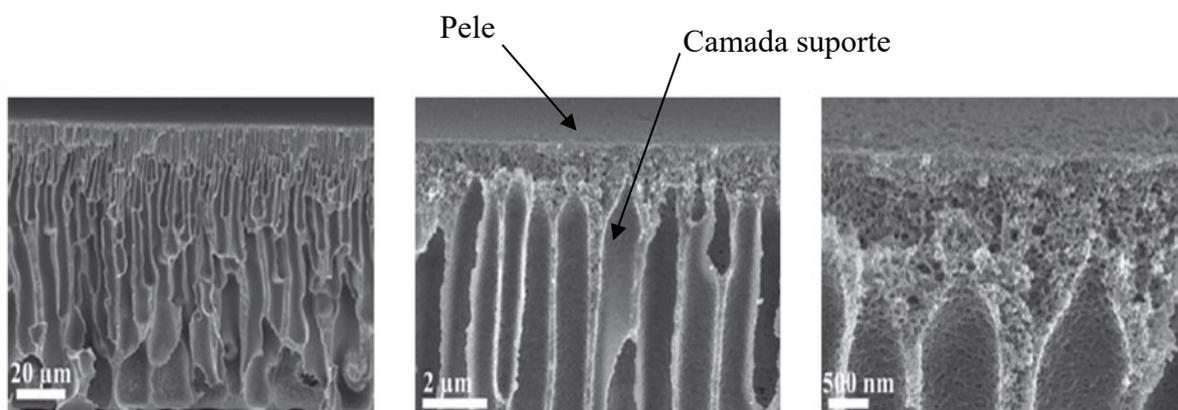


Figura 3.2: Fotomicrografia eletrônica da seção transversal uma membrana de ultrafiltração assimétrica de dibloco copolímero de poliestireno - poli (N,N- metacrilato de dimetilaminoetilo) (PS-b-PDMAEMA) (adaptado de Uragami, 2017).

Com relação à densidade, as membranas podem ser densas (semipermeáveis) ou porosas. No caso das membranas assimétricas a parcela densa é subdividida em densa integral, quando as duas regiões de diferentes porosidades são compostas pelo mesmo material, e a densa composta, quando as regiões são de materiais diferentes, conforme Figura 3.3 (Habert *et al.* 2006 e Gordano e Buonomenna, 2011).

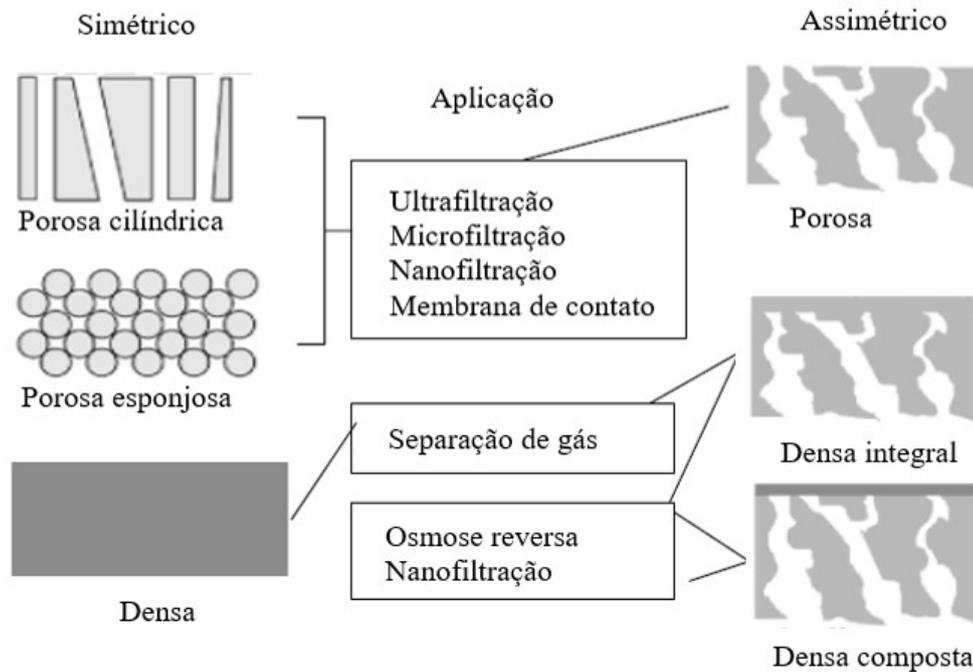


Figura 3.3: Morfologia de membranas sintéticas isotrópicas (adaptado de Habert *et al.* 2006 e Gordano e Buonomenna, 2011).

3.1.2.4. Sentidos do fluxo de alimentação das membranas

O fluxo de água através da membrana define a produtividade do sistema de filtração, este fluxo está relacionado com características físicas do sistema e condições operacionais. Existem duas formas em que o fluxo do afluente incide sobre a membrana, conforme Figura 3.4. Fluxo frontal ou perpendicular (*dead end*) e fluxo tangencial ou cruzado (*cross flow*), sendo este último mais vantajoso pois possui a tendência de carrear as deposições (torta do filtro) minimizando o *fouling*.

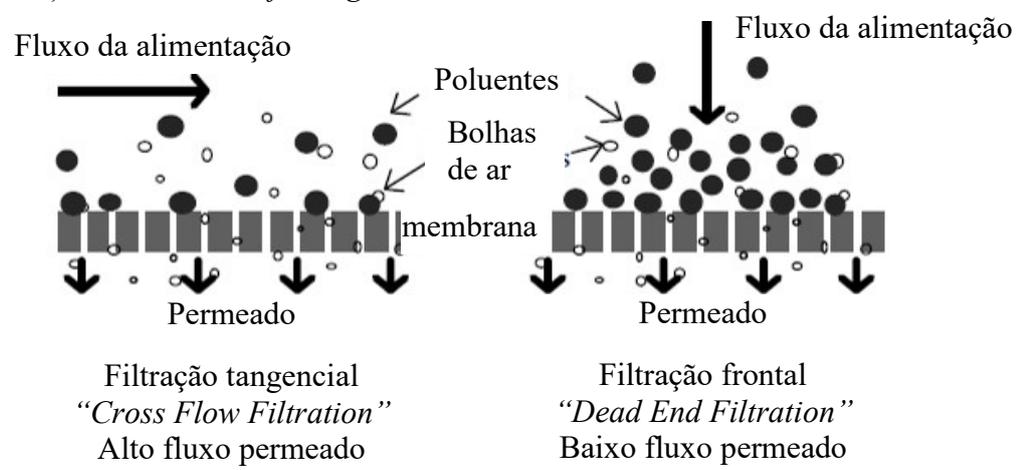


Figura 3.4: Modos de filtração por membranas (Vigneswaran *et al.*, 2011)

3.1.2.5. Módulos de membranas

Segundo Hoek *et al.* (2013) o grande avanço no processo de membranas foi a criação de módulos de filtração, que tem como objetivo possibilitar a obtenção de uma grande área de filtração de membranas em um volume relativamente pequeno, com isso pode-se reduzir o custo do tratamento. Segundo Hoek *et al.* (2013) e Hai *et al.* (2013) existem quatro configurações básicas de módulos de membranas para ultrafiltração: tubular, fibra oca, placas ou molduras e placas em espiral. Suas características gerais estão descritas na Tabela 3.2.

Tabela 3.2 – Características gerais das quatro configurações básicas de módulos de membranas aplicadas à ultrafiltração (Adaptado de Hoek e Tarabata, 2013 [1] e Hai *et al.*, 2013 [2])

Parâmetro	Tubular	Fibra Oca	Placa / Molduras	Espiral [1]
Fluxo operacional [2]	Alto	Alto	Moderado/alto	*
Custo / área	Alto [1 e 2]	Baixo [1] Moderado [2]	Alto [1] e moderado/alto [2]	Baixo
Custo de reposição [1]	Alto	Moderado	Baixo	Moderado/baixo
Densidade de empacotamento	Ruim [1 e 2]	Excelente [2] Moderado [2]	Bom/moderado [1] Moderado [2]	Bom
Volume ocupado [1]	Alto	Baixo	Médio	Médio
Resistência à incrustação (<i>fouling</i>)	Excelente	Ruim[1] Bom [2]	Bom [1 e 2]	Bom
Eficiência de limpeza	Excelente [1] Bom[2]	Bom [1 e 2]	Bom/ruim [1] Pobre [2]	Bom/pobre
Consumo de Energia [2]	Alto	Moderado	Moderado/alto	*

Legenda: * Não informado.

A Tabela 3.2 revela que existem algumas diferenças de opinião entre os autores sobre as características das quatro configurações básicas de módulos de membranas de ultrafiltração apresentadas, provavelmente devido às diferentes condições operacionais utilizadas.

3.1.2.6. Características das membranas

A Tabela 3.3 traz uma síntese das principais características de membranas de acordo com diversos autores, relacionados à: mecanismo de separação, intensidade da força motriz

envolvida no tratamento, tamanho dos poros, bem como, a massa molar de corte e a recuperação (rendimento) da membrana.

O peneiramento (exclusão por tamanho), repulsão de cargas (exclusão) e difusão são os mecanismos que ocorrem na separação de substâncias por membranas. Nas membranas de MF e UF o principal mecanismo presente de separação é o peneiramento, ou seja, as impurezas são retidas por ter tamanho maior que os dos poros da membrana. Por outro lado, nas membranas de OR ou NF existe um conjunto de mecanismos, tanto o peneiramento como a difusão, mediante os quais, ocorre a remoção dos íons ou espécies iônicas. As membranas poliméricas possuem geralmente cargas negativas, favorecendo a repulsão de cargas dos contaminantes presentes na água e esgotos que também são negativos (Singh, 2014).

Tabela 3.3 – Principais características das membranas utilizadas em tratamento de esgotos

Membrana	Mecanismos	Força motriz (bar)	Tamanho dos poros (μm)	Massa molecular de corte (g/mol)	Recuperação (%)
Microfiltração (MF)	Peneiramento (exclusão por tamanho)	0,5 – 2 [1] 2 – 6,4 [3] 0,1 – 3 [4] 0,5 – 2 [5] 1,1 – 3 [8]	0,1 – 0,2 [1] 0,1 – 10 [3] 0,1 – 1 [5] 0,5 – 5 [7] 0,1 – 1 [8]	>500 [8]	90 - 99,99
Ultrafiltração (UF)	Peneiramento (exclusão por tamanho)	1 – 7,1 [1] 0,6 – 47 [3] 0,5 – 10 [4] 1 – 5 [5] 1,5 – 5 [8]	0,01 [1, 3] 0,001 – 0,1 [5] 0,005 – 0,1 [7] 0,001 – 0,2 [8]	1 – 100 [1] 20 – 200 [4] > 1 [5] 10 – 500 [7] >200 [8]	80 - 98
Nanofiltração (NF)	Peneiramento, difusão e exclusão	5,1 – 25,3 [1] 14,9 – 46,8 [3] 2 – 40 [4] 3 – 15 [5] 5 – 15 [8]	0,001 [1, 3, 5] 0,001 – 0,01 [7] 0,0005 – 0,005 [8]	0,2 – 1 [1,5] 0,2 – 20 [4 e 7] 2 - 50 [8]	50 - 95
Osmose Reversa (OR)	Peneiramento, difusão e exclusão	15,2 – 81,1 [1] 25 – 75 [3] 5 – 70 [4] 10 – 60 [5] 5 – 15 [8]	<0,0005 [1] <0,001 [3, 5] 0,0003 – 0,001 [7] 0,0001 – 0,001 [8]	< 0,2 kDa [1]	30 - 90

Legenda: [1] Shineider e Tsutiya (2001), [2] Walker (2016), [3] Stefhensom *et al.* (2010) *apud* Vigneswaran *et al.*, (2011), [4] Pinnekamp e Friedrich (2006), [5] Cardew e Le (1998), [6] Habert *et al.* 2006, [7] Van Rijn (2004) e [8] Uragami (2017).

Pode-se observar na Tabela 3.3 que os autores não são unânimes com relação aos valores absolutos indicados, no entanto, estão concordantes com relação a ordem de grandeza

destes valores. Uma das hipóteses consideradas para estas variações é a diferença de marcas e modelos das membranas utilizados quando da obtenção dos resultados, que possivelmente levam a resultados diferentes, mas próximos.

Na Figura 3.5 são apresentados os principais materiais retidos pelos diferentes tipos de membranas de filtração e a indicação da energia necessária para o processo.

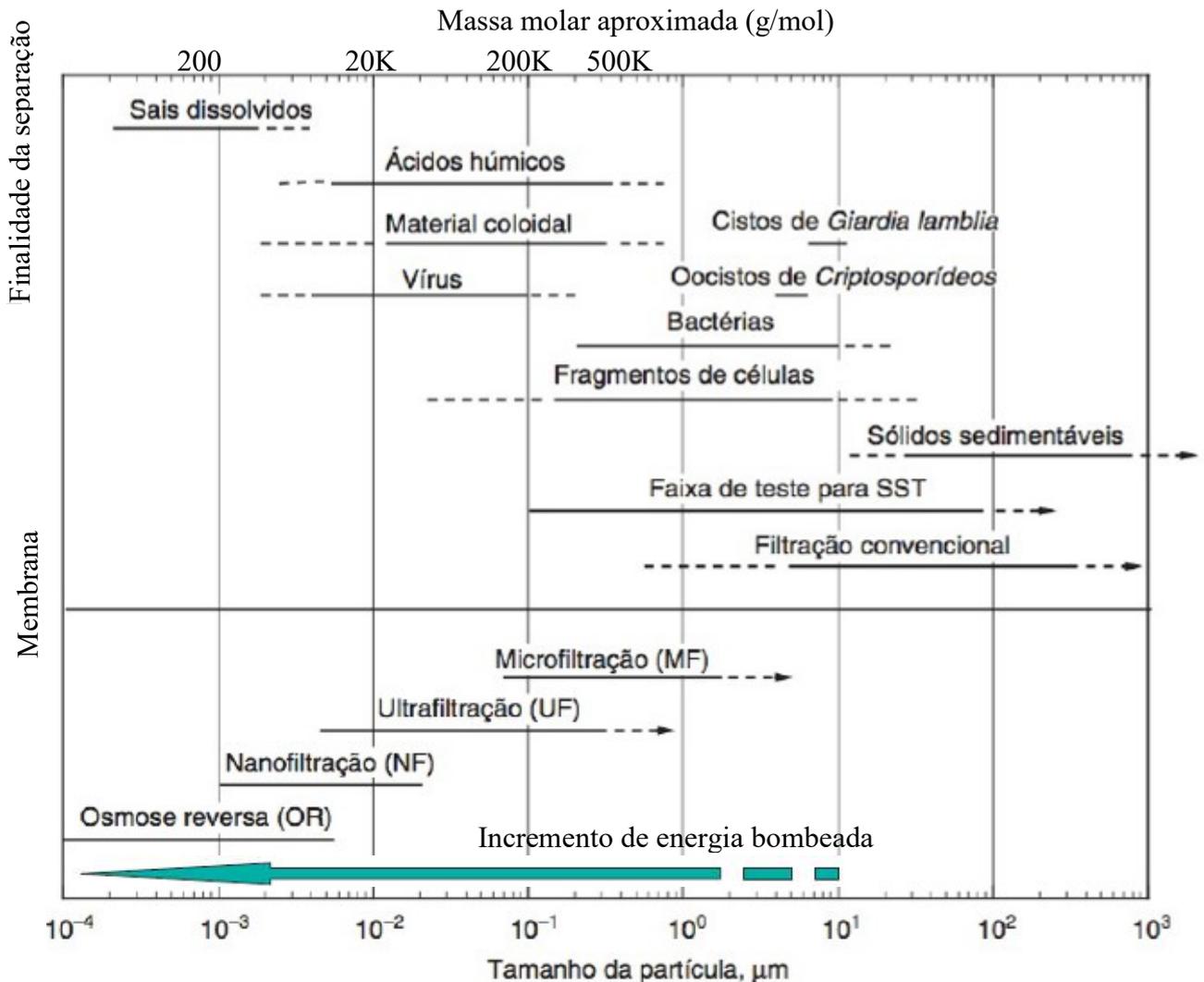


Figura 3.5 - Processo de separação por membranas: massa molar, tipo de material retido e indicação de energia (adaptado de Judd, 2010 e Metcalf & Eddy, 2015)

3.1.3. Conceitos e fatores relevantes para operação de membranas

O diâmetro médio dos poros, a porosidade da membrana, o fator de tortuosidade do poro, a viscosidade absoluta da água (relacionado com a temperatura), a espessura da membrana e a pressão transmembrana, além da repulsão eletrostática da membrana, representam as

características físicas que influenciam no fluxo de água através da membrana. Estas variáveis fazem parte da equação de fluxo através da membrana (J) conforme apresentam Chellam e Zander (2005) na Equação 3.1 e Equação 3.2, usando uma modificação da lei de Darcy.

$$J = \frac{Q_{\text{total}}}{A} = \frac{\Delta P}{\mu R_m} \quad \text{Equação 3.1}$$

Onde:

J = fluxo de permeado da membrana [$L^3 L^{-2} T^{-1}$];

Q_{total} = vazão de permeado [$L^3 T^{-1}$];

A = área da membrana [L^2];

ΔP ou PTM = pressão transmembrana [$F L^{-2}$];

μ = viscosidade absoluta da água [$F.T L^{-2}$];

R_m = resistência da membrana [L^{-1}].

A resistência da membrana (R_m) corresponde a resistência ao transporte de água pura através de membranas limpas. A Equação 3.2 demonstra que a resistência da membrana é diretamente proporcional a tortuosidade e o tamanho (espessura da membrana) dos poros e inversamente proporcional a densidade e ao diâmetro dos poros (representado pelo raio - r). De acordo com a Equação 3.2, o fator mais importante que afeta a resistência da membrana é o diâmetro dos poros, visto que o raio é elevado a uma potência de 4. Portanto, pequenos aumentos no diâmetro dos poros podem resultar em grandes aumentos no fluxo de água para uma pressão transmembrana constante.

$$R_m = \frac{8\tau\Delta z}{\pi r^4 \rho_{\text{pore}}} \quad \text{Equação 3.2}$$

Onde:

τ – tortuosidade do poro;

Δz – espessura da membrana [L];

r – raio médio dos poros [L];

ρ_{pore} – densidade de poros por unidade de área [L^{-2}].

A pressão transmembrana ou PTM, que é o gradiente de pressão utilizado como força motriz para o transporte de água através da membrana, pode ser calculada em membranas de MF e UF como uma função da pressão de alimentação (P_i), pressão de saída (P_o) e pressão de permeado (P_p), conforme Equação 3.3 e Equação 3.4.

$$\text{Para fluxo tangencial,} \quad \Delta P = \frac{P_i + P_o}{2} - P_p \quad \text{Equação 3.3}$$

$$\text{Para fluxo frontal,} \quad \Delta P = P_i - P_p \quad \text{Equação 3.4}$$

Conforme Chellam e Zander (2005), a comparação de fluxos específicos das membranas é um bom método para avaliar o transporte de água em diferentes tipos de membranas. O fluxo específico de uma membrana é definido pela razão entre o fluxo volumétrico (J) e a pressão transmembrana (ΔP ou PTM). Assim, o fluxo específico normaliza a resposta do fluxo do permeado para a força motriz (pressão), permitindo assim uma melhor comparação de várias membranas.

O rendimento ou recuperação de uma membrana é definido pelo quociente entre o volume permeado e o volume de alimentação em um determinado período de operação do sistema de membrana (Metcalf & Eddy, 2015) - Equação 3.5.

$$r = V_p / V_a * 100 \quad \text{Equação 3.5}$$

Onde:

r = recuperação do módulo de membrana (%);

V_p = volume permeado produzido pelo módulo de membrana [L^3];

V_a = volume de alimentação afluyente ao módulo de membrana [L^3].

Para o fluxo frontal de incidência do afluyente sobre a membrana, o volume que entra no sistema (V_a) é o volume tratado pela membrana (V_p), então, pode-se adotar $V_p = V_a$. Por outro lado, parte do volume tratado retorna ao sistema para ser utilizado nos processos de limpeza por retrolavagem. O volume efetivamente produzido pelo sistema ou recuperação é o quociente entre volume permeado descontado o volume de utilizado na retrolavagem sobre o volume permeado para um dado período de tempo, no caso em questão, o tempo total do experimento. Então, considerando a Equação 3.5, temos:

$$r = V_p - V_r / V_p * 100 \quad \text{Equação 3.6}$$

Onde:

V_r = volume utilizado na retrolavagem [L^3]

- Normalização dos dados

O processo de separação por membranas é fortemente influenciado pela variação das condições ambientais locais como a temperatura, a qualidade do afluyente a ser tratado,

além da pressão de operação do sistema. Para que os resultados possam ser avaliados sob uma mesma condição operacional e ambiental, a normalização dos dados é fundamental. Esse procedimento permite a identificação com antecedência de potenciais problemas, pois se torna possível a comparação do desempenho real com um desempenho de referência.

Foi convencionado que a temperatura de referência para os processos de MF e UF é de 20 °C (Chellam e Zander, 2005). A Equação 3.7 é utilizada para se obter o fluxo da MF e UF normalizado a 20 °C a partir do fluxo real, da viscosidade absoluta da água nas temperaturas de referência e de operação.

$$J_{(20^{\circ}\text{C})} = J_{(T)} \cdot \mu_{(T)} / \mu_{(20^{\circ}\text{C})} \quad \text{Equação 3.7}$$

Onde:

$J_{(20^{\circ}\text{C})}$ = Fluxo de permeado normalizado a 20 °C [$L^3 L^{-2} \cdot T$];

$\mu_{(20^{\circ}\text{C})}$ = Viscosidade absoluta da água a 20 °C [$F \cdot T L^{-2}$];

$J_{(T)}$ = Fluxo de permeado à temperatura de permeação [$L^3 L^{-2} \cdot T$];

$\mu_{(T)}$ = Viscosidade da água à temperatura de permeação [$F \cdot T L^{-2}$].

T = Temperatura

Diversos autores propuseram equações e tabelas definindo a viscosidade da água em função da temperatura. Neste trabalho, será utilizada a Equação 3.8 sugerida pela AWWA (2011), considerando temperaturas entre 0 a 35° e pressão atmosférica

$$\mu_{(T)} = 1,777 - 0,052 T + 6,25 \times 10^{-4} T^2 \quad \text{Equação 3.8}$$

3.1.4. Polarização de concentração, incrustações (*fouling*) e limpeza das membranas

3.1.4.1. Polarização de Concentração

De acordo com Stephenson *et al.* (2000) e Judd (2011), a polarização de concentração (PC) é a tendência do soluto se acumular na proximidade da membrana formando uma camada limite de concentração maior que a concentração de alimentação ou filme líquido (estagnado). Segundo Schneider e Tsutiya (2001) PC é um dos principais fatores de redução de fluxo através de membranas.

Segundo Stephenson *et al.* (2000) a velocidade do líquido na superfície da membrana deve ser igual a zero, ou seja, dentro da camada limite de concentração contém líquido estagnado. Isto significa que a única forma de transporte dentro da camada é a difusão (retorno) com direção contrária a alimentação, forçando o soluto a retornar para a solução (Judd, 2011), trabalhando contra a pressão transmembrana aplicada no sistema que proporciona o fluxo convectivo em direção a membrana. Esta situação de fluxo está apresentada na Figura 3.6.

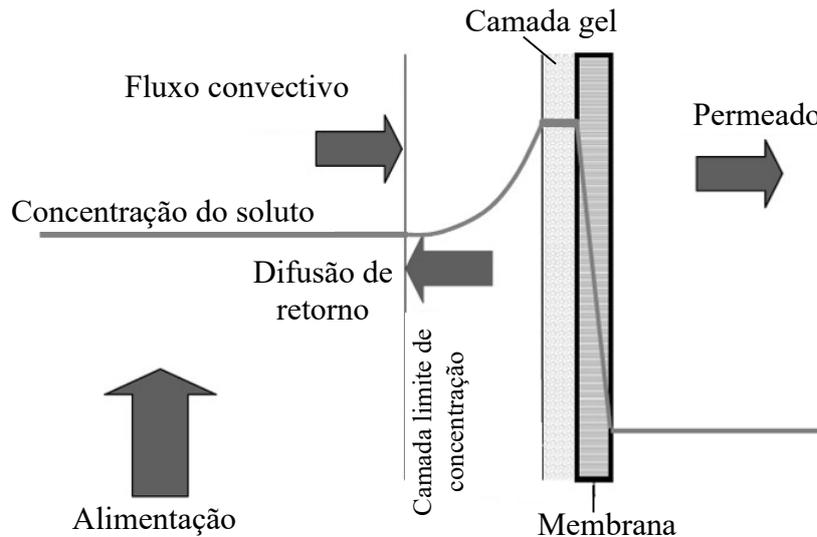


Figura 3.6 - Representação esquemática da polarização da concentração coma formação da camada gel (adaptado de Judd, 2010)

A PC propicia o aumento da concentração de material coloidal ou suspenso na superfície da membrana, gerando a precipitação de solutos pouco solúveis na membrana (Stephenson *et al.*, 2000), iniciando o *fouling* (formação de torta, camada gel, sais precipitados e *biofouling*) segundo Schneider *et al.* (2001). Esta precipitação proporciona a formação de uma camada gel (ou membrana dinâmica), que pode ter seletividade e permeabilidade menor do que a própria membrana (Stephenson *et al.*, 2000).

3.1.4.2. *Fouling e biofouling*

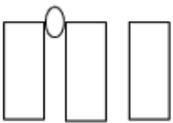
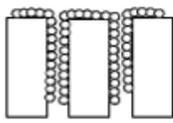
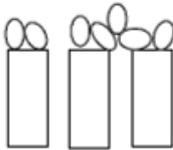
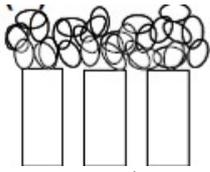
O processo de obstrução dos poros da membrana é conhecido como “*fouling*”, causado por adsorção ou deposição de material suspenso nos poros das membranas ou em sua superfície. Segundo Chellam e Zander (2005), este processo traz como consequência o aumento da resistência hidráulica a filtração, representado diretamente no declínio do fluxo permeado (sistema operando com pressão constante) ou necessidade de aumento da força

motriz (sistema operando com fluxo constante), principalmente em membranas para remoção de material particulado (MF e UF).

Já para membranas de separação moleculares ou iônicas (NF e OR) o mecanismo predominante de aumento de resistência ao permeado é a rejeição de soluto por resistência osmótica e compactação da membrana devido à alta pressão.

Os mecanismos de obstrução das membranas (Tabela 3.4) são definidos por Chellam e Zander (2005), Le-Clech *et al.* (2006) e Judd *et al.* (2010) como: i) internos aos poros da membrana: bloqueio dos poros e adsorção de materiais nos poros e ii) externo à membrana: formação de bolo (torta) na superfície.

Tabela 3.4 – Mecanismos do *fouling* (Chellam e Zander, 2005, Le-Clech *et al.* 2006 e Judd *et al.* 2010)

Obstruções	Representação do mecanismo	Descrição do mecanismo
Internas		Bloqueio dos poros -partículas são aproximadamente iguais ao diâmetro dos poros, o que gera a obstrução total destes poros. Ocorre a diminuição do fluxo de permeado devido à redução do número total de poros disponíveis para filtração
		Adsorção de materiais nos poros – acarreta o declínio do fluxo de permeado devido a diminuição do diâmetro dos poros da membrana, pois ocorre a deposição de partículas no interior destes poros. As partículas menores que o diâmetro dos poros, aderem-se as paredes internas dos poros das membranas.
Externas	 Parcial	Formação da torta na superfície da membrana - depende da presença de partículas maiores que os poros das membranas no líquido tratado. Estas partículas ficam retidas na superfície da membrana formando a torta (lodo) e gerando uma resistência adicional ao fluxo
	 Total	

Singh (2014) afirma que microrganismos como bactérias, algas, fungos, vírus e organismos superiores podem ser considerados como matéria coloidal propícia a ser retida em

membranas com menor tamanho de poros, fazendo parte da torta e contribuindo para o *biofouling*.

De acordo com Chellam e Zander (2005) e Singh (2014) o processo de formação de *biofouling* é um processo geralmente lento que ocorre em duas etapas: i) acúmulo de microrganismos na superfície da membrana (formação da torta) e ii) formação de biofilme através da multiplicação celular.

Chellam e Zander (2005) e Singh (2014) descrevem que a primeira etapa de formação do *biofouling* é uma função de vários fatores: (a) microrganismos presentes; (b) propriedades superficiais da membrana como carga, hidrofobicidade e rugosidade; (c) propriedades do líquido de alimentação; (d) fase de crescimento das bactérias, e; (e) tipo de operação do sistema (tangencial ou frontal).

O biofilme pode ser considerado como uma densa “camada gel”, que favorece o acúmulo de minerais dissolvidos presentes no fluido e tendem a aumentar a polarização de concentração (Singh, 2014). Ainda segundo o mesmo autor, o biofilme é composto por água, matéria orgânica (nutrientes para o crescimento e reprodução microbiana), células formadoras de colônias, carboidratos, proteínas e baixo teor de matéria inorgânica.

A dosagem de auxiliares de floculação (polímeros catiônicos) no processo de pré-tratamento do sistema de membranas é uma das causas comuns para o aumento da incrustação biológica indicada por Singh (2014), pois favorecem a atração dos microrganismos com cargas levemente negativas e a formação de um habitat adequado para crescimento microbiano. O mesmo autor afirma também que inativar as bactérias não apresenta um resultado positivo, pois as células não viáveis aderem a membrana e/ou à camada gel tão rapidamente quanto as vivas, sendo mais importante a remoção das células pelo processo de limpeza.

De acordo com Singh (2014), os efeitos do *biofouling* no processo de tratamento por membrana são: (a) aumento da frequência de limpeza e custos de manutenção; (b) deterioração perceptível da qualidade do permeado; (c) vida útil reduzida da membrana; d) perdas de fluxo devido à constrição do canal de fluxo, aumento da rugosidade superficial e aumento do arrasto devido às suas propriedades viscoelásticas.

Com o objetivo de minimizar o processo de obstrução dos poros da membrana (*fouling* e *biofouling*) é fundamental a realização periódica de limpezas físicas e químicas adequadas durante o processo de operação do sistema de membranas.

3.1.4.3. Limpeza

As limpezas físicas hidráulicas geralmente utilizam a metodologia de retrolavagem (mais utilizado, para MF e UF, com o próprio permeado), retrolavagem intermitente (pressurização e despressurização) e alternando a direção do fluxo de limpeza (Mulder, 1992). A limpeza física é utilizada para a remoção do *fouling* reversível, conforme apresenta a Figura 3.7 (Mohanty e Purkait, 2012).

Durante o período de filtração em MF e UF, mesmo fazendo uso de retrolavagens periódicas e frequentes, o decaimento da produtividade (diminuição de fluxo ou aumento de PTM) da membrana vai progredindo até atingir um valor limite definido em projeto, sendo necessário e inevitável a parada para a limpeza química (Metcalf & Eddy, 2015, entre outros). Nas membranas de NF e OR somente é utilizada a limpeza química para restauração das condições iniciais da membrana.

A forma mais eficiente e importante de manter a permeabilidade da membrana de forma mais duradoura com a remoção do *fouling* irreversível é a limpeza química (Mulder, 1992). De acordo com Mohanty e Purkait (2012) os mecanismos de remoção do *fouling* durante a limpeza química são complexos e se dão de três formas: i) os contaminantes podem ser removidos diretamente, ii) a morfologia dos contaminantes pode ser alterada, e iii) a característica química da superfície da camada de incrustação pode ser alterada.

Em casos de sistemas de fluxo constante, o efeito do *fouling* pode ser observado na evolução da pressão transmembrana, conforme apresentado por Hoek e Tarabara (2013) na Figura 3.7. De acordo com a Figura 3.7 observa-se que as limpezas químicas são mais eficientes na remoção da incrustação quando comparado com as limpezas físicas.

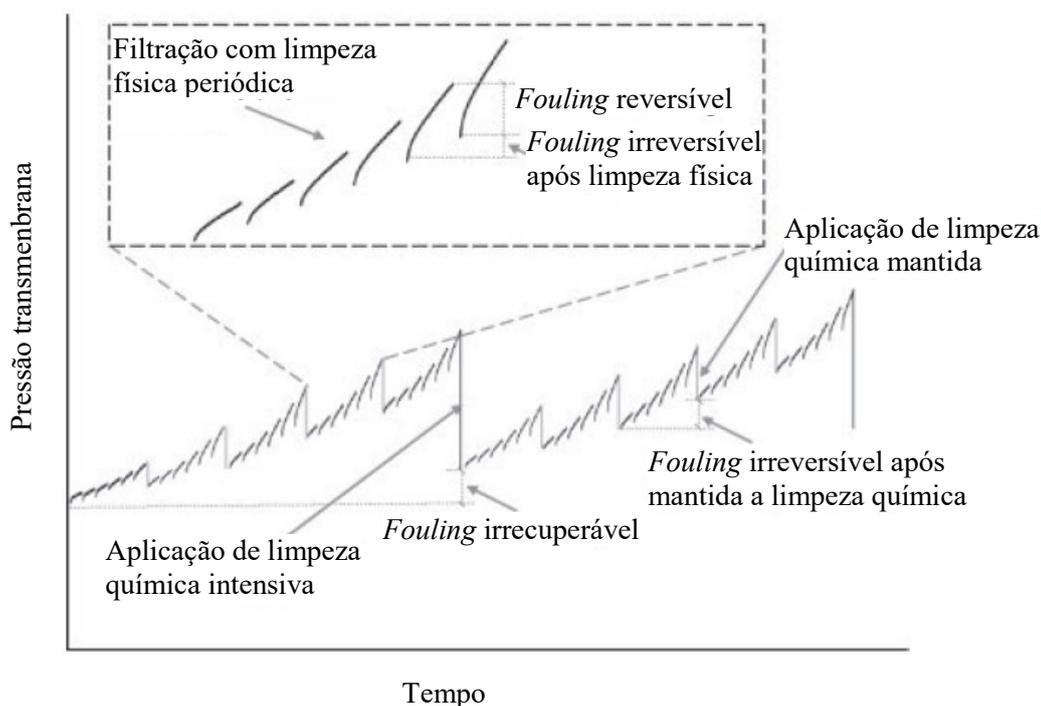


Figura 3.7 –Esquema de diferentes classificações de incrustações (*fouling*) durante a filtração com fluxo constante em BRMs em escala real (adaptado de Hoek e Tarabara 2013)

Mesmo realizando as limpezas físicas e químicas periódicas, a recuperação da permeabilidade da membrana não é mais sustentável, sendo necessária uma limpeza química intensiva (ou de recuperação) geralmente realizada poucas vezes ao ano (Hoek e Tarabara, 2013). Segundo os autores, esta limpeza é realizada com uma concentração mais elevada de produto químico e um tempo de imersão maior, variando entre 3 a 18 horas, dependendo do grau de incrustação observado.

Após a limpeza intensiva ainda pode-se observar uma incrustação na membrana que é chamado de *fouling* irrecuperável, com a evolução desta obstrução é necessária a substituição da membrana.

Na Figura 3.8, adaptada de Pinnekamp e Friedrich (2006), é apresentado a redução do fluxo do permeado devido ao *fouling*, em um sistema de MF e UF com pressão transmembrana constante, bem como, apresenta o efeito da limpeza neste sistema.

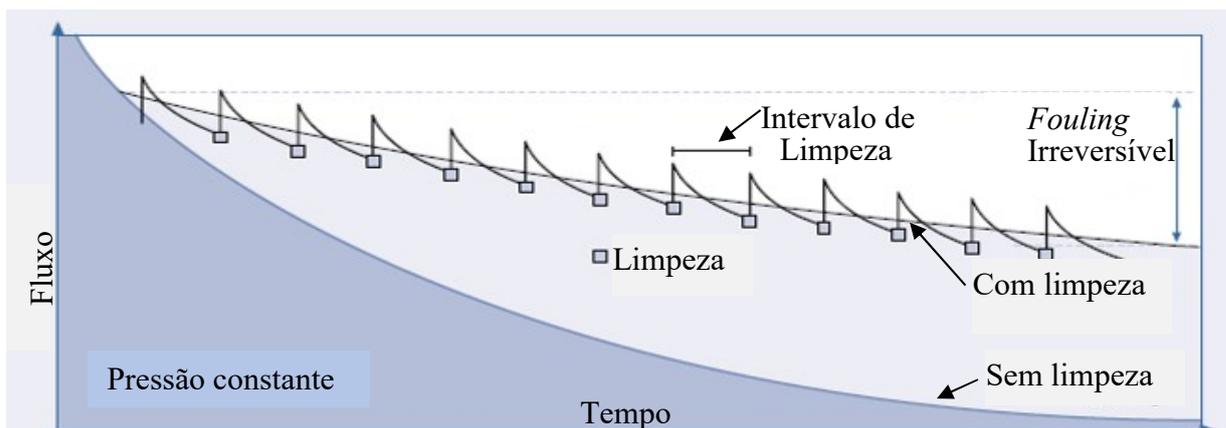


Figura 3.8 – Esquema do efeito da limpeza em membranas de MF e UF, no fluxo do permeado em membranas operando com pressão constante (adaptado de Pinnekamp e Friedrich, 2006)

São diversos os produtos utilizados para a limpeza química (Tabela 3.5), estes produtos podem ser utilizados separadamente ou em conjunto. A escolha do produto químico para realização da limpeza está relacionada com o tipo de contaminante presente no líquido a ser tratado (Chen *et al.* 2004 *apud* Simões, 2016)

Tabela 3.5 – Principais produtos químicos utilizados nas limpezas de membranas, suas concentrações e ações de limpezas (adaptado de: Chen *et al.* 2004 *apud* Simões, 2016).

Produto químico	Fórmula química	Concentração (%)	Ação de limpeza
Ácido	HCl (Clorídrico)	0,1 – 0,2	Dissolver precipitações de sais inorgânicos (Carbonato de cálcio, óxidos de Metais, Sulfatos de cálcio e bário)
	HNO ₃ (Nítrico)	0,3 – 0,5	
	H ₃ PO ₄ (Fosfórico)	0,3 – 0,5	
	C ₆ H ₈ O ₇ (Cítrico)	1,0 – 2,0	
Carbonato	Na ₂ CO ₃ (Carbonato de sódio)	0,5 – 1,0	Estabilizar o pH da solução de limpeza
	NaHCO ₃ (Bicarbonato de sódio)		
Desinfetante	H ₂ O ₂ (Peróxido de hidrogênio)	0,1	Inativação de microrganismos, remover matéria orgânica natural e polímeros sintéticos
	NaOCl (Hipoclorito de sódio)	0,002 – 0,02	
	Na ₂ SO ₃ (Sulfito de sódio)	0,25	
Enzima	Lipase	-	Quebrar compostos orgânicos de elevado peso molecular
	Protease		
Hidróxido	NaOH (Soda cáustica)	0,5 – 1,0	Remover incrustações orgânicas (Sílica, Coloides, Matéria orgânica natural e Biofilmes)
	KOH (Hidróxido de potássio)		
Polifosfato	Fosfato polimérico	-	Dispersante; solubilização de carbonatos; conectar-se a íons de sais; regular pH; emulsão de gorduras
Surfactantes	EDTA – Na	-	Melhorar o enxágue; melhorar o contato entre solução de limpeza química e as incrustações; minimizar quantidade de água necessária; reduzir tempo de enxágue
	EDTA + NaOH		
	EDTA- Na ₄ +NaOH		

3.2. MEMBRANAS APLICADAS AO TRATAMENTO DE ESGOTOS DOMESTICOS

3.2.1. Principais usos ou aplicações das membranas em sistema de tratamento de esgotos

Como já comentado, o emprego de membranas filtrantes no tratamento de esgotos domésticos ou municipais aumenta no Brasil e no mundo, principalmente devido ao avanço das legislações com suas novas restrições legais e a utilização de efluentes para reuso.

O reator biológico por membranas ou biorreator por membranas (BRM) é o principal representante dos usos de membranas no tratamento de esgoto municipal. O BRM consiste na utilização de membrana de MF ou UF como barreira física a nível secundário de remoção do material particulado (matéria orgânica, microrganismos e sólidos) maior que o poro da membrana.

O BRM é uma alternativa bem estabelecida para o tratamento de esgotos por lodos ativados convencional (decantador primário seguido de reator biológico e decantador secundário), com a qualidade final do efluente tratado superior ao tratamento convencional e dispensando a utilização de etapa de desinfecção (Judd, 2008 e Krzeminski *et al.* 2017).

Os reatores BRM geralmente podem ser aeróbios ou anaeróbios e as membranas podem estar submersas no tanque do reator biológico ou em uma unidade externa onde o líquido tratado é encaminhado para a filtração (Figura 3.9). Exemplo de bons resultados de remoção de contaminantes, tais como, matéria orgânica, materiais suspensos e microbiológicos, obtidos com BRM pode ser observado nos estudos: i) BRM MF Aeróbio: Qin *et al.* (2007), Lateef *et al.* (2013) e Juang *et al.* (2013); ii) BRM UF Aeróbio: Fatone *et al.* (2005), Molina-Muñoz *et al.* (2009) e Tay *et al.* (2018).

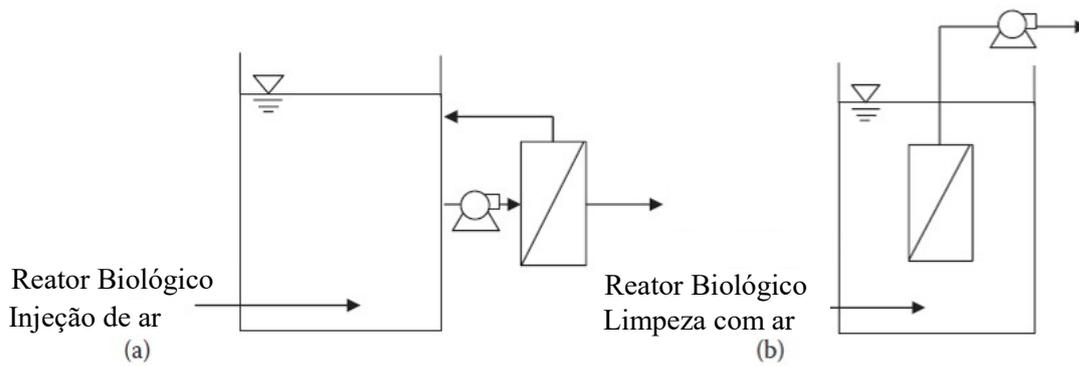


Figura 3.9 – Esquema de configurações básicas de BRMs aeróbios. (a) BRM com unidade externa e (b) BRM com membrana submersa (Adaptado de Yoon, 2015)

Judd (2008), em revisão da situação da tecnologia de BRM, observou que a tecnologia se torna cada vez mais competitiva economicamente (redução de custo de fabricação e aumento da demanda) com crescimento na utilização maior que as outras tecnologias avançadas. No entanto, Judd (2008), Neoh *et al.* (2016) Krzeminski *et al.* (2017) afirmam que é necessário avanço nas pesquisas para redução da demanda de energia no processo de BRM, bem como, na compreensão das incrustações internas aos poros e do processo de limpeza. Com isso, alguns aspectos das membranas precisam ser desenvolvidos tais como: resistência a limpezas químicas, durabilidade, materiais mais eficientes contra a incrustação, custo de produção, etc.

Krzeminski *et al.* (2017) e Huang e Lee (2015) em trabalhos de revisão observaram iniciativas na direção dos avanços nas pesquisas da tecnologia de BRM. Como exemplo destes avanços os autores destacaram: i) novas configurações de módulos, ii) modificação na superfície das membranas, iii) métodos de limpeza com melhor eficiência energética, iv) novos métodos de limpeza (limpeza mecânica com meio granular, vibração de membrana ou campo elétrico). Já no campo de custo do processo, foi observado: i) otimização das condições ideais de fluxo do permeado; ii) ajustes nas configurações operacionais (otimização da concentração de sólidos suspensos no licor misto e protocolo de filtração), iii) otimização da aeração (controle de velocidade de sopradores e bombas), iv) utilização de múltiplas linhas modulares de tratamento permitindo a equalização dos fluxos, e v) ação de pré-tratamento adequado à alimentação.

De forma a mitigar as deficiências do BRM novas configurações estão sendo desenvolvidas para fins específicos, como enriquecimento com microrganismos nitrificantes ou conforme Battistelli *et al.* (2018) fornecendo campo elétrico para aceleração de remoção de poluentes; além de implantação de sistemas híbridos para obter resultados simultâneos como remoções de nutrientes e outros poluentes com maior eficiência [Huang e Lee (2015), Neoh *et al.* (2016) e Krzeminski *et al.* (2017) e Costa *et al.* (2018)]. Alguns exemplos destas configurações de BRM são: i) utilizando sequencias de etapas no tratamento (contínua ou por batelada): anóxica-aeróbia ou anaeróbia–anóxica–aeróbia, ii) mídia suspensa rotativa, iii) osmose direta e iv) biofilme em meio suporte (fixo e móvel). Para os sistemas híbridos são exemplos de BRM seguido de carvão ativado em pó ou mesmo sequência de dois BRM: anaeróbio + anaeróbio por osmose.

Estudos estão sendo desenvolvidos para avaliação da utilização de membranas em configurações diferentes das usadas nos BRM. Exemplos dessas configurações são a utilização de membranas como pós-tratamento para estações com sistemas biológicos secundários (lodos ativados, UASB, lagoas de estabilização) ou até como pós-tratamento de BRM MF, de modo a ser obtido melhor desempenho na remoção de matéria orgânica, sólidos suspensos e nutrientes do sistema e eliminação de patógenos dos efluentes tratados, tais como: i) pós-tratamento de sistemas de lodos ativados utilizando UF: Arika *et al.* (1977), Abdessemed *et al.* (1999), Zheng *et al.* (2009) e Arévalo *et al.* (2009); ii) pós-tratamento de BRM MF utilizando UF: Juang *et al.* (2013).

Para favorecer a remoção de nutrientes e avaliar o desempenho de remoção de matéria orgânica e sólidos nos sistemas utilizando membranas, uma forte linha de estudos está focada na utilização do processo de coagulação como pré-tratamento do sistema com membrana.

3.2.2. Influência da coagulação no tratamento de esgotos

A coagulação é um processo essencialmente físico-químico, que se utiliza de coagulantes para desestabilizar as partículas e coloides presentes no fluido, proporcionando condições para a interação entre o coloide, a água e os produtos da interação do coagulante com a água.

Metcalf & Eddy (2015) consideram que, para esgotos sanitários, pode ser utilizado a teoria de coagulação aplicável ao tratamento de água para abastecimento, para determinação das condições de coagulação eficientes. Dessa forma, a coagulação tipicamente utilizada em tratamento de água potável, também é muito difundida no tratamento de esgotos, principalmente em etapas avançadas do tratamento, como o uso de coagulante (sais metálicos e polímeros) na etapa de polimento químico. Assim, é possível aplicar a coagulação/floculação seguida de flotação por ar dissolvido (FAD) com resultados promissores também para o tratamento por membranas.

A temperatura, o pH, a turbidez, os sólidos dissolvidos totais, a alcalinidade, bem como, carga iônica, natureza e concentração de partículas em estado coloidal e dissolvido são exemplo de parâmetros que influenciam diretamente na eficiência do processo de coagulação.

Além da adição dos produtos químicos, a mistura rápida destes produtos é um dos parâmetros fundamentais para o sucesso da desestabilização das partículas, visto que, “coagulantes hidrolisam e iniciam a polimerização em uma fração de segundo” (Hudson and Wolfner, 1967 *apud* Metcalf & Eddy, 2015).

O processo de coagulação é regido por quatro mecanismos diferentes: (i) compressão da camada difusa, (ii) adsorção e neutralização, (iii) varredura, (iv) adsorção e formação de pontes (Di Bernardo e Dantas, 2005). Ainda segundo o autor, a desestabilização da partícula coloidal é regida pelas interações coagulante – solvente, coagulante – coloide e coloide – solvente. Metcalf & Eddy (2015) consideraram que os dois mecanismos predominantes no processo de coagulação são a adsorção/neutralização de cargas e o mecanismo de varredura.

Diaz *et al.* (2012) e Acero *et al.* (2016) pesquisaram a influência da coagulação para diferentes configurações de tratamento de efluentes. Diaz *et al.* (2012) observaram que em sistema de sedimentação de efluentes das fases iniciais de tratamento (gradeamento e desarenador) o tipo de mecanismo de coagulação predominante para desestabilização de partículas foi a varredura. Acero *et al.* (2016) observaram que em sistemas de tratamento por membranas de UF como pós-tratamento de lodos ativados, os tipos de mecanismo da coagulação predominante foram a neutralização de carga e varredura, principalmente

devido as partículas dissolvidas como ácidos húmicos e fúlvicos. Tais mecanismos são predominantes em um pH com valores mais baixos.

O mecanismo de adsorção/neutralização de carga é regido pela interação física coagulante – coloide. As espécies hidrolizadas positivas dos coagulantes metálicos aderem na superfície do coloide, reduzindo a carga elétrica do conjunto coloide-coagulante, propiciando a interação de cargas e a aglutinação com outros coloides formando flocos.

A re-estabilização das cargas (reversão de carga) do conjunto coloide – coagulante é uma possibilidade no processo de adsorção e neutralização de cargas (Di Bernardo e Dantas, 2005). O coloide torna-se carregado positivamente pelo excesso de coagulante, não proporcionando o efeito esperado de formação de flocos, com isso, re-estabilizando a dispersão coloidal.

O mecanismo de varredura por outro lado, depende exclusivamente do excesso de dosagem do coagulante (relacionado com o líquido tratado), que favorece a formação de precipitados, como por exemplo, o hidróxido de alumínio e de ferro. Segundo Di Bernardo e Dantas (2005), estes precipitados envolvem as partículas coloidais formando flocos, independente da neutralização das cargas do coloide. Para este processo, o favorecimento do encontro entre as partículas (floculação) se torna importante para a formação de flocos, que geralmente são de tamanho maior que no processo de adsorção e neutralização de cargas.

Usualmente os objetivos de utilização de um polimento final após a etapa de lodos ativados com remoções biológicas de nutrientes é a remoção de fósforo residual do tratamento, bem como, possuir uma alternativa físico-química para atender possíveis problemas operacionais, tais como, perda de sólidos suspensos nos decantadores secundários. Na ETE Brasília Norte (ETEB Norte), após a etapa de lodos ativados, é utilizada a flotação por ar dissolvido como polimento final, precedido de coagulação/floculação. Por outro lado, existem alternativas de tratamento para este objetivo, como a utilização de membranas filtrantes por UF também precedido por coagulação (Tabela 3.6).

Alumínio, íon férrico, ferro ferroso e cálcio são os principais produtos químicos utilizados na remoção química de fosforo de efluentes. Os sais metálicos como cloreto férrico, sulfato

de alumínio e policloreto de alumínio, bem como, cal hidratada são exemplos destes produtos químicos. A reação destes produtos com o fosfato presente nos efluentes favorece a formação de compostos (precipitação do fósforo) insolúveis que podem ser removidos por processos físicos como FAD, filtração e UF (Metcalf & Eddy, 2015).

A remoção de fósforo pela adição de coagulante a base de alumínio (sulfato de alumínio), se baseia na formação de fosfatos de alumínio pela precipitação do fósforo, que corresponde à situação atual de coagulação para remoção de fósforo do afluente da FAD da ETEB Norte.

No entanto, Metcalf & Eddy (2015) afirmam que as reações de formação dos compostos que favorecem a precipitação do fósforo são complexas com interferência de diversas reações competidoras, com isso não se pode estimar a dosagem de produto químico estequiometricamente, sendo necessária a utilização de testes de bancada (*jar test*) para cada efluente.

Segundo Pinto Filho (1999) o FAD da ETEB Norte apresentou melhor eficiência para dosagem de sulfato de alumínio entre 40 e 70 mg/L e pH em torno de 6,0. Nestas condições o mecanismo preponderante corresponde a varredura.

3.2.2.1. Sistemas de tratamento por membranas de UF com coagulação da alimentação

Em consonância aos objetivos desta pesquisa, é apresentada a influência da coagulação da alimentação de sistemas de tratamento por membranas de UF na qualidade final do permeado e no desempenho operacional dos sistemas (Tabela 3.6). Inicialmente é abordado a coagulação em tratamentos por BRM UF anaeróbio, e em seguida a coagulação em pós-tratamentos por UF de efluentes da etapa de lodos ativados.

A utilização de ultrafiltração para tratamento em BRM anaeróbio (em escala de laboratório) foi estudado por Diaz *et al.* (2012) e BRM aeróbio (em escala piloto) por Zhao *et al.* (2019). Os autores observaram que o uso de coagulação na alimentação do BRM de UF (tratamento de efluentes primários) proporcionou maiores eficiências na remoção de turbidez e matéria orgânica, quando comparado com experimentos sem coagulação.

Tabela 3.6 – Pesquisas utilizando a tecnologia de membranas e as principais características dos experimentos, precedido de coagulação.

Tipo	Membrana	Escala	Matriz	Coagulante	Assunto	Referência
BRM UF Anaeróbio	Fibra oca de PVDF 0,03 µm	Laboratório	Efluente primário - Ilhas Canárias (Espanha)	Policloreto de alumínio	Influência do tipo de coagulante (operação e qualidade)	Diaz <i>et al.</i> 2012
Pós MF	Fibra oca Mancor CMF-S	Piloto	Efluente de lodos ativados – Londres (Inglaterra)	Sulfato férrico	Influência da turbidez no <i>fouling</i>	Hatt <i>et al.</i> 2011
Pós UF	Fibra oca -PVDF 0,03 µm	Laboratório	Efluente de lodos ativados - Ilhas Canárias (Espanha)	Policloreto de alumínio	Influência do tipo de coagulante (operação e qualidade)	Diaz <i>et al.</i> 2012
Pós UF	Placa plana de polietersulfona - 5KDa	Laboratório	Efluente de lodos ativados - Ciudad Real (Espanha)	Cloreto férrico e sulfato de alumínio	Interferência do pH e pré-tratamento por adsorção	Acero <i>et al.</i> 2012
Pós UF	Fibra oca de polietersulfona - 100kDa	Piloto	Efluente de lodos ativados - da ETE Ruhleben (Berlim, Alemanha)	Cloreto férrico e sulfato de alumínio e policloreto de alumínio	Fluxo do permeado, PTM, <i>fouling</i> remoção e limpeza química	Zheng <i>et al.</i> 2012
Pós UF	Espiral de polietersulfona - 150 Kda	Laboratório	Efluente de lodos ativados - da ETE Ruhleben (Berlim, Alemanha)	Cloreto férrico e sulfato de alumínio e policloreto de alumínio	Fluxo do permeado, PTM, <i>fouling</i> remoção e limpeza química	Zheng <i>et al.</i> 2012
Pós UF	Acrilonitrilo - 50kDa	Laboratório	Efluente de lodos ativados da ETE Staoueli (Argélia)	Cloreto férrico e carvão ativado em pó	Remoção de turbidez e DQO	Abdessemed <i>et al.</i> 2000
Pós UF	Placa plana de polietersulfona - 5kDa	Laboratório	Efluente de lodos ativados - Ciudad Real (Espanha)	Cloreto férrico e sulfato de alumínio	Remoção de DQO e interferência do pH	Acero <i>et al.</i> 2016
UF	Placa plana de celulose regenerada - 100kDa	Laboratório	Efluente industrial - Gyeongsan (Coréia)	Cloreto férrico e policloreto de alumínio	Fluxo do permeado	Lee <i>et al.</i> 2009

Tipo	Membrana	Escala	Matriz	Coagulante	Assunto	Referência
BRM UF aeróbio	Placa plana de óxido de alumínio 0,01 µm	Piloto	Efluente primário – ETE Stanley – Hong Kong	Cloreto férrico e policloreto de alumínio	PTM e remoção de DQO, turbidez e nutrientes	Zhao <i>et al.</i> 2019
BRM UF aeróbio	Placa plana de óxido de alumínio 0,01 µm	Laboratório	Esgoto bruto – ETE Stanley – Hong Kong	Cloreto férrico	Remoção de DQO e fósforo	Li <i>et al.</i> 2018
Pós UF	Fibra oca -PVDF 0,02 µm	Piloto	Efluente de lodos ativados ETE Guelph – Ontário (Canadá)	Cloreto férrico e sulfato de alumínio	Remoção de fósforo, turbidez, SST e coliforme fecais	Citulski <i>et al.</i> 2009
Pós UF	Fibra oca de fluoreto de polivinilideno – 0,01µm e 150kDa	Piloto	Efluente de lodos ativados – ETES Okinawa e Shiga (Japão)	Policloreto de alumínio	Remoção de vírus	Lee <i>et al.</i> 2017
Pós UF	Placa plana de polietersulfona - 30KDa	Laboratório	Efluente de lodos ativados – ETE Seoul (Coreia do Sul)	Sulfato de alumínio	PTM e <i>fouling</i>	Ly <i>et al.</i> 2018
Pós UF	Placa plana de polisulfona sulfonada – 17,5KDa	Laboratório	Efluente de lodos ativados – Sydney (Austrália)	Cloreto férrico	PTM e <i>fouling</i>	Shon <i>et al.</i> 2004
UF	< 0,1µm	-	Revisão de artigos de efluentes	-	Remoção de vírus	Amarasiri <i>et al.</i> 2017

Por outro lado, Li *et al.* (2018), utilizando ultrafiltração para tratamento de esgoto bruto em BRM anaeróbio, observaram que a remoção de DQO foi superior a 95% independente do uso de coagulante (FeCl_3) ou de sua dosagem (10, 15 ou 20 mg/L de FeCl_3).

Diaz *et al.* (2012) afirmam que a qualidade do efluente tratado utilizando efluente primário foi independente da dosagem do coagulante estudada (até 0,18 mM de Alumínio) obtendo remoção de turbidez elevada (>99%) e DBO entre 80 e 95%, quando utilizado a BRM UF anaeróbio. O mesmo comportamento foi observado por Zhao *et al.* (2019) em BRM UF aeróbio utilizando os coagulantes FeCl_3 (com dosagem 10 e 20mg/L) e PAC (dosagem 10 e 15 mg/L) onde, independente da dosagem, a remoção de turbidez foi maior que 99% (para FeCl_3 e PAC) e a remoção de DQO foi aproximadamente 90% para PAC e 76% para FeCl_3 .

Para remoção de nutrientes, Zhao *et al.* (2019) e Li *et al.* (2018) observaram uma grande remoção de fósforo utilizando coagulante. No entanto, diferiram com relação a evolução da remoção pela variação da dosagem de coagulante. Zhao *et al.* (2019) observaram que o aumento das dosagens dos coagulantes representou um pequeno aumento na remoção de fósforo, tanto utilizando PAC (de 97,4 para 99,5% com dosagem 10 e 20mg/L) quanto FeCl_3 (de 99% para 100% dosagem 10 e 15 mg/L). Já Li *et al.* (2018) observaram um grande aumento na remoção de fósforo com o aumento da dosagem de FeCl_3 variando de 39,6 para 70,6, 87,7 e 96,4% com o aumento da dosagem de 0 para 10, 15 e 20 mg/L, respectivamente.

Para a remoção da amônia (NH_4) Zhao *et al.* (2019) observaram que o uso de coagulante não representou ganho em remoção expressivo, com valores de remoção entre torno de 35 e 40%, comparados com os valores sem coagulação (28%).

Em sistemas de tratamentos distintos com pré-coagulação, Hatt *et al.* (2011) [pós-tratamento por MF de efluente de lodos ativados] e Diaz *et al.* (2012) [BRM UF de efluente primário] observaram que a resistência ao escoamento pela membrana devido ao *fouling* é essencialmente relacionada com as características físico-químicas da alimentação, tendo como principal influência a concentração de material em suspensão (turbidez). Como as membranas de MF e UF são barreiras físicas seletivas, a sua principal função é a remoção de partículas maiores que os poros da membrana, com isso quanto maior a

turbidez de alimentação maior será a retenção das partículas, maior a formação de lodo e do *fouling*.

Para o tratamento por BRM UF de efluentes primários Diaz *et al.* (2012) observaram que apesar da dosagem do coagulante não interferir na qualidade do efluente tratado pelas membranas de UF com relação a turbidez e DQO, ela influencia diretamente no fluxo do permeado na membrana e no *fouling* (Diaz *et al.* 2012). A Figura 3.10 apresenta os resultados obtidos por Diaz *et al.* (2012) e demonstram que quanto maior a dosagem de coagulante menor a resistência causada pela incrustação (*fouling*) para um mesmo fluxo de permeado, ou mantendo uma resistência a filtração constante o aumento de dosagem aumenta o fluxo de permeado. Li *et al.* (2018) e Zhao *et al.* 2019, utilizando experimentos com fluxo constante em BRM com esgoto bruto, também observaram que o aumento da dosagem de coagulantes (PAC e FeCl_3), reduz a resistência causada pela incrustação, que se refletiu na redução da evolução da PTM.

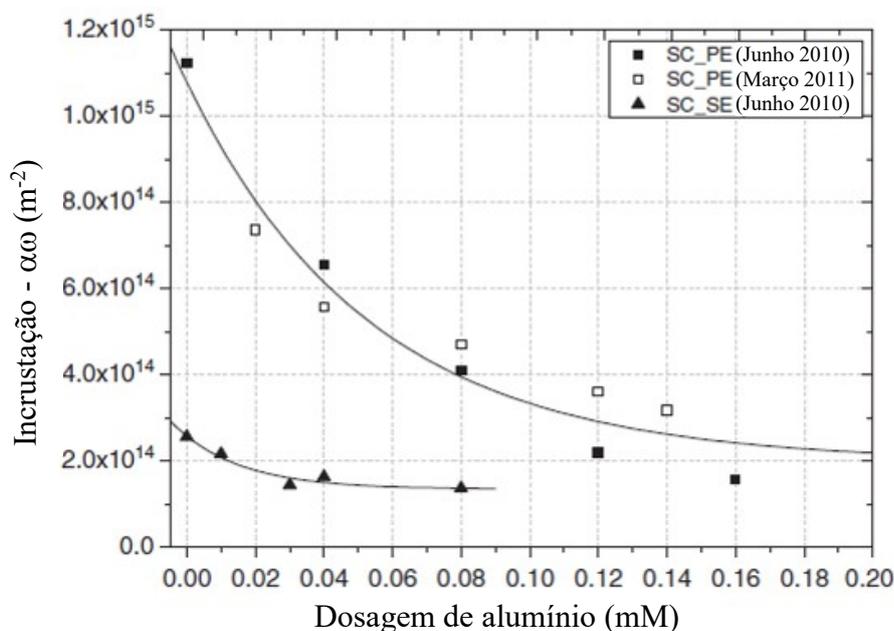


Figura 3.10 – Comportamento da incrustação ($\alpha \cdot \omega$) em função da dosagem de alumínio. Legenda: α - resistência específica do lodo superficial da membrana; ω - concentração de sólidos do lodo por unidade de volume; SC_PE – experimentos utilizando efluente primário de ETE e SC_SE – experimentos utilizando efluente secundário de ETE (adaptado de Diaz *et al.* 2012)

Li *et al.* (2018) afirma que utilizando a dosagem suficiente de FeCl_3 pode ajudar na redução do problema de incrustação, devido a formação de espécies hidrolisadas altamente reativas que aderem na superfície do coloide e microrganismos.

Em outras palavras o aumento da dosagem de coagulante reduz a resistência à filtração (*fouling*) conforme observado na Figura 3.10 e reduz a evolução da PTM (Figura 3.11).

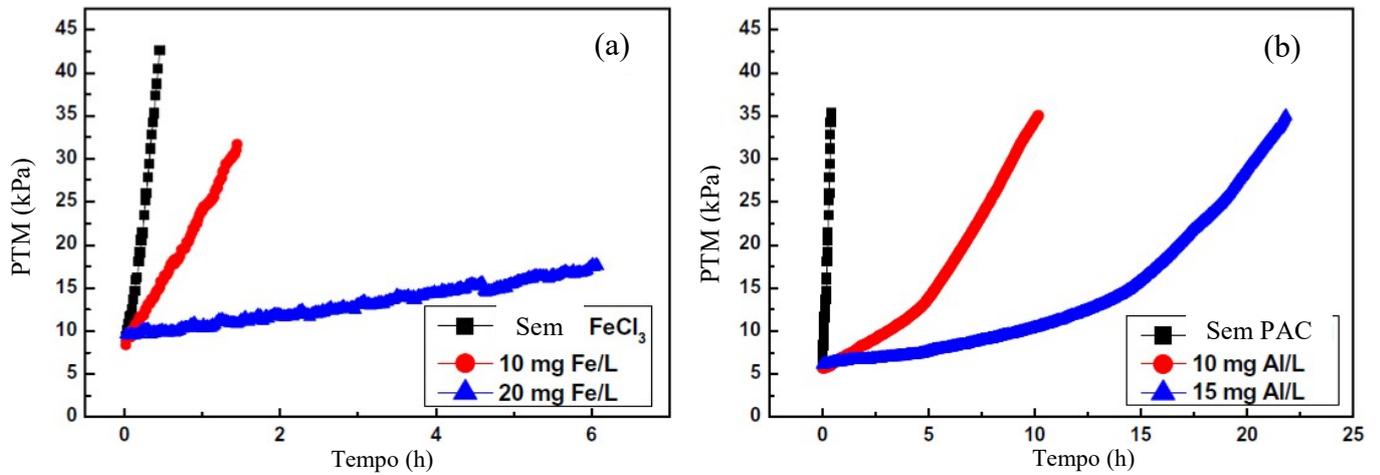


Figura 3.11 –Evolução da pressão transmembrana (PTM) e o aumento de dosagem de coagulantes: (a) utilizando cloreto férrico (FeCl_3) e (b) utilizando policloreto de alumínio (PAC) – adaptado de Zhao *et al.* (2019).

Com a resistência a filtração menor, o fluxo do permeado aumenta (Figura 3.12), ou seja, quanto maior a dosagem maior o fluxo do permeado considerando a mesma resistência a filtração (*fouling*) (Diaz *et al.* 2012).

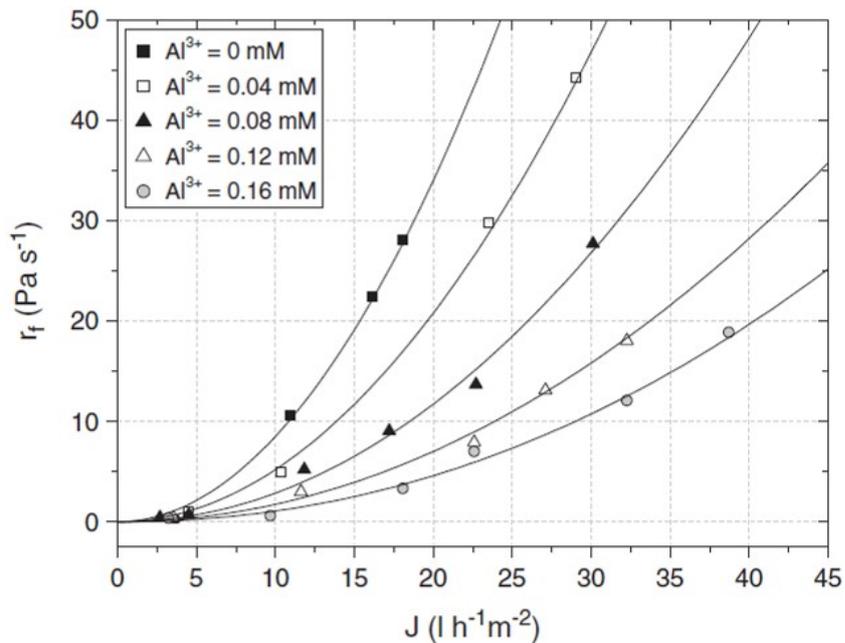


Figura 3.12 – Relação entre taxa de incrustação residual (*fouling*) após limpeza (r_f) e fluxo de permeado (J) em diferentes concentrações de alumínio. Alimentação: efluente primário de ETE (adaptado de Diaz *et al.* 2012).

Ainda segundo Diaz *et al.* (2012), a diminuição da resistência à filtração devido ao *fouling* funciona de forma assintótica com o tempo de limpeza para todas as dosagens de coagulante conforme demonstrado na Figura 3.13. Com isso o aumento progressivo do tempo de limpeza atinge um patamar em que não é observado ganho representativo na redução da resistência, além disso, o efeito da dose de coagulante na resistência se torna menos importante. A maior parte da incrustação residual ocorre no início da carreira de tratamento (Figura 3.14), aumentando acentuadamente nos primeiros ciclos de limpeza, e com incremento progressivo da incrustação com os subsequentes ciclos, como diminuição da sua magnitude até o ponto onde ocorre uma estabilização.

Com isso pode-se afirmar que a desestabilização das partículas dissolvidas através da coagulação e floculação, objetivando aumentar o tamanho mediante agregação das partículas, propicia a melhor retenção destes produtos pelas membranas de UF.

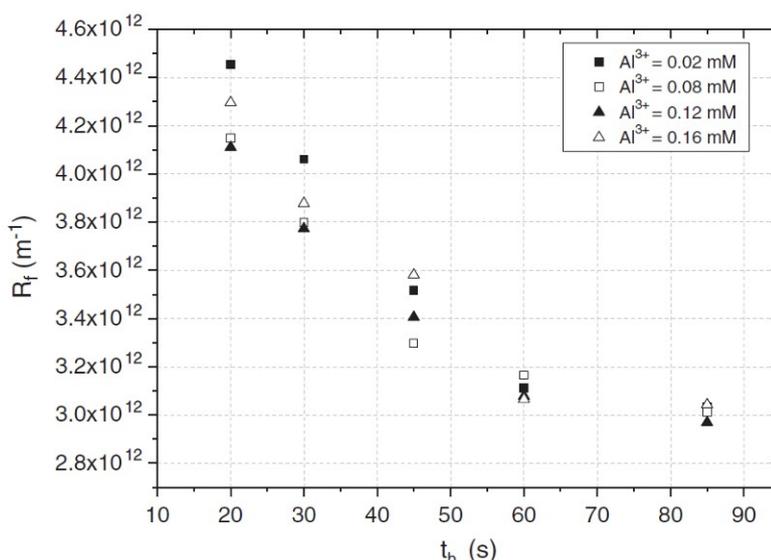


Figura 3.13 –Relação entre a resistência de incrustação residual após a limpeza (R_f) e a duração da retrolavagem (t_b) em diferentes dosagens de coagulantes. Água de alimentação: efluente primário de ETE, $J = 23$ L/h.m² (adaptado de Diaz *et al.* 2012).

Como já mencionado, a coagulação precedendo a ultrafiltração apresenta resultados positivos para a eficiência das membranas. Segundo Acero *et al.* (2012), em ensaios laboratoriais utilizando UF como pós-tratamento de efluentes de lodos ativados, um dos responsáveis pela incrustação interna em membranas (obstrução e/ou adsorção de materiais no interior dos poros) é o material coloidal presente no esgoto. Esta mesma constatação relacionando a presença de material coloidal com a incrustação foi feita por Molina-Muñoz *et al.* (2009) e Zheng *et al.* (2009), em pesquisas com UF sem coagulação da alimentação.

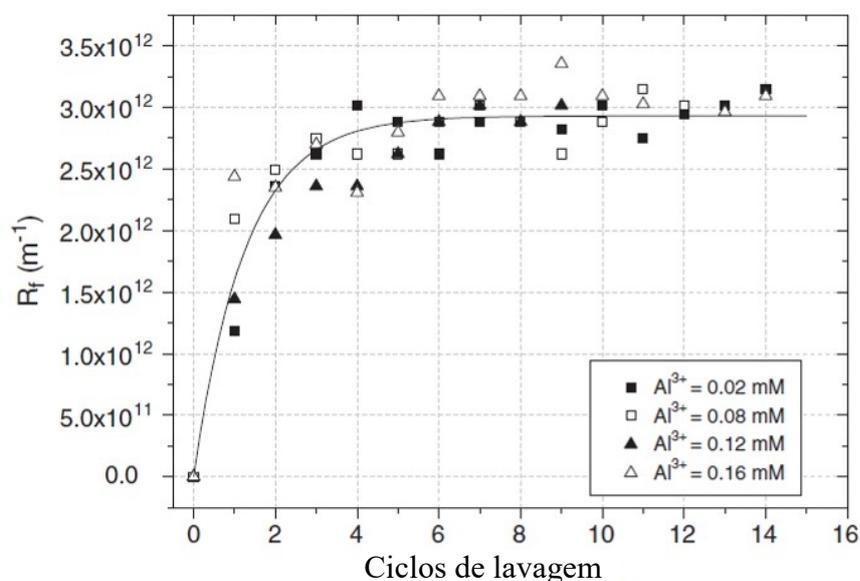


Figura 3.14 – Relação entre resistência de incrustação residual (r_f) e o número de ciclos de lavagem em diferentes dosagens de coagulantes. Água de alimentação: efluente primário de ETE; $J = 23$ l/h m (adaptado de Diaz *et al.* 2012).

Como as concentrações de materiais coloidais e dissolvidos são menores após o tratamento por lodos ativados em relação aos efluentes primários, a incrustação nas membranas de UF como pós-tratamento de etapa de lodos ativados apresenta-se menor comparado ao tratamento de efluentes primários. Isto foi constatado na pesquisa em escala de bancada de Diaz *et al.* (2012) onde foram realizados experimentos com coagulação da alimentação para efluentes primários e secundário (pós-tratamento de lodos ativados). Na Figura 3.10, pode-se observar que os experimentos utilizando efluente secundário apresentaram incrustações expressivamente menores que os experimentos utilizando efluentes primários principalmente na faixa mais baixas de dosagem de coagulante (até 0,08nM de Al).

Ainda com relação a Figura 3.10, pode ser observado que em comparação entre BRM UF e pós-tratamento de lodos ativados utilizando UF, o aumento da dosagem de coagulante em pós-tratamento de efluentes secundários por UF possui pouca influência na redução da incrustação da membrana (Diaz *et al.*, 2012).

Acero *et al.* (2012) observaram um aumento no fluxo do permeado da membrana de UF quando o afluente foi submetido a coagulação. No entanto esta melhora não foi significativa, pois, apesar da minimização da incrustação interna, ocorre um aumento da

incrustação externa (retenção na superfície com formação de lodo). Acero *et al.* (2012) observam que a incrustação foi maior, utilizando Al (III) do que Fe (III).

Comparado com o afluente sem coagulação, o uso de coagulante (PAC, FeCl₃ e AlCl₃) promoveu melhoria importante no fluxo de permeado, na evolução da PTM e no prolongamento do tempo de operação da UF (Shon *et al.* 2004, Zheng *et al.* 2012, Lee *et al.* 2009, Ly *et al.* 2018, Zhao *et al.* 2019, entre outros). Utilizando UF como pós-tratamento de lodos ativados, o aumento da dosagem de coagulante metálico (FeCl₃ e AlCl₃) em comparação com coagulante de cadeia longa (PAC), implica em formação de partículas maiores e mais porosas, propiciando a formação de camada de incrustação menos compacta, bem como reduzindo a resistência gerada pelas incrustações nas membranas e favorecendo a filtração, sendo mais efetivo no controle do aumento da PTM e prolongando o tempo de operação (Zheng *et al.* 2012). Por outro lado, o uso de PAC gerou uma camada de lodo mais densa com maior resistência a filtração, não apresentando alterações significativas no fluxo de permeado e no controle da PTM com aumento da dosagem.

Ly *et al.* (2018), utilizando UF como pós-tratamento de lodos ativados, observaram que o uso de AlCl₃ alterou o mecanismo de obstrução da membrana. Quando não foi utilizado o coagulante, os autores observaram a predominância de obstrução externa parcial (associado ao *fouling* reversível devido ao biopolímeros) e interna por adsorção de poros (associado ao *fouling* irreversível devido as substâncias dissolvidas). Já com a utilização de coagulante, ocorreu um aumento do *fouling* reversível com formação de agregados menos densos que reduziu o potencial de incrustação da membrana e uma redução do *fouling* irreversível causados pela redução das substância dissolvidas (principalmente a parcela de substâncias húmicas). Shon *et al.* (2004), utilizando FeCl₃ como coagulante, também observaram a redução do potencial de incrustação da membrana, que foi refletido no aumento do ângulo de contato da membrana em operação quando introduzido coagulante, tornando a membrana mais hidrofílica, passando de 30 para 39° (utilizando UF como pós-tratamento de lodos ativados).

Nos experimentos de Lee *et al.* (2009) e Zheng *et al.* (2012) foram observadas a mesma relação de melhoria no fluxo do permeado da membrana de UF com utilização de coagulante FeCl₃, ou seja, o aumento do fluxo com o aumento da dosagem. Por outro lado,

foi observado por Lee *et al.* (2009) que uma dosagem baixa de PAC (0,037mM de Al) favoreceu o fluxo do permeado, sendo que o aumento da dosagem diminuiu o fluxo através da membrana. Tal comportamento difere dos resultados de Zheng *et al.* (2012) que observou um aumento do fluxo permeado com o aumento da dosagem de PAC (0,037 para 0,148 mM de Al). Vale ressaltar que os estudos foram realizados utilizando efluentes de fontes distintas (industrial e doméstico) com relação as características, podendo ser um dos motivos da diferença no comportamento do fluxo com relação a dosagem de PAC.

Zheng *et al.* (2012) também constataram que a capacidade de filtração das membranas apresentou ganho representativo com o aumento da dosagem de FeCl₃ e AlCl₃, no entanto, com a utilização do PAC como coagulante, não foi observada alteração significativa na capacidade de filtração da membrana (Figura 3.15). Estas constatações de melhoria estão associadas à maior remoção de material dissolvido ou coloidal (biopolímero) nos esgotos, pois, com o aumento da dosagem de coagulante monoméricos, Zheng *et al.* (2012) observaram a diminuição da resistência hidráulica da membrana consistente com a diminuição de biopolímeros residual após UF.

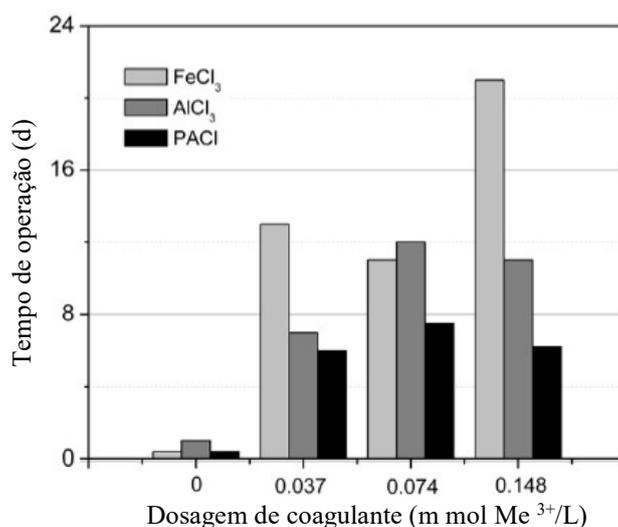


Figura 3.15 – Tempo de funcionamento da planta piloto UF como pós-tratamento de lodos ativados sob diferentes condições de coagulação (o tempo de operação refere-se à duração do início de operação da planta até a PTM atingir 600 mbar - adaptado de Zheng *et al.* 2012).

Com relação a qualidade do permeado de UF, o tipo de coagulante aplicado na desestabilização de partículas gera comportamentos distintos das características do floco, influenciando diretamente na operação e qualidade do sistema de membranas. O aumento da dosagem do coagulante promoveu melhora representativa na remoção de fósforo total,

ortofosfato, DQO e nitrogênio orgânico (acompanhando a remoção de matéria orgânica) para cloreto de alumínio (AlCl_3), cloreto férrico (FeCl_3) e policloreto de alumínio (PAC) conforme representado na Figura 3.16 (Zheng et al. 2012). Em escala de bancada, Acero et al. (2016), observaram a tendência também de melhora da remoção de DQO utilizando como coagulante AlCl_3 e FeCl_3 .

Em estudos de coagulação por produtos com componentes monoméricos (FeCl_3 e AlCl_3) e com produtos hidrolisados de cadeia longa (PAC), Zheng *et al.* (2012), observaram um comportamento mais favorável na remoção de fósforo em membranas de UF com alimentação de esgotos secundários quando utilizado produtos monoméricos. A utilização de cloreto férrico promoveu uma eficiência na remoção de fósforo maior dentre os dois produtos monoméricos estudados (Figura 3.16).

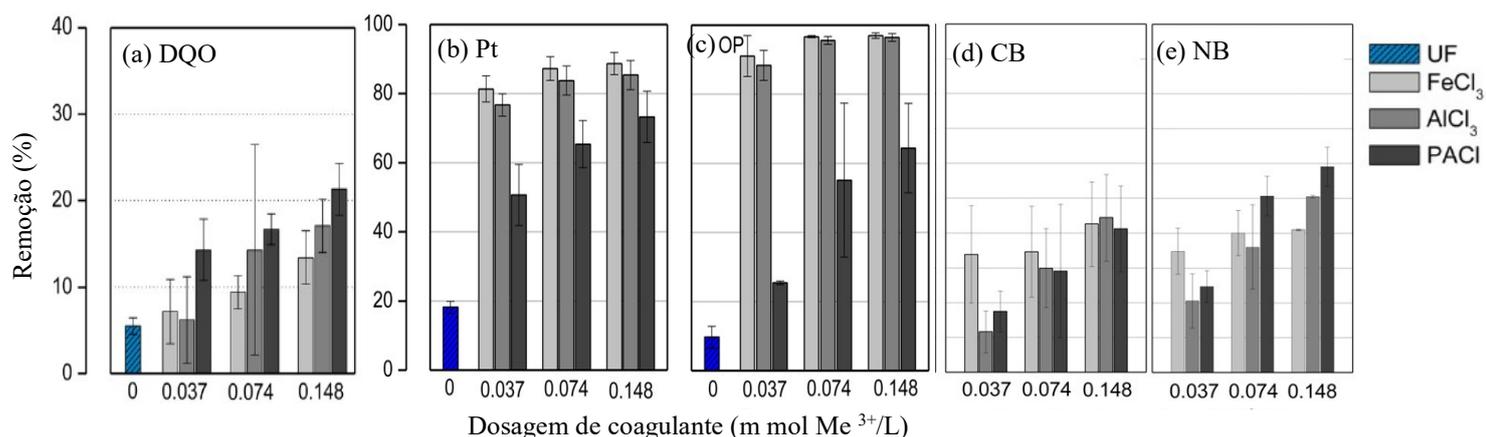


Figura 3.16 – Resultados do estudo em escala piloto da remoção de (a) DQO e em escala de bancada para: (b) PT - Fósforo Total, (c) OP – Orotofosfato, (d) CB -carbono em biopolímero e (e) NB - nitrogênio em biopolímero sob diferentes condições de coagulação precedendo a UF (adaptado de Zheng et al. 2012).

Em estudos de remoção de fósforo utilizando UF como pós-tratamento de efluentes previamente coagulados (FeCl_3 e AlCl_3) da etapa de lodos ativados Citulski *et al.* 2009 observaram que a dosagem ideal, definida em teste de jarros, para cloreto férrico de 40 mg/L (0,15 mM/L Fe^{3+}) e para sulfato de alumínio de 70 mg/L (0,24 mM/L de Al^{3+}) atenderam o objetivo de concentração de fósforo total no permeado inferiores a 0,3 mg/L (concentração média de fósforo total afluente a piloto de 5,2 mg/L e remoção maior que 94%).

Citulski *et al.* (2009) observaram que a não houve melhora perceptível na remoção de turbidez, sólidos suspensos totais e coliformes fecais utilizando os coagulantes (FeCl_3 e AlCl_3) como pré-tratamento da UF alimentado por efluente da etapa de lodos ativados. Visto que, mesmo sem coagulação, a UF apresentava concentrações baixas no permeado, inferiores a 0,1 UT para turbidez e 2 NMP/100mL para coliforme fecais, indicando a elevada eficiência na remoção de contaminantes relacionados diretamente ao tamanho de partículas. Esta baixa concentração de turbidez, sólidos suspensos totais e coliformes fecais no permeado da UF sem coagulação observadas por Citulski *et al.* (2009), também foram observadas em outros trabalhos sem utilização de coagulação em UF como pós-tratamento de efluentes de lodos ativados, tais como Arika *et al.* (1977), Abdessemed *et al.* (1999), Arévalo *et al.* (2009), etc.

Alguns fatores interferem na remoção de matéria orgânica (DQO) através do tratamento por UF. Acero *et al.* (2016) observaram que o pH possui uma influência negativa nesta remoção quanto mais alto é o seu valor, bem como, a diminuição do pH devido a coagulação é benéfica para o tratamento por membrana de UF. Isto ocorre devido ao tipo de mecanismo de coagulação atuante para desestabilização de impurezas dissolvidas (tais como ácidos húmicos e fúlvicos) que se dá em pH mais baixo, ou seja, neutralização de carga (Metcalf & Eddy, 2015 e Acero *et al.*, 2016). Acero *et al.* (2016) observaram ainda que a interferência do pH é mais importante no coagulante a base de Fe do que para o Al.

Como o monitoramento de vírus é um desafio operacional, Amarasiri *et al.* (2017) em revisão de pesquisas compararam a remoção de vírus entéricos e bacteriófagos em sistemas de tratamento utilizando MF e UF, com objetivo de identificar uma correlação na remoção, visto que a identificação de bacteriófagos é mais simplificada. Com isso Amarasiri *et al.* (2017) concluíram que, para sistemas de BRM, a eficiência de remoção de vírus entéricos e o Bacteriófago MS2 possuem características semelhantes, sendo a remoção do MS2 um pouco menor. Com isso, o MS2 pode ser utilizado como indicador de remoção destes vírus entéricos. Para as quatro pesquisas com membranas de UF analisadas por Amarasiri *et al.* (2017) a remoção de Bacteriófago MS2 variou entre 2,87 e 4,52 log.

Lee *et al.* (2017), em estudos de coagulação como pré-tratamento para ultrafiltração de efluentes da etapa de lodos ativados convencionais de duas ETEs, não observaram consistência no aumento da remoção de vírus (mensurado pelo Bacteriófago MS2) com a

utilização de coagulante PAC. Foi observada variação grande da eficiência de remoção de vírus (entre 3,3 e 4,7 log de MS2) relacionado com a qualidade do efluente utilizado de duas estações distintas. Além disto, Lee *et al.* (2017) observaram que o aumento da matéria orgânica dissolvida no efluente secundário reduziu a eficiência da coagulação para remoção de vírus, além de existir um pH ótimo de coagulação para o aumento da remoção, atingindo remoção de MS2 de 6,7 log (para pH entre 5 e 6). Nos experimentos sem coagulação e sem correção de pH foram observadas remoções de 2,6 a 2,9 log de MS2 no permeado da UF, sendo a concentração afluente entre 10^6 a 10^7 de MS2, indicando que a UF possui um grande potencial de remoção de vírus.

As combinações de UF com outros processos avançados em tratamento de efluente foram estudadas por Acero *et al.* (2012) e Abdessemed *et al.* (2000), com resultados promissores. Acero *et al.* (2012) utilizaram pré-tratamento por adsorção com carvão ativado em pó, na alimentação da unidade de UF com coagulação, com isso, foi observado o aumento do fluxo do permeado e da remoção de DQO, NT, PT, Turbidez tanto para a configuração do experimento usando o coagulante a base de Al como de Fe. Já Abdessemed *et al.* (2000), utilizaram uma etapa de adsorção (carvão ativado em pó) após a utilização de UF como pós-tratamento de efluentes de lodos ativados precedido por coagulação com $FeCl_3$. Os autores observaram também um aumento de eficiência na remoção de turbidez e DQO.

Entendendo que o uso de coagulação com pré-tratamento para unidades de UF, melhora a qualidade final do permeado, minimiza a redução do fluxo do permeado, reduz a evolução da PTM, reduz a incrustação interna e aumento o *fouling* externo, pode-se inferir que melhorando a eficiência da limpeza das membranas é possível um aumento do fluxo de permeado com o tempo de operação, uma vez que a limpeza é efetiva na remoção da incrustação externa de lodo.

3.2.2.2. Processo de limpeza das membranas de UF

Os processos de limpeza das membranas são essenciais para operação duradoura de UF. Na Tabela 3.7 são apresentadas pesquisas utilizando a tecnologia de membranas de UF relacionados aos processos limpeza.

Tabela 3.7 – Pesquisas utilizando a tecnologia de membranas de UF relacionados aos processos limpeza.

Tipo	Membrana	Escala	Matriz	Coagulante	Assunto	Referência
Pós UF	Fibra oca de polietersulfona - 100kDa	Piloto	Efluente de lodos ativados - da ETE Ruhleben (Berlim, Alemanha)	Cloreto férrico, sulfato de alumínio e policloreto de alumínio	Relação entre a eficiência da limpeza química e o uso/concentração de diferentes coagulantes	Zheng <i>et al.</i> 2012
Pós UF	Espiral de polietersulfona - 150 Kda	Laboratório	Efluente de lodos ativados - da ETE Ruhleben (Berlim, Alemanha)	Cloreto férrico, sulfato de alumínio e policloreto de alumínio	Relação entre a eficiência da limpeza química e o uso/concentração de diferentes coagulantes	Zheng <i>et al.</i> 2012
Pós UF	Espiral de polietersulfona - 150 Kda	Laboratório	Efluente de lodos ativados com remoção de nutrientes - da ETE Ruhleben (Berlim, Alemanha)	Sem coagulação	Relação entre a eficiência de limpeza química e concentração de biopolímero ou a variação da PTM	Zheng <i>et al.</i> 2010
Pós UF	Fibra oca de polietersulfona - 100kDa	Piloto	Efluente de lodos ativados com remoção de nutrientes - da ETE Ruhleben (Berlim, Alemanha)	Sem coagulação	Relação entre a eficiência de limpeza química e concentração de biopolímero ou a variação da PTM	Zheng <i>et al.</i> 2010
Pós UF de lagoa de maturação	Espiral de polietersulfona - 20 kDa	Piloto	Efluente de lagoa de maturação de ETEs do sudoeste dos USA (Arizona, Califórnia e Texas)	Sem coagulação	Minimização do <i>fouling</i>	Oron <i>et al.</i> 2008

Um ponto importante na utilização de membranas é a composição do material que causa a sua incrustação interna aos poros, de modo a orientar a limpeza química do sistema. Zheng *et al.* (2012) estudaram a eficiência das limpezas químicas em duas etapas, alcalina e oxidante NaOH (pH 12) e NaClO (Cl ativo com 60 mg/L) seguido de ácida H₂SO₄ (pH 2), utilizando diferentes dosagens dos coagulantes FeCl₃, AlCl₃ e PAC em membranas de UF como pós-tratamento de efluentes lodos ativados. Na Figura 3.17 observa-se que tanto o uso, como a dosagem de coagulante, influenciaram na efetividade da limpeza química.

Ainda segundo os autores, a leve melhora da efetividade da limpeza ácida no efluente sem coagulação em limpeza química em duas etapas, indica a predominância da incrustação por substâncias orgânicas. No entanto, quando foi utilizado FeCl₃ e PAC a efetividade na recuperação da limpeza em duas etapas foi menor, mas destacando um pouco mais a limpeza ácida, indicando maior contribuição de materiais inorgânicos devido aos produtos hidrolizados da coagulação. A limpeza em duas etapas em efluentes utilizando o coagulante AlCl₃ demonstrou ser mais efetiva que FeCl₃ e PAC, bem como, o aumento da sua dosagem apresentou melhores recuperações da permeabilidade da membrana de UF.

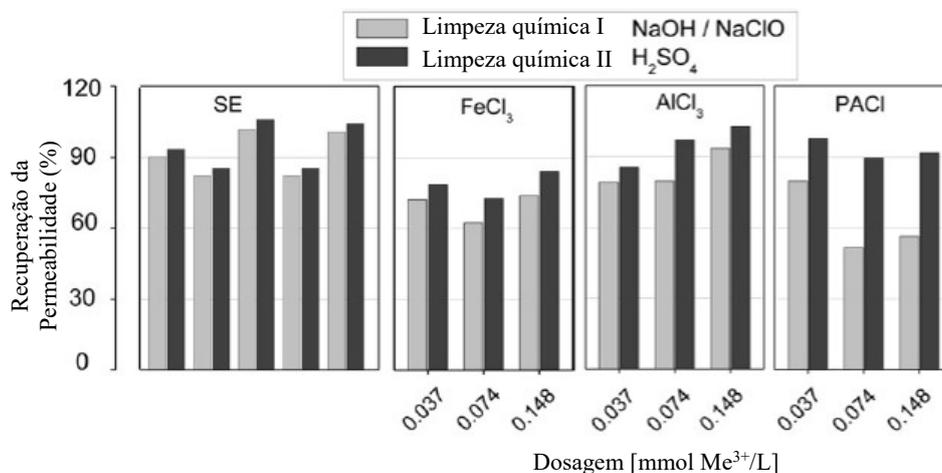


Figura 3.17 – Recuperação da permeabilidade da membrana em função do tipo e dosagem de coagulante, adaptado de (Zheng *et al.* 2012). Lenda: SE= sem uso de coagulante e PACl – policloreto de alumínio.

No tratamento utilizando membrana observa-se que a permeabilidade de membranas de UF sofre redução quando utilizado a matriz esgotos brutos ou mesmo os efluentes tratados, e que para manter um nível aceitável de fluxo é necessário à sua limpeza periódica. Zheng *et al.* (2010) constataram que o fluxo permeado na membrana de UF diminui quanto maior a

concentração de biopolímeros em sua alimentação, além disto, com o aumento da concentração destes biopolímeros diminui a reversibilidade da incrustação com as lavagens (aumento da incrustação irreversível). Ainda segundo os autores, a retrolavagem se torna menos eficaz na remoção de incrustações quanto maior a concentração de biopolímeros na alimentação.

Oron *et al.* (2008) afirmam que a limpeza química permite retirar parte da incrustação da membrana e mantendo o fluxo do permeado aceitável da membrana, no entanto, parte da incrustação permanece de forma irreversível. Além disto o *fouling* irreversível depende do tempo de operação da unidade de membranas, sendo necessário a troca de membrana com o avanço da incrustação irreversível após sucessivas limpezas químicas, tornando o fluxo permeado (ou frequência de limpeza) inviável economicamente.

A pressão transmembrana adotada no tratamento também influencia no *fouling*. Em estudos de laboratório e em escala piloto, Zheng *et al.* (2010) constataram que o aumento da pressão de operação ou fluxo do permeado do sistema de UF gera uma compactação da camada de lodo formada na superfície da membrana, com isso aumentando o *fouling*. Esta concentração do biopolímero na superfície da membrana também leva a uma redução da reversibilidade de incrustação após as lavagens, ou seja, prejudica a eficácia da lavagem (Zheng et al. 2010).

Como observado nas pesquisas utilizando UF como pós-tratamento de lodos ativados precedida com a etapa de coagulação (Tabela 3.6), os resultados de qualidade e de viabilidade operacional, corroboram com as expectativas desta pesquisa na avaliação do processo de ultrafiltração em comparação com o sistema de polimento final atualmente utilizado na ETE Brasília Norte (flotação por ar dissolvido – FAD).

4. METODOLOGIA

Este estudo teve por objetivos avaliar a aplicação do processo de membranas (ultrafiltração) utilizando efluentes reais da Estação de Tratamento de Esgotos Brasília Norte – ETEB Norte, localizada as margens do lago Paranoá, próximo ao braço do córrego Bananal, no final do bairro Asa Norte em Brasília, Distrito Federal, Brasil.



Figura 4.1 – Localização da ETE Brasília Norte (Google Earth, 2018).

Foi utilizada para o desenvolvimento da pesquisa uma instalação piloto de ultrafiltração alimentada pelo efluente do sistema de lodos ativados modificado para remoção biológica de nutrientes da ETEB Norte, após a etapa de coagulação química, relativa ao polimento final destinado principalmente à remoção de fosforo.

4.1 DESCRIÇÃO DO TRATAMENTO DE ESGOTOS DA ETE BRASÍLIA NORTE

A ETEB Norte foi projetada para atender uma população de 250.000 habitantes, com tratamento por lodos ativados, com remoção de nutrientes e uma vazão média de 920 L/s.

Os esgotos sanitários chegam à entrada da ETE podendo, parte da vazão afluyente, ser desviada para um sistema de estocagem de esgoto bruto (equalização), de forma a limitar os picos normais de variação de vazão diária (Caesb, 2013). O volume estocado retorna ao processo principal (preliminar), por bombeamento, nos horários de baixa carga hidráulica.

O processo de tratamento dos esgotos na ETE Brasília Norte se inicia com a remoção dos materiais grosseiros (estopa, plástico, lixo, etc) e areia dos esgotos brutos na etapa chamada de preliminar, que é composta por gradeamento grosso manual, gradeamento fino e desarendor tipo "air lift" (Caesb /SEEBLA, 1982 e Caesb, 2013).

A etapa preliminar (canal de entrada e tanques) é coberta, de modo que os gases gerados nesta primeira etapa de tratamento sejam coletados e tratados por meio do lavador de gases.

A etapa seguinte do tratamento consiste na separação de sólidos sedimentáveis (decantadores primários) e a fase sólida (lodo primário) é encaminhada para os adensadores de lodo por gravidade e destes para os digestores anaeróbios.

A fase líquida é encaminhada ao tratamento biológico que consiste em lodos ativados com remoção de nutriente, onde ocorrem os processos de degradação da matéria orgânica, bem como, os processos de nitrificação e desnitrificação (remoção do nitrogênio) e de "luxury uptake" (remoção do fósforo). A remoção do nitrogênio e do fósforo é favorecida por uma sequência de estágios internos ao reator conhecidos como: zonas de fermentação (anaeróbia), zona anóxica e zona de aeração.

O tratamento biológico ocorre no reator biológico e o licor misto é encaminhado para o decantador secundário, neste último ocorre nova separação de fases, onde o sólido retorna ao reator e a fase líquida é destinada a última etapa de tratamento. No decantador secundário também ocorre o descarte parcial do lodo biológico. Este lodo biológico é encaminhado para o adensador por flotação e posteriormente aos digestores anaeróbios, juntamente com os outros lodos da ETE.

A remoção biológica de fósforo, apesar de ser eficiente conforme observado na Tabela 4.1 e na Figura 4.4, não é completa e, portanto, o efluente apresenta ainda teores residuais de fósforo incompatíveis com a carga máxima admissível para lançamento no lago Paranoá.

Tabela 4.1 – Mediana das concentrações e eficiência de remoção dos principais parâmetros de monitoramento da ETE Brasília Norte para o ano de 2016 à 2018 (Caesb, 2019a).

ANO 2016 a 2018	Afluente	Afluente aos reatores biológicos	Afluente ao polimento final	Efluente final	Eficiência de remoção total (%)
Alcalinidade Total (mg/L)	222,0	-	72,0	-	-
pH	7,4	7,4	7,2	7,2	-
Turbidez (UT)	-	122,0	12,6	2,3	-
SST (mg/L)	254,0	124,0	27,0	6,8	97,3
DBO (mg/L)	400,0	-	-	5,0	98,8
DQO (mg/L)	631,0	459,0	70,0	37,3	94,1
DQOf (mg/L)	-	-	40,0	32,0	-
N-NH ₃ (mg/L)	-	-	13,4	13,3	-
NT (mg/L)	64,0	-	-	18,0	71,9
PO ₄ (mg/L)	-	-	0,78	0,05	-
PT (mg/L)	7,40	8,40	1,95	0,23	96,9
CT (NMP/100mL)	2,0 E+07	-	-	6,0 E+04	99,7000
<i>E. Coli</i> (NMP/100mL)	1,3 E+07	-	-	9, 8E+04	99,2457
Óleos e graxas (mg/L)	30,9	-	-	3,4	89,0
NTK (mg/L)*	54,9	56,7	6,2	2,3	95,8

Obs.: *para o NTK o ano de referência é 2014 e (-) sem informação. Legenda: OD – Oxigênio dissolvido, SST – Sólidos suspensos totais, DBO – Demanda bioquímica de oxigênio, DQO – Demanda química de oxigênio, DQOf – DQO filtrada, N-NH₃ – Amônia, NT – Nitrogênio total, PO₄ – Ortofosfato, PT – Fósforo total, CT – Coliformes totais, *E. Coli* – *Escherichia coli*. NTK – nitrogênio total Kjeldahl.

Dessa forma a última etapa de tratamento da fase líquida consiste no processo de coagulação utilizando o coagulante sulfato de alumínio, floculação com adição de polieletrólito, seguido de flotação por ar dissolvido (Caesb/SEEBLA, 1982 e Caesb, 2013).

O sulfato de alumínio é adicionado por bombeamento ao efluente dos decantadores aproveitando o ressalto hidráulico da calha Parshall de medição de vazão da ETE após os decantadores secundários. Com isso o fósforo será precipitado na forma de fosfato de alumínio estável (Caesb/SEEBLA, 1982). A variação da vazão da bomba de coagulante (dosagem) é realizada manualmente seguindo uma programação operacional horária.

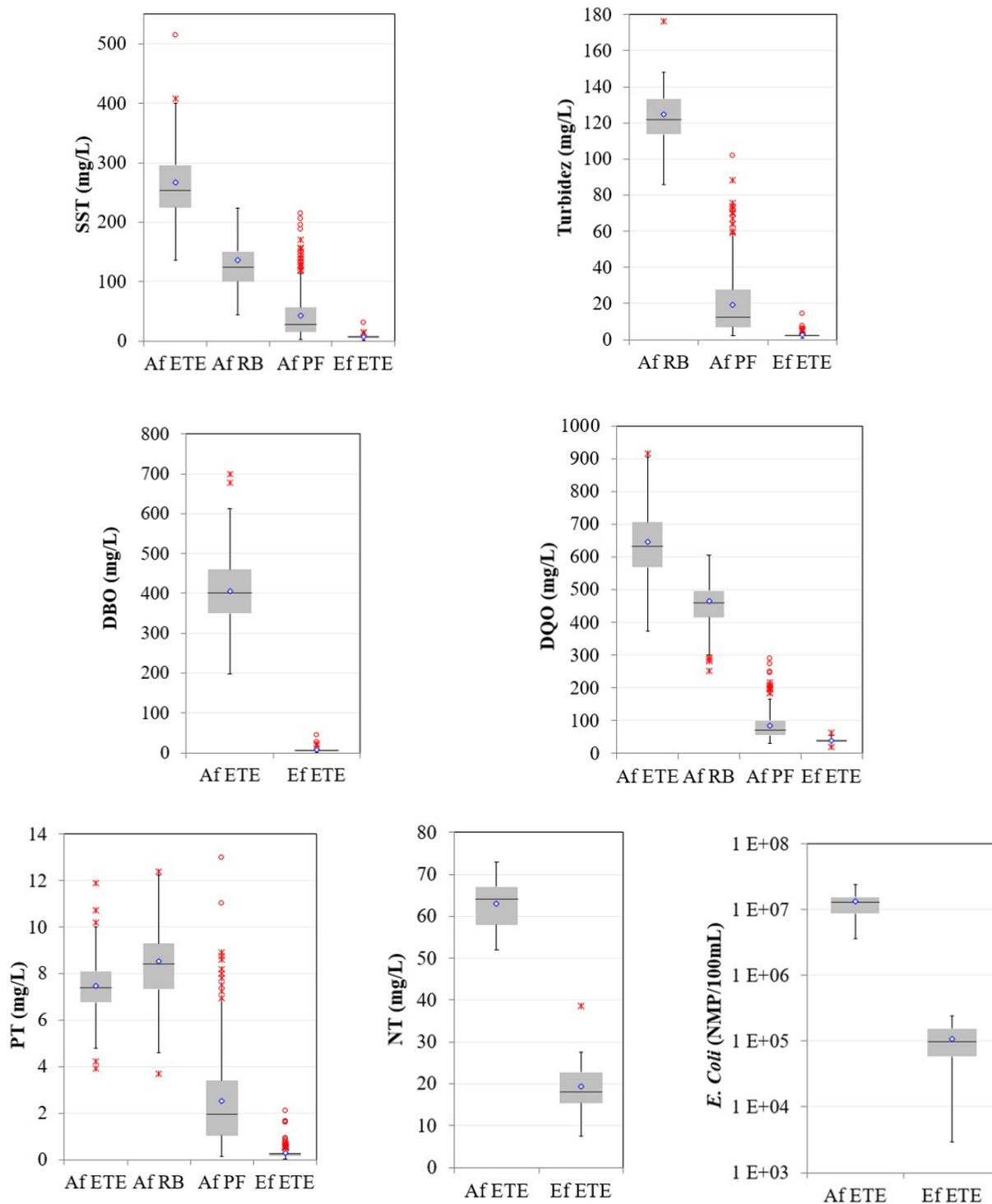


Figura 4.4 – Gráficos *box plot* dos principais parâmetros de monitoramento da ETE Brasília Norte para o ano de 2016 à 2018 (Caesb, 2019). Onde: Af ETE – Afluente da ETE; Af RB – Afluente do reator biológico; Af PF – Afluente do polimento final por FAD e Ef ETE – Efluente final da ETE

A floculação é realizada em 4 câmaras de seção quadrada, disposta duas a duas em série, cada uma contendo agitadores verticais, tipo fluxo axial com tempo de detenção total de 15 min. As duas primeiras câmaras com gradiente de velocidade de 100 s^{-1} as duas últimas com gradiente de velocidade de 60 s^{-1} .

A flotação por ar dissolvido (FAD) foi projetada para uma taxa média de aplicação de $6 \text{ m}^3/\text{m}^2.\text{h}$ e uma relação ar/sólido de $0,026 \text{ g de ar/g de sólidos}$, com uma pressão de saturação da água de 830 kPa e razão de recirculação de $0,8 \%$. Os sólidos flotados (lodo químico) são retirados da câmara de flotação por meio de raspadores superficiais e encaminhados para os digestores anaeróbios combinando-se com os outros lodos produzidos no digestor primário (Caesb/SEECLA, 1982 e Caesb, 2013).

Com isso o residual de sólidos em suspensão e fósforo total presentes na fase líquida efluente do decantador secundário (sobrenadante) são removidos para que a qualidade do efluente final da estação de tratamento, atenda aos limites da legislação brasileira (Brasil, 2011 - CONAMA nº 430/2011) compatíveis com o corpo receptor de classe 2 (CONAMA nº 357/2005), o lago Paranoá. As concentrações dos principais parâmetros de monitoramento da ETE Brasília Norte nas etapas de tratamento e as eficiências de remoção da ETE estão apresentadas na Tabela 4.1 e na Figura 4.4.

Conforme observado na Tabela 4.1 e na Figura 4.4, o sistema de tratamento utilizado na ETE Brasília Norte (lodos ativados com remoção de nutrientes seguido de FAD) apresenta um bom desempenho operacional, com elevadas eficiências de remoção.

4.2 DESCRITIVO DE INSTALAÇÃO PILOTO DE TRATAMENTO POR MEMBRANAS DE ULTRAFILTRAÇÃO.

A instalação piloto de tratamento por membranas foi projetada e fabricada em 2011 pela empresa norte americana DOW Water and Process Solutions. Originalmente a instalação piloto foi concebida para tratamento de água por ultrafiltração (IP-UF), sendo a sua última utilização, nos estudos de implantação da ETA Lago Norte, em Brasília, que capta água do lago Paranoá.

Todos os equipamentos necessários para operação e controle da instalação piloto de ultrafiltração foram instalados no interior de um contêiner (Shangai Jiyue *Special Container*) no sistema “plug-and-play”. Este contêiner foi instalado próximo ao canal afluente a etapa de flotação por ar dissolvido da ETE Brasília Norte, ao lado dos tanques de produtos químicos da casa de química (Figura 4.5).

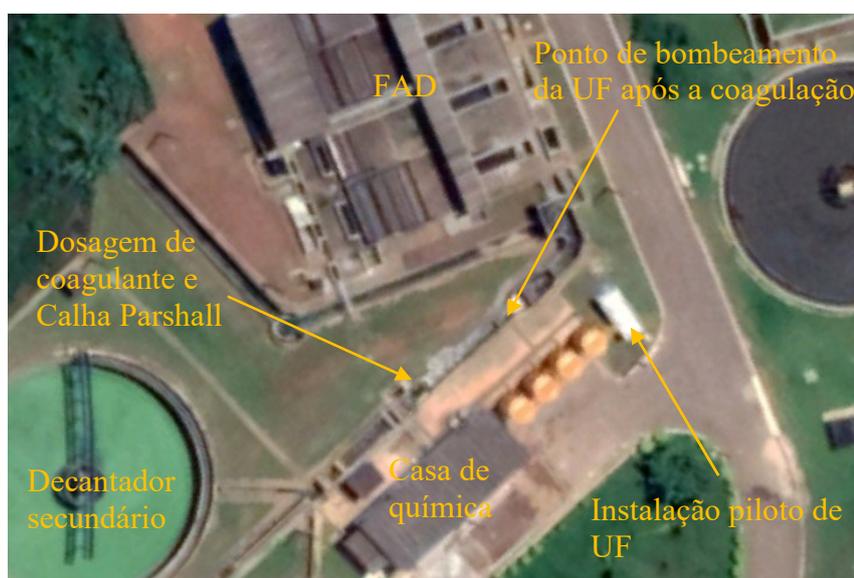


Figura 4.5 – Representação dos pontos de coleta para os experimentos da instalação piloto (Google Earth, 2019)

Esta localização da IP-UF foi definida estrategicamente devido à proximidade ao ponto de interesse da pesquisa; à existência de rede de energia próxima e compatível (na casa de química); à existência de ponto de água potável; favorecer a instalação das tubulações de bombeamento do efluente a ser tratado, do retorno do permeado e do descarte da etapa de limpeza, além de possuir área com pouca interferência na operação cotidiana da estação. Para minimizar os danos às estruturas físicas da ETEB Norte para a instalação das tubulações da instalação piloto, foram utilizadas as canaletas existentes que se conectam ao canal de estação.

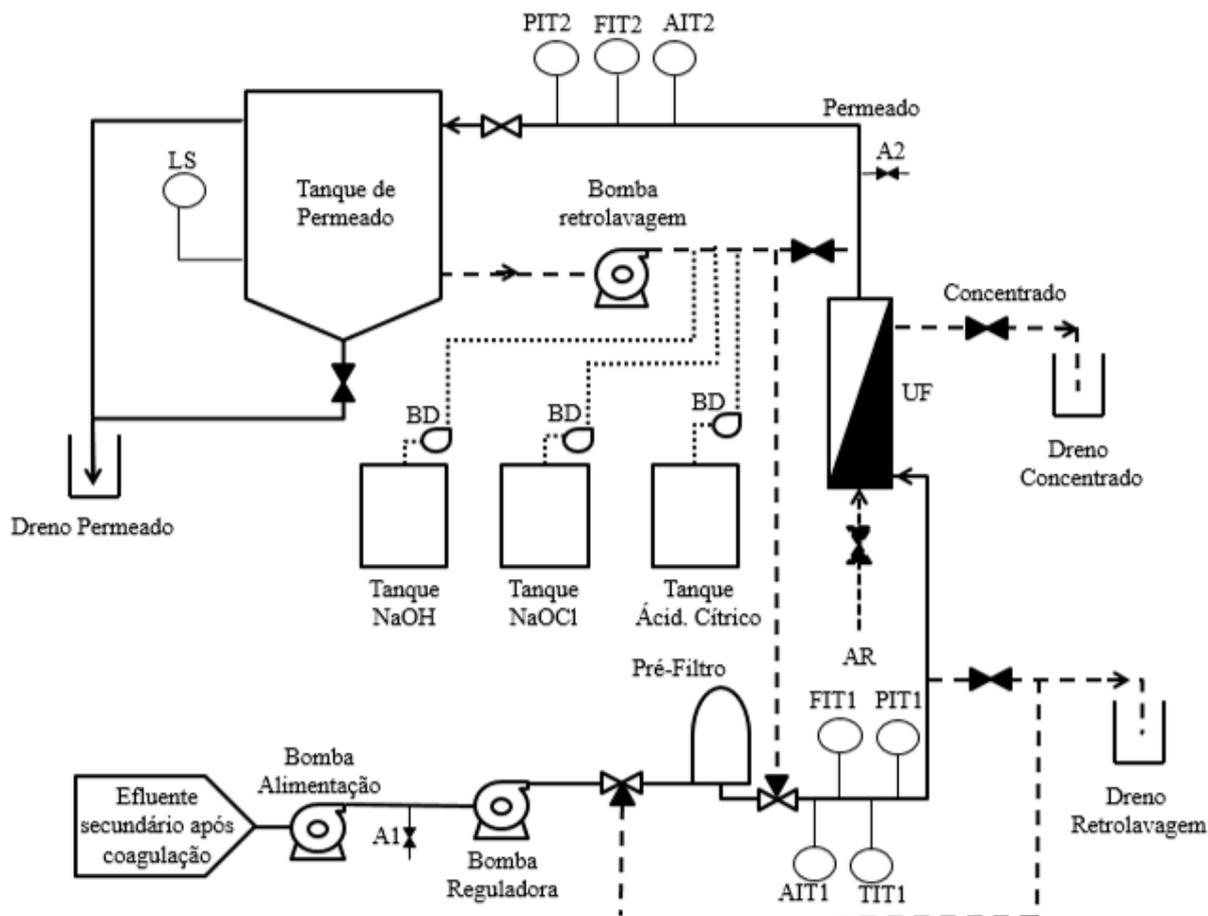
Como o objetivo desta pesquisa foi avaliar a eficiência da UF com efluentes reais já coagulados da ETEB Norte, o ponto de captação da alimentação da IP-UF foi definido após as etapas de lodos ativados e de coagulação (cerca de 15m da calha Parshall), este ponto antecede o polimento final da estação (Figura 4.5). Com isso, um parâmetro importante de acompanhamento foi a dosagem de coagulante da ETEB Norte.

A instalação piloto possui um sistema completo e automatizado de tratamento por membranas de ultrafiltração, no entanto, a piloto é uma unidade móvel e adaptável a situação local do cliente, com isso, é necessária a instalação de um sistema de alimentação da IP-UF ajustado a condição local. A Figura 4.6 apresenta o fluxograma da instalação piloto de ultrafiltração da DOW.

O efluente a ser tratado pela IP-UF era bombeado do canal por uma bomba centrífuga de alimentação externa da Caesb (marca Xylem, modelo Worthington, trifásica, 3CV) com capacidade de vazão de $Q=7\text{m}^3/\text{h}$ à $\text{atm}=30\text{m}$ que atendia as necessidades da IP-UF da DOW. A bomba externa era o único equipamento do sistema de tratamento por UF que não estava interligada a automação da IP-UF. A bomba de alimentação externa era acionada manual de forma independente da automação do piloto, por uma botoeira simples instalada temporariamente no interior do contêiner. Durante todos os experimentos realizados na IP-UF a bomba externa permaneceu ligada, inclusive durante as limpezas (físicas e químicas).

A tubulação de coleta do efluente do canal contava com uma válvula de pé (crivo). De modo a coletar o efluente no meio do canal à aproximadamente 10cm do fundo, foi instalado um braço em aço inox posicionando a tubulação de sucção. Posteriormente foi instalado no braço metálico um cesto protetor do crivo.

A IP-UF é operada com fluxo constantes e pressão de alimentação variável, para isso utiliza uma bomba centrífuga reguladora de vazão de alimentação (marca Nanfag, Modelo CDLF4-3FSLLC, 1,5KW), controlada por variador de frequência com objetivo de manter a vazão constante durante a operação da IP-UF. Com a progressão *fouling* durante o experimento, o sistema aumenta a pressão da bomba para manter a vazão constante do sistema. Esta variação de pressão é realizada pelo controle da rotação da bomba realizado pelo variador de frequência elétrica (0 à 60hz) do quadro comando e controle.



Legenda:

- | | |
|-----------------------------|------------------------------------|
| AIT: Turbidímetro | ⊗ Válvula normalmente aberta |
| FIT: Medidor de vazão | ⊠ Válvula normalmente fechada |
| PIT: Medidor de pressão | 1: Alimentação |
| TIT: Medidor de temperatura | 2: Permeado |
| LS: Sensor de nível | UF: Módulo de membrana de UF |
| BD: Bomba dosadora | A: Registro do Ponto de amostragem |

Figura 4.6 – Fluxograma simplificado da instalação Piloto por membrana de ultrafiltração durante processo de filtração (adaptado de DOW, 2017)

A IP-UF conta com um sistema de pré-tratamento utilizando filtro de disco de polipropileno de 200 µm (marca Arkal, Cor Amarelo; modelo AK 2SK1ES), no entanto, como o objetivo da pesquisa foi avaliar os limites da UF e a IP-UF possui um sistema de proteção para pressão elevada no pré-filtro que impedia a continuidade do experimento, foi realizado apenas um experimento com o pré-filtro.

A membrana de UF utilizada na instalação piloto foi a IntegraFlux SFP – 2880XP da empresa DOW *Water and Process Solutions*, de fibra oca, utilizando como material o fluoreto de polivinilideno hidrofílico (H-PVDF) de dupla parede e tamanho de corte de 0,030 µm nominal. Estas fibras ocas possuem um diâmetro interno de 0,70 mm e externo

de 1,30 mm e estão dispostas em feixe de 10.000 fibras que são instaladas em um vaso de pressão cilíndrico de U-PVC em configuração vertical. O fluxo de trabalho da membrana de UF é de fora para dentro (frontal), ou seja, a água permeada é recolhida no interior das fibras. As principais características da membrana de UF da DOW estão apresentadas na Tabela 4.2.

Tabela 4.2– Principais características do módulo da membrana de UF DOW (IntegraFlux SFP – 2880XP)

Elemento filtrante	Diâmetro nominal dos poros	0,03µm
	Material	Fluoreto de Polivinilideno (PVDF)
	Hidrofobicidade	Hidrofílica
	Fluxo do filtrado à 25°C	40 a 120 l/m ² h
	Fluxo do filtrado corrigido para 20°C	35,49 a 106,48 l/m ² h
	Número de fibras por módulo	10.000
	Área efetiva da superfície da membrana por módulo	77 m ²
Módulo	Dimensões (Diâmetro máximo x Altura, mm)	Ø225 x 2360
	Volume útil (L)	39
	Material	U-PVC Schedule 80
Condições de operação	Fluxo	Frontal ou <i>dead-end</i> (fora para dentro)
	Modo de filtração	Fluxo constante e pressão variável
	Recuperação (%)	88,7
	Pressão máxima de alimentação	0,30 MPa (3bar) à 40°C
	Pressão transmembrana de operação máxima	0,21MPa (2,1bar)
	Fluxo médio por módulo à 25°C (m ³ /h)	3,08 – 9,24 (para 77m ²)
	Temperatura máxima permitida	40° C
Faixa de pH	2-11	

A IP-UF possui também um tanque de acúmulo de permeado de 1.000L para utilização no processo de limpeza por retrolavagem. O sistema de retrolavagem conta com uma bomba centrífuga (marca Nanfag, modelo CDLF8-3FSLLC, 2,2KW) atendendo a necessidade de 7,7 m³/h à uma pressão de 2,5 bar para as limpezas físicas e 4,6 m³/h à uma pressão de 2,5 bar para as limpezas químicas.

Para auxílio na limpeza física a IP-UF conta com um compressor de ar, para etapa de limpeza da membrana (marca Ingersoll Rand) e filtro de ar, que garante o fornecimento de uma vazão de ar de 0,11 Nm³/min à uma pressão de 7,0 bar e livre de impurezas grosseiras. O ar comprimido também tem a função de acionar algumas válvulas do sistema.

A Figura 4.7 apresenta detalhes da instalação piloto de ultrafiltração instalada na ETEB Norte.



Figura 4.7 – Registros fotográficos da IP- UF: (a) Contêiner da UF; (b) Vista do contêiner com uma porta aberta (gerador, módulo e CCM); (c) Vista do contêiner com outra porta aberta (tanque de permeado e tanques de produtos químicos); (d) Interligação das tubulações da UF com a canaleta existente da ETE; (e) Chegada das tubulações da UF no canal da ETE, bomba de alimentação e suporte metálico da sucção; (f) Bomba reguladora de vazão e bomba de retrolavagem; (g) Módulo da membrana de UF em primeiro plano e tubulações e válvulas e sensores em segundo plano; (h) Tanques de produtos químicos, bombas dosadoras, tubulações e medidores e; (i) Pré-filtro em disco.

As duas limpezas químicas realizadas (também no sistema de retrolavagem) eram realizadas com três produtos químicos distintos. Cada produto químico possui um conjunto de tanque de 30L e uma bomba dosadora. Durante as limpezas alcalinas e oxidantes eram utilizados simultaneamente o hipoclorito de sódio e o hidróxido de sódio e para as limpezas ácidas era utilizado o ácido cítrico.

As bombas dosadoras utilizadas no processo de limpeza foram: i) marca Emec; modelo MD 90PP, capacidade 90 L/h à 7 bar para hipoclorito de sódio, ii) marca LMI; modelo C923-368TI, capacidade 15,1 L/h à 6,9 bar para hidróxido de sódio e iii) marca LMI, modelo B126-393TI, capacidade 9,5 L/h à 6,9 bar para ácido cítrico.

A IP-UF possui um sistema de comando e controle (CCM) composto por:

- Painel de controle: Responsável pelo controle dos equipamentos e dispositivos do sistema de ultrafiltração, onde ficam alocados os inversores de frequência, CLPs controladores lógicos programáveis e dispositivos de medição;
- Supervisório com interface homem máquina (IHM) (marca Siemens, Simatic touch screen) para operação automática do sistema, acompanhamento do experimente e alteração dos parâmetros de operação;
- Repositório de dados (marca Honeywell, modelo eZtrend QXe) que armazenava os dados. As informações geradas pelo piloto eram extraídas do sistema por *pen drive* e decodificados pelo programa TrendmanagerSuite;
- Sensores de pressão (Yokogawa) e vazão (Georg Fisher – GF) que fornecem informação ao supervisório de controle; e
- Válvulas controladas pelo supervisório

O sistema era operado no modo automático comandado pelo supervisório ou poderia ser operado manualmente pelos botões no CCM. A Figura 4.8 apresenta registros fotográficos do CCM e equipamentos de medição da IP-UF, e a Figura 4.9 detalha a Interface Homem Máquina (IHM) da instalação piloto.

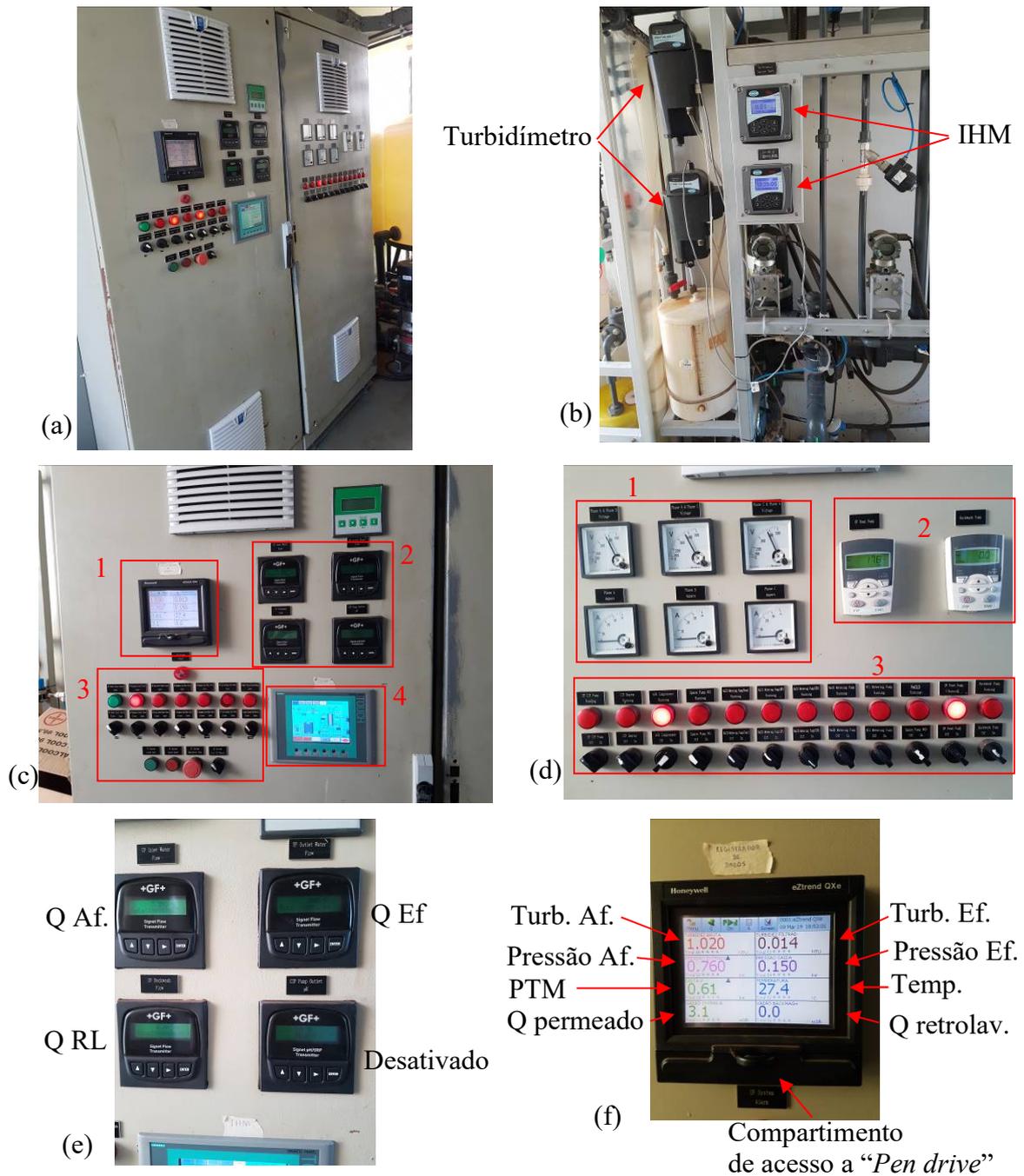


Figura 4.8 – Registros fotográficos do CCM e equipamentos de medição: (a) Vista geral do quadro; (b) Turbidímetro superior do permeado, inferior do afluente (desativado) e os IHMs dos turbidímetros; (c) Parte do CCM: 1- repositório de dados, 2 - monitores de vazões das bombas, 3 - chaves manuais de acionamento das válvulas e 4 - IHM; (d) Parte do CCM: 1- medidores de voltagem e amperagem, 2 - Inversores de frequência e 3 - Chaves manuais de acionamento das bombas; (e) IHM dos medidores de vazão: bombas de alimentação - Af, permeado- Ef e bomba da retrolavagem - RL e; (f) detalhe do repositório de dados.

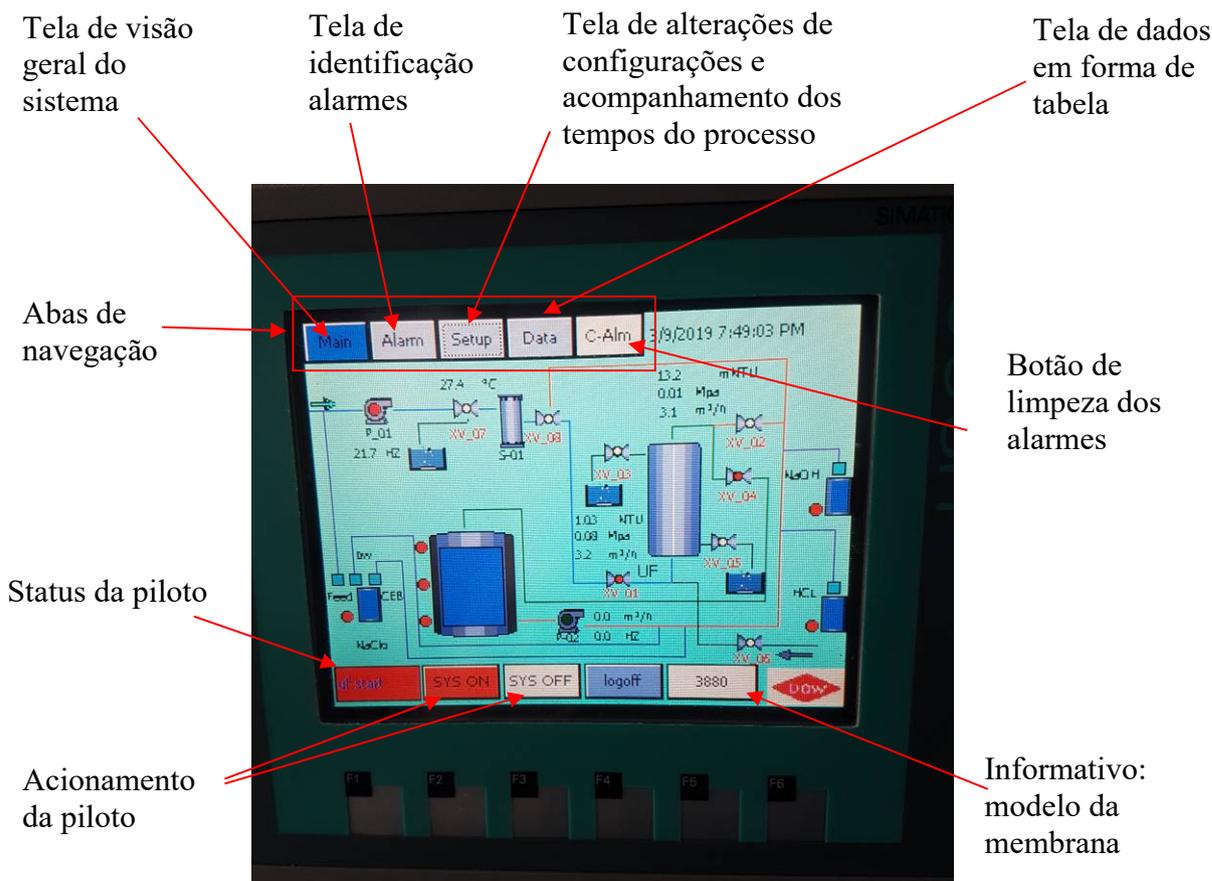


Figura 4.9 – Interface Homem Máquina (IHM) *touch screen* do supervisório da instalação piloto de ultrafiltração: tela de visão geral do sistema com vazões, pressões e equipamentos: ligados/aberto (vermelho) ou desligados/fechado (branco).

O Repositório de dados armazenava os dados da IP-UF a cada segundo, no entanto, para a pesquisa, foi utilizada a média por minuto dos dados gerados. Esta transformação era realizada pelo programa TrendmanagerSuite e exportada para uma planilha eletrônica.

Dois parâmetros de qualidade eram medidos em linha na IP-UF: i) turbidez do permeado - turbidímetro HACH, laser nefelométrico, modelo FilterTrak 660SC e ii) temperatura - termômetro Endress Hauser (E+H) modelo TR10 – TMT180-A11 – TA21E.

Para a coleta de amostras a piloto possui registros de amostragem acionados manualmente que permitiam a coleta de amostra na alimentação e no permeado.

4.2.1 Parâmetros recomendados pelo fabricante para operação da instalação piloto de ultrafiltração

Para adoção da membrana de ultrafiltração, o fabricante recomenda alguns parâmetros de qualidade do afluente ao sistema (Tabela 4.3), bem como, parâmetros operacionais.

Tabela 4.3– Valores ideais e máximos recomendados para alimentação do sistema de UF para garantir funcionamento ótimos (DOW, 2011).

Parâmetro	Unidade	Valor Ideal	Valor Máximo
Turbidez	UT	<50	300
Sólidos suspensos totais (SST)	mg/L	<50	100
Carbono orgânico total (COT)	mg/L	<10	40
Tamanho da partícula	µm	<150	300
Demanda química de oxigênio (DQO)	mg/L	<20	60
Óleos e graxas	mg/l	0	2
pH	-	6 - 9	2 - 11
Temperatura	°C	15 - 30	40
Pressão de alimentação	bar	2,5 - 3,0	6
Pressão transmembrana (PTM)	bar	0,2 - 0,8	2,1
Cl ₂ de maneira contínua	ppm	<0,5	200

No presente estudo, a própria estação de tratamento ETEB Norte (preliminar, decantador primário e lodos ativados com remoção de nutrientes) foi utilizada como pré-tratamento do afluente a piloto, com a qualidade apresentada na Tabela 4.1. Com isso, foi utilizado em apenas um experimento o pré-filtro instalado na IP-UF.

A condição de operação padrão para a IP-UF foi definida pelo fabricante utilizando o software WAVE (Water Application Value Engine) considerando os valores de qualidade afluente da instalação piloto e o modelo de membrana utilizada (IntegraFlux SFP – 2880XP). A Tabela 4.4 e a Tabela 4.5 apresentam, respectivamente, os parâmetros operacionais e de limpeza resultantes da aplicação do software WAVE.

As limpezas físicas por retrolavagem são auxiliadas pelo borbulhamento por ar no interior do módulo. A injeção de ar comprimido é realizada pela base do módulo e proporciona a movimentação das fibras da membrana, favorecendo a desagregação das partículas sólidas ou lodo da sua superfície.

Tabela 4.4 – Parâmetros operacionais de referência recomendados pelo fabricante, considerando as características de qualidade do esgoto afluente à instalação piloto de UF.

Processo de filtração	Unidade	Valor
Módulo de ultrafiltração	-	IntegraFlux SFP – 2880XP
Número de módulos	un	1
Fluxo do permeado à 25°C	m ³ /h	3,1
	l/m ² /h	40,25
Duração da filtração (tempo de operação)	min	25
Frequência de retrolavagem	min	25
Frequência de CEB 1 com dosagem alcalina e oxidante	h	12
Frequência de CEB 2 com dosagem ácido	h	24

Tabela 4.5 – Sequência da limpeza recomendada pelo fabricante, considerando as características de qualidade do esgoto afluente à instalação piloto de UF.

Tipo	Sequencia	Etapa	Unidade	Valor
Limpeza física:	1	Fluxo de entrada de ar por módulo	N. m ³ /h	12
		Duração da limpeza com ar	s	90
	2	Drenagem do modulo por gravidade	s	45
	3	Vazão de retrolavagem	m ³ /h	7,7
		Duração da retrolavagem (Tempo de limpeza)	s	60
4	Enxague com afluente	m ³ /h	2	
	Duração do enxague	s	60	
5	Retorno a operação de filtração	m ³ /h	3,1	
Limpezas químicas: CEB 1 (12 em 12h) e CEB 2 (24 em 24h)	1	Fluxo de entrada de ar por módulo	N. m ³ /h	12
		Duração da limpeza com ar	s	60
	2	Drenagem do modulo por gravidade	s	30
	3	Duração da dosagem alcalina e oxidante (CEB 1) ou ácida (CEB 2)	s	90
	4	Molho	min	10
	5	Duração da limpeza com ar	s	60
	6	Drenagem por gravidade	s	30
	7	Vazão de retrolavagem	m ³ /h	4,6
		Duração da retrolavagem do CEB	s	60
	8	Enxague com vazão afluente	m ³ /h	2
		Fluxo de entrada de ar por módulo	N. m ³ /h	12
		Duração do enxague de ar e água	s	60
	9	Retorno a operação de filtração	m ³ /h	3,1

Como já mencionado, a piloto opera de forma automática, com isso, a cada avanço nas sequencias de limpeza apresentados na Tabela 4.5, ocorre automaticamente uma sequência específica de abertura/fechamento de válvulas (alimentação, concentrado, ar, drenagem, permeado) e acionamento/desligamento de bombas (reguladora, retrolavagem, dosadoras).

Os produtos químicos utilizados no sistema de ultrafiltração da instalação piloto, indicando a finalidade do produto, bem como a concentração obtida através da vazão introduzida no sistema, estão apresentados na Tabela A.1 do APÊNDICE A.

4.3 DESENVOLVIMENTO EXPERIMENTAL

Neste trabalho foi avaliado o desempenho da instalação piloto de ultrafiltração na condição padrão recomendada pelo fabricante (com e sem o pré-filtro da IP-UF), bem como, seu desempenho com alterações dos seguintes parâmetros operacionais: fluxo do permeado (vazão); tempo de operação entre limpezas; e, duração da retrolavagem (tempo de limpeza física). A instalação piloto de UF foi instalada em 10/10/2018 e foi operada no período de outubro de 2018 a junho de 2019.

Durante os quatro primeiros meses, a instalação piloto de UF foi operada com objetivo de realizar testes e ajustes operacionais, após este período foram iniciados os experimentos.

O trabalho experimental foi dividido em oito fases distintas, sendo a fase 1 realizada na condição operacional padrão recomendada pelo fabricante. As fases 2 a 7 foram realizadas alterações nas condições operacionais conforme Tabela 4.6, já na fase 8 foram utilizadas condição operacionais padrão do fabricante e o pré-filtro existente na IP-UF. Foram realizadas repetições de experimentos para as fases 1, 6 e 7, conforme Tabela 4.6.

Durante as diversas fases experimentais os parâmetros operacionais avaliados foram a pressão transmembrana (PTM) e sua recuperação (r). Para subsidiar a avaliação operacional foram acompanhados os seguintes parâmetros: temperatura afluente, vazões (alimentação, permeado e retrolavagem), volumes (permeado, enxague e retro lavagem), pressões (alimentação e saída) e turbidez do permeado.

Tabela 4.6 – Condições operacionais aplicadas e avaliadas na instalação piloto de ultrafiltração, nas diferentes fases operacionais.

Fase	Condição avaliada	Condições de filtração		Tempo de limpeza física (TL)	Repetição da fase	CEB 1 (h)	Duração (h)
		Tempo de operação entre limpezas (TO)	Vazão do permeado (Q)				
1	Condição padrão (P)	25 min	3,1 m ³ /h	60 s	2	12 12	149 132
2	Variação da Vazão	25 min	4,7 m ³ /h (1,5Q)	60 s	1	12	24
3	Variação da Vazão	25 min	3,9 m ³ /h (1,25Q)	60 s	1	12	8
4	Variação da duração da retrolavagem - limpeza física	25 min	3,1 m ³ /h	84 s (1,4TL)	1	12	153
5	Variação da duração da retrolavagem - limpeza física	25 min	3,1 m ³ /h	30 s (0,5TL)	1	8	106
6	Variação de tempo de operação entre limpezas	38 min (1,5TO)	3,1 m ³ /h	60 s	3	7 4 12	151 132 104
7	Variação de tempo de operação entre limpezas	50 min (2TO)	3,1 m ³ /h	60 s	2	5 12	150 29
8	Condição padrão com utilização do pré-filtro (P Pref)	25 min	3,1 m ³ /h	60 s	1	12	151

Legenda: P: Recomendação do fabricante.

Como a IP-UF era alimentada com efluente da etapa de lodos ativados da ETEB Norte após a coagulação, foram acompanhados os dados relativos à vazão da ETEB Norte e dosagem de coagulante adicionada ao efluente dos decantadores secundários. A pluviometria da região também foi acompanhada, através dos dados de precipitação horária para a bacia de esgotamento sanitário que contribui para ETE Brasília Norte obtidos no sítio do INMET (2019) considerando a estação automática Brasília DF, código A001.

Cada fase experimental foi planejada para ter a duração de uma semana e coletas para análises laboratoriais foram realizadas três vezes durante este período (no primeiro, quinto e sétimo dia) conforme disponibilidade do laboratório. O tipo de amostragem nos pontos de coleta foi composto, com alíquotas de hora em hora, durante 4 horas, das 8 às 12h. Sempre após o término dos 7 dias de experimento, foram realizadas as limpezas químicas CEB 1 e CEB 2 em sequência, de modo a preparar a IP-UF para o próximo experimento.

Para obter a duração planejada de 7 dias para cada fase experimental, em algumas fases, foram reduzidas as frequências de limpeza química alcalina/oxidante (CEB1), conforme Tabela 4.6.

Além do monitoramento contínuo da turbidez antes da coagulação e no permeado da UF outros parâmetros de qualidade foram monitorados pontualmente no afluente (após etapa de lodos ativados), no permeado da membrana, bem como, o efluente da FAD os parâmetros monitorados e suas respectivas frequências de monitoramento, são apresentados na Tabela 4.7.

Tabela 4.7 – Parâmetros e frequência de monitoramento do afluente e permeado da instalação piloto de UF e efluente final da ETEB Norte.

Parâmetros	Frequência
Temperatura do afluente	Medição em linha da IP-UF
Turbidez do permeado	
pH do afluente	Medição em linha da ETEB Norte antes da coagulação
Turbidez do efluente após os decantadores secundários e antes da etapa de coagulação	
Ortofosfato do afluente	
Oxigênio Dissolvido (OD)	3 vezes por experimento (início, meio e final do experimento). Obs.: Esta frequência foi alterada quando a duração do experimento não atingia o planejado (7 dias)
Turbidez (afluente IP-UF e efluente FAD)	
pH	
Sólidos Dissolvidos Totais (SDT)	
Sólidos Suspensos (SST)	
Sólidos Totais (ST)	
Sólidos totais Voláteis (STV)	
Sólidos totais fixos (STF)	
Demanda Química de Oxigênio (DQO)	
DQOf (filtrada)	
Fósforo total (PT)	
Nitrito (NO ₂ ⁻)	
Nitrato (NO ₃ ⁻)	
Amônia (NH ₃)	
Coliforme totais (CT)	
<i>Escherichia coli</i> (<i>E. Coli</i>)	

As análises laboratoriais para o monitoramento dos parâmetros microbiológicos, orgânicos e inorgânicos listados na Tabela 4.7 foram realizadas no Laboratório Central da Caesb (LCC), exceto DQO que foi realizado no laboratório operacional da ETE Brasília Norte. Vale lembrar que foram coletados os dados de qualidade dos equipamentos de monitoramento em linha da estação, localizados antes da etapa de coagulação, tais como pH, ortofosfato e turbidez do efluente da etapa de lodos ativados.

Os métodos e instrumentos utilizados para o monitoramento dos parâmetros físico-químicos e bacteriológicos durante o trabalho experimental estão apresentados na Tabela 4.8. Já os métodos e equipamentos usados para monitoramento em linha, tanto da ETE Brasília Norte, quanto da IP-UF, estão apresentados na Tabela 4.9.

Tabela 4.8 – Parâmetros físico-químicos e bacteriológicos monitorados, métodos e instrumentos utilizados

Parâmetro	Método (*)	Instrumento
OD	Winkler modificado - Oxigênio dissolvido em laboratório SM 4500-O.C - SMWW	Jencons - Bureta Digital Jencons 50 BUD 023
Turb.	Nefelométrico SM 2130.B - SMWW	Hach - Turbidímetro 2100N TUR002
pH	Potenciométrico - pH SM 4500-B – SMWW	Digimed - Phmetro DM-21 PHM006
SDT	Condutivimétrico SM 2510.B - SMWW	Jenway - Condutivímetro 4510 COD005
SST	Gravimetria SM 2540.D - SMWW	Shimadzu - Balança Analítica AUW320 BAL004
ST		
STV		
STF		
DQO/DQOf	Merck 114560 e 114541 – corresponde a DIN ISSO 15705 e EPA 410.4, APHA 5220 D e ASTM D1252-06 B	Spectroquant Prove 600, NS 1643611702
FT	Ácido ascórbico - Fósforo no Visível SM 4500-P.E – SMWW	Perkin Elmer - Espectrofotômetro UV/VIS Lambda 25 ESP007
NO ₂	Cromatografia iônica SM 4110 - SMWW	Metrohm - Cromatógrafo Iônico 850 Professional IC ION001
NO ₃		
NH ₃		
CT	Substrato Enzimático SM 9223 B – SMWW	SP Labor - Incubadora SP500 INC012
<i>E. Coli</i>		

(*) *Standard Methods*, 23ª Edição (APHA, AWWA, WEF, 2017)

Tabela 4.9 – Parâmetros físico-químicos monitorados em linha, métodos e instrumentos utilizados

Variável	Local	Método	Instrumento
Turbidez	Ef. Lodos ativados – ETEB Norte	Nefelométrico (Hach 8195 e Standard Methods 2130B)	Hach - Turbidímetro 1720E Low Range
	Permeado piloto	Laser Nefelométrico (Hach 10133)	Hach - Turbidímetro FilterTrak 660SC
Temperatura	Alimentação piloto	Sensor de temperatura PT100 (IEC 60751)	Endress Hauser (E+H) – termômetro TR10 – TMT180-A11 – TA21E.
pH	Ef. Lodos ativados – ETEB Norte	Eletrodo de pH tipo diferencial modelo PHD – RYTRON - PC1R1A	Hach – Multimedidor SC200
Ortofosfato	Ef. Lodos ativados – ETEB Norte	-	Hach – Analisador de fosfato Series 5000 Low Range

As condições para realização dos experimentos foram fundamentais para o êxito deste trabalho, e englobou: a procura da instalação piloto compatível e disponível, definição do escopo do trabalho, definição do local de instalação, transporte da IP-UF, interligações (elétricas e hidráulicas), fornecimento de produtos químicos, testes nos equipamentos, definição de laboratório de análise das amostras. O planejamento tornou possível a realização dos experimentos, cujos resultados e discussão serão apresentados a seguir.

5. RESULTADOS E DISCUSSÃO

Antecedendo a fase experimental deste trabalho, foram realizados testes preliminares e pré-operação da instalação piloto de UF (IP-UF) de forma a identificar e corrigir problemas operacionais. Após a pré-operação da IP-UF, foi iniciada a fase experimental, dividida em 8 fases conforme descrito na Tabela 4.6 da metodologia.

Conforme apresentado na Tabela 4.4 e na Tabela 4.5, o fabricante definiu como operação padrão a vazão $Q=3,1 \text{ m}^3/\text{h}$ (fluxo $40,25 \text{ l/m}^2/\text{h}$), tempo de duração da limpeza de 60s, tempo de operação de 25 min, limpeza química alcalina e oxidante a cada 12h e limpeza química ácida a cada 24h.

Foram realizados os experimentos com as alterações operacionais conforme as fases experimentais, de modo a avaliar o comportamento da PTM ao longo dos experimentos, bem como os impactos na qualidade do permeado e comparar com a etapa de polimento final da ETE Brasília Norte (coagulação-floculação-FAD).

5.1. TESTES PRELIMINARES, PRÉ-OPERAÇÃO E DESAFIOS OPERACIONAIS

A fase de testes e pré-operação da instalação piloto por membranas de ultrafiltração (IP-UF) durou quatro meses, entre 11 de outubro de 2018 e 14 de fevereiro de 2019. Durante este longo período foram realizados os testes operando a IP-UF com todas as variações previstas nas fases dos experimentos (Tabela 4.6 da metodologia), de modo a identificar e corrigir problemas operacionais importantes.

Como já mencionado, a IP-UF, originalmente, foi concebida para o tratamento de água, não considerando especificidades da matriz esgoto, utilizada nos experimentos. Devido a esse motivo, alguns aspectos estruturais tiveram que ser corrigidos e ajustados para o funcionamento adequado do sistema.

A partir dos dados apresentados na Tabela 4.1, inferiu-se que as características do efluente da etapa de lodos ativados da ETEB Norte eram adequadas (Tabela 4.3) para serem

captados diretamente do canal efluente de decantadores secundários e tratados normalmente pela IP-UF. Como o tratamento biológico da ETEB Norte estava sendo utilizado como pré-tratamento para alimentação da IP-UF, a expectativa de qualidade foi confirmada, no entanto, em situações operacionais de manutenção rotineira da ETE a qualidade do efluente secundário sofria alterações temporárias que interferiam na captação do efluente.

Para a captação do efluente foi utilizado uma válvula crivo para manter a escorva da bomba coletora e afastar a possibilidade de obstrução da válvula por sólidos grosseiros. No entanto, este sistema, não foi suficiente para suportar o aumento do teor de sólidos oriundos das limpezas rotineiras semanais do material acumulado nos vertedores e calhas coletoras dos decantadores secundários, resultando na obstrução total do crivo (Figura 5.1a). Com isso, foi necessário a instalação de um cesto protetor do crivo, com abertura de 10mm (Figura 5.1b).

Com a instalação do cesto protetor, o crivo não era afetado pelos sólidos oriundos das limpezas rotineiras semanais do material acumulado nos vertedores e calhas coletoras dos decantadores secundários. Para evitar a obstrução do cesto protetor do crivo, foi necessária a inspeção e limpeza semanal do cesto (Figura 5.1d).

De modo a posicionar o mangote de captação do efluente e o cesto protetor do crivo no centro do canal efluente de decantadores secundários, foi instalado em uma estrutura metálica de apoio, onde o mangote e o crivo foram afixados (Figura 5.1c). O mangote foi instalado na estrutura metálica de forma manter o crivo à 10 cm do fundo do canal, evitando a captação de partículas maiores transportadas pelo fundo do canal (Figura 5.1c).

No mesmo sentido, a liberação de sólidos grosseiros pela limpeza dos decantadores secundários, mesmo com a instalação do cesto protetor do crivo, provocou a rápida obstrução do pré-filtro do sistema da IP-UF, composto por filtro de disco de 200 μm (ver Figura 5.2), e o consequente aumento da pressão de entrada no pré-filtro, antes da membrana. Com isso o sistema de proteção da IP-UF impedia a continuidade do experimento, desligando a bomba de alimentação da unidade. Para solucionar o problema foi necessário remover o pré-filtro, e o sistema respondeu dentro do esperado, conforme

PTM máxima indicado pelo fabricante (0,21 MPa) para as condições operacionais padrão recomendados pelo fabricante (ver Tabela 4.4).



Figura 5.1- Imagens do sistema de coleta de efluentes para alimentação da IP-UF: (a) Crivo obstruído; (b) Cesto de proteção do crivo limpo; (c) Suporte metálico de posicionamento e fixação do mangote de captação e do cesto de proteção do crivo; e (d) Cesto obstruído.



Figura 5.2- Imagens do pré-filtro de 200 µm da IP-UF: (a) Pré-filtro obstruído; (b) pré-filtro conectado na base da IP-UF sem a tampa de vedação.

Outra situação inesperada importante foi a obstrução das válvulas solenoides da rede de limpeza da IP-UF. Esta situação impedia o funcionamento normal da válvula que não respondia ao comando do sistema de controle e por vezes permanecia parcialmente aberta durante a operação de filtração da IP-UF, descartando parcialmente o efluente secundário alimentado ao invés de direcionar para a filtração pela membrana. O problema interferia na condição de fluxo frontal da membrana de UF e reduzia a vazão do permeado.

Ficou claro que a válvula originalmente instalada na IP-UF não é aplicável a matriz esgoto e, com isso, foi necessária a troca das válvulas de limpeza para válvula do tipo globo (ver Figura 5.3), além da adequação do sistema de comando e acionamento da válvula. Durante o tempo em que a solenoide estava instalada, os dados operacionais obtidos não foram confiáveis.

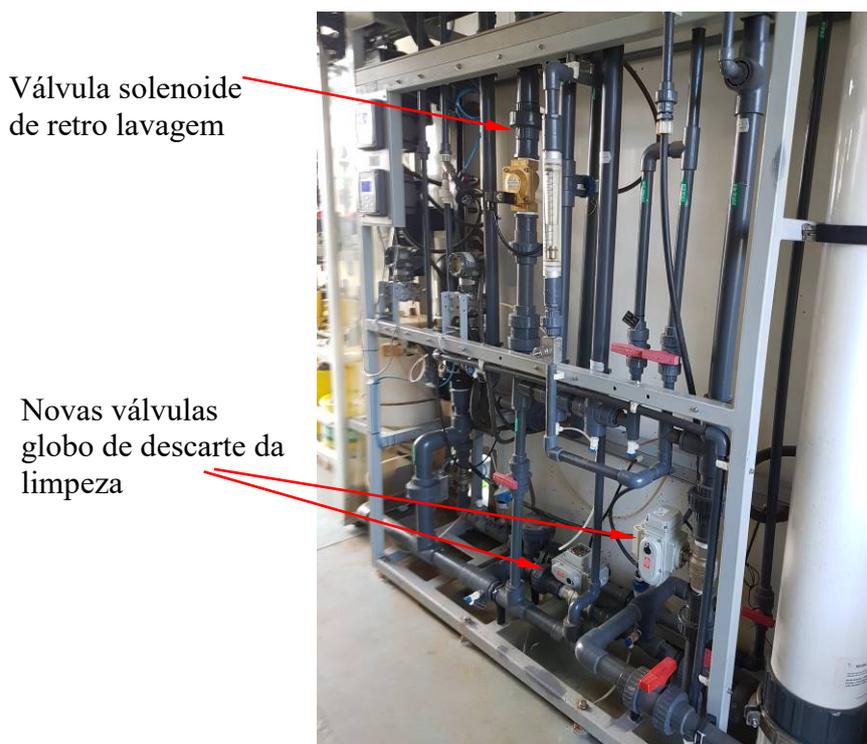


Figura 5.3- Imagens das principais válvulas do sistema de limpeza da IP-UF.

O objetivo dos experimentos foi avaliar a operação da membrana de UF com efluente secundário da ETEB Norte já coagulado, mas esta situação operacional não estava prevista na concepção da IP-UF. Isso acarretou um problema na medição em linha da turbidez afluente a IP-UF, pois ocorria a floculação de material em suspensão no interior da câmara

de leitura do turbidímetro, formando uma camada de lodo superficial, comprometendo a representatividade das informações geradas neste equipamento. Com isso, os dados registrados no turbidímetro para monitoramento do afluente à IP-UF foram descartados.

No campo das análises laboratoriais, inicialmente o laboratório operacional da Caesb situado na ETEB Norte foi o responsável por realizar as análises de qualidade do afluente e efluente da instalação piloto. Para a necessidade operacional de controle de qualidade da ETE, as metodologias e equipamentos utilizados no laboratório da ETEB Norte atendem à demanda, no entanto, para as análises do permeado da IP-UF, os limites de quantificação de alguns métodos/equipamentos não eram suficientemente sensíveis. Com isso, foi necessário o envio das amostras para o Laboratório Central da Caesb, onde os equipamentos/métodos e os limites de quantificação eram compatíveis com as necessidades do experimento. Vale destacar que os dados obtidos no laboratório da ETEB Norte não foram utilizados neste trabalho.

5.2. FASE EXPERIMENTAL - ASPECTOS OPERACIONAIS

Os experimentos válidos realizados na instalação piloto por membranas de ultrafiltração (IP-UF) tiveram duração de quatro meses, de 14/2/2019 à 12/6/2019.

5.2.1. Evolução da PTM com a variação da vazão afluente a instalação piloto (IP-UF)

Para a análise comparativa da evolução da PTM com a variação da vazão afluente à IP-UF, são apresentadas na Figura 5.4 a evolução da PTM para os experimentos das fases 1 (P: $Q = 3,1\text{m}^3/\text{h}$), 2 ($1,5 Q = 4,7\text{m}^3/\text{h}$) e 3 ($1,25Q = 3,9\text{m}^3/\text{h}$). Para a fase 1 foi mantida a condição padrão do fabricante (P) enquanto as fases 2 e 3 foram alterados a vazão (Q) afluente para condições mais severas de operação, que correspondem a $1,5Q$ e $1,25Q$, respectivamente, bem como respeitando a capacidade de bombeamento da bomba de alimentação da IP-UF. Foram mantidos constantes: o tempo de operação entre limpezas (25min), a duração das limpezas físicas (60s) e as frequências de limpezas químicas alcalinas (CEB 1=12h), ácidas (CEB 2=24h).

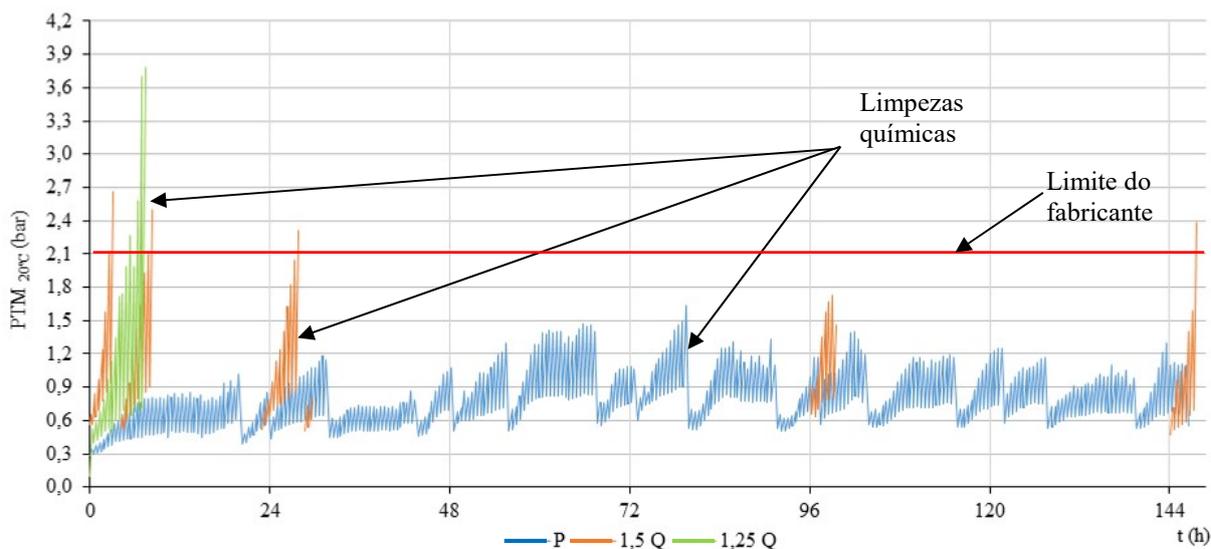


Figura 5.4- Desenvolvimento da PTM corrigida à 20°C e tempo de operação do experimento (t) para as fases: fase 1 - padrão (P: $Q=3,1\text{m}^3/\text{h}$), fase 2 - 1,5 vez a vazão padrão ($1,5Q=4,7\text{m}^3/\text{h}$) e fase 3 - 1,25 vez a vazão padrão ($1,25Q=3,9\text{m}^3/\text{h}$). Foram mantidos constantes: o tempo de operação entre limpezas (25min), a duração das limpezas físicas (60s) e as frequências de limpezas químicas alcalinas (CEB 1=12h), ácidas (CEB 2=24h).

A condição operacional padrão da fase 1 apresentou duração do experimento prolongado com a recuperação das PTM inicial após as limpezas químicas, atendendo os limites de segurança da PTM de operação indicado pelo fabricante (2,1bar). Com isso, o experimento foi interrompido por atingir o tempo planejado de operação do experimento (7 dias). Após a finalização do experimento foram realizadas as limpezas químicas CEB 1 e CEB 2.

Os experimentos da fase 2 ($1,5Q=4,7\text{m}^3/\text{h}$) e fase 3 ($1,25Q=3,9\text{m}^3/\text{h}$) apresentaram uma evolução intensa da PTM nas primeiras horas de experimento, sendo necessário a interrupção do experimento após atingir ao limite máximo de pressão de alimentação (3bar). Os experimentos foram interrompidos antes de 12h de duração, com isso, as limpezas químicas que estavam programadas para 12 (CEB1) e 24h (CEB2) não ocorreram, então, após o término de cada experimento das fases 2 e 3 foram realizadas as limpezas químicas CEB1 e CEB2.

Foi observado uma relação direta entre o aumento da vazão da IP-UF com a evolução da PTM, ou seja, quanto maior a vazão ou fluxo do permeado mais intensa foi a evolução da PTM.

O aumento da vazão ou fluxo de permeado, além de aumentar o volume de efluente tratado para o mesmo tempo de operação, proporciona o aumento de depósitos na superfície da membrana quanto maior a vazão do permeado, considerando a mesma qualidade do afluente.

Fazendo um paralelo com a teoria da hidráulica para condutos forçados (Azevedo Netto e Alvarez, 1977), o aumento da velocidade do fluxo (ou vazão) em um determinado conduto forçado gera um aumento da perda de carga. No caso da membrana, considerando os poros como canículos, também era esperado o aumento de perda de carga (apresentada como PTM) apenas devido ao aumento da vazão, sem considerar a intensificação da evolução do *fouling*.

A relação do aumento do fluxo com o aumento da evolução da PTM em membranas também foi abordada por Yoon (2015) que indica que inicialmente existe uma relação linear direta entre o aumento de fluxo e a PTM. Após atingir o fluxo crítico da membrana, passa-se para uma região de transição, onde as partículas/solutos começam a se depositar na superfície da membrana, criando uma barreira adicional, com isso o aumento incremental de fluxo se torna menor para o avanço da PTM. Após a região de transição, ocorre a compactação da camada de lodo e a filtração entra em uma região controlada por transferência de massa, ou seja, o fluxo permanece quase constante, independentemente do PTM.

5.2.2. Evolução da PTM com a variação a duração da retrolavagem - limpeza física (ar e água)

Para a análise comparativa da evolução da PTM com a variação da duração da retrolavagem (tempo de limpeza física - TL), é apresentada na Figura 5.5 o comportamento da PTM para os experimentos das fases 1 (P), 4 (1,4TL) e 5 (0,5TL). Para a fase 1 foi mantida a condição padrão do fabricante com duração da retrolavagem de 60s (P: TL=60s) enquanto as fases 4 e 5 foram alterados o tempo de limpeza em 1,4TL=80s e 0,5TL=30s, respectivamente. Foram mantidos constantes: o tempo de operação entre limpezas (25min) para as fases 1, 4 e 5 e a frequência de limpezas químicas alcalinas (CEB 1=12h) e ácidas (CEB 2=24h) para as fases 1 e 4. No entanto, na tentativa de manter a PTM dentro dos

limites máximos na fase 5 e prolongar a duração do experimento, foi reduzida a frequência de limpeza CEB 1 para 8h.

Tanto as condições da fase 1 (P: TL=60s) como da fase 4 (1,4TL=80s) apresentaram a duração do experimento prolongadas com a recuperação das PTM após as limpezas químicas, atendendo o limite de segurança de PTM máximo indicado pelo fabricante. Com isso, o experimento foi interrompido por atingir o tempo planejado de operação do experimento (7dias). Após a finalização dos experimentos foram realizadas as limpezas químicas CEB 1 e CEB 2.

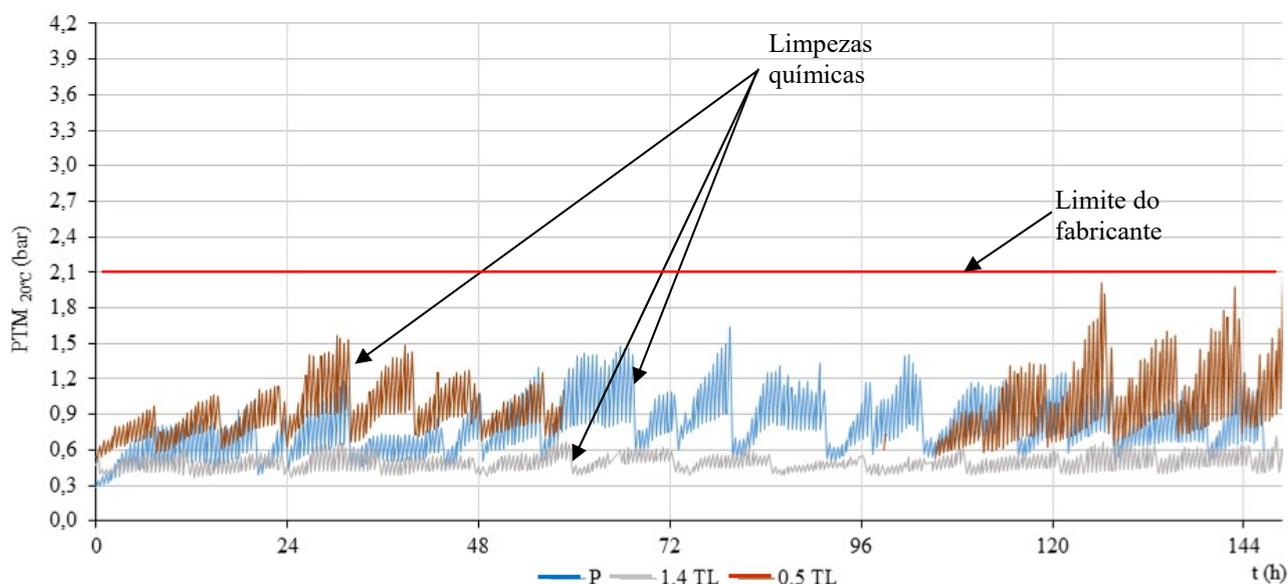


Figura 5.5- Desenvolvimento da PTM corrigida à 20°C e tempo de operação do experimento (t) para as fases: fase 1 - padrão (P: TL=60s), fase 4 - 1,4 da duração da retrolavagem padrão (1,4TL=80s) e fase 5 – 0,5 da duração da retrolavagem padrão (0,5TL=30s). Foram mantidos: o tempo de operação entre limpezas (25min) e limpezas químicas alcalinas (CEB 1=12h) para as fases 1, 4 e 5. A frequência de limpezas químicas alcalinas (CEB 1) foi de 12h para as fases 1 e 4 e de 8h na fase 5.

Observa-se que na fase 4 (1,4TL=80s) ocorreu um desenvolvimento da PTM notadamente menor que a fase 1 (P: TL=60s), devido a maior eficiência dos processos de limpeza física com ar e água. A redução da duração da retrolavagem na fase 5 (0,5TL=30s) por outro lado apresentou uma evolução mais intensa da PTM comparado as outras fases (1 e 2).

Como esperado, foi observado uma relação inversa entre o aumento da duração de retrolavagem (tempo de limpeza física - ar e água) da IP-UF com a evolução da PTM, ou seja, quanto menor o tempo de limpeza física mais intensa foi a evolução da PTM. A

redução da duração da retrolavagem torna a limpeza menos efetiva, desfavorecendo a remoção da torta sobre a membrana e, conseqüentemente, favorecendo o maior acúmulo de impurezas e a formação de *fouling*.

Pode ser feita uma analogia entre os resultados observados neste trabalho e os observados pelos autores Diaz *et al.* (2012) quanto a relação inversa entre a duração da retrolavagem e a evolução da PTM. Os autores observaram que a diminuição da resistência à filtração (*fouling*) funciona de forma assintótica com o aumento da duração da retrolavagem, bem como, o aumento progressivo do tempo de limpeza atinge um patamar em que não é observado ganho representativo na redução da resistência. A diminuição da resistência a filtração reflete diretamente na redução da PTM.

Conforme já mencionado, o intervalo entre limpeza química para a fase 5 foi reduzido de modo a manter a PTM dentro do limite máximo recomendado. A estratégia surtiu efeito inicialmente, mas com o decorrer do experimento foi observada a progressão do *fouling* irreversível, alcançando PTM progressivamente mais elevados.

5.2.3. Evolução da PTM com a variação no tempo de operação entre limpezas

A influência da variação do tempo de operação entre as limpezas (TO) na evolução da PTM é apresentada na Figura 5.6 para os experimentos das fases 1 (P), 6 (1,5TO3) e 7 (2TO2). Para a fase 1 foi mantida a condição padrão do fabricante para o tempo de operação entre as limpezas (P: TO=25min) enquanto as fases 6 e 7 foram alterados o tempo de operação em 1,5TO = 38min e 2TO = 50min, respectivamente. Para estes experimentos, foram mantidas as seguintes condições de referência informada pelo fabricante: duração da retrolavagem TL=60s, vazão do permeado Q=3,1m³/h, frequência de limpeza química alcalina CEB1 = 12h e de limpeza química ácida CEB 2=24h

Conforme Yoon (2015), o aumento de tempo de operação entre as limpezas provoca um aumento de forma proporcional da evolução da PTM para manter o fluxo constante, pois a deposição contínua de produtos microbiológicos solúveis e biopolímeros (*fouling*) provoca uma tendência de redução do fluxo no tempo.

Foram confirmadas as expectativas de desenvolvimento da PTM mais intenso para as fases 6 (1,5TO 3) e 7 (2TO 2) comparados com a fase 1 (P). Por outro lado, comparando as fases 6 (1,5TO 3) e 7 (2TO 2), observa-se um comportamento de evolução da PTM semelhante, sugerindo alguma interferência externa à operação da IP-UF. A interferência externa à operação da IP-UF é abordada no próximo item.

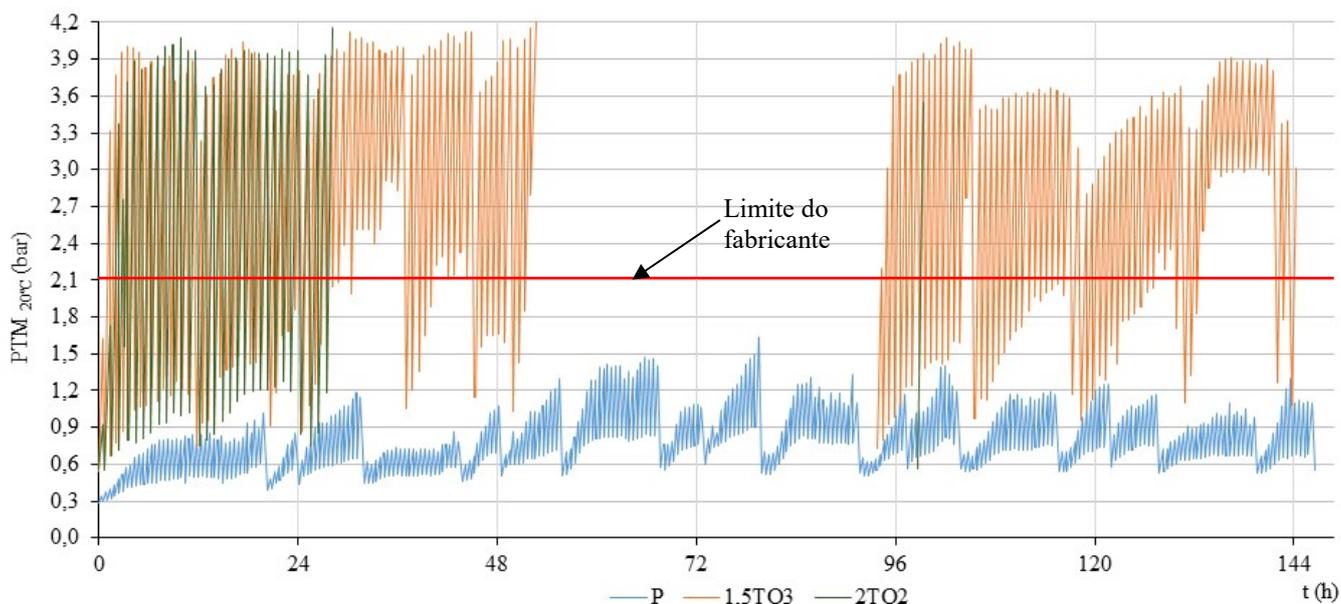


Figura 5.6- Desenvolvimento da PTM corrigida à 20°C e tempo de operação do experimento (t) para as fases: fase 1 – tempo de operação entre limpezas padrão (P: TO=25min), fase 6 (3ª repetição) - 1,5 vez o tempo de operação padrão (1,5TO 3=38min) e fase 7 (2ª repetição) – 2 vezes do tempo de operação padrão (2TO 2=50min). Foram mantidos: duração da retrolavagem TL=60s, vazão do permeado Q=3,1m³/h, frequência de limpeza química ácida CEB 2=24h e frequências de limpeza alcalina/oxidante CEB 1 =12h

5.2.4. Influência da qualidade do afluente à instalação piloto na evolução da PTM

As membranas são barreiras seletivas que separam duas fases ou soluções e, devido a esta característica, Diaz *et al.* (2012) ressaltam que as características físico-químicas da alimentação influenciam diretamente à resistência ao escoamento pela membrana devido a incrustação por formação de lodo.

A IP-UF era alimentada pelo efluente do sistema de lodos ativados modificado da ETEB Norte e apresentava variações nas suas características, conforme Figura 5.7. As variações da qualidade do efluente de lodos ativados são recorrentes. Von Sperling (2012) apresenta

algumas das causas da redução de qualidade no efluente de lodos ativados com relação aos parâmetros sólidos suspensos, turbidez, DBO e amônia, a saber: carga hidráulica excessiva, problemas no sistema de aeração (suprimento de oxigênio), recebimento de contaminantes tóxicos aos microrganismos do reator, relação alimento/microrganismo (A/M) desbalanceada, etc.

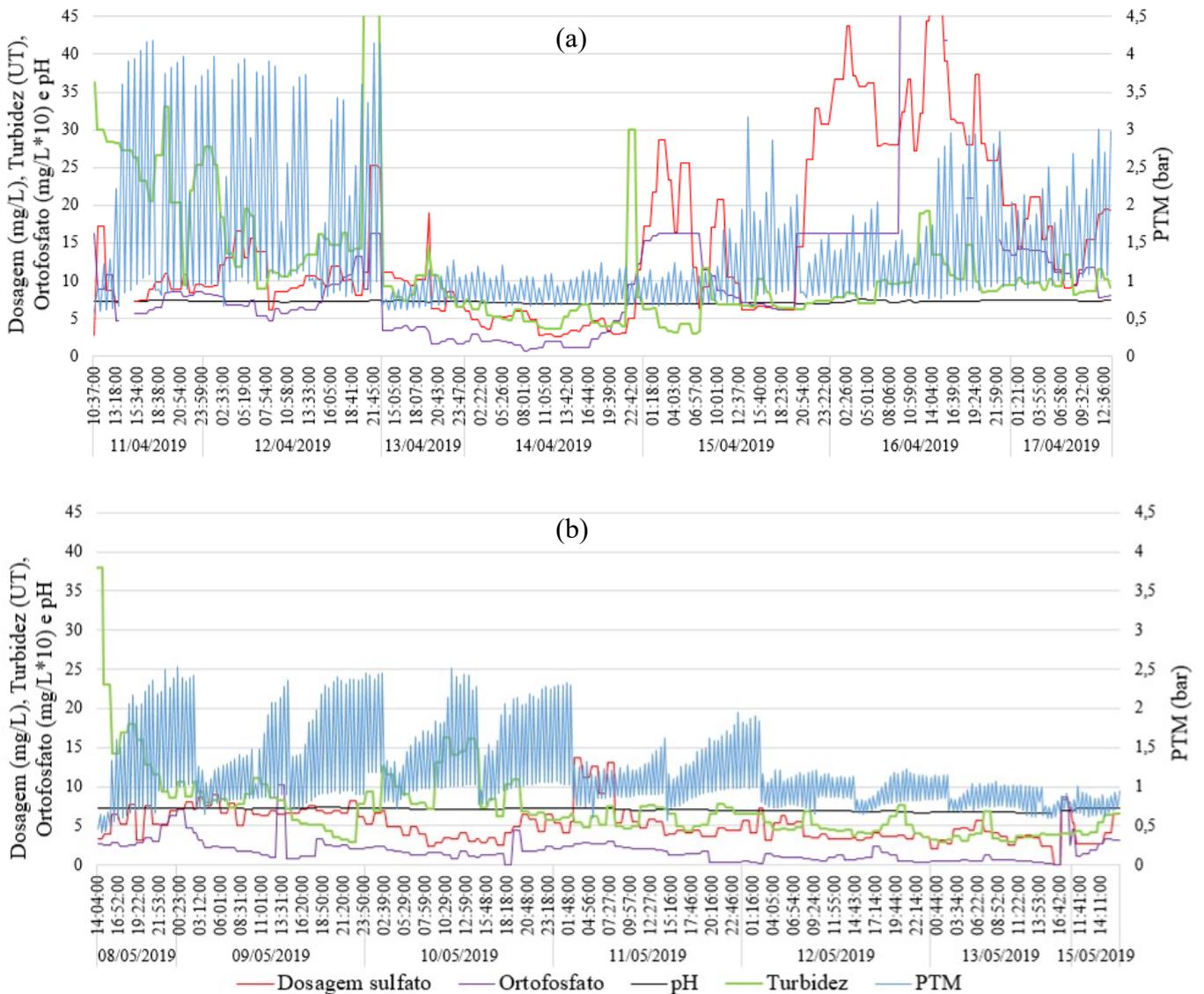


Figura 5.7- Influência da turbidez, pH, ortofosfato e dosagem de sulfato de alumínio do efluente do decantador secundário, afluente à IP-UF, no desenvolvimento da PTM corrigida à 20°C para o experimento: (a) fase 6 (1,5 TO2) de 11 à 17/04/19 e (b) fase 1 (P2) de 08 à 15/05/19. A condição de operação padrão é: Q - vazão do permeado=3,1m³/h, TL - duração da retrolavagem=60s, TO - tempo de operação entre limpezas=38min, frequência de limpeza ácida=24h e duração de limpeza alcalina=12h. Para cada fase, está indicado a alteração na condição padrão.

De modo a identificar influência da qualidade do efluente do sistema de lodos ativados modificados sobre a evolução da PTM da IP-UF, foram comparados dois experimentos, fase 1 (P2) e fase 6 (1,5TO2), e foram avaliados a turbidez (material em suspensão), o ortofosfato e o pH), conforme Figura 5.7. Os dados apresentados são do controle da ETEB Norte coletados por equipamento em linha após os decantadores secundários e antes da dosagem de coagulante.

Os dados da Figura 5.7 reforçam a constatação de Diaz *et al.* (2012) que a turbidez é a principal influência na resistência ao fluxo pela membrana devido a incrustação (formação de lodo). Apesar de todos os parâmetros analisados estarem interligados com a eficiências do tratamento de lodos ativados da ETEB Norte, como esperado, o pH e o ortofosfato não apresentaram influências diretas aparentes na evolução da PTM na IP-UF. As alterações destes parâmetros indicam alteração no tratamento por lodos ativados, mas não necessariamente uma relação com perda de sólidos no decantador secundário.

Diaz *et al.* (2012), utilizando ultrafiltração como pós-tratamento de efluentes de lodos ativados utilizando o coagulante policloreto de alumínio, observaram que quanto maior a dosagem de coagulante menor a resistência causada pela incrustação (*fouling*) para uma mesmo fluxo de permeado. Na Figura 5.7, devido a variação simultânea da turbidez e da dosagem de coagulante utilizada na ETEB Norte, não é possível observar relação consistente entre a alteração da dosagem de coagulante e o desenvolvimento da PTM.

5.2.4.1. Influência da turbidez afluente a IP-UF na evolução da PTM

A Figura 5.8 apresenta dois experimentos com as condições operacionais padrão do fabricante (fase 1) para dois períodos distintos, entre os dias 14 à 20/02/19 (P) e os dias 11 à 17/04/19 (P2). A turbidez afluente à IP-UF também apresentou um comportamento distinto nos dois experimentos.

Inicialmente, entre o tempo 0 e 60 h dos tempos de operação dos experimentos da Figura 5.8, a turbidez afluente a IP-UF no experimento P apresentava valores abaixo de 7 UT e no experimento P 2 apresentava valores acima de 7 UT a maior parte do tempo, entre as limpezas químicas. Pode-se observar que quando a turbidez se apresentou mais elevada,

maiores valores de PTM eram observados para o mesmo fluxo de permeado, indicando o aumento do *fouling*.

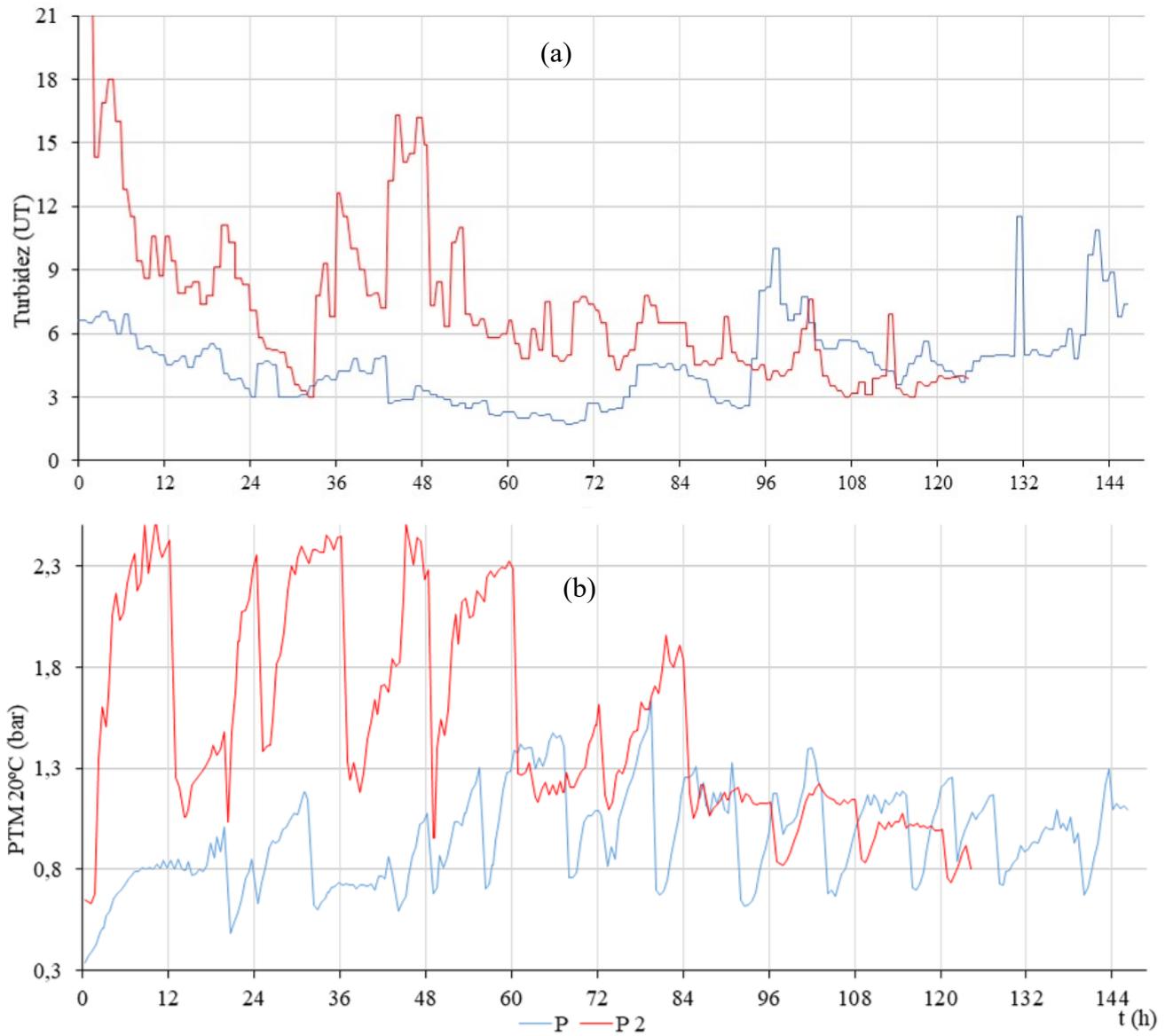


Figura 5.8 – Comportamento de: (a) Turbidez afluyente à IP-UF e (b) Desenvolvimento da PTM máxima por ciclo de limpeza (corrigida à 20°C), durante o tempo de operação do experimento (t) para a fase 1 - padrão (vazão=3,1m³/h; duração da retrolavagem=60s; tempo de operação entre limpezas=25min, frequência de limpeza alcalina=12h e frequência de limpeza ácida=24h) em dois períodos distintos 14 à 20/02/19 (P) e 09 à 15/05/19 (P2),

Na Figura 5.8 pode se observar ainda, que a partir da 60^a hora, quando a turbidez entre os experimentos se aproximam, as PTM máximas se tornam mais próximas, até que, a partir da 96^a hora de experimentos, a situação de qualidade se inverte e a PTM acompanha a tendência da inversão da turbidez.

A Figura 5.9 apresenta dois experimentos realizados em períodos distintos entre os dias 21 à 27/03/19 (1,5TO) e 11 à 17/04/19 (1,5TO 2), nos quais o tempo de operação entre limpezas padrão indicado pelo fabricante (TO=25min) foi alterado para 1,5TO=38min (fase 6). Foi mantida a duração da retrolavagem (TL=60s), vazão do permeado (Q=3,1m³/h) e a frequência padrão de limpeza química ácida (CEB 2=24h) para os experimentos, no entanto, a frequência da limpeza alcalina (CEB 1) foi alterada na tentativa de manter a PTM dentro dos limites máximos recomendados pelo fabricante e obter uma prolongada duração do experimento, com isso o CEB1 para 1,5TO foi de 7h e para 1,5 TO 2 foi de 4h.

Inicialmente, entre o tempo 0 e 36 h do experimento da Figura 5.9, a turbidez do permeado para o experimento 1,5TO estava abaixo de 7 UT e para o experimento 1,5TO 2 estava acima de 10 UT a maior parte do tempo, entre as limpezas químicas. Pode-se observar que quando a turbidez se apresentou mais elevada na alimentação, maior a incrustação (*fouling*) para um mesmo fluxo de permeado, reafirmando a observação nos experimentos representados da Figura 5.8. Pode-se observar também, que mesmo com o intervalo mais curto entre limpezas químicas, a evolução da PTM é mais elevada quanto maior a turbidez afluyente a membrana.

Com isso, observa-se que as limpezas químicas alcalinas e ácidas são efetivas na limpeza das membranas, no entanto, não são capazes de impedir totalmente a incrustação irreversível da membrana, conforme também relatado por Zheng *et al.* (2012). Neste caso, conforme orientação do fabricante seria necessária uma limpeza química ainda mais intensa chamada de CIP, com maior concentração dos produtos para a limpeza e tempo de molho prolongado, podendo chegar até 12h, além da possibilidade de aquecimento da água de lavagem.

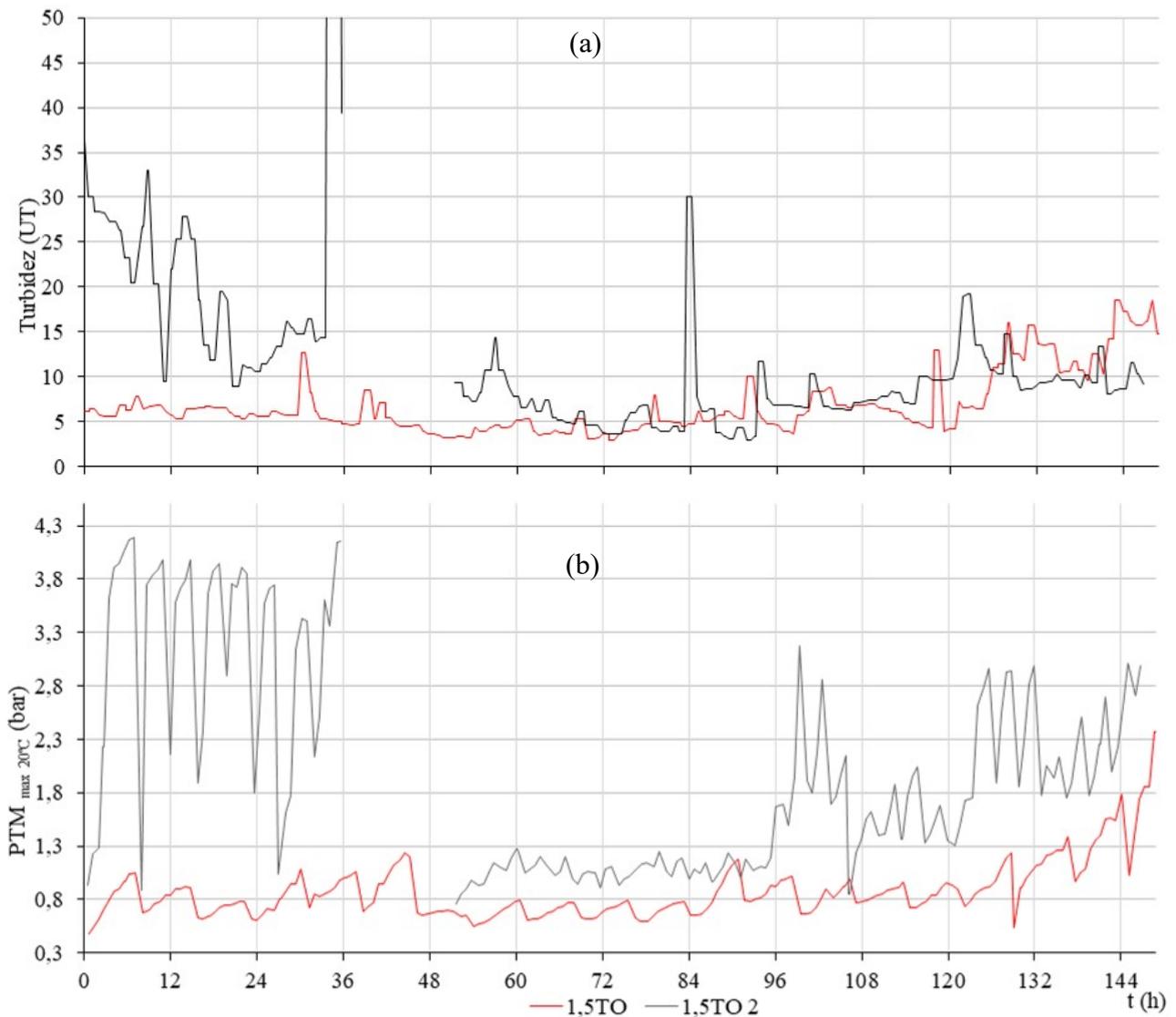


Figura 5.9 - Comportamento de: (a) Turbidez afluente à IP-UF e (b) Desenvolvimento da PTM máxima por ciclo de limpeza (corrigida à 20°C), durante o tempo de operação do experimento (t) para a fase 6 – alteração de 1,5 vez o tempo de operação entre limpezas padrão (vazão do permeado=3,1m³/h; duração da retrolavagem=60s; tempo de operação entre limpezas=38min, frequência de limpeza ácida=24h) em dois períodos distintos 21 à 27/03/19 (1,5TO e CEB1=7h) e 11 à 17/04/19 (1,5TO 2 e CEB1=4h). Onde: CEB1 – frequência de limpeza alcalina.

5.2.4.2. Influência da turbidez na evolução da PTM e a utilização do pré-filtro de disco de 200µm precedendo a membrana de ultrafiltração

Como foi observado no item anterior, a turbidez afluente ao sistema de UF influencia diretamente na evolução da PTM da membrana de UF. Para a avaliação do uso do pré-

filtro de disco de 200 μ m existente na IP-UF e sua interferência no desenvolvimento da PTM, é fundamental a análise em conjunto com a turbidez afluente à IP-UF.

A Figura 5.10 apresenta a evolução da PTM de experimento padrão da fase 1 (P2) e o experimento da fase 8 que utiliza as condições operacionais da fase 1 e também o pré-filtro existente na IP-UF (PPreF). As condições operacionais padrão indicadas pelo fabricante são: vazão do permeado $Q=3,1\text{m}^3/\text{h}$; duração da retrolavagem $TL=60\text{s}$; tempo de operação entre limpezas $TO=25\text{min}$, frequência de limpeza alcalina $CEB1=24\text{h}$ e frequência de limpeza ácida $CEB2=24\text{h}$.

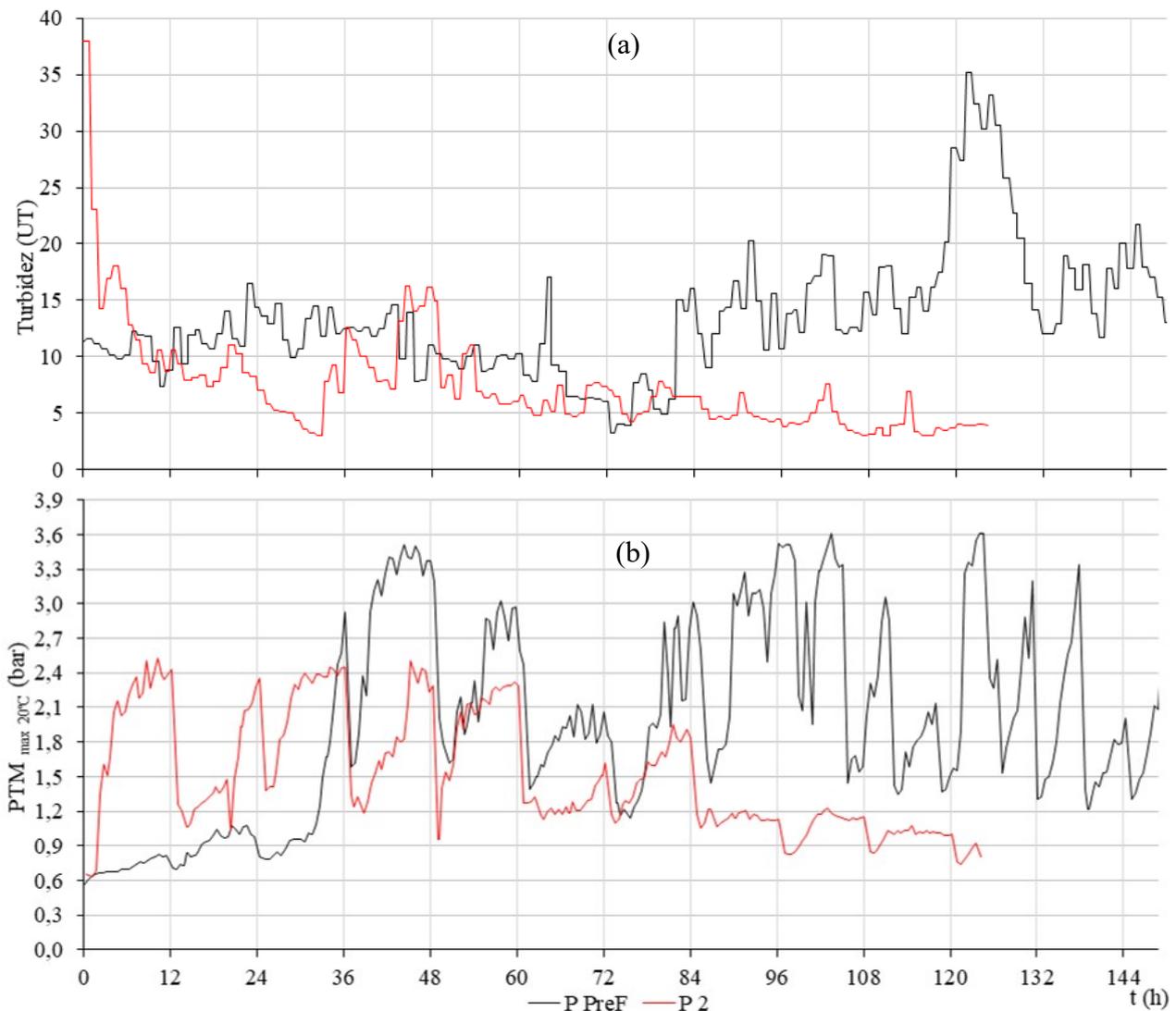


Figura 5.10 - Comportamento de: (a) Turbidez afluente à IP-UF e (b) Desenvolvimento da PTM máxima por ciclo de limpeza (corrigida à 20°C), durante o tempo de operação do experimento (t) a fase 1 - padrão entre 09 à 15/05/19 (P2) e a fase 8 características da fase 1 padrão com utilização do pré-filtro (PPreF) entre 28/03 à 03/04/19. Foi mantido: vazão do permeado=3,1 m^3/h ; duração da retrolavagem=60s; tempo de operação entre limpezas=25min, frequência de limpeza alcalina=12h e frequência de limpeza ácida=24h)

A Figura 5.10 apresenta um comportamento inicial da evolução da PTM quando utilizado o pré-filtro (PPreF) bem distinto do experimento sem a utilização do equipamento (P2). Até a 30ª hora de experimento a PTM na fase 8 (PPreF) não sofreu alterações relevantes com a flutuação da turbidez afluyente a IP-UF, diferente do experimento P2 cuja a variação da turbidez provocou reações na evolução da PTM.

Por outro lado, a partir da 30ª hora o comportamento da evolução da PTM nos experimentos se tornou semelhante, onde a variação da turbidez afetava diretamente a evolução da PTM. Com isso, inferiu-se que as lavagens físicas sucessivas do pré-filtro não foram efetivas, possuindo um efeito inicial na qualidade do afluyente a IP-UF, mas com a progressão da colmatação do pré-filtro, a sua função perdeu efetividade.

Como o pré-filtro não demonstrou efetividade e por vezes a IP-UF desligava devido a um dispositivo de proteção contra o aumento de pressão no pré-filtro, este equipamento foi removido. Vale ressaltar o tratamento por lodos ativados modificado da ETEB Norte foi usado como pré-tratamento para o afluyente da instalação piloto, além da utilização de um cesto protetor do crivo, com abertura de 10mm, para remoção dos sólidos grosseiros eventualmente liberados do decantador secundário.

5.2.4.3. Influências da vazão da ETEB Norte na turbidez do afluyente à instalação piloto de UF.

Foram avaliadas as influências da variação da vazão da ETEB Norte e da intensidade de chuvas na bacia de contribuição de esgotos da estação na qualidade do efluyente da etapa de lodos ativados, relacionado com a turbidez, conforme Figura 5.11.

Conforme já mencionado, a ETEB Norte possui uma etapa de equalização de vazão localizada antes da etapa de tratamento preliminar. Mas, em momentos de grandes vazões ou chuvas e os tanques da etapa de equalização estiverem completamente preenchidos por esgotos, é necessário o direcionamento de toda a vazão afluyente à estação para o fluxo normal de tratamento da ETE. Caso necessário, devido às alterações repentinas de vazão e as possíveis alterações de qualidade da etapa de lodos ativados, a etapa de polimento final

quimicamente assistido (FAD) da ETEB Norte auxilia na manutenção da qualidade do efluente final.

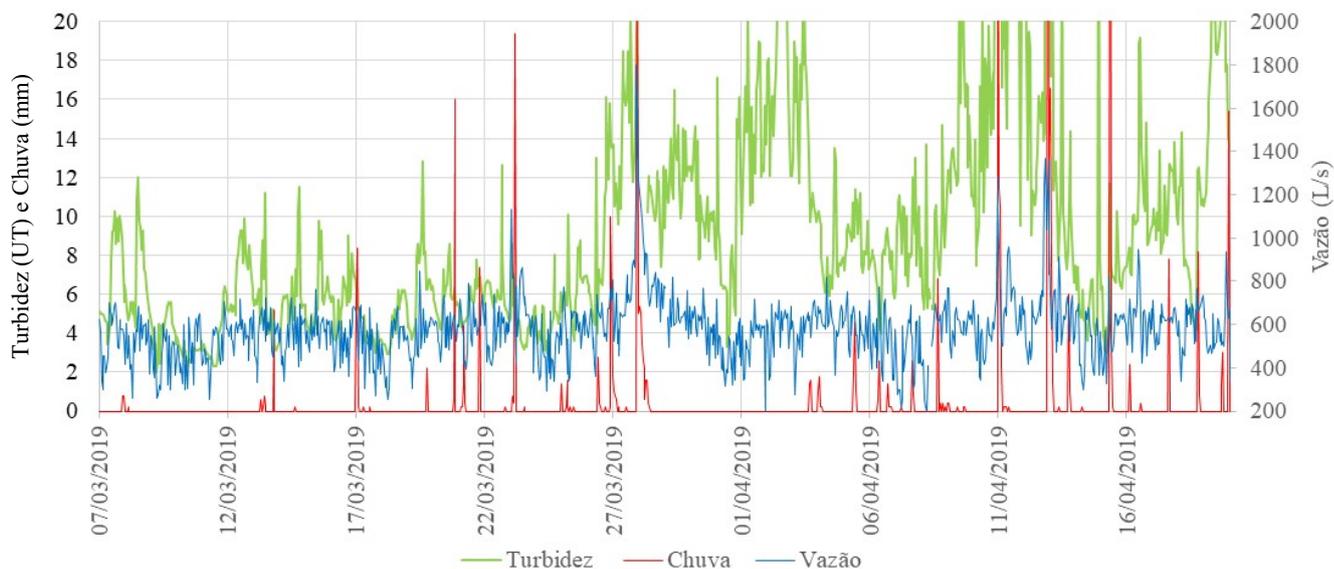


Figura 5.11- Influência da vazão da ETEB Norte e chuva no DF na turbidez efluente à etapa de lodos ativados

Como pode ser visualizado na Figura 5.11 chuvas de menor intensidade possuem pequena interferência na vazão da ETEB Norte, principalmente devido a equalização de estação. Por outro lado, as chuvas de maior intensidade influenciam diretamente na vazão da estação.

Com relação a turbidez efluente do tratamento por lodos ativados, foi observado que vazões maiores influenciavam mais fortemente o aumento deste parâmetro, corroborando com o indicado por Von Sperling (2012), sobre problemas de qualidade em sistemas de lodos ativados devido a carga hidráulica excessiva.

Atualmente, devido a vazão média afluente à estação ser menor que a de projeto, a ETEB Norte está operando com metade dos reatores do sistema de lodos ativados. Apesar da relação não ser direta entre a vazão de projeto e a vazão de cálculo de cada reator, devido aos coeficientes de segurança aplicados, infere-se que atualmente aproximadamente metade da capacidade da estação (500L/s) está disponível para ser utilizada sem intercorrências no tratamento. Vazões acima de 500L/s podem acarretar deterioração na qualidade do efluente da etapa de lodos ativados da ETEB Norte.

Foi observado na Figura 5.11, principalmente com vazões acima de 600L/s, que ocorre uma deterioração mais intensa na qualidade do parâmetro turbidez do efluente da etapa de lodos ativados da ETEB Norte com aumento da vazão. Similarmente, o valor da turbidez reduz com a redução de vazão da estação.

5.2.5. Avaliação estatística do comportamento da PTM e análise da efetividade do processo de limpeza da instalação piloto (IP-UF)

A Tabela 5.1 apresenta a estatística do desenvolvimento da pressão transmembrana (PTM) durante a filtração nas diferentes condições operacionais testadas. Para tal foi calculado a variação de PTM, entre os ciclos de limpeza conforme Equação 5.1:

$$\Delta PTM = PTM_f - PTM_i \quad \text{Equação 5.1}$$

Onde:

ΔPTM variação da pressão transmembrana durante o ciclo filtração;

PTM_f – PTM no final do ciclo de filtração e

PTM_i – PTM no início do ciclo de filtração.

Para uma análise comparativa do desenvolvimento da PTM entre as fases do experimento, é importante considerar a turbidez afluyente à IP-UF (ver item 5.2.4.1), com isso, as observações realizadas neste item consideraram os resultados apresentados de PTM da Tabela 5.1 e a turbidez da Tabela 5.2. Os dados de turbidez afluyente a IP-UF foram obtidos de monitoramento do medidor em linha de turbidez instalado no canal efluente do sistema de lodos ativados da ETEB Norte, antes da etapa de coagulação.

Conforme já mencionado, a ETEB Norte possui uma etapa de equalização de vazão localizada antes da etapa de tratamento preliminar. Mas, em momentos de grandes vazões ou chuvas se o volume da etapa de equalização estiver completamente preenchido por esgotos, é necessário o direcionamento de toda a vazão afluyente à estação para o fluxo normal de tratamento da ETE. Caso necessário, devido as alterações repentinas de vazão e as possíveis alterações de qualidade da etapa de lodos ativados, a etapa de polimento final quimicamente assistido (FAD) da ETEB Norte é acionada buscando manter a qualidade do efluente final.

Tabela 5.1 – Estatística descritiva do desenvolvimento da PTM durante a operação de filtração, entre os ciclos de limpeza

ΔPTM (bar)	Fase 1 (P)	Fase 1 (P2)	Fase 2 (1,5 Q) 4,7m³/h	Fase 3 (1,25 Q) 3,9m³/h	Fase 4 (1,4 TL) 84s	Fase 5 (0,5 TL) 30s	Fase 6 (1,5TO) 38min	Fase 6 (1,5TO2) 38min	Fase 7 (2 TO) 50min	Fase 8 (P PreF)
Duração (h)	149	132	24	8	153	106	151	132	150	151
Nº Dados	282	166	43	15	289	211	200	166	152	279
Mínimo	0,05	0,18	0,09	0,18	0,01	0,00	0,08	0,01	0,00	0,07
1º Quartil	0,23	0,51	0,31	0,45	0,09	0,25	0,19	0,42	0,21	0,39
Média	0,33	0,87	0,68	1,18	0,13	0,41	0,35	1,20	0,37	0,93
Mediana	0,33	0,80	0,55	1,12	0,13	0,33	0,28	0,89	0,29	0,75
3º Quartil	0,42	1,26	0,90	1,49	0,15	0,55	0,40	1,84	0,43	1,56
Máximo	0,74	1,68	1,73	3,08	0,27	1,33	1,79	3,31	1,53	2,34
Desvio Padrão	0,13	0,41	0,44	0,92	0,05	0,23	0,26	0,94	0,28	0,66
CVP	39%	47%	65%	78%	37%	56%	76%	79%	74%	70%

Observação: P e P2 correspondem a dois experimentos distintos da fase 1, bem como, 1,5TO e 1,5TO2 a dois experimentos da fase 6.

Legenda: A condição operacional padrão do fabricante (P) corresponde à: Vazão - Q=3,1 m³/h, duração de retrolavagem - TL=60s, tempo de operação entre limpezas – TO=25min. As fases 2 a 7, variaram a condição operacional indicada e a fase8 (P PreF) manteve a condição padrão de operação com utilização de pré-filtro de disco existente na IP-UF. CVP – Coeficiente de Variação de Pearson.

Tabela 5.2 – Estatística descritiva da variação da turbidez afluente a IP-UF, medida no canal efluente da etapa de lodos ativados e antes da etapa de coagulação da ETEB Norte

Turbidez afluente (UT)	Fase 1 (P)	Fase 1 (P2)	Fase 2 (1,5 Q) 4,7m³/h	Fase 3 (1,25 Q) 3,9m³/h	Fase 4 (1,4 TL) 84s	Fase 5 (0,5 TL) 30s	Fase 6 (1,5TO) 38min	Fase 6 (1,5TO2) 38min	Fase 7 (2 TO) 50min	Fase 8 (P PreF)
Nº Dados	565	332	87	31	578	423	402	332	304	559
Mínimo	1,7	3,0	2,2	2,7	6,6	4,0	3,0	3,0	2,9	3,3
1º Quartil	3,0	5,8	2,9	4,1	6,8	7,8	4,7	6,7	4,2	10,2
Média	4,5	8,6	6,6	4,1	6,9	10,7	7,1	12,4	5,5	13,4
Mediana	4,5	7,5	4,6	4,2	7,0	9,5	5,7	9,3	5,3	12,3
3º Quartil	5,3	10,0	5,6	4,7	7,1	12,6	7,3	13,5	6,3	15,6
Máximo	11,5	38,0	24,3	4,8	7,3	22,6	20,5	100,0	12,8	35,2
Desvio Padrão	1,8	4,6	6,4	0,6	0,2	4,1	3,7	11,6	1,7	5,5
CVP	41%	54%	97%	15%	3%	38%	53%	94%	31%	41%

Observação: P e P2 correspondem a dois experimentos distintos da fase 1, bem como, 1,5TO e 1,5TO2 a dois experimentos da fase 6.

Legenda: A condição operacional padrão do fabricante (P) corresponde à: Vazão - Q=3,1 m³/h, duração de retrolavagem - TL=60s, tempo de operação entre limpezas – TO=25min. As fases 2 a 7, variaram a condição operacional indicada e a fase 8 (P PreF) manteve a condição padrão de operação (P) com utilização de pré-filtro de disco existente na IP-UF. CVP – Coeficiente de Variação de Pearson.

Para análise da influência da variação de vazão na evolução da PTM, foram consideradas as fases 1 (P) e fase 2 (1,5Q). Pode-se observar que as médias dos valores de turbidez afluente destas fases são próximas e o desenvolvimento da PTM foi maior quanto maior a vazão utilizada. Os dados da fase 3 (1,25Q) não foram considerados, pois o experimento foi de curta duração até atingir o PTM máxima permitida (sem limpezas químicas), não possuindo consistência em sua representatividade, mas com a tendência de aumento da PTM com o aumento da vazão. Esta análise com base na estatística descritiva confirma a análise das Figuras apresentadas no item 5.2.1

Como não foi observado uma semelhança no comportamento da turbidez dos experimentos com variação da duração de retrolavagem, foram consideradas para análise da influência da variação da duração de retrolavagem (tempo de limpeza física) na evolução da PTM as fases 1 (P), 4 (1,4TL) e 5 (0,5TL). Pode-se observar que o aumento da PTM foi relacionado a redução da duração de retrolavagem da membrana. Considerando a fase 1 (P2) na comparação com a fase 4 (1,4TL) e fase 5 (0,5TL) não foi observado esta tendência. Uma das explicações pode estar na intensa variação da turbidez no afluente à IP-UF na fase 1 (P2), representada pela distribuição dos valores de turbidez na análise estatística descritiva (Tabela 5.2).

Para análise da influência da variação do tempo de operação entre as limpezas na evolução da PTM, foram consideradas as fases relacionadas a esta variação e com a média dos valores de turbidez semelhantes, ou seja, fase 1 (P), fase 6 (1,5TO) e fase 7 (2TO). Pode-se observar o aumento do tempo de operação da IP-UF entre as limpezas não afetou de forma importante o desenvolvimento da PTM.

Vale destacar novamente que a frequência de limpeza químicas alcalinas das fases 1, 6 e 7 eram diferentes, ou seja, fase 1 (P: TO=25min) com CEB1=12h, fase 6 (1,5TO=38min) com CEB1=7h e fase 7 (2TO=50min) com CEB1=5h. Caso a frequência de limpeza química alcalina nas fases 6 e 7 fossem iguais ao padrão indicado pelo fabricante (CEB1=12h), infere-se que o comportamento da PTM seria diferente, acompanhando a expectativa de aumento da evolução da PTM na membrana de UF, quanto maior o tempo de operação entre limpezas.

A Tabela 5.3 apresenta a estatística descritiva da recuperação da PTM durante os ciclos de limpeza física com ar e água conforme Equação 5.2:

$$\Delta PTM_{Limp} = PTM_{fLimp} - PTM_{iLimp} \quad \text{Equação 5.2}$$

Onde:

ΔPTM_{Limp} variação da pressão transmembrana entre limpezas;

PTM_{fLimp} – PTM no final do ciclo de limpeza física com ar e águas e

PTM_{iLimp} – PTM no início do ciclo de limpeza física com ar e águas.

As fases 1, 2, 3, 6, 7 e 8, possuem o mesmo processo de limpeza física com ar e água, e comparando a variação da pressão transmembrana média (ΔPTM) da Tabela 5.1 com a variação da pressão transmembrana média entre limpezas (ΔPTM_{limp}) da Tabela 5.3, observa-se que quanto maior a PTM (*fouling*) na membrana durante a operação de filtração entre os ciclos de limpeza, maior a recuperação de PTM (*fouling* reversível) após o processo de limpeza física de ar e água.

Tabela 5.3 – Estatística descritiva da recuperação da PTM durante a limpeza física de ar e água - ΔPTM_{limp} (*fouling* reversível)

ΔPTM_{limp} (bar)	Fase 1 (P)	Fase 1 (P2)	Fase 2 (1,5 Q) 4,7m³/h	Fase 3 (1,25 Q) 3,9m³/h	Fase 4 (1,4 TL) 84s	Fase 5 (0,5 TL) 30s	Fase 6 (1,5TO) 38min	Fase 6 (1,5TO2) 38min	Fase 7 (2 TO) 50min	Fase 8 (P PreF)
Nº Dados	265	154	38	14	270	194	176	120	111	259
Mínimo	-0,04	-0,18	-0,09	-0,13	0,00	0,00	-0,08	-0,08	-0,08	-0,03
1º quartil	-0,21	-0,51	-0,26	-0,32	-0,09	-0,24	-0,16	-0,38	-0,19	-0,36
Média	-0,31	-0,85	-0,54	-1,00	-0,12	-0,39	-0,33	-1,13	-0,31	-0,88
Mediana	-0,31	-0,77	-0,48	-0,89	-0,12	-0,32	-0,26	-0,82	-0,26	-0,69
3º quartil	-0,40	-1,24	-0,79	-1,35	-0,15	-0,52	-0,36	-1,59	-0,39	-1,37
Máximo	-0,63	-1,70	-1,20	-2,99	-0,25	-1,33	-1,79	-3,17	-1,03	-2,35
Desvio Padrão	0,13	0,41	0,34	0,81	0,05	0,22	0,27	0,91	0,18	0,65

Observação: P e P2 correspondem a dois experimentos distintos da fase 1, bem como, 1,5TO e 1,5TO2 a dois experimentos da fase 6.

Legenda: A condição operacional padrão do fabricante (P) corresponde à: Vazão - Q=3,1 m³/h, duração de retrolavagem - TL=60s, tempo de operação entre limpezas – TO=25min. As fases 2 a 7, variaram a condição operacional indicada e a fase 8 (P PreF) manteve a condição padrão de operação (P) com utilização de pré-filtro de disco existente na IP-UF.

5.2.6. Avaliação da recuperação da membrana

A recuperação do módulo de membrana da IP-UF foi calculada conforme Equação 3.6 e os resultados obtidos estão apresentados na Tabela 5.4.

Pode-se observar na Tabela 5.4 que as variações da recuperação entre as fases experimentais de operação foram importantes, variando de 82,2 a 91,7%. Como pode-se observar na Equação 3.6 a recuperação está inversamente relacionada com o volume de retrolavagem utilizado e diretamente relacionada com o volume produzido em um determinado período de tempo.

Tabela 5.4 – Recuperação do módulo de membrana de UF e as fases experimentais

	Fase 1 (P)	Fase 1 (P2)	Fase 2 (1,5 Q) 4,7m ³ /h	Fase 3 (1,25 Q) 3,9m ³ /h	Fase 4 (1,4 TL) 84s	Fase 5 (0,5 TL) 30s	Fase 6 (1,5TO) 38min	Fase 6 (1,5TO2) 38min	Fase 7 (2 TO) 50min	Fase 8 (P PreF)
Volume de retrolavagem - V _r (m ³)	48,1	44,5	33,8	2,8	65,6	23,0	36,1	33,8	32,1	79,6
Volume do permeado - V _p (m ³)	361,3	318,8	318,1	23,8	367,8	263,1	390,4	318,1	388,2	355,9
Recuperação (%)	86,7	86,0	89,4	88,1	82,2	91,3	90,7	89,4	91,7	77,6

Observação: P e P2 correspondem a dois experimentos distintos da fase 1, bem como, 1,5TO e 1,5TO2 a dois experimentos da fase 6.

Legenda: A condição operacional padrão do fabricante (P) corresponde à: Vazão - Q=3,1 m³/h, duração de retrolavagem - TL=60s, tempo de operação entre limpezas - TO=25min, frequência de limpeza alcalina CEB1=12h e frequência de limpeza ácida CEB2=24h. As fases 2 a 7, variaram a condição operacional indicada e a fase 8 (P PreF) manteve a condição padrão de operação (P) com utilização de pré-filtro de disco existente na IP-UF. Houve alteração no CEB1 para: fase 5 (0,5 TL) - CEB1 =5h; fase 6 (1,5TO) - CEB1=7; fase 6 (1,5TO2) - CEB1=5h e fase7 (2 TO) - CEB1=5h.

A alteração do volume de retrolavagem foi introduzida nas fases 4 (1,4 TL=84s) e 5 (0,5 TL=30s) quando alterado a duração da retrolavagem indicada pelo fabricante (P; TL=60s), bem como quando alterada a frequência da limpeza (tempo de operações entre as limpezas padrão indicada pelo fabricante P: TO=25min) nas fases 6 (1,5TO=38min) e 7 (2TO=50min). Já para o volume de permeado, a alteração foi realizada nas fases 2 (1,5 Q=4,7m³/h) e 3 (1,25 Q=3,9 m³/h) quando variado o fluxo de permeado (vazão padrão Q=3,1m³/h).

A recuperação da membrana não é o único aspecto a ser considerado para a escolha da melhor alternativa de operação de uma membrana de UF, é necessário considerar também, o custo dos produtos químicos utilizados, o custo da energia consumida, a vida útil das membranas, entre outros.

Com relação ao custo de produto químico, o volume consumido dos produtos químicos pode ser estimado pelo tempo de funcionamento das bombas dosadoras na IP-UF, pois a IP-UF não possui medidores de vazão automático dos produtos químicos. No entanto, pode-se observar o aumento do consumo de produto químico nas fases 5, 6 e 7, quando as frequências de limpezas químicas alcalinas foram aumentadas para manter a PTM dentro dos limites operacionais do fabricante, ou seja, para a fase 5 (0,5 TL) - CEB1=5h; para a fase 6 (1,5TO) - CEB1=7; para a fase 6 (1,5TO2) - CEB1=5h e para fase 7 (2 TO) - CEB1=5h. Com isso, apesar da maior recuperação apresentada nestas fases, é necessária uma análise mais profunda para indicar a melhor alternativa de operação.

Da mesma forma, para as fases 2 (1,5 Q=4,7m³/h) e 3 (1,25 Q=3,9 m³/h), os custos de produtos químicos devem ser considerados na análise da alternativa com melhores resultados, visto que, os experimentos foram paralisados antes do tempo padrão das limpezas químicas devido a PTM elevado, tendo que ser realizadas a limpezas químicas antes de recomeçar cada experimento.

Vale ressaltar que um dos aspectos que influenciam a vida útil de membranas de ultrafiltração é a quantidade de limpezas químicas que estas são submetidas, com isso, é necessária uma avaliação mais aprofundada sobre este aspecto para apontar as alternativas operacionais com maiores benefícios.

5.3. FASE EXPERIMENTAL - ASPECTOS DE QUALIDADE

Foram realizadas análises físico-químicas e bacteriológicas representativas para esgotos domésticos de forma a identificar a qualidade do permeado produzido pela instalação piloto de UF (IP-UF) nas diversas condições operacionais testadas. Cabe lembrar que o afluente à IP-UF era captado após a coagulação do efluente tratado na etapa de lodo ativados, no canal de alimentação do floculador - FAD da ETE Brasília Norte.

Foram coletadas três amostras por experimento (no início, no meio e no final do tempo de operação do experimento), exceto para as fases 2 e 3, onde foram coletados apenas uma amostra devido a interrupção do experimento em função de atingir a PTM máxima

recomendada pelo fabricante. O tempo de operação planejado para cada experimento foi de 7 dias.

5.3.1. Interferências na qualidade microbiológica do permeado da instalação piloto de UF

Conforme já mencionado, a membrana da IP-UF apresenta diâmetro nominal dos poros de $0,03\mu\text{m}$, dessa forma, não se tinha expectativa de presença de coliformes no permeado da UF, ou seja, valores abaixo do limite de detecção do método utilizado. Arika *et al.* (1977), Abdessemed *et al.* (1999), Arévalo *et al.* (2009), Citulski *et al.* (2009) relatam ausência de coliformes no efluente de membranas de UF.

Como já relatado, durante a fase de testes ocorria obstruções recorrentes das válvulas solenoides da rede de limpeza da IP-UF, que impedia o funcionamento normal do equipamento, com isso os resultados de evolução de PTM foram descartados e as válvulas substituídas. No entanto, os resultados de qualidade representam bem o desempenho da IP-UF.

Foram realizadas análises dos pontos de controle da pesquisa, incluindo o permeado. A Figura 5.12 apresenta a quantificação de *E. Coli* durante as fases experimentais do trabalho.

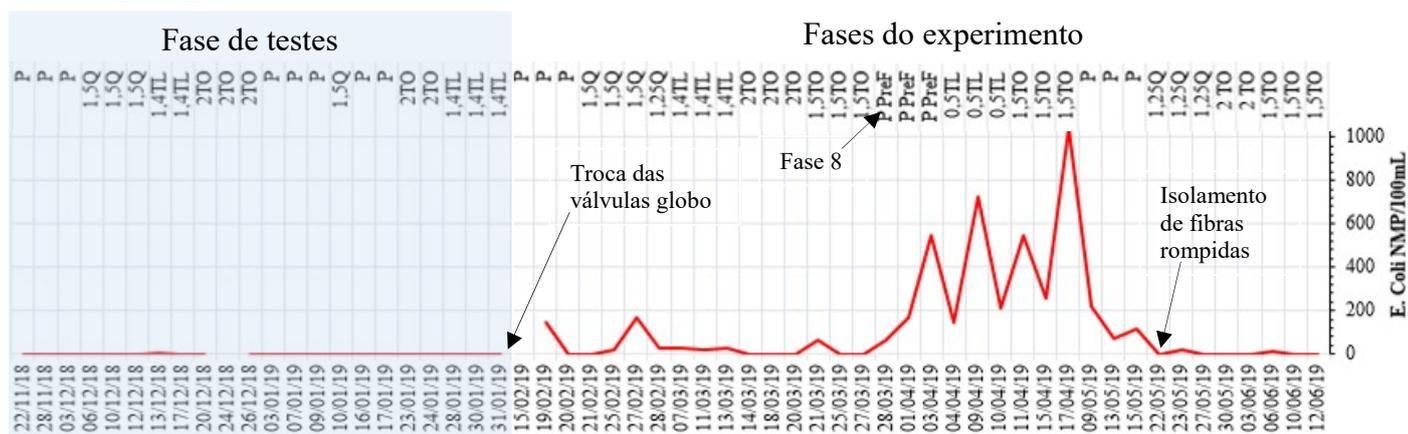


Figura 5.12- Quantificação de *E. Coli* no permeado da IP-UF durante as diversas fases experimentais. Legenda: A condição operacional padrão do fabricante (P) corresponde à: Vazão - $Q=3,1\text{ m}^3/\text{h}$, duração de retrolavagem - $TL=60\text{s}$, tempo de operação entre limpezas - $TO=25\text{min}$, frequência de limpeza alcalina $CEB1=12\text{h}$ e frequência de limpeza ácida $CEB2=24\text{h}$. As fases 2 a 7, a condição operacional foi variada segundo indicada e a fase 8 (P PreF) manteve-se a condição padrão de operação (P) com utilização de pré-filtro de disco existente na IP-UF.

A Figura 5.12 apresenta uma alteração importante na qualidade do permeado com relação a *E. Coli* após a troca das válvulas, sem motivo aparente detectado. No entanto, com a troca das válvulas solenoide pelas válvulas globo, a evolução da PTM se tornou mais intensas e durante períodos mais longos. Como o objetivo do trabalho era avaliar o limite operacional da IP-UF, a pressão transmembrana ultrapassou em vários momentos o limite máximo recomendado pelo fabricante. Com isso, foi levantada a hipótese de rompimento de fibras do feixe de membranas de UF.

Conforme Metcalf & Eddy (2015) o balanço de massa na UF utilizando a concentração de micro-organismos é um bom indicativo para avaliação numérica de quantidade de fibras rompidas. Utilizando a Equação 5.3 pode-se calcular a quantidade de fibras rompidas.

$$C_P Q_P = C_{FR} Q_{FR} + C_{FN} (Q_P - Q_{FR}) \quad \text{Equação 5.3}$$

Onde:

C_P – Quantificação de *E. Coli* no permeado (NMP/100mL)

Q_P – Vazão do permeado [L^3/T]

C_{FR} – Quantificação de *E. Coli* através da fibra rompida ou quantificação afluenta à IP-UF (NMP/100mL)

Q_{FR} – Vazão através da fibra rompida [L^3/T]

C_{FN} – Quantificação de *E. Coli* através da fibra não rompida (NMP)

Com as informações de número de fibras no módulo de UF (10.000 fibras) e calculando Q_{FR} , foi possível estimar o número de fibras teoricamente rompidas. Os cálculos (Tabela B.1 do APÊNDICE B) mostraram que durante as fases da pesquisa, inicialmente apenas uma fibra estaria rompida e após a fase 8 (PPreF) utilizando o pré-filtro (onde foram observadas PTM elevadas por um período maior), outras fibras foram rompendo, chegando ao número calculado de aproximadamente 7 fibras.

Com isso, em 20/5/2019, foi realizada a avaliação da integridade e o isolamento das fibras rompidas, conforme ilustrado na Figura 5.13. Foram encontradas e isoladas 5 fibras rompidas.

Com a constatação das fibras rompidas, os resultados *E. Coli* obtidos retratavam um módulo de UF com fibras rompidas. Com o isolamento das fibras foi observado que os resultados de quantificação do *E. Coli* do permeado da IP-UF retornaram a valores abaixo da detecção do método, conforme observado na fase de testes. Os resultados de remoção de

E. Coli e coliformes totais encontrados poderiam ser ainda mais expressivos caso as fibras do módulo estivessem integras, podendo chegar a remoções aproximadamente iguais a 100%.

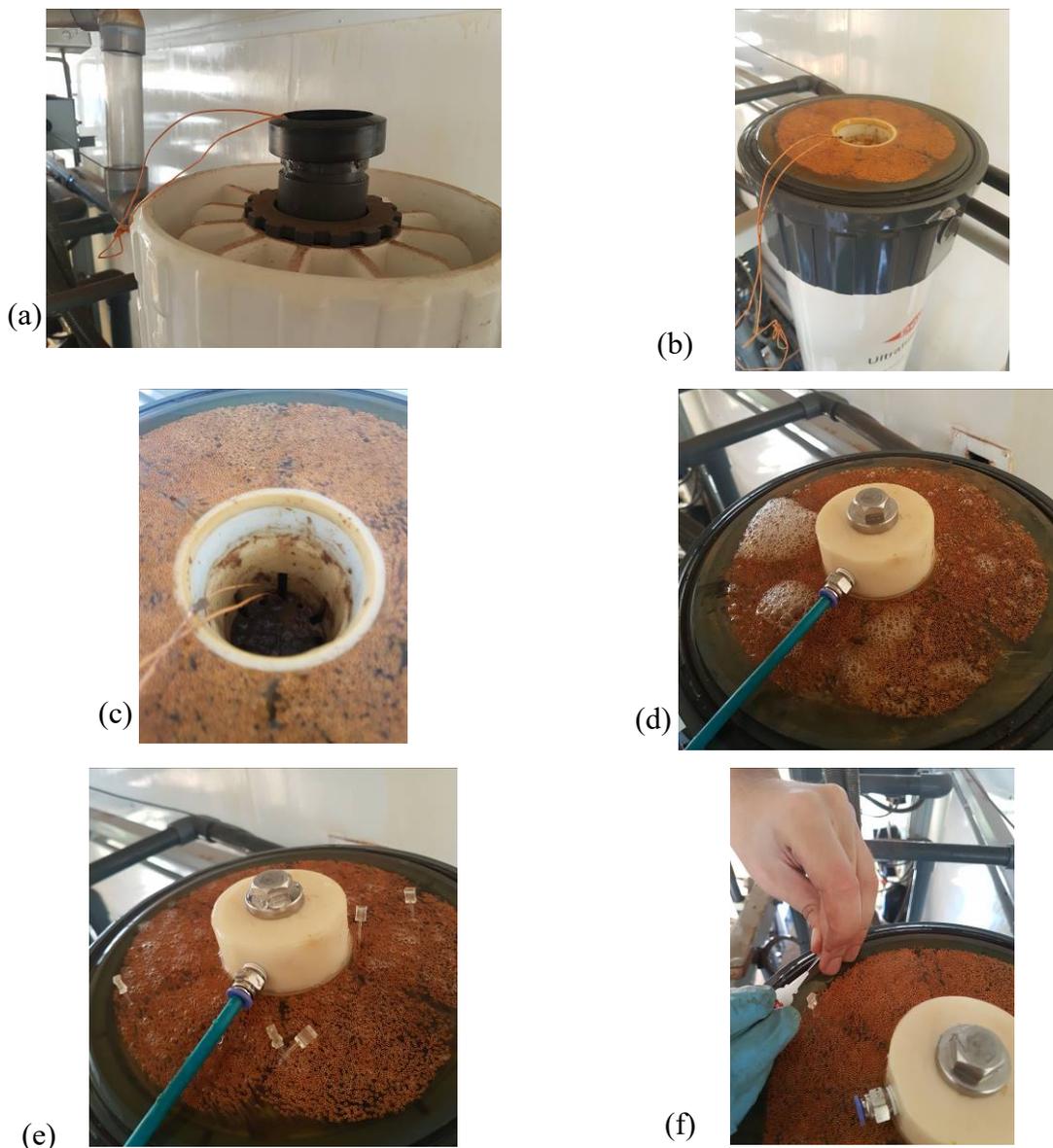


Figura 5.13- Imagens da avaliação a integridade das fibras de UF: (a) cabeçote superior do módulo sem a tubulação de limpeza e aparecendo uma fibra solta; (b) e (c) módulo sem o cabeçote superior e a fibra solta; (d) equipamento para pressurização do módulo e identificação das fibras rompidas; (e) agulhamento das fibras rompidas e (f) isolamento das fibras.

O acompanhamento da quantificação microbiológica no permeado do sistema de UF, demonstrou ser um importante aliado operacional para a avaliação de integridade das membranas de UF. Observou-se também, que a quantificação possui pouca relação com as alterações operacionais avaliadas, mas relação direta com a integridade das membranas.

5.3.2. Influência das fases da pesquisa na qualidade do permeado

A Tabela 5.5 resume os dados de qualidade do permeado da ultrafiltração para as diferentes condições operacionais (fases) testadas ao longo do trabalho experimental. Já a Tabela 5.6 apresentam a remoção média para cada fase da pesquisa, para o conjunto de todas as fases dos resultados de tratamento em ultrafiltração (UF).

Como as membranas de ultrafiltração atuam principalmente por exclusão de tamanho, todos os parâmetros físico-químicos e microbiológicos que estão relacionados com tamanho da partícula não dissolvida no esgoto e que possuem dimensões maiores que o tamanho dos poros da membrana, apresentaram melhores resultados de remoção e de concentração após o tratamento por UF, como pode ser observado na Tabela 5.5 para: turbidez; SST; Pt; *E. Coli* e coliformes totais. Esta elevada remoção de partículas não dissolvidas também foi observada para tratamento de efluente de lodos ativados por UF nos trabalhos de Citulski *et al.* (2009) e Zheng *et al.* (2012), e também por Zhao *et al.* (2019) e Li *et al.* (2018) para BRM utilizando UF.

A turbidez, o SST e o Pt apresentaram variações elevadas nas fases da pesquisa com CVP 41%, 20% e 53% respectivamente. Mesmo com esta variação elevada, todos os resultados de concentração médios do permeado da UF para as fases da pesquisa foram baixos.

Para *E. Coli*, e coliformes totais, ocorreu uma variação também elevado com CVP em 40 e 25%, respectivamente. No entanto, os valores observados retratam um módulo com uma progressão de fibras rompidas no tempo, sendo esperada uma variação nos resultados. Conforme Metcalf & Eddy (2015), o rompimento de fibras de membranas de UF possui impactos significativos na qualidade do permeado de membranas de UF com relação a quantificação de *E. Coli*, no entanto, para outros parâmetros como turbidez, o rompimento das fibras não apresentam impactos significativos na qualidade do permeado.

Os valores de pH e OD sofrem pouca interferência com a ação da membrana, indicando a condição de barreira física da UF sem consumo de oxigênio no tratamento, dependendo diretamente da qualidade do efluente a IP-UF. Os resultados da Tabela 5.5 sugerem que a etapa de lodos ativados apresenta estabilidade quanto aos parâmetros pH e OD, bem como, a baixa variação nas diversas fases do trabalho.

Tabela 5.5 – Qualidade do permeado nas diferentes fases experimentais – valor médio dos parâmetros analisados

Parâm. (mg/L)	Fase 1 (P)	Fase 2 (1,5 Q)	Fase 3 (1,25 Q)	Fase 4 (1,4 TL)	Fase 5 (0,5 TL)	Fase 6 (1,5TO)	Fase 6 (1,5TO2)	Fase 7 (2 TO)	Fase 8 (P PreF)	Média UF	CVP
pH	7,2	7,0	7,0	6,7	7,0	6,8	6,8	7,1	6,7	6,9	2%
OD	4,7	3,9	3,9	4,2	4,1	4,1	4,2	3,7	4,0	4,0	4%
Turb. (UT)	0,7	0,3	0,2	0,3	0,3	0,3	0,4	0,3	0,9	0,4	41%
SDT	355	344	348	295	335	270	304	283	257	314	10%
SST	3,5	2,0	2,0	2,0	2,4	2,0	2,0	2,0	3,3	2,3	20%
ST	306	265	244	334	314	289	309	304	279	298	7%
STF	216	249	242	223	193	211	253	224	201	225	7%
STV	90	16	2	111	121	78	55	80	78	75	40%
DQO	28,7	27,5	28,2	25,1	21,6	18,6	16,1	24,9	22,2	22,1	16%
DQOf	11,4	15,1	15,5	10,4	18,1	16,9	15,5	23,9	17,1	18,5	17%
NO ₂	2,78	2,08	1,64	1,80	1,92	1,54	1,35	1,53	0,95	1,63	21%
NO ₃	1,91	3,07	2,26	6,75	2,81	4,12	2,43	5,18	2,37	3,80	36%
NH ₃	30,2	30,8	33,7	8,5	21,7	10,3	15,8	10,1	10,0	17,6	50%
Pt	0,26	0,08	0,07	0,06	0,07	0,04	0,14	0,05	0,06	0,09	53%
Coli Total NMP/100mL	1,2E+02	1,0E+02	4,9E+01	3,9E+01	6,0E+02	3,7E+01	1,0E+03	1,8E+00	4,3E+02	2,2E+02	25%
<i>E. Coli</i> NMP/100mL	7,4E+01	6,2E+01	2,9E+01	2,3E+01	3,6E+02	2,2E+01	6,2E+02	1,3E+00	2,6E+02	1,3E+02	40%

Legenda: Média UF – média de todas as fases juntas e CVP – Coeficiente de variação de Pearson. A condição operacional padrão do fabricante (P) corresponde à: Vazão - Q=3,1 m³/h, duração de retrolavagem - TL=60s, tempo de operação entre limpezas – TO=25min, frequência de limpeza alcalina CEB1=12h e frequência de limpeza ácida CEB2=24h. As fases 2 a 7, variaram a condição operacional indicada e a fase 8 (P PreF) manteve a condição padrão de operação (P) com utilização de pré-filtro de disco existente na IP-UF. Houve alteração no CEB1 para: fase 5 (0,5 TL) - CEB1 =5h; fase 6 (1,5TO) - CEB1=7; fase 6 (1,5TO2) – CEB1=5h e fase 7 (2 TO) – CEB1=5h.

Com relação aos parâmetros SDT, ST e STF a variação foi menor com o CVP 10%, 7% e 7% respectivamente. Por outro lado, a variação de NO₂, NO₃ e NH₃ foi elevada com o CVP de 21%, 36% e 50%. Estes parâmetros representam parte da parcela dissolvida presente no esgoto, com isso, a membrana de UF possui pouca interferência nestes parâmetros, sendo a variação no permeado da membrana resultante da variação da concentração afluenta a IP-UF.

A remoção de sólidos totais nas diversas fases do experimento não foi elevada, variando entre 9,5 e 26,5%. Esta remoção foi devida a fração em suspensão dos sólidos totais presentes no esgoto (representada pelo SST) que representava aproximadamente 15% do ST (ver Tabela 5.10 do item 5.4). Como as fases do experimento apresentaram alta eficiência na remoção de SST, foi observado o reflexo também na remoção de ST.

Conforme Metcalf & Eddy (2015), para a composição típica de esgotos, cerca de 80% do SST corresponde a parcela de SSV (sólidos suspensos volátil). Considerando a elevada remoção de SST, o reflexo da remoção de SST na remoção de ST e a relação de SSV e SST, pode ser justificada a grande variação de parcela de STV (CVP=40%).

Tabela 5.6 – Qualidade do permeado nas diferentes fases experimentais - Remoção média (%) dos parâmetros analisados.

Parâm. (%)	Fase 1 (P)	Fase 2 (1,5 Q)	Fase 3 (1,25 Q)	Fase 4 (1,4 TL)	Fase 5 (0,5 TL)	Fase 6 (1,5TO)	Fase 7 (2 TO)	Fase 8 (P PreF)	Média UF
Turb	93,6	98,3	98,7	96,3	98,7	95,7	95,3	96,9	97,0
SDT	-5,8	-7,6	-7,1	-3,0	-5,7	-5,1	-0,9	-5,8	-5,6
SST	81,8	96,3	96,9	91,8	95,9	95,7	79,4	94,1	92,7
ST	14,4	21,8	26,5	10,5	23,9	14,0	9,5	20,2	17,9
STF	8,7	10,9	6,9	9,9	20,5	0,6	0,6	7,5	8,8
STV	26,5	68,7	97,2	10,3	28,2	37,1	26,1	40,6	41,8
DQO	61,2	66,4	66,8	55,2	81,5	72,3	56,5	81,9	72,8
DQOf	-6,9	35,0	44,6	62,4	23,0	28,2	31,9	21,9	23,7
NO2	8,0	4,3	4,1	2,9	5,7	5,6	2,9	-1,6	5,1
NO3	20,5	6,2	6,3	3,1	1,1	4,0	-0,1	-4,8	3,2
NH3	-4,0	-8,5	-3,8	-4,0	-7,9	-15,1	-4,3	-5,8	-9,9
Pt	73,4	94,3	96,9	94,7	96,1	95,2	94,2	93,6	93,0
CT	93,0176	99,9941	99,9960	99,9932	99,9687	99,9959	99,9993	99,9687	99,5882
<i>E. Coli</i>	92,9311	99,9941	99,9960	99,9932	99,9681	99,9959	99,9993	99,9688	99,5831

Legenda: Média UF – todos os resultados de remoção das fases juntas. A condição operacional padrão do fabricante (P) corresponde à: Vazão - Q=3,1 m³/h, duração de retrolavagem - TL=60s, tempo de operação entre limpezas – TO=25min, frequência de limpeza alcalina CEB1=12h e frequência de limpeza ácida CEB2=24h. As fases 4 a 7 indicam qual condição operacional foi alterada e a fase 8 foi operada na condição P e o pré-filtro da IP-UF.

Todas as condições operacionais avaliadas apresentaram remoções elevadas para turbidez, SST, DQO, Pt e *E. Coli*. Estes parâmetros representam a parte suspensa presentes no esgoto com coagulação química, com isso, o bom desempenho da membrana UF era esperado.

No entanto a comparação entre as alterações de condições de operação das fases do trabalho se torna complexa e não conclusiva, principalmente devido à falta de controle da dosagem de coagulante durante os experimentos (dependia da necessidade da ETEB Norte), da qualidade afluente a IP-UF não constante e a pequena amostragem por experimento (3 amostras para os 7 dias de experimento). Vale ressaltar também, a influência do erro de métodos de análise para parâmetros analisados com concentrações muito baixas e/ou próximas ao limite de detecção do equipamento, tais como, turbidez, SST, *E. Coli* e CT.

A IP-UF possuía monitoramento em linha da turbidez do permeado. Na Figura 5.14 pode-se observar a influência de diferentes condições de operação na turbidez do permeado. Apresenta também a turbidez afluente a piloto (dados do turbidímetro em linha da ETEB Norte antes da etapa de coagulação-floculação-FAD).

Os valores registrados pelo turbidímetro em linha não corresponderam à qualidade analisada pelo turbidímetro do laboratório, sendo em média valores 1/10 do determinado no turbidímetro do laboratório, como pode ser observado na Tabela 5.7. No entanto, para efeito de comparação, os valores de turbidez registrados no turbidímetro em linha podem ser usados como indicativo do comportamento da turbidez durante os experimentos.

Tabela 5.7 – Estatística descritiva da turbidez do permeado para fases da pesquisa e tempo médio de retorno a condição de estabilidade da turbidez após limpeza alcalina.

Turbidez do permeado (UT)	Fase 1 (P)	Fase 4 (1,4 TL) 80s	Fase 5 (0,5 TL) 30s	Fase 6 (1,5TO) 38min	Fase 7 (2 TO) 50min	Fase 8 (P PreF)
Nº Dados	8808	9175	9179	9072	9018	9037
Mín.	0,01	0,01	0,01	0,01	0,01	0,01
1 Quartil	0,01	0,01	0,02	0,01	0,01	0,02
Média	0,03	0,04	0,11	0,06	0,07	0,07
Mediana	0,01	0,01	0,02	0,01	0,01	0,02
3 Quartil	0,01	0,01	0,18	0,01	0,02	0,03
Max.	0,90	3,21	3,07	3,00	3,22	3,15
Desvio Padrão	0,06	0,17	0,18	0,23	0,24	0,15
Média do Tempo fora 0,02 UT após CEB1 (min)	30	37	104	38	37	149

Legenda: A condição operacional padrão do fabricante (P) corresponde à: Vazão - $Q=3,1 \text{ m}^3/\text{h}$, duração de retrolavagem - TL=60s, tempo de operação entre limpezas – TO=25min, frequência de limpeza alcalina CEB1=12h e frequência de limpeza ácida CEB2=24h. As fases 4 a 7 indicam qual condição operacional foi alterada e a fase 8 foi operada na condição P e o pré-filtro da IP-UF.

Como é observado na Figura 5.14, a turbidez do permeado sofre interferência direta das limpezas químicas realizadas (picos de turbidez) e a forma de operação do sistema pouco interfere no valor médio da turbidez final. Vale destacar que apenas as limpezas alcalinas (CEB1) interferem na turbidez do permeado, as limpezas ácidas (CEB2) interferem pouco neste parâmetro.

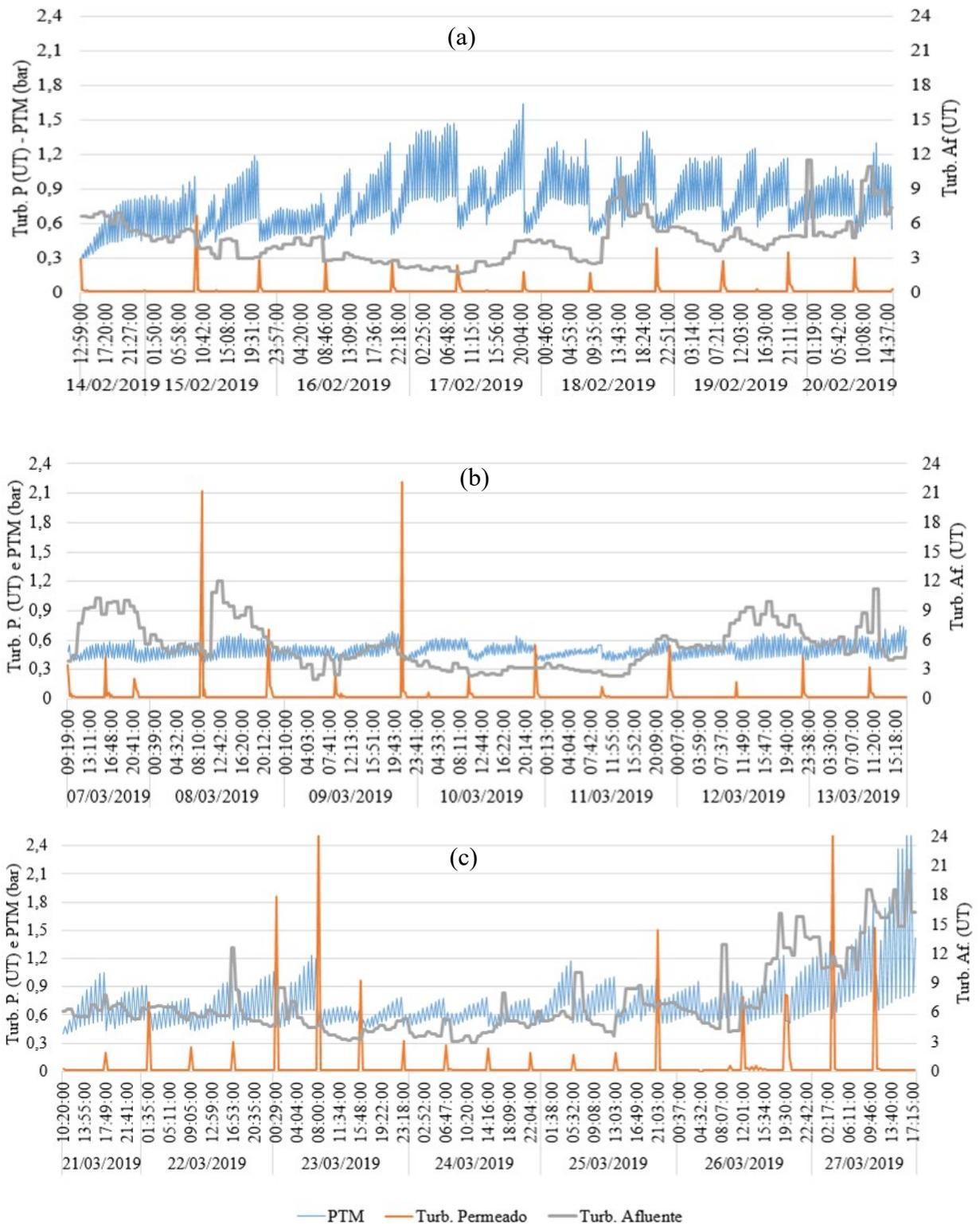


Figura 5.14 – Turbidez afluente à IP-UF (Turb. Af.), turbidez do permeado (Turb. P.) e pressão transmembrana (PTM) da UF para: (a) fase 1 padrão (P); (b) fase 4 – 1,4 vez a duração da retrolavagem padrão (1,4TL) e (c) fase 6 – 1,5 vez o tempo de operação entre limpezas padrão (1,5TO). A condição operacional padrão do fabricante (P) corresponde à: Vazão - $Q=3,1 \text{ m}^3/\text{h}$, duração de retrolavagem - $TL=60\text{s}$, tempo de operação entre limpezas - $TO=25\text{min}$, frequência de limpeza alcalina $CEB1=12\text{h}$ e frequência de limpeza ácida $CEB2=24\text{h}$.

Como visto na Figura 5.14, logo após a realização das limpezas químicas alcalinas (CEB1), com remoção de material orgânico aderido na superfície da membrana (lodo), aumenta a turbidez do permeado, porém, de forma rápida e progressiva, ocorre a recuperação da qualidade. Isto indica que a parcela orgânica da camada de *fouling* representa uma barreira adicional ao tratamento da UF. Esta observação corrobora com as pesquisas dos Stephenson *et al.* (2000), Schneider *et al.* (2001) e Yoon (2015).

Conforme pode ser observado na Tabela 5.7, os picos de turbidez no permeado após as limpezas químicas alcalina do módulo de membrana da IP-UF possuem pouca influência no resultado médio de turbidez durante o tempo de operação dos experimentos, visto que os baixos valores de turbidez do permeado observado no valor mínimo medido no experimento, ser semelhante aos valores das medianas e dos 3º quartis (exceto para a fase 5 - 0,5TL). Apesar da fase 5 (0,5TL) apresentar valor de turbidez do permeado no 3º quartil não semelhante a mediana, ainda é considerado um valor baixo.

O tempo médio de recuperação à condição de estabilidade da turbidez de permeado após limpeza alcalina variou de 30 a 149 min para as diferentes condições operacionais da pesquisa (Tabela 5.7).

5.4. AVALIAÇÃO COMPARATIVA ENTRE UF E FAD

5.4.1. Aspectos operacionais - Diferenças dos volumes de rejeito/lodo produzido no processo de membranas e no FAD da ETE Brasília Norte

O volume de rejeito/lodo nos processos de limpezas físicas e químicas da IP-UF é composto pelo volume de drenagem, de retrolavagem e de enxague da membrana. A drenagem do módulo de UF corresponde ao descarte do volume interno do módulo após a limpeza com injeção de ar e antes do início da retrolavagem. A etapa de injeção de ar do processo de limpeza auxilia no desprendimento do lodo da superfície da membrana. A IP-UF não possui medidor de vazão para a drenagem do módulo, com isso, o volume drenado foi estimado considerando o descarte de um volume útil do módulo por limpeza.

A etapa de retrolavagem do processo de limpeza corresponde ao uso do permeado da IP-UF acumulado no tanque de permeado, para realização da limpeza no sentido inverso do

fluxo do permeado (limpeza em contra fluxo), ou seja, o permeado é injetado por bombas no interior das fibras ocas forçando o caminho contrário do fluxo.

O enxague é a etapa do processo de limpeza da membrana de UF que utiliza a própria alimentação da IP-UF para enxaguar a membrana após a retrolavagem, com objetivo de remover os resíduos de produtos químicos de limpeza e lodo que possam ter permanecido no interior do módulo de membranas para dar início novamente a filtração. Em estações de tratamento por UF com sentido de fluxo frontal (como utilizada IP-UF), geralmente o volume descartado durante o processo de enxague, retorna ao início do processo de filtração, por apresentarem características de qualidade semelhantes ao afluente a estação.

Para o volume de lodo produzido na IP-UF foram considerados os volumes de retrolagem medidos pelo supervisor da instalação piloto acrescidos do volume de drenagem estimado por limpeza realizada durante cada experimento. Vele ressaltar que a IP-UF possui medidor de vazão de retrolagem e enxague, possibilitando a obtenção direta dos volumes destas etapas da limpeza.

A Tabela 5.8 apresenta os volumes de rejeito/lodo obtidos durante o processo de limpeza e sua relação com o volume permeado da IP-UF nas fases. Nesta Tabela se pode observar que a relação de volume tratado produzido ($V_p - V_r$) e o volume de lodo produzido variaram entre 0,11 e 0,33, correspondendo ao inverso da variação da recuperação apresentado na Tabela 5.4.

Tabela 5.8 – Volume de rejeito/lodo pela IP-UF no processo de limpeza físicas e químicas.

	Fase 1 (P)	Fase 1 (P2)	Fase 2 (1,5 Q)	Fase 3 (1,25 Q)	Fase 4 (1,4 TL)	Fase 5 (0,5 TL)	Fase 6 (1,5TO)	Fase 6 (1,5TO2)	Fase 7 (2 TO)	Fase 8 (P PreF)
V_r (m ³)	48,1	44,5	33,8	2,8	65,6	23,0	36,1	33,8	32,1	79,6
V_d (m ³)	11,0	6,4	1,7	0,6	11,2	8,2	7,8	6,4	5,9	10,9
V_e (m ³)	18,1	28,9	23,4	1,9	33,0	12,8	24,3	23,4	20,7	33,9
V_p (m ³)	361,3	318,8	318,1	23,8	367,8	263,1	390,4	318,1	388,2	355,9
$L = V_r + V_d$ (m ³)	59,1	50,9	35,5	3,4	76,8	31,2	43,9	40,2	38,0	90,5
$L / (V_p - V_r)$	0,19	0,19	0,12	0,16	0,25	0,13	0,12	0,14	0,11	0,33

Legenda: V_r - Volume de retrolagem; V_d - Volume de drenagem; V_e - Volume de enxague, V_p - Volume do permeado e L - Volume de lodo produzido

A Tabela 5.9 apresenta os volumes de esgoto tratado na ETE Brasília Norte e a relação entre o volume de lodo químico produzido na etapa de flotação por ar dissolvido (FAD)

durante o ano de 2018. A medição de vazão da ETEB Norte é realizada antes da FAD, com isso a vazão da estação é medida antes da remoção do lodo químico gerado na etapa de flotação.

Tabela 5.9 – Relação entre volume de lodo químico e esgoto tratado produzido na FAD da ETE Brasília Norte em 2018.

Ano 2018	Volume de esgoto tratado Q (m ³)	Volume de lodo químico L _Q (m ³)	Volume de lodo primário L _P (m ³)	Volume de lodo biológico L _B (m ³)	Volume total de lodo L _T (m ³)	L _Q / (Q-L _Q)	L _T / (Q-L _Q)
Jan.	1.331.354	3.820	3.795	4.309	11.924	0,0029	0,0090
Fev.	1.261.046	3.861	3.382	3.745	10.988	0,0031	0,0087
Mar.	1.445.081	4.324	5.286	4.025	13.635	0,0030	0,0095
Abr.	1.489.243	4.597	5.426	2.920	12.943	0,0031	0,0087
Mai.	1.366.668	3.185	4.591	5.081	12.857	0,0023	0,0094
Jun.	1.285.208	1.717	4.225	8.600	14.542	0,0013	0,0113
Jul.	1.257.608	946	5.020	6.383	12.349	0,0008	0,0098
Ago.	1.411.160	1.024	9.245	6.952	17.221	0,0007	0,0122
Set.	1.385.492	1.879	3.783	7.489	13.151	0,0014	0,0095
Out.	1.350.968	4.933	3.868	5.907	14.708	0,0037	0,0109
Nov.	1.416.520	2.843	5.525	7.041	15.409	0,0020	0,0109
Dez.	1.335.166	2.770	5.105	6.262	14.137	0,0021	0,0106
Média	1.361.293	2.992	4.938	5.726	13.655	0,0022	0,0101

Obs. A medição de vazão da ETE é localizada antes da etapa de FAD

O valor médio anual da relação entre volume de esgoto tratado e lodo químico produzido na FAD foi de 0,0022 m³/m³, conforme Tabela 5.9, o que corresponde a aproximadamente 1% do volume de lodo produzido na IP-UF (média de 0,17 m³/m³). Além disto, o volume relativo de lodo químico da IP-UF corresponde a aproximadamente 17 vezes maior que volume médio relativo de lodo total da ETEB Norte (0,0101 m³/m³).

Portanto, para a utilização das instalações existentes na ETE Brasília Norte relacionada ao tratamento de lodo, considerando a substituição do FAD por UF, a redução de volume de lodo na UF é um aspecto fundamental a ser avaliado, sendo importante a adoção de um pré-tratamento do lodo químico da UF e/ou ações operacionais que reduzam a produção de lodo, antes ser encaminhado para a digestão existente da ETEB Norte.

Alternativa a serem avaliada para a disposição do lodo químico produzido na etapa polimento final por UF, é o direcionamento deste para o decantador secundário da etapa de

lodos ativados ou para o decantador primário da estação. No entanto, a influência do coagulante presente no lodo químico na operação do sistema de lodos ativados modificados e no decantador primário da ETEB Norte, bem como, o aumento da concentração de lodo no sistema deva ser observada.

A utilização de coagulantes químicos em decantadores primários tem sido uma importante linha de estudos, com isso, a avaliação da disposição do lodo químico produzido na etapa polimento final por UF no decantador primário da ETEB Norte é promissor. A precipitação química em tratamento primário tem apresentado melhora na remoção de sólidos suspensos e de DBO neste processo (Metcalf & Eddy, 2015), além disto, a remoção de constituintes que exercem demanda de oxigênio na etapa de tratamento primário, reduzem a necessidade de oxigênio requerida em etapas de lodos ativados. O fornecimento de oxigênio para a etapa de lodos ativados representa o principal gasto energético de estações de tratamento com este processo, por isso a importância da sua redução.

A avaliação de alternativas de tecnologias que utilizam membranas de ultrafiltração também devem ser consideradas, tais como sistemas de BRM. As metodologias das limpezas físicas e químicas são distintas entre as tecnologias, podendo apresentar diferentes recuperações, consumo de produtos químicos e consumo de energia.

5.4.2. Aspectos de qualidade

Foram realizadas análises físico-químicas e bacteriológicas representativas para esgotos domésticos, de forma a identificar a qualidade do polimento final existente na ETEB Norte (coagulação-floculação-FAD) e a qualidade do permeado produzido pela instalação piloto de UF (IP-UF). Para isso, foi utilizado o mesmo afluente aos dois sistemas, ou seja, o afluente à IP-UF era captado após a coagulação do efluente tratado na etapa de lodo ativados, no canal de alimentação do floculador-FAD da ETE.

A Tabela 5.10 apresenta a estatística descritiva da série temporal dos principais parâmetros que caracterizam esgotos domésticos. Apresenta também o resultado para as matrizes afluente à IP-UF e ao FAD, permeado da IP-UF (considerando conjuntamente os resultados de todas as fases da pesquisa) e o efluente final da ETEB Norte.

Tabela 5.10– Parâmetros estatísticos das séries temporais das análises realizadas no afluente à FAD e IP-UF, efluente da FAD, permeado da IP-UF (com todas as fases do experimento) e remoção média da FAD e da IP-UF

Parâmetros	Número amostras	Afluente à FAD e IP-UF (Af)				Efluente da FAD (Ef FAD)				Permeado da IP-UF (Ef UF)				Remoção média	
		Mín	Máx	Méd	DP	Mín	Máx	Méd	DP	Mín	Máx	Méd	DP	FAD	IP-UF
pH	36	6,0	7,3	6,8	0,3	6,2	7,6	7,0	0,3	6,3	7,4	6,9	0,3	-	-
OD (mg/L)	36	2,7	4,7	3,7	0,5	3,9	6,1	5,3	0,4	2,9	5,3	4,0	0,5	-	-
Turbidez (UT)	36	3,8	42,7	21,1	11,3	0,3	7,3	1,8	1,2	0,1	2,2	0,4	0,4	88,4%	97,0%
SDT (mg/L)	36	181	413	298	59	197	421	313	58	192	418	314	58	-5,1%	-5,6%
SST (mg/L)	36/34/35	5	139	56	37	3	27	7	4	2	6	2	1	80,1%	92,7%
ST (mg/L)	25	292	454	366	44	218	362	308	33	222	340	298	32	16,0%	17,9%
STF (mg/L)	34	180	316	248	35	160	296	226	30	174	290	225	32	8,5%	8,8%
STV (mg/L)	34	36	212	127	39	10	142	86	32	2	144	75	35	30,9%	41,8%
DQO (mg/L)	32/32/30	35	174	97	35	15	39	29	6	15	31	22	4	65,2%	72,8%
DQOf (mg/L)	32	13	41	25	6	12	38	21	6	5	35	19	6	13,9%	23,7%
NO ₂ (mg/L)	36	0,10	3,24	1,72	0,76	0,10	3,12	1,63	0,69	0,10	3,18	1,63	0,72	4,1%	5,1%
NO ₃ (mg/L)	36	0,18	8,85	3,90	1,78	0,17	8,48	3,95	1,81	0,18	8,45	3,80	1,82	-0,7%	3,2%
NH ₃ (mg/L)	36	< 0,206	47,3	16,8	12,9	0,206	43,6	17,6	12,9	0,206	46,6	17,6	13,2	-6,8%	-9,9%
Pt (mg/L)	36	0,41	5,06	1,81	1,10	0,07	0,60	0,28	0,12	0,02	0,69	0,09	0,11	79,8%	93,0%
Coliformes Totais (NMP/100 mL)	35	1,3E+05	4,2E+06	1,3E+06	1,0E+06	4,2E+03	1,6E+06	3,0E+05	3,7E+05	1,0E+00	1,7E+03	2,2E+02	3,9E+02	0,92log	4,41log
<i>E. Coli</i> (NMP/100mL)	35	7,7E+04	2,4E+06	7,8E+05	6,1E+05	2,4E+03	9,8E+05	1,8E+05	2,2E+05	1,0E+00	1,0E+03	1,3E+02	2,4E+02	0,92log	4,32log

Obs.: Em número de amostras, as sequências de três números equivalem respectivamente as amostras de Af, Ef FAD e Ef IP-UF. Legenda: FAD – Flotação por ar dissolvido da ETEB Norte, IP-UF – Instalação piloto de UF, DP – Desvio padrão, OD – Oxigênio dissolvido, SDT – Sólidos dissolvidos totais, SST – Sólidos suspensos totais, ST – Sólidos totais, STF - Sólidos totais fixos, STV - Sólidos totais voláteis, DQO – Demanda química de oxigênio, DQOf – DQO filtrada, NO₂ – Nitrito, NO₃ – Nitrato, NH₃ – Amônia, Pt – Fósforo total, *E. Coli* – *Escherichia coli*.

A Figura 5.15 apresentam os gráficos *box-plot* correspondentes aos resultados da Tabela 5.10 para os parâmetros: (a) SDT (mg/L), (b) SST (mg/L), (c) DQO (mg/L), (d) NO₃ (mg/L), (e) Pt (mg/L), (f) *E. Coli* (NMP/100mL). Cada gráfico apresenta o afluente à IP-UF e ao FAD (Af), efluente da FAD da ETEB Norte (Ef FAD) e o conjunto de todos os resultados das fases do experimento (Ef UF).

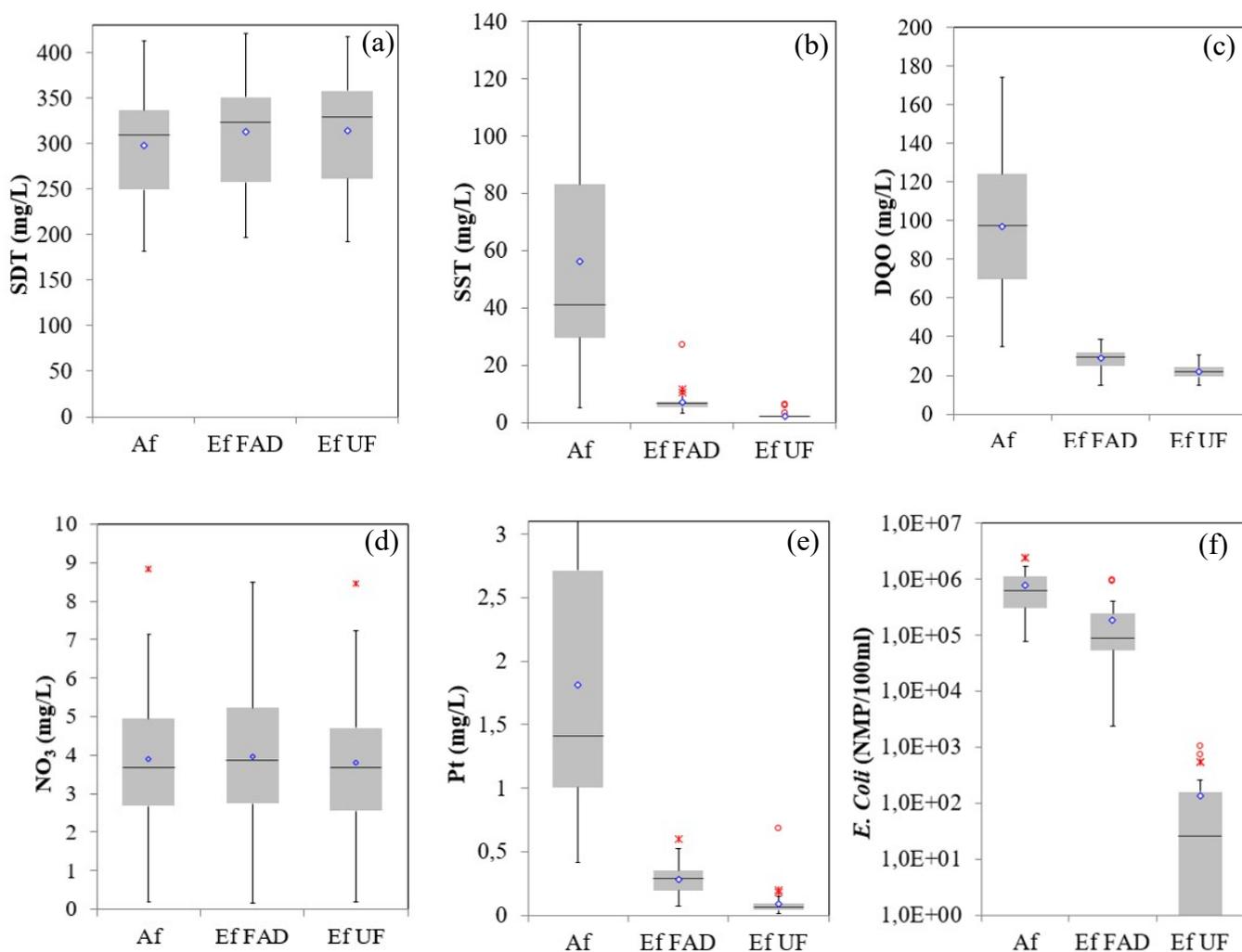


Figura 5.15– Estatística descritiva *box plot* da concentração dos parâmetros (a)SDT; (b)SST; (c)DQO; (d) NO₃; (e) Pt e (f) *E. Coli* para o afluente à IP-UF e ao FAD (Af), efluente ao FAD da ETEB Norte (Ef FAD) e todos os resultados dos experimentos com a IP-UF (Ef UF)

Como pode ser observado na Tabela 5.10 e Figura 5.15, melhores resultados de remoção e de concentração após o tratamento por UF, quando comparado com a FAD, foram observados para os parâmetros físico-químicos e microbiológicos que estão relacionados

com tamanho da partícula não dissolvida no esgoto e que possuem dimensões maiores que o tamanho dos poros da membrana.

Portanto, os parâmetros que apresentaram concentrações médias mais baixas após o tratamento por UF foram: turbidez (0,4 UT), SST (2 mg/L), Pt (0,09 mg/L), DQO (22 mg/L), Coliformes Totais (26 NMP/100ml) e *E. Coli* (19 NMP/100ml). Estes resultados, comparados com o afluente à IP-UF, indicam a alta eficiência do tratamento por UF, de forma importante destacou-se o ganho em remoção média de turbidez (8,6%), SST (12,5%), DQO (7,8%) e Pt (13,1%).

A membrana de UF e a flotação por ar dissolvido (FAD) não foram efetivas na remoção de substâncias dissolvidas como observado na Tabela 5.10 e Figura 5.15, para SDT, NO₂, NO₃ e NH₃ como esperado. A IP-UF demonstrou uma remoção reduzida da parcela dissolvida do efluente e acompanharam os resultados da FAD da ETEB Norte. A remoção de sólidos totais tanto na IP-UF quanto na FAD não foram elevados variando entre 16 e 18%. Como a IP-UF apresentou alta eficiência na remoção de SST foi observado o reflexo também na remoção de ST.

Com relação ao OD, observa-se uma diferença pequena entre o afluente e o permeado da IP-UF, indicando a condição de barreira física da UF sem consumo de oxigênio no tratamento. No entanto, para o efluente final da ETEB Norte que utiliza também um processo físico, nota-se um acréscimo de OD, devido a injeção de ar dissolvido no tratamento.

Vale destacar que, como esperado, a remoção microbiológica com o uso de UF foi superior à obtida na FAD em 3,48 log para *E. Coli*, mesmo com a variabilidade dos resultados devido ao rompimento das fibras do módulo de membranas. A remoção microbiológica é melhor caracterizada pela redução de unidades logarítmicas, que nos experimentos de UF para *E. Coli* apresentaram 4,41 log em média. Esta redução é expressiva quando comparando com a redução de 0,92 log no FAD para *E. Coli*.

Com a expressiva remoção bactérias *E. Coli* observada no permeado da IP-UF, infere-se que microrganismos de maior dimensão, tais como, protozoários, ovos de helminto, cisto de *Giardia*, (oo)cistos de *Cryptosporidium*, entre outros, também sejam removidos pela

membrana de UF. Com relação a remoção de vírus, alguns estudos apontam uma elevada remoção de vírus em membranas de UF, particularmente quando utilizada coagulação como pré-tratamento da alimentação da membrana (Lee *et al.* 2017 e Amarasiri *et al.* 2017), podendo alcançar 4,7log de remoção. Portanto, é esperado que o tratamento de efluentes por membrana de UF possua um diferencial com relação a FAD, a remoção de microrganismos, tais como, bactérias, protozoários, ovos de parasitas, bem como, vírus.

Face ao exposto, o processo de ultrafiltração precedida de coagulação química como pós-tratamento de efluentes da etapa de lodos ativados com remoção de nutrientes apresentou-se uma alternativa promissora de tratamento, resultando em um permeado de melhor qualidade do que a etapa de flotação por ar dissolvido.

6. CONCLUSÕES E RECOMENDAÇÕES

Este trabalho avaliou a qualidade e a eficiência de membrana de ultrafiltração (IntegraFlux SFP – 2880XP em fibra oca de PVDF, diâmetro nominal dos poros de $0,03\mu\text{m}$) como pós-tratamento de efluentes da etapa de lodos ativados com remoção de nutrientes precedida de etapa de coagulação, bem como, comparativamente, avaliou os resultados obtidos da etapa de flotação por ar dissolvido (FAD) atualmente utilizada como pós-tratamento na ETE Brasília Norte. Foi avaliado o comportamento da IP-UF quanto a qualidade do permeado e a resposta operacional, frente às alterações nas condições operacionais padrão definidas pelo fabricante, a saber: fluxo do permeado, duração da retrolavagem e tempo de operação entre as limpezas. A partir dos resultados obtidos pode-se concluir que:

- O aumento do fluxo do permeado de $40,25 \text{ L.m}^{-2}.\text{h}^{-1}$ para $50,64$ e $61,02 \text{ L.m}^{-2}.\text{h}^{-1}$, o aumento do tempo de operação entre as limpezas de 25min para 38 e 50min e a redução da duração da retrolavagem de 80s para 60 e 30s resultaram em uma evolução mais intensa da PTM, foi desfavorável a operação da IP-UF.
- O aumento da turbidez da alimentação da instalação piloto provocou a intensificação da evolução da PTM, impactando de forma negativa a operação da IP-UF.
- As variações das remoções médias nas diversas fases experimentais foram avaliadas em termos de: turbidez (93,6 a 98,7%), SST (79,4 a 96,9%), DQO (55,2 a 81,9%), Pt (73,4 a 96,9%) e *E. Coli* (92,9311 e 99,9993%). A qualidade média do permeado variou de 0,2 à 0,9 UT, de $<0,2$ à 3,5 mg/L de SST, de 16,1 à 28,7 mg/L de DQO, de 0,04 à 0,26 mg/L de PT e 1,3 à 62 NMP/100mL de *E. Coli* demonstrando a elevada eficiência do processo de ultrafiltração.
- As limpezas químicas foram mais eficientes que as limpezas físicas, bem como, quanto maior a PTM (*fouling*) na membrana durante a operação de filtração entre os ciclos de limpeza, maior a recuperação de PTM (*fouling* reversível) após o processo de limpeza física de ar e água.

- As limpezas alcalinas/oxidantes interferiram diretamente na turbidez do permeado, apresentando picos de turbidez de curta duração no permeado após a limpeza. Estas interferências na turbidez representaram pouco impacto na qualidade média do permeado.
- A recuperação do módulo de membrana apresentou valores entre 82,2 a 91,7% para as diversas alterações das condições operacionais dos experimentos, atendendo as expectativas com as variações relacionadas ao fluxo do permeado e parâmetros de limpeza (duração e frequência).
- As membranas de ultrafiltração comparadas como a etapa de FAD, apresentaram maiores eficiências na remoção para os parâmetros: turbidez, SST, DQO, PT, coliformes totais e *E. Coli*. Os ganhos em remoção média foram: 8,6% para turbidez, 12,4% para SST, 13,1% para Pt, 7,8% para DQO e principalmente o ganho na remoção média de 3,7 unidades logarítmicas para *E. Coli*.
- O rompimento de fibras do módulo de membranas interferiu diretamente nos resultados de quantificação de coliformes, com isso a IP-UF não atendeu a expectativa de 100% de remoção de coliformes, Mesmo com o rompimento das fibras, foi observado resultados de remoção melhores que a FAD.
- Tanto a UF quanto a FAD não foram efetivas quanto a remoção de parâmetros relacionados a substâncias dissolvidas no esgoto, tais como a série de nitrogênio e sólidos dissolvidos.
- A produção de lodo na IP-UF é elevada correspondendo a aproximadamente 80 vezes mais que o lodo químico na FAD e 17 vezes maior que todo o lodo produzido na ETE Brasília Norte.

Em resumo, em termos de qualidade do efluente tratado, o processo de ultrafiltração precedido de coagulação foi mais eficiente quando comparado flotação por ar dissolvido como tratamento terciário de efluentes de lodos ativados da ETE Brasília Norte, demonstrando que o processo de ultrafiltração é uma promissora alternativa à flotação por ar

dissolvido para tratamento do efluente de lodos ativados, para remoção de matéria orgânica, nutrientes (Fósforo) e patógenos, principalmente considerando o novo cenário de utilização do lago Paranoá como manancial de água. No entanto, em termos de produção de lodo pela IP-UF é necessária uma melhor avaliação operacional do sistema e avaliação de alternativas de tecnologias utilizando UF, devido a elevada produção de lodo.

Algumas questões levantadas durante esta pesquisa sugerem o desenvolvimento de outros estudos listados a seguir:

- Avaliação da membrana de UF levando em consideração as variáveis financeiras, tais como os custos de produtos químicos utilizados, a energia consumida, a vida útil da membrana;
- Avaliação das condições ótimas de coagulação da alimentação e de operação do sistema de ultrafiltração que promovam melhor desempenho da ultrafiltração em termos de remoção de substâncias dissolvidas e em suspensão do efluente, bem como, da recuperação da membrana.
- Avaliação do impacto da disposição do lodo químico produzido pós-tratamento por UF em pontos do tratamento da estação, tais como, decantador primário e decantador secundário.
- Avaliação da redução de volume de lodo químico produzido pelo sistema de pós-tratamento por UF, considerando a utilização de pré-tratamento do lodo e/ou ações operacionais que reduzam a produção de lodo, para direcionamento a sistemas de digestão e desaguamento de lodo.
- Avaliação de outras tecnologias utilizando ultrafiltração como tratamento de efluentes de etapas de lodos ativados, tais como biorreator por membranas (BRM), com objetivo de avaliar a produção de lodo e utilização de produtos químicos de limpeza.

7. REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- Abdessemed, D., Nezzal, G., & Aim, R. B. (1999). Treatment of wastewater by ultrafiltration. *Desalination*, 126(1-3), 1-5.
- Abdessemed, D., Nezzal, G., & Aim, R. B. (2000). Coagulation—adsorption—ultrafiltration for wastewater treatment and reuse. *Desalination*, 131(1-3), 307-314.
- Acero, J. L., Benitez, F. J., Real, F. J., & Teva, F. (2012). Coupling of adsorption, coagulation, and ultrafiltration processes for the removal of emerging contaminants in a secondary effluent. *Chemical engineering journal*, 210, 1-8.
- Acero, J. L., Benitez, F. J., Real, F. J., & Teva, F. (2016). Micropollutants removal from retentates generated in ultrafiltration and nanofiltration treatments of municipal secondary effluents by means of coagulation, oxidation, and adsorption processes. *Chemical Engineering Journal*, 289, 48-58.
- Amarasiri, M., Kitajima, M., Nguyen, T. H., Okabe, S., & Sano, D. (2017). Bacteriophage removal efficiency as a validation and operational monitoring tool for virus reduction in wastewater reclamation. *Water research*, 121, 258-269.
- ANA (2009), Resolução nº 158, de 30 de março de 2009. Dispõe sobre o direito de uso de recursos hídricos para captação de água no Reservatório da Usina Hidrelétrica do Paranoá. Agência Nacional de Aguas.
- APHA; AWWA; WEF. (2017). *Standard methods for the examination of water and wastewater*. 23ª Edição, AWWA, E.U.A.
- Arévalo, J., Garralón, G., Plaza, F., Moreno, B., Pérez, J., & Gómez, M. Á. (2009). Wastewater reuse after treatment by tertiary ultrafiltration and a membrane bioreactor (MBR): a comparative study. *Desalination*, 243(1-3), 32-41.
- Arika, M., Kobayashi, H., & Kihara, H. (1977). Pilot plant test of an activated sludge ultrafiltration combined process for domestic wastewater reclamation. *Desalination*, 23(1-3), 77-86.
- Arnal, J. M.; García-Fayos, B.; Sancho, M. (2011). “Membrane Cleaning”. In *Expanding Issues in Desalination*. Ning, R. Y. – Editor, InTech China Publisher, Chapter 3, 23p.
- AWWA. Staff. (2011). *Microfiltration and Ultrafiltration Membranes for Drinking Water (M53)*. American Water Works Association. Baker, R. W., Cussler, E. L., Eykamp, W., Koros, W. J., Riley, R. L., & Strathmann, H. (1991). *Membrane Separation Systems: Recent Developments and Future Directions*, Noyes Data Corp, Park Ridge, NJ. Also available as report DOE/ER/30133, 1.

- AZEVEDO NETTO, JM (1977); ALVAREZ, G. *Manual de Hidráulica*. São Paulo, p 197 à 215
- Battistelli, A. A., Costa, R. E., Justino, N. M., Silveira, D. D., Lobo-Recio, M. Á., Belli, T. J., & Lapolli, F. R. (2018). Effect of Hydraulic Retention Time on Treatment Performance in an Anoxic/Oxic Electro-Membrane Bioreactor. *Journal of Environmental Engineering*, 144(11), 04018111.
- Brasil (2005). Resolução CONAMA 357, de 17 de março de 2005. Dispõe sobre a classificação dos corpos de água e diretrizes ambientais para o seu enquadramento, bem como estabelece as condições e padrões de lançamento de efluentes, e dá outras providências. *Diário Oficial da União* nº 053, de 18/03/2005, pág. 58-63.
- Brasil (2011b). Resolução CONAMA 430, de 16 de maio de 2011. Dispõe sobre as condições e padrões de lançamento de efluentes, complementa e altera a Resolução no 357, de 17 de março de 2005. *Diário Oficial da União* nº 92, de 16/05/2011, pág. 89.
- Brasil (2017). Portaria de Consolidação do Ministério da Saúde Nº 5, de 28 de setembro de 2017. Consolidação das normas sobre as ações e os serviços de saúde do Sistema Único de Saúde. *Diário Oficial da União* de 03/10/2017.
- Caesb (2000), Companhia de Saneamento Ambiental do Distrito Federal. Distrito Federal. Plano Diretor de Água e Esgoto do DF (PLD). Brasília: Magna Engenharia Ltda.
- Caesb (2013), SIESG – Sinopse do Sistema de Esgotamento Sanitário do Distrito Federal, 26ª Edição
- Caesb (2015a), Lago Paranoá - Boletim Informativo – Caesb/PRHR/PGOQ – janeiro a dezembro de 2015.
- Caesb (2015b), Relatório Técnico nº 05/2015 – PRHR - Avaliação da Capacidade Suporte do Lago Paranoá (1999-2011) de 04/12/2015.
- Caesb (2017), Lago Paranoá - Boletim Informativo – Caesb/PRHR/PGOQ – janeiro a julho de 2017.
- Caesb (2018), Lago Paranoá - Boletim Informativo – Caesb/PRHR/PGOQ – janeiro a abril de 2018.
- Caesb, (2019a), Planilha de dados operacionais e de qualidade da ETE Brasília Norte fornecidos pela Caesb.
- Caesb (2019b), Mapas de Balneabilidade do Programa de Balneabilidade do Lago Paranoá, Disponível em <<https://www.caesb.df.gov.br/agua/balneabilidade/informacoes-gerais6.html>>. Acesso em 14/08/2019.

- Caesb (2019c). Esgotamento Sanitário. Disponível em <<https://www.caesb.df.gov.br/3-portal/esgoto.html>>. Acesso em: 28/11/2017.
- Caesb/SEEBLA (1982), Projeto Básico de Ampliação e Adaptação da ETEB-Norte e ETEB Sul, Volume 1 – Tomo 1 – Memorial Descritivo.
- Chellam. S e Zander. A. (2005). Membrana Scienc and Theory. In: American Water Works Association (2005). *Microfiltration and Ultrafiltration Membranes for Drinking Water: M53* (Vol. 53). American Water Works Association.
- Citulski, J., Farahbakhsh, K., & Kent, F. (2009). Optimization of phosphorus removal in secondary effluent using immersed ultrafiltration membranes with in-line coagulant pretreatment—implications for advanced water treatment and reuse applications. *Canadian Journal of Civil Engineering*, 36(7), 1272-1283.
- da Costa, R. E., Lobo-Recio, M. A., Battistelli, A. A., Bassin, J. P., Belli, T. J., & Lapolli, F. R. (2018). Comparative study on treatment performance, membrane fouling, and microbial community profile between conventional and hybrid sequencing batch membrane bioreactors for municipal wastewater treatment. *Environmental Science and Pollution Research*, 25(32), 32767-32782.
- Di Bernardo, L. e Dantas, Â. D. B. (2005). Métodos e Técnicas de Tratamento de Água, Vol. 1. Ed. Rima, São Carlos, Brasil, 792p.
- Diaz, S. D., Peña, L. V., Cabrera, E. G., Soto, M. M., Cabezas, L. M. V., & Sánchez, L. R. B. (2012). Effect of previous coagulation in direct ultrafiltration of primary settled municipal wastewater. *Desalination*, 304, 41-48.
- DOW Water & Process Solution (2011). DOW UF Pilot Plant – Handover Documentation. DOW Project nº NO-1008-F052. Shanghai, China. 1207p.
- Duranceau, S.J., Taylor, J.S. (2011). “Membranes”. In: Edzwald, J.K. (ed) *Water Quality & Treatment: A Handbook on Drinking Water*. Mc Graw Hill, New York, EUA, 11.1-11.106
- Farrugia, B. Membranas de Filtração, tecnologia eficiente em aplicações diversas, *Revista Meio Filtrante*, de 04/09/2013, disponível < <http://www.revistatae.com.br/6489-noticias>>
- Fatone, F., Bolzonella, D., Battistoni, P., & Cecchi, F. (2005). Removal of nutrients and micropollutants treating low loaded wastewaters in a membrane bioreactor operating the automatic alternate-cycles process. *Desalination*, 183(1-3), 395-405.
- Felizatto, M. R. (2017). Tratamento de esgotos sanitários usando reator UASB seguido de microfiltração por membrana submersa.

- Fonseca, F. O. (2001). Olhares sobre o lago Paranoá. Secretaria de Meio Ambiente e Recursos Hídricos, Brasília-DF
- Fonseca, S. A. (2017). Aplicação da microfiltração submersa ao tratamento da água do Lago Paranoá-DF.
- GDF (2017), Governo do Distrito Federal, Plano Distrital de Saneamento Básico e de Gestão Integrada de Resíduos Sólidos, Tomo III - Produto 3. Brasília, Empresa SERENCO LTDA.
- Gordano, A. e Buonomenna, M. G. (2011) *New Materials, New Devices, New Solutions: How to Prepare a Membrane*. In: Mohanty, K., e Purkait, M. K. (Eds.). (2011). *Membrane technologies and applications*. CRC press.
- Habert, A. C; Borges, C. P.; Nobrega, R. (2006) *Processos de Separação por Membrana*, Ed. E.paper, Rio de Janeiro.
- Hai, F. I., Yamamoto, K., & Lee, C. H. (Eds.). (2013). *Membrane biological reactors*. IWA Publishing, London, UK. p449
- Hatt, J. W., Germain, E., & Judd, S. J. (2011). Precoagulation-microfiltration for wastewater reuse. *Water research*, 45(19), 6471-6478.
- Hoek, E. M. V., & Tarabara, V. V. (Eds.). (2013). *Encyclopedia of Membrane Science and Technology* (Vol. 3). Somerset, NJ: Wiley.
- Howell, J. A. (1990), Overview of Membranes, in: Howell, J. A. (Ed.). (1990). *The Membrane Alternative: Energy Implications for Industry: Watt Committee Report Number 21*(No. 21). CRC Press.
- Huang, L., e Lee, D. J. (2015). Membrane bioreactor: a mini review on recent R&D works. *Bioresource technology*, 194, 383-388.
- Idris, A., Ahmed, I. e Noor, N. M. (2011) *Asymmetric Polyethersulfone Membranes: Preparation and Application* in: Mohanty, K., & Purkait, M. K. (Eds.). (2011). *Membrane technologies and applications*. CRC press.
- INMET – Instituto Nacional de Meteorologia (2019), Estação Meteorológica de Observação de Superfície Automática da Estação Automática: Brasília (DF). Disponível em <http://www.inmet.gov.br/portal/index.php?r=estacoes/estacoesAutomaticas> Acesso em 01 de maio de 2019.
- Juang, L. C., Tseng, D. H., Chen, Y. M., Semblante, G. U., & You, S. J. (2013). The effect soluble microbial products (SMP) on the quality and *fouling* potential of MBR effluent. *Desalination*, 326, 96-102.

- Judd, S. (2008). The status of membrane bioreactor technology. *Trends in biotechnology*, 26(2), 109-116.
- Judd, S. (2010). *The MBR book: principles and applications of membrane bioreactors for water and wastewater treatment*. Elsevier.
- Krzeminski, P., Leverette, L., Malamis, S., & Katsou, E. (2017). Membrane bioreactors—a review on recent developments in energy reduction, fouling control, novel configurations, LCA and market prospects. *Journal of Membrane Science*, 527, 207-227.
- Lateef, S. K., Soh, B. Z., & Kimura, K. (2013). Direct membrane filtration of municipal wastewater with chemically enhanced backwash for recovery of organic matter. *Bioresource technology*, 150, 149-155.
- Le-Clech, P., Chen, V., & Fane, T. A. (2006). Fouling in membrane bioreactors used in wastewater treatment. *Journal of membrane science*, 284(1-2), 17-53.
- Lee, B. B., Choo, K. H., Chang, D., & Choi, S. J. (2009). Optimizing the coagulant dose to control membrane *fouling* in combined coagulation/ultrafiltration systems for textile wastewater reclamation. *Chemical Engineering Journal*, 155(1-2), 101-107.
- Lee, S., Ihara, M., Yamashita, N., & Tanaka, H. (2017). Improvement of virus removal by pilot-scale coagulation-ultrafiltration process for wastewater reclamation: Effect of optimization of pH in secondary effluent. *Water research*, 114, 23-30.
- Li, R. H., Wang, X. M., & Li, X. Y. (2018). A membrane bioreactor with iron dosing and acidogenic co-fermentation for enhanced phosphorus removal and recovery in wastewater treatment. *Water research*, 129, 402-412.
- Ly, Q. V., Nghiem, L. D., Cho, J., & Hur, J. (2018). Insights into the roles of recently developed coagulants as pretreatment to remove effluent organic matter for membrane fouling mitigation. *Journal of Membrane Science*, 564, 643-652.
- Metcalf, L., & Eddy, H. P. (2015). *Tratamento de efluentes e recuperação de recursos*. McGraw Hill Brasil. X
- Mohanty, K.; Purkait, M. K. (2012). “Membrane Technologies and Applications, CRC Press Taylor & Francis Group, Florida, USA, 503p.
- Molina-Muñoz, M., Poyatos, J. M., Sánchez-Peinado, M., Hontoria, E., González-López, J., & Rodelas, B. (2009). Microbial community structure and dynamics in a pilot-scale submerged membrane bioreactor aerobically treating domestic wastewater under real operation conditions. *Science of the total environment*, 407(13), 3994-4003.

- Mulder, M. (1992). *Basic Principles of Membrane Technology*. Springer Science/Business Media Dordrecht, The Netherlands, 196p.
- Neoh, C. H., Noor, Z. Z., Mutamim, N. S. A., & Lim, C. K. (2016). Green technology in wastewater treatment technologies: integration of membrane bioreactor with various wastewater treatment systems. *Chemical engineering journal*, 283, 582-594.
- NOVACAP (2010), *NOVACAP: 50 anos por Brasília*, Brasília, 1ª edição.
- Oron, G., Gillerman, L., Buriakovsky, N., Bick, A., Gargir, M., Dolan, Y., Manor, Y., ;Katz, L. & Hagin, J. (2008). Membrane technology for advanced wastewater reclamation for sustainable agriculture production. *Desalination*, 218(1-3), 170-180.
- Pinnekamp, J., & Friedrich, H. (Eds.). (2006). *Membrane technology for waste water treatment*. FiW Verlag.
- Pinto Filho, A. C. T. (1999). *Avaliação do potencial da flotação por ar dissolvido como pós-tratamento para efluentes do processo de lodos ativados, de reatores UASB e de lagoas de alta taxa* (Doctoral dissertation, Dissertação de Mestrado, Universidade de Brasília, Departamento de Engenharia Civil e Ambiental, Brasília, DF).
- Qin, J. J., Wai, M. N., Tao, G., Kekre, K. A., & Seah, H. (2007). Membrane bioreactor study for reclamation of mixed sewage mostly from industrial sources. *Separation and Purification Technology*, 53(3), 296-300.
- Schneider, R. P.; Tsutiya, M. T. (2001) *Membranas filtrantes para o tratamento de água, esgotos e águas de reuso*, 1ª edição, São Paulo, ABES.
- Setti, A. A. (Ed). (2005), *O Saneamento no Distrito Federal: Aspectos Culturais e Socioeconômicos*, GDF, 2005, Brasília 1ª edição.
- Shon, H. K., Vigneswaran, S., Kim, I. S., Cho, J., & Ngo, H. H. (2004). Effect of pretreatment on the fouling of membranes: application in biologically treated sewage effluent. *Journal of membrane science*, 234(1-2), 111-120.
- Simões, C. P. P. (2016). *Avaliação operacional e remoção de bisfenol-A no tratamento de água por diferentes tipos de membranas: avaliação em escala piloto*.
- Singh, R. (2014). *Membrane Technology and Engineering for Water Purification: Application, Systems Design and Operation*. Butterworth-Heinemann.
- Stephenson, T., Brindle, K., Judd, S., & Jefferson, B. (2000). *Membrane bioreactors for wastewater treatment*. IWA publishing.
- Streit, K. F. (2011) *Estudo de Aplicação de Processo de Separação com Membrana no Tratamento de Efluentes de Curtume: Nano filtração e Eletrodialise*. 182p, Teste

(Doutorado em Engenharia de Minas, Metalúrgica e de Materiais) UFRGS, Porto Alegre/RS.

- Tay, M. F., Liu, C., Cornelissen, E. R., Wu, B., & Chong, T. H. (2018). The feasibility of nanofiltration membrane bioreactor (NF-MBR)+ reverse osmosis (RO) process for water reclamation: Comparison with ultrafiltration membrane bioreactor (UF-MBR)+ RO process. *Water research*, 129, 180-189.
- Uragami, T. (Ed.). (2017). *Science and Technology of Separation Membranes*. John Wiley & Sons.
- Van Rijn, C. J. (2004). *Nano and micro engineered membrane technology* (Vol. 10). Elsevier.p384
- Vigneswaran, S., Shon, H. Y. e Kandasamy, J. (2011) Membrane Hybrid Systems in Wastewater Treatment. In: Mohanty, K., e Purkait, M. K. (Eds.). (2011). *Membrane technologies and applications*. CRC press.
- Von Sperling, M. (2012). Princípios do tratamento biológico de águas residuárias: Lodos ativados. *UFMG*, Vol. 4, 3ª ed, p 428, Belo Horizonte, Brasil.
- Walker, H. W., (2015) *Harful Algae Blooms in Drinking Water-Removal of Cyanobacterial Cells and Toxins*, Taylor & Francis Group, Boca Raton/FL
- Yoon, S. H. (2015). *Membrane bioreactor processes: principles and applications*. CRC press.
- Zhao, Y. X., Li, P., Li, R. H., & Li, X. Y. (2019). Direct filtration for the treatment of the coagulated domestic sewage using flat-sheet ceramic membranes. *Chemosphere*, 223, 383-390.
- Zheng, X., Ernst, M., & Jekel, M. (2009). Identification and quantification of major organic foulants in treated domestic wastewater affecting filterability in dead-end ultrafiltration. *Water research*, 43(1), 238-244.
- Zheng, X., Ernst, M., Huck, P. M., & Jekel, M. (2010). Biopolymer *fouling* in dead-end ultrafiltration of treated domestic wastewater. *Water research*, 44(18), 5212-5221.
- Zheng, X., Plume, S., Ernst, M., Croué, J. P., & Jekel, M. (2012). In-line coagulation prior to UF of treated domestic wastewater–foulants removal, *fouling* control and phosphorus removal. *Journal of membrane science*, 403, 129-139.

APÊNDICES

APÊNDICE A. Características dos produtos químicos utilizados na instalação piloto por ultrafiltração

Tabela A.1– Produtos químicos utilizados no sistema de UF.

Finalidade	Produto químico (dos na forma líquida)	Densidade (g/cm³)	Vazão (L/h)	Dosagem (mg/L)
Coagulação (ETE)	Sulfato de Alumínio Ferroso 7,5% (Al ₂ (SO ₄) ₃)	1,330	108	75
Limpeza alcalina e oxidante	Hipoclorito de sódio 12% (NaCl)	1,205	25,4	750
	Hidróxido de sódio 50% (NaOH - soda cáustica)	1,520	3,9	650
Limpeza ácida	Ácido cítrico 50% (C ₆ H ₈ O ₇)	1,235	7,4	1000

APÊNDICE B. Cálculo do número de fibras rompidas durante os experimentos da pesquisa

Tabela B.1 – Cálculo do número de fibras rompidas durante os experimentos da pesquisa utilizando a Equação 5.3

Data	Fase do experimento	Quantificação de <i>E. Coli</i> (NMP/100mL) para IP-UF		Fibras Rompidas
		Afluyente	Permeado	
22/11/2018	P	2,4E+05	1,0E+00	0,0
28/11/2018	P	5,2E+05	1,0E+00	0,0
03/12/2018	P	1,4E+05	1,0E+00	0,0
06/12/2018	1,5Q	1,0E+06	1,0E+00	0,0
10/12/2018	1,5Q	1,0E+05	1,0E+00	0,0
12/12/2018	1,5Q	8,2E+05	1,0E+00	0,0
13/12/2018	1,4TL	8,2E+05	4,1E+00	0,2
17/12/2018	1,4TL	1,7E+05	1,0E+00	0,0
20/12/2018	2TO	7,3E+05	1,0E+00	0,0
24/12/2018	2TO	0,0E+00	0,0E+00	0,0
26/12/2018	2TO	1,7E+05	1,0E+00	0,0
03/01/2019	P	9,8E+04	1,0E+00	0,0
07/01/2019	P	1,0E+05	1,0E+00	0,0
09/01/2019	P	2,0E+05	1,0E+00	0,0
10/01/2019	1,5Q	4,6E+05	1,0E+00	0,0
16/01/2019	P	2,4E+06	1,0E+00	0,0
17/01/2019	P	1,0E+06	1,0E+00	0,0
23/01/2019	2TO	2,0E+06	1,0E+00	0,0
24/01/2019	2TO	9,2E+05	1,0E+00	0,0
28/01/2019	1,4TL	2,0E+05	1,0E+00	0,0
30/01/2019	1,4TL	1,6E+06	1,0E+00	0,0
31/01/2019	1,4TL	2,4E+06	1,0E+00	0,0
15/02/2019	P	0,0E+00	0,0E+00	0,0
19/02/2019	P	7,3E+05	1,5E+02	2,0
20/02/2019	P	1,7E+06	1,0E+00	0,0
21/02/2019	1,5Q	1,4E+06	1,0E+00	0,0

Data	Fase do experimento	Quantificação de <i>E. Coli</i> (NMP/100mL) para IP-UF		Fibras Rompidas
		Afluyente	Permeado	
25/02/2019	1,5Q	1,6E+05	1,7E+01	1,0
27/02/2019	1,5Q	2,4E+06	1,7E+02	0,7
28/02/2019	1,25Q	7,3E+05	2,9E+01	0,4
07/03/2019	1,4TL	2,4E+05	2,6E+01	1,0
11/03/2019	1,4TL	3,7E+05	1,7E+01	0,4
13/03/2019	1,4TL	5,5E+05	2,7E+01	0,5
14/03/2019	2TO	4,1E+05	1,0E+00	0,0
18/03/2019	2TO	1,1E+05	2,0E+00	0,1
20/03/2019	2TO	6,1E+05	1,0E+00	0,0
21/03/2019	1,5TO	5,5E+05	6,5E+01	1,2
25/03/2019	1,5TO	2,4E+05	1,0E+00	0,0
27/03/2019	1,5TO	9,2E+05	1,0E+00	0,0
28/03/2019	P PreF	6,9E+05	6,8E+01	1,0
01/04/2019	P PreF	4,4E+05	1,7E+02	3,8
03/04/2019	P PreF	1,2E+06	5,5E+02	4,6
04/04/2019	0,5TL	1,4E+06	1,5E+02	1,1
09/04/2019	0,5TL	1,1E+06	7,3E+02	6,6
10/04/2019	0,5TL	1,1E+06	2,1E+02	1,9
11/04/2019	1,5TO	1,6E+06	5,5E+02	3,4
15/04/2019	1,5TO	1,3E+06	2,6E+02	2,0
17/04/2019	1,5TO	2,4E+06	1,0E+03	4,3
09/05/2019	P	5,5E+05	2,2E+02	4,0
13/05/2019	P	1,7E+05	6,9E+01	4,0
15/05/2019	P	6,1E+05	1,1E+02	1,9
22/05/2019	1,25Q	1,7E+05	1,0E+00	0,0
23/05/2019	1,25Q	4,6E+05	2,0E+01	0,4
27/05/2019	1,25Q	7,7E+04	2,0E+00	0,1
30/05/2019	2 TO	6,1E+05	2,0E+00	0,0
03/06/2019	2 TO	1,7E+05	1,0E+00	0,0
06/06/2019	1,5TO	7,3E+05	1,0E+01	0,1
10/06/2019	1,5TO	2,4E+05	1,0E+00	0,0
12/06/2019	1,5TO	1,1E+06	1,0E+00	0,0

Legenda: A condição operacional padrão do fabricante (P) corresponde à: Vazão - $Q=3,1 \text{ m}^3/\text{h}$, duração de retrolavagem - $TL=60\text{s}$, tempo de operação entre limpezas - $TO=25\text{min}$, frequência de limpeza alcalina $CEB1=12\text{h}$ e frequência de limpeza ácida $CEB2=24\text{h}$. As condições operacionais variaram conforme indicado e a fase P PreF manteve a condição padrão de operação (P) com utilização de pré-filtro de disco existente na IP-UF.