

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

**DIMENSIONAMENTO E ESTIMATIVA DE CUSTOS DE
SISTEMA DE ULTRAFILTRAÇÃO COMO ALTERNATIVA
À ETAPA DE FLOTAÇÃO POR AR DISSOLVIDO DA ETEB
NORTE**

TATIANA FINAGEIV NEDER

ORIENTADORA: CRISTINA CELIA SILVEIRA BRANDÃO

**MONOGRAFIA DE PROJETO FINAL EM ENGENHARIA
AMBIENTAL 2**

BRASÍLIA/DF: DEZEMBRO – 2020

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

**DIMENSIONAMENTO E ESTIMATIVA DE CUSTOS DE SISTEMA
DE ULTRAFILTRAÇÃO COMO ALTERNATIVA À ETAPA DE
FLOTAÇÃO POR AR DISSOLVIDO DA ETEB NORTE**

TATIANA FINAGEIV NEDER

MONOGRAFIA DE PROJETO FINAL SUBMETIDA AO DEPARTAMENTO DE ENGENHARIA CIVIL E AMBIENTAL DA UNIVERSIDADE DE BRASÍLIA COMO PARTE DOS REQUISITOS NECESSÁRIOS PARA A OBTENÇÃO DO GRAU DE BACHAREL EM ENGENHARIA AMBIENTAL.

APROVADA POR:

**CRISTINA CELIA SILVEIRA BRANDÃO , PhD (ENC - UnB)
(ORIENTADOR)**

**ARTHUR SCHLEICHER , MSc (ENC - UnB)
(EXAMINADOR INTERNO)**

**FÁBIO DE CARVALHO, Químico (DuPont®)
(EXAMINADOR EXTERNO)**

DATA: BRASÍLIA/DF, 18 de DEZEMBRO de 2020.

FICHA CATALOGRÁFICA

NEDER, TATIANA FINAGEIV

Dimensionamento e Estimativa de Custos de Sistema de Ultrafiltração como Alternativa à Etapa de Flotação por Ar Dissolvido da ETEB Norte. [Distrito Federal] 2020. xxvi, 119p., 210x297 mm (ENC/FT/UnB, Bacharel, Engenharia Ambiental, 2020) Monografia de Projeto Final - Universidade de Brasília. Faculdade de Tecnologia. Departamento de Engenharia Civil e Ambiental.

- | | |
|-------------------------|-------------|
| 1. Ultrafiltração | 2. FAD |
| 3. Estimativa de custos | 4. Resíduos |
| I. ENC/FT/UnB | |

REFERÊNCIA BIBLIOGRÁFICA

NEDER, T. F. (2020). Dimensionamento e Estimativa de Custos de Sistema de Ultrafiltração como Alternativa à Etapa de Flotação por Ar Dissolvido da ETEB Norte. Monografia de Projeto Final, Departamento de Engenharia Civil e Ambiental, Universidade de Brasília, Brasília, DF, 119 p.

CESSÃO DE DIREITOS

NOME DO AUTOR: Tatiana Finageiv Neder

TÍTULO DA MONOGRAFIA DE PROJETO FINAL: Dimensionamento e Estimativa de Custos de Sistema de Ultrafiltração como Alternativa à Etapa de Flotação por Ar Dissolvido da ETEB Norte.

GRAU / ANO: Bacharel em Engenharia Ambiental / 2020

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

Tatiana Finageiv Neder
nedertatiana@gmail.com

AGRADECIMENTOS

Agradeço aos meus pais e irmãos, Klaus, Amarílis, Pedro e Juju por estarem sempre ao meu lado me apoiando ao longo dessa caminhada na Universidade. Um agradecimento especial ao meu pai Klaus Neder por ser uma grande inspiração e exercer com maestria e honrar a profissão de Engenheiro Civil Sanitarista. Obrigada por todas as discussões técnicas e ótimos conselhos ao longo de toda minha graduação e, principalmente, neste final. E à minha mãe Amarílis por me transmitir 100% de confiança e tranquilidade nos momentos mais difíceis da graduação e de desenvolvimento pessoal.

A minha orientadora Cristina pela confiança em mim e no meu trabalho desde o início da graduação, por todos os ensinamentos dentro e fora de sala de aula e por sempre me transmitir tranquilidade, tornando a experiência da pesquisa sempre saudável. Obrigada por toda dedicação não só em mim, mas no curso de Engenharia Ambiental.

Ao engenheiro e mestre Vinicius Bertolossi que muito me ensinou sobre trabalho em equipe, o famoso ditado “uma mão lava a outra.” Obrigada por toda a disposição em me ajudar, sempre com muita gentileza e bom humor, conversas descontraídas e bons conselhos.

À empresa Dupont® por incentivar e acreditar na pesquisa acadêmica como forma de geração de conhecimento, inovação e tecnologia; por disponibilizar a IP-UF para realização dos nossos trabalhos e um agradecimento especial ao Fábio de Carvalho que esteve sempre à disposição de ajudar desde o início do projeto até seu fechamento, participando da banca avaliadora do meu projeto final.

À Caesb por também trabalhar em prol da pesquisa acadêmica, buscando incentivar o desenvolvimento de inovação e tecnologia na área de saneamento. Um agradecimento especial aos funcionários Gilson e Denilson por me ajudarem nos momentos complicados de coleta e manutenção da IP-UF, sempre com muito bom humor. À Ana e Claudinha pela abertura e disposição em ajudar, sempre.

Às técnicas do Laboratório de saneamento ambiental, Sara e Carlas, pela paciência e disposição em ajudar, tornando a vivência no laboratório mais leve.

Aos meus amigos Helo, Camilla, Rebeca, Gino, Erick e tantos outros que tornaram a experiência da Universidade inesquecível, em especial Helo, Camilla e Rebeca por todo o crescimento pessoal. Aos meus amigos de longa data Felipe, Marina e Letícia por estarem até hoje ao meu lado me transmitindo tranquilidade, confiança e sempre proporcionando boas risadas. Às minhas amigas do ballet por deixarem a vida mais leve sempre, mesmo nos momentos mais difíceis da graduação.

Ao Ady por me incentivar a dar sempre o meu melhor, mas principalmente acreditar em mim mesma. Pela paciência frente aos momentos de sobrecarga, estresse e fases difíceis.

Aos meus host parents, Dee e Dave, por sempre acreditarem em mim e me fazerem ver a vida de forma leve e descontraída.

Um agradecimento especial ao engenheiro ambiental Samuel Fonseca que foi peça chave para eu iniciar minha vivência com membranas. Obrigada por todos os bons conselhos e amizade sincera.

E um agradecimento muito especial à Universidade de Brasília, ao Departamento de Engenharia Civil e Ambiental e a todos os professores que fizeram parte da minha caminhada na Engenharia Ambiental e contribuíram para minha formação profissional e crescimento pessoal.

RESUMO

DIMENSIONAMENTO E ESTIMATIVA DE CUSTOS DE SISTEMA DE ULTRAFILTRAÇÃO COMO ALTERNATIVA À ETAPA DE FLOTAÇÃO POR AR DISSOLVIDO DA ETEB NORTE

Autora: Tatiana Finageiv Neder

Orientadora: Cristina Celia Silveira Brandão

Monografia de projeto final em Engenharia Ambiental

Em 2017, o Lago Paranoá, localizado em Brasília-DF, Brasil, além de receber os efluentes terciários de duas ETEs, ETE Brasília Norte (ETEB Norte) e ETE Brasília Sul, tornou-se manancial de abastecimento de água para consumo humano. Considerando o histórico de eutrofização vivenciado pelo Lago Paranoá na década de 1970 e a preocupação crescente em relação à qualidade microbiológica e aos micropoluentes emergentes, cria-se a necessidade de reavaliar o atual tratamento das ETEs Brasília Norte e Sul buscando alternativas para reduzir a carga poluidora afluente ao lago. Neste contexto, o presente estudo teve como objetivo principal comparar duas tecnologias de tratamento terciário de esgotos em termos de custos e geração e manejo de resíduos: a ultrafiltração (UF) e a Flotação por Ar Dissolvido (FAD), atual etapa de polimento final da ETEB Norte. O dimensionamento e estimativa de custos totais do sistema de UF proposto foram realizados por meio de duas metodologias paralelas, uso do *software* WAVE®, desenvolvido pela empresa DuPont, e por meio de equações da literatura, cujos dados de entrada se basearam nos resultados de uma instalação piloto de ultrafiltração (IP-UF) tratando os efluentes secundários coagulados da ETEB Norte entre novembro de 2018 e maio de 2019. A estimativa de custos operacionais e geração de resíduos da etapa de FAD da ETEB Norte se deram por meio do levantamento em campo das bombas do sistema e dados fornecidos pela Caesb. O sistema de UF dimensionado consistiu em uma área de filtração de 95.172 m² e 1.236 módulos de membrana. A tecnologia de ultrafiltração apresentou um custo operacional por unidade de esgoto tratado de R\$0,291/m³, valor 2,1 vezes maior do que os custos operacionais estimados para a etapa de FAD da ETEB Norte e igual a R\$0,139/m³. Dentre as maiores fontes de custo operacional do sistema UF dimensionado, destacam-se o custo em reposição das membranas e coagulante, com 34% e 32% de contribuição, respectivamente. Em relação à geração de resíduos da UF, foi proposta a recirculação total dos resíduos, após neutralização dos resíduos químicos, de forma a minimizar a geração de lodo do sistema proposto e os custos com manejo dos resíduos.

ABSTRACT

DESIGN AND COST'S ESTIMATION OF AN ULTRAFILTRATION SYSTEM AS AN ALTERNATIVE TO THE DISSOLVED AIR FLOTATION STAGE OF THE ETEB NORTE

Author: Tatiana Finageiv Neder

Supervisor: Cristina Celia Silveira Brandão

Final Project in Environmental Engineering

In 2017, the Lake Paranoá, located in Brasília-DF, Brazil, in addition to receiving the tertiary effluents from two WWTPs, Brasília Norte (ETEB Norte) and Brasília Sul, became a water supply source for human consumption. Considering the history of eutrophication experienced by Lake Paranoá in the 1970s and the growing concern in relation to the microbiological quality and emerging pollutants, there is a need to reassess the current treatment of the Brasília Norte and Sul WWTPs, looking for alternatives to reduce the polluting load that flows to the lake. In this context, the present study aimed to compare two tertiary sewage treatment technologies in economic terms and waste generation and management: ultrafiltration (UF) and Dissolved Air Flotation (DAF), the current final stage of the ETEB Norte. The dimensioning and estimation of total costs of the UF system were performed using two parallel methodologies, using the WAVE® software, developed by the DuPont® company, and using literature equations, whose input data were based on the results accomplished by the operation of a pilot ultrafiltration facility (IP-UF) treating secondary coagulated effluents from ETEB Norte between November 2018 and May 2019. The estimation of operational costs and waste generation for the DAF stage of the ETEB Norte were made through a field survey of the system's pumps and data provided by Caesb. The dimensioned UF system had a filtration area of 95,172 m² and 1,236 membrane modules. The ultrafiltration technology presented an operating cost per unit of treated sewage of R\$ 0.291 / m³, 2,1 times higher than the estimated operating costs for the ETEB Norte DAF stage and equal to R\$ 0.139 / m³. Among the major sources of operating cost for the UF system, the membrane replacement cost and coagulant costs stood out, with 34% and 32% of contribution, respectively. Regarding the generation of waste from the UF, it was chosen the total recirculation of waste, after neutralization of chemical waste, in order to minimize the generation of sludge from the proposed system and the costs of waste management.

SUMÁRIO

1. INTRODUÇÃO	1
2. OBJETIVOS	3
2.1. OBJETIVOS GERAIS	3
2.2. OBJETIVOS ESPECÍFICOS	3
3. FUNDAMENTAÇÃO TEÓRICA E REVISÃO BIBLIOGRÁFICA	4
3.1. TRATAMENTO DE ESGOTO: SISTEMAS DE SEPARAÇÃO POR MEMBRANAS	4
3.2. OPERAÇÃO DE SISTEMAS COM MEMBRANAS DE BAIXA PRESSÃO 6	6
3.2.1. Equações e conceitos.....	6
3.2.2. Fluxo através das membranas de MF/UF:	10
3.2.3. Materiais e módulos de membranas	11
3.2.4. Obstrução de membranas (<i>Fouling</i>).....	13
3.2.4.1. Concentração de Polarização	13
3.2.4.2. Fouling	14
3.2.4.3. Biofouling.....	18
3.2.5. Limpezas.....	19
3.2.5.1. Limpezas Físicas	19
3.2.5.2. Limpezas Químicas	22
3.3. RESÍDUOS GERADOS EM SISTEMAS DE UF	23
3.3.1. Características dos resíduos	23
3.3.2. Tratamento de resíduos	26
3.4. APLICAÇÃO DE MEMBRANAS DE ULTRAFILTRAÇÃO NO TRATAMENTO DE EFLUENTES DOMÉSTICOS.....	27
3.4.1. Eficiência na remoção de contaminantes.....	27
3.4.2. Uso de coagulação e floculação como pré-tratamento	29

3.5.	ASPECTOS ECONÔMICOS DE SISTEMAS COM MEMBRANAS DE ULTRAFITRAÇÃO.....	33
3.5.1.	Fonte de custos e otimização econômica.....	33
3.5.2.	Custos de capital	37
3.5.3.	Custos de Operação e Manutenção (O&M).....	40
3.5.4.	Comparação entre projetos de investimento.....	45
4.	METODOLOGIA.....	47
4.1.	ETAPA I: DETERMINAÇÃO DOS DADOS DE ENTRADA.....	48
4.1.1.	PARÂMETROS OPERACIONAIS.....	48
4.1.2.	DETERMINAÇÃO DA DOSAGEM DE SULFATO DE ALUMÍNIO..	51
4.2.	ETAPA II: DIMENSIONAMENTO E ESTIMATIVA DE CUSTOS DO SISTEMA UF	55
4.2.1.	MODELAGEM WAVE®	55
4.2.2.	DIMENSIONAMENTO EM ESCALA REAL DO SISTEMA UF COM BASE NAS EQUAÇÕES DA LITERATURA.....	57
4.2.3.	ESTIMATIVA DE CUSTOS DO SISTEMA UF COM BASE NAS EQUAÇÕES DA LITERATURA	63
4.3.	ETAPA III: COMPARAÇÃO COM A ETAPA DE FAD DA ETEB NORTE	67
4.3.1.	DESCRIÇÃO DA ETAPA DE POLIMENTO FINAL DA ETEB N.....	67
4.3.2.	ESTIMATIVA DOS CUSTOS OPERACIONAIS DA ETAPA DE FAD DA ETEB NORTE	70
5.	RESULTADOS E DISCUSSÕES	73
5.1.	ETAPA I: DETERMINAÇÃO DOS DADOS DE ENTRADA.....	73
5.1.1.	Caracterização da amostra	74
5.1.2.	Grupo Experimental 1: Determinação do pH de coagulação ótimo	75
5.1.3.	Grupo Experimental 2: Determinação da dosagem ótima de coagulação	76
5.1.3.1.	Influência da dosagem de coagulante na remoção de Turbidez, Fósforo Total e DQO	76

5.1.3.2. Influência da dosagem de coagulante no grau de obstrução da membrana

79

5.2. ETAPA II: DIMENSIONAMENTO E ESTIMATIVA DE CUSTOS DO SISTEMA UF	81
5.2.1. Dimensionamento em escala real do sistema UF	82
5.2.2. Estimativa de custos operacionais do sistema UF	89
5.2.3. Estimativa dos custos capitais do sistema UF	94
5.2.4. Comparação dos custos operacionais calculados e estimados pelo WAVE®.....	95
5.2.5. Estimativa dos custos totais do sistema UF	96
5.3. ETAPA III: AVALIAÇÃO COMPARATIVA ENTRE O SISTEMA UF E A ETAPA DE FAD DA ETEB NORTE	99
5.3.1. Custos operacionais da etapa de FAD da ETEB Norte.....	99
5.3.2. Avaliação comparativa de custos entre o sistema UF e FAD	101
5.3.3. Avaliação comparativa da geração de resíduos entre os sistemas UF e FAD	103
6. CONCLUSÕES E RECOMENDAÇÕES	104
REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS	106
APÊNDICE A1. Características do módulo de membrana UF	114
APÊNDICE A2. Quantitativo e características das bombas da etapa de polimento final da ETEB Norte.....	115
APÊNDICE A3 – Curva de dosagem para ajuste de pH da mistura de coagulação. 117	
APÊNDICE A4 – Consumo médio produtos químicos ETEB Norte 2019.....	118
APÊNDICE A5 – Produção lodo média mensal ETEB Norte 2019.....	119

LISTA DE FIGURAS

Figura 3.1 - Princípio de funcionamento da Ultrafiltração (Uragami, 2017, adaptado).....	6
Figura 3.2 - Configuração hidráulica de membranas de MF/UF, em (a) fluxo frontal (<i>Deposition mode/dead-end</i>); (b) fluxo tangencial (<i>Suspension mode/ cross-flow</i>)(USEPA, 2005).....	7
Figura 3.3 - Fluxo crítico (Fonte: Baker, 2012, adaptado).....	10
Figura 3.4– Efeito do grau de formação de <i>fouling</i> no fluxo do permeado. Representação do fluxo sustentável (Fonte: Bacchin <i>et al.</i> , 2006, adaptado).....	11
Figura 3.5 – Influência da carga da superficial da membrana de UF na queda do fluxo do permeado para uma matriz afluyente de tinta anodizada cujas partículas possuíam carga final negativa. (Fonte: Baker, 2012, adaptado).	12
Figura 3.6 – Modelo de Concentração de Polarização (Uragami, 2017, adaptado).....	14
Figura 3.7 - Evolução da PTM pelo tempo. (Diaz <i>et al.</i> (2012), adaptado).	20
Figura 3.8 – Evolução da PTM ao longo do tempo com PTM limite de 36 KPa pré-estabelecida. (Diaz <i>et al.</i> (2012), adaptado).	20
Figura 3.9 – Influência do tempo de retrolavagem na espessura da camada da torta. (Fonte: Diaz <i>et al.</i> , 2012).	21
Figura 3.10 – Recuperação da permeabilidade após limpeza química básica seguida de limpeza ácida (Zheng <i>et al.</i> , 2012).	22
Figura 3.11 – Fluxograma de um sistema de membranas pressurizadas e geração de resíduos (Fonte: AWWA (2005) adaptado).....	24
Figura 3.12 – Custos de um projeto de estação de tratamento de água ou esgoto por membranas de baixa pressão.	34
Figura 3.13 - Distribuição de custos expressa em porcentagem do custo total para dois sistemas de fluxo tangencial com membranas de baixa pressão (PTM 1 Bar), tratando efluentes secundários (Owen <i>et al.</i> ,1995, adaptado).	34
Figura 3.14 – Comparação de custos entre operação sustentável e crítica (Zheng <i>et al.</i> , 2011, adaptado).	36
Figura 3.15 – Distribuição dos custos operacionais para a condição operacional otimizada e recomendada pelo fabricante de um sistema por ultrafiltração de fluxo tangencial tratando água para consumo humano (Yoo <i>et al.</i> , 2018, adaptado).	37
Figura 3.16 – Custos gerais dos equipamentos relacionados às membranas de MF/UF (AWWA, 2005).	39

Figura 3.17 - Custos de construção de sistemas de membranas de MF/UF, incluindo construção, adequações no local da obra, instalação de equipamentos, treino operacional, <i>start</i> da planta, bombeamento da água bruta, pós-tratamento (AWWA, 2005).	39
Figura 3.18 - Vida útil da membrana em função da resistência total da membrana em decorrência do <i>fouling</i> (Zondervan e Roffel, 2008).	44
Figura 3.19 – Fluxo de caixa para um projeto de estação de tratamento de efluentes por membranas (desenho sem escala).	45
Figura 4.1 – Fluxograma das três etapas da metodologia realizada: determinação dos dados de entrada; dimensionamento e estimativa de custos do sistema UF em escala real; e estimativa dos custos operacionais e geração de resíduos da etapa de FAD da ETEB Norte.	47
Figura 4.2 - Fluxograma para determinação das condições ótimas de coagulação para o sistema de UF.	52
Figura 4.3 – (a) Aparato experimental usado para a determinação do tempo de filtração; e (b) aparato experimental para a determinação da resistência específica do lodo.	54
Figura 4.4 – Locais de inserção de dados no modelo de dimensionamento do Software <i>WAVE</i>	55
Figura 4.5 – Variáveis de projeto determinadas no dimensionamento do sistema de UF pelas equações presentes na literatura.	57
Figura 4.6 – Sistema de controle representando as vazões envolvidas no processo de ultrafiltração.	59
Figura 4.7 – Equações utilizadas no dimensionamento do sistema UF.	63
Figura 4.8 - Localização da ETEB Norte (Google Earth, 2018).	67
Figura 4.9 – Fluxograma simplificado do tratamento da ETEB Norte.	68
Figura 4.10 - Fluxograma da etapa de polimento final da ETEB Norte e desidratação do lodo químico.	69
Figura 5.1 – Diagrama de coagulação dos efluentes secundários da ETEB Norte (Turbidez inicial: 12,84 UT; $T_{MR} = 30s$; $G_{MR} = 600 s^{-1}$; $T_{FLOC} = 5 min$; $G_{FLOC} = 30 s^{-1}$; $V_S = 0,5 cm/min$).	75
Figura 5.2 – Influência da dosagem de sulfato de alumínio na remoção de Turbidez, DQO e Fósforo Total para os experimentos em teste de jarros modificado dos dias (a) 19/02/2020 (Turbidez inicial: 83,7 UT; DQO inicial: 287 mg/L; Pt inicial: > 3,5 mg P/L; $T_{MR} = 30s$; $G_{MR} = 600 s^{-1}$; Volume filtrado = 70 mL) ; e (b) 11/03/2020 (Turbidez inicial:	

28,3 UT; DQO inicial: 100 mg/L; Pt inicial: > 3,5 mg P/L; $T_{MR} = 30s$; $G_{MR} = 600 s^{-1}$; Volume filtrado = 100 mL).	77
Figura 5.3 – Influência da floculação (F) na capacidade de remoção da membrana em relação ao (a) residual de turbidez (turbidez inicial: 28,3 UT), (b) residual de DQO (DQO inicial: 100 mg/L) e (c) residual de Pt (Pt inicial: >3,5 mg/L). Teste de jarros modificado: $T_{MR} = 30s$; $G_{MR} = 600 s^{-1}$; $T_{FLOC} = 5 min$; $G_{FLOC} = 30 s^{-1}$; Volume filtrado = 100 mL.....	79
Figura 5.4 – Influência do tamanho do floco no grau de obstrução da membrana: (a) pela medição do tempo de filtração da amostra floculada (F) e não floculada e (b) pela resistência específica do lodo. Teste de jarros modificado: $T_{MR} = 30s$; $G_{MR} = 600 s^{-1}$; $T_{FLOC} = 5 min$; $G_{FLOC} = 30 s^{-1}$; Volume filtrado = 100 mL.....	80
Figura 5.5 – Distribuição percentual em volume dos resíduos gerados no sistema de UF (a) estimados pelo <i>software</i> WAVE®; (b) com base nas equações da literatura;.....	84
Figura 5.6 – Consumo diário de sulfato de alumínio ferroso líquido na coagulação e de produtos químicos usados nas limpezas químicas calculado (Excel®) e estimado pelo WAVE® (WAVE).....	85
Figura 5.7 – Potências elétricas calculadas (Excel) e estimadas pelo software WAVE®. .	88
Figura 5.8 – Consumo energético das bombas, calculado (Excel) e estimado pelo software WAVE® (WAVE).....	88
Figura 5.9 – Custos em produtos químicos anuais calculados (Excel) e estimados pelo Software WAVE (WAVE).	89
Figura 5.10 - Custos energéticos anuais calculados (Excel) e estimados pelo <i>software</i> WAVE® (WAVE).....	90
Figura 5.11 – Linhas de recalque para a recirculação do lodo com comprimento, diâmetro e cotas topográficas. Amarelo: alternativas 1 e 2; vermelho: alternativa 3; branco: cotas topográficas.	93
Figura 5.12 – Comparação entre os custos operacionais anuais calculados no Excel® e estimados pelo WAVE®.....	95
Figura 5.13 – Contribuição percentual de cada parcela de custo operacional calculada (Excel®) do sistema UF dimensionado.....	97
Figura 5.14 – Custos anuais calculados (Excel®) do sistema UF dimensionado de acordo com a fonte de custo.	97
Figura 5.15 – (a) Custo operacional por fase de tratamento da etapa de polimento final da ETEB Norte; (b) contribuição percentual de cada categoria de custo operacional no polimento final da ETEB Norte.....	100

Figura 5.16 – Comparação entre os custos operacionais anuais das tecnologias de FAD e UF para o estudo de caso da ETEB Norte.	101
Figura A3.1. - – Curva de referência para o ajuste do pH de mistura (elaborado pela autora).	117

LISTA DE TABELAS

Tabela 3.1 - Síntese dos principais processos e tratamentos que ocorrem em uma ETE convencional (Von Sperling, 2012, adaptado).	4
Tabela 3.2 - Tipos e principais características das membranas.....	5
Tabela 3.3 - Principais equações que regem o funcionamento das membranas de baixa pressão (continuação).	8
Tabela 3.4 - Principais tipos de módulo de membranas de baixa pressão.	13
Tabela 3.5 –Principais mecanismos de <i>fouling</i> em membranas de baixa pressão.....	15
Tabela 3.6 – Técnicas operacionais de otimização e de pré-tratamento para reduzir a ocorrência de <i>fouling</i> em membranas de baixa pressão (continuação).	18
Tabela 3.7 – Categorias de produtos químicos usados nas limpezas CEB e CIP.	23
Tabela 3.8 – Tratamento e disposição final de resíduos gerados em sistemas por MF/UF (continuação).	26
Tabela 3.9- Princípios físico-químicos dos mecanismos de coagulação (Di Bernardo e Dantas, 2005).....	30
Tabela 3.10 - Custos de O&M envolvidos em instalações de membranas de baixa pressão (AWWA, 2005)	40
Tabela 3.11 – Métodos básicos de análise de investimentos (Filho e Kopittke, 2010).....	46
Tabela 4.1 - Parâmetros da operação padrão recomendados pelo fabricante da IP-UF (Bertolossi, 2019)	49
Tabela 4.2 - Parâmetros do ciclo completo (filtração e retrolavagem) da operação padrão da IP-UF (Bertolossi, 2019).....	49
Tabela 4.3 - Parâmetros da limpeza química do tipo CEB na operação padrão da IP-UF (Bertolossi, 2019).	50
Tabela 4.4 - Parâmetros da limpeza química do tipo CIP na operação padrão da IP-UF (Bertolossi, 2019).	50
Tabela 4.5 – Caracterização da qualidade da amostra (efluentes secundários da ETEB Norte não coagulados) na Etapa I e descrição do método de análise.	52
Tabela 4.6 – Condições de mistura fixadas nos experimentos de Teste de Jarros da Etapa I (GE1 e GE2).	53
Tabela 4.7 – Alternativas de manejo propostas para o lodo físico e químico gerado pelo sistema UF.	65

Tabela 4.8 – Fontes de custo e respectivas categorias de custo conforme etapa do tratamento do polimento final da ETEB Norte (anos base 2019 e 2020) (continuação).....	70
Tabela 5.1 - Qualidade do afluente à IP-UF nos estudos de Bertolossi (2019) e dados de entrada para a modelagem no <i>WAVE</i>	73
Tabela 5.2 – Caracterização dos efluentes secundários da ETEB Norte usados nos Testes de Jarros Modificados.....	74
Tabela 5.3 – Configuração do sistema UF com base nos valores calculados (Excel) e valores estimados pelo Software <i>WAVE</i> (<i>WAVE</i>).	82
Tabela 5.4 – Frequência e duração da filtração e das limpezas físicas (LF) e químicas (CEB e CIP) com base nos valores calculados (Excel).	83
Tabela 5.5 – Vazões do sistema com base nos valores calculados (Excel) e valores estimados pelo <i>software WAVE®</i> (<i>WAVE</i>).	83
Tabela 5.6 – Características das soluções comerciais e dosagens dos produtos químicos utilizados no pré-tratamento e limpezas químicas.....	85
Tabela 5.7 – Vazão das bombas dosadoras de produtos químicos com base nos valores calculados (Excel) e valores estimados pelo Software <i>WAVE</i> (<i>WAVE</i>).....	86
Tabela 5.8 – Volume dos tanques de produtos químicos com base nos valores calculados (Excel) e valores estimados pelo <i>software WAVE®</i> (<i>WAVE</i>).	87
Tabela 5.9 – Vazão e tempo de operação das bombas de alimentação, retrolavagem e compressor com base nos valores calculados (Excel®) e valores estimados pelo <i>software WAVE®</i> (<i>WAVE</i>).	88
Tabela 5.10 – Custos unitários dos produtos químicos comerciais adquiridos pela Caesb nos anos de referência (2018 e 2020).	89
Tabela 5.11 – Custos das alternativas de tratamento de lodo propostas.	92
Tabela 5.12 – Custos de projeto das ETAs Lago Norte e Gama.	95
Tabela 5.13 - Custos capitais calculados (Excel) para o sistema UF dimensionado.....	95
Tabela 5.14 - Resumo dos custos totais do sistema UF dimensionado calculado no Excel®.....	96
Tabela 5.15 – Custo unitário dos produtos químicos usados na etapa de polimento final da ETEB Norte.....	99
Tabela 5.16 – Consumo médio de produtos químicos na etapa de polimento final da ETEB Norte em 2019.	99
Tabela 5.17 – Produção de lodo média mensal na ETEB Norte em 2019.	100

Tabela A1.1 - Características do módulo de membrana de UF da IP-UF (Bertolossi, 2019).....	114
Tabela A2.1 – Quantitativo das bombas da etapa de polimento final da ETEB Norte.....	115
Tabela A4.1. – Consumo médio de produtos químicos na etapa de polimento final da ETEB Norte em 2019.....	118
Tabela A5.1. – Produção de lodo média mensal na ETEB Norte em 2019.....	119

LISTA DE EQUAÇÕES

Equação 3.1	8
Equação 3.2	8
Equação 3.3	8
Equação 3.4	8
Equação 3.5	8
Equação 3.6	9
Equação 3.7	9
Equação 3.8	9
Equação 3.9	16
Equação 3.10	16
Equação 3.11.....	38
Equação 3.12.....	40
Equação 3.13.....	41
Equação 3.14.....	41
Equação 3.15.....	41
Equação 3.16.....	42
Equação 3.17.....	42
Equação 3.18.....	43
Equação 3.19.....	44
Equação 4.1.....	54
Equação 4.2.....	58
Equação 4.3.....	58
Equação 4.4.....	58
Equação 4.5.....	58
Equação 4.6.....	60
Equação 4.7.....	60
Equação 4.8.....	60
Equação 4.9.....	61
Equação 4.10.....	61
Equação 4.11.....	61
Equação 4.12.....	61
Equação 4.13.....	62

Equação 4.14.....	62
Equação 4.15.....	64
Equação 4.16.....	64
Equação 4.17.....	64
Equação 4.18.....	65
Equação 4.19.....	66
Equação 4.20.....	66
Equação 4.21.....	66
Equação 4.22.....	66
Equação 4.23.....	67
Equação 4.24.....	72
Equação 4.25.....	72
Equação 5.1.....	91
Equação 5.2.....	91

LISTA DE ABREVIACÕES, SIGLAS E SÍMBOLOS

A – Área de filtração

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

ADF - Adensador de lodo por flotação

ADG - Adensador de lodo por gravidade

Al – Elemento químico Alumínio

$Al(OH)_{3p}$ – Precipitado do hidróxido de alumínio

$Al_2(SO_4)_3$ – Sulfato de Alumínio

Al_2O_3 – Óxido de Alumínio

AWWA – American Water Works Association

b – Valor da tangente no trecho retilíneo do gráfico “t/v” por “v”

BD – Bomba dosadora

BRM – Biorreator por membrana

$C_6H_8O_7$ – Ácido Cítrico

$Ca_3(PO_4)_2$ – Fosfato de cálcio

$CaCO_3$ – Carbonato de cálcio

C – Massa de sólidos da torta seca por unidade de volume de filtrado

$C_{C_6H_8O_7}$ – Custo anual em solução comercial de Ácido Cítrico

C_{CEB} – Concentração de produto químico na solução comercial usada nas CEBs

C_{CIP} - Concentração de produto químico na solução comercial usada nas CIP

C_L - Custo anual com o tratamento do lodo químico

C_m - Custo anual de reposição de membranas

C_{mo} – Custo anual com mão de obra da etapa de polimento final da ETEB Norte

$c_{módulo}$ - Custo unitário do módulo de membrana (R\$)

C_{NaOCl} – Custo anual em solução comercial de Hipoclorito de Sódio

C_{NaOH} – Custo anual em solução comercial de Hidróxido de Sódio

C_{poli} – Custo anual com polieletrólito

$C_{sulfato}$ – Custo anual em solução comercial de Sulfato de Alumínio

Caesb – Companhia de Saneamento Ambiental do Distrito Federal

Cal – Óxido de cálcio

CAPEX – Custos capitais totais

CAPEXm – Custos capitais relacionados às membranas

CAPEX_{nm} - Custos capitais não relacionados às membranas

CC – Custos capitais

CCM – Comando e Controle

C_e – Custo energético

CEB – Companhia Energética de Brasília

CEB 1 – Limpeza química alcalina/oxidante (*Chemically Enhanced Backwash*)

CEB 2 – Limpeza química ácida (*Chemically Enhanced Backwash*)

CIP – *Clean in Place*

cm – Centímetro

C_m – Custo anual de reposição de membranas

CO₂ – Gás carbônico

CO₃²⁻ - Carbonatos

CONAMA – Conselho Nacional do Meio Ambiente

COT – Carbono orgânico total

CP – Concentração de polarização

C_q – Custo da solução comercial q

C_s - Concentração da solução comercial

CT – Coliformes Totais

C_u – Custo unitário do módulo de membrana

C_{usc} - Custo unitário da solução comercial

D – Dosagem de produto químico

DAD – Decantador adensador

DBO – Demanda bioquímica de oxigênio

DCE – Dupla Camada Elétrica

DF – Distrito Federal

DGP - Digestor primário

DGS - Digestor secundário.

DQO – Demanda Química de Oxigênio

DQOf – Demanda Bioquímica de Oxigênio filtrada

DS – Decantador secundário

E - Consumo energético

e – Tarifa de energia convencional

E. Coli – *Escherichia Coli*

E_a - Consumo energético na aeração

EFM – *Enhanced Flux Maintenance*

Ep – Consumo energético da bomba de alimentação

E_{RL} - Consumo energético da bomba de retrolavagem durante a limpeza física

ETA – Estação de Tratamento de água

ETE – Estação de tratamento de Esgoto

ETEB Norte - Estação de Tratamento de Esgotos Brasília Norte

ETEB Sul - Estação de Tratamento de Esgotos Brasília Sul

FAD – Flotação por Ar Dissolvido

Fe – Elemento químico Ferro

FeCl₃ – Cloreto Férrico

FIT – Medidor de vazão

g – Grama

GE – Grupo Experimental

H – Altura manométrica

H₂SO₄ – Ácido Sulfúrico

h - Hora

H⁺ - Íon de hidrogênio

H₂O – Molécula de água

HAP – Hidrocarbonetos Aromáticos Policíclicos

HCl – Ácido Clorídrico

HCO₃⁻ - Bicarbonato

i – Taxa de retorno do investimento

IP-UF – Instalação piloto de ultrafiltração

J – Fluxo

Jp – fluxo do permeado

k – Kilo

kPa – Kilo Pascal

kW – Kilo watt

kWh – Kilo Watt Hora

L – Litro

LF – Limpeza física

LMH – Litros por metro quadrado hora

LS – Sensor de nível

LSA – Laboratório de Saneamento Ambiental

M – Carga de produto químico
m – Metro
m² - Metro quadrado (unidade de área)
m³ - Metro cúbico (unidade de volume)
MF – Microfiltração
mg – Miligrama
mM – E-3mol/L
mm – Milímetro
mmHg – Milímetros de mercúrio
MPa – Mega Pascal
MWCO – *Molecular Weight Cut Off*
N – Normal
n – Período de retorno do investimento
N – Quantidade de módulos;
 N_{CEB} – Quantidade de limpezas CEB por dia
 $Na_3C_6H_5O_7$ – Citrato de Sódio
 N_c – Quantidade de ciclos completos por dia
NaClO – Hipoclorito de sódio
NaHCO₃ – Bicarbonato de Sódio
NaOH – Hidróxido de sódio ou soda cáustica
 N_c – Quantidade de ciclos completos por dia
NF – Nanofiltração
NH₃ – Amônia
 n_m – Vida útil da membrana
nm – Nanômetro
Nm – Quantidade de módulos por trem
NO₂⁻ – Nitrito
NO₃⁻ - Nitrato
nt - Quantidade máxima de trens em limpeza ou espera
NT - Nitrogênio Total
NTK - nitrogênio total Kjeldahl
O&M – Operação e Manutenção
°C – Graus Celsius

OH⁻ - Íon hidróxido
OPEX_{UF} – Custo operacional anual
OPEX_{UFp} – Custo operacional total em valor presente
OPEX_{FAD} - Custo operacional anual da etapa de polimento final da ETEB Norte
OPEX_{FADp} - Custo operacional total da etapa de polimento final da ETEB Norte em valor presente
OR – Osmose Reversa
P – Valor presente
 p_{ATM} – Pressão absoluta na entrada do soprador
 p_a – Pressão absoluta na saída do soprador
Pa – Pascal
Pa – Potência elétrica do compressor
PAC – Cloreto de polialumínio ou policloreto de alumínio
Pf – Pressão média de filtração
pH – Potencial Hidrogeniônico
PIT – Medidor de pressão
PO₄⁻³ – Ortofosfato
POA – Processos oxidativos avançados
Pp – Potência elétrica da bomba de permeado
 P_{RL} - Potência elétrica da bomba de retrolavagem
Pt - Fósforo total
PTM – Pressão Transmembrana
PVDF - Fluoreto de Polivinilideno
Q – Vazão
q – Vazão das bombas dosadoras de produtos químicos
Qa – Vazão de alimentação ou vazão de projeto
Q_a – Vazão de aeração por módulo de membrana
Q_B – Vazão da bomba
Q_e - Vazão de enxágue
Q_m – Vazão por módulo de membrana
Q_{máx} - Vazão máxima
Q_{proj} - Vazão de projeto (m³/h)
Qp – Vazão do permeado ou filtrado líquido

Q_{RL} – Vazão de retrolavagem da limpeza física
 Q_{RLCEB} – Vazão de retrolavagem das limpezas CEBs
R – Recuperação
R- Constante universal dos gases
r – Resistência específica
RA – Região Administrativa
RL – Retrolavagem
Rm – Resistência hidráulica da membrana
Rt – Resistência hidráulica total da membrana
SDT – Sólidos Dissolvidos Totais
SST – Sólidos em suspensão totais
SST– Sólidos em Suspensão Totais
ST – Sólidos Totais
T – Temperatura
t – Tempo
 t_a – Duração da aeração
 $t_{aplicação}$ – Tempo de aplicação do produto químico
 T_a – Temperatura absoluta de entrada
 t_{CEB} – Duração total da limpeza do tipo CEB
 t_f – Duração da filtração
 t_{op} – Tempo de operação da bomba
 t_{RL} – Duração da retrolavagem na limpeza física
 t_{RLCEB} - Duração da retrolavagem na limpeza química tipo CEB
 t_t - Duração de um ciclo completo ($t_f + t_{RL} + t_a$) em horas
TCO – Custos totais de projeto
TDH – Tempo de detenção hidráulico
TIR – Taxa Interna de Retorno
TIT - Medidor de temperatura
TMA – Taxa Mínima de atratividade
TPQA – Tratamento primário quimicamente assistido
TTF – Time to filter
UF – Ultrafiltração
UnB – Universidade de Brasília

und – Unidade
USEPA – *United States Environmental Protection Agency*
UT – Unidades de Turbidez
UV – Luz ultravioleta
V – volume
VAUE – Valor Anual Uniforme Equivalente
VPL – Valor Presente Líquido
W – Potência elétrica instalada
WAVE® – *Software Water Application Value Engine*
 ΔP – pressão de entrada média
 η – eficiência/rendimento
 μ – Viscosidade do filtrado
 η – Rendimento
 τ – Tortuosidade da membrana
% - Porcentagem
 ρ_{PQ} – Peso específico da solução comercial
 ρ_a – Peso específico do ar seco
 ρ_{poro} – Densidade dos poros
[F] – Dimensão de força
[L] – Dimensão de comprimento
[L²] – Dimensão de área
[L³] – Dimensão de volume
[T] – Dimensão de tempo
 Δz – Espessura dos poros
 μ - Viscosidade absoluta

1. INTRODUÇÃO

O Lago Paranoá foi construído pelo represamento do rio Paranoá em 1959 com fins de melhoramento do microclima local e de geração de energia para a capital que estava sendo transferida para o Centro-Oeste. Em 1962 e 1969, as ETEs Sul e Norte foram inauguradas, respectivamente, e o lago tornou-se corpo receptor de esgotos domésticos tratados por sistema de lodos ativados convencional. Isso resultou na eutrofização do lago na década de 1970 pelo aumento da concentração de nutrientes e a presença de condições ambientais favoráveis para o desenvolvimento de macrófitas, algas e cianobactérias. Frente a essa situação, em 1975 foi criado pela Companhia de Saneamento Ambiental do Distrito Federal (Caesb) o Programa de Despoluição do Lago Paranoá. O programa foi efetivamente implementado no início da década de 1990 e contemplou reforma e ampliação das ETEs Brasília Norte e Sul com incorporação da etapa de tratamento terciário para a remoção dos macronutrientes, fósforo e nitrogênio. A redução do aporte de matéria orgânica e nutrientes no lago, além de ações secundárias, como o uso de algicidas e redução brusca do tempo de detenção hidráulico do reservatório, foram medidas capazes de reverter o quadro de eutrofização e retomar a sua qualidade (Abbt-Braun *et al.*, 2014).

O contínuo crescimento da população do DF também demandou uma expansão do sistema de abastecimento de água para o consumo humano. Afinal, no início da década de 1990 a população do DF era de 1,5 milhões de habitantes e em 2020 supera os três milhões de habitantes. Frente a esta realidade, novos mananciais de abastecimento de água foram estudados para garantir maior flexibilidade e robustez ao sistema de abastecimento do DF. Neste contexto, o Plano Diretor do DF de 2017 previu a construção de uma ETA com tratamento convencional com a capacidade de 2.800 L/s captando água do Lago Paranoá.

Em 2016, o DF vivenciou uma crise hídrica cujas causas envolveram o aumento populacional do DF, a falta de investimentos no setor de saneamento e um período de seca prolongado. Além das medidas de racionamento e ampliação do sistema de captação de água para consumo humano, foi construída uma ETA emergencial com capacidade para tratar 700L/s de água captada do Lago Paranoá, usando a tecnologia de membranas de ultrafiltração. No ano de 2017, quando a ETA Lago Norte entrou em operação, o Lago Paranoá se tornou um potencial reservatório de reúso indireto. Este fato, acoplado à construção da futura ETA de capacidade de 2.800L/s, demanda maior atenção à qualidade do lago Paranoá, tendo em vista

o histórico de eutrofização deste manancial, o risco microbiológico para o abastecimento e o acúmulo de micropoluentes emergentes no ciclo hídrico da bacia (Abbt-Braun *et al.*, 2014).

Assim, surge a necessidade de se aprimorar as atuais estações de tratamentos de esgotos, ETES Brasília Norte e Sul, que lançam seus efluentes finais no Lago Paranoá. Neste contexto, o uso de processos em membranas apresenta grande potencial para atingir padrões de lançamento de efluentes que garantam a segurança microbiológica do corpo receptor. O plano de saneamento básico do Distrito Federal (PDSB-DF) de 2017 já sugere a implantação de biorreatores com membranas (BRM) nos reatores aeróbios das ETES Brasília Norte e Sul. Os BRMs têm como principal vantagem dissociar o tempo de detenção hidráulico do reator com a idade do lodo, uma vez que as membranas são capazes de separar o lodo da fase aquosa com relativa facilidade (Dezzot *et al.*, 2011). Essa incorporação nas ETES existentes poderia aumentar a eficiência do tratamento biológico e, conseqüentemente, aumentar a qualidade do efluente final lançado no Lago Paranoá.

As membranas de baixa pressão de microfiltração (MF) e ultrafiltração (UF), além de incorporadas aos biorreatores, têm sido usadas como pós-tratamento em ETES com vistas ao reúso ou destinação final do efluente (Uragami, 2017). Dentre as principais vantagens do uso de membranas para o tratamento de efluentes secundários, estão sua compactidade, automaticidade do sistema, capacidade de remover bactérias, protozoários e vírus, dispensando a necessidade de desinfecção, qualidade elevada e constante do efluente final.

A expansão da tecnologia de membranas no mercado e evolução das técnicas de fabricação têm tornado seus custos cada vez mais competitivos. De acordo com o relatório publicado pelo *Grand View Research* em 2020, o mercado de tecnologias de separação por membrana foi estimado em US\$ 17,9 bilhões em 2019 em comparação a US\$13,3 bilhões em 2016.

Entretanto, o grande desafio do uso dessas tecnologias ainda é o *fouling*, que se caracteriza pela deposição de impurezas na superfície da membrana levando a uma redução da taxa de recuperação da membrana, que implica em gastos maiores com produtos químicos e energia (Yoo *et al.*, 2018; Zheng *et al.*, 2011).

Neste contexto, o presente estudo tem como objetivo avaliar os custos para a substituição da atual etapa de Flotação por ar dissolvido (FAD) na ETEB Norte por um sistema de ultrafiltração.

2. OBJETIVOS

2.1. OBJETIVOS GERAIS

O objetivo geral deste trabalho consiste no dimensionamento em escala real de uma unidade de ultrafiltração (UF), com base em dados secundários, em substituição à atual etapa de Flotação por Ar Dissolvido (FAD) da Estação de Tratamento de Esgoto Brasília Norte (ETEB Norte), com enfoque na estimativa de custos e geração e manejo de resíduos.

2.2. OBJETIVOS ESPECÍFICOS

- Avaliar, em escala de bancada, a influência das condições de coagulação no desenvolvimento do *fouling* nas membranas de ultrafiltração, assim como, na qualidade do permeado e determinar a condição otimizada de coagulação para o sistema proposto;
- Dimensionar um sistema de ultrafiltração em escala real em substituição à atual etapa de polimento final da ETEB Norte com base na unidade piloto de UF localizada na ETEB Norte por meio de equações disponíveis na literatura e por meio da modelagem pelo *software WAVE®*;
- Levantar os custos de capital e operação do sistema UF dimensionado por meio de equações presentes na literatura e por meio da modelagem no *software WAVE®*.
- Estimar o volume de resíduos gerados pelo sistema UF dimensionado e analisar alternativas de recirculação deste lodo para o início do processo de tratamento de esgotos da ETEB N, com enfoque na estimativa de custos do gerenciamento deste lodo;
- Levantar os custos operacionais e a geração de lodo químico da etapa de Flotação por Ar Dissolvido da ETEB Norte e compará-los com os custos operacionais e volume de resíduos estimados para o sistema UF dimensionado.

3. FUNDAMENTAÇÃO TEÓRICA E REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

3.1. TRATAMENTO DE ESGOTO: SISTEMAS DE SEPARAÇÃO POR MEMBRANAS

O tratamento de esgotos é feito com o intuito de remover impurezas, matéria orgânica e nutrientes dos efluentes domésticos e industriais. Visa reduzir o impacto do lançamento dos esgotos in natura sobre o corpo receptor e não comprometer sua capacidade de auto-depuração do corpo hídrico e seus usos múltiplos (Von Sperling, 2012). O tratamento de esgotos envolve processos físicos, químicos e biológicos e geralmente é dividido nas seguintes etapas: tratamento preliminar, tratamento primário, tratamento secundário e pós-tratamento. A Tabela 3.1 sintetiza as principais unidades de tratamento de uma ETE, os alvos de remoção e os processos envolvidos em cada etapa. Vale ressaltar que a degradação da matéria orgânica não se restringe ao tratamento secundário e ocorre desde a coleta dos esgotos, durante o transporte até a ETE e na própria estação de tratamento (Von Sperling, 2012).

Tabela 3.1 - Síntese dos principais processos e tratamentos que ocorrem em uma ETE convencional (Von Sperling, 2012, adaptado).

Etapa/tratamento.	Unidades/processos de tratamento.	Alvos de remoção.	Principais processos de remoção.
Preliminar	Grades, desarenador.	Sólidos grosseiros e areia.	Físico.
Primário	Decantador primário.	Sólidos em suspensão.	Físico.
Secundário	Reatores biológicos (MBR, Lodos ativados, lagoas de estabilização, UASB, filtros biológicos)	Sólidos dissolvidos (matéria orgânica dissolvida).	Biológico.
Pós-tratamento	Vai depender do alvo de remoção, mas podem incluir processos de desinfecção, POA (Processos oxidativos avançados), FAD (flotação por ar dissolvido), coagulação e processos de separação por membranas.	Poluentes específicos (fósforo, nitrogênio, cianobactérias, cianotoxinas).	Químicos, físicos e/ou biológicos.

A etapa de pós-tratamento, polimento final ou tratamento terciário tem como enfoque remover poluentes específicos dependendo das características e necessidades do corpo receptor. Pode ser feita por meio de diferentes tecnologias, incluindo as membranas filtrantes. Essa tecnologia tem se expandido no mercado em função da sua compacidade; alta capacidade de remoção de turbidez, matéria orgânica e patógenos; redução do custo da tecnologia; facilidade operacional; segurança e constância na qualidade do efluente final (AWWA, 2005).

Existem basicamente quatro tipos de membrana que usam a pressão como força motriz: microfiltração (MF), ultrafiltração (UF), nanofiltração (NF) e osmose reversa (OR). As duas primeiras são consideradas membranas de baixa pressão, pois operam com pressões inferiores às membranas de NF e OR. As duas últimas são chamadas de membranas de alta pressão. As principais diferenças entre esses tipos de membranas estão apresentadas na Tabela 3.2. Elas se diferenciam pelo diâmetro nominal dos poros, pressão de operação, mecanismo de remoção e substâncias removidas.

Tabela 3.2 - Tipos e principais características das membranas.

Tipo de membrana	Microfiltração	Ultrafiltração	Nanofiltração	Osmose Reversa
Tamanho dos poros (µm)	0,1 a 0,2 [1]; 0,02 a 4 [2,3]; 0,07 a 1,3 [4].	0,01 a 0,05 [1]; 0,002 a 0,02 [2]; 0,02 a 0,2 [3]. MWCO: 100.000 Da [1]	< 0,001 [2]; <0,002; 0,0015 a 0,005 [4].	< 0,001 [2]; <0,002 [3]; 0,0001- 0,0002 [4].
Pressão aplicada (Bar)	< 2 [2,3]; <6,80 [4].	1 a 10 [2,3]; <6,80 [4].	5 a 35 [2,3]; 3,5 a 10,5 [4].	15 a 150 [2,3]; 6,8 a 41,5 [4].
Mecanismo de separação	Peneiramento [5].	Peneiramento [5].	Osmose reversa [1,4].	Osmose reversa [1,4].
Principais substâncias/parâmetros removidos	Turbidez, protozoários, bactérias, cistos de protozoários, argila [2].	Turbidez, protozoários, bactérias, cistos de protozoários, macromoléculas, proteínas, polissacarídeos, vírus. [3]	Proteínas, mono-, di- e oligossacarídeos, íons negativos polivalentes. [3]	Proteínas, sais dissolvidos, cloreto de sódio, glicose, aminoácidos. [3]
Recuperação	>95% [2]	80-98%	80-90% [4]	60-95% [4], [6]

[1] USEPA (2005); [2] Mierzwa (2006); [3] Wagner (2001); [4] Kenna *et al.* (2000); [5] AWWA (2005); [6] DuPont®.

As membranas de baixa pressão têm sido amplamente utilizadas como pré-tratamento para OR e NF (Raffin *et al.*, 2012; Lorain *et al.*; 2007; Pearce, 2008); para o tratamento de efluentes domésticos e industriais para fins de reúso ou destinação final (Uragami, 2017); como pós-tratamento de efluentes secundários; e, ainda, inseridas em biorreatores (MBR – Biorreatores com membranas). Em comparação com as membranas de alta pressão, também são capazes de remover matéria orgânica natural com alta eficiência, porém com menor

consumo de energia. Por isso têm sido utilizadas para o tratamento não só de água (Mierzwa *et al.*, 2008), mas também, de efluentes domésticos.

3.2. OPERAÇÃO DE SISTEMAS COM MEMBRANAS DE BAIXA PRESSÃO

3.2.1. Equações e conceitos

O mecanismo de separação por membranas de baixa pressão (MF e UF) é físico, ou seja, essencialmente por exclusão de tamanho (peneiramento) (AWWA, 2005). O funcionamento das membranas de UF está ilustrado na Figura 3.1. As membranas de UF geralmente são caracterizadas pelo peso molecular de corte (*Molecular weight cut-off - MWCO*), expresso em Daltons (unidade de massa), e não pelo diâmetro nominal, uma vez que o alvo de remoção dessas membranas são, principalmente, as macromoléculas orgânicas (USEPA, 2005). O MWCO de uma membrana de UF indica, portanto, que ela remove até 90% das moléculas que possuem um MWCO superior a este valor (Mierzwa, 2006 e Wagner, 2001). O MWCO das membranas de UF geralmente se encontra entre 10.000 e 500.000 Daltons (USEPA, 2005).

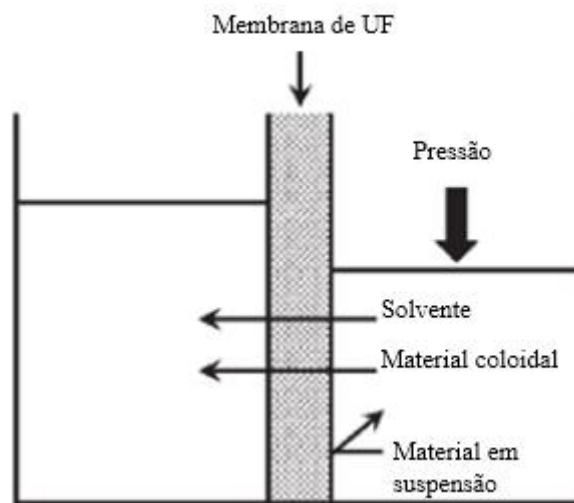


Figura 3.1 - Princípio de funcionamento da Ultrafiltração (Uragami, 2017, adaptado).

A parcela filtrada do afluente é denominada permeado, enquanto a parcela rejeitada, a qual não atravessa a membrana, é denominada de concentrado (Wagner, 2001). A vazão de alimentação pode ser frontal (*dead end/deposition mode*) ou tangencial (*suspension mode/cross-flow*) (Figura 3.2). No primeiro, em que a corrente de alimentação é perpendicular à superfície da membrana, as partículas em suspensão se acumulam na superfície da membrana e a direção da corrente contribui para a sua retenção. Neste caso, o volume do

permeado é igual ao volume de alimentação (USEPA, 2005). Já o fluxo tangencial é caracterizado pela alimentação do afluente paralela à superfície da membrana, permitindo reduzir o acúmulo de material suspenso na membrana devido a essa força cisalhante imposta à superfície da membrana. Este fenômeno, caracterizado pela deposição de impurezas na superfície da membrana, é denominado de *fouling* e acompanha um aumento da resistência hidráulica da membrana (AWWA, 2005). O *fouling* pode ser classificado quanto a sua reversibilidade de acordo com a facilidade em que é removido.

Em sistemas que operam com fluxo tangencial, parte do volume da alimentação é perdida na forma de concentrado (USEPA, 2005). Assim, na operação de membranas, trabalha-se com o conceito de recuperação (Equações 3.8 e 3.9), uma vez que, em membranas de fluxo tangencial, apenas uma parcela do fluxo de alimentação é convertida em permeado (USEPA, 2005). O volume de concentrado pode ser calculado como a subtração entre o volume de alimentação e o volume de permeado (Wagner, 2001).

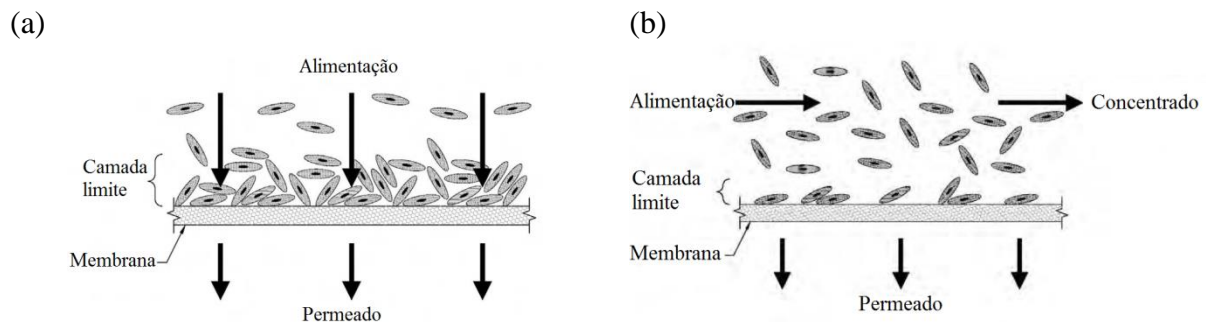


Figura 3.2 - Configuração hidráulica de membranas de MF/UF, em (a) fluxo frontal (*Deposition mode/dead-end*); (b) fluxo tangencial (*Suspension mode/ cross-flow*)(USEPA, 2005).

Os fenômenos hidráulicos que regem o funcionamento de membranas de baixa pressão estão sintetizados na forma de equações na Tabela 3.3.

Tabela 3.3 - Principais equações que regem o funcionamento das membranas de baixa pressão (continuação).

Parâmetro	Equação	Unidades	Observações
Fluxo volumétrico [l/m ² /h]	$J = \frac{Q_{total}}{A} = \frac{\Delta P}{\mu R_m}$ Eq. (3.1)	Em que Q_{total} é a vazão de permeado [$L^3L^2T^{-1}$]; A é a área superficial da membrana limpa [L^2]; ΔP é a PTM [FL^{-2}]; μ é a viscosidade absoluta do fluido [FTL^{-2}]; R_m é a resistência hidráulica da membrana [L^{-1}].	Equação baseada na Lei de Darcy modificada. O fluxo volumétrico é diretamente proporcional à PTM e inversamente proporcional à viscosidade absoluta do fluido (AWWA, 2005). No tratamento de água e esgoto por membranas, além da resistência hidráulica intrínseca à membrana (R_m), existe uma resistência que varia ao longo da operação causada pelo acúmulo de partículas na superfície da membrana (<i>Fouling</i>)(USEPA, 2003).
Resistência hidráulica (R_m) [m^{-1}]	$R_m = \frac{8\tau\Delta z}{\pi r^4 \rho_{pore}}$ Eq. (3.2)	Em que R_m é a resistência hidráulica da membrana [L^{-1}]; τ é a tortuosidade da membrana; Δz é a espessura dos poros [L]; r é o raio dos poros [L]; ρ_{pore} é a densidade de poros;	Equação baseada na Lei de Darcy modificada e indica que a resistência hidráulica para o transporte de água pura através de uma membrana limpa tende a aumentar com a tortuosidade ou espessura dos poros e, diminuir com a densidade e o raio dos poros. A equação indica que o fator que mais influencia na resistência da membrana é o tamanho dos poros (raio elevado à quarta potência) (AWWA, 2005).
Viscosidade e fluxo normalizados a 20°C	$\frac{J_{20^\circ C}}{J_T} = \frac{\mu_T}{\mu_{20^\circ C}}$ Eq. (3.3)	Em que $J_{20^\circ C}$ é o fluxo normalizado à 20°C expresso em [$L^3/L^2/T$]; J_T é o fluxo na temperatura T; μ_T é a viscosidade absoluta do fluido na temperatura T [FTL^{-2}]; $\mu_{20^\circ C}$ é a viscosidade absoluta do fluido na temperatura de 20°C.	Tendo em vista que variações na temperatura do líquido podem afetar tanto a PTM, como o fluxo através da membrana, em função da viscosidade, é indicado que se faça a normalização da viscosidade e do fluxo à 20°C (AWWA, 2005). Dessa forma, a produtividade da membrana pode ser analisada excluindo-se o fator temperatura no declínio do fluxo (USEPA, 2003).
Pressão Transmembrana (PTM) [Bar]	$\Delta P = P_i - P_p$ Eq. (3.4) $\Delta P = \frac{P_i + P_0}{2} - P_p$ Eq. (3.5)	Em que P_i é a pressão de entrada, P_0 é a pressão de saída e P_p é a pressão do permeado expressos em [FL^{-2}]. .	Em sistemas onde parte do fluxo de entrada é rejeitada como concentrado, a PTM é descrita como na Equação 3.5, uma vez que a pressão de entrada não é constante. Neste caso, a pressão de entrada é uma média das pressões de alimentação e do concentrado (USEPA, 2003).

Tabela 3.3 - Principais equações que regem o funcionamento das membranas de baixa pressão.

Parâmetro	Equação	Unidades	Observações
Declínio do fluxo em função do fenômeno de Polarização de Concentração	$J = K \ln\left(\frac{C_m}{C_a}\right)$ Eq. (3.6)	Em que C_m é a concentração de soluto na superfície da membrana; C_a é a concentração de soluto na solução de alimentação e k é uma constante de proporcionalidade.	A concentração de solutos retidos na superfície da membrana (C_m) é superior àquela na solução de alimentação (C_a). Essa condição, chamada de Concentração de Polarização, gera um fluxo difusivo dos solutos no sentido contrário à alimentação. Este fenômeno pode provocar uma redução no fluxo do permeado. (Uragami <i>et al.</i> 2017). Geralmente a concentração de partículas próximo à superfície atinge um valor máximo, resultando em um valor de fluxo mínimo (AWWA, 2005).
Recuperação	$R = \frac{V_p}{V_a} \times 100$ Eq. (3.7) $R = \frac{V_p - V_{RL}}{V_a} \times 100$ Eq. (3.8)	Em que R é a recuperação [%]; V_p é o volume de permeado [L^3]; V_a é o volume de alimentação [L^3]; V_{RL} é o volume de permeado gasto na retrolavagem.	O volume de permeado usado na retrolavagem também pode ser considerado na equação de recuperação, dando origem à equação 3.8 (USEPA 2003).

3.2.2. Fluxo através das membranas de MF/UF:

O fluxo através das membranas é regido por um gradiente de pressão ou Pressão Transmembrana (PTM) entre a alimentação e o permeado, o qual pode ser formado pela injeção de uma pressão positiva sobre a superfície da membrana ou por uma pressão negativa no interior das fibras (vácuo) (USEPA, 2005). Neste último caso, as membranas encontram-se submersas em um tanque. As membranas de UF/MF podem operar a fluxo constante (e PTM crescente) ou à PTM constante (e fluxo declinante) (AWWA, 2005). Ou seja, no primeiro caso, à medida que as impurezas vão se acumulando na superfície da membrana, o fluxo é mantido constante por um aumento da força motriz durante a operação. Já na operação com PTM constante, ocorre a redução no fluxo do permeado ao longo do tempo de operação.

O aumento da PTM resulta em um aumento do fluxo do permeado até que seja alcançado o fluxo crítico e, a partir desse momento, pressões superiores à crítica resultam em fluxos que evoluem a um fluxo limite máximo. À medida que as membranas de baixa pressão operam, partículas vão sendo acumuladas na superfície das mesmas formando uma camada de gel, resultando em um aumento da resistência hidráulica do sistema (ver seção 3.2.4). Pressões superiores à crítica contribuem para o aumento da espessura e densidade da camada gel, impedindo um aumento do fluxo do permeado (Baker, 2012). A Figura 3.3 demonstra como a curva de fluxo do permeado ganha um comportamento assintótico quando a PTM é maior do que a pressão crítica. O fluxo limite, por sua vez, é definido como o fluxo máximo estacionário do permeado alcançado com o aumento da PTM (Bacchin, Aimar e Field, 2006). A Figura 3.3 também demonstra que, no caso de água pura, a PTM e o fluxo do permeado possuem comportamento linear.

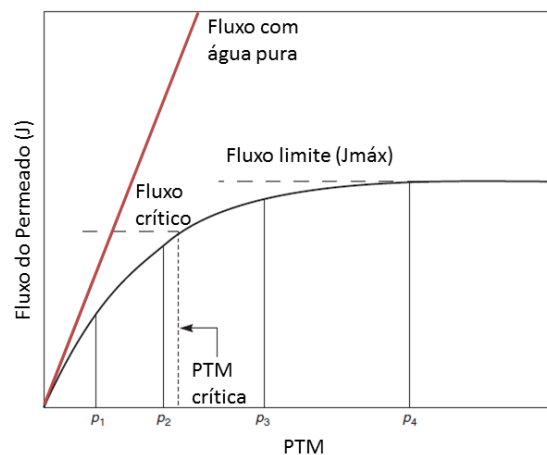


Figura 3.3 - Fluxo crítico (Fonte: Baker, 2012, adaptado).

Outros autores como Bacchin *et al.* (2006) definem o fluxo crítico como aquele quando a curva PTM-Fluxo começa a desviar da linearidade ou como sendo o primeiro fluxo de permeado em que o *fouling* irreversível começa a se formar. Na operação com membranas, recomenda-se que o sistema trabalhe em pressões inferiores à crítica de forma a reduzir as taxas de formação de *fouling* irreversível (Baker, 2012). Contudo, trabalhar com fluxos em que a formação de *fouling* é próxima de zero, é pouco prática. Assim, surgiu o conceito de Fluxo Sustentável, o qual seria o limiar entre fluxos com taxas de formação de *fouling* baixas e altas (Bacchin *et al.*, 2006), ao invés do limiar entre fluxos com taxas nulas de *fouling* e taxas positivas. A Figura 3.4 ilustra este conceito de fluxo sustentável. Neste exemplo, o fluxo de 20 L/m²h representa o fluxo sustentável.

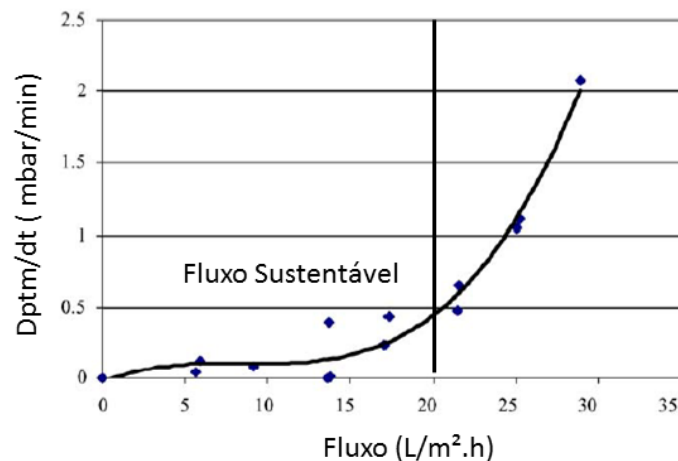


Figura 3.4– Efeito do grau de formação de *fouling* no fluxo do permeado. Representação do fluxo sustentável (Fonte: Bacchin *et al.*, 2006, adaptado).

3.2.3. Materiais e módulos de membranas

A permeabilidade, flexibilidade, resistência mecânica das membranas e resistência a agentes oxidantes são propriedades influenciadas pelas características do material que as compõe. Geralmente as membranas são feitas de materiais poliméricos sintéticos, em função do baixo custo de fabricação, sendo também possível encontrar membranas cerâmicas ou metálicas (USEPA, 2005). Apesar de alta fragilidade e custo elevado, aproximadamente cinco vezes maior, as membranas cerâmicas possuem uma vida útil maior em comparação às poliméricas, podendo chegar até 10 anos de operação (Owen *et al.*, 1995; In-Hyuck *et al.* 2014 *apud* Park *et al.*, 2018). Isso se deve a sua alta resistência mecânica e estabilidade a reagentes químicos, agentes corrosivos e altas temperaturas.

As membranas podem ser hidrofílicas (atração à água) ou hidrofóbicas (repulsão à água) e, ainda, apresentar carga superficial positiva ou negativa (Baker, 2012; USEPA, 2005). Dependendo da matriz afluyente, tais características vão favorecer ou reduzir a taxa de formação de *fouling*. A Figura 3.5 demonstra como a carga da membrana influencia no *fouling* e, conseqüentemente, na permeabilidade da membrana. Para matrizes afluyentes com altas concentrações de partículas coloidais (carga superficial negativa), membranas com carga negativa vão contribuir para a redução do *fouling*, uma vez que cargas iguais se repelem (Baker, 2012). Com relação à interação das membranas com a água, àquelas que são hidrofílicas geralmente apresentam maior resistência à formação de *fouling* (Baker, 2012; Mierzwa, 2006).

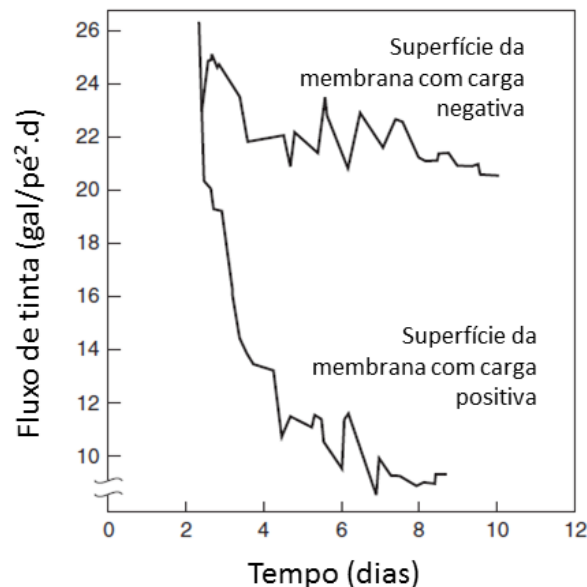


Figura 3.5 – Influência da carga da superficial da membrana de UF na queda do fluxo do permeado para uma matriz afluyente de tinta anodizada cujas partículas possuam carga final negativa. (Fonte: Baker, 2012, adaptado).

Chama-se de módulo de membrana a menor unidade discreta filtrante no sistema, a qual pode apresentar, em membranas de baixa pressão, basicamente 3 conformações: módulos com membranas de fibras ocas (*hollow-fiber membranes*), módulos tubulares e módulos com membranas de folhas planas (*plate and frame module*) (USEPA, 2005). As principais características de cada módulo estão apresentadas na Tabela 3.4.

As membranas de tubulares, em relação às membranas de fibra-oca, suportam uma carga de sólidos em suspensão maior, uma vez que são de difícil obstrução, e são mais facilmente limpas tendo em vista sua estrutura mais rígida e diâmetro maior das fibras (Wagner, 2001;

USEPA, 2005). Contudo, possuem inúmeras desvantagens que limitam a sua expansão no mercado: baixa permeabilidade; necessidade de áreas maiores para instalação; alto consumo de energia durante a operação e limpezas; e alto consumo de produtos químicos e permeado nas limpezas químicas e físicas, respectivamente (Wagner, 2001). Neste sentido, as membranas de fibra-oca têm ganhado mais espaço no mercado.

Tabela 3.4 - Principais tipos de módulo de membranas de baixa pressão.

Tipo/Ilustração	Características
Fibra Oca (<i>Hollow Fiber</i>).	Membranas do tipo fibra oca são caracterizadas por fibras longas, estreitas e tubulares em que o fluxo do permeado pode ser de fora para dentro (<i>outside-in</i>) ou de dentro para fora (<i>inside-out</i>) (USEPA, 2005). Cada módulo pode conter até 10.000 fibras, de forma a ser auto-sustentado. Cada fibra possui um diâmetro externo na faixa de 0,2 a 3 mm (Uragami, 2017).
Tubular.	São parecidos com os módulos de fibra oca, porém possuem um diâmetro externo da fibra maior (de 5 a 25 mm). Geralmente têm maior volume e menor permeabilidade (Uragami, 2017). Como vantagem, são módulos de difícil obstrução e de fácil limpeza.
Folhas planas (<i>Plate and Frame</i>).	Consiste em membranas planas separadas por espaçadores de permeado e concentrado (USEPA, 2005).
Espiral (<i>Spiral-wound</i>)	Membranas de folhas planas, separadas por espaçadores, enroladas ao redor de um tubo perfurado de coleta de permeado e inseridas em um vaso de pressão. São módulos compactos, baratos e de fácil limpeza. Porém não são recomendadas para efluentes com alta concentração de sólidos em suspensão (Uragami, 2017).

As membranas de folhas planas apresentam como principal desvantagem a baixa relação área superficial – volume (USEPA, 2005), contudo tem sido empregadas no tratamento de efluentes, assim como as membranas de fibra oca, acopladas aos biorreatores com membranas (BMR) (Dezzot, 2011). Neste caso, as membranas ficam submersas no tanque do reator, o fluxo de alimentação é de fora para dentro e a pressão imposta é negativa (à vácuo). Essa pressão é limitada à carga de pressão da coluna d'água acima das membranas. Assim, esses sistemas submersos tendem a ter uma produtividade menor por unidade de volume, e trabalham com pressões na faixa de 0,2 a 0,8 Bar (USEPA, 2005).

3.2.4. Obstrução de membranas (*Fouling*)

3.2.4.1. Concentração de Polarização

A concentração de soluto próximo à superfície das membranas de MF/UF (C_m) é superior à concentração na solução afluente (C_f) (Uragami, 2017). Quando a PTM é imposta, partículas dissolvidas e suspensas na solução afluente são transportadas em direção à membrana, sendo que o material rejeitado fica acumulado próximo à superfície. Essa condição é chamada de concentração de polarização e resulta no desenvolvimento de um gradiente de concentração entre a superfície da membrana e a solução afluente, levando à difusão do soluto em direção contrária ao fluxo do permeado (AWWA, 2005).

O comportamento do gradiente é exponencial como exemplificado na Figura 3.6 e pode ser descrito pela Equação 3.6 da Tabela 3.3. A concentração de polarização, por sua vez, aumenta a pressão osmótica próxima à superfície da membrana, de forma a reduzir a efetividade da PTM. Este fenômeno resulta em uma redução do fluxo do permeado, principalmente quando a matriz de soluto é formada por sais ou moléculas de baixo peso molecular. Essas moléculas, como os açúcares, aminoácidos, peptídeos e álcoois, são caracterizadas por apresentar alta pressão osmótica e alto coeficiente de difusão. (Belfort *et al.*, 1994). Portanto, este fenômeno é predominante em membranas de alta pressão, tendo em vista que, em membranas de baixa pressão, a taxa de deposição de partículas coloidais e suspensas na superfície da membrana é muito superior ao fluxo difusivo das substâncias dissolvidas, contrário ao fluxo do permeado (Belfort, 1994).

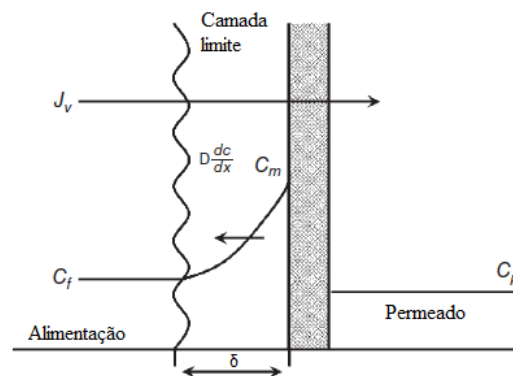


Figura 3.6 – Modelo de Concentração de Polarização (Uragami, 2017, adaptado).

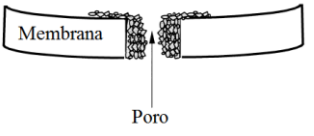
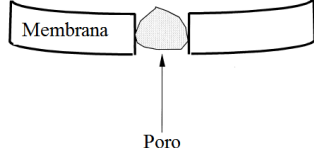
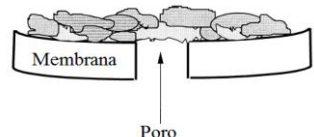
3.2.4.2. Fouling

O depósito ou a adsorção de material na superfície ou nos poros da membrana é chamado de *fouling* (AWWA, 2005). Esse fenômeno se caracteriza por uma redução gradual do fluxo do permeado, quando a PTM é mantida constante, ou por um aumento da PTM, no caso em que o fluxo é mantido constante. Dentre as substâncias mais suscetíveis à formação de *fouling* e,

consequente perda na filtrabilidade, esperado em membranas *dead-end* de baixa pressão tratando efluentes domésticos, são os biopolímeros, dentre eles, as proteínas e os polissacarídeos, e os materiais em suspensão (Zheng *et al.*, 2009 e 2010).

O *fouling* pode ocorrer, basicamente, por três mecanismos: adsorção no poro, bloqueio do poro ou formação de torta (*cake formation*) (Tabela 3.5). A ocorrência de cada tipo de mecanismo e a taxa de formação de *fouling* vai depender das características da matriz afluente (concentração de sólidos em suspensão, biomassa e material dissolvido e distribuição de tamanho das partículas); das propriedades físico-químicas da membrana (hidrofilicidade/hidrofobicidade, carga superficial da membrana, tamanho dos poros); da configuração hidráulica do sistema (fluxo frontal ou tangencial); e condições operacionais (frequência, intensidade, duração e tipos de limpeza e PTM imposta) (AWWA, 2005 e Yigit *et al.*, 2009).

Tabela 3.5 –Principais mecanismos de *fouling* em membranas de baixa pressão.

Mecanismo de <i>Fouling</i>	Descrição	Ilustração
Adsorção no poro	Ocorre com partículas cujo diâmetro é inferior ao do poro. Tais partículas ficam adsorvidas nas paredes do poro de forma a reduzir o diâmetro nominal dos poros. A redução do volume de poros é proporcional ao declínio no fluxo do permeado. Neste caso, não há redução do número efetivo de poros. (AWWA, 2005).	
Bloqueio do poro	Ocorre com partículas cujo diâmetro é aproximadamente igual ao diâmetro dos poros. Neste caso, o volume total de poros é reduzido devido à diminuição do número de poros individuais (AWWA, 2005).	
Formação de torta (<i>cake formation</i>)	Ocorre com partículas de diâmetro superior ao diâmetro dos poros da membrana. O aumento da espessura desta camada de gel é proporcional ao volume de permeado tratado. A formação de torta também aumenta a resistência hidráulica da membrana, gerando uma queda no fluxo de permeado (PTM constante), ou um aumento da PTM (fluxo constante) (AWWA, 2005). Este mecanismo é fortemente influenciado pela turbidez afluente. Diaz <i>et al.</i> (2012) e Raffin, Germain e Judd (2012) verificaram, em membranas de UF e MF tratando efluentes secundários, respectivamente, um aumento da resistência hidráulica da membrana por este mecanismo.	

Zheng *et al* (2009) verificou em membranas de UF *dead-end* que no início da filtração, o mecanismo de *fouling* que predomina é o de bloqueio dos poros, levando a uma rápida redução no fluxo do permeado. Ao longo da operação, os mesmos autores, verificaram que com a chegada contínua de biopolímeros na superfície da membrana, iniciava-se a formação de uma camada gel (mecanismo de formação de torta). Jiang *et al.* (2005), tratando efluentes secundários com MBR, verificaram que abaixo do fluxo crítico o mecanismo predominante era de bloqueio dos poros e, para fluxos acima do crítico, o mecanismo que mais contribuiu para o aumento da resistência hidráulica do sistema era de formação de torta.

A redução do volume de poros ocasionada pelo *fouling* implica em um aumento da resistência hidráulica da membrana, ocasionando uma redução na permeabilidade e, conseqüentemente, do fluxo, quando a PTM é mantida constante (AWWA, 2005). Dessa forma, a Equação 3.1 da Tabela 3.3, considerando o *fouling*, é re-escrita na equação 3.9:

$$J = \frac{Q_{\text{total}}}{A} = \frac{\Delta P}{\mu(R_m + R_T)} \quad \text{Equação 3.9}$$

Onde:

Q_{total} – Vazão de permeado [$L^3L^2T^{-1}$];

A – Área superficial da membrana [L^2];

ΔP – PTM [FL^{-2}];

μ – Viscosidade do fluido [FTL^{-2}];

R_m – Resistência hidráulica da membrana [L^{-1}];

R_T – Resistência hidráulica em função do *fouling* [L^{-1}].

Nota-se, comparando a Equação 3.9 com a Equação 3.1, que além da resistência intrínseca à membrana limpa, existe uma resistência gerada pelo acúmulo de soluto na superfície e nos poros da membrana (R_T). Essa componente da resistência, advinda do *fouling*, pode ser considerada como a soma da contribuição individual de cada mecanismo de *fouling* como mostra a Equação 3.10 (AWWA, 2005). Zheng *et al* (2009) demonstrou, em membranas de UF *dead-end* tratando efluentes secundários, uma correlação com R^2 superior a 0,95 entre a concentração de biopolímeros no afluente e a resistência hidráulica da membrana (R_T). Os mesmos autores verificaram que mais de 50% do aumento dessa resistência foi devido à adsorção de substâncias biopoliméricas dissolvidas com diâmetros entre 0,026 e 0,45 μm na superfície da membrana. Demonstrando assim que a parcela de material dissolvido no afluente também contribui para a formação de *fouling* em membranas de baixa pressão.

$$R_T = R_{CP} + R_a + R_b + R_c \quad \text{Equação 3.10}$$

Onde:

R_{CP} - resistência ocasionada pelo mecanismo de concentração de polarização;

R_a , - resistência ao mecanismo de adsorção no poro;

R_b - resistência ao mecanismo de bloqueio do poro;

R_c - resistência ao mecanismo de formação de torta.

O *fouling* dito irreversível é aquele que não é removido por limpeza física (ver item 3.2.5.1) (Raffin *et al.*, 2012). A reversibilidade do *fouling*, por sua vez, pode ser calculada em função da recuperação da permeabilidade da membrana após cada retrolavagem (Zheng *et al.*, 2010 Raffin *et al.*, 2012). Essa reversibilidade é influenciada pela PTM (ou fluxo do permeado) e pela concentração de soluto, turbidez e temperatura da solução afluente (Zheng *et al.*, 2009 e 2010; Raffin *et al.*, 2012; Diaz *et al.*, 2012).

Zheng *et al.* (2010), tratando efluentes secundários com membranas de UF *dead-end*, concluíram que quanto maior a concentração de biopolímeros na solução afluente, menor a reversibilidade do *fouling*. Bourgeois *et al.* (2000) e Raffin *et al.* (2012) verificaram a mesma relação, porém, com sólidos em suspensão e turbidez no afluente, em membranas de UF cross-flow e microfiltração tratando efluentes secundários, respectivamente. Com relação à PTM aplicada, quanto maior a pressão, maior é a compactação da camada gel, conseqüentemente, maior a resistência hidráulica da membrana, resultando em um aumento da irreversibilidade do *fouling* (Zheng *et al.*, 2010 e 2011). Finalmente, a temperatura da solução tem uma influência na viscosidade da água, na rigidez da membrana e no transporte de massa difusivo de soluto (concentração de polarização). Raffin *et al.* (2012) e Jiang *et al.* (2005) confirmaram a constatação de estudos prévios: a redução da temperatura aumenta a taxa com que o *fouling* reversível é formado.

Tendo em vista que o *fouling* consiste em um dos maiores desafios para o uso de membranas filtrantes, existem algumas técnicas de otimização da operação, limpezas e de pré-tratamento do afluente que podem contribuir para a redução do *fouling* ao longo do tempo de operação. A Tabela 3.6 traz alguns exemplos da literatura consultada.

Tabela 3.6 – Técnicas operacionais de otimização e de pré-tratamento para reduzir a ocorrência de *fouling* em membranas de baixa pressão (continuação).

Referência	Tipo de membrana	Afluente	Pré-tratamento/Otimização da operação	Resultado
Zheng <i>et al.</i> (2009) e (2010).	UF dead-end (escala piloto)	Efluente secundário da ETE Ruhleben (Berlim).	Três filtros lentos em série com taxa de filtração de 0,1-05 m/h.	Redução do <i>fouling</i> .
Zheng <i>et al.</i> (2010)	UF dead-end (escala piloto)	Efluente secundário da ETE Ruhleben (Berlim, Alemanha)	Redução da pressão de operação de 1 bar para 0,5 bar.	Resultou em um aumento da reversibilidade do <i>fouling</i> entre retrolavagens de 76% para 85%. Neste caso, a reversibilidade é calculada como o percentual de recuperação de permeabilidade da membrana após a retrolavagem.
Raffin <i>et al.</i> (2012)	MF (escala real)	Efluente secundário	Redução do intervalo de retrolavagens. Foram estudados intervalos entre 15 a 45 minutos.	Redução na formação de <i>fouling</i> irreversível a medida que se reduziu o intervalo entre retrolavagens.
Bourgeois <i>et al.</i> (2000)	UF cross-flow.	Efluente secundário	Uso de pré-filtração com filtro granular e recirculação do concentrado.	A remoção das partículas em suspensão reduziu a formação do <i>fouling</i> e manteve a PTM baixa e fluxo alto. O aumento da velocidade tangencial, em função da recirculação, reduziu a formação de <i>fouling</i> .
Diaz <i>et al.</i> (2012)	UF submersas	Efluentes primário e secundário.	Etapa de pré-clarificação (coagulação seguida de sedimentação).	Redução da resistência hidráulica da torta com o aumento da dosagem de coagulante.

3.2.4.3. Biofouling

O *biofouling* é caracterizado pela retenção de microrganismos na superfície da membrana e, em seguida, pela formação de um biofilme. Inicialmente, a retenção é fraca e pode ocorrer por diferentes mecanismos de transporte de massa (sedimentação, difusão ou convecção). Nessa fase, os microrganismos se encontram na camada mais viscosa próximo da membrana e podem ser facilmente removidos por uma força cisalhante. Quando os microrganismos se instalam efetivamente na superfície da membrana, inicia-se a formação de um biofilme (AWWA, 2005). A liberação de substâncias extracelulares poliméricas por esses

microrganismos contribui para a retenção adicional de microrganismos ao biofilme formado na superfície da membrana (Raffin *et al.*, 2012).

Os microrganismos passam a consumir os nutrientes e a matéria orgânica presentes no afluente. Dessa forma, geralmente, utiliza-se o carbono facilmente assimilado como parâmetro para avaliar o potencial de *biofouling* da membrana. Pode-se afirmar que o fenômeno de concentração de polarização contribui para a formação do biofilme, uma vez que aumenta a concentração de nutrientes e matéria orgânica dissolvida próximo à superfície da membrana (AWWA, 2005).

3.2.5. Limpezas

As limpezas podem ser do tipo físico, sem adição de produtos químicos, ou químico. As primeiras têm como objetivo remover o *fouling* reversível (Raffin *et al.*, 2012). São limpezas mais frequentes (intervalo de minutos entre uma e outra) e podem ser feitas por meio da retrolavagem com permeado, injeção de ar ou relaxamento (pausa temporária da produção de permeado pelo sistema (Souza *et al.*, 2013). As limpezas químicas, que ocorrem com uma frequência menor (horas ou dias), visam remover o *fouling* irreversível.

3.2.5.1. Limpezas Físicas

- Retrolavagem (RL):

A retrolavagem é caracterizada pela inversão periódica do fluxo do permeado com o intuito de remover as partículas retidas na superfície da membrana durante a operação; recuperar parcialmente a permeabilidade da membrana; reduzir e retardar a formação de *fouling* irreversível (USEPA, 2005).

A Figura 3.7 demonstra a perda de permeabilidade da membrana ao longo da operação em função do *fouling* irreversível. Neste estudo, Diaz *et al.* (2012), em experimento utilizando membranas de UF submersas tratando efluente primário com pré-tratamento por coagulação e sedimentação, aplicaram a RL quando a membrana atingia uma PTM limite pré-estabelecida. Como resultado, a duração dos ciclos de operação decresceu até que a membrana atingiu um nível de resistência pelo *fouling* irreversível estável (Figura 3.8).

O intervalo entre retrolavagens influencia na formação de *fouling* irreversível. Raffin *et al.* (2012) e Yigit *et al.* (2009) demonstraram como o aumento da frequência de retrolavagens (redução do tempo de operação) reduz a formação de *fouling* irreversível: o *fouling* reversível não se consolida uma vez que é constantemente removido da superfície da membrana. Além disso, a carga de partículas e substâncias, que causam o *fouling*, lançada sobre a membrana é reduzida de forma a influenciar na quantidade de sítios disponíveis para a formação do *fouling* irreversível (Zheng *et al.*, 2011). Essa situação resulta na necessidade de limpezas químicas menos frequentes (Souza *et al.*, 2013).

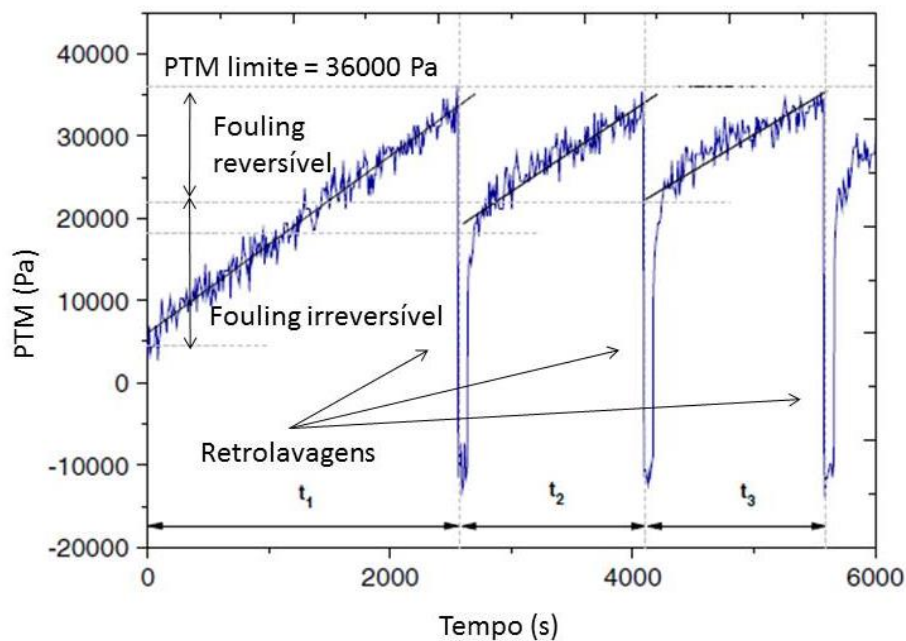


Figura 3.7 - Evolução da PTM pelo tempo. (Diaz *et al.* (2012), adaptado).

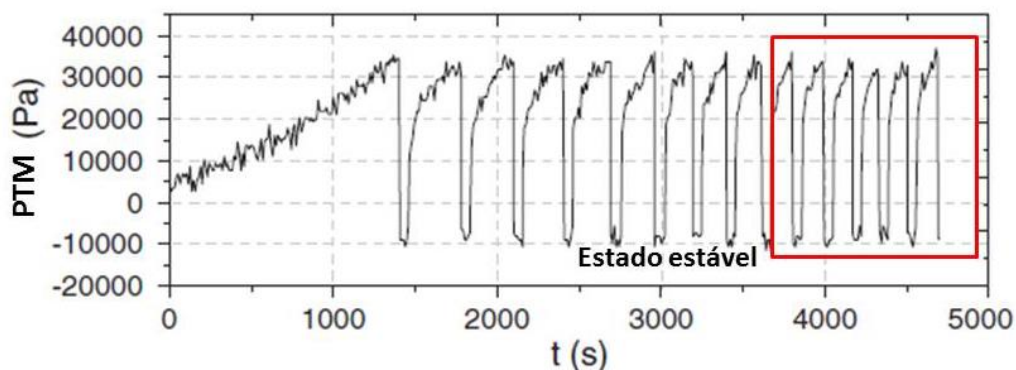


Figura 3.8 – Evolução da PTM ao longo do tempo com PTM limite de 36 KPa pré-estabelecida. (Diaz *et al.* (2012), adaptado).

Além do intervalo entre uma limpeza e outra, a eficácia da retrolavagem é influenciada pela composição da matriz afluenta. Bourgeois *et al.* (2000) constataram que partículas com

diâmetros menores a 5 μm são de difícil remoção pela retrolavagem em membranas de UF e, portanto, contribuem para a formação de *fouling* irreversível. Dentre as razões levantadas pelos autores, vale ressaltar que partículas menores estão sujeitas a forças cisalhantes menores e possuem maior resistência ao escoamento.

Diaz *et al.* (2012), tratando efluentes primários pré-coagulados e sedimentados com UF, verificaram que o aumento da duração da RL resultava na redução da resistência hidráulica da torta formada. A Figura 3.9 demonstra a relação entre a espessura da camada de torta dispersada durante a RL e a duração da RL. Verifica-se que com o aumento da duração da RL ocorre um aumento da espessura da camada de torta dispersa.

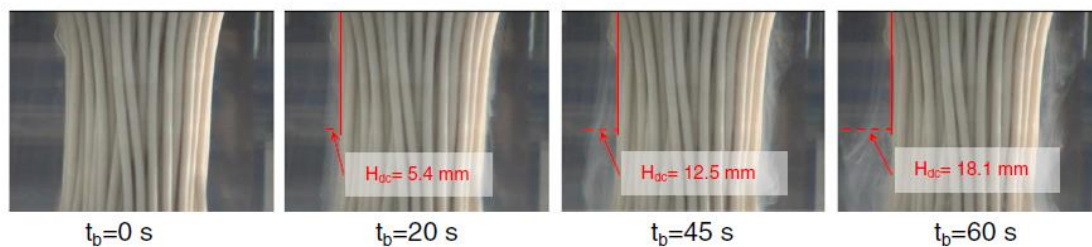


Figura 3.9 – Influência do tempo de retrolavagem na espessura da camada da torta. (Fonte: Diaz *et al.*, 2012).

Jiang *et al.* (2005), tratando efluente secundário por um biorreator com membrana (BRM), verificaram uma redução na taxa de formação de *fouling* irreversível para um cenário em que a RL era menos frequente, porém mais duradoura (45s de RL a cada 600s de filtração). Os autores explicaram que a camada de torta formada em uma operação mais longa reduz o *fouling* por bloqueio de poros (partículas coloidais que ficam retidas na camada gel). Este último mecanismo, por sua vez, é mais difícil de ser removido pela RL (Lee *et al.*, 2001 *apud* Jiang *et al.*, 2005).

- Injeção de ar

A injeção de ar tem como intuito reduzir o *fouling* por meio do aumento da dispersão das partículas, redução do depósito de partículas sobre a superfície da membrana e controle do crescimento da camada de torta (Zhao *et al.*, 2019). Ela pode ser feita durante a operação ou durante a RL. Diaz *et al.* (2012) recomendam a injeção de ar durante a RL para aumentar a dispersão das partículas e, conseqüentemente, aumentar a eficiência da RL. A injeção de ar

durante a RL também funciona como uma forma de reduzir o volume de permeado utilizado durante a lavagem física (Lorain *et al.*, 2007).

3.2.5.2. Limpezas Químicas

Existem basicamente dois tipos de limpezas feitas com o uso de produtos químicos em membranas: *Chemically Enhanced Backwash* (CEB) e *Clean-in-place* (CIP) (AWWA, 2005). Essas limpezas têm como objetivo recuperar a permeabilidade original da membrana quando limpa. Contudo, além de reduzir a produtividade do sistema e serem onerosas, as limpezas químicas podem reduzir a vida útil da membrana, uma vez que limpezas químicas excessivas podem danificar a integridade da membrana (USEPA, 2005; Souza *et al.*, 2013).

A CIP é feita com uma frequência menor, a cada 30 a 60 dias, e caracteriza-se pela recirculação prolongada de uma solução aquecida de pH ácido ou básico (USEPA, 2005). Possui o mesmo objetivo das limpezas do tipo CEB, remover compostos orgânicos e inorgânicos retidos na superfície da membrana (*fouling* irreversível), contudo sua eficácia é maior tendo em vista a duração da limpeza (algumas horas em comparação com as limpezas CEBs que têm duração de minutos). A realização da CIP geralmente é feita quando o sistema atinge uma PTM crítica de operação. Zheng *et al.* (2012) verificaram uma recuperação da permeabilidade da membrana de 90% com uma limpeza química de NaOH e NaClO em pH = 12. Em seguida foi aplicada uma limpeza ácida com ácido sulfúrico (H_2SO_4) em pH = 2 a qual teve uma contribuição menor na remoção do *fouling* irreversível, demonstrando que a fração de *fouling* orgânico era superior à fração inorgânica (Figura 3.10).

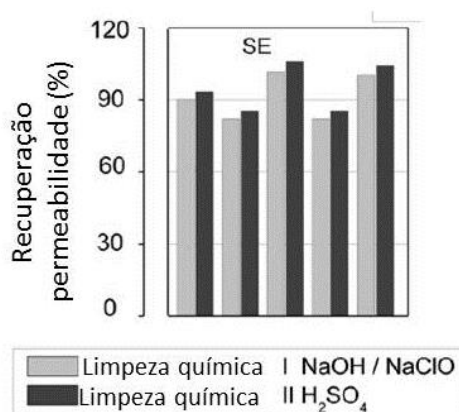


Figura 3.10 – Recuperação da permeabilidade após limpeza química básica seguida de limpeza ácida (Zheng *et al.*, 2012).

Já a limpeza CEB é feita com uma frequência maior, geralmente com um intervalo de horas ou dias, e funciona como uma retrolavagem com a adição de produtos químicos. O tipo de

produto químico usado nas limpezas CEB e CIP vai depender da natureza do *foulant* a ser removido. A Tabela 3.7 relaciona a categoria do produto químico e sua ação de remoção.

Para a remoção de compostos inorgânicos como óxidos metálicos e precipitados (“*scales*”), geralmente adiciona-se uma solução ácida de retrolavagem. O ácido cítrico - ($C_6H_8O_7$), por exemplo, possui ação quelante capaz de formar complexos estáveis com íons metálicos. Além disso, atua na solubilização de precipitados inorgânicos (Vedavyasan, 2016).

Tabela 3.7 – Categorias de produtos químicos usados nas limpezas CEB e CIP.

Categoria	Funções	Produtos químicos típicos
Cáustica	Hidrólise e solubilização	NaOH
Oxidantes/desinfetantes	Oxidação e desinfecção	NaOCl, H ₂ O ₂ , Ácido peroxiacético
Ácidos	Solubilização	Ácido cítrico
Agentes quelantes	Quelação	Ácido Cítrico, EDTA
Surfactantes	Emulsificação, dispersão	Surfactantes, detergentes

Os compostos orgânicos, por sua vez, são mais facilmente removidos em solução básica, logo se adiciona à solução de retrolavagem substâncias como a soda cáustica (NaOH). O hidróxido de sódio atua na hidrólise de polissacarídeos e proteínas, assim como na solubilização/saponificação de óleos e gorduras (Vedavyasan, 2016). Quando o objetivo é remover patógenos, o CEB pode ser feito com a adição de agentes oxidantes como o hipoclorito de sódio (NaClO) em meio básico (USEPA, 2005), contribuindo na redução do *biofouling* (Bourgeois *et al.*, 2000).

3.3. RESÍDUOS GERADOS EM SISTEMAS DE UF

3.3.1. Características dos resíduos

A expansão do uso de membranas filtrantes de baixa pressão no tratamento de água para consumo humano e efluentes líquidos tem chamado atenção para a questão do gerenciamento dos resíduos gerados, uma vez que possuem algumas particularidades que diferem do lodo produzido por ETAs e ETEs (AWWA, 2012). Os resíduos são gerados tanto ao longo de um ciclo completo de operação, assim como durante as limpezas químicas. Portanto sua produção é intermitente, exceto no caso de sistemas com membranas submersas em que o resíduo da retrolavagem é descartado no tanque do afluente e existe uma saída contínua dessa mistura; em sistemas de fluxo tangencial com descarte contínuo do concentrado; ou em sistemas de fluxo frontal com capacidades superiores a 38.000 m³/d, em que o descarte intermitente do

resíduo da retrolavagem de cada trem de membranas torna-se contínuo na escala da estação (AWWA, 2003).

Na operação das membranas de baixa pressão são gerados alguns tipos de resíduos: o concentrado (em membranas de *cross-flow*); o efluente da RL; efluente da limpeza do pré-filtro; o efluente das limpezas CEB e CIP; e, o produto do enxágue. Esses resíduos podem ser classificados como físicos ou químicos. Os primeiros correspondem ao efluente da retrolavagem, enxágue e efluente do pré-filtro e possuem características físico-químicas similares ao afluente à membrana, porém com concentrações elevadas. Em membranas de fluxo tangencial (*cross-flow*) também é gerado o concentrado cujas características se assemelham ao produto da RL. Já os resíduos químicos correspondem aos efluentes das limpezas CEB e CIP cujas características dependem do produto químico utilizado. Caso haja algum tipo de pré-tratamento na estação com o uso de coagulantes, oxidantes ou adsorventes (carvão ativado), o produto da RL vai adquirir as características deste afluente rico em compostos químicos (AWWA, 2012). A Figura 3.11 ilustra os diferentes tipos de resíduos gerados e pontos de geração em um sistema de membranas pressurizadas.

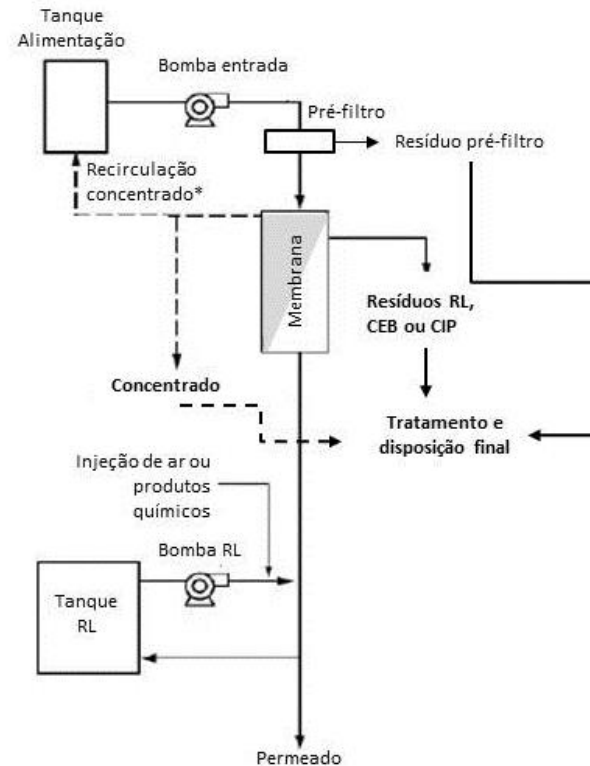


Figura 3.11 – Fluxograma de um sistema de membranas pressurizadas e geração de resíduos (Fonte: AWWA (2005) adaptado).

Geralmente o produto da RL e do concentrado possuem concentrações 10 a 50 vezes superiores ao afluente segundo a AWWA (2012). Já a USEPA (2005) afirma que essas concentrações no efluente da RL são de 10 a 20 vezes maiores do que as concentrações no afluente. Os principais constituintes do concentrado são as substâncias removidas pela própria membrana, assim, no caso das membranas de MF, o concentrado é rico em matéria orgânica particulada e microrganismos, enquanto nas membranas de UF, o concentrado caracteriza-se pela presença de compostos orgânicos, dureza e, similarmente às membranas de MF, matéria orgânica particulada e microrganismos.

Quando não se utiliza pré-tratamento químico no afluente, geralmente os resíduos físicos possuem baixo impacto ambiental uma vez que consistem no permeado acrescido das substâncias acumuladas na superfície da membrana (AWWA, 2005). Dessa forma, a qualidade dos resíduos físicos irá depender da matriz afluente.

A vazão de resíduo da RL vai depender da recuperação da membrana (Equações 3.7 e 3.8 da Tabela 3.3) e corresponde ao volume de permeado utilizado na RL. Ou seja, membranas cuja recuperação varia entre 85 a 98% vão gerar resíduos equivalentes de 2 a 15% da vazão de alimentação (AWWA, 2005).

O volume de resíduos químicos gerados em uma estação de tratamento de efluente por membranas de baixa pressão geralmente é inferior ao volume de resíduos físicos. Isso se deve ao fato das limpezas CEB e CIP serem feitas com uma frequência muito menor do que as limpezas físicas (RL). Dessa forma, o volume de resíduos CEB e CIP equivale, respectivamente, a 0,2 a 0,4% e 0,05% da vazão de alimentação, em comparação com 2 a 15% dos resíduos da RL (AWWA, 2005). O volume de resíduo químico gerado depende da frequência das limpezas químicas, do tipo de produto químico usado e do tipo de sistema. Membranas submersas tendem a gerar volumes maiores de resíduos químicos uma vez que o tanque de membranas deve ser totalmente preenchido pela solução química durante as limpezas CEB e CIP. Este volume, por sua vez, pode ser reduzido caso seja feito o reúso ou a recirculação deste resíduo (AWWA, 2005).

A qualidade dos resíduos químicos vai depender do tipo de produto químico usado nos CEBs e CIPs, assim como no pré-tratamento do afluente. O uso de ácidos ou bases vai influenciar no pH do resíduo e o uso de surfactantes pode gerar um produto espumoso. A mistura do

resíduo ácido e básico pode ser uma estratégia para neutralizar este resíduo e precipitar possíveis sólidos como o carbonato de cálcio e compostos de ferro (AWWA, 2005).

3.3.2. Tratamento de resíduos

A qualidade e o volume de resíduos gerados em uma estação de tratamento por membranas vão definir o tipo de tratamento necessário para estabilizá-los. Além disso, outros aspectos também vão influenciar na escolha do tratamento: a área disponível para tratamento; clima local, o custo do tratamento e disposição final; mão de obra disponível e as exigências regulatórias (AWWA, 2003). A Tabela 3.8 traz alguns exemplos de tratamento e disposição final de resíduos além de considerações sobre seus aspectos positivos e negativos. No caso dos resíduos químicos, geralmente é feita a neutralização como pré-tratamento.

Tabela 3.8 – Tratamento e disposição final de resíduos gerados em sistemas por MF/UF (continuação).

Tratamento	Descrição e considerações.
Lançamento na rede de esgoto e tratamento por uma ETE.	Custo reduzido em comparação às outras formas de disposição final. Neste caso os resíduos não podem ser tóxicos à biomassa da ETE (Kenna <i>et al.</i> , 2000) ou, afetar a eficiência do tratamento da ETE. Geralmente se aplica apenas ao tratamento de água por sistemas de MF/UF.
Disposição no solo.	Esta tecnologia pode ser feita por infiltração/percolação no solo ou irrigação e geralmente é considerada uma alternativa de reúso para o resíduo. No caso da irrigação, muitas vezes a diluição do resíduo líquido é necessária. Deve levar em consideração às características do resíduo, a possibilidade de contaminação do lençol freático, a vegetação ou cultura e o impacto na saúde humana (Kenna <i>et al.</i> , 2000).
Lagoas de evaporação (Evaporation ponds).	São recomendadas em regiões de clima quente e árido, com altas taxas de evaporação. Necessitam de grandes áreas e, geralmente, de um fundo impermeável com argila ou geotêxtil. Essas últimas características tornam esta solução custosa quando usada para estabilizar grandes volumes de resíduo (Kenna <i>et al.</i> , 2000). Devem ser dimensionadas para uma frequência baixa de manutenção e com capacidade de receber resíduos por vários anos (AWWA, 2005).
Recirculação do resíduo da RL no sistema.	Geralmente acompanha uma etapa de decantação ou coagulação-sedimentação antes que o resíduo da RL seja recirculado. Neste caso, apenas o efluente decantado da RL é recirculado e forma-se um resíduo da RL mais concentrado. Esta técnica pode reduzir mais de 90% do volume de resíduos gerado pelo sistema (AWWA, 2005). A recirculação do resíduo químico também pode ser feita desde que seja neutralizado antes (AWWA, 2012).
Lançamento em corpo hídrico.	Geralmente exige algum tipo de pré-tratamento (sedimentação e/ou neutralização) para atender aos padrões de lançamento (AWWA, 2005). O resíduo não pode apresentar toxicidade aguda na zona de mistura (capacidade de gerar uma taxa de mortalidade maior do que 50% em um organismo teste)

Tabela 3.8 – Tratamento e disposição final de resíduos gerados em sistemas por MF/UF.

Tratamento	Descrição e considerações.
	(Kenna <i>et al.</i> , 2000). No caso brasileiro, deve atender aos padrões de lançamento de efluentes estabelecidos pela resolução CONAMA nº430/2011.
Lagoas de estabilização	Consiste em um reservatório para sedimentar os sólidos suspensos e degradar a matéria orgânica presente nos resíduos. Exige uma grande extensão de área, e o efluente clarificado pode ser recirculado para o início do tratamento (AWWA, 2012).
Desidratação convencional	Tecnologias de adensamento e desaguamento utilizadas para desidratação do lodo de ETEs e ETAs, como por exemplo, flotação por ar dissolvido, decantador centrífugo, prensa desaguadora gravitacional, tambor rotativo, adensamento por gravidade (Metcalf & Eddy, 2016). Soluções mais utilizadas em ETAs e ETEs por membranas filtrantes.

A tendência futura é de que as grandes instalações de membrana de MF/UF recirculem o sobrenadante do resíduo da RL e reutilizem os resíduos químicos nas limpezas CEB e CIP, de forma a reduzir o volume de resíduos e, conseqüentemente, os custos de disposição final (AWWA, 2012). No caso do resíduo da retrolavagem, a recirculação do sobrenadante é uma prática que também visa aumentar a recuperação do sistema (AWWA, 2012). Geralmente vem acompanhada de uma pré-clarificação por meio de sedimentação convencional, sedimentação lamelar ou por meio de Flotação por Ar Dissolvido (FAD). Vale ressaltar que tais práticas, apesar de reduzirem o volume de resíduos totais, aumentam a concentração de contaminantes do resíduo podendo elevar o custo de tratamento e disposição final.

Após a neutralização dos resíduos químicos, estes podem ser misturados ao resíduo físico para recirculação ou disposição final. No caso da recirculação, recomenda-se que sejam feitos ensaios piloto antes (AWWA, 2012). Na Tabela 3.8, o lançamento dos resíduos na rede de esgoto é válida apenas para unidades de tratamento de água por membranas de MF/UF, uma vez que a situação contrária, unidades de tratamento de esgotos por MF/UF, seria enquadrada como recirculação. O lançamento dos resíduos nos corpos hídricos também é mais utilizada no tratamento de água por membranas de baixa pressão, uma vez que exige uma qualidade maior dos resíduos.

3.4. APLICAÇÃO DE MEMBRANAS DE ULTRAFILTRAÇÃO NO TRATAMENTO DE EFLUENTES DOMÉSTICOS

3.4.1. Eficiência na remoção de contaminantes

As membranas de baixa pressão tem sido amplamente utilizadas no tratamento de efluentes domésticos, com vistas ao reúso ou disposição final adequada, por terem a capacidade de fornecer um permeado de alta qualidade e baixo impacto ambiental. No tratamento de

efluentes domésticos, o uso mais comum das membranas consiste no seu acoplamento aos reatores biológicos, dando origem aos denominados biorreatores com membrana (BRM). Os BRMs podem apresentar concentrações de biomassa de 4 a 5 vezes maiores em comparação aos reatores de lodo ativado (Fatone *et al.*, 2005), uma vez que têm a capacidade de dissociar a idade do lodo ao tempo de detenção hidráulica do reator (Dezott *et al.*, 2011). Além disso, são mais compactos e possuem menor produção de lodo, tornando o tratamento biológico mais eficiente (Fatone *et al.*, 2005; Juang *et al.*, 2013).

Fatone *et al.* (2005), tratando efluentes domésticos diluídos com um BRM de UF, obtiveram 100% de remoção de Sólidos em Suspensão Totais e remoções superiores a 95% e 50% de DQO e fósforo total (PT), respectivamente. Com relação ao PT, os principais mecanismos de remoção ocorreram pela adsorção do fósforo no lodo e remoção física dos flocos pela membrana. Esses mecanismos de remoção também foram responsáveis por elevadas taxas de remoção de alguns metais pesados (remoções acima de 95% para o cobre, ferro e alumínio) e hidrocarbonetos aromáticos policíclicos (HAP) (remoções acima de 65% para o naftaleno, acenafteno e fenantreno).

Sistemas pressurizados por membranas de UF/MF também têm demonstrado eficiência no pós-tratamento de efluentes domésticos. O estudo de Bertolossi (2019) teve como objetivo avaliar o desempenho de um sistema de ultrafiltração em escala piloto tratando efluentes secundários coagulados da ETEB Norte como alternativa ao sistema de Flotação por Ar Dissolvido (FAD) da própria ETE. A unidade operava com uma PTM na ordem de 0,3 Bar em fluxo sustentável e se destacou pela constância e melhora na qualidade do permeado em comparação ao sistema de FAD. O autor obteve remoções médias de 97% de turbidez, 99% de coliformes termotolerantes (CT), 73% de DQO e 93% de PT. Contudo, apesar da eficiência, os sistemas movidos a pressões positivas tendem a ter um gasto maior de energia em comparação aos BRMs, que atuam com membranas submersas a vácuo e necessitam de pressões de operação inferiores. Além disso, apresentam maior produção de lodo. Bertolossi (2019) obteve uma relação de volume de esgoto tratado e lodo químico produzido de 0,17 m³/m³ (17 vezes maior que o volume relativo de lodo do sistema FAD). Contudo, esse volume de lodo poderia ser reduzido caso fosse feita a recirculação do resíduo químico da instalação piloto.

As membranas de baixa pressão também têm sido empregadas como pré-tratamento em sistemas de osmose reversa e nanofiltração tratando efluentes domésticos para reúso. Em

comparação ao pré-tratamento biológico por lodos ativados, as membranas de UF/MF melhoram o desempenho dos sistemas de OR uma vez que reduzem as taxas de formação de *fouling* nas membranas de OR e NF e, conseqüentemente, a frequência de limpezas químicas no sistema (Lorain *et al.*, 2007). Afinal, entregam ao sistema de OR um afluente de melhor qualidade, livre de sólidos em suspensão, microrganismos e matéria orgânica particulada. Além disso, apresentam custos competitivos e menor impacto ambiental em relação aos pré-tratamentos por lodos ativados (Lorain *et al.*, 2007; Pearce *et al.*, 2008).

Contudo, o uso das membranas de MF/UF no tratamento de efluentes domésticos ainda é limitado pela formação de *fouling* na superfície da membrana. Neste sentido, técnicas de pré-tratamento têm sido empregadas visando a redução das taxas de formação de *fouling* e aumento da eficiência de remoção de substâncias dissolvidas e coloidais. Dentre as técnicas de pré-tratamento mais utilizadas para esses fins, a coagulação e floculação têm demonstrado bons resultados (Zheng *et al.*, 2012; Diaz *et al.*, 2012; Zhao *et al.*, 2019; Bertolossi, 2019; Shon *et al.*, 2004).

3.4.2. Uso de coagulação e floculação como pré-tratamento

A coagulação consiste em um processo físico-químico de desestabilização/neutralização de partículas coloidais, substâncias húmicas (dissolvidas) e microrganismos na água (Di Bernardo e Dantas, 2005). Essas impurezas geralmente apresentam carga superficial negativa impedindo que sejam aglomeradas e, conseqüentemente, removidas por processos de separação sólido - líquido, inclusive por membranas de MF e UF.

No processo de coagulação, utilizam-se sais de alumínio ou de ferro ou polímeros sintéticos para desestabilizar as partículas. Tais sais, quando hidrolisados, adquirem carga positiva e contribuem para a ocorrência da coagulação por basicamente três mecanismos: compressão da dupla camada elétrica (DCE), adsorção e neutralização de carga e varredura. Quando se utilizam coagulantes poliméricos, o mecanismo predominante é por adsorção-neutralização de cargas e formação de pontes. O princípio físico-químico que rege cada mecanismo está sintetizado na Tabela 3.9. Para que a coagulação ocorra, é aplicado à mistura um elevado gradiente de velocidade (na faixa de 700 a 1100 s⁻¹ de acordo com a NBR 12216 (1992)). Esse gradiente de velocidade é necessário para dispersar o coagulante no líquido, assim como, favorecer o contato entre o coagulante e as partículas. Existem dispositivos hidráulicos ou

mecanizados para realizar esta mistura e são chamados de Dispositivos de Mistura Rápida (DMR).

Os mecanismos de coagulação dependem, basicamente, da dosagem e tipo de coagulante e do pH da solução coloidal. As condições de pH, tipo de coagulante e dosagem vão definir as espécies hidrolisadas e precipitadas do coagulante. Cada espécie, por sua vez, vai interagir de uma forma diferente com a superfície da membrana, contribuindo mais ou menos para o *fouling* irreversível (Zheng *et al.*, 2012). Caso o coagulante tenha origem inorgânica, essas espécies depositadas na superfície da membrana poderão ser removidas por limpeza química ácida. No caso de sistemas de membranas de baixa pressão, a coagulação pode ser usada como pré-tratamento com o objetivo de aumentar a eficiência de remoção de partículas coloidais e substâncias dissolvidas, como nutrientes, assim como, reduzir o *fouling*.

Tabela 3.9- Princípios físico-químicos dos mecanismos de coagulação (Di Bernardo e Dantas, 2005).

Mecanismo	Descrição
Compressão da DCE	O aumento da concentração de íons positivos e negativos em uma solução coloidal resulta em um acréscimo da quantidade de íons na camada difusa (CD) dos coloides (faz parte da DCE e corresponde à camada mais externa). A CD, para se manter eletricamente neutra, reduz seu volume/espessura, de forma a tornar as forças de van der Waals (atrativas) predominantes.
Adsorção e neutralização de carga	Sais de Alumínio e Ferro, em contato com a água, formam espécies hidrolisadas intermediárias (carga positiva) as quais podem ser adsorvidas pela superfície do coloide (carga negativa). Dosagens elevadas de coagulantes podem resultar em uma inversão na carga da partícula (reestabilização), tornando o processo de coagulação ineficiente. Este mecanismo é recomendável quando se deseja formar flocos menores e ocorre em faixas de pH menores, entre 4 e 7.
Varredura ou captura	Superdosagens de coagulante, em pH adequado, podem contribuir para a formação de espécies precipitadas de Ferro e Alumínio. Os coloides adsorvem na superfície desses precipitados formando grandes flocos. Geralmente ocorre em faixas de pH entre 5,5 e 9,0, valores superiores ao mecanismo de adsorção e neutralização de carga.
Adsorção-neutralização de carga e formação de pontes	Adsorção de polímeros na superfície dos coloides contribuindo para a interação entre os mesmos.

Em relação ao aumento da eficiência de remoção de substâncias coloidais e dissolvidas, Zheng *et al.* (2012) observaram, em membranas de UF em escala de bancada, um aumento na remoção de biopolímeros com o aumento da dosagem de três tipos de coagulantes (FeCl_3 , AlCl_3 e PACl). Além disso, esse aumento da remoção de biopolímeros pela coagulação

resultou em um aumento na permeabilidade da membrana, confirmando as hipóteses levantadas por Zheng *et al.* (2009 e 2010) de que os biopolímeros são as substâncias dissolvidas que mais contribuem para o *fouling*. Diaz *et al.* (2012) obtiveram remoções de DQO na ordem de 81 a 95% tratando efluente primário pré-coagulado e decantado. Também demonstrou que a qualidade do permeado se manteve constante em termos de DQO mesmo quando a concentração afluente aumentava.

A remoção de fósforo no tratamento por membranas geralmente se faz necessária quando o efluente é lançado em corpos hídricos com risco de eutrofização (Zheng *et al.*, 2012). Algumas espécies de fósforo na forma coloidal podem ser removidas por membranas de UF sem coagulação. Contudo, a maior parte do fósforo, como o ortofosfato, está dissolvida no afluente e necessita da precipitação para ser removida. Zheng *et al.* (2012), utilizando cloreto férrico ($FeCl_3$) como coagulante, obtiveram remoções acima de 90% de fósforo total e ortofosfato em membranas de UF tratando efluentes secundários. Já Zhao *et al.* (2019), utilizando cloreto de polialumínio (PACl) como coagulante, obteve remoções de 99% de fósforo em um sistema de filtração direta com membranas de MF de folhas planas tratando efluentes domésticos. Bertolossi (2019), tratando efluente secundário coagulado com sulfato de alumínio, obteve remoções médias de Fósforo total de 93%. Esses resultados indicam a eficiência da pré-coagulação na remoção de fósforo em efluentes domésticos.

Os estudos de Lee *et al.* (2017) também demonstram que a pré-coagulação pode ter um efeito benéfico na remoção de vírus. Os autores, tratando efluentes secundários em uma unidade piloto de ultrafiltração, observaram um melhora significativa na remoção de vírus quando incorporado o processo de pré-coagulação com controle do pH, chegando a uma remoção de 7,5-log. O fato se deve à adsorção das partículas virais nos flocos de alumínio. Contudo, a eficiência de remoção pela coagulação foi influenciada pela concentração afluente de matéria orgânica dissolvida, sendo necessário o ajuste do pH ótimo.

Com relação à melhora no desempenho das membranas pela pré-coagulação, Diaz *et al.* (2012), constataram uma redução na resistência hidráulica da torta de *fouling* com o aumento da dosagem de coagulante em etapa de coagulação/sedimentação anterior ao tratamento de efluentes primários e secundários por membranas de UF em escala de bancada. Zhao *et al.* (2019), tratando esgoto doméstico por filtração direta com membranas de MF de folhas planas, verificaram uma redução na taxa de formação de *fouling* de 6,3 KPa/h para 1,8KPa/h com o aumento da dosagem de cloreto férrico de 10mg/L para 20mg/L. Vale lembrar que o

aumento da dosagem de coagulante favorece o mecanismo de coagulação por varredura, conseqüentemente, resulta na formação de flocos maiores (Di Bernardo e Dantas, 2005), de forma que o mecanismo de *fouling* predominante é o de formação de torta, o qual possui menor resistência ao cisalhamento e é mais facilmente removido pela RL (Bourgeois *et al.*, 2000). Isso justificaria os resultados obtidos por Diaz *et al.*, (2012) e Zhao *et al.* (2019).

Neste sentido, a floculação tem sido usada como pré-tratamento em sistemas de MF/UF com o objetivo de gerar flocos maiores que serão mais facilmente removidos em etapa de sedimentação, prévia à MF/UF, ou na própria retrolavagem. A literatura internacional se refere à coagulação e floculação como fenômenos correspondentes, uma vez que a floculação é um fenômeno físico-químico que ocorre como consequência da desestabilização das partículas pela ação do coagulante. Uma vez neutralizadas, as forças de atração van der Waals tornam-se predominantes e as partículas tendem a se aglomerar formando flocos (Di Bernardo e Dantas, 2005). Contudo, nas estações de tratamento de água e esgoto existem unidades específicas de coagulação e floculação, de forma que a distinção dos conceitos é feita. A floculação geralmente é realizada em flocoadores, também conhecidos como Dispositivos de Mistura Lenta (DML), os quais podem ser hidráulicos ou mecânicos, em que a aglomeração das partículas é impulsionada por um gradiente de velocidade reduzido que favorece o contato partícula-floco (Di Bernardo e Dantas, 2005).

A eficiência da floculação está relacionada à dosagem de coagulante aplicada e refletirá no desempenho das membranas, considerando que flocos maiores favorecem o mecanismo de *fouling* por formação de torta (AWWA, 2005) e são mais facilmente removidos pela retrolavagem (Bourgeois *et al.*, 2000). Particularmente, quando se considera a floculação seguida de sedimentação, haverá uma melhora no desempenho da membrana tendo em vista que chegará sobre a sua superfície uma concentração menor de matéria-orgânica. Dessa forma, o pré-tratamento por floculação de efluentes secundários tem se mostrado uma boa alternativa para reduzir a taxa de formação de *fouling* nas membranas, assim como, aumentar as taxas de remoção de substâncias dissolvidas e coloidais.

Shon *et al.* (2004) obtiveram remoções de 57,8% de COT e 65% de matéria orgânica coloidal na pré-floculação com $FeCl_3$ (dosagem ótima de 120 mg/L) e etapa subsequente de sedimentação. Esses resultados refletiram em uma melhora do fluxo do permeado da membrana em comparação ao fluxo sem pré-tratamento (UF de fluxo tangencial e PTM

constante, igual a 3 bar). Afinal, a etapa prévia de floculação-sedimentação foi capaz de remover a maior parte dos orgânicos de alto peso molecular e, parte dos orgânicos de menor peso molecular.

Estudos de Shon *et al.* (2005) demonstram que a aplicação de dosagens de coagulante inferiores à ótima também podem atender às faixas de remoção de matéria-orgânica requeridas. Embora a sub-dosagem apresente a vantagem de reduzir o uso de coagulante e a produção de resíduos com menor impacto ao meio-ambiente, há uma piora no desempenho da membrana (redução mais brusca do fluxo de permeado). Afinal, o mecanismo de *fouling* predominante na situação de flocos de menor diâmetro, devido à sub-dosagem, é o de bloqueio de poros. Este mecanismo resulta na redução do volume de poros total que é proporcional à redução do volume de permeado (AWWA, 2005). Assim, a escolha da dosagem de coagulante deve levar em consideração não só a remoção final dos parâmetros em análise (após a floculação e filtração pela membrana), mas também o impacto da dosagem na evolução do fluxo/PTM do sistema.

3.5. ASPECTOS ECONÔMICOS DE SISTEMAS COM MEMBRANAS DE ULTRAFITRAÇÃO

3.5.1. Fonte de custos e otimização econômica

O custo total anual de uma estação de tratamento de água ou esgoto por membranas é composto pelo custo capital (podendo ser amortizado ao longo da vida útil do projeto como uma série de custos uniforme) e o custo de operação e manutenção (O&M). Segundo Pickering e Wiesner (1993) e Owen *et al.* (1995), os custos de capital podem ser divididos em custos relacionados às membranas e custos não relacionados às membranas. Os primeiros consistem na compra dos módulos de membrana, enquanto que os custos não relacionados às membranas envolvem todo o investimento inicial do projeto como compra do terreno, licenciamento ambiental, elaboração do projeto, mão de obra, obra civil e todos os equipamentos e maquinários para dar suporte ao projeto (Pickering e Wiesner, 1993; Peig, 2011). Já os custos de O&M incluem os custos com energia, produtos químicos, reposição das membranas, disposição final dos resíduos e mão de obra (AWWA, 2005). A Figura 3.12 apresenta um fluxograma esquemático dos custos totais de projeto.

Owen *et al.* (1995) testando diferentes tipos de membrana de baixa pressão, poliméricas e cerâmicas, em escala piloto e tratando diferentes tipos de afluente, água subterrânea, efluente

da lavagem de filtros de areia e efluentes de reatores biológicos (efluentes secundários), observaram que os custos de capital anualizados predominavam sobre os custos operacionais em todos os cenários. A Figura 3.13 apresenta a distribuição dos custos para o sistema de fluxo tangencial tratando efluentes secundários tanto com membranas poliméricas (velocidade tangencial de 1,5 m/s) como em membranas cerâmicas (velocidade tangencial de 4 m/s).

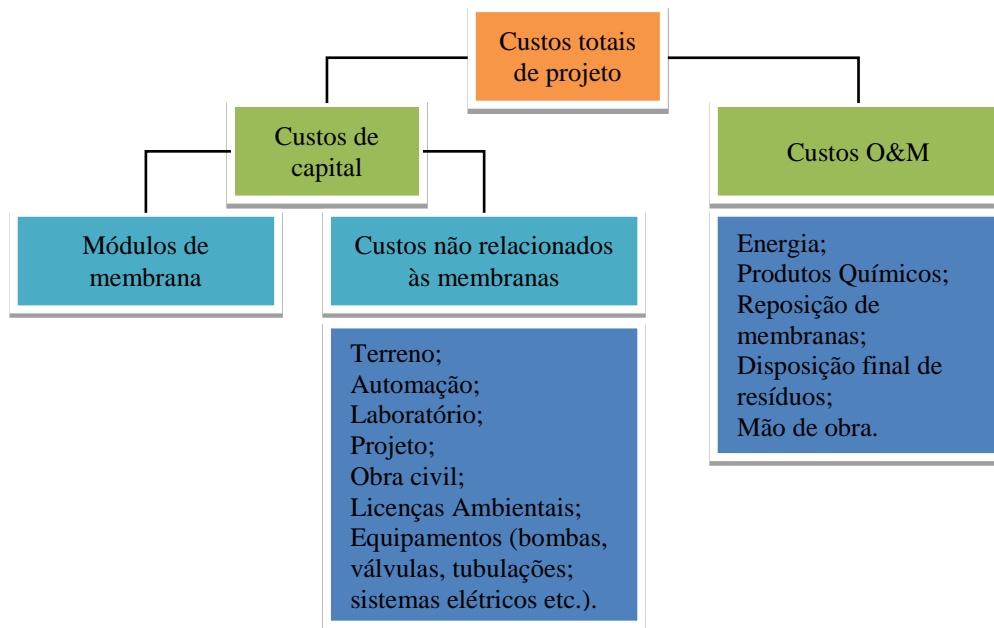


Figura 3.12 – Custos de um projeto de estação de tratamento de água ou esgoto por membranas de baixa pressão.

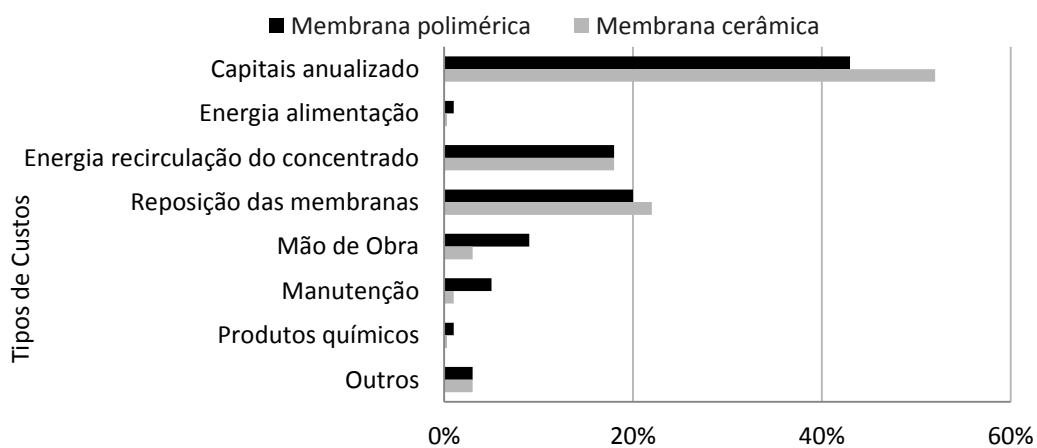


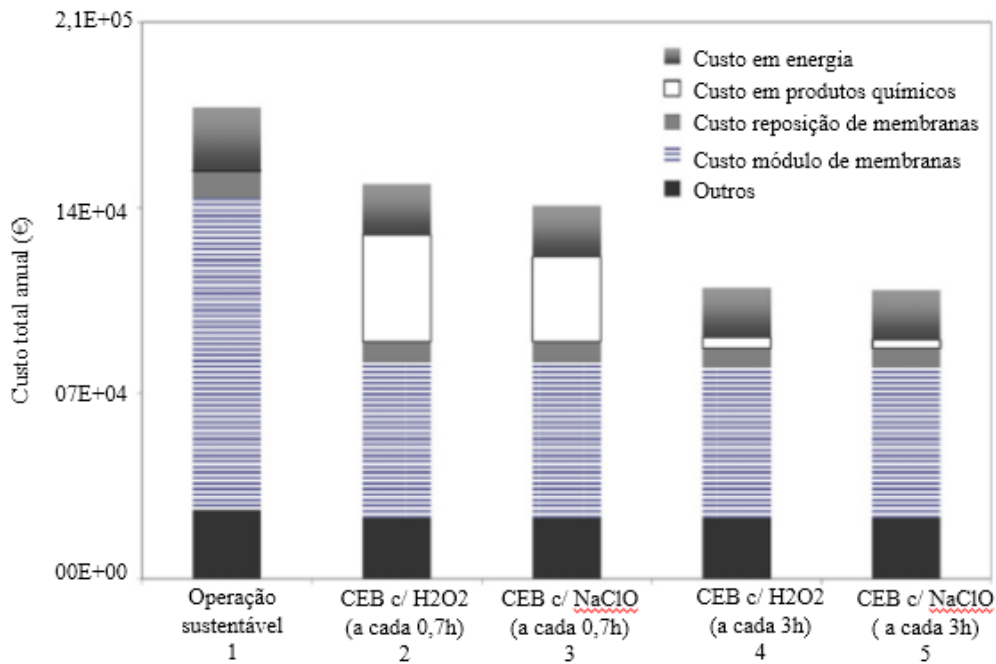
Figura 3.13 - Distribuição de custos expressa em porcentagem do custo total para dois sistemas de fluxo tangencial com membranas de baixa pressão (PTM 1 Bar), tratando efluentes secundários (Owen *et al.*,1995, adaptado).

Dentre os custos operacionais da Figura 3.13, o custo com a reposição das membranas prevaleceu, principalmente nos experimentos com as membranas cerâmicas que, apesar de

possuírem uma vida útil maior (até 10 anos), são mais caras em relação às membranas poliméricas (vida útil entre 3 a 5 anos).

A estimativa do custo total do projeto é um fator importante para os tomadores de decisão ao avaliar e comparar duas alternativas de projeto com o mesmo fim. Além de fornecer a alternativa com menor custo total ao longo do horizonte do projeto, a modelagem econômica permite avaliar as variáveis de projeto que possuem um impacto maior no custo total final (Pickering e Wiesner, 1993). Dessa forma, a modelagem econômica, composta por equações de estimativa de custos, geralmente vem associada de um modelo físico o qual contempla equações que descrevem o processo físico da operação com membranas e, portanto, inclui a determinação ou adoção de parâmetros de projeto como área de filtração, fluxo, tempo de operação, fluxo e duração das limpezas, pressão de operação e etc (Guadix *et al.*, 2004; Peig, 2011). A associação desses dois modelos levam à otimização de projetos com membranas de baixa pressão, buscando contornar os desafios do *fouling* e projetar sistemas com o menor custo por unidade de volume de permeado (Blankert *et al.*, 2006; Owen *et al.*, 1995; Peig, 2011; Pickering e Wiesner, 1993; Sethi *et al.*, 2001).

Neste contexto, o fluxo é um dos primeiros parâmetros de projeto a ser definido tendo em vista que possui uma grande influência nos custos relacionados às membranas. Na teoria, a operação com fluxos reduzidos (fluxo sustentável) possui um gasto menor de energia e tende a reduzir a taxa de formação de *fouling* (Pearce, 2008; Zheng *et al.*, 2011). Contudo, Zheng *et al.* (2011), ao realizar testes em escala piloto com UF tratando o efluente dos reatores biológicos após filtração lenta em ETE na Alemanha, observaram que nem sempre a operação em fluxo sustentável será a de menor custo. A Figura 3.14 demonstra que, na operação em fluxo sustentável, os investimentos com mais módulos de membrana encarecem o sistema para compensar a redução do fluxo. Além disso, há um acréscimo no consumo de energia para tratar o resíduo da RL. Por outro lado, os custos com produtos químicos caem para 0,16% do total na operação 1.



Legenda:

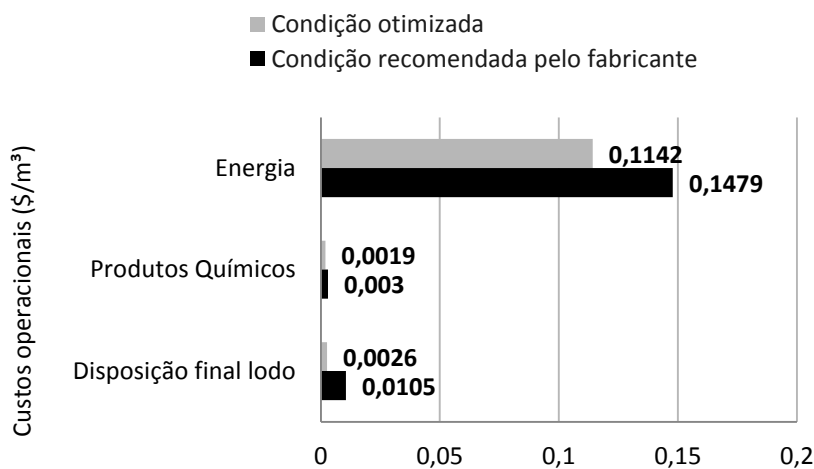
Operação	Fluxo (L/m ² d)	Intervalo RL (min)	Intervalo CIP (dias)
1	50	10	15
2	89	40	30
3	89	40	30
4	89	40	45
5	89	40	45

Figura 3.14 – Comparação de custos entre operação sustentável e crítica (Zheng *et al.*, 2011, adaptado).

A otimização do uso de produtos químicos também deve ser levada em consideração uma vez que o excesso de limpezas químicas implica numa redução da vida útil da membrana e, conseqüentemente, um aumento dos custos com reposição de membranas, produtos químicos e disposição final dos resíduos. Por outro lado, a operação com limpezas químicas insuficientes pode levar a uma progressão do *fouling* irreversível que também impactará em outros custos operacionais como energia, produtos químicos e reposição de membranas (Yoo *et al.*, 2018). A otimização das limpezas físicas e uso de produtos químicos implica em determinar as condições ótimas de operação, ou seja, duração e intervalo da limpeza, dosagem, tipo de reagente e etc.

Nos estudos piloto de Yoo *et al.* (2018), com uma membrana pressurizada de ultrafiltração e fluxo tangencial, tratando água para consumo humano, verificou-se uma redução dos custos operacionais (22,8% em energia, 37,5% em produtos químicos e 75% em disposição final do

lodo) ao otimizar as limpezas químicas e fluxo do permeado em relação às condições recomendadas pelo fabricante. Para definir a condição ótima de limpeza química EFM (*Enhanced Flux Maintenance*), os autores avaliaram a influência dos seguintes parâmetros nos custos operacionais, e também na progressão da PTM: fluxo do permeado, tipo de reagente químico, o intervalo entre as limpezas, a concentração da solução química e duração da limpeza. Os resultados mostrados na Figura 3.15 demonstram o impacto positivo da otimização da limpeza química e escolha do fluxo do permeado nos custos operacionais do projeto.



Legenda

Condições operacionais	Otimizada	Recomendada pelo fabricante
Fluxo (L/m²h)	100	80
Reagente químico	NaOCl	NaOCl
Intervalo (dias)	6,3	2,0
Concentração (mg/L)	500	200
Duração (min)	76	40

Figura 3.15 – Distribuição dos custos operacionais para a condição operacional otimizada e recomendada pelo fabricante de um sistema por ultrafiltração de fluxo tangencial tratando água para consumo humano (Yoo *et al.*, 2018, adaptado).

No estudo de Yoo *et al.* (2018) também foi verificado uma redução de 26,5% nas emissões de gás carbônico na condição otimizada em relação à recomendada pelo fabricante, principalmente em função da economia energética na unidade piloto, neste caso, o setor com as maiores contribuições nas emissões de CO₂, representando 99% das emissões da planta. Esse dado é de grande relevância uma vez que a otimização de sistemas por membranas pode ter um impacto positivo não só nos custos totais, mas também no meio ambiente.

3.5.2. Custos de capital

Os custos de capital relacionados às membranas dependem da área de filtração necessária para a capacidade de tratamento da planta, portanto estão diretamente ligados ao fluxo adotado no projeto. Assim, Pickering e Wiesner (1993) propuseram a Equação 3.11 para determinar a área de filtração total do projeto levando em consideração que parte do volume de permeado produzido é gasto na retrolavagem. Assim, adotando-se um valor de fluxo de projeto, a área de filtração pode ser obtida pela razão entre o volume total de permeado produzido necessário durante um ciclo completo e o volume líquido de permeado produzido por unidade de área filtrante ao longo de um ciclo completo.

$$A = \frac{Q_{proj}(t_f + t_{RL})}{J_p t_f - J_{RL} t_{RL}} \quad \text{Equação 3.11}$$

Onde:

A – Área total de filtração (m²);

Q_{proj} - Vazão de projeto (m³/h);

t_f - Tempo de filtração (horas);

t_{RL} – Tempo de retrolavagem (horas);

J_p - Fluxo do permeado (m³/m²h);

J_{RL} – Fluxo da retrolavagem (m³/m²h).

Considerando a área unitária de um módulo de membrana, que depende do fabricante e do modelo, e o custo unitário por módulo, o custo capital relacionado às membranas pode ser calculado (Pickering e Wiesner, 1993). Owen *et al.* (1995) recomendam que seja utilizado o dobro da vazão média diária para o cálculo da área de filtração quando se trata do tratamento de efluentes domésticos. Essa recomendação se deve à variação diária da vazão dos esgotos e, portanto, atua a favor do fator de segurança considerando um cenário de vazão máxima e manutenção de parte dos módulos.

Os custos não relacionados às membranas geralmente variam de acordo com o fluxo adotado no projeto, uma vez que fluxos maiores, para uma mesma vazão de projeto, implicam em uma quantidade menor de módulos de membranas e, portanto, equipamentos relacionados (AWWA, 2005; Pickering e Wiesner, 1993). Diante da dificuldade de estimar tais custos a Associação das Companhias de Água dos Estados Unidos (AWWA, 2005) e a Agência de Proteção Ambiental dos Estados Unidos (USEPA, 2005), a partir de pesquisas de mercado e plantas existentes, elaboraram equações e curvas empíricas para estimar os custos de capital de estações de MF e UF em função da capacidade do sistema conforme as Figuras 3.16 e 3.17.

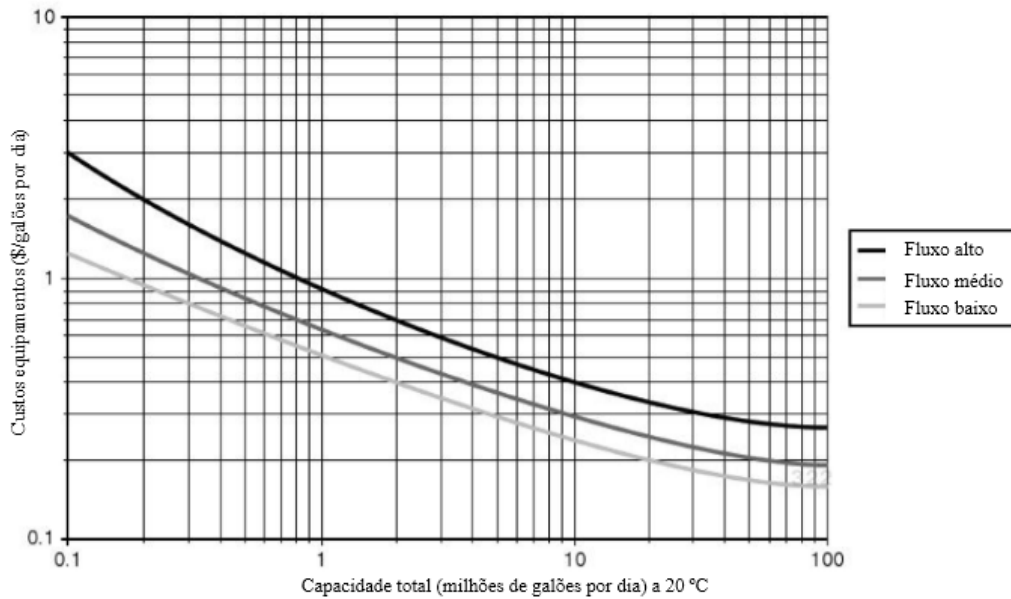


Figura 3.16 – Custos gerais dos equipamentos relacionados às membranas de MF/UF (AWWA, 2005).

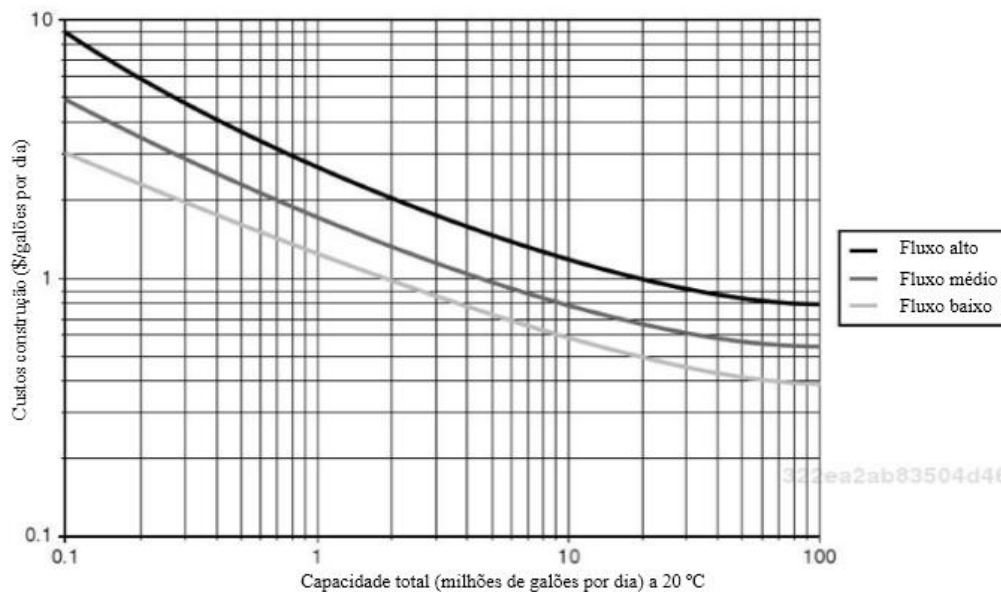


Figura 3.17 - Custos de construção de sistemas de membranas de MF/UF, incluindo construção, adequações no local da obra, instalação de equipamentos, treino operacional, *start* da planta, bombeamento da água bruta, pós-tratamento (AWWA, 2005).

Observa-se nas Figuras 3.16 e 3.17 que, à medida que a capacidade do sistema aumenta, os custos de capital por unidade de volume de permeado tendem a diminuir, refletindo o efeito de escala, comum em diversos tipos de empreendimentos, incluindo ETAs e ETEs. As Figuras 3.16 e 3.17 fazem referência a três tipos de fluxo: alto, médio e baixo. O fluxo alto se refere às unidades tratando águas com baixa turbidez e carbono orgânico total (COT), como

águas subterrâneas, já o fluxo baixo seria o outro extremo, águas com alta turbidez e COT, por exemplo, efluentes secundários (AWWA, 2005).

Os custos capitais podem ser expressos como uma soma de custos anuais uniformes, investidos a uma taxa de retorno de investimento de $i\%$ a.a. ao final de cada ano, ao longo do horizonte do projeto (n anos). Dessa forma, os custos capitais podem ser transformados em uma série uniforme anual por meio da Equação 3.12 (Hirschfeld, 1998; Owen *et al.*, 1995; Pickering e Wiesner, 1993; Qsaim *et al.*, 1992).

$$\text{Custo anual equivalente} = \frac{CC \left[\frac{i(1+i)^n}{(1+i)^n - 1} \right]}{V} \quad \text{Equação 3.12}$$

Onde:

Custo anual equivalente - Reais por m^3 de esgoto tratado;

CC – Custos capitais (R\$) por ano;

V - Volume de esgoto tratado pelo sistema em m^3 /ano;

i - Taxa de retorno do investimento ($\%$ a.a.);

n - n° de anos para o retorno do investimento.

3.5.3. Custos de Operação e Manutenção (O&M)

A Tabela 3.10 especifica a origem dos custos operacionais em instalações de UF e MF.

Tabela 3.10 - Custos de O&M envolvidos em instalações de membranas de baixa pressão (AWWA, 2005)

Categoria de custos	Fontes de custo
Energia	Bombas de alimentação/permeado; bomba de retrolavagem; bombas dosadoras de produtos químicos; bomba para limpeza CIP.
	Compressor de ar;
	Aquecimento de soluções para a limpeza química CIP;
	Sistema de comando e controle;
	Equipamentos de medição em linha (turbidímetro, manômetros, medidores de vazão, entre outros).
Produtos químicos	Pré-tratamento (coagulante);
	Produtos químicos para limpeza alcalina;
	Produtos químicos para limpeza ácida;
Reposição de membranas	Novos módulos de membrana;
Manutenção e reparo de equipamentos	Troca/reposição de equipamentos;
Mão de obra	Operador da estação piloto e técnicos para fazer a manutenção e reparo dos equipamentos;
Disposição dos resíduos	Disposição final e/ou tratamento dos resíduo físicos e químicos;

Dentre os desafios para a expansão do uso de membranas no tratamento de água, esgoto e efluentes industriais, o *fouling* é responsável pelo encarecimento dos custos operacionais em função da redução da permeabilidade da membrana. Neste sentido, criam-se estratégias para contornar o *fouling*, como o aumento da frequência e duração de limpezas físicas e químicas, o uso de pré-tratamentos, a redução do fluxo do permeado etc. Tais medidas, se não feitas de forma otimizada, podem levar a um aumento no consumo de energia ao longo do ciclo de operação, nos custos de reposição dos módulos de membrana e em gastos com produtos químicos (Yoo *et al.*, 2018).

Custos em energia

Os custos com energia estão ligados principalmente à bomba de alimentação, retrolavagem e injeção de ar (compressor), dosagem dos produtos químicos e acionamento de válvulas com atuador elétrico (Pickering e Wiesner, 1993; Owen, 1995). Portanto, dependem do fluxo de operação do sistema e da pressão aplicada sobre a membrana (Blankert *et al.*, 2006; Owen *et al.*, 1995; Pickering e Wiesner, 1993; Zheng *et al.*, 2010).

Considerando que o consumo de energia se dá pela integral da potência de operação do equipamento ao longo do tempo segundo Blankert *et al.* (2006) e Peig (2011), o consumo energético da bomba de alimentação pode ser estimado por meio da Equação 3.13 para sistemas de fluxo constante. No caso da bomba de retrolavagem, devido ao curto período de duração e considerando que os poros da membrana são rapidamente desobstruídos na inversão de fluxo, pode-se considerar uma pressão máxima admissível constante como mostra a Equação 3.14 (Peig, 2011). Alguns autores também usam essa simplificação para estimar o consumo energético das bombas de alimentação, ou seja, adotam a pressão de entrada como constante conforme a Equação 3.15 (Xie *et al.* (2006); Zheng *et al.* (2011)).

$$E_p = \frac{J_p A}{\eta} \int_0^{t_f} \Delta P dt \quad \text{Equação 3.13}$$

$$E_{RL} = \frac{J_{RL} A \Delta P_{RL} t_{RL}}{\eta} \quad \text{Equação 3.14}$$

$$E_p = \frac{J_p A \Delta P t_f}{\eta} \quad \text{Equação 3.15}$$

Onde:

E_p – Consumo energético da bomba de alimentação durante a operação t_f (Joule/ciclo);

E_{RL} – Consumo energético da bomba de retrolavagem durante t_{RL} (Joule/ciclo);

J_p – fluxo do permeado (m^3/m^2h);

J_{RL} – fluxo na retrolavagem ($m^3/m^2/h$);

A – área de filtração (m^2);

ΔP – pressão de entrada média durante a filtração (Pa);

ΔP_{RL} – pressão de entrada média durante a retrolavagem (Pa);

t_f – tempo de filtração (h/ciclo);

t_{RL} – duração da retrolavagem (h/ciclo);

η – eficiência da bomba em %;

Existe o custo de energia associado ao uso dos sopradores durante a etapa de aeração da membrana que ocorre, geralmente, antes ou durante a retrolavagem visando aumentar a remoção do *fouling* reversível pela re-suspensão do material depositado na superfície da membrana. O consumo energético dos sopradores pode ser estimado por meio da Equação 3.16 proposta por Metcalf & Eddy (2016) e adaptada por Peig (2011) para sistemas com membrana.

$$E_a = \frac{Q_a N \rho_a R (T_a + 273)}{28,97 * 0,283 * \eta_a} \left[\left(\frac{p_a}{p_{ATM}} \right)^{0,283} - 1 \right] t_a \quad \text{Equação 3.16}$$

Onde:

E_a – Consumo energético do soprador (kWh/d);

Q_a – Vazão de aeração por módulo de membrana (m^3/s);

N – Quantidade de módulos de membrana;

R – Constante universal dos gases (8,314 J/mol.K);

T_a – Temperatura absoluta de entrada ($^{\circ}C$);

ρ_a – Peso específico do ar seco (1,28 Kg/Nm³);

η_a – Rendimento do soprador (0,7 a 0,9);

p_a – Pressão absoluta na saída do soprador (atm);

p_{ATM} – Pressão absoluta na entrada do soprador (atm);

t_a – Duração da aeração (h/ciclo);

Finalmente, a potência elétrica consumida de um sistema por membranas de baixa pressão pode ser estimada a partir do somatório do consumo energético das bombas de alimentação, retrolavagem e sopradores conforme a Equação 3.17.

$$W = \frac{(E + E_{RL} + E_a)}{1000t_t} [kW] \quad \text{Equação 3.17}$$

Onde:

W – Potência elétrica consumida em kW;

E – Consumo energético da bomba de alimentação em kWh;

E_{RL} - Consumo energético da bomba de retrolavagem em kWh;
 E_a - Consumo energético dos sopradores em kWh;
 t_t - Duração de um ciclo completo ($t_f + t_{RL} + t_a$) em horas.

Custos em Produtos químicos

O uso de produtos químicos na operação com membranas pode ser feita em diferentes etapas do processo visando à redução do *fouling*: como pré-tratamento (uso de coagulantes), durante as limpezas químicas *CEB* e *CIP* (uso de ácidos, bases ou agendetes oxidantes) ou em linha ao longo da operação (uso de agentes oxidantes). Como já mencionado, apesar do efeito benéfico do uso de reagentes químicos na redução do *fouling*, o uso excessivo pode prejudicar a integridade da membrana e levar a uma redução na vida útil da membrana.

A determinação do custo com produtos químicos vai depender da quantidade utilizada ao longo da operação com membranas, dessa forma, opta-se por uma dosagem de produto químico constante para simplificar os cálculos (Owen *et al.*, 1995; Pickering e Wiesner, 1993; Sethi *et al.*, 2001). A partir do balanço de massa de um sistema com membranas, a carga de produto químico utilizada ao longo da operação pode ser determinada pela Equação 3.18 (Peig, 2011). Finalmente, o custo poderá ser estimado multiplicando-se a massa de produto químico usada em um ciclo completo pelo custo por unidade de massa do fornecedor.

$$M = QDt_{aplicação} \quad \text{Equação 3.18}$$

Onde:

M – Carga de produto químico usada por dia em kg/d;

Q – Vazão de retrolavagem em m³/h;

D – Dosagem de produto químico em kg/m³;

$t_{aplicação}$ – Tempo de aplicação do produto químico em um dia h/d;

Custos na Reposição das membranas

A determinação da vida útil da membrana possui um impacto significativo nos custos operacionais totais. A durabilidade da membrana é influenciada pela qualidade do afluente, o material da membrana utilizada, a quantidade de produtos químicos usados, a PTM imposta, a formação de *fouling*, frequência de retrolavagens e etc (Owen *et al.*, 1995; Yoo *et al.*, 2018; Zondervan e Roffel, 2008). Zondervan e Roffel (2008) concluíram, por meio de um modelo de tempo de vida baseado na distribuição de probabilidade de Weibull, que a vida útil da membrana diminui e os custos totais aumentam à medida que a formação de *fouling* na superfície da membrana aumenta (Figura 3.18). Em relação ao material das membranas, sua

vida útil pode variar entre 3 a 7 anos para membranas poliméricas e até 10 anos para membranas cerâmicas (Owen *et al.*, 1995). O tipo de material também influencia nos custos de reposição, uma vez que, como mencionado, as membranas cerâmicas tendem a ser mais caras (Owen *et al.*, 1995).

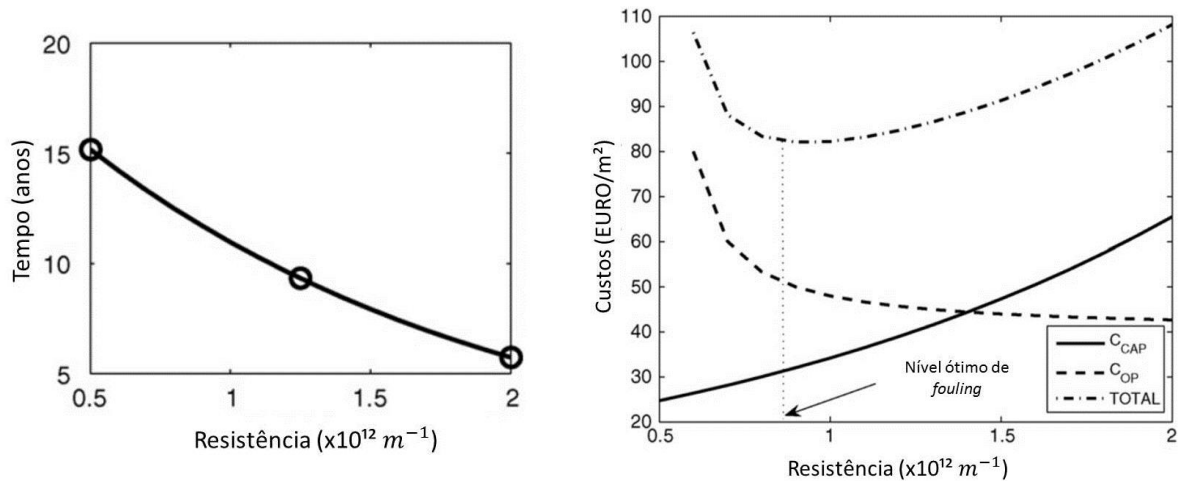


Figura 3.18 - Vida útil da membrana em função da resistência total da membrana em decorrência do *fouling* (Zondervan e Roffel, 2008).

Considerando uma vida útil constante, o custo de reposição pode ser considerado como um custo médio anual distribuído ao longo da vida útil da membrana conforme a Equação 3.19 (Owen *et al.*, 1995; Pickering e Wiesner, 1993; Sethi *et al.*, 2001).

$$C_m = c_{\text{módulo}} n_{\text{módulo}} \left(\frac{i}{(i+1)n_m - 1} \right) \quad \text{Equação 3.19}$$

Onde:

C_m - Custo anual de reposição de membranas (R\$/ano);

$c_{\text{módulo}}$ - Custo unitário do módulo de membrana (R\$);

$n_{\text{módulo}}$ - Quantidade de módulos;

i - Taxa de retorno do investimento em % a.a.

n_m - Vida útil da membrana em anos.

Custos associados à Disposição final dos resíduos

O custo de tratamento e disposição final dos resíduos vai depender do volume e qualidade dos resíduos. Tendo em vista que o resíduo da retrolavagem corresponde a até 15% da vazão de alimentação do sistema, a recirculação é uma prática que tem sido realizada visando reduzir o volume de resíduo, aumentar a recuperação do sistema e, portanto, reduzir os custos em tratamento. O reúso dos resíduos químicos ou a recirculação do resíduo neutralizado também

tem sido feita com este mesmo objetivo (AWWA, 2012). Neste contexto, os custos operacionais do manejo, tratamento e disposição final dos resíduos podem ser resumidos ao somatório dos custos em energia (bombeamento e recirculação) e produtos químicos (neutralização dos resíduos químicos) associados ao processo (Sethi *et al.*, 2000).

3.5.4. Comparação entre projetos de investimento

A engenharia econômica tem como objetivo avaliar alternativas de projeto do ponto de vista econômico-financeiro e, dessa forma, guiar o tomador de decisão ou investidor para a escolha mais rentável ao longo do horizonte de projeto “n” (Filho e Kopittke, 2010). Geralmente, a análise do investimento inicia-se pela determinação do fluxo de caixa da alternativa, que consiste na representação gráfica das receitas (setas para cima) e despesas (setas para baixo) que ocorrem em diferentes instantes de tempo (escala horizontal). A Figura 3.19 apresenta um exemplo de fluxo de caixa para projetos de estação de tratamento de efluentes por membranas.

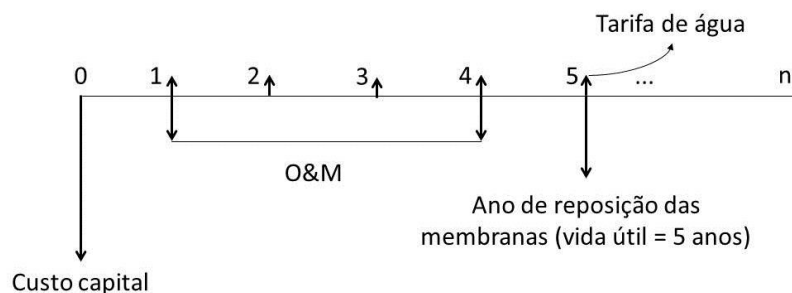


Figura 3.19 – Fluxo de caixa para um projeto de estação de tratamento de efluentes por membranas (desenho sem escala).

No tempo $n=0$, é feito o investimento inicial ou custo capital e, ao longo do horizonte de projeto n , existem os custos de operação e manutenção (despesas) e as tarifas arrecadadas pela companhia de saneamento responsável (receitas). A depender do tempo de vida útil das membranas, o custo em reposição pode ser representado como um custo anual uniforme (ver Equação 3.19) ou como um custo fixo realizado a cada intervalo de troca, como exemplificado na Figura 3.19. Como já discutido, o custo de investimento pode ainda ser amortizado ao longo do horizonte de projeto como um custo anual uniforme equivalente (ver Equação 3.12).

Ao longo do período do projeto, a moeda perde poder aquisitivo, fenômeno conhecido como inflação, e ainda pode sofrer alterações devido à variação cambial, que consiste na valorização

relativa de uma moeda, perante outra moeda (Filho e Kopittke, 2010). Em estações de tratamento de efluentes por membranas, cujos equipamentos são majoritariamente importados, a variação cambial pode ter impacto significativo no fluxo de caixa do projeto. Neste sentido, para uma análise mais precisa, é recomendado que seja levado em consideração, nas análises econômicas, a taxa de juros global, ou seja, aplicar inicialmente uma taxa (correção monetária, inflação ou variação cambial) e depois a taxa de juros ou taxa de retorno de investimento referente ao projeto (Filho e Kopittke, 2010).

A engenharia econômica dispõe de alguns artifícios para comparar projetos de engenharia do ponto de vista econômico-financeiro como apresentado na Tabela 3.11.

Tabela 3.11 – Métodos básicos de análise de investimentos (Filho e Kopittke, 2010).

Método do Valor Anual Uniforme Equivalente (VAUE)	Consiste em determinar uma série anual uniforme equivalente ao fluxo de caixa dos investimentos à TMA* (em investimentos a longo prazo, equivale a uma meta estratégica). A alternativa de investimento mais vantajosa será aquela com maior saldo positivo.
Método do Valor Presente Líquido (VPL)	Consiste em trazer todas as receitas e despesas do fluxo de caixa a valor presente, sendo a alternativa mais vantajosa àquela que apresentar maior VPL. A taxa utilizada para trazer a valor presente é a TMA.
Método da Taxa Interna de Retorno (TIR)	Consiste na taxa para o qual o VPL é nulo. A alternativa mais vantajosa vai apresentar uma TIR superior à TMA determinada para o investimento.

*Taxa Mínima de Atratividade (TMA): taxa mínima de retorno para que o investimento seja atrativo, portanto, tem baixo risco e alta liquidez.

As análises dispostas na Tabela 3.11, não levam em consideração fatores socioambientais e externalidades do projeto. Neste sentido, a análise econômico-financeira pode não ser suficiente para a tomada de decisão, sendo necessário avaliar outras variáveis como custos evitados devido à preservação do corpo hídrico ou melhoria na saúde pública, por exemplo, no caso de projetos de saneamento.

4. METODOLOGIA

O presente estudo teve como objetivo dimensionar e estimar os custos de um sistema de ultrafiltração (UF) em escala real em substituição à atual etapa de Flotação por Ar Dissolvido (FAD) da ETEB Norte. Logo, consistiu no dimensionamento e estimativa dos custos totais de uma unidade de UF em escala real; estimativa dos custos operacionais e geração de resíduos da etapa de FAD da ETEB Norte e comparação entre as duas alternativas de tratamento em termos de custos operacionais e geração de resíduos. As etapas do projeto se encontram esquematizadas na forma de fluxograma na Figura 4.1.

O desenvolvimento do trabalho foi feito em três etapas: uma etapa inicial de determinação dos dados de entrada para os modelos de dimensionamento; o dimensionamento em escala real e estimativa de custos de um sistema de UF; e uma terceira etapa de estimativa de custos operacionais e de geração de resíduos da etapa de FAD da ETEB Norte, visando comparar as duas alternativas de tratamento em avaliação, UF e FAD.

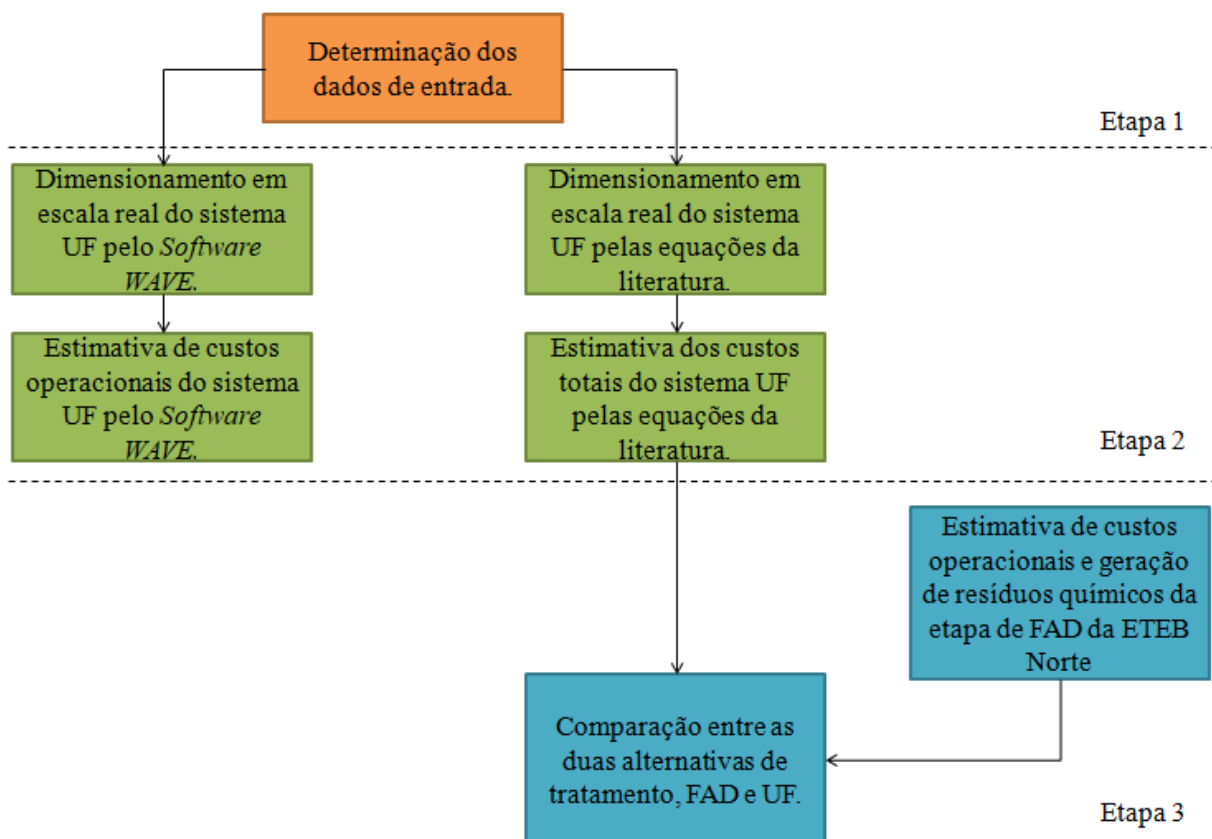


Figura 4.1 – Fluxograma das três etapas da metodologia realizada: determinação dos dados de entrada; dimensionamento e estimativa de custos do sistema UF em escala real; e estimativa dos custos operacionais e geração de resíduos da etapa de FAD da ETEB Norte.

A primeira etapa do projeto tomou como base a operação padrão dos estudos desenvolvidos por Bertolossi (2019) em uma instalação piloto de UF (IP-UF), tratando os efluentes secundários pré-coagulados da ETEB Norte. Portanto, consistiu na determinação dos dados de entrada para os modelos de dimensionamento no que tange às condições operacionais de fluxo, tempo de filtração, frequência de limpezas e etc. Nessa etapa, a dosagem de coagulante foi determinada a partir de ensaios de Teste de Jarros Modificado, os quais foram realizados em escala de bancada no Laboratório de Saneamento Ambiental da UnB. Os experimentos tiveram como objetivo determinar as condições ótimas de coagulação para o sistema de ultrafiltração em estudo, tendo em vista o impacto econômico da dosagem de produtos químicos em um sistema de membranas de baixa pressão (Yoo *et al.*, 2018).

Com base nas condições operacionais adotadas na Etapa I, foi realizado o dimensionamento e estimativa de custos totais de uma unidade de ultrafiltração em escala real visando substituir à atual etapa de FAD da ETEB N. Foram usadas duas metodologias distintas em paralelo para a Etapa II do projeto: modelagem pelo Software WAVE® e uso de equações presentes na literatura, com auxílio de planilha Excel®.

Na terceira etapa, visando comparar as duas alternativas de tratamento, FAD e UF, em termos econômicos e de gerenciamento de resíduos, foi feita uma estimativa dos custos operacionais da etapa de FAD da ETEB Norte, assim como, dos resíduos químicos gerados.

4.1. ETAPA I: DETERMINAÇÃO DOS DADOS DE ENTRADA

4.1.1. PARÂMETROS OPERACIONAIS

Como já mencionado, o dimensionamento do sistema UF, tanto no WAVE, como por meio das equações da literatura, foi feito com base em uma instalação piloto (IP-UF) localizada na ETEB Norte que operou entre novembro de 2018 e maio de 2019 tratando os efluentes secundários pré-coagulados da estação. Bertolossi (2019) testou diferentes condições operacionais avaliando o impacto delas na evolução da PTM e eficiência de remoção. O autor verificou que a tecnologia de ultrafiltração com pré-coagulação, era capaz de fornecer um efluente com qualidade constante e superior ao efluente da atual etapa de FAD da ETEB Norte, principalmente no que se refere aos parâmetros de fósforo total (Pt), coliformes totais, *E. Coli*, turbidez e sólidos em suspensão totais (SST). Em relação ao fósforo, cuja remoção é essencial para impedir a ocorrência de eutrofização no Lago Paranoá, o sistema de FAD ainda

apresenta falhas para atender ao padrão de lançamento no Lago Paranoá de 0,3 mg/L de Pt, outorgado pela Resolução da Adasa nº 12/2016 (Adasa, 2020).

Dentre as condições de operação estudadas por Bertolossi (2019), foi escolhida a operação padrão recomendada pelo fabricante da membrana para direcionar o dimensionamento em escala real do sistema de ultrafiltração. A operação padrão, cujas características para um único módulo de membrana seguem descritas nas Tabelas 4.1 a 4.4, foi aquela que apresentou os melhores resultados em termos de evolução da PTM e recuperação do sistema.

Tabela 4.1 - Parâmetros da operação padrão recomendados pelo fabricante da IP-UF (Bertolossi, 2019).

Processo de filtração	Unidade	Valor
Módulo de ultrafiltração	-	IntegraFlux SFP – 2880XP
Número de módulos	Unidade	1
Fluxo do permeado à 25°C	m³/h	3,1
	l/m²/h	40,25
Duração da filtração (tempo de operação)	min	25
Frequência de retrolavagem	min	25
Frequência de CEB 1 com dosagem alcalina (NaOH) e oxidante (NaOCl)	Hora	12
Frequência de CEB 2 com dosagem ácida (C ₆ H ₈ O ₇)	hora	24
Frequência de 1 CIP	mês	2

Tabela 4.2 - Parâmetros do ciclo completo (filtração e retrolavagem) da operação padrão da IP-UF (Bertolossi, 2019).

Ciclo completo	Operação		Retrolavagem				Retorno à operação
	1	2	3	4	5	6	
Etapas	Enxágue na partida	Filtração	Entrada de ar	Drenagem	Retrolavagem	Enxágue	Filtração
Duração	2 a 3 min	25 min	90 s	45 s	60 s	60 s	25,0 min
Vazão /Fluxo	2,0 m³/h/módulo	40,25 LMH	12 m³/h/módulo	-	100 LMH	2,0 m³/h/módulo	40 LMH
Pressão média	-	1,29 Bar	0,75 Bar	-	1,21 Bar	-	1,29 Bar

Tabela 4.3 - Parâmetros da limpeza química do tipo CEB na operação padrão da IP-UF (Bertolossi, 2019).

Limpeza Química CEB	Operação	CEB (<i>Chemically Enhanced Backwash</i>)								Retorno à operação
Etapas	1 Filtração	2 Entrada de ar	3 Drenagem	4 Retrolavagem/ Dosagem – Bomba CEB	5 Molho	6 Entrada de ar	7 Drenagem	8 Retrolavagem	9 Enxágue com entrada de ar	1 Filtração
Duração	25 min	60 s	30 s	60 s	10 min	60 s	30 s	90 s	60 s	25,0 min
Vazão /Fluxo	40,25 LMH	12 m ³ /h/módulo	-	60 LMH	-	12 m ³ /h/módulo	-	100 LMH	2,0 m ³ /h/módulo	40 LMH
Pressão média	1, 29 Bar	0,75 Bar	-	1,21 Bar	-	0,75 Bar	-	1,21 Bar	-	1,29 Bar

Tabela 4.4 - Parâmetros da limpeza química do tipo CIP na operação padrão da IP-UF (Bertolossi, 2019).

Limpeza Química CIP	CIP (<i>Chemically Enhanced Backwash</i>)								Retorno à operação
Etapas	1 Entrada de ar	2 Drenagem	3 Retrolavagem (2x)	4 Drenagem	5 Recirculação CIP	6 Repouso	5 Recirculação CIP	3 Retrolavagem (2x)	7 Enxágue
Duração	60 s	45 s	60 s	45 s	30 min	90 min	30 min	60 s	60 s
Vazão /Fluxo	12 m ³ /h/módulo	Por gravidade	100 LMH	Por gravidade	1,5m ³ /h/módulo	0 m ³ /h	1,5m ³ /h/módulo	100 LMH	2,0 m ³ /h/módulo
Pressão média	0,75 Bar	-	1,21 Bar	-		-		1,21 Bar	-

Os parâmetros recomendados pelo fabricante na operação padrão do estudo de Bertolossi (2019) foram então utilizados como dados de entrada para os modelos de dimensionamento do sistema UF, com exceção da dosagem de Sulfato de Alumínio que foi determinada por meio do Teste de Jarros Modificado em escala de bancada.

4.1.2. DETERMINAÇÃO DA DOSAGEM DE SULFATO DE ALUMÍNIO

A dosagem de Sulfato de Alumínio, coagulante usado na ETEB Norte, é um dos parâmetros responsáveis em determinar o consumo de coagulante no sistema UF e, portanto, estimar os custos em pré-tratamento. Tendo em vista que a dosagem de coagulante possui um impacto no controle do *fouling* e na eficiência de remoção da membrana (Diaz *et al.*, 2012; Zheng *et al.*, 2012) e pode diferir da dosagem necessária para a etapa de FAD da ETEB Norte, este parâmetro foi determinado em laboratório por meio do Teste de Jarros Modificado.

Os experimentos foram realizados no Laboratório de Saneamento Ambiental (LSA) da Universidade de Brasília (UnB) entre 22 de janeiro e 17 de março de 2020, em um equipamento de Teste de Jarros convencional, provido de dispositivos de agitação mecânica do tipo paleta vertical, com capacidade de fornecer gradientes de velocidade entre 10 e 1200 s⁻¹ e de acomodar seis cubetas de 2L (Nova Ética, modelo 218/LDB).

Dois grupos de experimento (GE1 e GE2) foram desenvolvidos de acordo com a Figura 4.2. No presente estudo, o coagulante utilizado foi o Sulfato de Alumínio PA ($Al_2(SO_4)_3 \cdot 18H_2O$) a uma concentração de 10 g $Al_2(SO_4)_3/L$, mesmo coagulante usado na ETEB Norte, de forma que os resultados pudessem ser comparados às condições de coagulação da ETEB Norte. As matrizes testadas foram os efluentes secundários da ETEB Norte não coagulados, cuja coleta era feita sempre em dia comercial entre oito e dez horas da manhã, visando evitar mudanças bruscas na qualidade do efluente devido às variações diárias nas características do esgoto. Quando os ensaios laboratoriais se estendiam por mais de um dia, a amostra era mantida sob refrigeração, de forma a minimizar alterações em suas características. A caracterização da amostra era feita por meio da análise de cinco parâmetros de qualidade apresentados na Tabela 4.5.

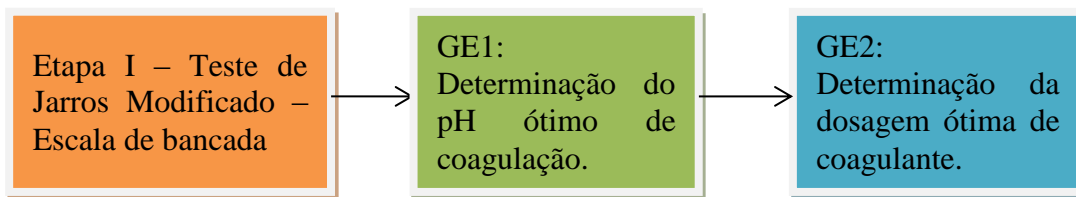


Figura 4.2 - Fluxograma para determinação das condições ótimas de coagulação para o sistema de UF.

Tabela 4.5 – Caracterização da qualidade da amostra (efluentes secundários da ETEB Norte não coagulados) na Etapa I e descrição do método de análise.

Parâmetros	Método
Turbidez	Nefelométrico.
pH	Potenciométrico.
DQO	Digestão em refluxo fechado – reação com o dicromato de potássio – leitura colorimétrica.
Pt	Ácido ascórbico – Fósforo no Visível SM 4500-P.E – SWMM.
Alcalinidade (mg CaCO ₃ /L)	Titulométrico – Ácido Sulfúrico 0,01 N

Cada grupo de experimentos (GE) teve como objetivo obter as condições otimizadas de pH de coagulação (GE1) e dosagem de coagulante (GE2) de forma que, ao final dos experimentos, fosse obtido o par de pH – dosagem otimizado para o sistema de ultrafiltração.

As faixas de variação de pH (6,0 a 7,5) e da dosagem de sulfato de alumínio (30 a 100 mg/L) foram definidas com base nas condições de coagulação realizadas na própria ETEB Norte, em que a dosagem ótima de coagulante é de aproximadamente 75 mg/L em um pH de mistura próximo da neutralidade, característico dos esgotos domésticos.

O controle do pH de mistura foi feito por meio do uso de uma solução de Bicarbonato de Sódio de 80 g NaHCO₃/L. As dosagens de alcalinizante necessárias para cada par pH-dosagem de coagulante foram determinadas com base em uma curva de pH-dosagem construída empiricamente a partir de um volume de 2 L de amostra sob agitação mecânica. Foi feita a titulação das respectivas soluções de Sulfato de Alumínio PA e, em seguida, de Bicarbonato de Sódio, e medição do pH de mistura durante todo o processo (ver Apêndice A3).

Os gradientes de velocidade da coagulação e floculação, apresentados na Tabela 4.6, assim como o tempo de coagulação e velocidade de sedimentação, foram fixados e determinados com base no trabalho de Oliveira (2005). Em relação ao tempo de floculação, foi adotado um tempo pequeno de 5 minutos, considerando que não foi prevista uma unidade de floculação

no sistema de UF dimensionado. Vale ressaltar que nos experimentos GE1, a sedimentação foi definida como método de clarificação da amostra, enquanto que no experimento GE2, a amostra era filtrada em membrana de MF de 0,45 μm após o término da floculação. .

Tabela 4.6 – Condições de mistura fixadas nos experimentos de Teste de Jarros da Etapa I (GE1 e GE2).

Condição de mistura/Processo	Gradiente de velocidade (s^{-1})	Tempo de detenção
Mistura Rápida/Coagulação	600	30 seg
Mistura Lenta/ Floculação	30	5 min
Sedimentação*	-	7 e 14 min

*Realizada apenas nos experimentos GE1.

A seguir as especificidades de cada grupo experimental desenvolvido na Etapa I e descritas:

- *Grupo Experimental 1 (GE1): Determinação do pH ótimo de coagulação*

O GE1 teve como objetivo determinar o diagrama de coagulação da mistura e, assim, estabelecer a região ótima de coagulação. Foram testados os valores de pH de 6,0 a 7,5, velocidade de sedimentação de 0,5 cm/min e dosagens de Sulfato de Alumínio de 30, 45, 60, 75 e 90 mg/L. A determinação da região ótima foi selecionada com base nos valores de turbidez residual obtidos para cada par pH-dosagem.

- *Grupo Experimental 2 (GE2): Determinação da dosagem ótima de coagulação*

A partir do diagrama de coagulação obtido no GE1, foi possível definir o valor de pH ótimo de mistura e reajustar a faixa de dosagem de coagulante usada no GE2, o qual seguiu a metodologia descrita por Corrêa e Tsuzuki (2012). Neste experimento, o método de clarificação da amostra, após a coagulação, foi a filtração a vácuo em uma membrana de MF de poro médio de 0,45 μm , pressão de sucção de -500 mmHg e as dosagens de coagulante usadas foram 60, 70, 80 e 90 mg/L de Sulfato de Alumínio. Dessa forma, a determinação da dosagem ótima de coagulante levou em consideração a capacidade de remoção da membrana, assim como, o grau de obstrução (*fouling*) da membrana. A capacidade de remoção da membrana foi determinada por meio das análises de turbidez, DQO e Fósforo total (Pt) residuais, enquanto que o grau de obstrução da membrana foi avaliado a partir do tempo de filtração de 100 mL de efluente floculado na membrana de MF (Corrêa e Tsuzuki, 2012), assim como pela determinação da resistência específica do lodo.

O tempo de filtração serviu como indicador da formação de *fouling* na superfície da membrana, afinal, quanto maior o tempo de filtração para o mesmo volume filtrado, maior é a obstrução da membrana. Já a resistência específica, determinada por meio da metodologia *Time to Filter* (TTF) constante no *Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater*, buscou avaliar a capacidade de desaguamento do lodo, ou seja, a resistência à filtração do lodo (Souza e Scalize, 2013). A Figura 4.3 apresenta um esquema simplificado do aparato usado no sistema de filtração da amostra tanto para a determinação do tempo de filtração, quanto para, a resistência específica.

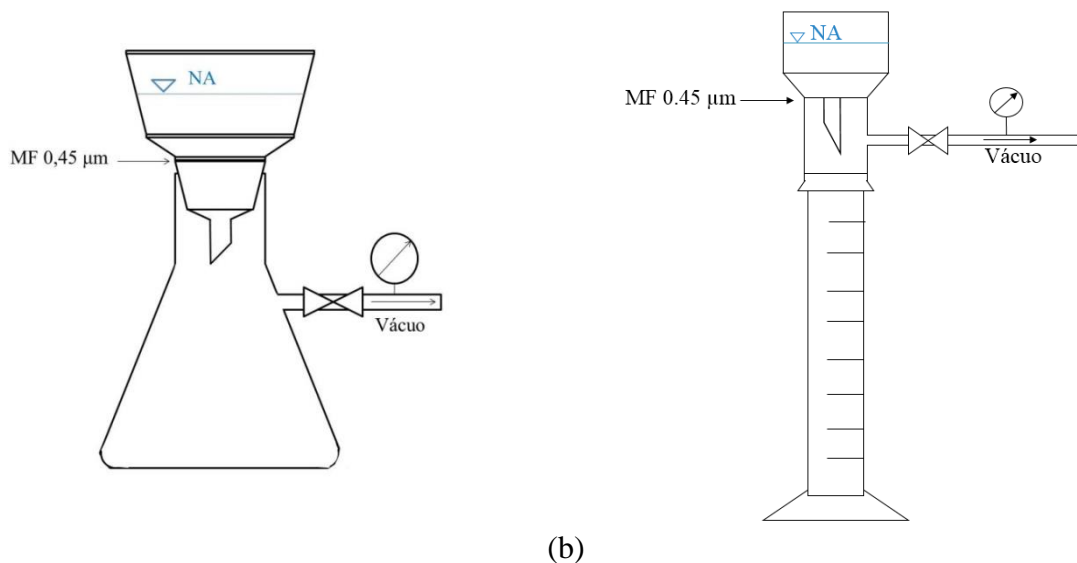


Figura 4.3 – (a) Aparato experimental usado para a determinação do tempo de filtração; e (b) aparato experimental para a determinação da resistência específica do lodo.

O cálculo da resistência específica foi feito a partir da Equação 4.1 (Almeida *et al.*, 1991):

$$r = \frac{2bPA^2}{\mu C} \quad \text{Equação 4.1}$$

Onde:

- r – Resistência específica da torta (cm/g);
- b – Valor da tangente no trecho retilíneo do gráfico “t/v” (s/cm³) por “v” (cm³);
- P – Pressão de filtração (g/cm.s²)
- A – Área de filtração (cm²);
- C – Massa de sólidos da torta seca por unidade de volume de filtrado (g/cm³);
- μ – Viscosidade do filtrado (g/cm.s).

Dessa forma, a escolha da dosagem ótima de coagulante levou em consideração, não só uma melhora na qualidade do permeado da IP-UF, mas também, uma redução da formação de *fouling* na superfície da membrana. Vale ressaltar que foi usada uma membrana de MF nos

Testes de Jarros modificado tendo em vista as menores pressões de sucção requeridas em comparação às membranas de UF. Os resultados obtidos na etapa experimental foram utilizados na etapa seguinte para estimar os custos com coagulante.

4.2. ETAPA II: DIMENSIONAMENTO E ESTIMATIVA DE CUSTOS DO SISTEMA UF

4.2.1. MODELAGEM WAVE®

O dimensionamento e estimativa dos custos operacionais do sistema UF foram inicialmente realizados pelo *software* WAVE®, que consiste em uma plataforma de modelagem gratuita elaborada e disponibilizada pela empresa Dupont, fabricante da IP-UF. O WAVE® integra três tipos de tecnologia de tratamento de água ou efluentes: ultrafiltração, osmose reversa e resinas de troca iônica. A modelagem no *software* depende da alimentação de alguns dados de entrada pelo usuário: vazão de projeto, tecnologia escolhida, qualidade do afluente e modelo de membrana utilizada. Além do dimensionamento do sistema, o modelo gera uma estimativa dos custos operacionais com base nos custos unitários de energia por kWh e de produtos químicos por kg de solução comercial usada. Tais custos unitários podem ser customizados pelo usuário para a realidade da localidade do projeto (Manual Técnico WAVE, 2020). A Figura 4.4 indica os locais de alimentação dos dados de entrada no modelo.

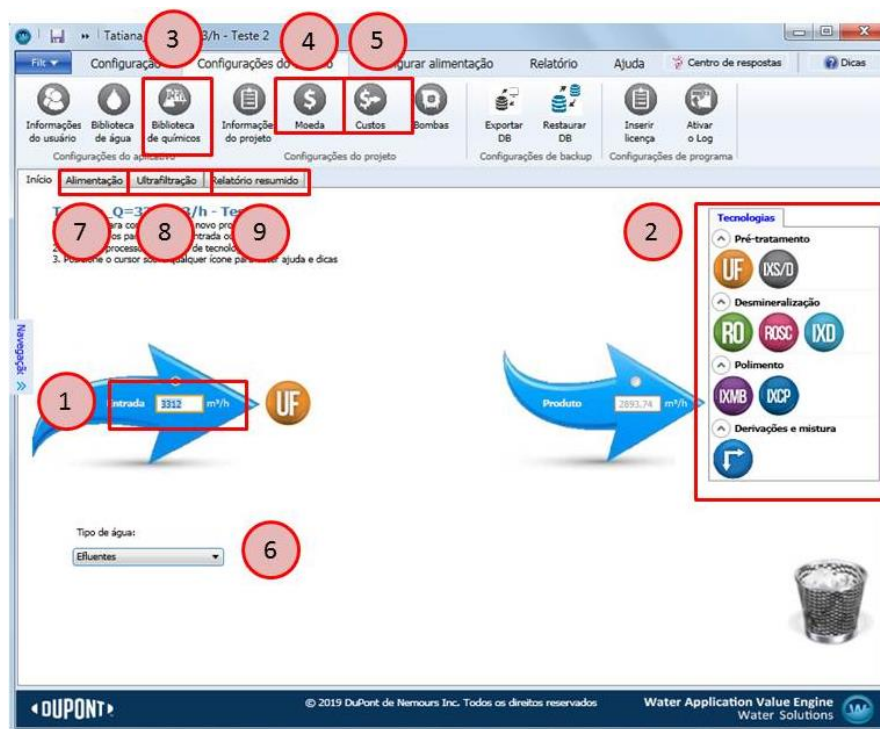


Figura 4.4 – Locais de inserção de dados no modelo de dimensionamento do Software WAVE.

Legenda:

1. **Vazão de projeto:** pode ser inserida a vazão de projeto a ser tratada ou a vazão de permeado requerida.
2. **Escolha da tecnologia de tratamento:** Ultrafiltração (UF), Osmose Reversa (OR) ou Resina de Troca Iônica (IER).
3. **Biblioteca de químicos:** constitui uma lista de diferentes produtos químicos oferecidas pelo próprio Software onde cada produto químico é caracterizado em relação à categoria (ácido, base, coagulante, oxidante), concentração da solução (%), peso específico (kg/L) e preço unitário (R\$/kg). O usuário tem a possibilidade de adicionar outros produtos químicos à lista.
4. **Moeda:** o usuário pode escolher a moeda que deseja fazer a estimativa de custos do projeto;
5. **Custos:** apresentam os custos unitários dos produtos químicos (R\$/kg), água bruta (R\$/m³), descarte de efluentes (R\$/m³) e eletricidade (R\$/kWh). Esses custos unitários podem ser customizados pelo usuário.
6. **Tipo de água:** o usuário deve escolher o tipo de afluente a ser tratado (efluentes, água abrandada, água de poço, água da rede, água de mar ou água de superfície).
7. **Alimentação:** o usuário pode caracterizar com mais detalhes a qualidade do afluente conforme sua Turbidez, SST, pH, matéria orgânica, temperatura e SDT.
8. **Ultrafiltração:** consiste na personalização de parâmetros de projeto específicos à tecnologia escolhida. Em relação à UF, o Software apresenta faixas recomendadas de operação em relação aos fluxos de projeto, frequência e duração de limpezas. Nesta fase, o usuário escolhe o modelo de membrana a ser utilizado e pode determinar a configuração do sistema em relação à quantidade de trens e módulos/trens. Além disso, determina os tipos e dosagens de produtos químicos envolvidos no processo.
9. **Relatório resumido:** apresenta o dimensionamento do sistema proposto e uma estimativa dos custos operacionais conforme os dados de entrada inseridos pelo usuário nos itens acima. Há ainda a possibilidade de gerar um relatório detalhado. Os custos operacionais estimados são: consumo de produtos químicos, consumo energético, descarte das águas residuais e água de serviço.

Dessa forma, foi feito o dimensionamento e estimativa de custos operacionais do sistema UF pelo *WAVE*® a partir da inserção no modelo da vazão máxima de projeto da ETEB Norte ($Q=3.312 \text{ m}^3/\text{h}$), do modelo de membrana a ser utilizado, mesmo módulo usado na IP-UF (SFP-2880XP) e da qualidade da matriz afluente, efluentes secundários pré-coagulados da ETEB Norte.

Os custos da tarifa energética e produtos químicos foram atualizados conforme dados disponibilizados pela CEB (Companhia Energética de Brasília) e pela Caesb, respectivamente. Além disso, alguns parâmetros de operação do sistema UF foram adequados para atender a operação padrão dos estudos de Bertolossi (2019) (ver Tabelas 4.1 a 4.4):

- Fluxos do projeto (alimentação, retrolavagem, enxágue e aeração);
- Recuperação do pré-filtro (foi adotada uma recuperação de 100% tendo em vista que o pré-filtro não foi usado na IP-UF);

- Frequência e duração das limpezas;
- Produtos químicos e dosagens envolvidas no processo.

Finalmente os resultados obtidos pelo WAVE® no relatório detalhado foram usados como referência para avaliar aqueles calculados por meio das equações presentes na literatura.

4.2.2. DIMENSIONAMENTO EM ESCALA REAL DO SISTEMA UF COM BASE NAS EQUAÇÕES DA LITERATURA

O dimensionamento do sistema de UF por meio das equações presentes na literatura se caracterizou pela determinação das seguintes variáveis de projeto conforme apresentado na Figura 4.5: área máxima de filtração e configuração do sistema, vazões do sistema, vazões das bombas, consumo energético do sistema, consumo médio de produtos químicos e volume dos tanques de permeado e produtos químicos.

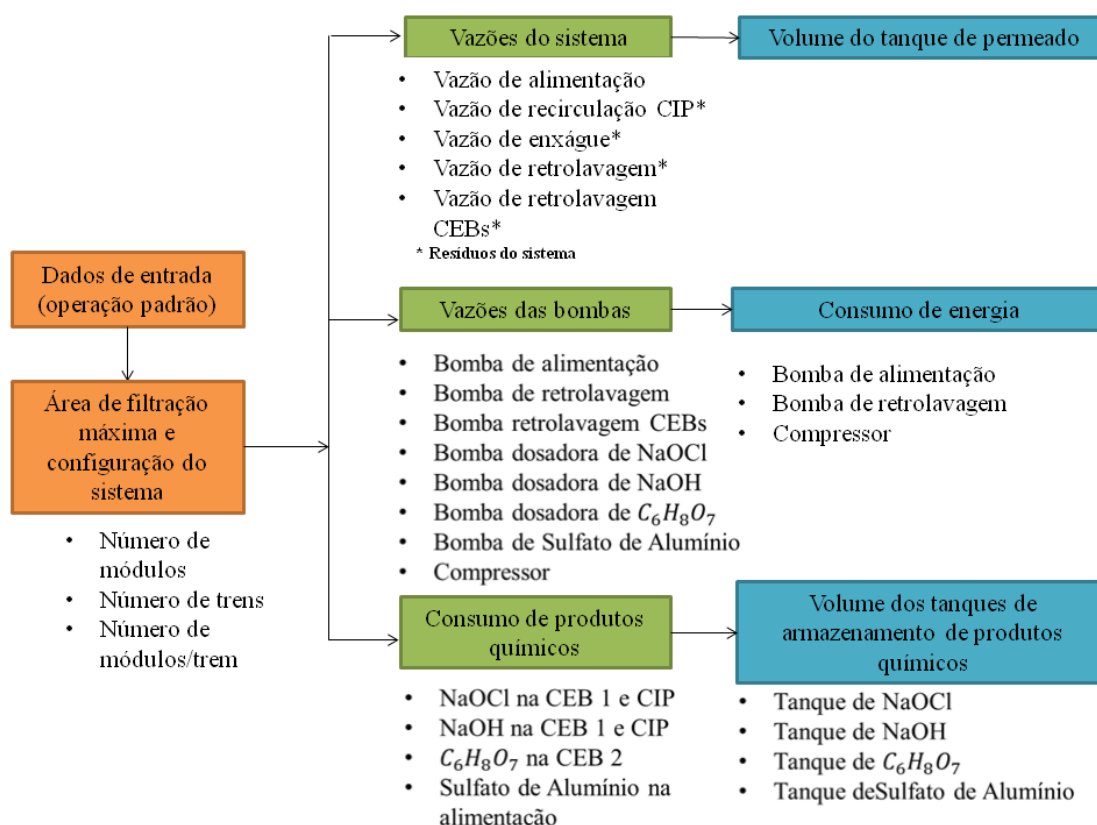


Figura 4.5 – Variáveis de projeto determinadas no dimensionamento do sistema de UF pelas equações presentes na literatura.

A partir da vazão de projeto (vazão máxima da ETEB Norte) e o fluxo de projeto da operação padrão, a área de filtração máxima foi determinada conforme a Equação 3.11 proposta por Pickering e Wiesner (1993).

A quantidade de módulos foi obtida pela razão da área máxima de filtração e a área de filtração de um único módulo comercial (77 m²). Já a configuração do sistema, neste caso representada pela quantidade de trens, foi adotada. Vale lembrar que os trens se constituem de um conjunto de módulos cuja operação de cada trem é independente, portanto, foi estipulada uma quantidade máxima de trens em espera, ou seja, trens fora de operação ou em limpeza.

Em seguida, as vazões do sistema foram determinadas conforme o balanço de massa expresso na Equação 4.2 (AWWA, 2005). Ou seja, a vazão de alimentação ou de projeto (Q_a), que neste caso representa a vazão máxima da ETEB Norte (920 L/s), se constitui de uma parcela de permeado (Q_p), filtrado efetivamente produzido ou filtrado líquido; uma parcela de enxágue (Q_e), que é feito com o próprio afluente; e uma parcela de filtrado que é destinada à retrolavagem das limpezas físicas (Q_{RL}) e químicas (Q_{RLCEB}). A recuperação do sistema (R) foi calculada pela razão entre a vazão de permeado pela vazão de alimentação (Equação 4.3).

$$Q_a = Q_p + Q_e + Q_{RL} + Q_{RLCEB} \quad \text{Equação 4.2}$$

$$R(\%) = \frac{Q_p}{Q_a} \quad \text{Equação 4.3}$$

As vazões do sistema levaram em consideração a quantidade de ciclos completos (filtração + retrolavagem) e limpezas químicas realizadas por dia, uma vez que a geração de cada tipo de vazão por trem é intermitente. Na operação padrão estudada por Bertolossi (2019), eram realizadas duas limpezas alcalina-oxidativa (CEB 1) e uma limpeza ácida (CEB 2) por dia conforme a Tabela 4.3. Neste caso, por vias de simplificação, foi assumido que todas as membranas realizavam a mesma quantidade de ciclos e limpezas químicas por dia conforme a Equação 4.4.

$$N_c = \frac{24 - (N_{CEB} \times t_{CEB})}{t_f + t_{RL}} \quad \text{Equação 4.4}$$

Onde:

N_c – Quantidade de ciclos completos por dia;

N_{CEB} – Quantidade de limpezas CEB por dia, neste caso igual a três;

t_{CEB} – Duração total da limpeza do tipo CEB em horas;

t_f – Duração da filtração em horas;

t_{RL} – Duração da retrolavagem em horas.

A vazão de retrolavagem (Q_{RL} e Q_{RLCEB}) e enxágue, por sua vez, representam os resíduos totais do sistema conforme representado na Figura 4.6. Os resíduos físicos e químicos possuem características quali-quantitativas diferentes conforme discutido no item 3.3 da revisão bibliográfica e, portanto, devem receber diferentes tratamentos antes da destinação final ou recirculação. No caso da vazão total de retrolavagem, existe uma fração majoritária que constitui o resíduo das limpezas físicas e uma fração minoritária que representa o resíduo das limpezas químicas CEB e CIP. No balanço de massa da Equação 4.2 o resíduo da limpeza CIP não foi considerado tendo em vista a longa intermitência da sua geração e baixo impacto sobre o volume total de resíduos gerados.

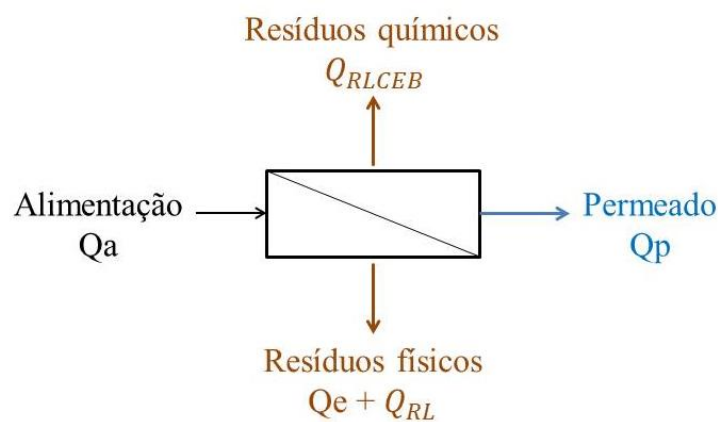


Figura 4.6 – Sistema de controle representando as vazões envolvidas no processo de ultrafiltração.

O consumo energético do sistema considerou a bomba de alimentação, bomba de retrolavagem e o compressor de ar. Esses dispositivos foram dimensionados conforme as suas respectivas vazões máximas de operação e potências elétricas. A vazão da bomba de alimentação foi considerada igual à vazão de projeto (Q_a) e as vazões da bomba de retrolavagem e do compressor foram dimensionadas considerando a vazão por módulo de membrana, obtida a partir da operação padrão estudada por Bertolossi (2019), e a quantidade máxima de trens em limpeza (n_t), como definida anteriormente, e calculadas pela Equação 4.5.

$$Q_B = Q_m \times N_m \times n_t \quad \text{Equação 4.5}$$

Onde Q_B representa a vazão da bomba, Q_m representa a vazão por módulo de membrana, conforme as Tabelas 4.2 a 4.4, e N_m é a quantidade de módulos por trem.

O consumo energético das bombas de alimentação e retrolavagem levaram em consideração a área total de membrana, os respectivos fluxos de projeto, o rendimento, tempo de operação e a pressão média de entrada das bombas, conforme as Tabelas 4.1 a 4.3. Ou seja, a pressão de entrada imposta ao sistema foi considerada constante como via de simplificação. Neste caso, o consumo energético das bombas de alimentação e RL foram calculados conforme as Equações 3.14 e 3.15 propostas por Xie *et al.* (2006) e e Zheng *et al.*(2011), usadas em sistemas de fluxo constante. Em relação ao consumo energético dos compressores, foi estimado a partir da Equação 3.16 proposta por Metcalf & Eddy (2016) e adaptada por Peig (2011).

Sabendo que a potência elétrica consiste na energia consumida ao longo do tempo de operação, a potência das bombas de alimentação (P_p) e retrolavagem (P_{RL}) foram calculadas conforme as Equações 4.6 e 4.7, respectivamente, e a potência elétrica do compressor foi calculada conforme a Equação 4.8.

$$P_p = \frac{E_p}{t_f N_c} \quad \text{Equação 4.6}$$

$$P_{RL} = \frac{E_{RL}}{t_{RL} N_c} \quad \text{Equação 4.7}$$

$$P_a = \frac{E_a}{t_a} \quad \text{Equação 4.8}$$

Onde:

P_p – Potência elétrica da bomba de permeado (kW);

E_p – Consumo energético da bomba de alimentação (kWh/d);

t_f – Duração da filtração (h/ciclo);

N_c – Quantidade de ciclos por dia (ciclos/dia);

P_{RL} - Potência elétrica da bomba de retrolavagem (kW);

E_{RL} - Consumo energético da bomba de retrolavagem durante a limpeza física (kWh/d);

t_{RL} – Duração da RL ao longo da limpeza física (h/ciclo);

E_a - Consumo energético do compressor de ar durante a aeração nas limpezas físicas e químicas (kWh/d);

t_a – Duração da aeração ao longo do dia nas limpezas físicas e químicas (h/dia);

O consumo de produtos químicos e a vazão das bombas dosadoras levaram em consideração a dosagem de Sulfato de Alumínio Ferroso Líquido durante a filtração, coagulante usado na ETEB Norte; a dosagem de Hipoclorito de Sódio (NaOCl) e Hidróxido de Sódio (NaOH) durante as limpezas CEB 1; e a dosagem de Ácido Cítrico ($C_6H_8O_7$) durante a limpeza química CEB 2. As características de cada solução comercial de produto químico, no que

tange à concentração e peso específico da solução comercial, foram obtidas a partir das atas registradas da compra de produtos químicos disponíveis no site da Caesb. Logo, as cargas médias necessárias de produto químico comercial foram determinadas conforme as Equações 4.9 e 4.10 (Peig, 2011).

$$M_{sulfato} = \frac{Q_{améd} \times D_{sulfato} \times t_f \times N_c}{C_{sulfato}} \quad \text{Equação 4.9}$$

$$M_{CEB} = \frac{Q_{RLceb} \times D_{CEB} \times t_{RLCEB} \times N_{CEB}}{C_{CEB}} \quad \text{Equação 4.10}$$

Onde:

M – Carga média de produto químico comercial (kg/d);

Q – Vazão média de alimentação/retrolavagem do sistema (m³/h);

D – Dosagem de substância ativa em (kg/m³);

t – Duração da dosagem (h/ciclo);

N – Quantidade de ciclos/limpeza por dia (ciclos/dia);

$C_{sulfato}$ - Concentração ativa de sulfato de alumínio na solução comercial (massa/massa%);

C_{CEB} – Concentração de substância ativa na solução comercial usada nas CEBs (massa/massa %);

No caso do Sulfato de Alumínio Ferroso líquido, o consumo médio foi estimado a partir da vazão média de alimentação da ETEB Norte (450 L/s) durante os períodos de filtração. Já a carga dos produtos químicos usados nas limpezas CEBs levou em consideração a premissa de que todos os módulos de membrana realizam a mesma quantidade de limpezas no dia. A dosagem de sulfato de alumínio usada foi obtida na Etapa I do presente estudo e as dosagens dos demais produtos químicos foram adotadas a partir da operação padrão da IP-UF nos estudos de Bertolossi (2019).

O volume de solução comercial necessário por dia foi calculado a partir da Equação 4.11 com base na massa específica das soluções comerciais (ρ_{PQ}) adquiridas pela Caesb (Di Bernardo e Dantas, 2005). Esse volume foi então usado para dimensionar o volume dos tanques de armazenamento de produtos químicos pela Equação 4.12.

$$v = \frac{M}{\rho_{PQ}} \quad \text{Equação 4.11}$$

$$V = vt \quad \text{Equação 4.12}$$

Onde:

v – Volume diário consumido de solução comercial (m³);

M – Carga da solução comercial (kg/m³);

V – Volume do tanque de armazenamento (m³);
t – Capacidade de armazenamento do tanque (d).

A vazão máxima das bombas dosadoras das limpezas químicas, por sua vez, foi calculada a partir da quantidade máxima de trens em limpeza (n_t), adotada anteriormente. Já no caso da bomba dosadora de Sulfato de Alumínio, a vazão máxima de dosagem foi dimensionada para a vazão máxima da ETEB Norte. Tais vazões (q) foram calculadas a partir da Equação 4.13 de balanço de massa (Di Bernardo e Dantas, 2005).

$$q = \frac{Q_{m\acute{a}x}D}{\rho_{PQ} \times C_s} \quad \text{Equação 4.13}$$

O volume do tanque de permeado (V_p) levou em consideração a quantidade mínima de filtrado necessária para realizar uma limpeza física seguida de duas limpezas químicas do tipo CEB, alcalina-oxidativa e ácida, em todos os módulos de membrana (Equação 4.14).

$$V_p = Q_{RL}t_{RL} + Q_{RLCEB}t_{RLCEB} \times 2 \quad \text{Equação 4.14}$$

Onde:

V_p – Volume do tanque de permeado (m³)

Q_{RL} – Vazão de retrolavagem na limpeza física (m³/h);

t_{RL} – Duração da retrolavagem na limpeza física (h);

Q_{RLCEB} - Vazão de retrolavagem na limpeza química tipo CEB (m³/h);

t_{RLCEB} - Duração da retrolavagem na limpeza química tipo CEB (h);

Finalmente, a Figura 4.7 apresenta em forma de fluxograma um resumo do equacionamento teórico usado para o dimensionamento do sistema de UF em substituição à etapa de FAD da ETEB Norte. Nesta etapa do projeto, o dimensionamento do sistema UF foi todo realizado no Excel®.

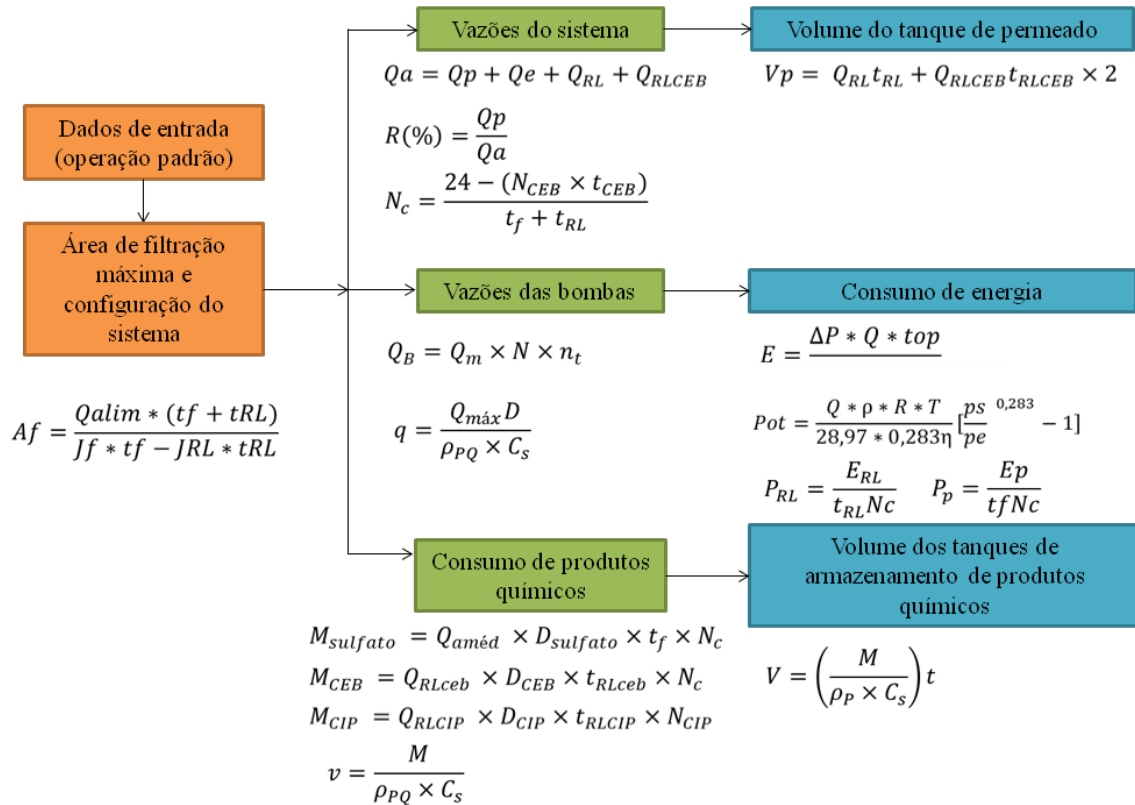


Figura 4.7 – Equações utilizadas no dimensionamento do sistema UF.

4.2.3. ESTIMATIVA DE CUSTOS DO SISTEMA UF COM BASE NAS EQUAÇÕES DA LITERATURA

Os custos do sistema de UF dimensionado com base nas equações da literatura foram divididos em custos operacionais e custos capitais. Os custos operacionais levaram em consideração as seguintes fontes de custo: produtos químicos, energia, reposição das membranas e manejo dos resíduos. Para efeito de comparação entre as duas tecnologias avaliadas, UF e FAD, o custo em mão de obra para a operação da planta de UF foi considerado nulo tendo em vista a automação do sistema. Os demais custos em mão de obra que consistem em manutenção de equipamentos, limpeza, supervisão, vigilância e terceirizados foram considerados iguais entre as duas tecnologias propostas e, portanto, não foram considerados neste estudo.

Produtos químicos

O custo em produtos químicos considerou o consumo médio das soluções comerciais na coagulação (Sulfato de Alumínio Ferroso líquido) e nas limpezas químicas CEB ($C_6H_8O_7$, NaOH e NaOCl). Dessa forma, foi calculado com base nas cargas diárias de solução comercial e seus respectivos custos unitários, obtidos a partir das atas de aquisição de

produtos químicos pela Caesb. A Equação 4.15 é genérica e expressa o cálculo feito para cada produto químico.

$$C_{sc} = M \times C_{usc} \quad \text{Equação 4.15}$$

Onde:

C_{sc} – Custo da solução comercial q (R\$/ano)

M – Carga de solução comercial q (kg/ano)

C_{usc} - Custo unitário da solução comercial (R\$/kg)

Energia

O custo energético do sistema se baseou no consumo de energia das bombas de alimentação (E_p), retrolavagem (E_{RL}) e dos compressores de ar (E_a). Foi calculado conforme a Equação 4.16 e se baseou na tarifa convencional da CEB para os prestadores de serviço de saneamento.

$$C_e = (E_p + E_{RL} + E_a) * e \quad \text{Equação 4.16}$$

Onde:

C_e – Custo energético (R\$/ano)

E_p – Consumo energético na alimentação (kWh/ano)

E_{RL} – Consumo energético na RL (kWh/ano)

E_a - Consumo energético na aeração (kWh/ano)

e – Tarifa de energia convencional (R\$/kWh)

Reposição de membranas

Uma vez fixada à vida útil das membranas (m) e considerando que todas as membranas do sistema serão trocadas neste mesmo intervalo de tempo, o custo em reposição de membranas pode ser considerado um custo operacional anual conforme a Equação 4.17, proposta por Pickering e Wiesner (1993).

$$C_m = C_u * N * \frac{i}{(1 + i)^{n_m} - 1} \quad \text{Equação 4.17}$$

Onde:

C_m – Custo anual de reposição de membranas (R\$/ano);

C_u – Custo unitário do módulo de membrana (R\$/módulo);

N – Quantidade de módulos;

i – Taxa de retorno de investimento (% a.a.)

n_m – Vida útil da membrana (anos)

Manejo dos resíduos

O custo em manejo dos resíduos do sistema, que incluem os resíduos de retrolavagem, enxágue e limpezas químicas (CEB e CIP), foi calculado com base nos custos energéticos e em produtos químicos envolvidos no processo. Inicialmente, foram traçadas três alternativas de manejo cuja escolha final do tratamento se baseou no volume e pH dos resíduos; no custo total da alternativa; e nos possíveis impactos da escolha do tratamento no funcionamento da ETEB Norte. Seguem listadas na Tabela 4.7 as alternativas de tratamento do lodo elencadas.

Tabela 4.7 – Alternativas de manejo propostas para o lodo físico e químico gerado pelo sistema UF.

Alternativa 1	Recirculação total dos resíduos para o Decantador primário da ETEB Norte sem pré- tratamento.
Alternativa 2	Recirculação total dos resíduos para o Decantador primário da ETEB Norte com pré-neutralização dos resíduos químicos.
Alternativa 3	Resíduos físicos: recirculação para o decantador secundário da ETEB Norte. Resíduos químicos: neutralização, pré-decantação e desidratação no sistema existente da ETEB Norte.

Neste sentido, os custos em recirculação se basearam no consumo energético da bomba de recalque (Equação 4.18); os custos em neutralização levaram em consideração o consumo médio necessário de ácido ou base para neutralizar os resíduos químicos das limpezas CEBs; e os custos em desidratação levaram em conta o custo de desidratação por m³ de lodo desidratado na ETEB Norte.

$$E(kWh) = \frac{9,8 * Q * H * t_{op}}{\eta} \quad \text{Equação 4.18}$$

Onde:

E - Consumo energético da bomba de recalque (kWh);

Q - Vazão do resíduo (m³/s);

H – Altura manométrica (m);

t_{op} – Tempo de operação da bomba (s);

η – Rendimento (%).

Para o cálculo do consumo médio de ácido ou base, o pH dos resíduos químicos e resíduos totais foram calculados, a partir da concentração de íon H⁺ na solução de resíduos. Foi considerada a equação de equilíbrio químico entre o ácido cítrico e o hidróxido de sódio e os respectivos consumos diários.

Custos operacionais totais

Finalmente, os custos operacionais totais anuais foram trazidos a valor presente por meio das Equações 4.19 e 4.20 considerando uma vida útil de projeto “n”.

$$OPEX_{UF} = C_e + C_{sulfato} + C_{NaOCl} + C_{NaOH} + C_{C_6H_8O_7} + C_L + C_m \quad \text{Equação 4.19}$$

$$OPEX_{UFp} = \frac{OPEX \frac{(1+i)^n - 1}{i(1+i)^n}}{vol} \quad \text{Equação 4.20}$$

Onde:

$OPEX_{UF}$ – Custo operacional total anual (R\$/ano);

$OPEX_{UFp}$ – Custo operacional total em valor presente para “p” anos de projeto (R\$);

i – Taxa de retorno de investimento (% a.a.);

n – Horizonte de projeto (anos);

$C_{sulfato}$ – Custo anual em solução comercial de Sulfato de Alumínio (R\$/ano);

C_{NaOCl} – Custo anual em solução comercial de Hipoclorito de Sódio (R\$/ano);

C_{NaOH} – Custo anual em solução comercial de Hidróxido de Sódio (R\$/ano);

$C_{C_6H_8O_7}$ – Custo anual em solução comercial de Ácido Cítrico (R\$/ano).

C_L – Custo anual em manejo dos resíduos (R\$/ano);

Vol – Volume médio de esgoto tratado ao longo da vida útil do projeto “n”.

Custos capitais

Já os custos capitais totais (CAPEX), devido a sua dificuldade de estimativa, foram estimados a partir da média entre o custo de projeto por m³ da ETA Lago Norte (Q = 700 L/s) e da ETA Gama (Q = 320 L/s) cujo tratamento é feito por ultrafiltração. As duas ETAs operadas pela Caesb fizeram parte de dois processos licitatórios em 2017 e 2018, respectivamente, que foram ganhos pela empresa DuPont®, mesma fornecedora da IP-UF. Os custos capitais foram ainda divididos em custos relacionados às membranas (CAPEX_m) e custos não relacionados às membranas (CAPEX_{nm}) conforme as Equações 4.21 e 4.22.

$$CAPEX_m = N \times c_u \quad \text{Equação 4.21}$$

$$CAPEX_{nm} = CAPEX - CAPEX_m \quad \text{Equação 4.22}$$

Finalmente o custo total (TCO) do sistema de UF dimensionado foi determinado pela somatória dos custos operacionais em valor presente e os custos capitais conforme a Equação 4.23.

$$TCO = \frac{CAPEX + OPEX_{UFp}}{vol} \quad \text{Equação 4.23}$$

Onde *vol* compreende o volume médio de esgoto tratado em m³ ao longo do horizonte de projeto (n).

4.3. ETAPA III: COMPARAÇÃO COM A ETAPA DE FAD DA ETEB NORTE

4.3.1. DESCRIÇÃO DA ETAPA DE POLIMENTO FINAL DA ETEB N

A ETE Brasília Norte, localizada ao final da via L4 Norte em Brasília (Figura 4.8), recebe os esgotos da Asa Norte, Vila Planalto, parte da área central de Brasília, Lago Norte, Taquari, Vila estrutural, Vila Varjão e Torto e operou em 2019 com uma vazão média de 516,20 L/s, sendo sua vazão máxima de projeto de 920 L/s (Caesb, 2019). A ETEB Norte consiste em um sistema de tratamento por lodos ativados modificado e pós-tratamento físico-químico (coagulação-floculação e FAD), com vistas à remoção de nutrientes, em particular o fósforo. Os esgotos tratados são lançados no Lago Paranoá, manancial de abastecimento de água para consumo humano e enquadrado como classe 2 (Nota Técnica n° 04/2014 – CTPA/CRH-DF). A Figura 4.9 apresenta um fluxograma simplificado de tratamento da ETEB Norte.



Figura 4.8 - Localização da ETEB Norte (Google Earth, 2018).

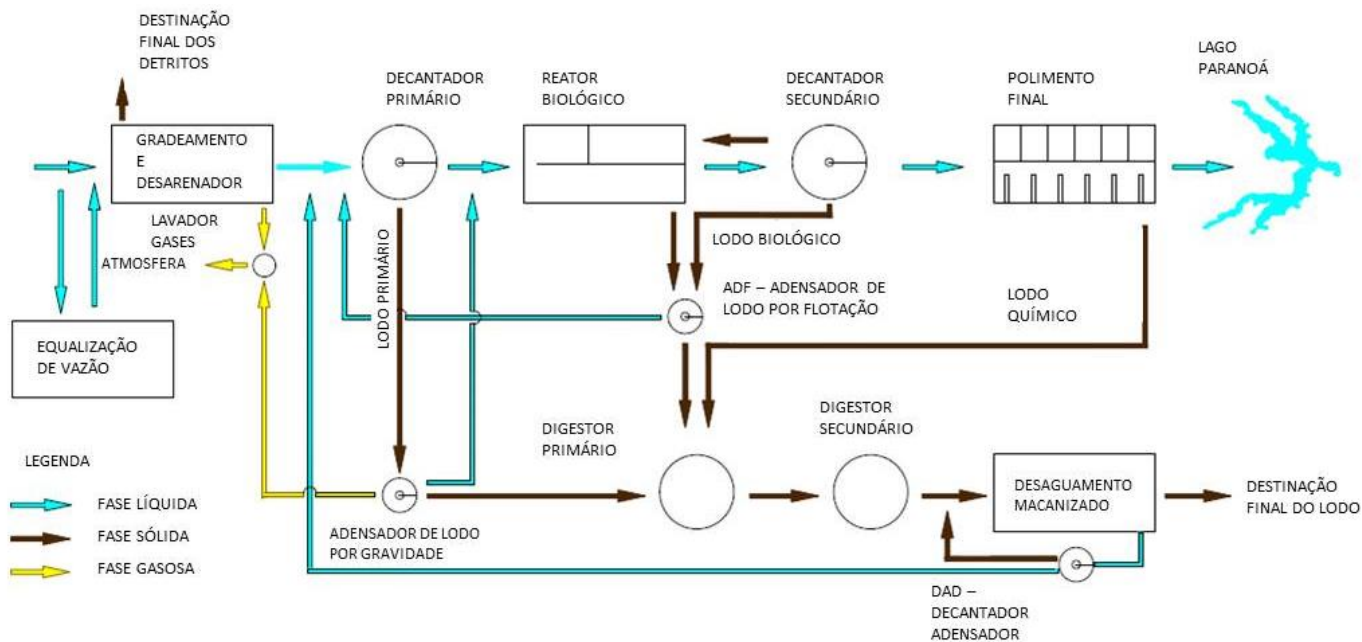


Figura 4.9 – Fluxograma simplificado do tratamento da ETEB Norte.

Considerando o histórico de eutrofização do Lago Paranoá, a remoção biológica de fósforo da ETEB Norte, que se dá como parte do processo de Lodos Ativados Modificado (Caesb/SEEBLA, 1982), não é suficiente para atender aos padrões de lançamento no Lago Paranoá de forma que o tratamento físico-químico se faz necessário para remover o residual de fósforo, nutriente limitante para o desenvolvimento das algas. A etapa de polimento final, esquematizada na Figura 4.10, é feita por meio da precipitação do fósforo a partir da adição de Sulfato de Alumínio, seguido da floculação e Flotação por Ar Dissolvido.

Os efluentes dos decantadores secundários são reunidos em um canal comum e passam por uma Calha Parshall onde é feita a medição de vazão da ETE e a adição do coagulante. O fósforo é então fixado em fosfato de alumínio estável e segue para as câmaras de floculação onde o efluente recebe um complemento de polieletrólito aniônico, o qual auxilia na formação dos flocos e reduz o consumo de coagulante. A floculação se dá por meio de 6 floculadores que operam em paralelo, sendo cada um deles composto por 2 câmaras de floculação em série. Cada câmara possui dois agitadores mecânicos de eixo vertical e fluxo axial, em que a primeira câmara possui gradiente de velocidade de 100 s^{-1} e a seguinte, de 60 s^{-1} .

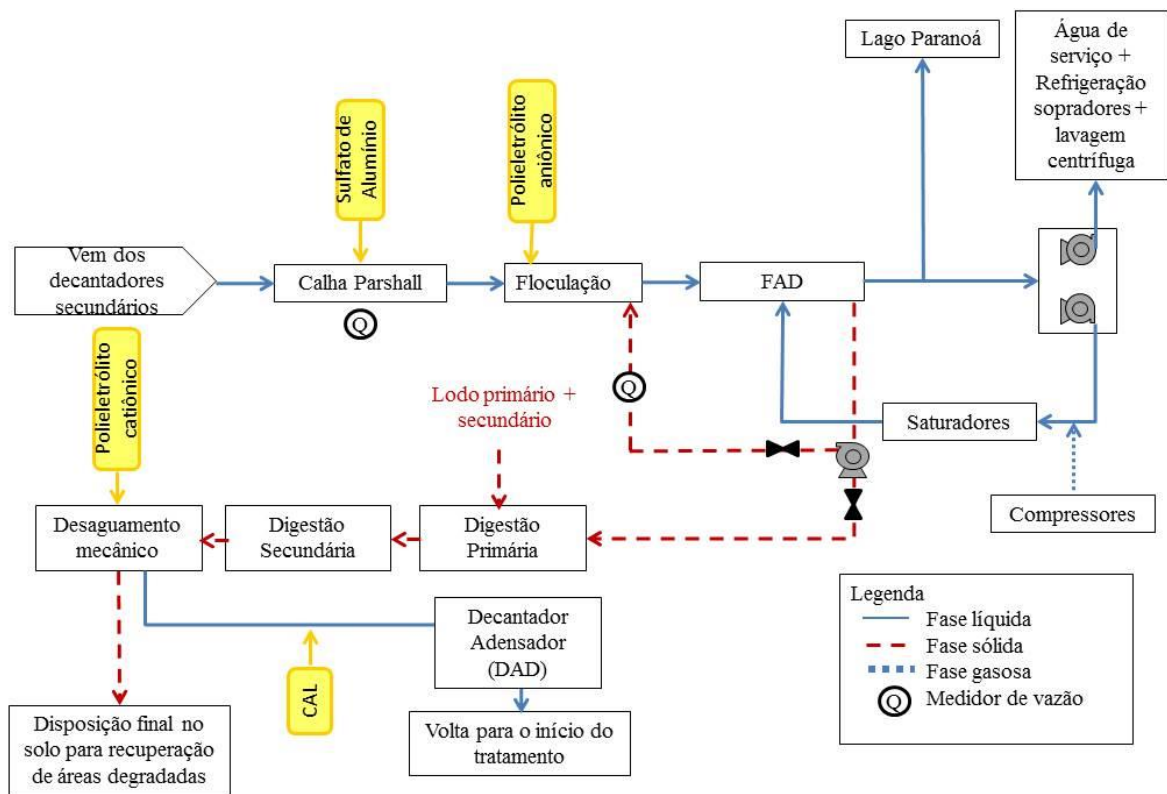


Figura 4.10 - Fluxograma da etapa de polimento final da ETEB Norte e desidratação do lodo químico.

O efluente floculado é então distribuído pelos seis tanques de Flotação por Ar Dissolvido cuja taxa de aplicação média é de $6 \text{ m}^3/\text{m}^2.\text{h}$ e uma relação ar/sólido de $0,026 \text{ g de ar/g de sólidos}$. Parte da fase líquida, que é coletada no fundo dos tanques de FAD, é recirculada aos saturadores, que se constituem de 6 vasos de pressão onde o ar comprimido, fornecido por 2 compressores, se dissolve no efluente clarificado devido à pressão positiva de saturação de 830 kPa . Quando esse efluente saturado em ar é re-injetado no tanque de FAD, a redução de pressão faz com que o ar se expanda formando micro bolhas que contribuem para a ascensão dos flocos por aumento do empuxo. Parte do efluente líquido da FAD também é bombeado para o sistema de abastecimento de água de serviço da própria ETEB Norte, para refrigeração dos sopradores e para a lavagem das centrífugas. O restante é lançado no Lago Paranoá cuja vazão média tratada no ano de 2019 foi de $516,20 \text{ L/s}$.

A fase sólida ou sobrenadante é removida por meio de raspadores superficiais até a extremidade do tanque onde uma transportadora parafuso encaminha o lodo para o bombeamento. Parte do lodo é recirculado para os floculadores, com o intuito de aumentar a

concentração de sólidos e, portanto, elevar a eficiência de remoção dos sólidos, e parte é recalcado para a unidade de desidratação.

O lodo químico é encaminhado para dois digestores anaeróbios em série seguido do deságue mecânico por meio de duas centrífugas em paralelo. Nesta etapa, o lodo recebe uma dosagem de polieletrólito catiônico visando auxiliar o processo de desaguamento. Finalmente a fase sólida é encaminhada para a recuperação de áreas degradadas e a fase líquida, após adição de CAL e decantação por adensamento (DAD), segue para o início do tratamento da estação. A cal agir de forma a elevar o pH do efluente da desidratação para acima de 11 e precipitar o fosfato na forma de fosfato de cálcio ($\text{Ca}_3(\text{PO}_4)_2$).

4.3.2. ESTIMATIVA DOS CUSTOS OPERACIONAIS DA ETAPA DE FAD DA ETEB NORTE

Os custos operacionais da etapa de FAD da ETEB Norte foram separados em quatro categorias: energia, produtos químicos, mão de obra e tratamento do lodo químico. A Tabela 4.8 apresenta as fontes de custo consideradas por etapa do tratamento e categoria.

Tabela 4.8 – Fontes de custo e respectivas categorias de custo conforme etapa do tratamento do polimento final da ETEB Norte (anos base 2019 e 2020) (continuação).

Fase	Etapa do tratamento	Fontes de custo	Quantidade	Categoria de custo
Fase líquida	Coagulação	Consumo de coagulante (Sulfato de Alumínio).	5.475,4 kg/d em 2019	Produtos químicos
		Bomba dosadora de Sulfato de Alumínio	01	Energia
		Consumo de Cal para ajuste do pH	473,8 kg/mês em 2019	Produtos químicos
	Floculação	Consumo de polieletrólito aniônico	1.270,5 kg/mês em 2019	Produtos químicos
		Agitadores de polímero	03	Energia
		Bomba de transferência de polímero	1+1	Energia
		Bomba de dosagem de polímero	1+1	Energia
		Bomba de diluição de polímero	01	Energia
		Agitadores mecânicos dos floculadores	24	Energia
		Flotação por Ar Dissolvido (FAD)	Compressores	1+1
	Bombas de recirculação do efluente líquido para os saturadores		3+3	Energia

Tabela 4.8 – Fontes de custo e respectivas categorias de custo conforme etapa do tratamento do polimento final da ETEB Norte (anos base 2019 e 2020).

Fase	Etapa do tratamento	Fontes de custo	Quantidade	Categoria de custo
		Raspadores de superfície	3+3	Energia
		Bombas de recalque do efluente líquido (refrigeração dos saturadores)	1+1	Energia
		Bombas de recalque do lodo para a desidratação/ Bombas de recirculação do lodo químico para os tanques de FAD	4	Tratamento do lodo químico
Fase sólida (lodo químico)	Deságue mecânico	Bombas de alimentação das centrífugas	2	Tratamento do lodo químico
		Centrífugas	2	
		Consumo de polieletrólito catiônico	3.421,8 kg/mês em 2019	
		Agitadores do polieletrólito catiônico	3+3	
		Bomba de transferência de polieletrólito catiônico	1+3	
		Bomba de dosagem de polieletrólito catiônico	2	
	Decantador Adensador (DAD)	Consumo de cal	473,8 kg/mês em 2019	Tratamento do lodo químico
		Motor de agitação do tanque de Cal	1+2	
		Bomba dosadora de Cal	1+1	
		Motor do decantador adensador (DAD)	1	

Os custos com energia foram baseados na potência elétrica instalada em cada etapa do tratamento. Foi feito um levantamento da quantidade, potência e regime de operação das bombas envolvidas na etapa de polimento final da ETEB Norte por meio de uma visita técnica ao local e a partir de dados fornecidos pela Caesb referentes ao ano de 2020. Esses dados encontram-se detalhados no Apêndice A2.

Os custos com produtos químicos levaram em consideração o consumo diário de Sulfato de Alumínio Ferroso Líquido e cal na coagulação e polieletrólito aniônico na floculação.

O custo de tratamento do lodo químico se baseou no consumo de energia e consumo de produtos químicos (polieletrólito catiônico e cal) envolvidos no processo de desidratação. Além disso, foi estimado como sendo uma porcentagem do custo total de desidratação da ETEB Norte, conforme a razão entre os volumes de lodo químico e lodo total. Em relação aos

custos com mão de obra, foi considerado apenas o custo de operação do sistema por um único operador, tendo em vista que esta é a realidade atual da ETEB Norte. Como já mencionado, os demais custos com mão de obra não foram considerados neste estudo tendo em vista que foram considerados os mesmos para as duas tecnologias propostas.

Os custos operacionais anuais da etapa de polimento final da ETEB Norte foram então trazidos a valor presente assumindo uma vida útil de projeto de “n” anos (Equações 4.24 e 4.25).

$$OPEX_{FAD} = C_e + C_{sulfato} + C_{poli} + C_{mo} + C_L \quad \text{Equação 4.24}$$

$$OPEX_{FADp} = \frac{OPEX_{FAD} \frac{(1+i)^n - 1}{i(1+i)^n}}{vol} \quad \text{Equação 4.25}$$

Onde:

$OPEX_{FAD}$ - Custo operacional anual da etapa de polimento final da ETEB Norte (R\$/ano);

$OPEX_{FADp}$ - Custo operacional total da etapa de polimento final da ETEB Norte em valor presente (R\$);

C_e – Custo energético anual da etapa de polimento final da ETEB Norte (R\$/ano);

$C_{sulfato}$ – Custo anual com Sulfato de Alumínio (R\$/ano);

C_{poli} – Custo anual com polieletrólito (R\$/ano);

C_{mo} – Custo anual com mão de obra da etapa de polimento final da ETEB Norte (R\$/ano);

C_L - Custo anual com o tratamento do lodo químico (R\$/ano);

vol - Volume médio de esgoto tratado ao longo da vida útil “n” do projeto (m³);

Os custos operacionais da etapa de polimento final da ETEB Norte por m³ de esgoto tratado foram então comparados aos custos operacionais do sistema UF dimensionado nas categorias seguintes: energia, coagulante, produtos químicos, tratamento/manejo do lodo químico, mão de obra e reposição de membranas.

5. RESULTADOS E DISCUSSÕES

Os resultados do trabalho são apresentados e discutidos em três tópicos principais conforme as etapas do projeto: Determinação dos dados de entrada (Etapa I), Dimensionamento e Estimativa de Custos (Etapa II) e Comparação com a etapa de FAD da ETEB Norte (Etapa III).

5.1. ETAPA I: DETERMINAÇÃO DOS DADOS DE ENTRADA

A Etapa I do presente estudo consistiu na determinação dos dados de entrada para os modelos de dimensionamento do sistema UF tanto pelo *software* WAVE®, como pelas equações da literatura. Tiveram como base a operação padrão estudada por Bertolossi (2019) e seguem listados:

- Vazão máxima de projeto da ETEB Norte: 920 L/s;
- Membrana utilizada: IntegraFlux SFP – 2880XP;
- fluxo do projeto: 40,25 L/m²/h;
- área de filtração por módulo de membrana: 77 m²;
- duração da filtração 25 min;
- vida útil das membranas: 5 anos (adotado);
- duração, intervalo e fluxo das limpezas físicas e químicas: ver Tabelas 4.1 a 4.4.
- pressões de operação: ver Tabelas 4.2 a 4.4.
- Dosagem dos produtos químicos na limpeza CEB 1/CIP: NaOH (650/1000 mg/L) e NaOCl (750/2000 mg/L);
- Dosagem ácida na limpeza CEB 2/CIP: C₆H₈O₇ (1000/20.000 mg/L);
- Dosagem de coagulante: estimada em laboratório;

Para o dimensionamento no *Software* WAVE® é necessário inserir a qualidade da matriz afluyente em relação à Turbidez, pH, carbono orgânico total (COT) e sólidos em suspensão totais (SST) (Tabela 5.1). Foi utilizada a qualidade média dos efluentes secundários da ETEB Norte verificada nos estudos de Bertolossi (2019).

Tabela 5.1 - Qualidade do afluyente à IP-UF nos estudos de Bertolossi (2019) e dados de entrada para a modelagem no WAVE.

Parâmetro	Valor médio
Turbidez	21,1 UT
pH	6,8
COT	8,3 mg/L
SST	56 mg/L

A determinação da dosagem de coagulante, como mencionado na metodologia, foi realizada a partir dos experimentos em escala de bancada dos Testes de Jarros Modificados visando determinar a condição ótima de coagulação para o sistema de ultrafiltração em estudo. Nos experimentos foi avaliado tanto a capacidade de remoção da membrana, por meio da mensuração da Turbidez, DQO e Fósforo Total residuais, como o grau relativo de obstrução da membrana a partir da análise de dois parâmetros: tempo de filtração e resistência específica do lodo.

5.1.1. Caracterização da amostra

Os Testes de Jarros Modificados foram realizados com o efluente secundário da ETEB Norte não coagulado. A matriz afluyente foi então caracterizada em relação aos seguintes parâmetros: Alcalinidade (mg/L), DQO (mg/L), pH, e Turbidez (UT) conforme apresentado na Tabela 5.2.

Tabela 5.2 – Caracterização dos efluentes secundários da ETEB Norte usados nos Testes de Jarros Modificados.

Parâmetros/data de coleta	29/01/2020 GE1	07/02/2020 GE1	19/02/2020 GE2	11/03/2020 GE2	Média +/- DP*
Alcalinidade (mg/L)	105	114	140	135,2	115,6 +/- 28,9
DQO (mg/L)	57	-	287	100	148,0 +/- 122,3
pH	6,8	7,1	7,2	6,8	7,0 +/- 0,18
Turbidez (UT)	12,84	28,5	83,7	28,3	34,6 +/- 28,2

*DP: desvio padrão.

A partir dos resultados dos testes realizados entre os dias 29/01/2020 a 07/02/2020 foi determinado o pH ótimo de coagulação (GE1), já os testes dos dias 19/02/2020 e 11/03/2020 tiveram como objetivo determinar a dosagem ótima de coagulação (GE2). Os valores mais altos de alcalinidade, DQO e turbidez referentes ao dia 19/02/2020 provavelmente são resultado de muita chuva, ocorrida na semana anterior, e mau funcionamento de um dos decantadores secundários, conforme relatado pelos operadores da ETEB Norte. Apesar do sistema de esgotamento sanitário de Brasília ser do tipo separador absoluto, há conexões clandestinas que contribuem para um aumento da vazão afluyente na época da chuva que pode afetar o funcionamento dos reatores biológicos (Araújo e Jesus, 2018).

O esgoto doméstico é normalmente alcalino em função da alcalinidade presente na água de abastecimento, infiltrações subterrâneas na rede de coleta de esgotos e dos produtos

domésticos adicionados à água (Metcalf & Eddy, 2016). A alcalinidade confere ao esgoto a propriedade de tamponamento, importante para o processo de precipitação do fósforo na coagulação (Metcalf & Eddy, 2016).

A DQO foi escolhida como indicador de matéria orgânica pela facilidade e rapidez de medição em laboratório. Os valores de DQO medidos nos dias 19/02/2020 e 11/03/2020 confirmam um desequilíbrio no sistema de lodos ativados, tendo em vista que a mediana da concentração de DQO entre os anos de 2016 a 2018 foi de 70 mg/L (Bertolossi, 2019).

O pH das amostras do efluente secundário é próximo da neutralidade, característico de efluentes domésticos. Tal característica é verificada no tratamento de esgotos por vias biológicas cujo lançamento do efluente tratado é feito em ambientes aquáticos (Metcalf & Eddy, 2016).

5.1.2. Grupo Experimental 1: Determinação do pH de coagulação ótimo

A determinação do pH ótimo de coagulação foi feita a partir da elaboração do diagrama de coagulação da matriz avaliada, efluentes secundários da ETEB Norte. As dosagens de Sulfato de Alumínio usadas nos experimentos do GE1 variaram entre 30 a 90 mg/L para quatro valores aproximados de pH de mistura: 6; 6,5; 7 e 7,5. O diagrama de coagulação dos efluentes secundários da ETEB Norte está apresentado na Figura 5.1.

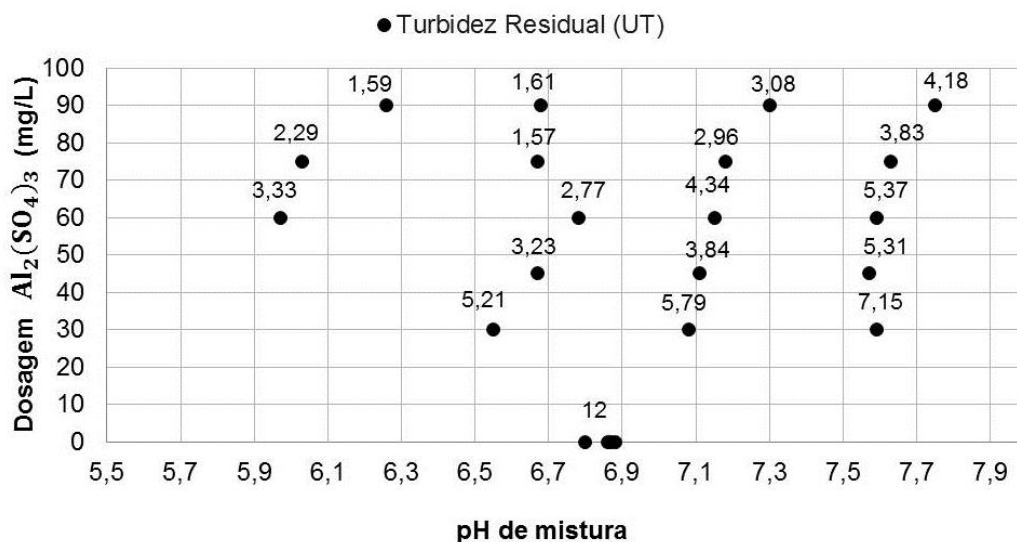


Figura 5.1 – Diagrama de coagulação dos efluentes secundários da ETEB Norte (Turbidez inicial: 12,84 UT; $T_{MR} = 30s$; $G_{MR} = 600 s^{-1}$; $T_{FLOC} = 5 min$; $G_{FLOC} = 30 s^{-1}$; $V_S = 0,5 cm/min$).

Na Figura 5.1, observa-se uma região ótima, de turbidez residual mínima, entre os valores de pH de 6,2 e 6,7 e as dosagens de 75 a 90 mg/L de Sulfato de alumínio. Logo, foi estipulado o pH de 6,5 como ótimo e usado nos experimentos seguintes. O diagrama de coagulação também serviu para ajustar a faixa de dosagem de coagulante, a qual passou a ser de 60 a 90 mg/L, condizente com a dosagem ótima da ETEB Norte de 75 mg/L (Bertolossi, 2019).

Pode-se inferir pela Figura 5.1 que o mecanismo de coagulação que prevalece na região ótima é o da varredura uma vez que se caracteriza por dosagens relativamente altas de Sulfato de alumínio em pH próximo à neutralidade. Segundo Di Bernardo e Dantas (2005), a formação do precipitado de alumínio $Al(OH)_3$ ocorre em dosagens acima de 30 mg/L e pH entre 6 e 8. Já em relação à remoção do fósforo com sais de alumínio, Metcalf & Eddy (2016) listam os principais mecanismos de remoção incluindo a adsorção do fosfato em óxidos de alumínio, incorporação de fosfato em estruturas de óxidos hidratados, formação de fosfato de alumínio e formação de fosfato de cátions mistos.

Os flocos maiores associados pelo mecanismo de varredura tendem a favorecer o *fouling* por formação de torta, mais facilmente removido pelas limpezas físicas (Bourgeois *et al.*, 2000). Contudo, as dosagens elevadas de coagulante metálico podem favorecer a precipitação de hidróxidos metálicos coloidais nas membranas e contribuir para o *fouling* irreversível, o qual é removido apenas por limpezas químicas com agentes quelantes, como o ácido cítrico (Huyskens *et al.*, 2012; Lee *et al.*, 2009; Vedavyasan, 2016). Dessa forma, a escolha da dosagem ótima deve levar em consideração o custo em produtos químicos tanto no pré-tratamento como nas limpezas químicas e os mecanismos de *fouling* predominantes.

5.1.3. Grupo Experimental 2: Determinação da dosagem ótima de coagulação

O GE2 contemplou os experimentos de Teste de Jarros Modificado cujo método de clarificação se baseou na filtração a vácuo em membrana de 0,45 μ m de um volume pré-determinado de amostra e medição do tempo de filtração. Além disso, foi feito o experimento *Time to filter* com o objetivo de determinar a resistência específica do lodo. O pH da mistura usado nos experimentos do GE2 foi de 6,5 conforme determinado pelo diagrama de coagulação da matriz avaliada.

5.1.3.1. Influência da dosagem de coagulante na remoção de Turbidez, Fósforo Total e DQO

Os experimentos do GE2 foram realizados com as amostras coletadas nos dias 19/02/2020 e 11/03/2020 conforme a Tabela 5.2. A Figura 5.2 apresenta os residuais de Turbidez, DQO e Fósforo total (Pt) para os experimentos do dia 19/02/2020 e 11/03/2020, respectivamente.

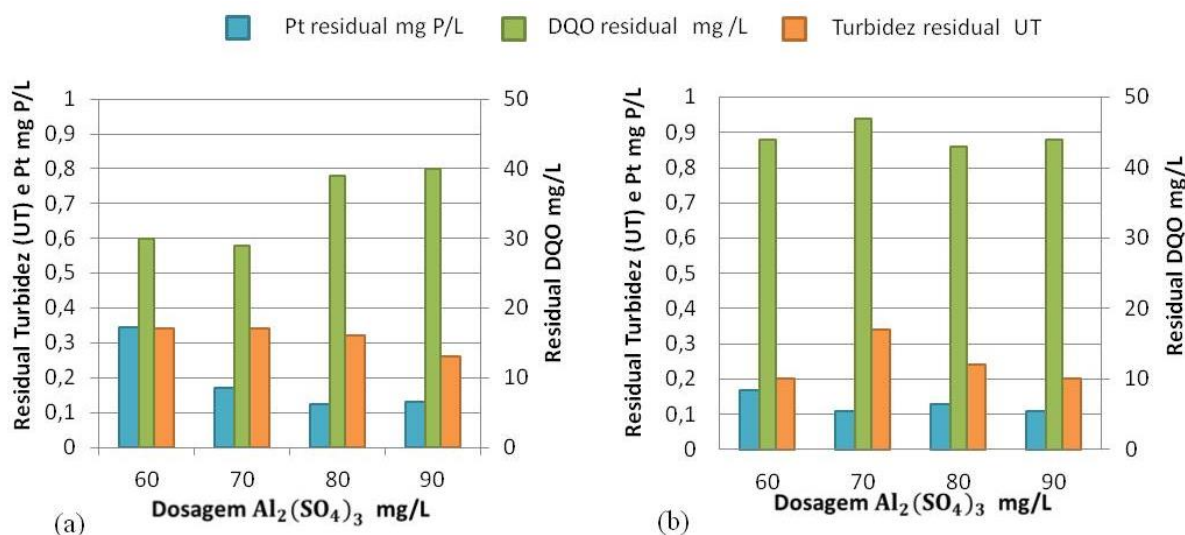


Figura 5.2 – Influência da dosagem de sulfato de alumínio na remoção de Turbidez, DQO e Fósforo Total para os experimentos em teste de jarros modificado dos dias (a) 19/02/2020 (Turbidez inicial: 83,7 UT; DQO inicial: 287 mg/L; Pt inicial: > 3,5 mg P/L; $T_{MR} = 30s$; $G_{MR} = 600 s^{-1}$; Volume filtrado = 70 mL) ; e (b) 11/03/2020 (Turbidez inicial: 28,3 UT; DQO inicial: 100 mg/L; Pt inicial: > 3,5 mg P/L; $T_{MR} = 30s$; $G_{MR} = 600 s^{-1}$; Volume filtrado = 100 mL).

Observa-se na Figura 5.2 que a qualidade da matriz afluente tem pouca influência na capacidade de remoção da membrana. Vale lembrar que a matriz usada nos experimentos do dia 19/02/2020 estava com teores de DQO e turbidez cerca de 2,9 vezes maior do que no dia 11/03/2020 (ver Tabela 5.2). No entanto, os teores de DQO, Fósforo Total e Turbidez residuais nas respectivas datas se encontram na mesma ordem de grandeza independente do experimento, com exceção ao residual de fósforo total no experimento 19/02/2020 com a dosagem de 60 mg/L.

Diaz *et al.* (2012), tratando efluentes primários pré-coagulados e pré-sedimentados com UF, e Ahn e Song (1999), tratando o efluente de um tanque séptico com membranas de MF, verificaram que a concentração de DQO no permeado não dependia das variações de DQO afluente. No caso de Ahn e Song (1999), as concentrações de DQO efluente permaneceram abaixo de 30 mg/L mesmo o afluente tendo variações na faixa de 10 a 622 mg/L de DQO. Diaz *et al.* (2012) relata que a DQO no permeado está mais relacionada às micropartículas e químicos solúveis na alimentação. Em relação à turbidez, Lee *et al.* (2009), tratando o efluente de uma indústria têxtil com UF e pré-coagulação, também não observaram relação

entre a turbidez afluente e a capacidade de remoção da membrana, a qual se manteve no mesmo patamar independente das flutuações afluentes. Esses estudos explicam os resultados apresentados na Figura 5.2.

Já em relação à dosagem de coagulante na faixa testada, não se observa uma influência da dosagem na remoção de Turbidez e DQO cujas remoções se mantiveram acima de 99% e 50%, respectivamente. Diaz *et al.* (2012) e Lee *et al.* (2009) observaram em seus experimentos que a membrana de UF apresentava melhora significativa na remoção de DQO e turbidez, respectivamente, quando comparavam os experimentos com e sem coagulação, porém, ao aumentar a dosagem de coagulante (PAC) as eficiências de remoção permaneciam no mesmo patamar. Pode-se inferir que a dosagem mínima já era suficiente para criar um floco capaz de ficar retido na superfície da membrana pelo mecanismo de peneiramento ou exclusão de tamanho. Contudo, deve-se levar em consideração o impacto da dosagem mínima no controle de *fouling* da membrana, uma vez que flocos pequenos podem contribuir para o *fouling* por obstrução de poro e adsorção no poro (Lee *et al.*, 2009; Zheng *et al.*, 2012).

Por outro lado, em relação ao Pt existe uma melhora de desempenho nas dosagens superiores de 70 a 90 mg/L, região ótima de coagulação, em comparação à dosagem de 60 mg/L. Afinal, o aumento da dosagem contribui para a formação de flocos maiores capazes de reter partículas coloidais e dissolvidas da matriz afluente, como o fósforo (Huyskens *et al.*, 2012). Em termos percentuais a remoção de fósforo foi acima de 96% para todas as dosagens em ambos experimentos e apenas no experimento do dia 19/02/2020 com a dosagem de 60 mg/L, a concentração residual de Pt ficou acima de 0,3 mg/L, valor máximo admissível pelo Lago Paranoá (ADASA, 2020). Vale lembrar que esses experimentos foram conduzidos com uma membrana de MF e poro médio de 0,45 μm . Nos experimentos de Bertolossi (2019) na IP-UF com a mesma matriz afluente, efluentes secundários pré-coagulados da ETEB Norte, a concentração média de Pt no permeado foi de 0,09 mg/L. A melhora nos resultados do trabalho de Bertolossi (2019) pode estar ligada ao tamanho do poro médio da membrana de UF (0,03 μm), assim como à camada de *fouling* já consolidada na superfície da membrana que contribui para a retenção de partículas coloidais e solúveis (Zheng *et al.*, 2012).

Os experimentos do dia 11/03/2020 foram repetidos com uma etapa de floculação de 5 minutos com o intuito de se observar a influência do tamanho do floco no desempenho da membrana em termos de capacidade de remoção. A Figura 5.3 apresenta os residuais de

Turbidez, DQO e Pt para os experimentos com e sem floculação com a amostra coletada no dia 11/03/2020.

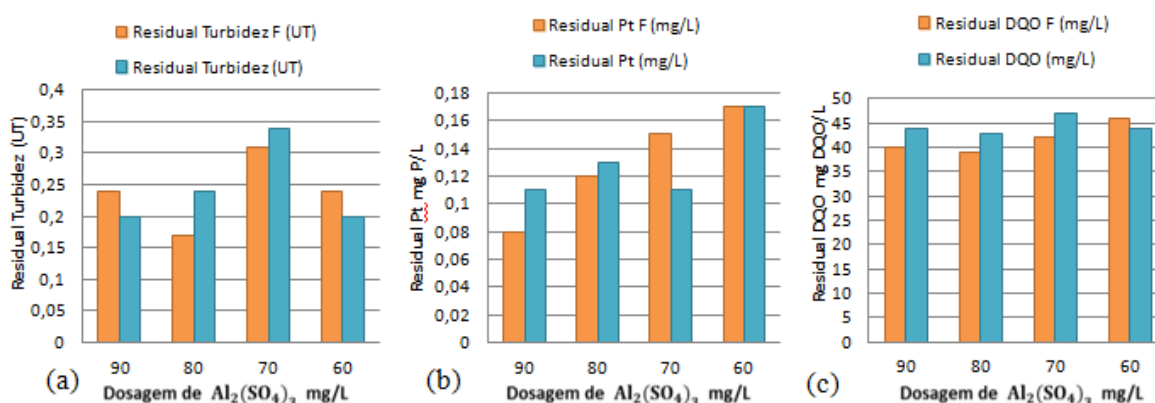


Figura 5.3 – Influência da floculação (F) na capacidade de remoção da membrana em relação ao (a) residual de turbidez (turbidez inicial: 28,3 UT), (b) residual de DQO (DQO inicial: 100 mg/L) e (c) residual de Pt (Pt inicial: >3,5 mg/L). Teste de jarros modificado: $T_{MR} = 30s$; $G_{MR} = 600 s^{-1}$; $T_{FLOC} = 5 min$; $G_{FLOC} = 30 s^{-1}$; Volume filtrado = 100 mL.

Observa-se pela Figura 5.3 que o tamanho do floco não teve influência expressiva na capacidade de remoção da membrana uma vez que as diferenças percentuais não são notáveis entre os resultados com e sem floculação: as diferenças se encontram na segunda casa decimal que pode sofrer influência dos erros instrumentais e experimentais da análise. Era esperado que a floculação contribuísse para a formação de flocos maiores capazes de ficarem retidos na superfície da membrana. Contudo, é possível que o tempo de floculação não tenha sido suficiente para formar flocos capazes de influenciar na remoção de turbidez, DQO e fósforo total pela membrana.

5.1.3.2. Influência da dosagem de coagulante no grau de obstrução da membrana

A Figura 5.4a apresenta a influência do tamanho do floco e dosagem de coagulante no grau de obstrução da membrana a partir do tempo de filtração de 100 mL da amostra. A Figura 5.4 b apresenta os resultados da resistência específica do lodo calculada a partir da Equação 4.1 (ver item 4.3). Essa etapa dos experimentos foi realizada com a amostra coletada no dia 11/03/2020.

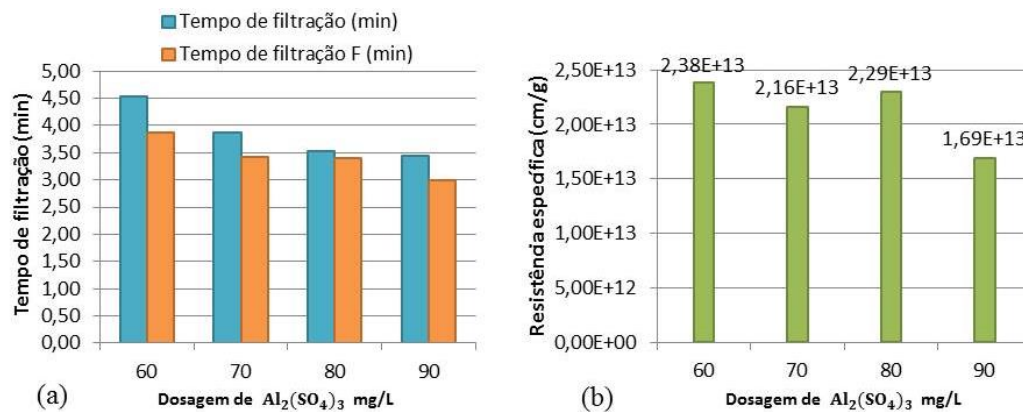


Figura 5.4 – Influência do tamanho do floco no grau de obstrução da membrana: (a) pela medição do tempo de filtração da amostra floculada (F) e não floculada e (b) pela resistência específica do lodo. Teste de jarros modificado: $T_{MR} = 30s$; $G_{MR} = 600 s^{-1}$; $T_{FLOC} = 5 min$; $G_{FLOC} = 30 s^{-1}$; Volume filtrado = 100 mL.

Observa-se na Figura 5.4a uma redução do tempo de filtração com o aumento da dosagem de coagulante. No caso do experimento com floculação, o tempo de filtração foi ainda menor em comparação ao experimento sem floculação para todas as dosagens, o que permite inferir que o tamanho do floco teve influência no mecanismo de formação de *fouling* e, portanto, no grau de obstrução da membrana. Lembrando que o tempo de filtração é um indicador da resistência à filtração da membrana (filtrabilidade), quanto maior o tempo de filtração para o mesmo volume filtrado, maior é a obstrução da membrana (Gkotsis *et al.*, 2016). Os resultados obtidos estão em acordo com os trabalhos de Lee *et al.* (2009) e Zheng *et al.* (2012), os quais observaram que a formação de flocos maiores reduz o *fouling* pelos mecanismos de bloqueio de poro e adsorção no poro, justificando a redução do tempo de filtração com o aumento da dosagem e floculação.

Zheng *et al.* (2012), tratando efluentes secundários pré-coagulados em UF, verificaram uma melhora do fluxo do permeado e redução da resistência hidráulica da membrana com o aumento da dosagem de coagulante. Os autores relacionaram essa melhora ao aumento da remoção de biopolímeros do efluente secundário, demonstrando que a coagulação pode ser uma solução para o controle de *fouling* em função da formação de flocos maiores e mais porosos e, conseqüentemente, da redução dos mecanismos de *fouling* por bloqueio de poros e adsorção no poro por substâncias coloidais e dissolvidas.

Lee *et al.* (2009), tratando o efluente de uma indústria têxtil em membranas de UF com pré-coagulação, verificaram que o aumento da dose de cloreto férrico contribuiu para um aumento do fluxo de permeado de até 80% em relação ao experimento sem coagulação. Já no caso do

uso de PACl, uma dosagem mínima de 0,0371 mM foi suficiente para aumentar o fluxo do permeado, uma vez que dosagens superiores contribuíram para o aumento da resistência da torta e, portanto, redução do fluxo do permeado. Afinal, a depender do coagulante, da matriz afluyente e tempo de mistura, dosagens mais altas podem contribuir para a precipitação de hidróxidos metálicos e aumentar a resistência hidráulica da membrana (Huyskens *et al.*, 2012; Lee *et al.*, 2009; Vedavyasan, 2016; Zheng *et al.*, 2012).

Em relação à resistência específica da torta, determinada pelo experimento *Time to Filter*, observa-se pela Figura 5.4b um melhor desempenho na filtrabilidade da torta na dosagem de 90mg/L em relação às dosagens inferiores, 29% inferior à dosagem de 60 mg/L. Este resultado aliado ao tempo de filtração da dosagem de 90 mg/L (Figura 5.4a), demonstra que a formação de flocos maiores e mais porosos favoreceu o mecanismo de *fouling* por formação de torta e reduziu a resistência ao desaguamento do lodo.

Os testes de filtrabilidade do lodo são um indicativo da formação de *fouling* reversível na membrana e, portanto, removível pelas limpezas físicas (Gkotsis *et al.*, 2016). Quanto maior a filtrabilidade do lodo, menor é a progressão da PTM e, conseqüentemente, maior é a recuperação do sistema uma vez que as limpezas físicas poderão ser menos frequentes. Logo, com base nas eficiências de remoção e os indicadores do controle de *fouling*, tempo de filtração e resistência específica do lodo, a dosagem de 90 mg/L foi definida como a ótima.

É importante lembrar, contudo, que o uso de dosagens elevadas de coagulante possui um impacto significativo nos custos operacionais do sistema e integridade da membrana (Yoo *et al.*, 2018). Além de afetar os custos com produtos químicos, afeta a qualidade do lodo químico e, conseqüentemente, os custos em tratamento e disposição final do lodo (Shon *et al.*, 2005).

5.2. ETAPA II: DIMENSIONAMENTO E ESTIMATIVA DE CUSTOS DO SISTEMA UF

Os resultados de dimensionamento e estimativa de custos realizados com base nas equações da literatura serão apresentados sempre em comparação aos resultados obtidos pelo *software WAVE®*.

5.2.1. Dimensionamento em escala real do sistema UF

Os parâmetros de projeto dimensionados serão apresentados em três grandes grupos: configuração do sistema, consumo de produtos químicos e consumo energético.

Configuração do sistema

O dimensionamento da planta de UF se iniciou pela determinação da configuração do sistema, a qual contemplou o cálculo da área máxima de filtração e adoção da quantidade de módulos de membrana, quantidade de trens e quantidade de módulos/trem (Tabela 5.3). Teve como base a vazão de projeto, vazão máxima da ETEB Norte (3312 m³/h), e o fluxo padrão operado na IP-UF (40,25 LMH). Além disso, foi estabelecida uma quantidade máxima de trens fora de operação, ou seja, trens que estejam em limpeza ou manutenção.

Tabela 5.3 – Configuração do sistema UF com base nos valores calculados (Excel) e valores estimados pelo Software WAVE (WAVE).

Parâmetros	Excel	WAVE
Área de filtração (m ²)	95.172,00	97.020,00
Número de módulos (und.)	1.236,00	1.260,00
Número de trens (und.)	6	7
Módulos/trem	206	180
Fluxo médio calculado (L/m ² /h)	34,80	34,14

Foi adotada uma quantidade máxima de 3 trens em limpeza, conforme estipulado pelo próprio *Software WAVE*®. Dessa forma, para que todos os módulos de membrana sejam limpos (6 trens), as bombas de retrolavagem e compressor de ar devem ser acionados duas vezes, considerando que o sistema opere em fluxo constante e vazão de permeado variável. A área de filtração estimada pelo WAVE foi 1,94% superior àquela calculada com base na literatura, resultando em um fluxo médio inferior de 34,14 LMH. A diferença entre o fluxo médio calculado (34,80 LMH) e o fluxo de projeto (40,25 LMH) se deve ao fato de que o cálculo da área máxima de filtração levou em consideração o volume de permeado gasto durante a retrolavagem (ver Equação 3.11), enquanto que o fluxo médio foi estimado como a razão entre a vazão de alimentação e a área total calculada.

Para o cálculo das vazões foi assumido que todas as membranas fazem a mesma quantidade de limpezas físicas e químicas por dia, com base na operação padrão estudada por Bertolossi (2019). Logo, a partir da duração e frequência de cada etapa da operação, foi possível estimar a quantidade de ciclos e limpezas realizadas por dia como apresentado na Tabela 5.4.

Tabela 5.4 – Frequência e duração da filtração e das limpezas físicas (LF) e químicas (CEB e CIP) com base nos valores calculados (Excel).

Etapa	Frequência	Duração
Filtração	48 ciclos/d	25 min
Retrolavagem LF	48 ciclos/d	4,3 min
CEB 1	12 horas	16,5 min
CEB 2	24 horas	16,5 min
CIP	60 dias	158,25 min

A partir do balanço de massa do sistema, frequência e duração das limpezas (Tabela 5.4) e vazão por módulo de membrana para cada etapa do processo de tratamento (Tabelas 4.2 a 4.4), foi possível determinar as principais vazões envolvidas no processo conforme a Tabela 5.5: alimentação, permeado, enxágue, retrolavagem e recirculação CIP.

Tabela 5.5 – Vazões do sistema com base nos valores calculados (Excel) e valores estimados pelo *software* WAVE® (WAVE).

Vazões (m ³ /h)	Excel	WAVE
Alimentação (bruta)	3312	3312
Permeado ou filtrado líquido	2877,60	2894,4
Resíduos*		
Enxágue	87,6	83,8
Retrolavagem (LF)	317,2	322,3
RL CEB 1	7,9	7,7
RL CEB 2	3,95	3,8
RL CIP	0,53	-
Recirculação CIP	0,64	0,1

Legenda: RL: retrolavagem; LF: limpeza física. *Vazão por módulo de membrana (duração): RL LF = 7,7 m³/h/módulo (60s); RL CEB = 4,6 m³/h/módulo (60s); enxágue = 2 m³/h/módulo (60s); recirculação CIP = 1,5 m³/h (30 min); RL CIP = 4,6 m³/h/módulo (4 min). Quantidade de módulos considerados: 1236 (Excel) e 1260 (WAVE).

As diferenças entre as vazões calculadas e estimadas pelo WAVE® repercutiram na recuperação do sistema cujo valor calculado foi 86,88% , ou seja, 0,6% inferior à recuperação estimada pelo WAVE® de 87,39%. Em sistemas com membranas, parte da matriz afluenta é usada nas etapas de enxágue e parte do filtrado retorna ao sistema pela retrolavagem, ambas as vazões são descartadas como resíduos, explicando a recuperação do sistema operado por membranas. Logo, foi previsto um tanque de permeado para estocar o volume de filtrado usado nas retrolavagens. O volume útil do tanque de permeado foi calculado como sendo o volume mínimo de filtrado necessário para realizar uma retrolavagem física seguida de duas

retrolavagens químicas em todos os módulos de membrana. Assim, o volume calculado foi de 537,7 m³, valor 18,5% menor do que aquele estimado pelo software *WAVE*®.

Em relação à vazão total de resíduos gerada e calculada com base nas equações da literatura, aproximadamente 93% correspondem aos resíduos das limpezas físicas e apenas 7% representam os resíduos químicos das limpezas CEB e CIP. A Figura 5.5 apresenta a distribuição percentual em volume dos tipos de resíduos gerados em relação aos valores calculados e estimados pelo *software WAVE*®.

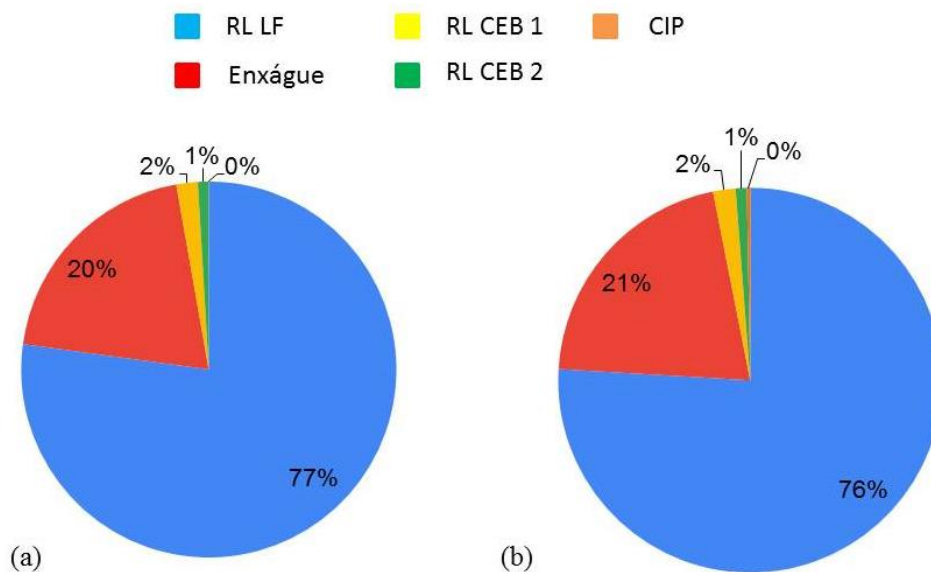


Figura 5.5 – Distribuição percentual em volume dos resíduos gerados no sistema de UF (a) estimados pelo *software WAVE*®; (b) com base nas equações da literatura;

O volume de resíduos gerados vai interferir nos custos em tratamento e disposição final do lodo. O resíduo físico geralmente possui menor impacto ambiental uma vez que suas características se assemelham à matriz afluenta em concentrações superiores (AWWA, 2005). Contudo, devido à pré-coagulação, é um efluente que contém resquícios de hidróxidos metálicos ou precipitados metálicos cuja presença interfere na escolha das tecnologias de manejo.

Já em relação ao lodo químico, apesar de ser em menor volume, possui maior impacto ambiental em função do seu valor de pH e pela presença de reagentes ainda ativos, porque nem todo produto químico usado nas limpezas químicas reage com o esgoto (AWWA, 2005). Assim, é necessário que as características físico-químicas dos resíduos químicos sejam avaliadas para que o tipo de tratamento necessário seja delineado. O cálculo do pH dos resíduos será abordado no item 5.2.2. Neste sentido, devido à diferença entre os volumes de

resíduos químicos calculados no Excel® e estimados pelo *software* WAVE® e o impacto disso no custo de manejo, foram considerados os volumes de resíduos estimados pelo Software WAVE® no cálculo do custo de manejo e disposição final.

Consumo de produtos químicos

O consumo de produtos químicos se baseou no uso de Sulfato de Alumínio na pré-coagulação; Hipoclorito de Sódio (NaOCl) e Hidróxido de Sódio (NaOH) nas limpezas CEB 1 e CIP; e Ácido Cítrico (C₆H₈O₇) na limpeza CEB 2 e CIP. As características das soluções comerciais de cada produto químico, apresentadas na Tabela 5.6, foram obtidas a partir das atas e editais de licitação de produtos químicos disponíveis no site da Caesb.

Tabela 5.6 – Características das soluções comerciais e dosagens dos produtos químicos utilizados no pré-tratamento e limpezas químicas.

Produto químico	Sigla	Concentração da solução comercial (M/M %)	Massa específica da solução comercial (g/cm ³)	Dosagem da substância ativa (mg/L)
Sulfato de Alumínio	Al ₂ (SO ₄) ₃ .n H ₂ O	45,8% de Al ₂ (SO ₄) ₃ ou 7,5% de Al ₂ O ₃	1,33	90
Hipoclorito de Sódio	NaOCl	12	1,205	750 (CEB)/ 2000 (CIP)
Hidróxido de Sódio	NaOH	50	1,52	650 (CEB)/ 1000 (CIP)
Ácido Cítrico	C ₆ H ₈ O ₇	50	1,235	1000 (CEB)/20000 (CIP)

A dosagem de sulfato de alumínio adotada se baseou na dosagem ótima de coagulante obtida na Etapa I do presente estudo (90 mg/L), já a dosagem de produtos químicos referente às limpezas CEB e CIP foram adotadas a partir dos experimentos realizados na IP-UF nos estudos de Bertolossi (2019). A Figura 5.6 apresenta os consumos diários médios das soluções comerciais de produtos químicos.

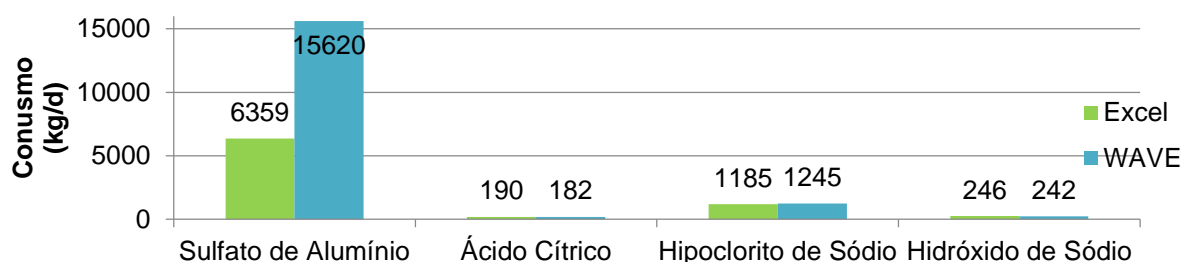


Figura 5.6 – Consumo diário de sulfato de alumínio ferroso líquido na coagulação e de produtos químicos usados nas limpezas químicas calculado (Excel®) e estimado pelo WAVE® (WAVE).

Como é possível observar na Figura 5.6, existe uma discrepância entre o consumo de sulfato de alumínio comercial calculado e o estimado pelo WAVE®, a qual se deve à vazão da ETEB Norte utilizada nos cálculos. A estimativa no excel utilizou a vazão média da ETEB Norte (1620 m³/h), enquanto que o WAVE® utilizou a vazão máxima acrescida de um fator de segurança, portanto, 3.891,1 m³/h. Contudo, ao se calcular o consumo relativo de sulfato de alumínio líquido ferroso (kg sulfato de alumínio ferroso líquido/ m³ de esgoto tratado), observa-se coerência nos valores encontrados: 0,164 kg/m³ para o cálculo no Excel® e 0,167 kg/m³ para o valor estimado no WAVE®. Com base em dados fornecidos pela Caesb, o consumo médio de sulfato de alumínio ferroso líquido na ETEB Norte em 2019 foi de 5.475,4 kg/d para uma vazão média no mesmo período de 1858,3 m³/h, resultando em uma relação de 0,123 kg de sulfato de alumínio ferroso líquido por m³ de esgoto tratado. Pode-se inferir que essa diferença entre o consumo relativo observado na ETEB Norte e o calculado no presente projeto está relacionada à dosagem média de sulfato de alumínio na ETEB Norte em 2019 e igual a 56,6 mg/L.

Em relação ao consumo dos demais produtos químicos, ácido cítrico, hipoclorito de sódio e hidróxido de sódio, o cálculo no Excel® levou em consideração o consumo dos produtos químicos apenas nas limpezas químicas do tipo CEB, diferentemente do WAVE® que considerou o consumo nas limpezas CIP. Portanto, pode-se concluir que houve uma superestimativa do consumo de produtos químicos nas limpezas CEB pelos cálculos do Excel em relação aos valores estimados pelo WAVE®.

A partir dos dados da Tabela 5.6, vazão de projeto da ETEB Norte e vazões de retrolavagem (ver Tabelas 4.2 e 4.3), foi possível determinar a vazão das bombas dosadoras de produtos químicos (Tabela 5.7). Os valores calculados e estimados pelo WAVE® não possuem diferenças notáveis.

Tabela 5.7 – Vazão das bombas dosadoras de produtos químicos com base nos valores calculados (Excel) e valores estimados pelo Software WAVE (WAVE).

Bomba (m³/h)	Excel	WAVE
Sulfato de Alumínio 46%	0,49*	0,57
Hipoclorito de Sódio 12%	14,74**	13,72
Hidróxido de Sódio 50%	2,43**	2,13
Ácido Cítrico 50%	4,60**	3,00

*Considerou a vazão máxima da ETEB Norte de 3312 m³/h. **Vazão para limpeza de três trens por vez.

O volume útil dos tanques de armazenamento de produtos químicos foi calculado a partir dos respectivos volumes diários consumidos (Figura 5.6) e as respectivas capacidades máximas de armazenamento definidas conforme as seguintes premissas:

- Tanque de Sulfato de Alumínio: capacidade máxima de armazenamento de 15 dias conforme Memorial descritivo da ETEB Norte (Caesb/SEECLA, 1982).
- Tanque dos produtos químicos usados nas limpezas CEBs: capacidade máxima de armazenamento de 20 dias conforme Termo de referência da ETA Lago Norte.
- Tanque de recirculação CIP: capacidade de preencher dois trens completos, considerando o volume útil de 1 módulo de membrana (39,0 L) e que a CIP será realizada em 1 trem por vez.

Assim, seguem apresentados na Tabela 5.8 os volumes dos tanques de produto químico estimados.

Tabela 5.8 – Volume dos tanques de produtos químicos com base nos valores calculados (Excel) e valores estimados pelo *software* WAVE® (WAVE).

Tanque	Excel (m ³)	WAVE (m ³)
Sulfato de Alumínio 46%	71,7	235
NaOCl 12%	19,7	20,6
NaOH 50%	3,2	3,2
C ₆ H ₈ O ₇ 50%	3,1	2,6
CIP	16	14

A diferença entre os volumes calculados e estimados pelo WAVE® do tanque de sulfato de alumínio é atribuída às vazões de projeto usadas no cálculo, como discutido anteriormente. Na ETEB Norte, a capacidade máxima de armazenamento de sulfato de alumínio ferroso líquido é de 120 m³, equivalente a 18 dias de capacidade estoque.

Consumo energético

As bombas de alimentação, retrolavagem e o compressor de ar foram caracterizados pela vazão de operação, consumo energético e potência instalada. O cálculo da potência elétrica das bombas de alimentação e RL se basearam no tempo de operação das bombas (Tabela 5.9) e considerou a quantidade de ciclos completos e limpezas químicas realizadas por dia em todos os módulos de membrana. Tendo em vista que o sistema opera em fluxo constante e vazão de permeado variável e que foi estipulada uma quantidade máxima de três trens em limpeza por vez, a operação da bomba de alimentação considerou operação ininterrupta; a bomba de retrolavagem considerou o tempo total para realização de 96 ciclos/d; e o compressor de ar considerou o tempo de operação durante 96 limpezas físicas por dia, seis

CEBs por dia e 1 CIP a cada dois meses (ver Tabela 5.4). Afinal, para que todos os módulos de membrana sejam limpos, as bombas de retrolavagem e compressor de ar devem ser acionados duas vezes, alternando a limpeza de cada três trens. O rendimento dos equipamentos foi considerado igual a 73,5%, mesmo valor usado no *software*. A potência elétrica do sistema e o consumo energético das bombas estão apresentados nas Figuras 5.7 e 5.8, respectivamente.

Tabela 5.9 – Vazão e tempo de operação das bombas de alimentação, retrolavagem e compressor com base nos valores calculados (Excel®) e valores estimados pelo *software* WAVE® (WAVE).

	Excel	WAVE	Variação percentual (Excel-wave)/wave %)
Alimentação			
Vazão (m ³ /h)	3312	3891,39	-14,9%
Tempo de operação (h/d)	24	24	0%
Retrolavagem			
Vazão (m ³ /h)	4.758,6	4.158	+14,4%
Tempo de operação (h/d)	1,60	1,86	-13,9%
Compressor de ar			
Vazão (m ³ /h)	7.416	6.480	+14,4%
Tempo de operação (h/d)	2,60	1,97	+31,9%

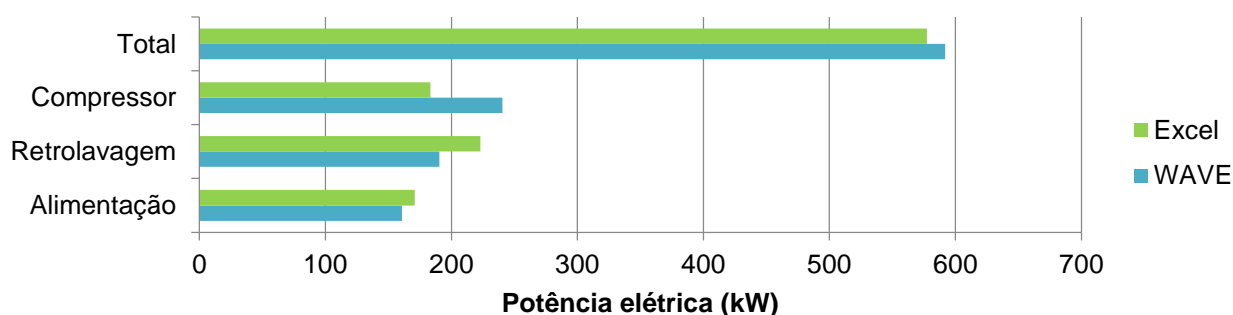


Figura 5.7 – Potências elétricas calculadas (Excel) e estimadas pelo software WAVE®.

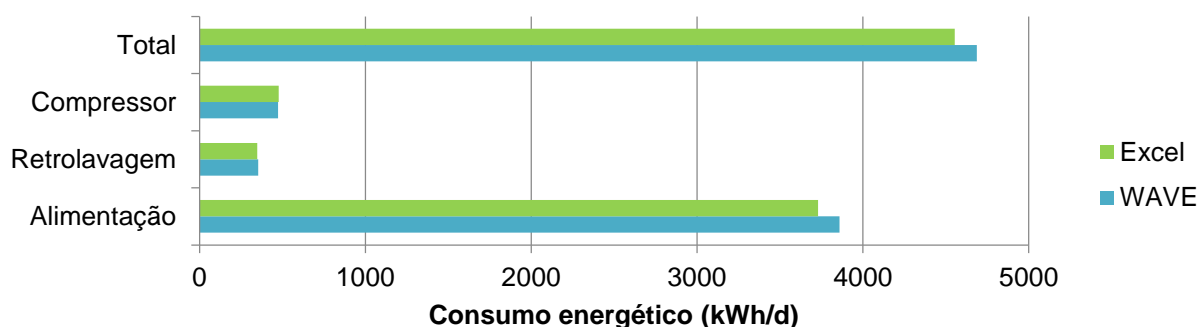


Figura 5.8 – Consumo energético das bombas, calculado (Excel) e estimado pelo software WAVE® (WAVE).

Observam-se nas Figuras 5.7 e 5.8 que a potência elétrica total e consumo energético total calculados foram 2,45% e 3% inferiores aos valores estimados pelo WAVE®,

respectivamente, demonstrando coerência nas metodologias utilizadas. O *software WAVE*® também estima o consumo energético referente a consumidores minoritários do sistema como bombas dosadoras, bomba de retrolavagem CEB, bomba de recirculação CIP, aquecimento CIP, válvulas elétricas, CLP e instrumentos. Tais equipamentos possuem uma contribuição minoritária e representam apenas 1,3% do consumo total energético estimado pelo *software*.

5.2.2. Estimativa de custos operacionais do sistema UF

Produtos Químicos

Os custos em produtos químicos se basearam no consumo médio de Sulfato de Alumínio, Hipoclorito de Sódio, Hidróxido de Sódio e Ácido Cítrico apresentados na Figura 5.6 e nos custos unitários das respectivas soluções comerciais. Tais valores foram obtidos a partir das atas de compra de produtos químicos disponíveis no site da Caesb e apresentados na Tabela 5.10.

Tabela 5.10 – Custos unitários dos produtos químicos comerciais adquiridos pela Caesb nos anos de referência (2018 e 2020).

Produto químico	Valor unitário (R\$/kg)	Ano de referência
Sulfato de Alumínio 46%	1,17	2020
Hipoclorito de Sódio 12%	2,12	2018
Hidróxido de Sódio 50%	2,33	2018
Ácido Cítrico 50%	8,21	2018

Assim, a partir dos valores unitários e consumos médios das respectivas soluções comerciais foi possível estimar os custos anuais em produtos químicos presentes na Figura 5.9.

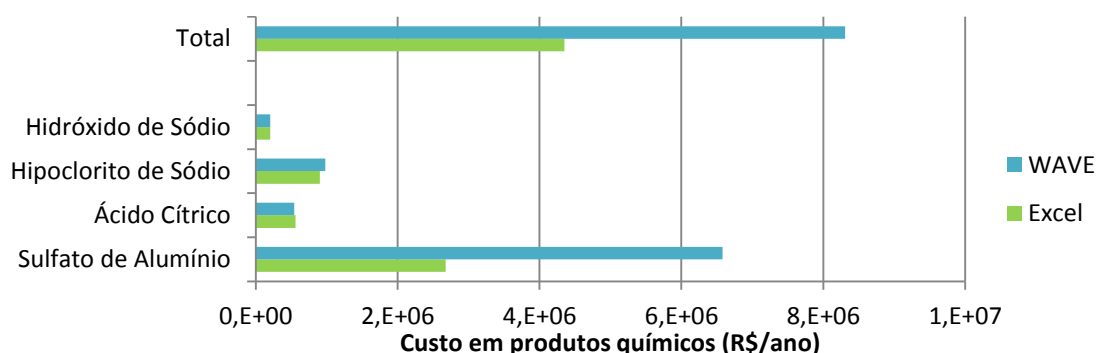


Figura 5.9 – Custos em produtos químicos anuais calculados (Excel) e estimados pelo Software WAVE (WAVE).

Vale ressaltar que os custos de sulfato de alumínio estimados pelo *WAVE*® levaram em consideração a vazão máxima da ETEB Norte acrescida de um fator de segurança e ainda uma aplicação de 24 horas/dia, justificando a superestimativa.

Energia

Os custos em energia se basearam no consumo energético das bombas de alimentação, retrolavagem e compressor de ar e na tarifa convencional de energia da CEB para o grupo B3 referente ao mês de agosto de 2020. O grupo B3 se refere aos prestadores de serviço de saneamento e a tarifa varia conforme o consumo médio de energia da estação. Como estimado na Figura 5.8, o consumo de energia do sistema UF é superior a 201 kWh/d e, portanto, a tarifa usada foi de 0,5567886 R\$/kWh. Os custos energéticos anuais se encontram dispostos na Figura 5.10.

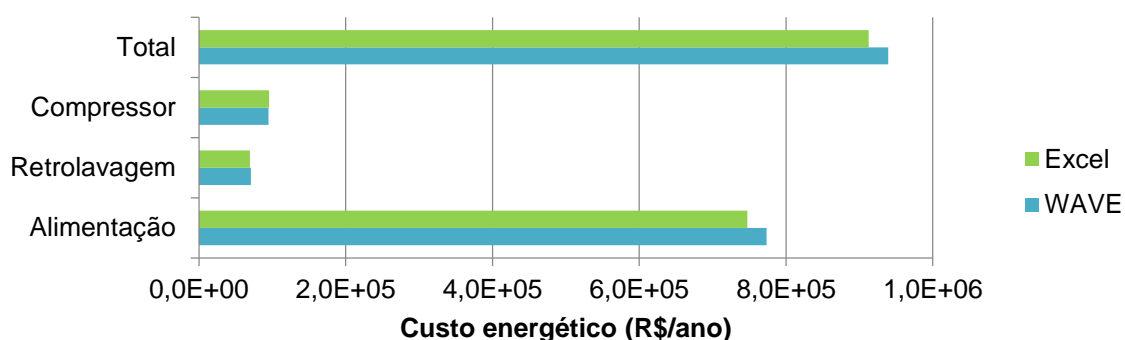


Figura 5.10 - Custos energéticos anuais calculados (Excel) e estimados pelo *software WAVE®* (WAVE).

Como é possível observar pela Figura 5.10, os cálculos teóricos resultaram em um custo anual energético de R\$912.734,56 /ano, valor 3% inferior ao estimado pelo *WAVE®*. Considerando que os demais equipamentos de contribuição minoritária representam apenas 1,4% do consumo total, o custo total energético do sistema UF calculado seria de R\$ 925.512,8/ano.

Reposição das membranas

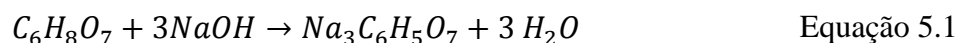
O custo em reposição das membranas ocorre em intervalos de acordo com a vida útil da membrana, a qual depende da integridade das fibras, afetada pela qualidade da matriz afluyente, frequência de limpezas químicas e fluxo de projeto (Owen *et al.*, 1995; Yoo *et al.*, 2018; Zondervan e Roffel, 2008). Logo, uma vez adotada a vida útil das membranas e assumindo que todas as membranas são trocadas em intervalos fixos, o custo de reposição de membranas pode ser considerado como um custo operacional anual (Pickering e Wiesner, 1993)

Neste caso, a vida útil das membranas foi considerada igual a 5 anos conforme adotado por outro autores como Tangsubkul *et al.* (2006) e Mierzwa *et al.* (2008). A vida útil das membranas poliméricas pode se estender até 7 anos, contudo optou-se por um intervalo de reposição que atuasse a favor do fator de segurança considerando que se trata de um sistema de tratamento de efluentes secundários (Owen *et al.*, 1995). O custo unitário do módulo de membrana foi considerado igual a US\$ 2.500 de acordo com a empresa DuPont, o valor do dólar considerado foi igual a R\$ 5,36, conforme cotação do dia 08 de setembro de 2020, e a taxa de juros anual usada foi de 8 % a.a. de acordo com a empresa de Engenharia Sanitária MKMBr. Logo, o custo anual de reposição de membranas estimado foi de R\$ 2.823.168. Na modelagem do WAVE®, o Software não estima este tipo de custo.

Tratamento dos resíduos

A escolha da alternativa de manejo (tratamento/recirculação) dos resíduos do sistema UF levou em consideração o pH e volume gerado dos resíduos estimado pelo WAVE®, o impacto do tratamento no funcionamento da ETEB Norte e, finalmente, os custos estimados de cada uma das alternativas propostas (ver Tabela 4.7). Para esta etapa de cálculos, o volume dos resíduos usado foi o total estimado pelo WAVE® e, portanto, igual a 278,40 m³/d de resíduos químicos (CEB e CIP) e 9.746,40 m³/d de resíduos físicos (retrolavagem física e enxágue).

O cálculo do pH dos resíduos químicos foi feito considerando o equilíbrio químico entre o ácido cítrico (ácido fraco) e o hidróxido de sódio (base forte) apresentado pela Equação 5.1.



Considerando a demanda diária de ácido cítrico de 90,8 kg/d (473,1 mol/dia) e a demanda diária de hidróxido de sódio de 120,8 kg/d (3.019,9 mol/dia) para as limpezas CEB e CIP, observa-se pela relação estequiométrica da Equação 5.1 que existe um excedente de íon hidróxido na mistura. Dessa forma, a concentração excedente de íon hidróxido nos resíduos químicos foi calculada considerando o volume total de resíduos químicos gerado (Equação 5.2).

$$[OH^-] = \frac{N_{NaOH} - 3N_{C_6H_8O_7}}{V_{CEB}} \quad \text{Equação 5.2}$$

Onde:

$[OH^-]$ - Concentração molar excedente do íon hidróxido (mol/L);
 N_{NaOH} - Número de mols em 120,8 kg de NaOH (mol/d);
 $N_{C_6H_8O_7}$ - Número de mols em 90,8 kg de $C_6H_8O_7$ (mol/d);
 V_{CEB} - Volume médio de resíduos químicos estimados pelo WAVE® (L/d).

A Equação 5.2 resultou em uma concentração excedente de íon hidróxido na mistura de $5,7E-3$ e um pH de 11,8. O cálculo foi repetido considerando o volume total de resíduos (físicos + químicos) e o pH final da mistura contabilizado foi de 10,2. Assim, foi possível calcular a massa necessária de ácido para neutralizar as misturas. O ácido escolhido foi o sulfúrico (H_2SO_4) conforme recomendado por MetCalf & Eddy (2016) para neutralização de esgotos alcalinos, em concentração comercial entre 95-98%, densidade de 1,84 g/L e custo unitário de R\$ 5,97/kg, de acordo com a ata registrada da Sabesp de 2013, com correção monetária.

A Tabela 5.11 apresenta os custos de cada uma das alternativas de tratamento. Para o cálculo do custo da recirculação, foi estimado o consumo energético da bomba de recalque considerando a altura geométrica e a perda de carga da tubulação como apresentado na Figura 5.11, tais aferições foram feitas com o auxílio do Google Earth 2018.

Tabela 5.11 – Custos das alternativas de tratamento de lodo propostas.

Alternativas	Recirculação (R\$/ano)	Neutralização (R\$/ano)	Desidratação (R\$/ano)	Total (R\$/ano)	R\$/m ³ *
(1)Recirculação total para o DP	36.236,1	-	-	36.236,1	0,01
(2)Recirculação total dos resíduos para o DP da ETEB Norte com pré-neutralização dos resíduos químicos.	36.236,1	174.494,75	-	210.730,9	0,06
(3)Resíduos físicos: recirculação para o DS da ETEB Norte. Resíduos químicos: neutralização e desidratação no sistema existente da ETEB Norte.	25.047,06	174.494,75	457.855,99	657.397,8	0,18

*R\$/m³ de lodo total tratado (resíduos físicos e químicos).

De acordo com a Tabela 5.11, a alternativa 1 apresenta menor custo, seguida da alternativa 2 e 3. Contudo, a alternativa 1 possui a maior probabilidade de impactar o equilíbrio microbiótico da ETEB Norte em função do elevado valor de pH dos resíduos totais e, portanto, foi descartada, a favor da segurança, afinal, a vazão total de resíduos estimada pelo WAVE® (417,7 m³/h) representa 12,6% da vazão máxima da ETEB Norte (3312 m³/h). Além disso, o

relatório atualizado sobre gerenciamento de resíduos para membranas de baixa pressão da AWWA de 2012 traz seis exemplos de gerenciamento de resíduos de ETAs com MF/UF implantadas nos Estados Unidos, em que cinco delas fazem a neutralização dos resíduos químicos antes do tratamento ou disposição final. Após a neutralização, três delas fazem a disposição final dos resíduos químicos na rede de esgotamento sanitário ou bacias de evaporação, enquanto as outras duas, misturam os resíduos neutralizados aos resíduos físicos para realizar uma etapa de clarificação anterior à recirculação. Esta etapa de clarificação inclui floculação, sedimentação e tratamento do lodo por adensamento e centrifugação.

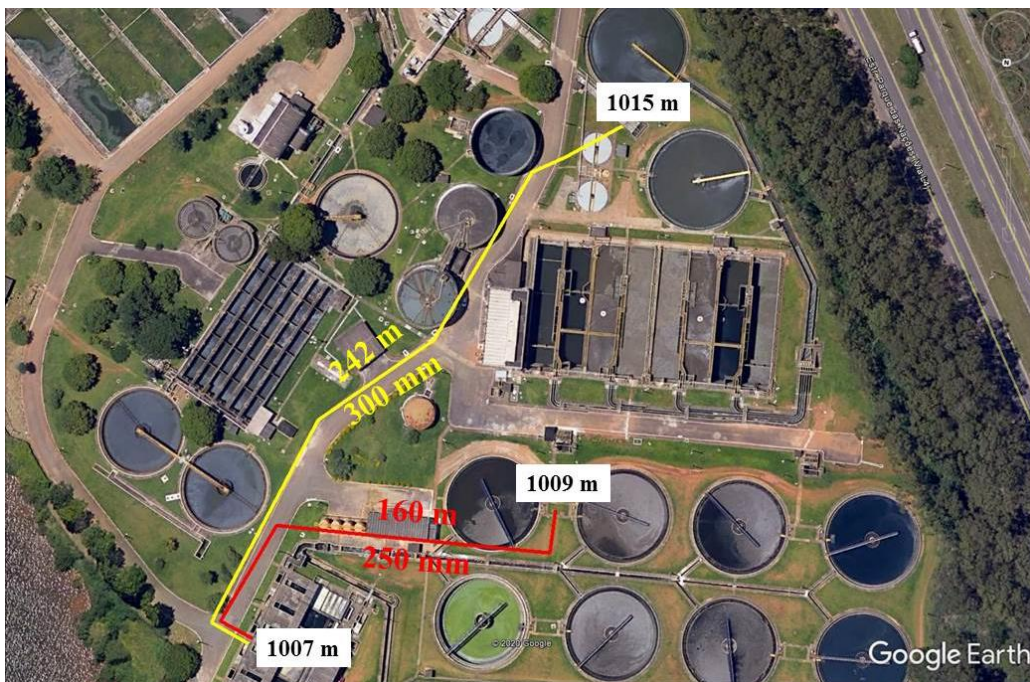


Figura 5.11 – Linhas de recalque para a recirculação do lodo com comprimento, diâmetro e cotas topográficas. Amarelo: alternativas 1 e 2; vermelho: alternativa 3; branco: cotas topográficas.

Tendo o relatório da AWWA de 2012 como referencial e considerando a tendência atual para a redução dos custos do sistema e, por conseguinte, optar pela recirculação dos resíduos ou alternativas baratas de tratamento como disposição na rede de esgoto ou em lagoas de decantação, optou-se pela alternativa 2 de manejo para o presente estudo. Afinal, a própria estação de tratamento de esgotos configura-se como um sistema de clarificação e decomposição dos resíduos, em que o lodo primário e secundário seguem para a desidratação da ETEB Norte (ver Figura 4.10). Dessa maneira, seria possível utilizar os tanques de FAD ou os próprios tanques de equalização da ETEB Norte para equalizar a vazão de resíduos e recalcar para o início da estação. Dentre as vantagens da recirculação, além do custo reduzido, existe um aumento da recuperação do sistema.

Em relação ao impacto da alternativa 2 no funcionamento da ETEB Norte, deve-se levar em consideração que os resíduos químicos neutralizados apresentam apenas 0,3% da vazão máxima da ETEB Norte e, portanto, não apresentam risco à microbiota dos reatores, uma vez que o hipoclorito de sódio, que poderia ser o risco iminente, estará em concentrações muito baixas em função da diluição.

Já os resíduos físicos, apresentam as características físico-químicas do afluente, ou seja, efluentes secundários pré-coagulados, porém, em concentrações superiores de 10 a 20 vezes (USEPA, 2005). A presença de residuais de sulfato de alumínio neste resíduo pode vir a contribuir na sedimentabilidade dos flocos do decantador primário da ETEB Norte e aumentar a remoção de DQO, SST e Pt, por exemplo. O Tratamento primário quimicamente assistido (TPQA) é uma técnica consolidada e considerada sustentável do ponto de vista econômico, uma vez que reduz a quantidade de energia requerida no tratamento secundário (Metcalf & Eddy, 2016). Czerwionka *et al.* (2020), por meio do teste de jarros com amostras de esgoto bruto, verificaram um ganho na eficiência de remoção nas amostras onde foram adicionados diferentes coagulantes orgânicos e inorgânicos. Após duas horas de sedimentação, a remoção de DQO, SST e Pt com coagulante foram de até 62,2%, 81% e 36%, respectivamente, em comparação à amostra sem coagulante, cuja remoção foi de 33,8%, <50% e <20%, respectivamente.

5.2.3. Estimativa dos custos capitais do sistema UF

Os custos capitais do sistema UF foram estimados a partir da média do custo de projeto por m³ de água tratada das ETAs Lago Norte e Gama. Os valores de projeto de cada uma das ETAs sofreram uma correção monetária conforme a variação do dólar no período entre o contrato até o ano atual tendo em vista que a maioria dos produtos de uma planta de ultrafiltração são importados. Entre abril de 2017, ano do projeto a ETA Lago Norte, e setembro de 2020 o dólar subiu 72% e entre abril de 2018, ano do projeto da ETA Gama, e setembro deste ano, o dólar subiu 57%. A Tabela 5.13 apresenta os custos de projeto das ETAs Lago Norte e ETA Gama considerando um horizonte de projeto de 20 anos.

Considerando a vazão de projeto da ETEB Norte, 3312 m³/h, um horizonte de projeto de 20 anos e o custo médio de projeto por m³ tratado apresentado na Tabela 5.12, os custos capitais do sistema UF foram calculados e estão dispostos na Tabela 5.13. Esses custos foram

divididos em custos relacionados às membranas (CAPEXm), que levaram em consideração a compra dos 1236 módulos a um custo de US\$ 2.500 por módulo, e os custos não relacionados às membranas (CAPEXnm), que envolvem os demais custos de projeto. Neste caso, os custos não relacionados às membranas possuem participação majoritária representando 83% dos custos capitais totais.

Tabela 5.12 – Custos de projeto das ETAs Lago Norte e Gama.

ETA	Vazão de projeto (m ³ /h)	Volume total tratado (m ³)	Custo de projeto total corrigido (R\$)	Custo por m ³ de água tratada (R\$/m ³)
Lago Norte	2.520	435.456.000	85.054.597,85	0,195
Gama	1.152	199.065.600	30.617.074,49	0,154
Média				0,175

Tabela 5.13 - Custos capitais calculados (Excel) para o sistema UF dimensionado.

CAPEX	R\$ 99.905.066,00
CAPEXm	R\$ 16.562.400,00
CAPEXnm	R\$ 83.342.666,00

É importante ressaltar que o custo médio de projeto das ETAs Lago Norte e Gama levaram em consideração a compra e limpeza de terreno e custos com licenciamento ambiental que provavelmente não fariam parte dos custos capitais do sistema UF, uma vez que ele seria construído no terreno da ETEB Norte. Logo, é possível que este valor calculado esteja superestimado.

5.2.4. Comparação dos custos operacionais calculados e estimados pelo WAVE®

A Figura 5.12 apresenta uma comparação entre os custos operacionais totais calculados e estimados pelo WAVE® para o sistema de UF dimensionado.

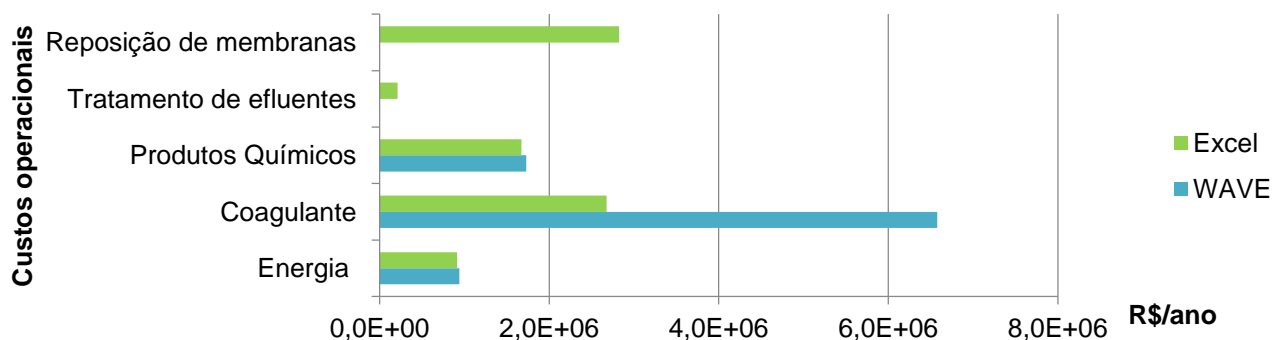


Figura 5.12 – Comparação entre os custos operacionais anuais calculados no Excel® e estimados pelo WAVE®.

Como já mencionado, o *WAVE*® não estima o custo em reposição de membranas e manejo de efluentes. Em relação aos outros custos operacionais, não se observam diferenças expressivas: o custo energético e em produtos químicos calculados foram 3% inferiores em relação aos valores estimados pelo *software*. Contudo, vale lembrar que, no cálculo do consumo de produtos químicos no *Excel*®, não foi considerado o gasto nas limpezas do tipo CIP. As diferenças mais notáveis entre os custos com coagulante calculados e estimados pelo *software* foram resultado das vazões de projeto usadas para o cálculo, como já discutido no item 5.2.1.

5.2.5. Estimativa dos custos totais do sistema UF

Os custos totais do sistema UF dimensionado (TCO) consistiram na soma dos custos operacionais calculados no *Excel*® em valor presente e custos capitais, em seguida, cada parcela foi dividida pelo volume de esgoto tratado no horizonte de projeto considerando a vazão média de projeto da ETEB Norte (1620 m³/h). Os valores estão apresentados na Tabela 5.14.

Tabela 5.14 - Resumo dos custos totais do sistema UF dimensionado calculado no *Excel*®.

Parcela de custo	Valor presente (R\$)	R\$/m ³
Custos capitais	R\$ 99.905.066,02	0,357
Custos operacionais (<i>Excel</i>)	R\$ 91.727.257,66	0,291
Custos totais	R\$ 191.632.323,68	0,648

A Figura 5.13 apresenta a contribuição percentual de cada parcela de custo operacional e a Figura 5.14 traz um resumo dos custos anuais de projeto por fonte de custo. Neste caso, os custos capitais foram transformados em um custo anual equivalente considerando o horizonte de projeto de 20 anos e a taxa de juros anual de 8% a.a., de acordo com a empresa em Engenharia Sanitária MKMBr (ver Equação 3.12).



Figura 5.13 – Contribuição percentual de cada parcela de custo operacional calculada (Excel®) do sistema UF dimensionado.

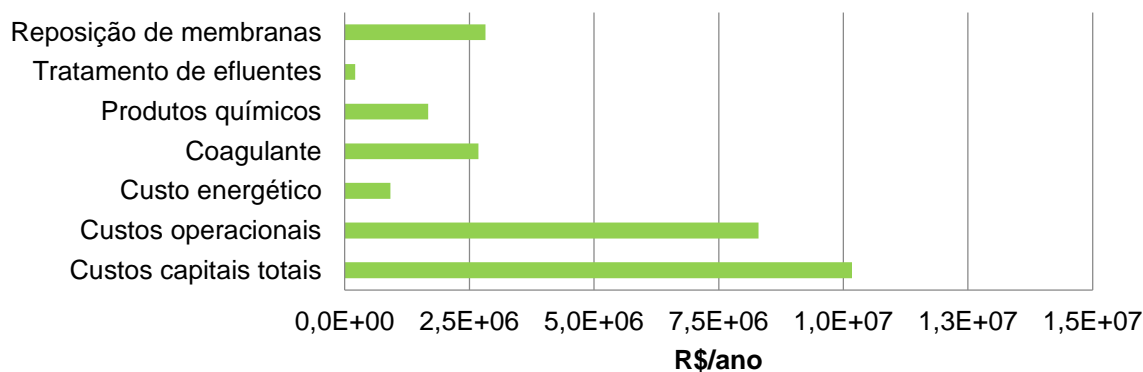


Figura 5.14 – Custos anuais calculados (Excel®) do sistema UF dimensionado de acordo com a fonte de custo.

Observa-se pela Figura 5.13, que o custo operacional majoritário se refere ao gasto em produtos químicos e coagulante, somando 52% dos custos operacionais totais, em seguida, os custos em reposição com membranas, mão de obra, energia e tratamento de efluentes. Desses custos com produtos químicos, 32% representam os custos com sulfato de alumínio, valor fortemente influenciado pela dosagem ótima adotada e igual a 90 mg/L. Caso, fosse usada a dosagem de sulfato de alumínio média da ETEB Norte em 2019 e igual a 56,6 mg/L, os custos com coagulante cairiam em 37%. Por outro lado, o uso da dosagem ótima, em longo prazo, pode ter um impacto positivo sobre os custos energéticos e em produtos químicos, uma vez que a pré-coagulação atuará como mecanismo de controle de *fouling* reduzindo as pressões de operação e necessidade de limpezas químicas tão frequentes (Diaz *et al.*, 2012; Lee *et al.*, 2009; Zheng *et al.*, 2012). Yoo *et al.* 2018 também demonstra que os custos em produtos químicos das limpezas CEBs e CIP podem ser reduzidos por meio da otimização das

limpezas químicas em relação às propostas pelo fabricante. Afinal, os custos em produtos químicos dependem da dosagem de produto, tipo de reagente, duração e frequência de limpeza.

O custo anual em reposição de membranas representa 34% do total operacional e foi fortemente influenciado pela cotação do dólar em 2020 cujo valor usado foi de R\$5,36, referente ao mês de setembro, e considerado alto em relação aos anos anteriores. Como as membranas são importadas, o custo de aquisição depende dos impostos e cotação do dólar do período, podendo reduzir a expansão da tecnologia de membranas no Brasil até que se tenha uma fabricação nacional do produto. Por outro lado, uma avaliação da AWWA com três fornecedores de membrana, em 1998, demonstraram que os custos com reposição de membranas podem variar entre 18 a 68% dos custos operacionais totais.

Além disso, o custo em reposição também é influenciado pelo fluxo de projeto, uma vez que ele determina a área máxima de filtração e, portanto, quantidade de membranas no sistema (Pickering e Wiesner, 1993). Na operação padrão estudada por Bertolossi (2019) e aplicada neste dimensionamento, o fluxo de projeto usado é próximo ao mínimo sustentado pelo sistema (40LMH), levando a uma maximização da área de filtração e quantidade de módulos de membrana. Por outro lado, a operação com fluxos sustentáveis tende a reduzir a evolução da PTM e a quantidade de limpezas químicas realizadas e, portanto, reduzir custos com produtos químicos (Zheng *et al.*, 2011).

O custo energético possui uma contribuição de 11% dos custos operacionais totais e está muito relacionado à pressão de operação do sistema e, portanto, da evolução da PTM, assim como, da frequência de limpezas, em menor escala. É possível que os custos energéticos tenham sido subestimados uma vez que o cálculo do consumo energético foi feito levando em consideração uma pressão média de operação constante, metodologia usada na literatura e pelo software WAVE®. (Xie *et al.*, 2006; Zheng *et al.*, 2011).

Finalmente, os custos capitais equivalentes anuais representam 55% dos custos totais anuais do sistema, os quais contemplam o investimento inicial do projeto. AWWA (2005) avaliou os custos de três fornecedores de sistemas com membranas para uma ETA com capacidade de 1025 m³/h (6,5 mgd) em 1998. Na avaliação, os custos capitais anualizados também representaram uma porcentagem alta de contribuição nos custos totais anuais, sendo 48,6%, 42,2% e 43,6% os valores obtidos. O trabalho de Owen *et al.* (1995) avaliando o custo de

tratamento de efluentes secundários por membranas de baixa pressão, também observaram uma contribuição entre 39 a 48% dos custos capitais.

5.3. ETAPA III: AVALIAÇÃO COMPARATIVA ENTRE O SISTEMA UF E A ETAPA DE FAD DA ETEB NORTE

5.3.1. Custos operacionais da etapa de FAD da ETEB Norte

Os custos em produtos químicos se basearam nas médias mensais de consumo relativas ao ano de 2019 e nos custos unitários respectivos, os quais foram obtidos a partir das atas registradas de compra de produtos químicos disponíveis no site da Caesb (Tabela 5.15). A Tabela 5.16 apresenta as médias mensais de consumo de sulfato de alumínio e Cal na coagulação; polieletrólito aniônico na floculação; polieletrólito catiônico e Cal na desidratação.

Tabela 5.15 – Custo unitário dos produtos químicos usados na etapa de polimento final da ETEB Norte.

Produto químico	R\$/kg	Ano de referência
Sulfato de Alumínio 46%	1,17	2020
Polieletrólito aniônico	11,07	2018
Polieletrólito catiônico	12,85	2018
Cal	0,79	2019

Tabela 5.16 – Consumo médio de produtos químicos na etapa de polimento final da ETEB Norte em 2019.

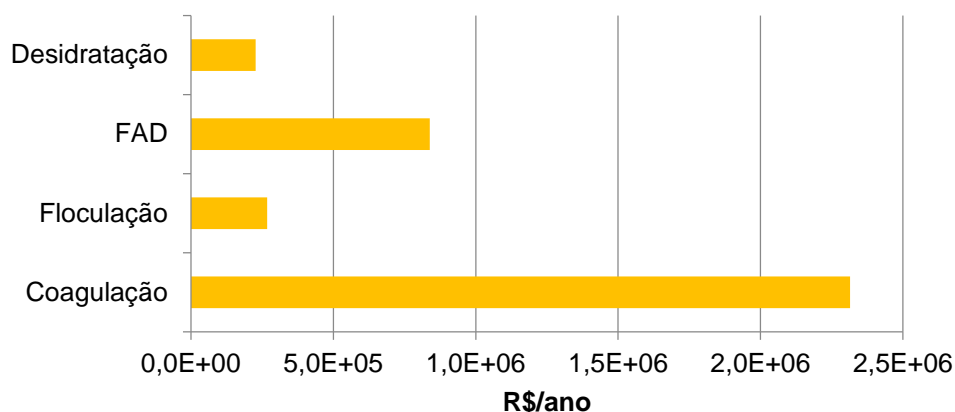
Mês	Sulfato de alumínio (kg/d)	Polieletrólito aniônico (kg/mês)	Polieletrólito catiônico (kg/mês)	Cal coagulação (kg/mês)	Cal desidratação (kg/mês)
Média	5.475,4	1.270,5	3.421,8	473,8	8.046,4

O custo relativo à desidratação do lodo químico considerou a porcentagem média de lodo químico em relação ao total relativa ao ano de 2019 e igual a 27,6%. Os dados estão apresentados na Tabela 5.17. O consumo energético se baseou na potência e tempo de operação das bombas presentes na etapa de polimento final da ETEB Norte cujos dados estão dipostos no apêndice A2. Finalmente, os custos em mão de obra consideraram a atuação de um único operador, tendo em vista que os demais valores em mão de obra (manutenção de equipamentos, limpeza, vigilância, supervisão) seriam os mesmos entre as alternativas em estudo. O custo mensal, de acordo com dados disponibilizados pela Caesb, é de R\$ 29.479,00/operador/mês.

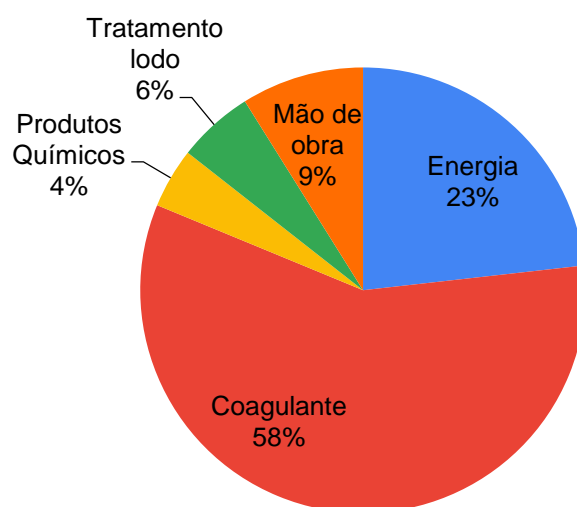
Tabela 5.17 – Produção de lodo média mensal na ETEB Norte em 2019.

Mês	Volume de lodo químico (m ³ /mês)	Volume total de lodo (m ³ /mês)
Média	4.143,0	14.993,6

A Figura 5.15a apresenta os custos operacionais do polimento final da ETEB Norte por etapa de tratamento e a Figura 5.15b traz as porcentagens de contribuição de cada categoria de custo operacional.



(a)



(b)

Figura 5.15 – (a) Custo operacional por fase de tratamento da etapa de polimento final da ETEB Norte; (b) contribuição percentual de cada categoria de custo operacional no polimento final da ETEB Norte.

Observa-se na Figura 5.15 que a coagulação possui uma participação majoritária nos custos operacionais do polimento final devido ao consumo de sulfato de alumínio cuja dosagem média estimada no ano de 2019 foi de 56,6 mg/L. Os custos energéticos contribuem para 23%

dos custos operacionais totais em que os principais consumidores de energia incluem os agitadores dos tanques de floculação e os compressores, bombas de recirculação do efluente líquido e bombas de refrigeração dos sopradores na FAD. Vale lembrar que a energia consumida na desidratação foi contabilizada no custo do tratamento de lodo. É interessante de observar que a mão obra de um único operador no polimento final representa um custo superior ao do tratamento do lodo químico e ao de outros produtos químicos. Em seguida, a desidratação do lodo químico representa 6% dos custos operacionais totais cujas maiores fontes de custo são o polieletrólito catiônico usado para otimizar a centrifugação e a energia consumida pelas centrífugas. O custo unitário da desidratação na ETEB Norte foi estimado em R\$4,57/m³ de lodo.

5.3.2. Avaliação comparativa de custos entre o sistema UF e FAD

Finalmente, a Figura 5.16 apresenta um comparativo entre os custos operacionais anuais da etapa de FAD da ETEB Norte e o sistema de UF dimensionado. O custo por m³ de esgoto tratado estimado foi igual a 0,139 R\$/m³ para o tratamento por FAD e 0,291 R\$/m³ para o sistema de UF dimensionado, valor 108% maior.

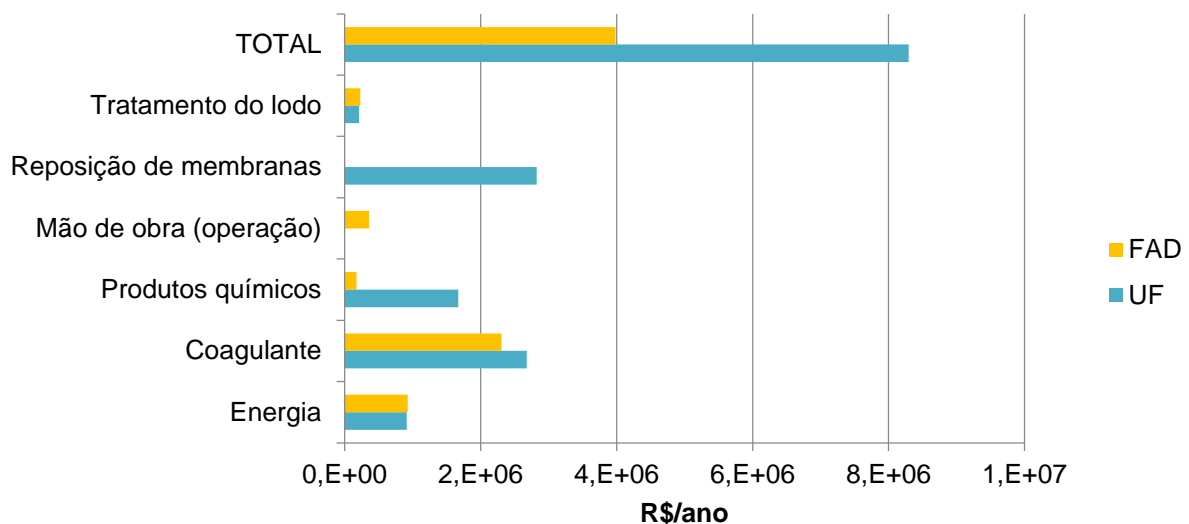


Figura 5.16 – Comparação entre os custos operacionais anuais das tecnologias de FAD e UF para o estudo de caso da ETEB Norte.

É possível observar pela Figura 5.16 que os custos em reposição de membranas, sulfato de alumínio e produtos químicos tornam a alternativa de tratamento por UF mais custosa do que o atual tratamento por FAD. Contudo, a aplicação do sistema UF pode trazer benefícios em longo prazo no que tange a qualidade da água do Lago Paranoá e, conseqüentemente, a

segurança hídrica do manancial de abastecimento de água para consumo humano. Além disso, é uma tecnologia compacta e de operação automática, capaz de gerar um efluente de qualidade constante.

A pandemia do novo corona vírus (COVID-19) trouxe atenção especial à remoção de vírus nos sistemas de tratamento água e esgoto, uma vez que foi detectada a presença do RNA do vírus SARS-Cov-2 em dejetos humanos e amostras de esgoto (Souza *et al.*, 2020). Os estudos ainda são iniciais e não existe comprovação da transmissão oral-fecal, mas neste contexto, a tecnologia de ultrafiltração tem potencial de expansão, tanto no tratamento de água, como no de esgoto, em função da sua capacidade de remover vírus (Lee *et al.*, 2017).

Bertolossi (2019) tratando os efluentes secundários pré-coagulados da ETEB Norte na IP-UF observou uma remoção média de até 4,41 log de *E. Coli*, em comparação à remoção média da FAD de 0,92 log. Esse resultado presume que a tecnologia de ultrafiltração também remove microrganismos de maiores dimensões como, protozoários, ovos de helminto, cisto de *Giardia*, (oo)cistos de *Cryptosporidium*, entre outros. Neste sentido, a tecnologia de ultrafiltração pode se tornar competitiva caso seja necessário implementar uma etapa de desinfecção na ETEB Norte, por exemplo.

Além disso, a ultrafiltração aplicada como polimento final na ETEB Norte cria a possibilidade de inserção de outras tecnologias de pós-tratamento com vistas à remoção de micropoluentes orgânicos, como fármacos, cianotoxinas e hormônios. Os micropoluentes orgânicos ou emergentes têm propriedade recalcitrante cuja tendência, em longo prazo, como apontado pelos estudos de Abbt-Braun *et al.* (2014), é que suas concentrações aumentem no Lago Paranoá, uma vez que o atual processo de tratamento das ETES Norte e Sul é incapaz de remover tais substâncias. Entre 2009 e 2012 foi detectada a presença de fenazona (analgésico), atenolol (medicamento para hipertensão) e sulfamethoxazol (antibiótico) em concentrações acima de 100 ng/L na saída da ETEB Sul, representando risco para o ambiente aquático e saúde humana, tendo em vista que o Lago Paranoá é um reservatório de usos múltiplos (Abbt-Braun *et al.*, 2014). Trabalhos mais recentes como de Maia (2018) observaram concentrações a jusante da ETEB Sul de atenolol (18 ng/L) e sulfamethoxazol (20,7 ng/L) inferiores aqueles medidos entre os anos de 2009 a 2012, porém ainda alarmantes.

Apesar das vantagens supracitadas, o custo é um fator limitante para a implantação de um sistema de ultrafiltração em substituição à atual etapa de FAD da ETEB Norte como

evidenciado pelo presente estudo. Seria necessário estudar formas de otimizar os parâmetros de projeto como fluxo, frequência e duração de limpezas para reduzir o custo total da tecnologia. Por outro lado, como já mencionado, a tecnologia de ultrafiltração pode ser uma alternativa promissora caso venha a ser necessário instalar uma etapa de desinfecção na ETEB Norte.

5.3.3. Avaliação comparativa da geração de resíduos entre os sistemas UF e FAD

É importante avaliar também o volume de resíduos gerados em cada uma das alternativas de tratamento. Em 2019, a ETEB Norte produziu um volume médio mensal de lodo químico igual 4.143,00 m³, equivalente a 0,0031 m³ de lodo químico por m³ de esgoto tratado no mesmo período. Já no caso do sistema UF dimensionado, o volume mensal de lodo químico previsto, considerando os resíduos das limpezas CEB e CIP, seria de 8.352 m³ (WAVE®) e, portanto, 0,0035 m³ de lodo químico por m³ de esgoto tratado, considerando a vazão máxima da ETEB Norte de 3312 m³/h. Por outro lado, tendo em vista que se optou pela recirculação total dos resíduos no sistema UF após a neutralização dos resíduos químicos, o volume de lodo produzido pelo sistema UF será mínimo e quantificado como lodo primário e secundário da ETEB Norte. Além disso, a comparação volumétrica entre os resíduos gerados pelas duas alternativas é pouco representativa uma vez que a concentração de sólidos entre eles é diferente.

6. CONCLUSÕES E RECOMENDAÇÕES

O presente estudo buscou avaliar os custos para a substituição da atual etapa de polimento final da ETEB Norte por um sistema de ultrafiltração. Para isso, o sistema UF foi dimensionado com auxílio de equações presentes na literatura e do *software* WAVE® e os custos totais do sistema foram estimados, incluindo os custos relacionados ao manejo dos resíduos gerados. Tais informações foram comparadas à etapa de polimento final da ETEB Norte a partir dos custos operacionais e volume de resíduos levantados.

Em laboratório, os ensaios em teste de jarros modificado demonstraram que o ajuste de pH para 6,5 e o uso de dosagens de sulfato de alumínio entre 75 a 90 mg/L podem levar ao aumento na eficiência de remoção de Turbidez, Fósforo Total e DQO pela membrana de MF usada, assim como melhora no controle de *fouling* da membrana. A dosagem de 90 mg/L e pH 6,5 foram considerados ótimos para os efluentes secundários da ETEB Norte tratados por membranas, principalmente em função do controle do *fouling*.

Em relação ao dimensionamento e estimativa de custos do sistema UF pelas metodologias adotadas, as equações da literatura demonstraram ser adequadas para fazer estimativas preliminares de projeto, principalmente em relação aos custos com reposição de membranas, manejo de efluentes, parâmetros não considerados pelo *software*. O custo capital anual do sistema UF calculado com base nas equações da literatura representou 55% de contribuição em relação aos custos anuais totais no horizonte de projeto de 20 anos, seguido dos custos em produtos químicos (24%), reposição de membranas (15%), energia (5%) e tratamento de lodo (1%). O custo total anual do sistema foi estimado em R\$18.471.404,51 (Excel®).

O custo operacional unitário do sistema UF dimensionado foi de R\$0,291/m³ (0,054 US\$/m³), valor 2.1 vezes maior em comparação ao custo operacional da etapa de polimento final da ETEB Norte e igual a R\$0,139/m³ (0,026 US\$/m³). Em relação ao volume de lodo químico por volume de esgoto tratado, o sistema UF apresentou uma relação de 0,0035 m³/m³, enquanto que a etapa de FAD apresentou um valor de 0,0031 m³/m³. Contudo, tendo em vista a proposta de recirculação total do lodo gerado pela UF para o início da estação, o volume de lodo químico gerado pelo sistema torna-se mínimo e contabilizado como lodo primário e secundário na ETE.

Finalmente, apesar das vantagens do pós-tratamento de efluentes secundários com membranas de baixa pressão, o presente estudo demonstra que a tecnologia é considerada pouco viável economicamente quando comparada com tecnologias mais convencionais, como a Flotação por Ar Dissolvido. Entretanto, deve-se considerar que neste trabalho não foram computados ganhos ambientais e associados à minimização dos riscos à saúde humana, tendo em vista o efluente de alta qualidade da UF. Além disso, a UF pode se tornar competitiva caso venha a ser necessário implementar uma etapa de desinfecção na ETEB Norte.

Em função dos resultados obtidos no presente estudo de dimensionamento e estimativa de custos de um sistema UF como pós-tratamento de efluentes secundários, observou-se a necessidade de prosseguir com estudos mais aprofundados nos seguintes aspectos levantados:

- Realizar experimentos em escala piloto visando avaliar o efeito do controle do pH-dosagem na evolução da PTM e, conseqüentemente, o impacto da dosagem na formação de *fouling*, periodicidade de limpezas e geração de resíduos.
- A partir das equações propostas neste estudo, otimizar os parâmetros de projeto visando minimizar os custos totais. Avaliar o impacto da mudança do fluxo e/ou frequência e duração de limpezas nos custos totais.
- Realizar uma análise de sensibilidade para avaliar o impacto da cotação do dólar nos custos operacionais do sistema UF.
- Comparar os custos operacionais do sistema UF dimensionado e a etapa de FAD acoplada à pós-filtração e sistema de desinfecção, tendo em vista a equivalência na qualidade dos efluentes finais.
- Avaliar os custos da incorporação de membranas submersas nos reatores biológicos da ETEB Norte como alternativa para aumentar e controlar a qualidade do efluente final da estação.
- Quantificar monetariamente as externalidades ambientais positivas da implantação do sistema UF.
- Avaliar o uso de instrumentos econômicos legais para viabilizar tecnologias de saneamento mais eficientes do ponto de vista ambiental e de saúde pública.

REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- Abbt-Braun, G. et al. (2014). Water Quality of tropical reservoirs in a changing world – the case of Lake Paranoá, Brasília, Brazil. In: Lorz, C., Makeschin, F., Weiss, H. *Integrated Water Resource Management in Brazil*. 1. ed. Londres: IWA Publishing , cap 6, p. 74-95.
- ADASA (2020). *Relatório de Monitoramento do Atendimento ao Padrão de Lançamento Outorgado pelas ETEs do Distrito Federal*. Brasília, DF.
- Ahn, K.-H.; Song, K.-G. (1999) Treatment of domestic wastewater using microfiltration for reuse of wastewater. *Desalination*, 126, p. 7-14.
- Araujo, J. E. M.; JESUS, M. C. (2018) *Estudo do Impacto das Águas Pluviais no Sistema de Tratamento de Esgotos da ETE Sul Brasília*. Monografia de Projeto Final – Universidade de Brasília, Faculdade de Tecnologia. Departamento de Engenharia Civil e Ambiental. Universidade de Brasília, Brasília, DF, 71p.
- ASSOCIAÇÃO BRASILEIRA DE NORMAS TÉCNICAS. *NBR 12216: Projeto de Estação de Tratamento de água para abastecimento público*. Referências. Rio de Janeiro, 1992.
- AWWA (2012). Committe Report: Update on residuals management for low-pressure membrane filtration. *Journal AWWA*, 104.
- AWWA (eds.) (2005) *Microfiltration and Ultrafiltration Membranes for Drinking Water, Manual of Supply Practices - M53*. American Water Works Association, Glacier Publishing Services, Inc. E.U.A., p.7-34.
- Bacchin, P; Aimar, P; Field, R. (2006). Critical and sustainable fluxes: Theory, experiments and applications. *Journal Of Membrane Science*, 281, p.42-69.
- Baker, Richard W. (2012). *Membrane Technology and Applications*. 3º ed. John Wiley And Sons, Ltd., Newark, California.
- Belfort, G.; Davis, R. H.; Zydney, A. L. (1994). The behavior of suspensions and macromolecular solutions in crossflow microfiltration. *Elsevier Science: Journal of Membrane Science*, p.1-58.
- 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.
- Blankert, B., Betlem, B., Roffel, B. (2006). Dynamic optimization of dead-end filtration trajectory: Blocking filtration laws. *Journal of Membrane Science*, 285, p. 90-95.
- Bourgeois, K. N.; Darby, J. L.; Tchobanoglous, G. (2000). Ultrafiltration of Wastewater: Effects of particles, mode of operation, and backwash effectiveness. *Elsevier Science*, 35, p.77-90.
- BRASIL, *Resolução CONAMA nº 430*, de 13 de maio de 2011. Padrões de lançamento de efluentes. Publicado no D.O.U de 16 de maio de 2011.
- Caesb (2013), *SIESG – Sinopse do Sistema de Esgotamento Sanitário do Distrito Federal*, 26a Edição.
- Caesb, SEEBLA (1982). *Projeto Básico de Ampliação e Adaptação da ETEB-Norte e ETEB-Sul, Volume 1 – Tomo 1, Memorial Descritivo*. Brasília, DF.
- Caesb. Esgotamento Sanitário. Disponível em: <
<https://www.caesb.df.gov.br/esgoto/sistemas-de-esgotamento.html>> Acesso em:
 outubro, 2019.
- Correa, M.A. e Tsuzuki, Y.N.S. (2012). *Avaliação do desempenho de um Sistema híbrido de membranas de microfiltração no tratamento da água do lago Paranoá – Distrito Federal*. Monografia de Projeto Final, Departamento de Engenharia Civil e Ambiental, Universidade de Brasília, Brasília, DF, 107 p.
- Czerwionka, K.; Wilinska, A.; Tuszynska, A. (2020). The Use of Organic Coagulants in the Primary Precipitation Process at Wastewater Treatment Plants. *Water*, 12,1650.
- Dezzot, M.; Lippel G.; Bassin, J. P. (Org). (2011). “Biorreatores com membranas – Membrane Biorreactors (MBR)”. In: *Processos Biológicos Avançados para Tratamento de Efluentes e Técnicas de Biologia Molecular para o Estudo da Diversidade Microbiana*. Ed. Interciência.
- 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. et al. (2012) Effect of previous coagulation in direct ultrafiltration of primary settled municipal wastewater. *Desalination*, 304, p. 41-48.
- DOW Water & Process Solution (2011). *DOW UF Pilot Plant - Handover Documentation*. DOW Project nº NO-1008-F052. Shanghai, China. 1207p.
- Dupont Water Solutions (2020). *WAVE Technical Manual*, versão 5.

- 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, p.395-405.
- Filho, N. C. e Kopittke, B. H. (2010). *Análise de investimento: matemática financeira, engenharia econômica, tomada de decisão, estratégia empresarial*. 11 ed. São Paulo: Atlas
- Governo de Brasília. (2017). *Plano Distrital de Saneamento básico (PDSB) – Relatório síntese*.
- GRAND RESEARCH GROUP. Report overview: Membrane separation technology market size, share & trends analysis report by technology (microfiltration, ultrafiltration, nanofiltration), by application, by region, and segment forecasts, 2020 – 2027. Disponível em <<https://www.grandviewresearch.com/industry-analysis/membrane-separation-technology-market>>. Acesso em 21/10/2020.
- Guadix, A. et al. (2004). Optimal design and operation of continuous ultrafiltration plants. *Journal of Membrane science*, 235, p. 131-138.
- Hirschfeld, H. (1998) *Engenharia Econômica*. 6ª edição, Editora Atlas S/A. São Paulo, 334 p.
- Huyskens, C. et al. (2012). Screening of novel MBR fouling reducers: Benchmarking with known fouling reducers and evaluation of their mechanism of action. *Separation and Purification Technology*, 95, p. 49-57.
- Juang, L.; Tseng, D.; Chen, Y.; Semblante, G.; You, S. (2013). The effect soluble microbial products (SMP) on the quality and fouling potential of MBR effluent. *Desalination*. 326, p.96-102.
- Kenna, E. N.; Zander, A. K.. (2000) Current Management of Membrane Plant Concentrate. Estados Unidos: *Awwa Research Foundation And American Water Works Association*.
- Lee, B.-B. et al. (2009) Optimizing the coagulant dose to control membrane fouling in combined coagulation/ultrafiltration systems for textile wastewater reclamation. *Chemical Engineering Journal*, 155, p. 101-107.
- Lee, S. et al. (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, p.23-30.

- Lorain, O. et al. (2007) Ultrafiltration membrane pre-treatment benefits for reverse osmosis process in seawater desalting. Quantification in terms of capital investment cost and operating cost reduction. *Desalination*, 203, (1-3), p.277-285.
- Maia (2018). *Aporte e avaliação de risco de atenolol, carbamazepina e sulfametoxazol no lago Paranoá*. Monografia de Projeto Final em Engenharia Ambiental, Departamento de Engenharia Civil e Ambiental, Universidade de Brasília, Brasília, DF, 105p.
- Metcalf & Eddy (2016). *Tratamento de Efluentes e Recuperação de Recursos*. AMGH Editora Ltda., 5ª ed, p. 421, Porto Alegre, Brasil.
- Mierzwa, J. C. et al. (2008). Tratamento de água para abastecimento público por ultrafiltração: Avaliação comparativa através dos custos diretos de implantação e operação com sistemas convencional e convencional com carvão ativado. *PROSAB*, São Paulo, 13, p.78-87.
- Mierzwa, J.C. (2006). “Processos de separação por membranas para tratamento de água”. In: Pádua, V.L. (coord) *Contribuição ao Estudo da Remoção de Cianobactérias e Microcontaminantes Orgânicos por Meio de Técnicas de Tratamento de Água para Consumo Humano*. ABES/RJ, Sermograf, Belo Horizonte, MG, p.335-379.
- Oliveira (2005). *Remoção de *Cylindropermopsis raciborskii* por meio de sedimentação e de flotação: avaliação em escala de bancada*. 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, 122p.
- Oliveira, D. S. de. (2008). *Avaliação da eficiência de remoção de turbidez em função de variações no comprimento de floculadores tubulares helicoidais*, Tese de mestrado, Universidade Federal do Espírito Santo, 116p.
- Oliveira, D. S. de. (2014). *Proposição de modelo de previsão de desempenho de unidades de floculação tubulares helicoidais*, Tese de Doutorado, Universidade Federal do Espírito Santo, 162p.
- Owen, G. et al. (1995). Economic assessment of membrane processes for water and waste water treatment. *Journal of Membrane Science*, 102, p. 77-91.
- Park, S. et al. (2018). Application of Physical and Chemical Enhanced Backwashing to Reduce Membrane Fouling in the Water Treatment Process Using Ceramic Membranes. *Membranes*, 8, 110.
- Pearce, G.k.. (2008). UF/MF pre-treatment to RO in seawater and wastewater reuse applications: a comparison of energy costs. *Desalination*, 222, (1-3), p.66-73.

- Peig, D. (2011). *Modelo para otimização do projeto de sistemas de ultrafiltração*. Dissertação de Mestrado em Saneamento Ambiental, Publicação pela Escola Politécnica da Universidade de São Paulo, Departamento de Engenharia Hidráulica e Ambiental, Escola Politécnica da Universidade de São Paulo, São Paulo, 117 p.
- Pickering, K., Wiesner, M. (1993). Cost model for Low-Pressure membrane Filtration. *Journal of Environmental Engineering*, 119, p. 772-797.
- Qasim, S. R. et al. (1992). Estimating Cost for Treatment Plant Construction. *Journal Awwa: Management and operations*, Estados Unidos, p.56-62.
- Raffin, M.; Germain, E.; Judd, S. (2012). Influence of backwashing, flux and temperature on microfiltration for wastewater reuse. *Separation And Purification Technology*.
- Sethi, S. et al. (2001). Optimization of Hollow-Fiber design and Low-Pressure Membrane System Operation. *Journal of Environmental Engineering*, 127, p. 485-492.
- Sethi, S., Wiesner, M. (2000). Cost Modeling and Estimation of Crossflow Membrane Filtration Processes. *Environmental Engineering Science*, volume 17(2).
- Shon, H. K. et al. (2004). The effect of pretreatment to ultrafiltration of biologically treated sewage effluent: a detailed effluent organic matter (EfOM) characterization. *Water Research*, 38, p.1933-1939.
- Shon, H. K. et al. (2005) Is semi-flocculation effective as pretreatment to ultrafiltration in wastewater treatment? *Water Research*, 39, p.147-153.
- Souza, L. et al. (2020). Presença do novo coronavírus (SARS-CoV-2) nos esgotos sanitários: apontamentos para ações complementares de vigilância à saúde em tempos de pandemia. *Visa em Debate (Vigilância sanitária em debate)*, 8(3), p.132-138.
- Souza, L., Scalize, P. (2013). Resistência específica do material sedimentado em ensaio de JarTest, obtido com a adição de lodo de Estação de Tratamento de Água. *Revista Brasileira de Engenharia Química*.
- Souza, Nigel. P. de et al. (2013). Comparative analysis of physical cleaning operations for fouling control of hollow fiber membranes in drinking water treatment. *Journal Of Membrane Science*, 436, p.28-35.
- T. Jiang, M.D. Kennedy, B.F. Guinzbourg, P.A. Optimising the operation of a MBR pilot plant by quantitative analysis of the membrane fouling mechanism. Vanrollegheem and J.C. Schippers, *Water Sci. Tech.*, 51(6/7),p.19–25.
- Tangsubkul, N. et al. (2006). Environmental life cycle assessment of the microfiltration process. *Journal Of Membrane Science*, 284(1-2), p.214-226.

- Uragami, T. (Ed.). (2017). Ultrafiltration. In: *Science and Technology of Separation Membranes*. John Wiley & Sons.
- USEPA. (2005). *Membrane Filtration Guidance Manual*. Cincinnati, Oh: Malcolm Pirnie, Inc., Separation Processes, Inc., And The Cadmus Group, Inc., Inc., 2005. 332 p.
- Vedavyasan C.V. (2016) *Chemical Cleaning of Membranes*. In: *Drioli E., Giorno L. (eds) Encyclopedia of Membranes*. Springer, Berlin, Heidelberg. https://doi.org/10.1007/978-3-662-44324-8_633
- Von Sperling, M. (2012). *Princípios do tratamento biológico de águas residuárias: Lodos ativados*. UFMG, Vol. 4, 3^a ed, p 428, Belo Horizonte, Brasil.
- Wagner, Jorgen. (2001). *Membrane Filtration Handbook: Practical Tips and Hints*. 2. ed. Estados Unidos: Osmonics, Inc., 129 p.
- XIE, R. J.; Gomez, M. J.; Xing, Y. J.. (2006). Permeate Flux Optimisation of a Pilot Microfiltration Plant for Cost-Effectiveness of Water Reclamation for Reuse. *Journal Of Environmental Science And Health, Part A*, 41, p.1169-1181.
- Yigit, N. O. et al. (2009). Effects of various backwash scenarios on membrane fouling in a membrane bioreactor. *Desalination*, 237, p.346-356.
- Yoo, S. et al. (2018). Operating cost reduction of UF membrane filtration process for drinking water treatment attributed to chemical cleaning optimization. *Journal of Environmental Management*, 206, p. 1126-1134.
- 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, p.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), p. 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), p.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, p.129-139.
- Zheng, Xing; Ernst, Mathias; Jekel, Martin. (2011). Stabilizing the performance of ultrafiltration in filtering tertiary effluent—Technical choices and economic comparisons. *Journal Of Membrane Science*, 366(1-20), p.82-91.

Zondervan, E., Roffel, B. (2008). Modeling and optimization of membrane lifetime in dead-end ultrafiltration. *Journal of Membrane Science*, 322, p. 46-51.

APÊNDICES

APÊNDICE A1. Características do módulo de membrana UF

Tabela A1.1 - Características do módulo de membrana de UF da IP-UF (Bertolossi, 2019).

Elemento filtrante	Diâmetro médio dos poros	0,03 μm
	Material	Fluoreto de Polivinilideno (PVDF)
	Hidrofobicidade	Hidrofílica
	Fluxo do permeado à 25°C	40 a 120 l/m ² /h
	Fluxo do permeado 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)	225x2360
	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 (3 Bar) à 40°C.
	Pressão transmembrana de operação máxima	0,21 Mpa (2,1 Bar)
	Fluxo médio por módulo à 25°C (m ³ /h)	3,08 – 9,24 (para 77 m ²)
	Temperatura máxima permitida	40°C
	Faixa de pH	2-11

APÊNDICE A2. Quantitativo e características das bombas da etapa de polimento final da ETEB Norte.

Tabela A2.1 – Quantitativo das bombas da etapa de polimento final da ETEB Norte.

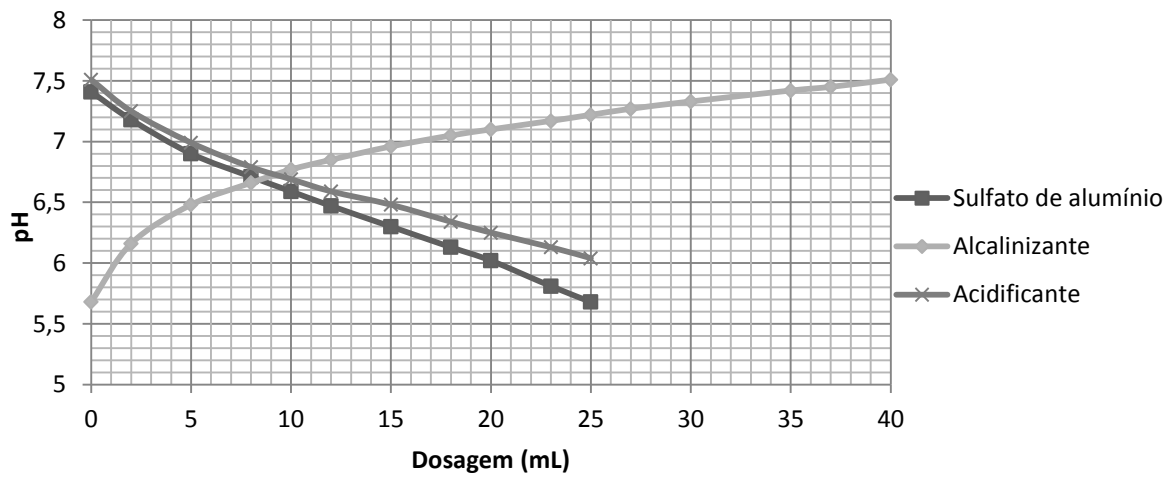
ETAPA	APLICAÇÃO	Qta total	Qta em operação	Tempo em operação (h/dia)	POT	UND	POTÊNCIA TOTAL (kW)	Consumo (kWh/d)	Custo diário (R\$)	Custo mensal (R\$/mês)
Coagulação	Bomba de dosagem de sulfato	1	1	24	0,75	kW	0,8	18,0	10,0	300,7
Dosagem de polieletrólito	Agitadores de polieletrólito	3	3	24	0,37	kW	1,1	26,6	14,8	445,0
	Bombas de transferência (agitador para o tanque)	2	1	3,2	1,50	kW	3,0	4,8	2,7	80,2
	Bombas de dosagem	2	1	24	3,68	kW	7,4	88,3	49,1	1474,3
	Bomba de água	1	1	24	2,20	kW	2,2	52,8	29,4	882,0
Floculação	Motores dos floculadores 1a câmara (1 a 12)	12	12	24	0,75	kW	9,0	216,0	120,3	3608,0
	Motores dos floculadores 2a câmara (12 a 24)	12	12	24	0,37	kW	4,4	106,6	59,3	1779,9
FAD	Compressores	2	1	19,5	29,42	kW	58,8	572,5	318,7	9562,2
	Bombas de recirculação efluente aos saturadores (BPRs 1 a 6)	6	3	24	44,13	kW	264,8	3177,4	1769,1	53073,5
	Motor dos raspadores de superfície 1 a 6	6	3	24	1,10	kW	6,6	79,2	44,1	1322,9
	Bombas B1 e B2 de recalque do efluente líq. para refrigeração dos saturadores	2	1	24	5,52	kW	11,0	132,4	73,7	2211,4
	B35	1	1	5,04	5,52	kW	5,5	27,8	15,5	464,7
	B36	1	1	5,91	5,52	kW	5,5	32,6	18,1	544,3
	B37	1	1	4,63	5,52	kW	5,5	25,5	14,2	426,6
	B38	1	1	6,88	5,52	kW	5,5	37,9	21,1	633,5

Tabela A2.1 – Quantitativo das bombas da etapa de polimento final da ETEB Norte.

ETAPA	APLICAÇÃO	Qta total	Qta em operação	Tempo em operação (h/dia)	POT	UND	POTÊNCIA TOTAL (kW)	Consumo (kWh/d)	Custo diário (R\$)	Custo mensal (R\$/mês)
Deságue mecânico	Bombas de alimentação das centrífugas	2		8,92	6,77	kW	13,5	0,0	0,0	0,0
	Centrífuga Perialisi Jumbo 3	1	1	8,92	45,00	kW	45,0	401,6	223,6	6708,4
	Centrífuga Gratt GMT 470GX	1	1	8,92	36,77	kW	36,8	328,2	182,7	5482,3
	Agitadores de polieletrólito centrífuga	6	3	24,00	0,37	kW	2,2	26,6	14,8	445,0
	Bombas de transferência de polieletrólito (centrífuga)	4	1	8,92	1,50	kW	6,0	13,4	7,5	223,6
	Bombas de dosagem de polieletrólito BDP 01 e 02	2	2	8,92	1,50	kW	3,0	26,8	14,9	447,2
Decantador Adensador (DAD)	Motor agitação CAL	3	1	24	1,10	kW	3,3	26,4	14,7	441,0
	Bombas dosadoras de CAL - BDC 01 e 02	2	1	8,92	1,10	kW	2,2	9,8	5,5	164,5
	Motor DAD	1	1	24,00	0,37	Kw	0,4	8,9	4,9	148,3
TOTAL							580,85	183.966,00	3.414,34	99.689,04

APÊNDICE A3 – Curva de dosagem para ajuste de pH da mistura de coagulação

Figura A3.1. -- Curva de referência para o ajuste do pH de mistura (elaborado pela autora).



APÊNDICE A4 – Consumo médio produtos químicos ETEB Norte 2019

Tabela A4.1. – Consumo médio de produtos químicos na etapa de polimento final da ETEB Norte em 2019.

Mês	Sulfato de alumínio (kg/d)	Polieletrólito aniônico (kg/mês)	Polieletrólito catiônico (kg/mês)	Cal coagulação (kg/mês)	Cal desidratação (kg/mês)
Janeiro	4.321,6	937,5	3.415,0	520,0	6.736,4
Fevereiro	5.523,3	915	3175	320	8.268
Março	4.413,3	1052,5	3.070	340	5860
Abril	5.038,5	1178	3.500	240	6.752
Maiο	4.050,1	1.159	3.275	40	8.151
Junho	5.651,6	1035	3540	200	8.162
Julho	3.601,7	1140	3387	345	11112,6
Agosto	5.996,1	1537,5	3.800	240	8.029
Setembro	7.643,6	1515	3675	1.260	4.631
Outubro	6.476,3	2.033	4.000	640	9.490
Novembro	9.191,6	1465	3400	920	10.245
Dezembro	3.796,5	1.280	2.825	620	9.119
Média	5.475,4	1.270,5	3.421,8	473,8	8.046,4

APÊNDICE A5 – Produção lodo média mensal ETEB Norte 2019

Tabela A5.1. – Produção de lodo média mensal na ETEB Norte em 2019.

Mês	Volume de lodo químico (m ³ /mês)	Volume total de lodo (m ³ /mês)
Janeiro	2.380,00	13.903,30
Fevereiro	2.694,00	14.961,20
Março	4.280,00	15.993,40
Abril	5.118,00	16.450,50
Maio	3.699,00	15.252,30
Junho	5.036,00	15.580,80
Julho	4.528,00	14.531,50
Agosto	5.736,00	15.811,10
Setembro	4.531,00	14.389,40
Outubro	4.492,00	14.443,20
Novembro	3.907,00	14.326,90
Dezembro	3.315,00	14.279,80
Média	2.380,00	13.903,30