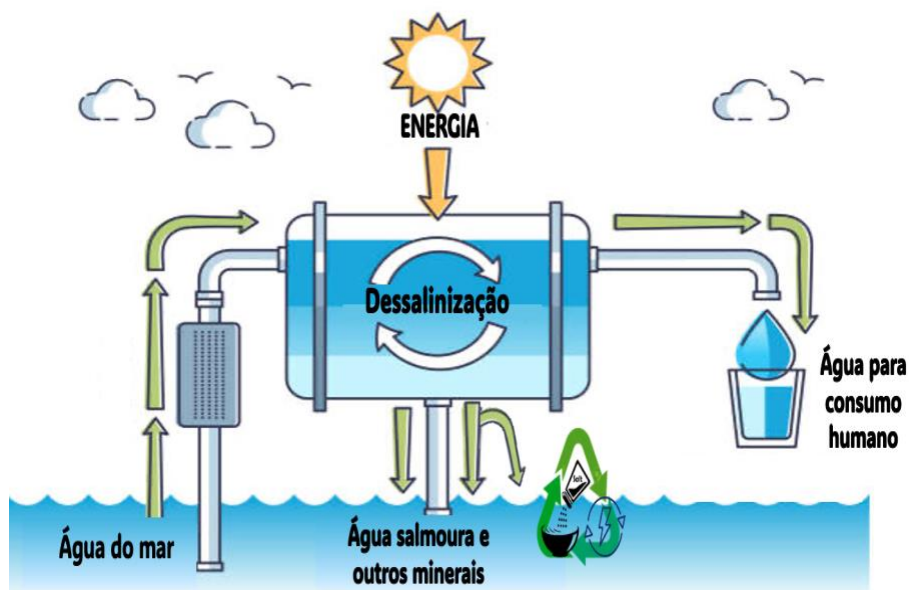




ISEL



Estudo da dessalinização de água do mar para obtenção de água para consumo humano

MARGARIDA FURTADO DE ALMEIDA
(Licenciada em Ciências Forenses e Criminais)

Trabalho de projeto para obtenção do grau de Mestre em Engenharia da Qualidade e Ambiente

Orientadores:

Doutora Maria Teresa Loureiro dos Santos
Doutor Teodoro José Pereira Trindade

Júri:

Presidente: Doutora Isabel Maria da Silva João
Vogais:

Doutor João Fernando Pereira Gomes
Doutora Maria Teresa Loureiro dos Santos

Dezembro de 2024

Estudo da dessalinização de água do mar para obtenção de água para consumo humano

MARGARIDA FURTADO DE ALMEIDA
(Licenciada em Ciências Forenses e Criminais)

Trabalho de projeto para obtenção do grau de Mestre em Engenharia da Qualidade e Ambiente

Orientadores:

Doutora Maria Teresa Loureiro dos Santos, ISEL/IPL
Doutor Teodoro José Pereira Trindade, ISEL/IPL

Júri:

Presidente: Doutora Isabel Maria da Silva João, ISEL/IPL

Vogais:

Doutor João Fernando Pereira Gomes, ISEL/IPL
Doutora Maria Teresa Loureiro dos Santos, ISEL/IPL

Dezembro de 2024

Agradecimentos

Agradeço aos meus orientadores, Professora Doutora Maria Teresa Loureiro dos Santos e ao Professor Doutor Teodoro José Pereira Trindade, pela orientação, paciência e dedicação. O rigor, as críticas e ensinamentos foram fundamentais para o desenvolvimento deste trabalho.

À minha família, em especial à minha mãe Sara, irmão Miguel, avó Augusta e tio André que sempre me deram todo o apoio para continuar a lutar pelos meus sonhos e deram o suporte essencial e incondicional ao longo destes anos. Agradeço por me estimularem a ser melhor todos os dias.

Ao meu namorado e companheiro Miguel, pela paciência, amor, por estar sempre presente e me ter apoiado nesta jornada. Sem ele, nada disto seria possível.

Ao Marco, que me fez embarcar nesta aventura e me acompanhou e apoiou neste percurso desde o início.

À Ediane, pelo companheirismo, pela amizade e companhia ao longo destes dois anos.

Agradeço à Filipa Soares, pela generosidade, empenho e por me ter ajudado tanto na concretização deste projeto. Sem ela, dificilmente teria chegado até aqui.

Aos meus amigos e colegas de trabalho, Ricardo, Azevedo e Raquel, que me aturaram neste último ano, todos os dias. Agradeço por darem mais cor aos meus dias.

Por fim, agradeço aos meus amigos e a todos aqueles que, direta ou indiretamente, contribuíram para a realização deste trabalho e estiveram sempre dispostas a ajudar. Cada gesto foi essencial para que eu pudesse alcançar este objetivo.

Declaração de integridade

Declaro que este trabalho final de mestrado é o resultado da minha investigação pessoal e independente. O seu conteúdo é original e todas as fontes listadas nas referências bibliográficas foram consultadas e estão devidamente mencionadas no texto. Mais declaro que todas as referências científicas e técnicas relevantes para o desenvolvimento do trabalho estão devidamente citadas e constam das referências bibliográficas.

O autor

Margarida Furtado de Almeida

Lisboa, 10 de dezembro de 2024

Resumo

A escassez de água potável impulsionou a dessalinização, especialmente por osmose inversa. Contudo, o seu desempenho é sensível a diversas variáveis operacionais, especialmente quando se utiliza água do mar.

Isso impulsionou este estudo a explorar a influência das condições operacionais sobre a performance de dois sistemas de dessalinização por osmose inversa, visando otimizar a eficiência do processo.

Foram realizadas simulações em MATLAB sob condições típicas e extremas à escala laboratorial e industrial com membranas planas e em espiral, respetivamente.

Na escala laboratorial, investigou-se a influência da temperatura da água (15-45°C) nas propriedades da solução e da membrana no fluxo transmembranar. Cada aumento de 5°C na temperatura da água diminui a taxa de recuperação em 0,0067%.

A influência da velocidade de escoamento (4-7 cm/s) e concentração molar dos sais (0,05-3,5 mol/L) no coeficiente de transferência de massa, pressão a aplicar e polarização da membrana também foi analisada. Os resultados indicaram que velocidades menores tiveram maior impacto, especialmente a menores temperaturas. A concentração dos sais influenciou apenas a pressão, especialmente a menores concentrações e maior temperatura, aumentando cerca de 12% quando se aumentou 3 mol/L.

Na escala industrial, explorou-se o impacto das propriedades da membrana e parâmetros operacionais, ao longo do módulo de membrana e dos estágios do processo. O sistema operou de forma menos eficiente nos elementos de membrana e estágios finais, especialmente a temperaturas mais altas. Observou-se ainda que, concentrações de sais e caudais de alimentação menores beneficiam a taxa de recuperação de água e a eficiência do sistema.

Por último, investigou-se o impacto da pressão (50-75 bar) e concentração de sais no consumo energético do processo. Verificou-se que, altas concentrações de sais e pressões, aumentaram o consumo energético entre 9 e 12%, tornando o processo mais exigente em cenários de alta salinidade.

Palavras-chave: Dessalinização, Osmose Inversa, Modelação Matemática, Salmoura, MATLAB.

Abstract

The scarcity of drinking water has boosted desalination, especially by reverse osmosis. However, its performance is sensitive to several operational variables, especially when seawater is used.

This prompted this study to explore the influence of operating conditions on the performance of two reverse osmosis desalination systems, with a view to optimising the efficiency of the process.

Simulations were carried out in MATLAB under typical and extreme conditions on a laboratory and industrial scale with flat and spiral membranes, respectively.

On a laboratory scale, the influence of water temperature (15-45°C) on the properties of the solution and the membrane on transmembrane flux was investigated. Each 5°C increase in water temperature decreased the recovery rate by 0,0067%.

The influence of flow velocity (4-7 cm/s) and molar salt concentration (0,05-3,5 mol/L) on the mass transfer coefficient, pressure to apply and membrane polarisation was also analysed. The results indicated that lower speeds had a greater impact, especially at lower temperatures. Salt concentration only influenced pressure, especially at lower concentrations and higher temperatures, increasing by around 12% when 3 mol/L was increased.

On an industrial scale, the impact of membrane properties and operating parameters was explored throughout the membrane module and process stages. The system operated less efficiently in the membrane elements and final stages, especially at higher temperatures. It was also observed that lower salt concentrations and feed flow rates benefit the water recovery rate and system efficiency.

Finally, the impact of pressure (50-75 bar) and salt concentration on the energy consumption of the process was investigated. It was found that high salt concentrations and pressures increased energy consumption by between 9 and 12%, making the process more demanding in high salinity scenarios.

Keywords: Desalination, Reverse Osmosis, Mathematical Modeling, Brine, MATLAB.

Índice Geral

Agradecimentos.....	v
Declaração de integridade	vii
Resumo.....	ix
Abstract.....	xi
Índice Geral	xiii
Índice de Figuras	xvii
Índice de Quadros	xix
Lista de Siglas e Abreviaturas.....	xxi
1. Introdução	1
1.1. Enquadramento	1
1.2. Objetivo.....	4
1.3. Estrutura da dissertação	6
2. Dessalinização de água do mar.....	7
2.1. Disponibilidade de Água no planeta.....	7
2.2. Contextualização histórica	10
2.3. Processos de dessalinização	13
2.3.1. Nota introdutória	13
2.3.2. Térmica.....	17
2.3.3. Por membrana	22
2.3.4. Por sistemas Híbridos (OI/FME)	28
3. Comparação entre os processos de dessalinização	31
3.1. Desempenho de produção	31
3.2. Impactes ambientais.....	39
3.2.1. Nota introdutória	39
3.2.2. Associados à captação de água em ambiente marinho.....	39
3.2.3. Associados à descarga de Salmoura	41
3.2.4. Indiretos associados ao consumo intensivo de energia	45
3.2.5. Gestão de salmoura	47
4. Introdução à modelação da dessalinização.....	51

5. Metodologia.....	57
5.1. Nota introdutória	57
5.2. Modelação matemática dos sistemas de dessalinização.....	60
5.2.1. Modelo de difusão-solução de um sistema OI.....	60
5.2.2. Efeito da temperatura	68
5.2.3. Estudo do desempenho do Módulo de membrana.....	74
5.2.4. Efeito da pressão e concentração inicial de sais no CEE	80
5.2.5. Estudo do desempenho do Sistema OI	81
6. Apresentação e discussão de resultados	85
6.1. Influência da temperatura nas propriedades do fluido	85
6.2. Variáveis que afetam o desempenho do Módulo de membranas	96
6.3. Influência da pressão e concentração de sais no consumo específico de energia.....	109
6.4. Desempenho global do sistema OI	113
7. Conclusões	125
8. Perspetivas futuras	129
Referências bibliográficas.....	131
ANEXOS.....	145
ANEXO A – Resumo e apresentação oral apresentada na 11th International Conference on Sustainable Solid Waste Management com o título “Simulation of the performance of three desalination systems”	145
ANEXO B – Código MATLAB do estudo do efeito da temperatura	155
ANEXO C – Código MATLAB da simulação do módulo da membrana.....	159
ANEXO D – Código MATLAB do estudo do impacte de variações das propriedades da membrana e das condições operacionais no desempenho de um módulo de membrana e análise do CEE	161
ANEXO E – Código MATLAB do estudo do impacte de variações das propriedades da membrana e das condições operacionais no desempenho global do sistema OI	169
ANEXO F – Código MATLAB da análise de sensibilidade de Q_b , P_a , C_b e metas de recuperação na área de membrana.....	177

ANEXO G – Resultados das simulações do efeito da temperatura no coeficiente de transferência de massa, polarização da concentração e na pressão aplicada	183
ANEXO H - Resultado das simulações da influência da pressão e concentração de sais no CEE obtidas do software MATLAB e desenvolvidas em Excel	185
ANEXO I - Resultado das simulações do efeito do sistema OI obtidas do software MATLAB e desenvolvidas em Excel	185
ANEXO J – Resultados da análise de sensibilidade de C_b e metas de recuperação	193

Índice de Figuras

Figura 2.1- Distribuição da água no planeta	7
Figura 2.2 - Situação global dos serviços de água potável em 2022.....	8
Figura 2.3 - Nível de stress hídrico de água doce no mundo em 2023.....	9
Figura 2.4 - Tendências na dessalinização global: a) número e capacidade de centrais de Dessalinização e b) capacidade operacional por tecnologia de dessalinização	11
Figura 2.5 - Linha de tratamento de dessalinização de água do mar	13
Figura 2.6 - Classificação das tecnologias de dessalinização	15
Figura 2.7 - Utilização dos tipos de dessalinização no mundo: a) 2016 e b) 2018.....	16
Figura 2.8 - Esquema de um sistema FME com recirculação de salmoura.....	19
Figura 2.9 - Esquema de um processo DME	21
Figura 2.10 - Esquema de um processo ED	23
Figura 2.11 - Esquema de uma instalação de OI	25
Figura 2.12 - Módulo de membrana de OI em espiral	26
Figura 3.1 – Distribuição dos custos da água dessalinizada em: a) FME e b) OI	35
Figura 3.2 - Capacidade de produção dos diversos sistemas de dessalinização	44
Figura 3.3 - Esquema do processo de dessalinização com valorização	48
Figura 5.1 – Mecanismos de transferência de massa no processo de OI	65
Figura 5.2 - Diagrama Esquemático do processo de OI simulado	75
Figura 5.3 – Esquema de elementos de membrana no reator sob pressão	75
Figura 6.1 - Efeito da temperatura da água numa membrana de OI: a) Viscosidade (μ) e difusividade do soluto (D), b) permeabilidade da água (A) e do soluto (B), c) K_{CP} , β , d) P_a e rejeição de sal observada (x).....	85
Figura 6.2 - Resultados dos 7 cenários no coeficiente de transferência de massa (K_{CP}) a diferentes temperaturas	88
Figura 6.3 – Resultado da simulação dos 7 cenários em relação a β entre 15 e 45°C	90
Figura 6.4 – Variação da P_a nos cenários de 1 a 4 a temperaturas entre 15 e 45°C ..	92
Figura 6.5 – Variação da P_a nos cenários de 5 a 7, a temperaturas entre 15 e 45°C .	93
Figura 6.6 – Output do anexo C em MATLAB de J_w , taxa de recuperação e taxa de rejeição de sais.....	97
Figura 6.7 – Variação do a) Fluxo de água, b) Fluxo de soluto e c) Taxa de fluxo de permeado ao longo do módulo de membrana de OI a diferentes temperaturas	98
Figura 6.8 – Variação de a) β , b) v e c) K_{CP} ao longo do módulo de OI a diferentes temperaturas.....	99

Figura 6.9 – Variação da concentração de permeado ao longo do módulo de membrana a diferentes temperaturas; e b) taxa de recuperação em função da temperatura.....	100
Figura 6.10 – a) Influência de diferentes caudais de alimentação (Q) em m ³ /d; b) diferentes pressões (P) em bar e c) diferentes concentrações iniciais de sais em mg/L, na taxa de recuperação de água em função da temperatura	107
Figura 6.11 - Relação entre o CEE e a eficiência de Rejeição	109
Figura 6.12 – Relação entre o CEE e a concentração de alimentação a diferentes pressões do sistema.....	110
Figura 6.13 – Output da estimativa da área total da membrana e Q _p em MATLAB .	113
Figura 6.14 – Influência da temperatura ao longo dos estágios incrementais em: a) J _w , b) J _s , c) Q _p e d) C _b	113
Figura 6.15 – Influência da temperatura em a) K _{CP} , b) v, c) Q _b e d) C _p ao longo dos estágios de incremento	115
Figura 6.16 – Impacto de Q, P, C e metas de recuperação na área da membrana: a) Influência de diferentes caudais de alimentação; b) de diferentes pressões do sistema; c) de diferentes concentrações de alimentação e d) de diferentes metas de recuperação de água na área de membrana a diferentes temperaturas	118
Figura 6.17 - Variação percentual da concentração de alimentação (C) na área de membrana a temperaturas de 15, 25, 35 e 45°C	122
Figura 6.18 – Variação percentual de metas de recuperação na área de membrana a temperaturas de 15, 25, 35 e 45°C	123

Índice de Quadros

Quadro 2.1 - Número e capacidade global de centrais de dessalinização operacionais por região e setor	12
Quadro 2.2 - Classificação da água quanto à concentração de SDT	15
Quadro 3.1 - Desempenho das principais técnicas de dessalinização	32
Quadro 3.2 - Tipos de fontes de energia e custos de água produzida	38
Quadro 3.3 - Comparação de métodos de gestão de salmoura	42
Quadro 3.4 - Emissões de GEE em Portugal e França de água dessalinizada	46
Quadro 4.1 - Resumo dos estudos de sistemas de dessalinização.....	55
Quadro 5.1 - Dados de entrada no modelo do estudo do efeito da temperatura	72
Quadro 5.2 – Cenários da Influência da P_a , K_{CP} e β em função da temperatura.....	73
Quadro 5.3 - Parâmetros de entrada no modelo à escala industrial do sistema LennRO SW M500.....	75
Quadro 5.4 - Parâmetros da membrana LEN-SW30-400HRLE utilizados no MATLAB à escala industrial.....	76
Quadro 5.5 –Cenários simulados de Q_b , P_a e C_b	79
Quadro 5.6 – Cenários simulados de Q_b , P_a , C_b e metas de recuperação	82
Quadro 6.1 – Variação percentual de K_{CP} a diferentes temperaturas.....	89
Quadro 6.2 - Variação percentual de β a cada incremento de 1 cm/s em temperaturas entre 15 e 45°C.....	91
Quadro 6.3 - Variações percentuais de P_a em todos os cenários entre 15 a 45°C	94
Quadro 6.4 - Variação da pressão a cada incremento de 1,5 mol/L na concentração de sais.....	94
Quadro 6.5 - Resultados obtidos do output do Anexo C	96
Quadro 6.6 - Variações entre as membranas 1, 9 e 10 à temperatura de 45 °C.....	101
Quadro 6.7 – Variações percentuais do CEE a diferentes pressões e concentrações de alimentação	111
Quadro 6.8 - Valores da área de membrana em função do caudal a 15 e 45°C.....	119
Quadro 6.9 – Valores e variações da área de membrana em função da pressão e a temperaturas de 15 e 45°C	120
Quadro G 1 - Resultados do coeficiente de transferência de massa (K_{CP}) a diferentes temperaturas.....	183
Quadro G 2 - Resultados da polarização da concentração nos 7 cenários a diferentes temperaturas.....	183

Quadro G 3 - Influência da concentração molar dos sais e da velocidade de escoamento na pressão aplicada a diversas temperaturas	184
Quadro H 1 - Valores de CEE a diferentes pressões e concentrações de alimentação	185
Quadro I 1 - Influência do fluxo de água (L/m ² .h) no desempenho do sistema nos últimos 30 estágios de incremento	185
Quadro I 2 - Percentagem de subida do fluxo de água (L/m ² .h) no desempenho do sistema entre os estágios de incremento 16 e 17	186
Quadro I 3 - Influência do fluxo de soluto (mg/(m ² .h)) no desempenho do sistema nos últimos 30 estágios de incremento.....	186
Quadro I 4 - Influência da quantidade de permeada à saída (m ³ /s) no desempenho do sistema nos últimos 30 estágios de incremento	187
Quadro I 5 - Decaimento da quantidade de permeada à saída (m ³ /s) no desempenho do sistema entre os estágios de incremento 16 e 17	187
Quadro I 6 - Influência da concentração de alimentação (g/L) no desempenho do sistema nos últimos 30 estágios de incremento	188
Quadro I 7 - Influência do coeficiente de transferência de massa no desempenho do sistema nos últimos 30 estágios de incremento	188
Quadro I 8 - Percentagem de subida do coeficiente de transferência de massa no desempenho do sistema entre os estágios de incremento 16 e 17	189
Quadro I 9 - Influência da velocidade de alimentação (m/s) no desempenho do sistema nos últimos 30 estágios de incremento.....	189
Quadro I 10 - Percentagem da velocidade de alimentação (m/s) no desempenho do sistema entre os estágios de incremento 16 e 17	190
Quadro I 11 - Influência da quantidade de água bruta na entrada (m ³ /s) no desempenho do sistema nos últimos 30 estágios de incremento	190
Quadro I 12 - Influência da concentração de permeado (g/L) no desempenho do sistema nos últimos 30 estágios de incremento.....	191
Quadro J 1 - Valores da área da membrana em função da concentração de alimentação	193
Quadro J 2 - Variações percentuais da área de membrana a diferentes concentrações de alimentação e temperaturas.....	193
Quadro J 3 - Valores da área da membrana em função das metas de recuperação	194
Quadro J 4 - Variações percentuais da área de membrana a diferentes metas de recuperação e temperaturas	194

Lista de Siglas e Abreviaturas

A_m	Área superficial total dos elementos da membrana
A_w	Permeabilidade da membrana
CAPEX	Custo de capital
c_i	Concentração molar de i
c_{i0}	Concentração molar do componente i no ponto 0
c_M	Concentração de soluto (salmoura)
CEE	Consumo Específico de Energia
c_P	Concentração de soluto permeado
d_h	Diâmetro hidrodinâmico do canal de fluxo laminar
D_i	Coeficiente de difusão da lei de Fick
DZL	Descarga Zero Líquidos
ED	Eletrodíálise
EDR	Eletrodíálise Inversa
ER	Eficiência de Rejeição da Membrana
GEE	Gases de Efeito Estufa
H	Altura do canal
I	Espessura da membrana
IA	Impactes Ambientais
J_i	Fluxo de um componente i
J_s	Fluxo de permeação de soluto
K_{CP}	Coeficiente de transferência de massa
K_i	Coeficiente de sorção da fase líquida/fase de membranas do componente i
L	Comprimento do canal
L_i	Coeficiente de proporcionalidade do componente i
DME	Destilação por múltiplo efeito
FME	Destilação <i>Flash</i> por múltiplo estágio

NF	Nanofiltração
O&M	Operação e Manutenção
OI	Osmose Inversa
OMS	Organização Mundial de Saúde
OPEX	Custos operacionais
P_a	Pressão de entrada
P_F	Pressão no concentrado
P_P	Pressão do permeado
Q_F	Caudal da água de alimentação
Q_p	Quantidade de água produzida pelo sistema por unidade de tempo
R	Constante universal dos gases
Re	Número de Reynolds
Sc	Número de Schmidt
SDT	Sólidos Dissolvidos Totais
Sh	Número de Sherwood
SS	Sólidos Suspensos
T	Temperatura
u	Velocidade de fluxo cruzado
v	Viscosidade da solução
VC	Compressão de vapor
v_i	Volume molar de i
W	Largura do canal
WEI+	Índice de exploração de água
$\gamma_{io(m)}$	Coeficiente de atividade na membrana no ponto 0
γ_{ioi}	Coeficiente de atividade no ponto 0
π_M	Pressão osmótica da salmoura na superfície da membrana
π_m	Pressão osmótica transmembranar
π_P	Pressão osmótica do permeado

\emptyset	Coeficiente osmótico
$\Delta\pi$	Diferença de pressão osmótica através da membrana semipermeável
β	Fator de polarização da concentração
$\Delta\rho$	Diferença de pressão hidrodinâmica através de uma membrana semipermeável

1. Introdução

1.1. Enquadramento

O rápido crescimento populacional, a urbanização, a industrialização, o desenvolvimento económico e social, as alterações climáticas e a contaminação têm levado a um aumento da procura de água em todo o mundo. Por conseguinte, a água tem-se tornado objeto de atenção nos últimos anos devido à sua importância, utilização e disponibilidade limitada no planeta (Gil, 2021; Omerspahic *et al.*, 2022; UN, 2022; Villes *et al.*, 2019).

Contudo, apesar de a maior parte da superfície da Terra ser coberta por água, nem toda é adequada para consumo humano e a sua distribuição é desigual. A maioria encontra-se na forma de água salgada, sendo apenas uma pequena fração composta por água doce, localizada em rios, lagos, glaciares e aquíferos subterrâneos (UN, 2022; Villes *et al.*, 2019). Assim, uma quantidade significativa de água para consumo humano é inacessível, devido a décadas de gestão inadequada, sobre-exploração dos recursos hídricos e contaminação de águas superficiais e subterrâneas, o que gera incertezas sobre a disponibilidade futura deste recurso (UN, 2022; Villes *et al.*, 2019).

Atualmente, mais de 733 milhões de pessoas vivem em países com elevados níveis de stress hídrico e uma grande parte da população mundial não tem acesso a água potável. Segundo o Relatório dos Objetivos de Desenvolvimento Sustentável, prevê-se que 1,6 mil milhões de pessoas não terão acesso a água potável gerida de forma segura, dado que aproximadamente 50% das águas residuais produzidas são despejadas diretamente nos oceanos e rios sem tratamento prévio (UN, 2022). Este cenário tem levado a graves consequências para o ambiente e para a saúde, resultando num aumento da migração forçada, desertificação, fome, doenças e conflitos sociais (Gil, 2021; Shemer *et al.*, 2023; Villes *et al.*, 2019).

Nas últimas décadas, a migração da população para as regiões costeiras acelerou em todo o mundo, gerando pressão e oportunidades para modificar a tendência atual e descobrir fontes alternativas de água, preservando os recursos hídricos naturais existentes (Haddad *et al.*, 2018; Tigrine *et al.*, 2016; Villes *et al.*, 2019). Uma vez que a maior parte da água encontra-se na forma salgada, a transformação de água do mar em água para consumo humano pela tecnologia de dessalinização tem sido considerada um dos processos mais eficientes para aumentar o fornecimento de água limpa e segura, acessível a toda a população (Shemer *et al.*, 2023).

A dessalinização da água do mar já é utilizada em 150 países e oferece um fornecimento ilimitado e contínuo de água doce (Mavukkandy *et al.*, 2019). Contudo, é um processo que envolve vários estágios e que separa a água salgada em dois produtos: água doce e salmoura, uma solução altamente concentrada em sal, com potencial tóxico para o ambiente se descartada incorretamente (Glosson, 2023; Mavukkandy *et al.*, 2019; Pereira, 2023).

Assim, torna-se necessário considerar o impacto ambiental que todo o processo de dessalinização acarreta, principalmente no que refere a desafios ambientais associados à produção de salmoura.

Estudos recentes estimam que a produção de salmoura diária já ultrapassou os 100 milhões de m³, sendo que a Arábia Saudita e os Emirados Árabes Unidos são responsáveis por quase metade da capacidade global de dessalinização (Abdelfattah, 2022; Kress *et al.*, 2020; Mustafa *et al.*, 2022).

Portugal é um dos maiores consumidores de água per capita da Europa, apesar de ter uma disponibilidade de água superior à média europeia. Em 2021, as entidades gestoras de serviços públicos distribuíram cerca de 62,4 m³/(hab.ano) de água, excedendo em 61 L/(hab.ano) a referência da ONU (INE, 2022).

Em 2019, Portugal foi o quinto maior explorador de água entre os 27 países da União Europeia, com um índice de exploração de água (WEI+) de 11,36%. Este índice mede o consumo total de água como percentagem dos recursos de água doce renováveis, considerando a quantidade de água extraída e devolvida ao ambiente. Valores de WEI+ acima de 20% são geralmente indicativos de escassez de água, e embora Portugal ainda não tenha atingido este nível crítico, prevêem-se que estes problemas se agravem com as alterações climáticas (Azinheira *et al.*, 2019; Eurostat, 2019; Monteiro, 2021; PORDATA, 2019).

Atualmente, em funcionamento no país existe apenas a Central de Dessalinização da Ilha do Porto Santo e algumas unidades hoteleiras no Sul do país. Contudo, já se encontra em desenvolvimento uma segunda central de dessalinização no Algarve, demonstrando um esforço crescente para adotar soluções de dessalinização (APDA, 2024).

O tratamento da água salgada pode ser realizado por processos térmicos ou de membranas (Levy, 2021). A dessalinização por processos térmicos surgiu no período de 1950 a 1970 para a produção de energia e água a baixo custo, empregando a

Destilação *Flash* por Múltiplo Estágio (FME) e a Destilação por Múltiplo Efeito (DME) (Ghernaout, 2020). No entanto, com a constante procura por processos mais eficientes, emergiu a dessalinização por membrana nas décadas de 70 e 80 (Ghernaout, 2020; Glosson, 2023).

O uso de membranas no tratamento de águas é, no entanto, limitado pelo declínio do fluxo ao longo do tempo, o que resulta numa menor produção de água tratada, maiores consumos de energia e a necessidade de limpeza das membranas. Esse declínio de fluxo depende essencialmente da composição das membranas e dos parâmetros químicos e físicos da água bruta. Portanto, é essencial minimizar a colmatação das membranas, a principal responsável pela redução do fluxo de água e da rejeição de sais, através de uma seleção de membranas adequadas, do tipo de módulos e da otimização das condições operacionais do sistema (Alves, 2010).

A dessalinização através de osmose inversa (OI) é atualmente o método dominante de dessalinização no mundo (Ghernaout, 2020; Glosson, 2023). A OI é amplamente reconhecida como uma das tecnologias mais eficientes para dessalinização, mas o seu desempenho é sensível a diversas variáveis operacionais, como a temperatura, a pressão e a concentração de sais. Portanto, as motivações para esta pesquisa surgem da necessidade de compreender como determinadas variáveis críticas, como a temperatura, viscosidade da água, permeabilidade e pressão aplicada, afetam o desempenho do sistema. A variação destas condições pode ter um impacto significativo na recuperação de água, na qualidade do permeado e na eficiência energética do processo. Assim, compreender estas interações é essencial para otimizar os sistemas de OI, tornando-os mais eficientes, sustentáveis e economicamente viáveis, especialmente em cenários de escassez hídrica.

Este estudo focar-se-á no impacto da temperatura no sistema, na influência das variáveis operacionais no design e eficiência do módulo de membrana, e no desempenho global do sistema OI, através da modelação matemática e de simulações no software MATLAB.

Um tema de extrema importância para o avanço da tecnologia de OI, pois permitirá a otimização de variáveis críticas, garantindo a eficiência operacional e a sustentabilidade do processo. As conclusões obtidas contribuirão para o desenvolvimento de soluções mais eficazes na produção de água para consumo humano a partir de água do mar, promovendo um uso mais sustentável dos recursos hídricos (Glosson, 2023; IDA, 2011).

1.2. Objetivo

Diante da crescente necessidade de sistemas de dessalinização mais eficientes, e considerando os desafios associados ao elevado consumo de energia dos sistemas de osmose inversa (OI), este trabalho tem como objetivo avaliar o desempenho de dois sistemas de OI para a produção de água para consumo humano a partir de água do mar, com foco na otimização da eficiência do processo.

Para atingir esse objetivo, pretende-se adaptar três modelos matemáticos de código baseados na teoria da transferência de massa e no modelo de difusão-solução (DS), a partir de um estudo do desempenho de um sistema de dessalinização de água salobra no software MATLAB para fazer quatro simulações de dois sistemas de OI sob diferentes condições operacionais típicas e extremas.

Pretende-se realizar uma simulação à escala laboratorial e três à escala industrial, que envolverão o desenvolvimento de códigos MATLAB distintos para cada simulação.

Assim, com este trabalho pretende-se:

- Analisar o impacto da temperatura (entre 15 a 45°C) e da velocidade de escoamento (entre 4 e 7 cm/s) e concentração molar dos sais (entre 0,05 a 3,5 mol/L) em função da temperatura nas propriedades do fluido sob sete cenários de operação, utilizando uma célula plana de testes de fluxo cruzado, utilizada para fazer testes de membranas em processos de OI e para simular condições hidrodinâmicas de módulos de membrana em espiral. Objetiva-se com esta análise, estabelecer uma base experimental que suporte futuras simulações em larga escala e fornecer mais dados sobre a influência da temperatura na eficiência de sistemas de OI.
- Explorar à escala industrial, o impacto de variações das propriedades da membrana e das condições operacionais no desempenho de um módulo de membrana e no desempenho global de um sistema de OI, de forma a identificar as condições operacionais que maximizem a taxa de recuperação e a área de membrana necessária, minimizando a concentração de sais no permeado.

Para isso, pretende-se simular uma unidade de dessalinização do tipo LennRO SW M500, uma unidade móvel específica para dessalinização de água do mar em larga escala em contentor e capacidade máxima de 500 m³/dia, com membranas LEN-SW30-400HRLE em espiral, compostas por poliamida e polipropileno como material espaçador de salmoura. A simulação será realizada de forma seccionada

para capturar variações nas variáveis simuladas através de princípios do fluxo e balanços de massa. Parâmetros como fluxo de água e de soluto, concentração sais na água de alimentação e no permeado, velocidade de escoamento, pressão aplicada, taxa de recuperação de água dessalinizada, entre outros, serão analisados a temperaturas entre 15 e 45°C para avaliar a influência de cada variável no desempenho da membrana e do sistema de OI com um todo, ao longo do processo de dessalinização.

- Realizar uma análise do consumo específico de energia (CEE) em função da pressão e da concentração de sais na água de entrada. Pretende-se variar a pressão de alimentação entre 50, 64 e 75 bar e concentrações de alimentação entre 10 e 50 g/L de forma a estabelecer condições de operação que minimizem o CEE, promovendo um sistema de dessalinização energeticamente eficiente.

Com o desenvolvimento deste modelo matemático e a execução de simulações desenvolvidas, pretende-se fornecer uma base sólida para práticas de dessalinização mais eficientes, sustentáveis e economicamente viáveis, aplicáveis em contextos industriais. Esta pesquisa irá contribuir para otimizar o desempenho, a recuperação de água para consumo humano e a eficiência do sistema em termos de obtenção de soluções, explorando a operação sob condições industriais realistas e identificando configurações que garantem uma operação eficiente e otimizada.

Para além disso, no âmbito deste trabalho e durante a sua execução, foi feita e apresentada de uma comunicação oral na 11th International Conference on Sustainable Solid Waste Management, realizada de 19 a 22 de junho de 2024 em Rhodes (Grécia), com o título “Simulation of the performance of three desalination systems”, cujo resumo e a apresentação são mostrados no Anexo A.

1.3. Estrutura da dissertação

O Trabalho Final de Mestrado é constituído por oito capítulos e anexos, sendo que neste primeiro capítulo é realizada a introdução do trabalho, com um enquadramento geral sobre o tema, apresentação dos objetivos pretendidos e a estrutura do trabalho.

No segundo capítulo é feita uma pequena abordagem às fontes e disponibilidade de água no mundo e à escassez de água sendo abordados os diversos processos de dessalinização de água do mar, com uma breve contextualização histórica.

No terceiro capítulo é feita uma análise comparativa entre os processos de dessalinização tendo em conta o desempenho de produção, a concentração de salmoura, os custos e gastos energéticos associados, bem como se introduz os impactes ambientais decorrentes do processo de dessalinização, nomeadamente no que refere à estratégia de gestão de resíduos com destaque para a capacidade de redução e/ou eliminação de salmoura.

No quarto capítulo é apresentada a importância da modelação dos sistemas de dessalinização e estudos relevantes que serviram de base para a elaboração da presente dissertação.

No quinto capítulo é apresentada a metodologia do trabalho, onde consta uma modelação matemática e as simulações computacionais de um sistema de OI.

No sexto capítulo é apresentada uma apresentação e discussão dos resultados obtidos das simulações realizadas.

No sétimo e oitavo capítulo são apresentadas as conclusões do presente trabalho e as perspectivas de investigações futuras a serem alcançadas em trabalhos subsequentes.

2. Dessalinização de água do mar

2.1. Disponibilidade de Água no planeta

A água é um recurso indispensável para a vida na Terra, contribuindo para sustentar as funções ecológicas e alcançar o crescimento sustentável. É de elevada importância para diversas atividades humanas, tais como atividades industriais, agrícolas, domésticas e de produção de energia, as quais dependem de quantidades adequadas e de qualidade de água. Este recurso constitui cerca de 70% do planeta Terra (Abdelfattah, 2022; Gaio, 2016). No entanto, 97,5% da água encontra-se nos oceanos e mares na forma de água do mar, a qual não é adequada para consumo humano devido ao seu elevado teor de sais. Apenas 2,5% do total da água no planeta é água doce, sendo que somente 0,3% está disponível para vários fins humanos (Gaio, 2016; Sreedhar & Noh, 2021). Apenas 31,1% da água doce está no estado líquido, com 29,9% composta por água subterrânea, 0,3% em rios e lagos, e 0,9% na forma de humidade do solo e pântanos, enquanto os restantes 68,9% estão na forma de glaciares. A distribuição global de água no planeta é representada na Figura 2.1 (Gaio, 2016; Sreedhar & Noh, 2021).

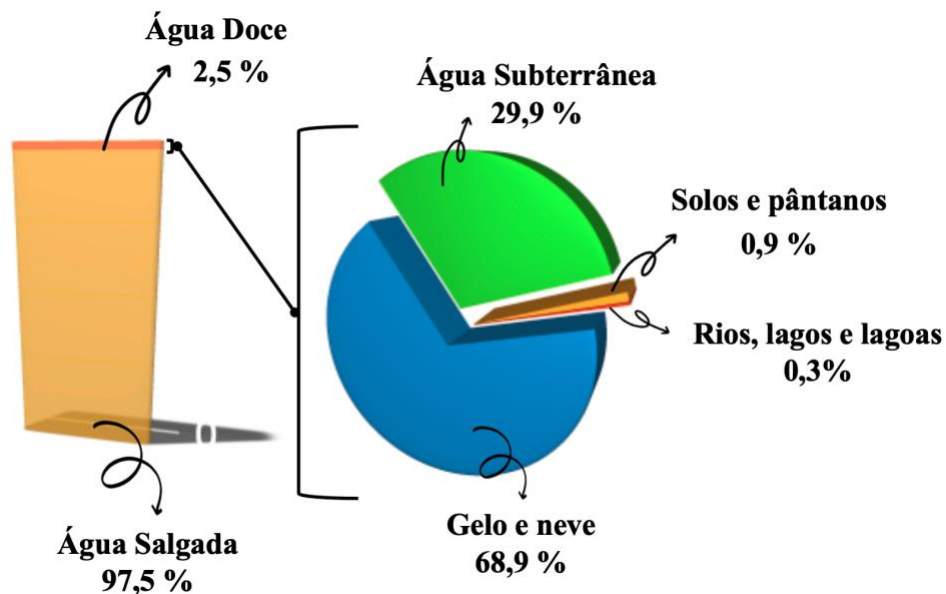


Figura 2.1- Distribuição da água no planeta

(Adaptada de Gaio, 2016)

No entanto, embora os seres humanos necessitem de quantidades reduzidas de água para consumo e higiene, a disponibilidade de água adequada para atender às suas necessidades é bastante limitada (Abdelfattah, 2022). Atualmente, uma grande parte da

população mundial não consegue satisfazer essas necessidades básicas devido à falta de acesso em quantidade e/ou qualidade aceitável dos recursos hídricos disponíveis (Abdelfattah, 2022; Van Vliet *et al.*, 2017).

Porém, é importante salientar que a distribuição de água para consumo humano é distinta no globo terrestre, existindo uma grande divergência da água disponível por continente (Gaio, 2016; UN, 2023a).

Conforme evidenciado na Figura 2.2, é visível que existem áreas com maiores reservas hídricas do que outras, havendo regiões autossuficientes e outras com quantidade limitada de água para as necessidades da população. De acordo com os dados mais recentes das Nações Unidas, as regiões mais afetadas em 2022 são a África subsaariana, a Ásia Central e o Sudoeste Asiático, onde a falta de acesso a fontes de água potável é mais prevalente (UN, 2023a).

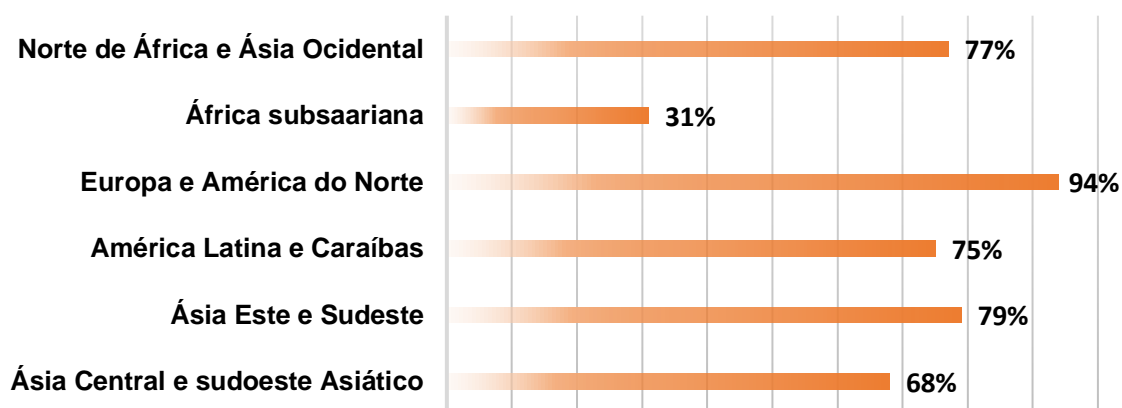


Figura 2.2 - Situação global dos serviços de água potável em 2022
(Adaptada de UN, 2023a)

A melhoria das fontes de abastecimento de água é principalmente observada em países desenvolvidos. No entanto, existem disparidades dentro dos próprios países, entre diferentes classes sociais e entre áreas rurais e urbanas (UN, 2022a). A distribuição global do consumo de água é dividida entre os setores da Agricultura, Silvicultura e Pesca; Indústria e Serviços. Estima-se que 23% da água seja utilizada pela Indústria, 70% pela Agricultura e apenas 7% seja destinada ao consumo humano (Gaio, 2016). Assim, a disponibilidade e distribuição global de água doce têm impacto direto na evolução das populações e no seu progresso enquanto sociedade (Guerreiro, 2009).

Segundo o Relatório dos Objetivos de Desenvolvimento Sustentável de 2022, com as taxas atuais de utilização, em 2030 cerca de 1,6 mil milhões de pessoas não terão

acesso a água potável gerida de forma segura, e mais de 733 milhões de pessoas viverão em países com níveis elevados e críticos de *stress* hídrico (UN, 2022b).

Os impactos relativos à quantidade e qualidade da água doce para consumo humano, juntamente com o crescimento da população mundial, o desenvolvimento económico e a concentração populacional em áreas densamente povoadas, já são evidentes em várias partes do mundo, tornando a escassez de água um problema global (Fayyaz *et al.*, 2023; Silva *et al.*, 2019; Sreedhar & Noh, 2021). Desse modo, o aumento da procura de água e a redução do seu abastecimento irão agravar o *stress* hídrico no futuro (Fayyaz *et al.*, 2023; Silva *et al.*, 2019).

Assim, garantir o acesso à água para consumo é um dos principais desafios enfrentados pela população mundial atualmente. Isso requer um amplo investimento económico em infraestruturas e uma abordagem de gestão mais sustentável, para lidar com as crescentes incertezas relacionadas com as mudanças climáticas e desastres naturais (Cruz-Pérez *et al.*, 2022).

A Figura 2.3 representa o nível de *stress* hídrico no mundo tendo em conta os recursos de água doce disponíveis, estimado como a razão entre a retirada total de água doce e os recursos de água doce totais. Como é possível observar, regiões como o norte de África, Ásia ocidental, Ásia Central e sudoeste Asiático apresentam os problemas mais críticos de *stress* hídrico, sendo que utilizam mais de 60 % dos recursos hídricos disponíveis (UN, 2023b). Portanto, é previsto que nas próximas décadas o número de pessoas com falta de acesso a água de qualidade aumente (UN, 2023b).

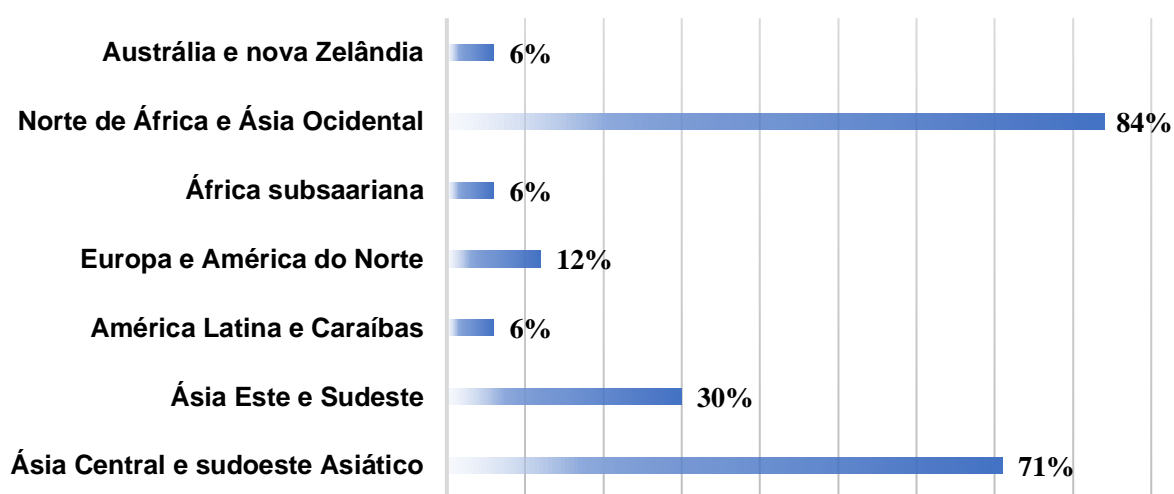


Figura 2.3 - Nível de *stress* hídrico de água doce no mundo em 2023
(Adaptada de UN, 2023b)

Com a crescente escassez de recursos de água doce em todo o mundo, tornou-se necessário mudar a tendência atual para garantir um ambiente sustentável e uma distribuição equitativa da água, de modo a satisfazer todas as necessidades (Fayyaz *et al.*, 2023). Para isso, têm surgido tecnologias não convencionais para obtenção de água doce, como a dessalinização da água do mar. Este método de tratamento de água tem sido reconhecido como uma solução importante e eficaz, capaz de aumentar o abastecimento de água e fornecer água limpa e acessível a milhões de pessoas, devido à sua ampla disponibilidade (Levy, 2008; Martínez-Alvarez *et al.*, 2018; Shemer *et al.*, 2023; Shi *et al.*, 2022; Sreedhar & Noh, 2021).

2.2. Contextualização histórica

A dessalinização da água do mar remonta às primeiras civilizações, em que os navegadores se inspiraram na natureza para resolver o problema da falta de água para consumo humano em viagens longas. Utilizavam a evaporação por aquecimento solar da água do mar em recipientes de latão para separar o sal da água (Villes *et al.*, 2019; Zolghadr-Asli *et al.*, 2023).

Embora não haja certeza sobre a data exata do surgimento das tecnologias de dessalinização, muitos estudos indicam que a primeira central de dessalinização térmica foi construída em Malta em 1881 (Tan *et al.*, 2022; Zolghadr-Asli *et al.*, 2023). No entanto, só em 1928 é que a indústria da dessalinização começou a evoluir, com a implementação da primeira central de dessalinização para fins potáveis em Curaçau, uma ilha holandesa nas Caraíbas, utilizando uma unidade de dessalinização térmica (Ophir, 1991).

No final da década de 1930, durante a Segunda Guerra Mundial, a necessidade de ter acesso a fontes fiáveis de água potável em regiões áridas tornou-se uma prioridade (Zolghadr-Asli *et al.*, 2023). Isso levou alguns países, como a Arábia Saudita, a investir nas primeiras instalações de dessalinização como solução para combater a escassez de água potável (Zolghadr-Asli *et al.*, 2023).

Entre 1960 e 1970, na Califórnia, surgiu a primeira central de dessalinização comercial utilizando a tecnologia de OI, que rapidamente demonstrou resultados promissores para substituir as unidades de tratamento por dessalinização térmica (Lattemann *et al.*, 2010; Zolghadr-Asli *et al.*, 2023).

À medida que as necessidades de água avançaram, a dessalinização emergiu como uma alternativa não convencional para recursos hídricos, levando regiões com problemas de escassez de água a adotar essa tecnologia e a procurar constantemente os processos mais eficazes e eficientes até aos dias de hoje (Martínez-Alvarez *et al.*, 2018; Silva *et al.*, 2019; Villes *et al.*, 2019).

No entanto, embora as várias tecnologias de dessalinização partilhem semelhanças, existem diferenças significativas que determinam a sua relevância ao longo do tempo. A Figura 2.4 destaca a evolução da indústria da dessalinização ao longo dos anos em todo o mundo.

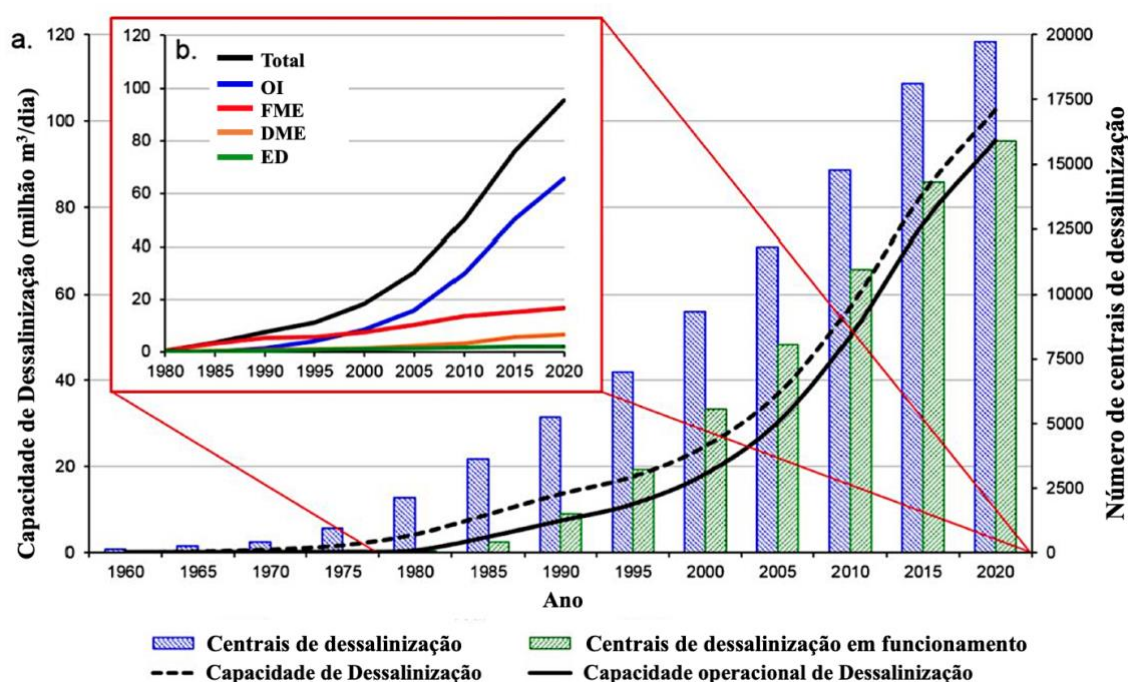


Figura 2.4 - Tendências na dessalinização global: a) número e capacidade de centrais de Dessalinização e b) capacidade operacional por tecnologia de dessalinização (Adaptada de Jones *et al.*, 2019)

Como se pode observar, o número de unidades de dessalinização em operação tem aumentado consistentemente, e antes da década de 80, as tecnologias de dessalinização térmica, como a dessalinização DME, FME e a compressão de vapor (VC), eram predominantes (Zolghadr-Asli *et al.*, 2023). No entanto, desde 2003 até aos dias de hoje, as tecnologias de membrana, como os sistemas de OI, têm dominado o mercado (Angelakis *et al.*, 2021; Jones *et al.*, 2019).

De acordo com a *International Desalination Association* (IDA, 2022), a nível global, existem mais de vinte mil centrais de dessalinização em funcionamento, distribuídas por

150 países participantes, sendo a OI a tecnologia dominante no mercado, com uma quota de 88% nas centrais de dessalinização em todo o mundo (Aljuwaisseri *et al.*, 2023; Jones *et al.*, 2019; Vázquez & Orteu, 2022b; Villes *et al.*, 2019). Analisando o Quadro 2.1, que demonstra o número e a capacidade das centrais de dessalinização por região geográfica e por setor, verifica-se que aproximadamente metade da capacidade global de dessalinização está concentrada na região do Médio Oriente e Norte de África, representando 47,5% do total, com a Arábia Saudita, os Emirados Árabes Unidos e o Kuwait destacando-se como os principais produtores a nível mundial. Na Europa, mais de metade da capacidade de dessalinização na Europa Ocidental é atribuída a Espanha. Já no Sul da Ásia, Europa Oriental, Ásia Central e África Subsaariana, a percentagem é menor, principalmente devido à presença de instalações de pequena escala destinadas a uso privado e industrial (Angelakis *et al.*, 2021; Jones *et al.*, 2019).

Quadro 2.1 - Número e capacidade global de centrais de dessalinização operacionais por região e setor

(Adaptado de Jones *et al.*, 2019)

	Número de centrais de dessalinização	Capacidade	
		(milhão m ³ /d)	(%)
Global	15 906	95,37	100
Região geográfica			
Médio Oriente e Norte de África	4 826	45,32	47,5
Leste Asiático e Pacífico	3 505	17,52	18,4
América do Norte	2 341	11,34	11,9
Europa Ocidental	2 337	8,75	9,2
América Latina e Caraíbas	1 373	5,46	5,7
Sul da Ásia	655	2,94	3,1
Europa Oriental e Ásia Central	566	2,26	2,4
África Subsaariana	303	1,78	1,9
Setor			
Municipal	6 055	59,39	62,3
Indústria	7 757	28,8	30,2
Irrigação	395	1,69	1,8
Militar	412	0,59	0,6
Outros	1 287	5,7	5,2

2.3. Processos de dessalinização

2.3.1. Nota introdutória

A obtenção de água doce a partir de fontes hídricas como água do mar, é geralmente denominada de dessalinização (Abdelfattah, 2022; Elsaid *et al.*, 2020; IDA, 2011; Sreedhar & Noh, 2021).

A dessalinização é definida como um processo físico-químico no qual ocorre a separação dos sais e da água através de uma unidade de dessalinização, resultando em água para consumo humano com baixa concentração de sais dissolvidos e salmoura (Araújo, 2018; Villes *et al.*, 2019). Este processo geralmente utiliza água com elevada salinidade, à qual é aplicada energia na forma de calor, eletricidade ou pressão hidráulica. Isso resulta na produção de água dessalinizada e concentrado (salmoura), convertendo assim água salgada em água para consumo, adequada para diversos fins (Araújo, 2018; Elsaid *et al.*, 2020).

Independentemente da tecnologia empregue no processo ou da fonte de água utilizada, existem etapas comuns em todas as estações de dessalinização (Gaio, 2016). A Figura 2.5 exibe uma linha de tratamento simplificada de um processo de dessalinização de água do mar.

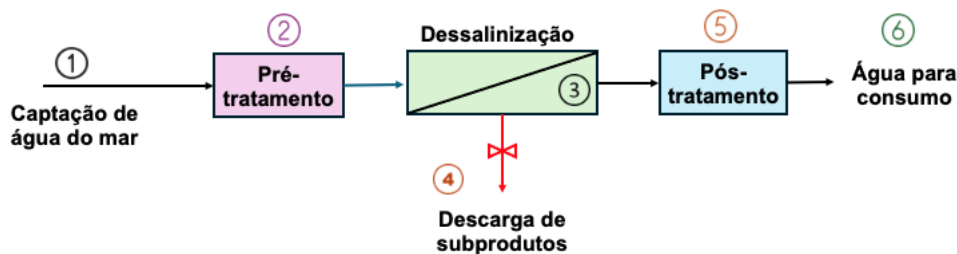


Figura 2.5 - Linha de tratamento de dessalinização de água do mar

(Adaptada de Gaio, 2016)

Em qualquer tipo de tecnologia, primeiramente a água é captada da fonte e introduzida no sistema; em seguida, é necessário fazer um pré-tratamento da água que, geralmente consiste numa filtração e adição de compostos químicos para inibir precipitações, o crescimento bacteriano, remover impurezas maiores, como sedimentos, partículas e organismos na unidade. Este passo é crucial para proteger os equipamentos de dessalinização (Araújo, 2018; Gaio, 2016; Kimura, 1995; Villes *et al.*, 2019).

Posteriormente, ocorre o processo de dessalinização numa unidade de dessalinização, um dispositivo complexo capaz de quebrar as forças de atração entre as moléculas de água e os sais. Durante o processo de dessalinização, a água salgada é separada em duas correntes: uma de água doce (permeado) e outra de salmoura (concentrado de sal). A água dessalinizada pode ser direcionada para um tratamento adicional (pós-tratamento) de ajuste de alcalinidade e pH, restaurando as propriedades essenciais da água para consumo humano que foram removidas durante o processo para eventual distribuição (Zander *et al.*, 2008). Por outro lado, a salmoura é descartada de volta ao oceano de forma controlada ou volta a entrar no sistema de tratamento (Araújo, 2018; Gaio, 2016; Kimura, 1995; Villes *et al.*, 2019). Por fim, a água tratada é distribuída até ao consumidor final.

De acordo com a Organização Mundial de Saúde (OMS), a água distribuída na rede pública deve cumprir requisitos estabelecidos por órgãos internacionais (Araújo, 2018; Decreto-Lei n.º 69/2023 de 21 de Agosto, 2023). Neste contexto, a Diretiva (UE) n.º 2020/2184, do Parlamento Europeu e do Conselho, de 16 de dezembro de 2020, estabelece os requisitos mínimos para a água destinada ao consumo humano, exigindo que os Estados-Membros adotem medidas para garantir o cumprimento desses requisitos, incluindo concentrações de sais e características químicas, físicas e biológicas (Decreto-Lei n.º 69/2023; PEC, 2020).

A concentração de sal na água é indicada pela quantidade de sal dissolvido num determinado volume de água, expressa em partes por milhão (ppm) ou em miligramas por litro de Sólidos Dissolvidos Totais (SDT) (Gaio, 2016). Com base nos níveis de SDT, a água destinada ao abastecimento pode ser classificada como água doce, com uma salinidade inferior a 1 000 mg/L; água salobra de baixa salinidade, com concentrações entre 1 000 e 5 000 mg/L; água salobra com elevada salinidade, apresentando valores de SDT entre 5 000 e 15 000 mg/L; e água salgada, com valores situados entre 35 000 e 50 000 mg/L. A água com níveis de salinidade superiores aos da água salgada é designada como salmoura, conforme representado no Quadro 2.2 (Araújo, 2018; Gaio, 2016; Monteiro, 2021).

Quadro 2.2- Classificação da água quanto à concentração de SDT

(Adaptado de Gaio, 2016; Mcneely *et al.*, 1979; Monteiro, 2021)

Designação	Concentração de SDT (mg/L)
Água doce	< 1 000
Água salobra com baixa salinidade	1 000 – 5 000
Água salobra com elevada salinidade	5 000 – 15 000
Água salgada	35 000 – 50 000
Salmoura	> 50 000

A dessalinização pode ser classificada de acordo com a tecnologia utilizada ou a fonte de água de alimentação. Quanto à tecnologia de dessalinização, existem várias tecnologias disponíveis e aplicadas em todo o mundo, que podem ser categorizadas em processos de dessalinização por membrana, térmicos e emergentes, conforme evidenciado na Figura 2.6 (Elsaid *et al.*, 2020).

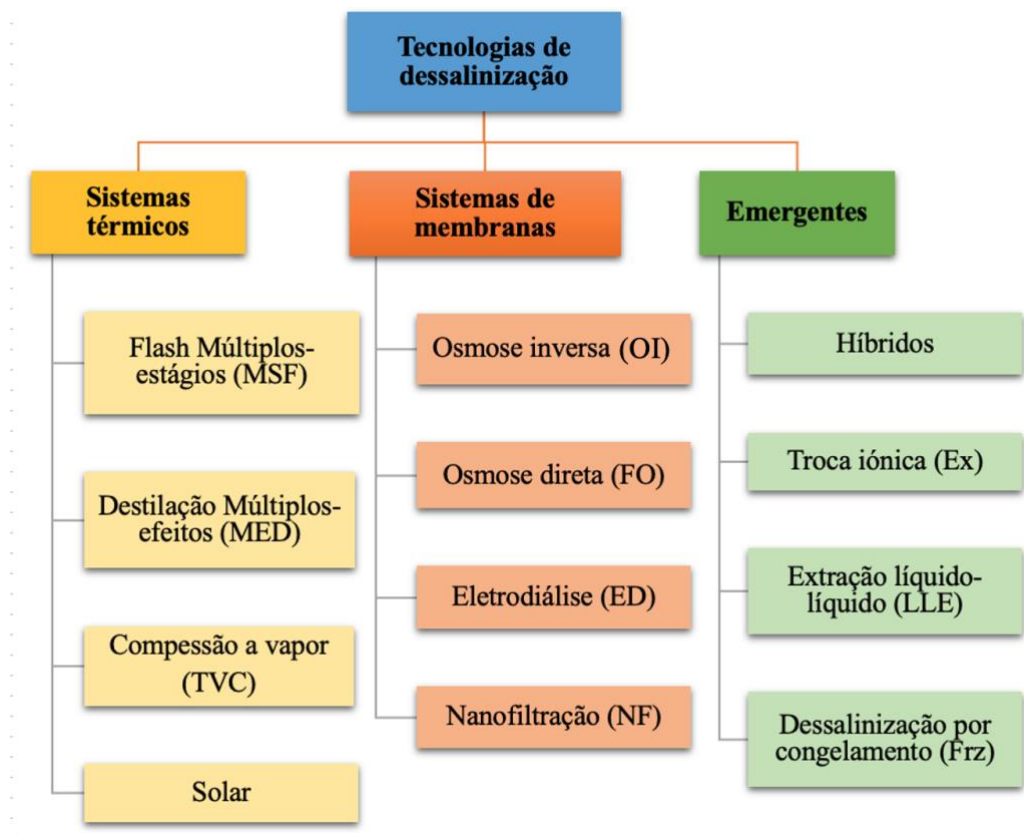


Figura 2.6 - Classificação das tecnologias de dessalinização

(Adaptada de Angelakis *et al.*, 2021 e Monteiro, 2021)

Nos sistemas térmicos, existem dois subgrupos: os ativados por extração e os ativados por adição, nos quais se incluem os sistemas de dessalinização FME, o

sistema DME e o sistema de dessalinização VC. Por outro lado, nos sistemas de dessalinização por membranas ou sistemas ativados por pressão, encontram-se os sistemas de dessalinização por OI, os sistemas de dessalinização por osmose direta (FO), os sistemas de dessalinização por eletrodialise (ED) e os sistemas de dessalinização por nanofiltração (NF) (Angelakis *et al.*, 2021; Monteiro, 2021).

As principais tecnologias de dessalinização são a OI, a FME, DME e a ED, sendo que a sua utilização na indústria é heterogênea. De acordo com a Figura 2.7, que representa a participação de cada tecnologia em 2016 e 2018, verifica-se que a OI é a tecnologia dominante em ambos os períodos, sendo responsável por 65 e 69% das instalações globais, respetivamente. Os processos de dessalinização térmica, pelas tecnologias FME e DME, ocupam a segunda e terceira posição em termos de utilização, embora a sua quota de mercado esteja a diminuir. A dessalinização por ED mantém uma pequena participação global na indústria da dessalinização. No entanto, a procura por melhorias na eficiência destes processos impulsiona o surgimento de novas tecnologias no mercado (Zolghadr-Asli *et al.*, 2023).

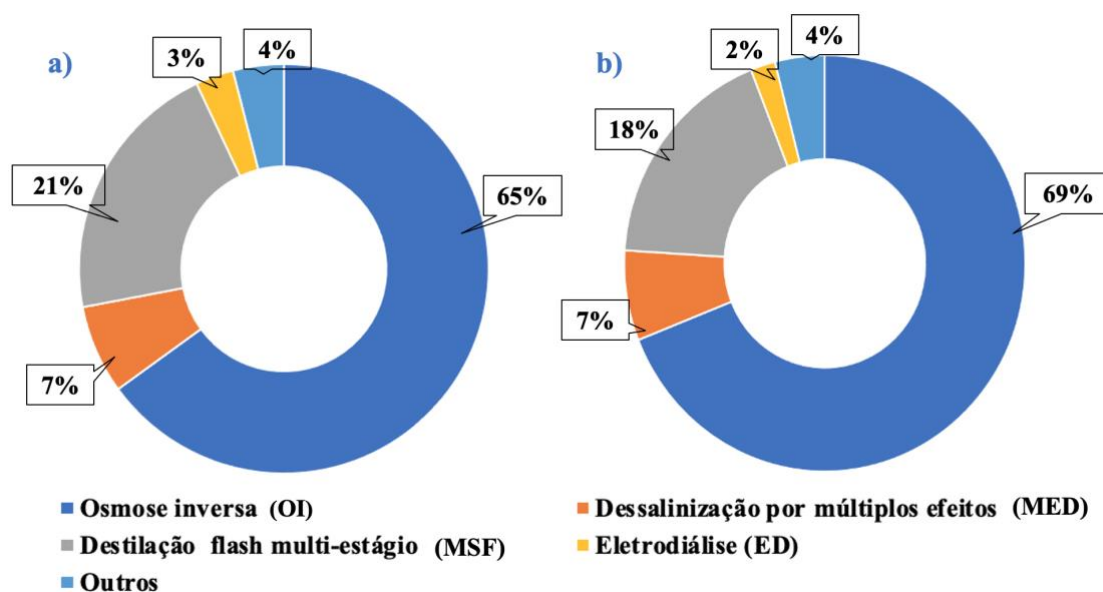


Figura 2.7 - Utilização dos tipos de dessalinização no mundo: a) 2016 e b) 2018
(Adaptada de Zolghadr-Asli *et al.*, 2023)

2.3.2. Térmica

2.3.2.1. Nota introdutória

A dessalinização térmica, também conhecida como destilação, é o método mais antigo utilizado para obter água para consumo humano a partir de água salgada, baseado no processo natural do ciclo hidrológico, que utiliza calor para impulsionar a vaporização, sendo depois condensado para produzir água doce (Araújo, 2018; Ghernaout, 2020; Glosson, 2023). Neste processo, a água salgada é aquecida até atingir a temperatura de ebulição, transformando-se em vapor de água, que é posteriormente condensado e recolhido como água potável, quando arrefece (Araújo, 2018; Elsaid *et al.*, 2020; Gaio, 2016).

A evaporação requer temperaturas adequadas e a garantia da quantidade necessária de energia para manter o processo térmico (Araújo, 2018). Alguns sistemas utilizam vários estágios para reduzir a quantidade de energia necessária, através de múltiplas ebulições sucessivas, o que envolve a diminuição da pressão nas operações subsequentes para baixar o ponto de ebulição da água (Araújo, 2018; Gaio, 2016).

A dessalinização térmica é amplamente utilizada no Médio Oriente, onde se combina a dessalinização da água do mar com a geração de energia, aproveitando vapor de baixo custo para o processo de destilação (Elsaid *et al.*, 2020; Wazeer *et al.*, 2021). Este método exige grandes quantidades de vapor e é menos comum fora desta região, devido à disponibilidade limitada de vapor residual nas centrais elétricas, que não são projetadas para esse fim. No Médio Oriente, a escassez de água e a abundância de petróleo tornam este sistema mais frequente, destacando a dependência do vapor como fonte principal para a produção de eletricidade (Araújo, 2018; Voutchkov, 2012a).

Esta tecnologia continua a ser preferível em condições específicas, como baixo custo de energia, elevada salinidade e temperatura da água de alimentação. É também vantajosa quando associada a uma central de energia para a produção simultânea de energia e água, num processo conhecido como cogeração (Ghernaout, 2020).

Todas as centrais de dessalinização térmica apresentam cinco fluxos principais: água de alimentação, vapor requerido para a evaporação da água da fonte, água de arrefecimento para condensar o vapor de água gerado na evaporação, água destilada de baixa salinidade e a salmoura com os sais e as impurezas separadas. As três tecnologias mais comuns são a FME, DME e a VC, que diferem principalmente nas

condições de temperatura e pressão para ferver a água da fonte e gerar vapor de água (Voutchkov, 2012a).

2.3.2.2. Flash por múltiplos estágios – FME

A dessalinização da água do mar pode ser realizada através do aumento da temperatura ou da diminuição da pressão. Quando a energia é dispendiosa, uma alternativa eficiente é o método FME, que envolve a ebulição em estágios sucessivos, controlando a pressão e a temperatura (Levy, 2008).

O método FME encontra-se difundido mundialmente, principalmente devido à sua capacidade de recircular a salmoura, o que reduz o volume de água de alimentação necessária e contribui para a eficiência do sistema, minimizando a formação de incrustações em altas temperaturas (IDA, 2011). Além disso, destaca-se o uso de um ejetor de jato de vapor para manter o vácuo adequado nas câmaras de *flash* durante o processo de dessalinização térmica e para extrair gases não condensáveis libertados no processo (IDA, 2011).

Este sistema requer principalmente energia térmica, mas também energia elétrica. A energia térmica é utilizada para produzir vapor superaquecido para a evaporação da água salgada, enquanto a energia elétrica é empregue para acionar diversos equipamentos auxiliares, como sensores, bombas, ejetores de vácuo, entre outros (Monteiro, 2021).

O Sistema FME envolve a passagem da água por câmaras com pressões progressivamente mais baixas, onde ocorre a evaporação e condensação (IDA, 2011; Levy, 2008). O vapor gerado a partir de caldeiras de alta pressão é utilizado tanto para produzir água doce como para acionar turbinas geradoras de eletricidade, atendendo simultaneamente às necessidades de água e energia nas comunidades servidas (Gaio, 2016; IDA, 2011; Trieb & Sattler, 2013).

No processo de dessalinização térmica representado na Figura 2.8, a água é pré-aquecida por vapor de baixa pressão a altas temperaturas, geralmente entre 90 a 120 °C, ocorrendo a transferência de calor com as câmaras. Os tubos que transportam a água do mar atravessam as câmaras, facilitando a condensação do vapor de água no interior e o pré-aquecimento da água nos tubos (Elsaid *et al.*, 2020; Villes *et al.*, 2019). Em seguida, a água é pressurizada para o primeiro estágio numa câmara de

vaporização, onde ocorre a transformação rápida em vapor de água devido ao fenómeno de "flash". O vapor resultante é conduzido para a parte superior, onde, arrefecido pelo pré-aquecimento da água do mar de entrada, contribui para a eficiência económica do FME através da regeneração de calor. Posteriormente, o vapor é condensado e recolhido por tubagens intermédias, resultando num destilado que é armazenado após passar pelas câmaras, paralelamente à salmoura (Gaio, 2016; Khawajia *et al.*, 2008; Monteiro, 2021; Voutchkov, 2012a).

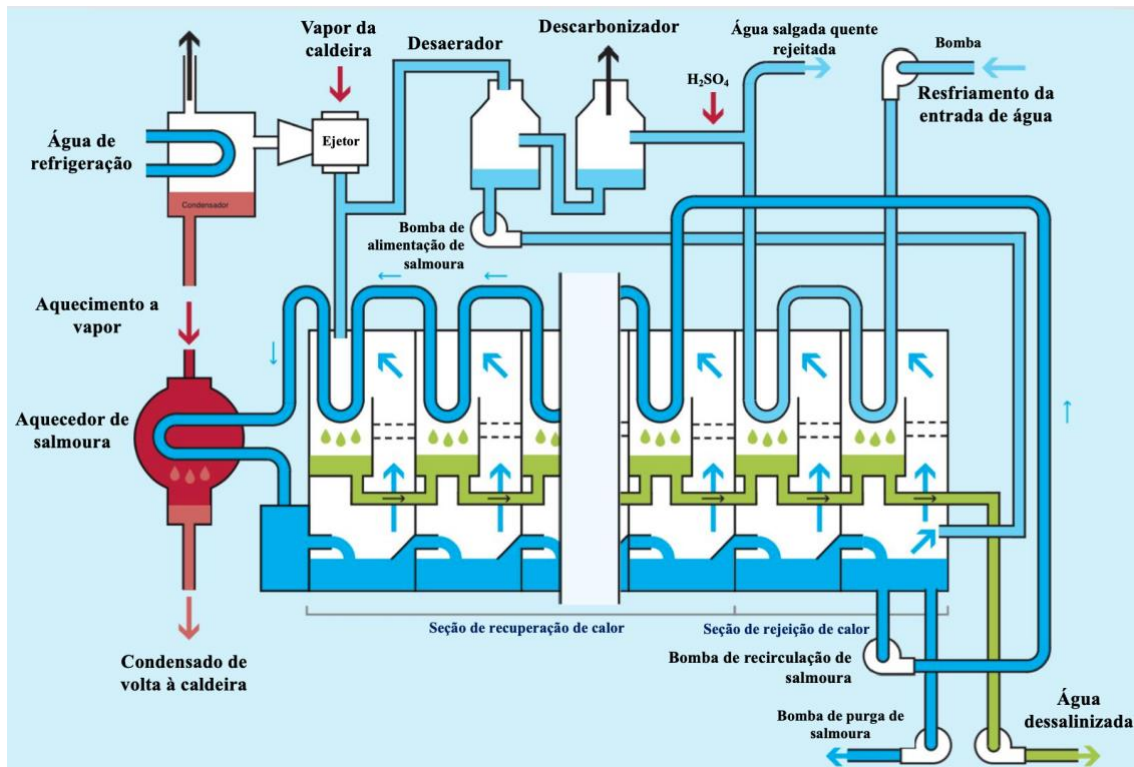


Figura 2.8 - Esquema de um sistema FME com recirculação de salmoura
(Adaptada de IDA, 2011)

A salmoura concentra-se na parte inferior e avança para o próximo estágio, onde o processo é repetido entre 19 a 28 vezes. A quantidade de vapor de água formada depende da pressão mantida em cada etapa, e adicionar mais estágios melhora a eficiência do processo ao aumentar a área de transferência de calor. No entanto, isso também resulta em custos mais elevados (Gaio, 2016). Assim, a dessalinização por FME pode ser considerada um processo de circulação forçada, já que a pressão impede a evaporação da salmoura quente, proveniente de um estágio, até que esta passe para outro estágio a uma temperatura inferior. O número de estágios desses sistemas varia de acordo com as necessidades das instalações, podendo as grandes instalações ter até quarenta estágios e produzirem entre 10 000 e 65 000 m³/dia (Monteiro, 2021).

No processo FME, parte da água pré-tratada é adicionada ao caudal de salmoura recirculante para compensar o volume descarregado no último estágio, conhecido como purga de salmoura (IDA, 2011; Levy, 2008). No entanto, a maior parte da salmoura resultante desse último estágio é recirculada para o estágio mais frio na secção de recuperação de calor (IDA, 2011; Levy, 2008). A porção remanescente pode ser devolvida ao mar com riscos ambientais reduzidos, devido à rápida diluição nas massas de água, como ilustrado na Figura 2.8. A água dessalinizada gerada passa por um tratamento pós-evaporação, normalmente apresentando entre 2 a 10 ppm de SDT e é posteriormente remineralizada (Gaio, 2016; Khawajia *et al.*, 2008).

Por fim, é importante salientar que uma das limitações deste processo é o elevado consumo de energia elétrica nos sistemas periféricos, como a bomba de recirculação da salmoura (IDA, 2011).

2.3.2.3. Múltiplos efeitos - DME

A dessalinização DME é uma das técnicas mais antigas dos sistemas térmicos convencionais, conhecida pela sua eficiência termodinâmica, devido à capacidade de ferver a água a temperaturas mais baixas quando o processo ocorre a uma pressão inferior à atmosférica, pela habilidade de lidar com água de elevada salinidade, o que permite a utilização de menos vapor e de menor quantidade de energia para produzir o mesmo volume de água (Araújo, 2018; Gaio, 2016; Glosson, 2023; Monteiro, 2021; Voutchkov, 2012a).

O processo DME consiste em evaporar a água salgada em várias etapas, operando por intermédio de uma sequência de 2 a 16 evaporadores, chamados de células, efeitos ou estágios, dispostos em série ou paralelo (Levy, 2008). Após o primeiro efeito, não há fornecimento adicional de calor, e o processo consiste em múltiplas ebulições da água que alimenta o sistema (Araújo, 2018; Gaio, 2016; Khawajia *et al.*, 2008).

No início do processo DME, a água de alimentação entra no primeiro evaporador, onde é aquecida até a temperatura de ebulição sob condições isotérmicas e isobáricas, resultando em salmoura e vapor (Ben-Mansour & Al-Jabr, 2018; Ghernaout, 2020; Monteiro, 2021). Após o pré-aquecimento, a água é pressurizada por uma bomba e pulverizada na superfície de um conjunto de tubos aquecidos por uma fonte de calor externa, como uma caldeira ou vapor extraído de um ciclo combinado, para promover

uma evaporação rápida (Frantz & Seifert, 2015; Gaio, 2016; Monteiro, 2021). Uma parte da água é evaporada, entrando em ebulição ao absorver calor, enquanto o restante é coletado na parte inferior mais fria da câmara. (Gaio, 2016; Khawajia *et al.*, 2008). O vapor gerado é recuperado e utilizado como fonte de calor no evaporador seguinte, o que resulta em uma diminuição progressiva da pressão ao longo do processo e numa eficiente troca de calor, condensando posteriormente como água pura (Frantz & Seifert, 2015; Gaio, 2016; Levy, 2008).

Na continuidade do processo DME, a salmoura resultante do primeiro efeito é direcionada para o segundo efeito, onde ocorre mais evaporação (Elsaid *et al.*, 2020; Ghernaout, 2020). Neste estágio, a salmoura é aquecida pelo vapor formado no primeiro efeito, e o ciclo é repetido em cada efeito subsequente (Elsaid *et al.*, 2020; Khawajia *et al.*, 2008). Esse ciclo repete-se até alcançar os níveis desejados de concentração de sais, conforme ilustrado na Figura 2.9 (Araújo, 2018). Essa abordagem em cascata visa otimizar a eficiência do processo e aproveitar ao máximo o calor gerado em estágios anteriores.

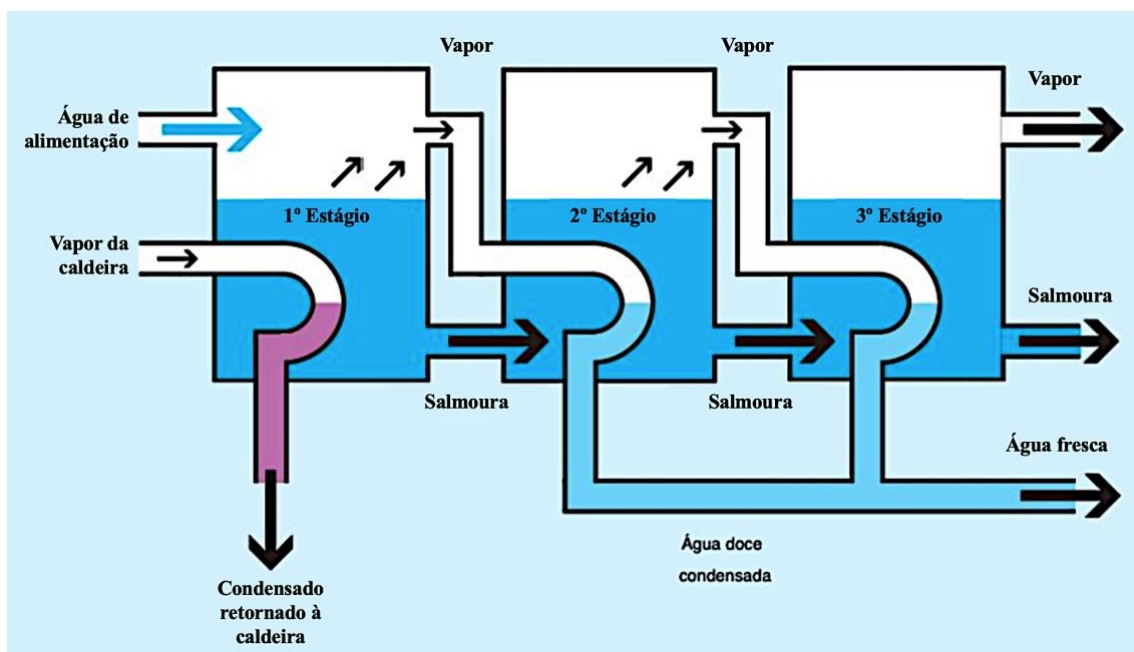


Figura 2.9 - Esquema de um processo DME
(Adaptada de IDA, 2011)

No último estágio, a salmoura concentra-se na parte inferior dos evaporadores e é removida por bombas centrífugas e o vapor é condensado e coletado como água potável, enquanto os gases não condensáveis são removidos por um ejetor de vácuo (Ben-Mansour & Al-Jabr, 2018; Monteiro, 2021).

O DME está disponível em três configurações diferentes em relação ao tipo de alimentação, que oferecem flexibilidade para atender a diferentes requisitos e condições específicas (Monteiro, 2021):

- **Alimentação Direta:** A água de alimentação é introduzida diretamente no primeiro efeito e o vapor resultante é utilizado nos estágios subsequentes.
- **Alimentação Inversa:** A água de alimentação é introduzida no último efeito, sendo bombeada de volta para os efeitos anteriores e o vapor gerado em cada efeito é utilizado para aquecer a água de alimentação nos efeitos seguintes.
- **Alimentação Paralela:** A água de alimentação é distribuída em paralelo para todos os efeitos que operam de forma independente, recebendo parte da água de alimentação, e o vapor gerado em cada efeito é utilizado no estágio seguinte.

2.3.3. Por membrana

2.3.3.1. Nota introdutória

A dessalinização por processos de membrana pode ser compreendida como um processo de filtração baseada em gradientes de pressão, que utiliza membranas seletivas e semipermeáveis, capazes de diferenciar e separar os sais da água, resultando numa solução com baixa salinidade e salmoura (Alves, 2010; Araújo, 2018; Elsaid *et al.*, 2020; Gaio, 2016).

Os processos de membrana diferem entre si dependendo do grau de rejeição ou passagem do soluto (Elsaid *et al.*, 2020). As tecnologias mais comuns utilizadas para esse propósito são a ED, a OI e a NF (Alves, 2010; Glosson, 2023; Levy, 2008; Voutchkov, 2012a).

2.3.3.2. Eletrodialise – ED

O sistema ED é um processo de separação eletroquímica dos minerais e da água, em que os íons de uma solução aquosa salina são transferidos sobre membranas seletivas de íons, por intermédio de um potencial elétrico externo aplicado diretamente à água da fonte, conforme demonstrado na Figura 2.10 (Araújo, 2018; Levy, 2008; Voutchkov, 2012a).

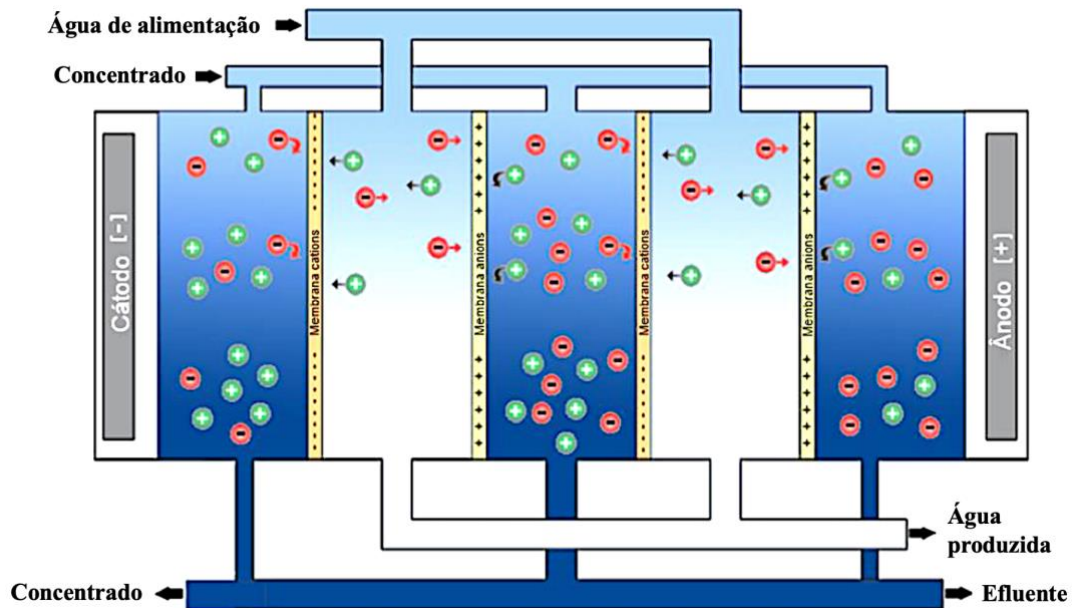


Figura 2.10 - Esquema de um processo ED

(Adaptada de Gaio, 2016)

Para além de energia elétrica, utiliza um grande número (300 a 600 pares) de membranas semipermeáveis e seletivas de íons negativos (aniões) ou íons positivos (catiões), que estão organizadas de forma alternada (com uma membrana seletiva dos aniões, seguida por uma membrana seletiva de cationes) (Alves, 2010; Gaio, 2016). Cada par de membranas é isolado por espaçadores concentrados para evitar aderência e direcionar o fluido dessalinizado, e em paralelo, o processo cria células diluídas (com água dessalinizada) e células concentradas (com salmoura) (Araújo, 2018; Elsaid *et al.*, 2020; Voutchkov, 2012b). Sintetizando, a energia elétrica é aplicada para facilitar a migração seletiva de íons, resultando em água dessalinizada na célula diluída e salmoura concentrada na célula concentrada (Voutchkov, 2012a).

Esta tecnologia é considerada eficaz. No entanto, enfrenta o desafio da acumulação de íons nos elétrodos quando as membranas operam sempre na mesma direção, causando incrustações que demandam limpezas frequentes para manter a

eficiência (Gaio, 2016). Uma solução prática é a inversão periódica da polaridade dos eletrodos, conhecida como Eletrodialise Inversa (EDR), realizada normalmente a cada duas a quatro vezes por hora (Gaio, 2016). Essa técnica evita a necessidade constante de limpeza dos eletrodos, aumentando a vida útil dos mesmos e permitindo a limpeza das membranas sendo amplamente adotada em sistemas ED comercialmente disponíveis (Voutchkov, 2012a).

A EDR representa um avanço significativo na ED, operando de maneira semelhante, mas com eletrodos invertidos e polaridades intermitentes. Essa inversão de polaridade atrai iões em direção oposta, promovendo a troca dos canais de salmoura e produto (Elsaid *et al.*, 2020; Katz, 1979). A EDR compartilha características comuns com a ED, como a capacidade de tratamento de água de baixa qualidade, resistência à incrustação, tolerância ao cloro, autolimpeza, alta recuperação, requisitos reduzidos de pré-tratamento e durabilidade. Contudo, apresenta um consumo de energia relativamente alto, associado à eletricidade utilizada nesses sistemas (Campione *et al.*, 2018; Elsaid *et al.*, 2020; Jones *et al.*, 2019).

2.3.3.3. Osmose inversa – OI

Atualmente, a OI é o método mais amplamente utilizado em escala global para a produção de água para consumo humano a partir de água salgada, representando 69% do total de água dessalinizada no mundo (Jones *et al.*, 2019; Tigrine *et al.*, 2016). Este método destaca-se pelo seu custo relativamente baixo, menor consumo energético, flexibilidade de capacidade e adaptabilidade a uma ampla faixa de salinidade, em comparação com os processos térmicos (Aljuwaisseri *et al.*, 2023; Levy, 2008; Tigrine *et al.*, 2016). Essa preferência reflete-se na sua eficácia, eficiência e viabilidade econômica em comparação com outras tecnologias de dessalinização (Elsaid *et al.*, 2020).

O processo de OI ocorre naturalmente quando a água se desloca para o lado com uma solução mais concentrada para equilibrar as concentrações das duas soluções (Gaio, 2016; Monteiro, 2021). Já o processo de OI, é baseado na aplicação de uma pressão elevada externa, superior à pressão osmótica através de uma bomba, numa solução com grande concentração de sais contra uma membrana semipermeável que retém todas as partículas de determinada dimensão (Glosson, 2023; Levy, 2008; Omerspahic *et al.*, 2022; Villes *et al.*, 2019). Nesse processo, a água de alimentação

(entrada) é forçada a atravessar a membrana em direção ao meio com menor concentração de sal, enquanto os sais, microrganismos e outras impurezas ficam retidos, produzindo água dessalinizada (Osman *et al.*, 2024).

A OI é composto por cinco subsistemas conforme ilustrado na Figura 2.11, nomeadamente (Alves, 2010; Levy, 2008; Osman *et al.*, 2024; Shemer *et al.*, 2023):

- Unidade de pré-tratamento;
- Bomba de alta pressão;
- Módulo de membrana ou unidade membranar;
- Pós-tratamento de permeado;
- Descarga de Salmoura.

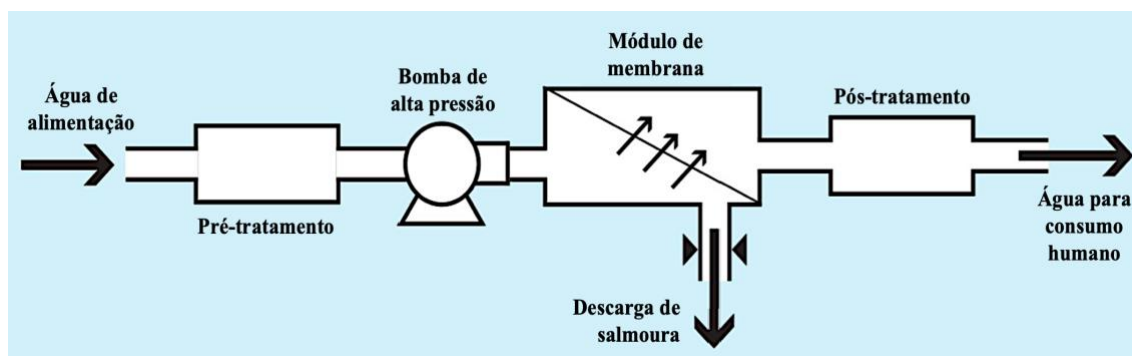


Figura 2.11 - Esquema de uma instalação de OI
(Adaptada de IDA, 2011)

Neste processo, em primeiro lugar é necessário extrair água da origem através de um mecanismo de captação (Shemer *et al.*, 2023). Posteriormente, é realizado um pré-tratamento que pode incluir a triagem da água de alimentação, filtração, coagulação/floculação, ajuste de pH, cloragem, ultrafiltração e microfiltração (Alves, 2010; Osman *et al.*, 2024). Esta etapa tem como objetivo remover e reduzir os níveis de sólidos suspensos (SS), impurezas e microrganismos, com vista a minimizar as incrustações na membrana associadas ao processo de captação da água (Araújo, 2018; Osman *et al.*, 2024; Shemer *et al.*, 2023; Shen, 2022).

Em seguida, inicia-se o processo de dessalinização, no qual a água de alimentação, submetida a alta pressão, percorre membranas individuais conectadas em sequência ou em paralelo dentro de uma estrutura cilíndrica pressurizada. Nessa estrutura, denominada de módulo, as membranas e um material de suporte poroso estão dispostos em camadas alternadas, enroladas de forma compacta (Alves, 2010; Ludwig, 2022).

Cada módulo é composto por camadas em espiral que incluem uma camada para a circulação da água e da salmoura, uma membrana de OI que separa os sais, e uma camada porosa que transporta a água dessalinizada para o centro, onde é recolocada num tubo específico (Alves, 2010; Araújo, 2018; Gaio, 2016; Mechell & Lesikar, 2010). Isso permite que a água dessalinizada flua para o centro da membrana e escoe para o exterior através de um dreno espiral no centro do módulo, conforme a Figura 2.12.

O concentrado é subsequentemente retido, contribuindo para a formação de salmoura concentrada na câmara de alimentação (Glosson, 2023; Villes *et al.*, 2019).

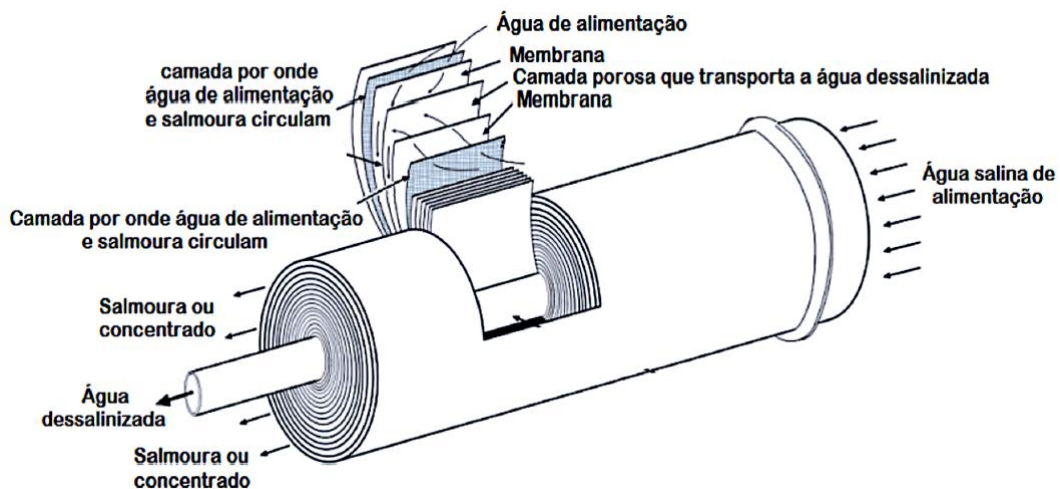


Figura 2.12 - Módulo de membrana de OI em espiral
(Adaptada de Gaio, 2016)

Por fim, pode efetuar-se o pós-tratamento da água produzida, no qual, o permeado é sujeito a ajustes de pH, desinfecção para controlar o crescimento microbiano, aeração para remover sulfeto de hidrogénio e degaseificação de dióxido de carbono, visando atender aos padrões estabelecidos na legislação para a água de consumo, juntamente com a gestão da salmoura (Alves, 2010; Osman *et al.*, 2024).

As membranas de OI podem ser classificadas de acordo com a estrutura (simétricas e assimétricas), com a forma (planas, tubulares, de fibra oca), com a carga superficial (neutras, catiónicas e aniónicas), com a composição química (orgânicas e inorgânicas), com a morfologia (lisas e rugosas), com a natureza (integrais e compostas por camada fina) e com a pressão (baixa, média e alta pressão) (Alves, 2010).

O processo OI pode ser de estágio único, duplo ou triplo, ou seja, pode consistir num sistema de um, dois ou três estágios. Num sistema de um único estágio, produz-se água doce (permeado) e rejeita-se salmoura simultaneamente. Nos sistemas com

dois e três estágios, o permeado do primeiro estágio é usado no segundo estágio para aumentar a remoção de solutos, assim como o concentrado que passa para etapas subsequentes para aumentar a taxa de recuperação de água. Dessa forma, quanto mais etapas o sistema tiver, maior será sua taxa de recuperação. Isso ocorre porque, à medida que o permeado é extraído da água de alimentação, a velocidade do fluido diminui gradualmente (Zhang, 2015).

Uma das principais vantagens da dessalinização por OI é a sua eficiência, uma vez que demanda menos energia em comparação com a maioria dos métodos de dessalinização, além de prescindir de transformações químicas ou biológicas, dependendo exclusivamente das dimensões dos poros para alterar a seletividade da água (Glosson, 2023). Além disso, diversos estudos destacam que as membranas de OI reduzem significativamente os SDT, metais pesados, microplásticos, vírus, bactérias e outros contaminantes dissolvidos (Shemer *et al.*, 2023). A capacidade do sistema para tratar água de alimentação com SDT também é elevada, com a recuperação de água dessalinizada variando entre 30 a 50% do volume total introduzido no sistema (Levy, 2008).

No entanto, a dessalinização por OI apresenta uma das principais desvantagens ao gerar uma quantidade considerável de salmoura, o que pode resultar em impactos ambientais negativos quando não tratada ou descartada adequadamente (Glosson, 2023). Além disso, o sistema demonstra ineficácia em operar como uma tecnologia independente para o tratamento de salmoura (Omerspahic *et al.*, 2022). O sistema depende da pressão, o que requer uma quantidade considerável de energia, influenciada principalmente por várias condições operacionais, como a salinidade da água de entrada, a infraestrutura de admissão e descarga e a taxa de recuperação (Shen, 2022; Osman *et al.*, 2024; Zaman *et al.*, 2022).

2.3.4. Por sistemas Híbridos (OI/FME)

No passado, as centrais de dessalinização eram fundamentadas exclusivamente em tecnologias como FME, DME ou OI. Contudo, recentemente, é dada maior atenção à integração de diversos processos de dessalinização num único local, ou seja, em sistemas híbridos. Este enfoque visa maximizar a recuperação de água, reduzindo a descarga de salmoura e os requisitos energéticos, o que conseqüentemente, diminui os custos (Elsaid *et al.*, 2020; Helal, 2012).

A hibridização pode ocorrer de forma homogénea, utilizando tecnologias de dessalinização semelhantes, como membrana ou térmica, ou de forma heterogénea, combinando duas tecnologias distintas, como membrana com processos térmicos como o FME ou DME. Desta forma é possível explorar as melhores características de cada tecnologia para produtos de diferentes qualidades, cuja escolha depende das condições locais e dos requisitos de energia/água (Al-Mutaz, 2005; Elsaid *et al.*, 2020).

Um dos sistemas híbridos mais estudados é o OI-FME, um sistema que faz com que o fluido rejeitado saia da seção de rejeição de calor de uma central FME aproveitando o vapor residual do pré-aquecimento da água, alimentando a central OI, oferecendo a combinação ideal dos recursos dos dois processos (Al-Mutaz, 2005).

O sistema híbrido de dessalinização OI-FME tem sido extensivamente estudado por Helal *et al.* (2004) para demonstrar a sua eficácia e os diversos benefícios da combinação dessas tecnologias em diferentes esquemas. Este estudo revelou que o custo da água produzida por FME poderia ser reduzido em 17 a 24% por meio desses esquemas híbridos. Devido ao alto consumo de energia, tanto na dessalinização OI quanto na dessalinização FME, a maioria dos estudos recentes concentra-se na integração dessas técnicas com sistemas movidos a energia (Elsaid *et al.*, 2020). Por exemplo, Khan e Orfi (2021) conduziram pesquisas na dessalinização associada à energia nuclear, avaliando detalhadamente diferentes combinações de sistemas OI, DME e FME e desenvolveram um modelo de simulação para calcular e avaliar os impactos socioeconómicos e ambientais de um sistema de dessalinização nuclear (He *et al.*, 2022; Khan & Orfi, 2021; Wazeer *et al.*, 2021). Kuenstle *et al.* (1983) propuseram um sistema combinado de OI-FME e central de energia, e concluíram que esse sistema combinado tem custos de produção de água mais baixos do que um único sistema FME, comprovando a superioridade desse sistema em termos de taxa de dessalinização, produção de água doce e conservação de energia (He *et al.*, 2022; Kuenstle *et al.*, 1983).

O design híbrido combina as vantagens da destilação, com alto desempenho na remoção de sal, menor necessidade de energia das membranas, reduz custos de energia e operacionais e a substituição das membranas ao reutilizar instalações compartilhadas, em comparação com tecnologias independentes (Al-Mutaz, 2005).

Aproveita ainda a eficiência sazonal do OI, otimizando-o para temperaturas mais elevadas e compensando variações na temperatura de alimentação ao utilizar água do mar de arrefecimento do estágio de rejeição do sistema de FME como alimentação para o sistema OI, mantendo um nível ideal de temperatura (IDA, 2011). Adicionalmente, aumenta a produtividade do OI devido ao aumento da temperatura da água de alimentação, que reduz a viscosidade da solução e aumenta a taxa de permeação e de recuperação da água através da membrana (Al-Mutaz & Ghunaimi, 2001).

3. Comparação entre os processos de dessalinização

3.1. Desempenho de produção

Para avaliar o desempenho de um sistema de dessalinização, é necessário considerar vários parâmetros. Os principais são: as concentrações de sais permitidas na água de entrada, os consumos de energia e os custos económicos da produção de água para consumo humano. Estes critérios são essenciais para determinar a eficácia e viabilidade do processo de dessalinização.

O Quadro 3.1 apresenta uma comparação das tecnologias de dessalinização mencionadas anteriormente, com o objetivo de avaliar qual sistema oferece o melhor custo-benefício e eficiência em larga escala.

De acordo com o Quadro 3.1, verifica-se que todas as tecnologias de dessalinização térmica produzem água com baixa salinidade e reduzido teor de patógenos, bem como de outros contaminantes, como boro, brometos e compostos orgânicos. No entanto, estas tecnologias apresentam baixas taxas de recuperação e requerem altas temperaturas da água de alimentação, além de um consumo energético extremamente elevado (Elsaid *et al.*, 2020; Voutchkov, 2012a). Entre elas, a técnica de Dessalinização DME destaca-se por ser mais eficiente do ponto de vista termodinâmico em comparação com a dessalinização FME. O processo DME opera, geralmente, a temperaturas mais baixas, com a temperatura máxima do concentrado de salmoura a variar entre 55 e 70°C, o que resulta num maior índice de eficiência e numa menor exigência energética (Ghernaout, 2020; Voutchkov, 2012a).

Quadro 3.1 - Desempenho das principais técnicas de dessalinização

Tipo de energia	Térmica		Membrana	Híbrido	Ref.
	FME	DME	OI	OI/FME	
Processo					
Capacidade de produção por unidade (m ³ /d)	<76 000	600 - 30 000	<20 000	72 000	(Chebli <i>et al.</i> , 2023; Medeiros, 2021; Mohammed e Alkhafaja, 2023; Thi <i>et al.</i> , 2021)
Consumo de energia térmica (kWh/m ³)	7,5-12	4-7	-	-	(Chebli <i>et al.</i> , 2023; Mayor, n.d.; Mohammed e Alkhafaja, 2023; Monteiro, 2021; Thi <i>et al.</i> , 2021)
Consumo de energia elétrica (kWh/m ³)	1,5-6	1,5-4	2,5-9	-	
Temperatura de operação (°C)	90-110	70	Amb. ¹	27-74	(Chebli <i>et al.</i> , 2023; He <i>et al.</i> , 2022; Mohammed e Alkhafaja, 2023; Thi <i>et al.</i> , 2021)
Custos operacionais (€/m ³ /d)	0,60-1,15	0,62-0,89	0,54-0,81	~0,9	(Mohammed e Alkhafaja, 2023)
Custo do investimento (€/m ³ /d)	1404-1872	842-1591	842-1404	-	
Custo unitário de produção (€/m ³)	0,48-1,58	0,48-0,94	0,48-0,52	~0,62	(Chebli <i>et al.</i> , 2023; He <i>et al.</i> , 2022; Kesieme <i>et al.</i> , 2013; Mohammed e Alkhafaja, 2023; Monteiro, 2021; Thi <i>et al.</i> , 2021)
Valor máx. de emissões de CO ₂ (kg CO ₂ /m ³)	24	19,2	8,6	-	(Chebli <i>et al.</i> , 2023; Monteiro, 2021; Thi <i>et al.</i> , 2021)
SDT (ppm)	~10	~10	200-500	Até 200	(Chebli <i>et al.</i> , 2023; He <i>et al.</i> , 2022; Kesieme <i>et al.</i> , 2013; Mayor, n.d.; Medeiros, 2021; Mohammed e Alkhafaja, 2023; Thi <i>et al.</i> , 2021)
Número de estágios	19-28	4-31	NA	NA	(Mayor, n.d.)
Temp. máx. da salmoura (°C)	90-120	55-70	45	-	
Requisitos de operação	Simples		Exigente		(Medeiros, 2021)
Taxa de recuperação (%)	10-25	23-33	20-50	35	(Kesieme <i>et al.</i> , 2013; Mayor, n.d.; Medeiros, 2021)

¹Temperatura ambiente

Apesar das suas vantagens, o sistema DME enfrenta desafios como a incrustação nos tubos de transferência de calor, o que pode implicar elevados custos de manutenção, superiores aos do sistema FME (Ghernaout, 2020). Por outro lado, o DME inclui um sistema de reciclagem de salmoura, que permite a introdução de água mais quente nas fases iniciais do processo. Esta característica reduz o volume de água de alimentação necessária à entrada do sistema e, conseqüentemente, diminui o consumo energético (Monteiro, 2021).

A principal diferença entre os processos DME e FME reside na forma como o vapor é gerado (Voutchkov, 2012a).

No que diz respeito aos processos de membrana, a eletrodialise (ED) é uma técnica eficaz para a dessalinização de águas salobras. No entanto, quando aplicada à água salgada, o processo torna-se consideravelmente mais caro devido ao elevado consumo energético, tornando o seu custo superior ao dos outros métodos disponíveis (Levy, 2008).

Existem ainda algumas diferenças técnicas entre os processos OI e FME. O FME consome o dobro de água que o OI. Em termos de consumo de energia, enquanto o OI não consome energia térmica, o FME requer uma grande quantidade de energia, com custos elevados se esta não for extraída de uma turbina a vapor. Além disso, o FME requer um volume e área maiores em comparação com o OI (Al-Mutaz, 2005). Por outro lado, a taxa de reposição limitada na OI traduz-se em pequenas quantidades de produtos químicos anti-incrustantes necessárias; a OI oferece flexibilidade para atender a diversas proporções de água e energia, mantendo a máxima eficiência do processo e os problemas de corrosão são menores no OI do que no FME. Como tal as diferenças ressaltam as vantagens do OI sobre o FME em diversos aspetos técnicos e operacionais (Al-Mutaz, 2005).

O processo híbrido OI-FME, conforme descrito por Al-Mutaz (2005), oferece mais vantagens que qualquer uns dos processos quando realizados de forma independente. Primeiramente, o CAPEX do sistema combinado de OI-FME pode ser reduzido, pois utiliza uma única entrada de água do mar. Isso permite a mistura com água produzida pelo OI, reduzindo a temperatura da água produzida pelo FME. Além disso, o pré-aquecimento da água de alimentação do OI aumenta significativamente a recuperação. Outro benefício é que um processo de OI de estágio único pode ser empregado, possibilitando a extensão da vida útil da membrana de OI e uma redução de quase 40% no custo anual de substituição da membrana. Ademais, a produção de

energia elétrica da central FME pode ser utilizada de maneira eficiente na central OI, diminuindo assim a produção líquida de energia para exportação. Essas vantagens tornam o processo híbrido de dessalinização-energia OI-FME uma opção atraente para fornecimento de água para consumo humano em diversos locais (Al-Mutaz, 2005)

Os custos de produção de água dessalinizada têm vindo a diminuir ao longo dos anos, devido a vários fatores, como a redução dos preços dos equipamentos, menor consumo de energia, otimização do processo e acumulação de experiência ao longo do tempo, mesmo perante a tendência de aumento dos preços dos combustíveis fósseis (Reddy & Ghaffour, 2007; Santos, 2013). Esta redução é também resultado do contínuo esforço de várias organizações e empresas, atraídas pela expansão do mercado, na melhoria das tecnologias de dessalinização mais competitivas, visando diminuir os custos. A diminuição dos custos da dessalinização, especialmente nas últimas duas décadas, está associada aos avanços tecnológicos nos processos por membranas, na recuperação de energia e a redução dos preços das membranas e nas melhorias nos materiais, inovações nos processos e aumento da concorrência nos processos térmicos (Ghaffour *et al.*, 2013; Reddy & Ghaffour, 2007). Apesar de alguns processos de dessalinização ainda serem relativamente dispendiosos em comparação com o tratamento convencional de água para consumo humano, o custo da dessalinização está a diminuir (Santos, 2013).

São utilizados diversos modelos com o objetivo de estimar o custo de produção de água dessalinizada. Para realizar uma análise económica no setor da dessalinização, é necessário considerar diversos parâmetros técnicos e económicos, tais como custo de capital, energia, capacidade da instalação, produtos químicos, tipo de processo, água de alimentação, disponibilidade energética, pré-tratamento, eliminação de salmoura, entre outros (Gaio, 2016; Mohammed & Alkhafaja, 2023).

Os custos associados ao fornecimento de água dessalinizada incluem os custos de capital (CAPEX) e os custos de operação e manutenção (OPEX). O CAPEX exprime as despesas de capital das centrais de dessalinização, que englobam a construção de infraestrutura, unidades operacionais, unidades de apoio, unidades de pré-tratamento e todos os acessórios, fornecimento de energia, as entradas de água de alimentação e as saídas de resíduos salinos e de água doce tratada (Ghernaout, 2020; Huehmer *et al.*, 2011; Mohammed & Alkhafaja, 2023). O OPEX referem-se aos custos relacionados com a operação, manutenção, custo anual de mão de obra e substituição de peças das centrais de dessalinização (Mohammed & Alkhafaja, 2023). O custo total é calculado

anualmente para cada metro cúbico e compreende todas as despesas operacionais, de capital e os custos periódicos (Ghaffour *et al.*, 2013; Mohammed & Alkhafaja, 2023).

O custo da água dessalinizada, obtida por diferentes processos, varia conforme as características específicas de cada local e depende de vários parâmetros (Ghaffour *et al.*, 2013; Mohammed and Alkhafaja, 2023; Santos, 2013; Yuan and Tol, 2004). Estes parâmetros têm um impacto significativo tanto no CAPEX como nos custos de operação e manutenção das instalações, sendo, por isso, cruciais na seleção da tecnologia de dessalinização mais adequada para uma determinada região (Mohammed & Alkhafaja, 2023). Os principais parâmetros que influenciam o custo da dessalinização incluem:

- **Custo operacionais e de manutenção:** A manutenção e substituição de membranas, equipamentos, produtos químicos e outros consumíveis utilizados no processo afetam diretamente os custos de operação e manutenção (O&M) das instalações de dessalinização, estando relacionados com o tipo de processo utilizado, conforme ilustrado na Figura 3.1. O CAPEX e OPEX variam entre as operações de dessalinização, como evidenciado no Quadro 3.1. É notório que o CAPEX e as fontes de energia são os mais preponderantes e, conseqüentemente e afetam diretamente os processos de dessalinização da água. Outros custos têm um impacto menor no custo das técnicas de dessalinização (Ghaffour *et al.*, 2013; Mohammed & Alkhafaja, 2023; Santos, 2013).

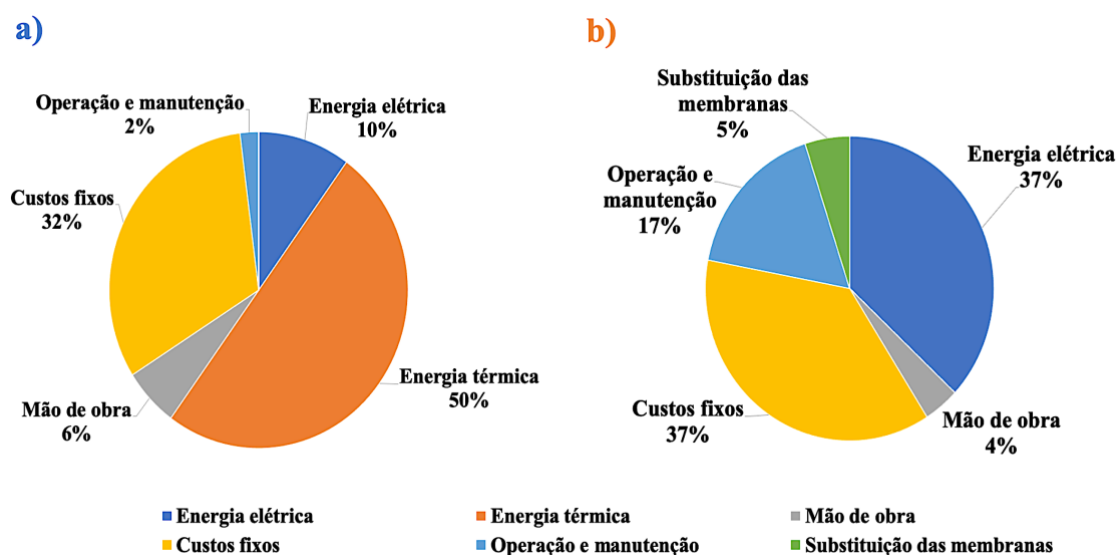


Figura 3.1 – Distribuição dos custos da água dessalinizada em: a) FME e b) OI (Adaptada de Cooley *et al.*, 2006; Ihm *et al.*, 2016; Mohammed e Alkhafaja, 2023; Santos, 2013)

- **Custo Energético:** O custo energético desempenha um papel crucial no custo total da dessalinização. Existe uma clara necessidade de reduzir os custos associados a este processo, o que tem levado ao interesse em utilizar fontes de energia mais económicas para produzir água potável (Mohammed and Alkhafaja, 2023).

A energia empregue na dessalinização representa uma parte substancial dos custos operacionais, oscilando entre um terço e mais de metade do custo total de produção (Cooley *et al.*, 2006; Mohammed and Alkhafaja, 2023). Nas centrais térmicas de dessalinização, o consumo energético é ainda mais proeminente, uma vez que necessitam de uma quantidade considerável de energia térmica nos evaporadores e de eletricidade, que atua como fonte secundária para as bombas. Embora as centrais térmicas sejam mais eficazes na remoção de sais na água de alimentação em comparação com a dessalinização por membranas, o seu custo é superior, conforme evidenciado no Quadro 3.1 (Antonyan, 2019; Mohammed & Alkhafaja, 2023). Por outro lado, as centrais que empregam filtros de membranas dispensam a energia térmica, mas consomem eletricidade em todas as suas unidades (Antonyan, 2019).

No Quadro 3.1, observa-se que o custo da energia operacional para o processo de OI é o mais favorável, embora o custo global de produção seja praticamente equivalente ao de outras técnicas de dessalinização. Este facto deve-se aos encargos relacionados com a substituição e manutenção periódica das membranas (Al-Karaghoulis & Kazmerski, 2013; Mohammed & Alkhafaja, 2023)

- **Disponibilidade de energia elétrica;**
- **Processo de dessalinização e capacidade da instalação:** O custo de investimento varia consideravelmente entre as tecnologias de membrana e térmicas. Para instalações com igual capacidade de produção, os processos térmicos requerem mais espaço e utilizam materiais e equipamentos mais dispendiosos em comparação com os processos por membrana, além de consumirem mais energia. Além disso, requerem uma maior quantidade de produtos químicos para prevenir problemas como incrustações e corrosão (Levy, 2008). Não obstante, o destilado produzido pelos processos térmicos apresenta melhor qualidade, independentemente da salinidade da água de alimentação. Em geral, quanto maior a capacidade da instalação, menor o custo de investimento e o custo total da água produzida por metro cúbico (Karagiannis & Soldatos, 2008; Santos, 2013).

- **Localização geográfica e características específicas do local:** A seleção do local apropriado para instalar uma unidade de dessalinização e as suas condições são cruciais e terão um impacto direto no custo da dessalinização da água, especialmente no que diz respeito à captação e elevação da água (Ghaffour *et al.*, 2013; Santos, 2013). No entanto, a diversidade de preços, como a disponibilidade, quantidade e qualidade da água, proximidade dos utilizadores finais, custos ambientais e energéticos são outros elementos que podem contribuir para o aumento ou a redução dos custos de cada processo (The World Bank, 2012).
- **Qualidade da água de alimentação e da água dessalinizada:** As necessidades energéticas e, conseqüentemente, os custos económicos variam conforme o tipo de água de alimentação, especialmente se esta requerer uma preparação prévia complexa (Ghaffour *et al.*, 2013; Santos, 2013; Van Vliet *et al.*, 2017). Segundo Jones *et al.*, em tecnologias de membrana, quando a água de alimentação tem baixa salinidade, necessita de menos pressão do que os tipos de água com alta salinidade, resultando em menor consumo de energia por unidade de água produzida, o que se traduz em custos de investimento substancialmente mais baixos (Jones *et al.*, 2019).
Um pré-tratamento inadequado também pode originar problemas de incrustação nas membranas, diminuindo a sua durabilidade e aumentando os custos de operação e manutenção, podendo mesmo suspender temporariamente o processo. Da mesma forma, o pós-tratamento pode afetar os custos iniciais e operacionais das instalações (Ghaffour *et al.*, 2013).
- **Tipo de sistema de rejeição dos efluentes:** O tratamento da salmoura é uma das principais limitações no processo de dessalinização, representando uma proporção significativa dos custos do processo (5 a 33%) (M. Ahmed & Anwar, 2012; Elsaid *et al.*, 2020; Jones *et al.*, 2019). Assim, é fundamental quantificar o volume de salmoura produzido nas centrais de dessalinização, a fim de avaliar os potenciais custos ambientais e económicos associados (Jones *et al.*, 2019).
- **Fonte de Energia:** A dessalinização exige uma quantidade significativa de energia, predominantemente proveniente de fontes não renováveis, como gás e petróleo. No entanto, é possível utilizar fontes de energia renováveis, como a eólica, hídrica, solar e geotérmica. O uso de energias renováveis é especialmente viável em áreas remotas, onde há escassez de água para

consumo humano e falta de acesso a fontes de energia convencionais, como as centrais térmicas (El-Ghonemy, 2012).

Apesar de ser uma alternativa ambientalmente sustentável, o recurso a energias renováveis implica um aumento considerável no custo de produção da água dessalinizada, devido aos elevados investimentos iniciais e aos custos de manutenção associados. Dependendo da dimensão da instalação e do tipo de sistema de energia renovável adotado, o custo de produção pode chegar a aproximadamente 12 €/m³. No entanto, os benefícios ambientais, como a redução da emissão de gases de efeito de estufa (GEE) e a menor dependência de combustíveis fósseis, podem justificar este aumento de custo (Karagiannis & Soldatos, 2008; Santos, 2013).

O Quadro 3.2 apresenta uma comparação dos custos de produção de água potável com base no tipo de energia utilizado.

Quadro 3.2 - Tipos de fontes de energia e custos de água produzida
(Adaptado de Karagiannis e Soldatos, 2008; Santos, 2013)

Tipo de fonte de energia	Custo (€/m³)
Convencional	0,41-2,31
Fotovoltaica	3,63-10,34
Eólica	1,15-5,77
Solar	4,06-9,23

- **Sistemas Híbridos:** As unidades de dessalinização podem utilizar sistemas híbridos para aumentar a eficiência e produtividade, reduzindo os custos de produção e o consumo energético associado ao processo de dessalinização (Al-Mutaz, 2005; Gaio, 2016; The World Bank, 2012). Estes sistemas são especialmente recomendados em locais com oscilações significativas na procura por água e energia (Ghaffour *et al.*, 2013). As vantagens do design híbrido incluem a redução dos custos energéticos e dos custos devido à reutilização de instalações partilhadas de água de refrigeração, água de alimentação ou vapor (Al-Mutaz, 2005). Ghaffour *et al.* (2013) exemplificou uma central com capacidade de produção de 150 000 m³/d, combinando o OI e FME/DME, obtendo um benefício económico de cerca de 3,1 milhões de €/ano. Em qualquer caso, considerar um sistema híbrido é vantajoso, uma vez que a eliminação do segundo estágio reduz o CAPEX e diminui os custos de substituição de membranas e de energia (Al-Mutaz, 2005).

Conclui-se, portanto, que o custo é um fator crucial no processo de dessalinização. Pelo que, atualmente, se torna necessário tornar as tecnologias de dessalinização mais acessíveis e com menor custo, aumentando assim a viabilidade no mundo, uma vez que, devido aos custos relativamente elevados, a dessalinização é concentrada em países desenvolvidos com capacidades económicas (Jones *et al.*, 2019).

3.2. Impactes ambientais

3.2.1. Nota introdutória

A dessalinização, como qualquer outro processo industrial, possui impactes ambientais (IA) que necessitam de ser compreendidos, quantificados e mitigados, dependendo do processo adotado, da eficiência da instalação e do tipo de água de alimentação (Khawajia *et al.*, 2008; Santos, 2013). Esses impactes incluem efeitos relacionados à construção e operação das instalações, como a ocupação das linhas costeiras, a retirada de grandes volumes de água do ambiente marinho, as emissões de produtos químicos tóxicos e a descarga de resíduos no meio ambiente, além dos impactes indiretos decorrentes do uso intensivo de energia (Cooley *et al.*, 2006; Elsaid *et al.*, 2020; Santos, 2013). Em particular, as descargas de salmoura são consideradas um dos principais impactes ambientais da dessalinização, podendo afetar a qualidade da água costeira e a vida marinha. As emissões de GEE estão relacionadas com a elevada demanda energética dos processos de dessalinização (Elsaid *et al.*, 2020).

Em geral, as atividades antrópicas poluem o ambiente marinho costeiro, alterando as propriedades físico-químicas do mesmo e resultando em alterações nas comunidades marinhas (Omerspahic *et al.*, 2022).

3.2.2. Associados à captação de água em ambiente marinho

A estrutura e os caudais de uma central de dessalinização são determinantes para os impactes ambientais no oceano (Haddad *et al.*, 2018). A instalação da central envolve três tubulações essenciais: uma para a captação de água do mar, cujo caudal de entrada afeta diretamente o ambiente, nomeadamente através do arrastamento de organismos marinhos; uma segunda para a descarga da salmoura no oceano; e uma terceira que liga a estação de tratamento ao restante sistema de distribuição de água (Haddad *et al.*, 2018).

Os sistemas de captação de água, especialmente em centrais costeiras que operam com grandes volumes de água do mar, podem causar impactes ambientais e ecológicos significativos (Santos, 2013). Um dos principais problemas da captação de grandes volumes está relacionado com o arrastamento e a morte de organismos marinhos, incluindo peixes, aves e invertebrados, devido à sucção nas tubulações de entrada. Pequenos organismos passam pelas grelhas de filtragem e acabam por morrer durante o processo (Santos, 2013; Shemer *et al.*, 2023).

A decomposição destes organismos no ambiente marinho pode reduzir os níveis de oxigénio na água, especialmente nas áreas próximas ao ponto de descarga, aumentando a pressão sobre os ecossistemas locais (Cooley *et al.*, 2006; Santos, 2013; Sommariva *et al.*, 2004). A quantidade de organismos afetados varia de acordo com o volume e a velocidade da água captada, bem como com a aplicação de medidas de mitigação (M. Ahmed & Anwar, 2012; Cooley *et al.*, 2006; Shemer *et al.*, 2023). Sistemas de captação em aberto tendem a ter um impacte mais significativo, agravado por variações sazonais nas migrações e no crescimento dos organismos (Pankratz, 2015).

Os projetos de captação de água devem ser adaptados a cada localidade, considerando fatores como as características físicas do local, dados meteorológicos, ecossistema marinho, e o risco de incrustações e poluição (Shemer *et al.*, 2023). Para mitigar os impactes ambientais, podem ser implementadas medidas como barreiras físicas, sistemas de desvio, e bombas de rotação variável para ajustar o caudal em momentos críticos. Além disso, posicionar os tubos de captação em áreas de baixa produtividade biológica, com filtros, minimiza o impacte sobre a fauna marinha (Cooley *et al.*, 2006; Shemer *et al.*, 2023).

Poços de captação submersos, como galerias de infiltração e poços horizontais e verticais na praia, são alternativas aos sistemas de captação em aberto. Utilizando a areia como filtro natural, estes poços reduzem ou eliminam o arrastamento de organismos marinhos, além de diminuir a necessidade de produtos químicos no pré-tratamento, tornando-se uma solução mais sustentável, tanto ambiental quanto economicamente. No entanto, a capacidade destes poços é limitada, variando entre 380 e 5 700 m³/dia por poço (Santos, 2013; Sommariva *et al.*, 2004).

3.2.3. Associados à descarga de Salmoura

A eliminação de salmoura é a maior preocupação para a dessalinização, representando riscos significativos para os ecossistemas (Shemer *et al.*, 2023). Em geral, a salmoura apresenta o dobro da concentração de sal em comparação com a água do mar (35 g/L), e tem uma produção diária de aproximadamente 142 milhões m³, o que corresponde a mais de 50% da produção total de água dessalinizada (Fontana *et al.*, 2023; Jones *et al.*, 2019; Khan & Orfi, 2021). Este volume significativo de salmoura é inevitável na dessalinização da água do mar e é frequentemente descartado nos oceanos e mares, tendo impactes negativos no ambiente circundante e na sua biodiversidade, bem como leva a encargos financeiros significativos (Elsaid *et al.*, 2020).

A descarga de salmoura pode ter graves impactes no ambiente, visto que, aumenta a salinidade dos meios aquáticos que a recebem; tem impacte na vida marinha local; pode libertar substâncias nocivas injetadas durante o pré-tratamento e limpeza; pode conter metais pesados da corrosão dos sistemas, como o cobre (Cu), níquel (Ni) e ferro (Fe); pode levar a efeitos sobre os aquíferos locais, entre outros (Chebli *et al.*, 2023; Elsaid *et al.*, 2020; Fayyaz *et al.*, 2023; Ghernaout, 2020; Haddad *et al.*, 2018; Omerspahic *et al.*, 2022; Thi *et al.*, 2021; Villes *et al.*, 2019).

O grau de impacte ambiental causado pela descarga de salmoura é influenciado por vários parâmetros, tais como salinidade, temperatura, pH, densidade, produtos químicos residuais, subprodutos de reações, qualidade e quantidade de entrada, processo de dessalinização, da taxa de diluição, das propriedades físicas, químicas e biológicas do corpo de água recetor, do método de descarga e da presença de metais pesados (Elsaid *et al.*, 2020; Liu *et al.*, 2018; Mannan *et al.*, 2019, 2019; Omerspahic *et al.*, 2022; Shemer *et al.*, 2023).

A descarga de salmoura das instalações de dessalinização pode ocorrer de várias formas, incluindo descarga em águas superficiais, injeção em poços profundos, descargas para o esgoto, em lagoas de evaporação, aplicações na terra e tecnologias de tecnologias de descarga zero líquidos (DZL) (Mavukkandy *et al.*, 2019). Mais de 90% das instalações de dessalinização de água do mar preferem a abordagem de descarga de águas superficiais em corpos de água abertos, devido à proximidade entre a central de dessalinização e o mar (Ahmad & Baddour, 2014; Koch & Missimer, 2016; Mansour *et al.*, 2017; Omerspahic *et al.*, 2022).

No Quadro 3.3 encontram-se representados os princípios de todos os métodos de descarga de salmoura, bem como as suas vantagens e desvantagens.

Quadro 3.3 - Comparação de métodos de descarga de salmoura

(Adaptado de Elsaid *et al.*, 2020; Khan & Orfi, 2021; Lennetech, 2018; Omerspahic *et al.*, 2022)

Método de descarga	Princípio	Vantagens	Desvantagens
Injeção em poços profundos	Injeção em profundidade por <i>offshore</i> ou por <i>riser</i> vertical onde a salmoura, posteriormente sobe e depois desce devido à sua flutuabilidade negativa, dispersando-se no fundo do mar	Aplicável para estações de dessalinização nas zonas do interior; Custos moderados; Baixo consumo de energia; minimiza o impacte ambiental	Possível poluição de águas subterrâneas
Aplicação na terra	Aplicação para irrigação de culturas tolerantes ao sal	De fácil implementação e manutenção; Utilização na costa e no interior	Elevada pegada ecológica e custos; limitado às estações mais pequenas
Lagoas de evaporação	Evapora de forma contínua enquanto os sais se vão acumulando no fundo do lago	Aplicável para o interior ou zona costeira	Limitado a caudais de salmoura reduzidos; elevada pegada ecológica e custo
Descarga em esgotos	Diretamente para um sistema de esgotos	Baixos custos de utilização e baixo consumo de energia	Limitado a estações mais pequenas com baixo caudal de salmoura
Descarga à superfície	Descarga próximo da costa, acumulando água salgada altamente concentrada na área	Pode ser aplicado a qualquer escala; Boa relação custo-benefício para elevadas taxas de salmoura	Efeito negativo sobre o ecossistema aquático; Procedimentos de licença complexos

A densidade dos efluentes é um parâmetro crítico em relação aos aspetos ambientais, uma vez que, o descarte direto da salmoura de dessalinização pode criar um sistema estratificado no fundo do mar devido à sua maior densidade, afetando os organismos marinhos desde o ponto de descarga até o fundo (Fontana *et al.*, 2023; Omerspahic *et al.*, 2022).

No caso dos efluentes das centrais de processos por membranas, por possuírem maior densidade que a água do mar, acabam depositados ao longo do fundo do mar e próximo à linha de costa, devido à elevada salinidade e concentração de produtos químicos, impactando os organismos marinhos. Por outro lado, os efluentes das centrais térmicas normalmente flutuam, afetando assim os organismos mais superficiais (Dawoud, 2012). No entanto, a vulnerabilidade desses organismos às mudanças de salinidade é determinada por fatores-chave, como ondas, correntes, a profundidade da coluna de água que determinam a extensão da área geográfica afetada, a sua capacidade de regulação da pressão osmótica e a mobilidade, variando entre espécies (Marcovecchio *et al.*, 2015; Omerspahic *et al.*, 2022).

Organismos marinhos móveis, por exemplo, conseguem adaptar-se a mudanças ambientais, migrando para áreas mais favoráveis. Contudo, organismos como as ervas marinhas sofrem com o aumento do teor de nitrogénio e redução da atividade enzimática, especialmente em áreas próximas à descarga, onde a salinidade é mais elevada, podendo resultar em consequências prejudiciais, interferindo nos processos fisiológicos e comportamentais dos organismos (Omerspahic *et al.*, 2022).

A qualidade da salmoura é influenciada pela composição da água de alimentação, e pela sua salinidade, pela remoção de sal pelas membranas de dessalinização, pelo pré-tratamento e pelo processo de dessalinização (Hashim & Hajjaj, 2005; Omerspahic *et al.*, 2022). Por sua vez, a quantidade de salmoura produzida varia de acordo com a capacidade da central de dessalinização e com a taxa de recuperação, que representa a percentagem de água doce em relação ao caudal de entrada de água de alimentação (Lennetech, 2018).

Assim, uma água de alimentação com maior salinidade resultará em salmoura mais concentrada se a taxa de recuperação de água permanecer constante. Ou seja, quanto maior for a qualidade da água de alimentação, mais aumentará a taxa de recuperação, levando a uma salmoura gerada menos concentrada (Jones *et al.*, 2019; Omerspahic *et al.*, 2022).

No que diz respeito à temperatura da salmoura, os impactes negativos são relevantes principalmente em instalações de dessalinização que utilizam o processo de destilação térmica, visto que a temperatura é normalmente elevada, o que prejudica os organismos marinhos nas proximidades das áreas de descarga quando lançada diretamente no mar (Glosson, 2023). Na região do Golfo, por exemplo, segundo Dawoud (2012), por se tratar de uma região onde coexistem muitas centrais de dessalinização

térmicas, a temperatura da água aumenta entre 7 e 8°C acima das condições normais, o que pode ser fatal para a vida marinha e causar mudanças duradouras na composição e abundância das espécies na área de descarga (Dawoud, 2012; Santos, 2013).

Cada sistema de dessalinização possui níveis admissíveis de salinidade distintos, os quais são exclusivamente determinados pela água de alimentação. A Figura 3.2 ilustra a capacidade das tecnologias de dessalinização em relação à salinidade admitida na água de alimentação e na água dessalinizada.

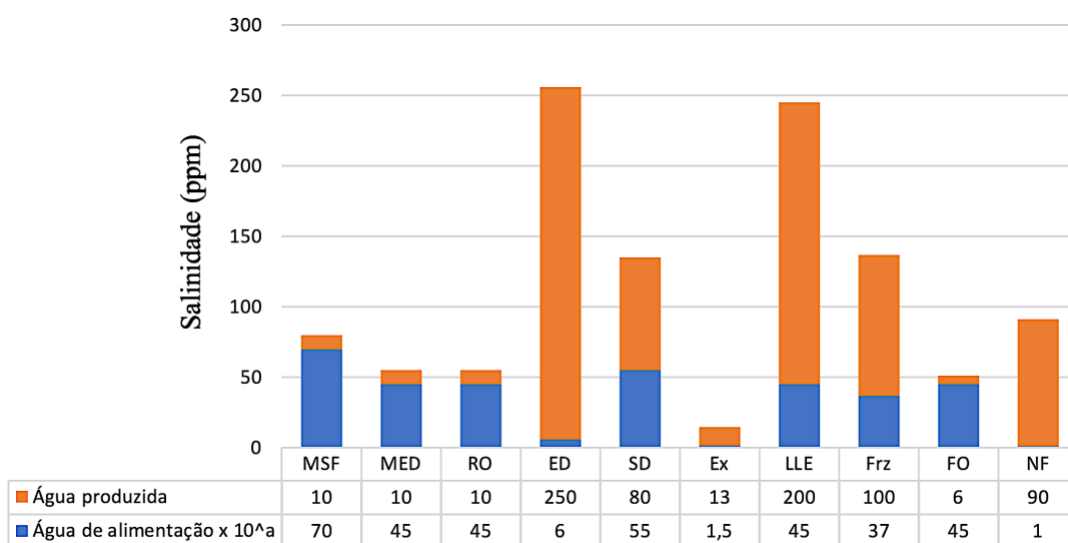


Figura 3.2 - Capacidade de produção dos diversos sistemas de dessalinização
(Adaptada de Saavedra *et al.*, 2021; Youssef *et al.*, 2014)

Como referido anteriormente no capítulo 2.1, a água para consumo humano deve ter uma concentração SDT inferior a 200 ppm (ou mg/L) (Gaio, 2016 e Monteiro, 2021).

A análise da Figura 3.2 revela que a tecnologia de dessalinização FME é capaz de lidar com água de alimentação com a maior salinidade e produzir água com a menor salinidade. Isso deve-se ao seu alto índice de conversão entre a salinidade da água de entrada e a água produzida, admitindo uma salinidade de até 70 000 ppm, tornando-se assim a mais eficiente entre as tecnologias térmicas nesse aspeto (Youssef *et al.*, 2014). Essa eficiência é atribuída principalmente à sua capacidade de recirculação da salmoura (IDA, 2011). Relativamente aos principais sistemas de membranas, destacam-se os sistemas OI e FO, que conseguem processar água com até 45 000 ppm e produzir água com apenas 10 e 6 ppm, respetivamente, assim como o sistema térmico DME.

Em suma, a dessalinização térmica é adequada para situações com água de alimentação de alta salinidade, temperatura elevada e baixa qualidade. Por outro lado,

a dessalinização por membrana apresenta vantagens como menor consumo de energia e, conseqüentemente, menor custo, além de ser adequada para uma ampla gama de salinidades na água de alimentação (Ghernaout, 2020).

3.2.4. Indiretos associados ao consumo intensivo de energia

A energia desempenha um papel crítico nos custos da dessalinização, uma vez que as instalações desse setor demandam quantidades substanciais de energia, seja na forma de calor e/ou eletricidade, principalmente proveniente de fontes não renováveis (Elsaid *et al.*, 2020). Tal cenário pode contribuir para impactos ambientais adversos, como as alterações climáticas devido à emissão de GEE e a redução das reservas de combustíveis fósseis (Al-Mutaz, 2005; Elsaid *et al.*, 2020; Santos, 2013).

O elevado consumo energético na indústria de dessalinização também está associado à poluição do ar, resultante das emissões de CO₂, NO_x, SO_x e material particulado, conseqüências da demanda energética (Elsaid *et al.*, 2020).

Estudos conduzidos por Becker *et al.* (2010), e por Raluy *et al.* (2005) salientaram que as necessidades energéticas e as emissões de GEE variam conforme a tecnologia de dessalinização utilizada, sendo mais pronunciadas nos processos térmicos. Adicionalmente, evidenciam que a redução do consumo energético tem um impacto direto na diminuição das emissões de GEE e o aproveitamento do calor residual para os processos de dessalinização térmica também demonstraram ter um efeito significativo na redução dessas emissões (Becker *et al.*, 2010; Elsaid *et al.*, 2020; Raluy *et al.*, 2005).

Em países do Conselho de Cooperação do Golfo, o setor de produção de água é o segundo maior emissor de CO₂, logo após o setor petrolífero (Dawoud, 2012). O aumento da produção de energia elétrica para atender à demanda das instalações de dessalinização resulta em impactos ambientais indiretos, incluindo a poluição do ar devido à queima de combustíveis fósseis (Santos, 2013).

Estudos realizados por Tarnacki *et al.* (2012), e por Raluy *et al.* (2005), analisaram as emissões gasosas associadas a diferentes tecnologias de dessalinização em países europeus, que possuem distintas redes elétricas e integração de energias renováveis. O estudo de Raluy *et al.* (2005), analisou os efeitos do uso de diferentes combinações de energia da rede em países europeus com diferentes dependências de fontes de

energia. Os resultados demonstraram que as emissões foram significativamente menores em países com menor dependência de combustíveis fósseis, como é o caso de Portugal e França, conforme exibido no Quadro 3.4 (Elsaid *et al.*, 2020; Raluy *et al.*, 2005; Tarnacki *et al.*, 2012).

Quadro 3.4 - Emissões de GEE em Portugal e França de água dessalinizada
(Adaptado de Raluy *et al.*, 2005 e Elsaid *et al.*, 2020)

País	Tecnologia	CO₂ (kg/m ³)	NOx (g/m ³)	SOx (g/m ³)	Partículas (g/m ³)
Portugal	FME	3,27	7,76	27,52	3,21
	DME	1,76	4,16	22,70	1,61
	OI	3,08	7,32	23,81	3,26
França	FME	0,71	1,69	7,92	0,63
	DME	0,48	1,21	12,68	0,31
	OI	0,51	1,28	3,71	0,65

Jia *et al.* (2019) investigaram ainda os impactes ambientais associados às emissões de GEE e concluíram que as tecnologias de base térmica, têm emissões de GEE muito superiores às tecnologias por membrana (Jia *et al.*, 2019). Como se pode verificar, ao considerar tanto o consumo de energia como as emissões de CO₂, a tecnologia da membrana é das melhores opções (Chebli *et al.*, 2023).

Nos últimos anos, têm sido empreendidos esforços significativos para mitigar esses impactes, englobando investigações sobre o aproveitamento de energias renováveis, aprimoramento da eficiência dos processos e implementação de novas tecnologias com menos emissões de GEE (Elsaid *et al.*, 2020; Santos, 2013; Younos, 2005). Assim, tem-se observado uma tendência promissora no sentido da adoção de tecnologias sustentáveis para a dessalinização, como a energia solar e eólica, as quais apresentam menor impacte ambiental (Villes *et al.*, 2019).

3.2.5. Gestão de salmoura

O descarte da salmoura, apresenta graves riscos ambientais, uma vez que, na maioria dos casos, a salmoura não recebe tratamento adequado antes de ser lançada no oceano ou no solo. Métodos comuns como a introdução direta no mar, a injeção em poços profundos ou a descarga em esgotos podem provocar sérios danos ao ambiente (Glosson, 2023). Este cenário levanta duas questões fundamentais: o que fazer com a salmoura rejeitada e como geri-la de forma eficiente.

Uma abordagem inovadora para enfrentar estes desafios é o conceito de Descarga Zero Líquidos (DZL), que visa maximizar a produção de água para consumo humano de alta qualidade, reduzindo ao mínimo os resíduos líquidos gerados (Mavukkandy *et al.*, 2019; Omerspahic *et al.*, 2022). A DZL não só permite a recuperação de grandes volumes de água, como também transforma a salmoura concentrada em materiais úteis, como sais comprimidos em estado sólido, com taxas de recuperação de 95% a 99%. Desta forma, é possível valorizar os concentrados eliminados no processo, reduzindo significativamente o impacto ambiental (Mustafa *et al.*, 2022).

A gestão sustentável da salmoura passa pela adoção de medidas que garantam a eliminação segura da salmoura e das substâncias tóxicas associadas, geradas nos processos de dessalinização e limitem o volume gerado ou, idealmente, o eliminem completamente (Mavukkandy *et al.*, 2019; Omerspahic *et al.*, 2022).

Sistemas híbridos de dessalinização são uma solução promissora, pois permitem a recuperação de maiores quantidades de água, levando a uma redução do volume de salmoura, atingindo a saturação ou até mesmo superando-a (Fontana *et al.*, 2023; Ghernaout, 2020; Omerspahic *et al.*, 2022; Vázquez & Orteu, 2022). Até ao momento, o método mais utilizado para a eliminação da salmoura tem sido a dispersão eficiente através de emissários, mas com o aumento global do número de centrais de dessalinização, surge a necessidade de explorar métodos mais eficientes que permitam a recuperação de água e sais de forma segura e ambientalmente sustentável, aproveitando ainda o potencial económico deste subproduto (Levy, 2021; Neto *et al.*, 2011; Vázquez & Orteu, 2022).

Neste contexto, a mineração de salmoura emerge como uma alternativa promissora, uma vez que, a água do mar contém uma vasta gama de iões valiosos, como magnésio (Mg), cálcio (Ca), boro, sulfato, estrôncio, carbonato de cálcio, cloreto

de sódio e bromo, que podem ser recuperados e utilizados (Bardi, 2010; Fontana *et al.*, 2023; Omerspahic *et al.*, 2022). Esta recuperação de materiais não só valoriza recursos que seriam descartados, como também aumenta a sustentabilidade dos processos de dessalinização.

Este processo envolve tanto a valorização interna, com a reutilização da salmoura nas próprias centrais de dessalinização, como a valorização externa, aplicando os materiais recuperados em diversas indústrias, como a alimentar, cosmética, farmacêutica, agrícola e de construção (Fontana *et al.*, 2023; Ghernaout, 2020; Lennetech, 2018; Levy, 2008; Sitabule & Buckley, 2023).

Conforme exibido na Figura 3.3, o processo de dessalinização com valorização integrada permite a recuperação de compostos valiosos presentes na salmoura, promovendo a sustentabilidade e a eficiência dos sistemas de dessalinização.

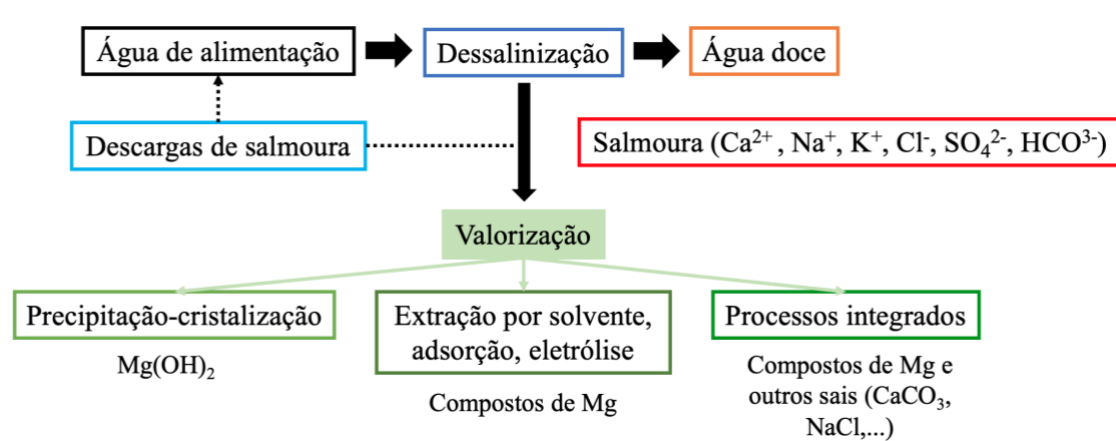


Figura 3.3 - Esquema do processo de dessalinização com valorização
(Adaptada de Fontana *et al.*, 2023)

Entre os íons presentes na salmoura, o Mg é de particular interesse, sendo classificado pela União Europeia como uma das matérias-primas mais críticas, devido ao risco de interrupção no seu fornecimento e à sua importância económica (COM, 2020; Fontana *et al.*, 2023).

Das técnicas mais impactantes destaca-se a precipitação-cristalização, cristalização eutéctica por congelamento (que envolve o congelamento da salmoura até a temperatura de cristalização), extração com solvente, eletrólise, adsorção e outros processos integrados (Fontana *et al.*, 2023). No entanto, a precipitação/cristalização é amplamente reconhecida como a técnica predominante, devido à sua aplicabilidade à temperatura ambiente e às elevadas taxas de recuperação, variando entre 95% e 100% (Zhang *et al.*, 2022).

Ahmad *et al.* (2019) realizaram um estudo para avaliar o desempenho da precipitação de Mg, Ca, boro, sulfato e estrôncio a partir da salmoura rejeitada de duas centrais de dessalinização de OI de água do mar do Golfo Pérsico em condições de funcionamento ótimas para a precipitação de minerais da salmoura com elevada eficiência, revelando resultados promissores para a extração mineira em grande escala, com recuperações de minerais acima dos 70% (M. Ahmad *et al.*, 2019).

Adicionalmente, é relevante contemplar a exploração da energia potencial da salmoura por meio de tecnologias que aproveitam o gradiente osmótico entre a salmoura e uma solução pouco salina para a geração de energia (Fontana *et al.*, 2023). Esse processo pode contribuir para diluir a salmoura descarregada no mar, reduzindo assim seu impacto ambiental negativo no ecossistema marinho (Akram *et al.*, 2013; Fontana *et al.*, 2023; Shemer *et al.*, 2023; Tedesco *et al.*, 2016).

Assim, um dos principais desafios está em desenvolver alternativas inovadoras para a gestão da salmoura, que integrem baixo consumo de energia e permitam a extração eficiente de minerais com elevado teor salino, contribuindo tanto para a sustentabilidade ambiental quanto para o aproveitamento económico dos subprodutos da dessalinização (Vázquez & Orteu, 2022).

4. Introdução à modelação da dessalinização

Neste capítulo é apresentada a importância da modelação dos sistemas de dessalinização e estudos relevantes que serviram de base para a elaboração da presente dissertação.

A modelação e a simulação de sistemas de dessalinização desempenham um papel crucial no desenvolvimento de centrais de dessalinização. Este processo envolve a utilização de equações matemáticas para descrever os resultados experimentais, e reduzir a necessidade de experimentação, bem como no tempo e nos custos associados à dessalinização (Mohammed and Alkhafaja, 2023; Ncube and Inambao, 2021). No entanto, este procedimento depende de parâmetros de entrada que são influenciados pelas condições operacionais específicas de cada sistema (Romo *et al.*, 2024). Diversas técnicas de modelação são aplicadas para estabelecer relações matemáticas entre os diferentes parâmetros, com pacotes de software (Ncube & Inambao, 2021). Assim, torna-se essencial realizar um levantamento dos modelos e softwares utilizados na literatura para garantir uma abordagem adequada na pesquisa.

Oh *et al.* (2009) desenvolveram um modelo computacional simplificado com base na teoria de DS modificada e em múltiplos mecanismos de incrustação. O objetivo era otimizar o projeto do processo de dessalinização, levando em consideração diversas condições operacionais. Para isso, utilizaram o software ROSA 6.1 para gerar dados e prever parâmetros como a pressão de alimentação, o CEE, a concentração de boro no permeado e o SDT no destilado. O modelo considerou fatores intrínsecos de transporte de solvente e solutos, como sal e boro. Os resultados indicaram que o modelo tem a capacidade de prever qualquer parâmetro operacional, independentemente do tipo de membrana utilizada, desde que sejam ajustados adequadamente parâmetros como as constantes de transporte de água e sal. Além disso, concluiu-se que a temperatura exerce um impacto significativo tanto na rejeição de solutos quanto no CEE.

Altaee (2012) desenvolveu um modelo computacional baseado na teoria de DS para estimar os parâmetros de desempenho da OI em reatores sob pressão equipadas com múltiplos elementos de membrana. O modelo foi testado utilizando duas concentrações distintas de água de alimentação e simulado através do software ROSA. Os resultados obtidos demonstraram uma elevada concordância com os valores gerados pelo ROSA, atingindo uma precisão de até 95%. Este estudo foi pioneiro ao propor um procedimento sistemático para avaliar o desempenho de múltiplos elementos

de OI em reatores sob pressão, oferecendo uma nova abordagem para otimização do processo.

Huang *et al.* (2017) objetivaram um novo modelo para a síntese e otimização de um sistema de dessalinização para geração de água e energia, considerando tecnologias de dessalinização combinadas, das quais a OI e a dessalinização térmica por membranas. Utilizaram um modelo de programação não linear modelo (PNL) e que foi formulado em GAMS e resolvido através do software BARON. O modelo apresentou um desempenho superior em comparação com dados de referência da central de abastecimento de água tradicional que utiliza a tecnologia de dessalinização por OI.

Elnour *et al.* (2020) desenvolveram um simulador para demonstrar as etapas da dessalinização por OI em escala real utilizando o software MATLAB/Simulink. O simulador foi validado utilizando dados operacionais de uma dessalinizadora local e foi capaz de simular o comportamento do sistema sob diferentes condições operacionais com um erro médio inferior a 5% para a maioria das variáveis do sistema, tornando-se útil para avaliar o comportamento do sistema sob várias circunstâncias.

Ncube e Inambao (2021) realizaram a modelação, simulação e otimização de um sistema de dessalinização por OI na África do Sul, utilizando o modelo DS de forma a oferecer melhorias e algoritmos consistentes para alcançar um sistema otimizado, considerando variações de temperatura, características e compressibilidade da água, bem como otimizar o CEE. Como resultado da simulação e otimização, o sistema foi melhorado, evidenciando uma redução de 7,3% no consumo de energia e uma melhoria de aproximadamente 18% na produtividade do permeado, mantendo as mesmas membranas, taxa de recuperação e alimentação de SDT. Além disso, a pressão de alimentação do sistema foi reduzida em 4,5 bar em relação à operação anterior da central.

Hadadian *et al.* (2021) desenvolveram um modelo matemático para um sistema OI com elementos em série, considerando balanços de massa, material, energia e polarização de concentração. O modelo foi validado e demonstrou ser confiável, com mais de 96% de similaridade com o software ROSA e mais de 80% de similaridade com resultados experimentais. No entanto, detalhes como o número de elementos no reator sob pressão e a aplicabilidade do modelo para prever o desempenho de outras membranas não foram mencionados pelos autores.

Saeed e Alhawaj (2023) desenvolveram um modelo computacional para prever o desempenho da dessalinização por OI e conduziram simulações com o software WAVE

para comparar três tipos de membranas. O estudo considerou duas concentrações diferentes de água de alimentação. Os resultados mostraram uma boa concordância entre os resultados do modelo de simulação e os obtidos pelo software WAVE, indicando previsões confiáveis dos principais parâmetros, como caudal e rejeição de sal, para diferentes membranas de pré-tratamento de vários fabricantes.

Hasan *et al.* (2023) desenvolveram um modelo dinâmico detalhado para o processo de dessalinização FME, com o objetivo de compreender a dinâmica do processo com recirculação de salmoura em escala industrial, uma abordagem ausente em modelos dinâmicos anteriores. O estudo investigou o comportamento do processo sob perturbações na temperatura do vapor e de alimentação e caudal de salmoura reciclada. O modelo foi implementado e resolvido com o software gPROMS, tendo sido validado com sucesso em relação aos dados reais da central de dessalinização Shuaiba South.

Huang *et al.* (2021) desenvolveram um modelo matemático detalhado do sistema FME, fundamentado nas leis de conservação e balanços de massa, para analisar as mudanças transitórias de desempenho. Recorrendo à programação não linear e à plataforma MATLAB, resolveram o modelo com tratamento de esparsidade. Este foi simulado para responder a alterações dinâmicas na temperatura e concentração da água do mar de alimentação, caudal da corrente de reciclagem e temperatura do vapor, sendo validado com sucesso. Os autores concluíram que este modelo proporciona uma análise melhor para a operação e controle em tempo real do sistema FME, com vista a redução de custos operacionais e maior estabilidade na qualidade da água.

Malik *et al.* (2015) utilizaram o software de modelação Aspen (ACM, V8.4.) para simular os processos FME, OI e FME-OI, com o objetivo de reduzir custos e otimizar as condições operacionais e variáveis de projeto. Otimizaram variáveis como temperaturas, pressões e o número de elementos de membrana em reatores sob pressão para minimizar custos. Os resultados mostram que os sistemas FME-OI com instalações de admissão-emissão partilhadas têm custos de admissão mais baixos, sendo adequados para locais que exigem alta recuperação de produto e qualidade. No entanto, o estudo considerou apenas uma estrutura simples acoplada FME-OI.

He *et al.* (2022) focaram na modelação matemática e otimização estrutural de um processo híbrido FME-OI, com base em modelos de estado estacionário e estudos de otimização operacional, de forma a reduzir despesas gerais sob certas condições operacionais. Sete estruturas híbridas foram projetadas com diferentes condições de

alimentação, e as suas equações foram estabelecidas para cálculo numérico. Para avaliar o desempenho económico, foram formuladas equações de custo operacional médio horário como indicadores de avaliação e efetuada uma simulação do sistema híbrido. O modelo foi codificado e implementado na plataforma GAMS 24.0, e o IPOPT foi utilizado como ferramenta para resolver os problemas complexos de programação não linear. O estudo forneceu informações úteis para a operação ideal do sistema FME-OI, no que refere a redução de custos operacionais, razão dos ganhos de saída (GOR) máximo ou minimização do lançamento de águas residuais.

O Quadro 4.1 resume as principais características de estudos presentes na literatura dos sistemas de dessalinização OI.

Quadro 4.1 - Resumo dos estudos de sistemas de dessalinização

Referência	Objetivo	Software	Modelos	Parâmetros	Conclusões
Osiose inversa					
(Oh et al., 2009)	Modelo para fornecer informações sobre o processo ideal tendo em conta condições operacionais	ROSA 6.1	DS modificado	<ul style="list-style-type: none"> • Pressão de alimentação • Consumo de energia • [Boro no permeado] • SDT no destilado 	<ul style="list-style-type: none"> • Conseguiu prever qualquer parâmetro com pequenos ajustes nos parâmetros.
(Altaee, 2012)	Modelo computacional para estimar os parâmetros de desempenho do OI num reator sob pressão com múltiplos elementos de membrana	ROSA	DS	<ul style="list-style-type: none"> • % Recuperação • Rejeição de sal • Pressão de alimentação • [permeado] no reator sob pressão 	<ul style="list-style-type: none"> • Boa concordância com o ROSA até 95%; • Primeiro procedimento sistemático para estimar o desempenho de múltiplos elementos OI num reator sob pressão.
(Huang et al., 2017)	Novo modelo para a síntese e otimização de um sistema para geração de água e energia, considerando tecnologias de dessalinização combinadas	GAMS e BARON	PNL ¹	<ul style="list-style-type: none"> • Combustível • Potência • Pressão do vapor • Água de alimentação • Salmoura 	<ul style="list-style-type: none"> • Desempenho superior em comparação com dados de referência.
(Elnour et al., 2020)	Simulação para demonstrar as etapas da dessalinização por OI em escala real	MATLAB/Simulink	DS	<ul style="list-style-type: none"> • Temp. água de alimentação • [água de alimentação] • Área da membrana por elemento • Nº elementos p/ reator sob pressão • Nº reatores sob pressão • % recuperação • Pressão máxima 	<ul style="list-style-type: none"> • O simulador foi validado; • Foi capaz de simular o comportamento do sistema com um erro inferior a 5% para a maioria das variáveis; • Útil para avaliar o comportamento do sistema sob várias circunstâncias.

Quadro 4.1 - Resumo dos estudos de sistemas de dessalinização (continuação)

Referência	Objetivo	Software	Modelos	Parâmetros	Conclusões
Osmose inversa					
(Ncube e Inambao, 2021)	Modelação e simulação de um sistema OI na África do Sul e otimização do CEE e do fluxo de processo.	WAVE + ROSA		<ul style="list-style-type: none"> • Caudal do permeado • SDT • Pressão de alimentação • Consumo de energia • % Recuperação e de rejeição • Temperatura operacional • pH médio • N° de reatores sob pressão 	<ul style="list-style-type: none"> • Melhorias significativas no consumo de energia (-7,3%), na produtividade do permeado (+18%) e na pressão de alimentação do sistema (-4,5 bar).
(Saeed e Alhawaj, 2023)	Modelo computacional para prever o desempenho do processo OI e conduziram simulações para comparar três tipos de membranas.	WAVE		<ul style="list-style-type: none"> • Pressão de alimentação • % recuperação • % caudal de permeado • [permeado] 	<ul style="list-style-type: none"> • Boa concordância entre os resultados do modelo e os obtidos pelo software; • Previsões confiáveis dos principais parâmetros.

¹Modelo de programação não linear (PNL)

5. Metodologia

5.1. Nota introdutória

A metodologia utilizada no presente trabalho focou-se na modelação matemática baseada em mecanismos de transferência de massa e na teoria de difusão-solução (DS) e simulação de dois sistemas de OI sob diferentes condições operacionais, utilizando o software MATLAB. A modelação matemática baseou-se no modelo desenvolvido por Zhang (2015) que serviu de base para a simulação, excluindo etapas de pré-tratamento e pós-tratamento da água para simplificar o processo.

O trabalho consistiu em quatro simulações, realizadas em duas escalas distintas: escala laboratorial, utilizada para validar o modelo matemático sob condições controladas e analisar o efeito da temperatura nas propriedades da água do mar bruta, e a escala industrial, para avaliar o desempenho em condições operacionais típicas de um sistema de dessalinização de OI. O sistema utilizado para simular o desempenho do sistema a escala industrial foi o LennRO SW M em contentor, um sistema de referência para simulações à escala industrial que permite obter dados realistas sobre o desempenho global do sistema.

O trabalho consistiu em quatro simulações:

- 1. Efeito da Temperatura** (Capítulo 5.2.2): Esta simulação centrou-se no impacto da temperatura no desempenho de um sistema de OI. Foram simuladas propriedades do fluido como a viscosidade da água, a difusividade do soluto, a permeabilidade à água e ao sal, e o coeficiente de polarização de concentração, a diferentes temperaturas. O objetivo foi analisar como a temperatura afeta a operação em termos de permeabilidade e taxa de recuperação de água para consumo, ajudando a definir os melhores parâmetros de funcionamento. A simulação foi realizada à escala laboratorial com uma membrana plana. Paralelamente, foram explorados sete cenários em MATLAB e excel de forma a determinar em que situações é que a concentração molar dos sais e na velocidade de escoamento laminar do fluido afetam o processo de OI a diferentes temperaturas. Fez-se variar os valores de velocidade de escoamento e concentração molar entre 4 e 7 cm/s e 0,05 a 3,5 mol/L, respetivamente. Os cenários encontram-se detalhados no capítulo 5.2.2.

Esta análise procurou fornecer uma pesquisa mais detalhada da influência destes parâmetros no processo.

- 2. Desempenho do Módulo da Membrana** (Capítulo 5.2.3): Esta simulação foi realizada a escala industrial e focou-se na análise das características de um módulo de membrana de OI do tipo LEN-SW30-400HRLE para avaliar o seu desempenho em vários cenários de operação. O módulo foi desenrolado em secções para calcular e capturar as variações ao longo do módulo com base nos princípios de fluxo e balanço de massa.

O impacto da temperatura (entre 15 e 45°C) foi analisado nos parâmetros considerados mais críticos para o desempenho do módulo como, o fluxo de água e soluto, concentração de alimentação e permeado, polarização da concentração, velocidade de escoamento e coeficiente de transferência de massa ao longo do módulo.

Posteriormente, uma análise de sensibilidade foi feita de forma a avaliar o impacto do caudal de alimentação (entre 100 e 900 m³/d), da pressão aplicada (entre 40 a 80 bar) e da concentração de alimentação (entre 30 000 a 50 000 mg/L) na taxa de recuperação de água, numa gama de cinco valores descritos no capítulo 5.2.3. Pretendeu-se analisar a influência dessas variáveis no desempenho do sistema e o impacto de diferentes configurações de módulos de membrana e áreas de membrana.

- 3. Influência de P_a e C_b no CEE** (Capítulo 5.2.4): Esta análise explorou a influência da pressão e da concentração de sais na água de alimentação no desempenho energético do sistema. Foram simulados três cenários à escala real, onde se fez variar a pressão em 50, 64 e 85 bar e a concentrações de sais entre 10 e 50 g/L. O objetivo foi avaliar como variações na pressão e concentração podem minimizar o CEE, mantendo altas taxas de recuperação e eficiência de eliminação de solutos.

- 4. Estudo do Desempenho do Sistema OI** (Capítulo 5.2.4): Ao contrário da simulação do desempenho do módulo, esta simulação englobou uma análise de todo o conjunto, incluindo não só o desempenho individual de cada módulo, mas também como o sistema opera como um todo. O sistema e as membranas utilizadas foram as mesmas da pesquisa anterior, também a escala industrial.

Foi avaliado o comportamento dos mesmos parâmetros anteriormente analisados no sistema, em diferentes temperaturas (entre 15 e 45°C) ao longo de vários estágios.

A área da membrana necessária foi estimada para atingir uma taxa de recuperação estabelecida de 90%, de forma a maximizar a eficiência do sistema. Por fim, realizou-se uma análise de sensibilidade para avaliar como diferentes variáveis operacionais afetam a área necessária da membrana no sistema e identificar o design mais eficiente. Variou-se sistematicamente cada variável dentro de uma gama de valores definida no Quadro 5.6 e fez-se uma análise mais detalhada da área de membrana necessária em função da temperatura e da concentração de sais.

Nos subcapítulos seguintes será abordada com maior detalhe a metodologia utilizada.

5.2. Modelação matemática dos sistemas de dessalinização

5.2.1. Modelo de difusão-solução de um sistema OI

Devido à sensibilidade do desempenho das unidades de OI à qualidade da água de entrada e às condições operacionais, é crucial ter à disposição modelos confiáveis para o projeto e operação do processo (Marcovecchio *et al.*, 2015; Oh *et al.*, 2009). Existem diferentes tipos de modelos, incluindo os mecanísticos e matemáticos, que podem ser classificados em três categorias: modelos termodinâmicos irreversíveis, modelos homogêneos, como os de DS, e modelos de poros (Zhang, 2015). Os modelos homogêneos, em particular, exigem apenas alguns parâmetros para descrever o sistema de membranas, o que os torna amplamente aplicáveis em diversas situações (Williams, 2003; Zhang, 2015).

O modelo de OI desenvolvido foi baseado na teoria da transferência de massa e da DS, o modelo mais aceite no que refere à tecnologia OI. Este modelo, sugere que os sais se dissolvem na membrana e se movem através desta, provocando separações segundo um gradiente de concentração e uma taxa de difusão dos sais (Saeed and Alhawaj, 2023; Wijmans and Baker, 1995; Zhang, 2015).

Considerou-se que o modelo é condicionado pela permeabilidade da membrana, que determina o rácio de permeado produzido e pelas condições de entrada e saída da água: pressão de alimentação pela bomba de alta pressão para os módulos de OI, temperatura e concentração de sais.

De acordo com o modelo DS, a taxa de transferência de massa de um componente i , J_i , é influenciada por diferenças no potencial químico, concentração e pressão, do componente i (Zhang, 2015). O componente i representa um componente específico dentro do sistema (por exemplo sódio), que pode ser qualquer substância que está a ser analisada com propriedades específicas que são utilizadas para calcular a taxa de transferência de massa desse componente através da membrana.

As equações 1 e 2 descrevem a quantificação dessa transferência de massa.

$$J_i = -L_i \frac{d\mu_i}{dx} \quad (1)$$

$$d\mu_i = RT \ln(\gamma_i c_i) + v_i dp \quad (2)$$

Onde:

- L_i - Coeficiente de proporcionalidade;
- μ_i - Potencial químico;
- R - Constante universal dos gases (0,0809 L.bar/(mol.K));
- T - Temperatura;
- γ_i - Atividade do coeficiente que liga a concentração à atividade do componente i ;
- c_i - Concentração molar de i ;
- v_i - Volume molar de i ;
- p - Pressão.

Assumindo uma pressão constante dentro da membrana, a taxa de transferência de massa pode ser reorganizada na equação 3 (Lonsdale *et al.*, 1965; Zhang, 2015):

$$J_i = \frac{D_i K_i c_{i0} v_i (\Delta p - \Delta \pi)}{IRT} \quad (3)$$

Onde:

- $D_i = RTL/c_i$ - Coeficiente de difusão da lei de Fick;
- $K_i = \gamma_{i0} / \gamma_{i0(m)}$ - Coeficiente de sorção da fase líquida/fase de membranas;
- γ_{i0} - Coeficiente de atividade no lado da alimentação;
- $\gamma_{i0(m)}$ - Coeficiente de atividade na membrana no lado de alimentação;
- c_{i0} - Concentração molar do componente i no lado de alimentação;
- Δp - Diferença de pressão hidrodinâmica através de uma membrana semipermeável;
- $\Delta \pi$ - Diferença de pressão osmótica através de uma membrana semipermeável;
- L - Espessura da membrana.

Para iniciar a simulação do processo de OI, é crucial determinar a pressão da água de entrada do sistema, que atravessará do primeiro ao último elemento (Saeed & Alhawaj, 2023).

O modelo DS sugere que, para calcular a pressão de entrada (p_a) na dessalinização por OI, é necessário identificar a pressão osmótica transmembranar (π_m) e o fluxo de solvente (J_w), que é definido como a quantidade de água que atravessa a membrana por unidade de área num determinado intervalo de tempo (Monteiro, 2021;

Saeed & Alhawaj, 2023; Zhang, 2015). A equação 4 descreve como o fluxo de solvente através das membranas semipermeáveis é influenciado por diferenças de pressão e pela área efetiva da membrana durante o processo, enquanto a quantidade de sal que consegue atravessar a membrana permanece independente da pressão (Monteiro, 2021; Saeed & Alhawaj, 2023; Zhang, 2015). Este modelo é fundamental para entender e projetar processos de dessalinização por OI, permitindo ajustar as variáveis do sistema para obter o fluxo de água desejado.

Na OI, a pressão osmótica transmembranar é considerada a pressão que permite o transporte de solvente do lado da alimentação para o outro lado da membrana do permeado. Esse parâmetro pode variar ao longo dos elementos da membrana e geralmente é usada a diferença entre a pressão de alimentação (ΔP_a) e as forças que se opõem à passagem de água através da membrana (Cuenca, 2020).

Os elementos de membrana são componentes completos que incluem a membrana semipermeável e outros elementos estruturais necessários para o seu funcionamento dentro de um sistema (Lennetech, n.d.). Esses elementos são montados dentro de reatores sob pressão, onde a água de alimentação é pressurizada para atravessar as membranas, separando os solutos da água dessalinizada.

Assim, o fluxo de água foi calculado com base na equação 4 (Jin *et al.*, 2009).

$$J_w = A_w(\Delta P_a - \Delta \pi_m) = A_w[(P_F - P_P) - \pi_M - \pi_P] = \frac{Q_P}{A_m} \quad (4)$$

Onde:

- P_F - Pressão de alimentação;
- P_P - Pressão do permeado, assumida como pressão atmosférica;
- π_M - Pressão osmótica do concentrado na superfície da membrana;
- π_P - Pressão osmótica do permeado;
- $\Delta \pi_m$ - Perda de pressão osmótica;
- Q_p - Quantidade de água produzida pelo sistema por unidade de tempo;
- A_m - Área superficial total dos elementos da membrana dentro do reator sob pressão;
- A_w - Coeficiente de permeabilidade da membrana.

O coeficiente de permeabilidade da membrana ao solvente (A_w) representa a resistência da membrana à passagem de água. Este parâmetro depende do material

utilizado na fabricação da membrana e define a sua capacidade de permitir a passagem do solvente. Em termos práticos, A_w representa a habilidade da membrana em transportar mais solvente para outra membrana, mantendo a mesma área de superfície e sob a mesma pressão aplicada (equação 5) (Cuenca, 2020; Saeed & Alhawaj, 2023; Zhang, 2015).

$$A_w = \frac{D_{w,m} C_{w,m} V_w}{\delta_m RT} \quad (5)$$

Onde:

- $D_{w,m}$ - Difusividade da água na membrana;
- $C_{w,m}$ - Concentração de água na membrana;
- V_w - Volume molar da água;
- δ_m - Espessura efetiva da membrana;

No âmbito da OI, o fluxo de soluto (J_s) é fundamental para avaliar a eficácia do sistema na remoção de sais e na produção de água dessalinizada.

J_s indica a quantidade de soluto que passa da solução de alimentação (mais concentrada em sais) para o permeado, ou seja, a taxa na qual os solutos atravessam a membrana durante o processo, por unidade de tempo. Este fluxo é proporcional à sua força motriz e ao gradiente de concentração de solutos, sendo influenciado pelas propriedades da membrana semipermeável. Esta relação pode ser definida pela equação 6 de acordo com a lei de Fick (Jin *et al.*, 2009).

$$J_s = J_w c_p = B_s (c_M - c_p) \quad (6)$$

Onde:

- B_s - Permeabilidade da membrana aos sais;
- C_M - Concentração de soluto concentrado;
- C_P - Concentração de soluto permeado.

A pressão osmótica (π) é outro parâmetro importante na descrição de um sistema de dessalinização por OI, uma vez que influencia diretamente a quantidade de água que passa através da membrana (Cuenca, 2020). Pode ser definida como a pressão necessária para impedir que a água com menor concentração flua para uma área de maior concentração de sais (Cuenca, 2020; Saeed & Alhawaj, 2023). A pressão osmótica da solução salina foi calculada através da equação de van 't Hoff (equação 7).

$$\pi = n\phi CRT \quad (7)$$

Onde:

- π - Pressão osmótica da solução
- n - Número de íões produzidos durante a dissociação do soluto;
- ϕ - Coeficiente osmótico;
- C – Concentração molar da solução

Quando a pressão osmótica na superfície da membrana supera a da corrente em massa, ocorre uma acumulação de sal na mesma devido à rejeição de solutos, conhecida como polarização da concentração, representada pelo fator (β) (Araújo, 2018; Bai *et al.*, 2023; Saeed & Alhawaj, 2023; Zhang, 2015).

O efeito da β na superfície da membrana, que foi calculado pelas equações 8 e 9, é relevante pois pode resultar na redução da fluidez do solvente devido ao aumento da pressão osmótica na camada limite à superfície da membrana; no aumento do fluxo de soluto devido ao aumento do gradiente de concentração entre os dois lados; resistência adicional à transferência de massa e precipitação na superfície da membrana dos solutos que excedem o seu limite de solubilidade, levando a incrustações (Alves, 2010; Araújo, 2018; Cuenca, 2020; Saeed & Alhawaj, 2023; Zhang, 2015).

$$c_M = \beta c_F \quad (8)$$

$$\beta = \text{Rej} \left(e^{-\frac{Jw}{K_{CP}}} \right) + (1 - \text{Rej}) = \frac{c_M - c_P}{c_f - c_P} \quad (9)$$

Onde:

- c_M - Concentração de sais na superfície da membrana;
- c_P - Concentração de SDT da água para consumo humano;
- c_f - Concentração de sais da água de alimentação;
- Rej - Taxa de rejeição de solutos;
- K_{CP} - Coeficiente de transferência de massa.

A Figura 5.1 mostra os mecanismos de transferência de massa baseados no fluxo convectivo em direção à membrana, fluxo do soluto através da membrana e fluxo difusivo da membrana para a solução, de acordo com a lei de Fick (Alves, 2010).

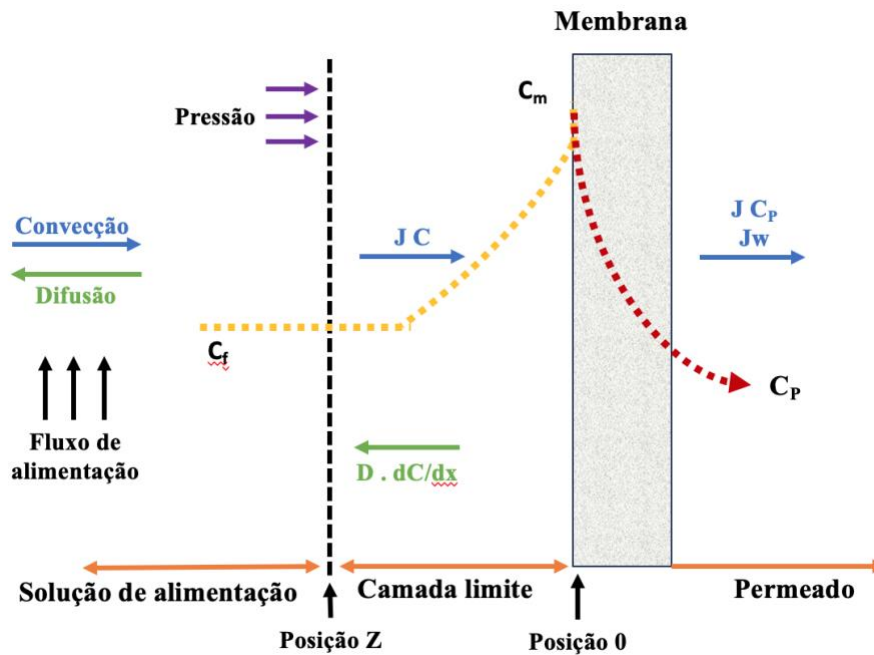


Figura 5.1 – Mecanismos de transferência de massa no processo de OI
(Adaptada de Alves, 2010; Cuenca, 2020; Saeed & Alhawaj, 2023)

Outro aspecto importante a considerar é o K_{CP} , pois desempenha um papel fundamental na determinação da taxa à qual os solutos são transferidos através de uma membrana durante o processo de dessalinização por OI. Este coeficiente representa a eficiência com que os solutos são transportados da solução de alimentação para o permeado, sendo influenciado por fatores como a permeabilidade da membrana, as propriedades dos solutos e as condições operacionais do sistema, bem como pelo número de Sherwood (Sh) (equação 10) (Saeed and Alhawaj, 2023; Zhang, 2015). Quanto maior for o K_{CP} , mais eficiente será o processo.

$$K_{CP} = 0,023D_s Re^{0,83} Sc^{0,33} / d_h \quad (10)$$

Onde:

- Re – Coeficiente de Reynolds;
- Sc - Número de Schmidt;
- d_h - Diâmetro hidráulico da membrana;
- L - Comprimento do canal.

O coeficiente de difusão de sais (D) é um parâmetro que indica a seletividade da membrana para o transporte de sal, ou seja, a taxa de rejeição da membrana. Este coeficiente é crucial para determinar a velocidade com que os solutos se difundem através da membrana e para quantificar a taxa de fluxo dos solutos na solução, o que é

essencial para prever o desempenho do processo de osmose inversa. O valor de (D) não é constante e depende do tipo de membrana utilizada, sendo determinado experimentalmente pelo fabricante. Neste modelo considerou-se o valor de D como $1,55 \times 10^{-11} \text{ m}^3/\text{d}$ (Saeed and Alhawaj, 2023; Zhang, 2015).

Para calcular o K_{CP} , foram utilizadas as equações 11 a 14.

$$Re = \frac{ud_h}{\nu} \quad (11)$$

$$Sc = \frac{\nu}{D} \quad (12)$$

$$d_h = \frac{HW}{(2H + 2W)} \quad (13)$$

$$u = \frac{Q_F}{HW} \quad (14)$$

Onde:

- u - Velocidade de escoamento cruzado;
- ν - Viscosidade cinemática da solução;
- H - Altura do canal;
- W - Largura do canal;
- Q_F – Caudal da água de alimentação.

Para calcular o escoamento laminar num canal retangular (passagem com uma seção transversal em forma de retângulo para direcionar o fluxo de água de alimentação através das membranas), o número de Sherwood (Sh) foi definido pela equação 15, utilizando correlações com os números de Reynolds e de Schmidt (Jin *et al.*, 2009; Monteiro, 2021; Zhang, 2015).

$$Sh = K_{CP} \frac{d_h}{D} = 1,85 \left(Re Sc \frac{d_h}{L} \right)^{1/3} = 0,065 Re^{0,875} Sc^{0,25} \quad (15)$$

Assim, o K_{CP} , também pode ser calculado pelas equações 16 e 17, utilizando a difusividade da solução de NaCl em qualquer temperatura (Jin *et al.*, 2009; Zhang, 2015).

$$K_{CP} = 0,808 \left(\frac{\gamma_w D^2}{L} \right)^{1/3} \propto D^{2/3} \quad (16)$$

$$\gamma_w = \frac{6u}{H} \quad (17)$$

Onde:

- γ_w - Taxa de cisalhamento da parede.

Neste modelo considerou-se ainda o fenômeno de incrustação na membrana, que afeta o desempenho do sistema OI e a qualidade da água produzida (Zhang, 2015). Considerou-se que a resistência intrínseca da membrana à incrustação, que depende das propriedades físicas e químicas da membrana, resulta da soma das resistências individuais de diferentes componentes que contribuem para a incrustação. Este fenômeno pode ser descrito pela equação 18 (Baker, 2004; Zhang, 2015).

$$R_{\text{total}}=R_m+R_a+R_{pb}+R_c \quad (18)$$

Onde:

- R_m - resistência hidráulica intrínseca da membrana;
- R_a - resistência associada à adsorção de solutos na superfície da membrana;
- R_{pb} - resistência ao bloqueio de poros;
- R_c - resistência de colmatação dos poros (quando existe acumulação nos poros da membrana).

5.2.2. Efeito da temperatura

Ao projetar e operar sistemas de OI, é importante considerar os efeitos da temperatura, uma vez que, esta pode ter um impacto significativo no desempenho e na eficiência do processo (Shaheen & Cséfalvay, 2024). A temperatura afeta diversos aspectos, incluindo a viscosidade do solvente, taxa de difusão, pressão, seletividade e estabilidade da membrana, taxa de rejeição de solutos e permeabilidade. Portanto, compreender e analisar os efeitos da temperatura é essencial para otimizar o funcionamento destes sistemas de dessalinização (Shaheen & Cséfalvay, 2024).

Zhang (2015) observou que a temperatura tem um impacto significativo no fluxo transmembranar na OI, devido à redução da viscosidade da água e outros efeitos decorrentes do aumento da temperatura. Jin *et al.* (2009) associaram os parâmetros do modelo DS com propriedades físicas da água bruta (Jin *et al.*, 2009; Zhang, 2015).

Com base na modelação efetuada por Zhang (2015) analisou-se o efeito da temperatura nas propriedades do fluido, nomeadamente a viscosidade da água, a difusividade do soluto, a permeabilidade à água e ao sal, o K_{CP} , a rejeição do sal e a p_a , numa faixa de temperaturas entre 15 e 45°C. Esta faixa de temperaturas foi selecionada para observar como o fluido se comporta em condições de temperaturas mínimas e máximas extremas e em condições típicas de operação; e entender os limites de operação, incluindo possíveis mudanças na estrutura da membrana.

O estudo do efeito da temperatura teve por base os scripts MATLAB desenvolvidos por Zhang (2015), porém foi utilizada uma membrana distinta a escala laboratorial. Nesta simulação foi utilizada a célula “Sepa CF *Permeate Carrier Membrane*” (Sterlitech), uma célula de teste de fluxo cruzado utilizada em testes de membranas num processo de dessalinização de água do mar para simular condições hidrodinâmicas de elementos de membrana enrolados em espiral.

Esta célula tem configuração plana, alta resistência e durabilidade em processos de filtração devido ao seu material de polipropileno, com as seguintes dimensões: 14,7 cm de comprimento, 9,7 cm de largura e 0,19 cm de altura (Sterlitech, n.d.).

Segundo o modelo DS, o coeficiente de difusão (D) correlaciona-se com a temperatura (T) e com a viscosidade da água (μ), como segue na equação 19 (Jin *et al.*, 2009).

$$D \propto \frac{T}{\mu} \quad (19)$$

A permeabilidade ao solvente (A_w) e ao soluto (B_s) são sensíveis à temperatura da água, que por sua vez estão dependentes das condições locais, foram calculadas pelas equações 20 e 21 (Cuenca, 2020; Jin *et al.*, 2009; Monteiro, 2021; Zhang, 2015).

A_w está correlacionado apenas com μ e com R_m , o que sugere que quanto menor a viscosidade do solvente, maior a permeabilidade ao solvente (Jin *et al.*, 2009; Zhang, 2015).

$$A_w = \frac{1}{\mu_w R_m} \propto \frac{1}{\mu_w} \quad (20)$$

Onde:

- μ_w - Viscosidade do solvente;
- R_m - Resistência hidráulica da membrana.

B_s é um fator crucial na modelação de sistemas OI, pois determina a taxa de passagem dos solutos através da membrana semipermeável durante o processo de dessalinização. Este parâmetro tem um impacto direto na capacidade de remoção de sais da solução de alimentação, influenciando significativamente a eficiência do processo (Cuenca, 2020).

A permeabilidade ao soluto refere-se à facilidade com que os solutos atravessam a membrana e pode ser influenciada por vários fatores, sendo a temperatura um dos mais relevantes. A variação da temperatura afeta tanto as propriedades do solvente como as características da membrana, alterando o desempenho do sistema (Cuenca, 2020).

$$B_s = \frac{D_{s,m} K_{s,m}}{\delta_m} \propto D_{s,m} \propto \frac{T}{\mu_{sw}} \quad (21)$$

Onde:

- $D_{s,m}$ - Coeficiente de difusão do soluto na membrana;
- $K_{s,m}$ - Solubilidade do soluto na membrana;
- μ_{sw} - Viscosidade da água do mar.

Considerou-se que o coeficiente de difusão NaCl a 25°C é de $1,611 \times 10^{-9} \text{ m}^2/\text{s}$, pelo que a difusividade do soluto de NaCl em qualquer outra temperatura (D_T) pode ser calculada pela equação 22.

$$D_T = D_{25} \frac{\mu_{25}}{\mu_T} \frac{T}{298,15} \quad (22)$$

Calculou-se ainda o coeficiente de difusão a 25°C (D_{25}), o coeficiente de permeabilidade à água a 25°C (A_{25}), a permeabilidade de soluto a 25°C (B_{25}) e o coeficiente de transferência de massa a 25°C (k_{25}), tendo em conta a μ , para qualquer temperatura (Jin *et al.*, 2009), segundo as equações 23 a 25.

$$A_T = A_{25} \frac{\mu_{25}}{\mu_T} \quad (23)$$

$$B_T = B_{25} \frac{D_T}{D_{25}} \quad (24)$$

$$k_T = k_{25} \left(\frac{D_T}{D_{25}} \right)^{\frac{2}{3}} \quad (25)$$

A viscosidade da água, μ_{sw} , foi calculada através da equação 26 (Sharqawy *et al.*, 2010).

$$\mu_w = 4,2844 \times 10^{-5} + (0,157(t + 64,993)^2 - 91,296)^{-1} \quad (26)$$

$$0 \leq t \leq 180 \text{ } ^\circ\text{C}$$

A viscosidade da água do mar, μ_{sw} , foi calculada segundo as equações 27 a 29 (Jin *et al.*, 2009; Zhang, 2015).

$$\mu_{sw} = \mu_w(1 + AS + BS^2) \quad (27)$$

$$A = 1,541 + 1,998 \times 10^{-2}t - 9,52 \times 10^{-5}t^2 \quad (28)$$

$$B = 7,974 - 7,561 \times 10^{-2}t - 4,724 \times 10^{-4}t^2 \quad (29)$$

$$0 \leq t \leq 180 \text{ } ^\circ\text{C} < S < 0,15 \text{ kg/kg}$$

As propriedades da membrana também mudam com a temperatura da água de alimentação. Assim, tendo em conta as alterações nas propriedades da membrana calculou-se a permeabilidade à água (A) e permeabilidade ao soluto (B) ajustadas aos dados observados do fluxo de solvente e soluto, segundo as equações 30 e 31 descritas por Jin *et al.* (2009).

$$A = A_{25} \exp \left[K_{wT} \times \left(\frac{1}{(273,15 + T)} - \frac{1}{298,15} \right) \right] \quad (30)$$

$$B = B_{25} \exp \left[K_{sT} \times \left(\frac{1}{(273,15 + T)} - \frac{1}{298,15} \right) \right] \quad (31)$$

Onde:

- A_{25} - Coeficiente de permeabilidade à água a 25°C;
- B_{25} - Coeficiente de permeabilidade do soluto a 25°C;
- k_{wT} - Coeficiente de temperatura para transporte de água (obtido por análise de regressão de dados experimentais);
- k_{sT} - Coeficiente de temperatura para transporte de solutos (obtido por análise de regressão de dados experimentais).

Assumiu-se a permeabilidade à água de $2,1 \times 10^{-11}$ m/(s.pa) e a permeabilidade ao sal de $0,25 \times 10^{-11}$ m/(s.pa) a 25°C. k_{wT} e k_{sT} foram considerados em -2,849 e -3,285 respetivamente, tal como no estudo de Jin *et al.* (2009).

Como anteriormente referido, a temperatura influencia a taxa de rejeição de solutos. Assim, através do K_{CP} e B_T calculados, foi possível calcular a taxa de rejeição de sal observada (X_s) e β para qualquer temperatura a partir das equações 32 a 33.

$$\beta = \frac{c_m}{c_f} = 1 - X_s + X_s \cdot \exp \frac{J_w}{k_{cp}} \quad (32)$$

$$X_s = 1 - \frac{c_p}{c_m} = 1 - \frac{\beta \cdot B_s r_s}{J_w} \quad (33)$$

Onde:

- X_s - Rejeição de sal observada;
- c_f - Concentração de sal a granel;
- c_m - Concentração de sal na membrana;
- c_p - Concentração de sal permeado;
- r_s - Rejeição real de soluto da membrana.

Calculou-se ainda a taxa de rejeição de soluto da membrana, que representa a quantidade relativa do sal rejeitado pela membrana com base no fluxo de água e na permeabilidade do soluto na membrana, uma vez que, fornece uma análise importante da eficiência da membrana ao reter os solutos durante o processo de OI, através da

equação 34 (Cuenca, 2020; Saeed & Alhawaj, 2023; Zhang, 2015). Por fim, substituiu-se a equação 34 na equação 33 de forma a resolver X_s .

$$r_s = 1 - \frac{c_p}{c_m} = \frac{J_w}{B_s + J_w} \quad (34)$$

Utilizando os valores obtidos de A_T e B_T , a pressão aplicada foi calculada para qualquer temperatura a partir da equação 35.

$$\Delta p_a = 2RT \cdot \beta \left(\frac{J_w}{B_s + J_w} \right) c_f + \frac{J_w}{A_w} = 2RT \cdot \beta \left(\frac{J_w}{B_T + J_w} \right) c_f + \frac{J_w}{A_T} \quad (35)$$

No estudo de caso, os valores dos restantes parâmetros encontram-se descritos no Quadro 5.1 e no script do Anexo B. Os valores de referência da velocidade de escoamento laminar, segundo a DuPont (2023) e Jin *et al.* (2009) estavam fixados entre 4 a 7 cm/s, pelo que se assumiu o valor máximo (DuPont, 2023; Jin *et al.*, 2009).

Quadro 5.1 - Dados de entrada no modelo do estudo do efeito da temperatura

Parâmetro	Valor assumido	Ref.
Fluxo de água (J_w) ($m^3/m^2 \cdot s = m/s$)	$1,29 \times 10^{-5}$	(DuPont, 2022, 2023; Jin <i>et al.</i> , 2009)
Massa molar NaCl (g/mol)	58,5	(Hoek <i>et al.</i> , 2002; Jin <i>et al.</i> , 2009)
Constante Universal dos Gases (L.Pa/(K.mol))	$8,3144621 \times 10^3$	
Coefficiente de Difusão do NaCl a 25°C (m^2/s NaCl)	$1,611 \times 10^{-9}$	(Jin <i>et al.</i> , 2009)
Velocidade de escoamento laminar (u) (cm/s)	7	(DuPont, 2023; Jin <i>et al.</i> , 2009)
Taxa de rejeição de sal (%)	0,5	(Zhang, 2015)

A modelação e simulação dos efeitos da temperatura foi desenvolvida e implementada em MATLAB e o seu Script encontra-se descrito no Anexo B.

Paralelamente, foram explorados sete cenários em MATLAB e Excel de forma a determinar em que situações é que as variações na concentração molar dos sais e na velocidade de escoamento laminar mais afetam o processo OI em diferentes temperaturas.

A análise do impacto das variações na velocidade de escoamento e na concentração molar dos sais é essencial para compreender e otimizar o desempenho do sistema de OI, devido à sua influência direta nos principais fatores operacionais.

A velocidade de escoamento afeta a dinâmica do transporte de massa, alterando o coeficiente de transferência de massa e a intensidade do efeito de polarização por concentração, reduzindo a eficiência do processo. Por outro lado, a concentração molar dos sais determina a pressão osmótica necessária para o fluxo através da membrana, impactando tanto o consumo energético, como a taxa de rejeição de sais. Pelo que, a avaliação conjunta destes parâmetros permitirá identificar as condições operacionais que minimizam a polarização por concentração e otimizam a eficiência hidráulica e energética do sistema, garantindo um melhor desempenho e maior durabilidade das membranas.

Assim, fez-se variar no script em MATLAB os valores da concentração molar dos sais (M_b), entre 0,05 e 3,5 mol/L e da velocidade de escoamento laminar (u), entre 4 e 7 cm/s, a gama de valores de referência assumidos por Jin *et al.* (2009) e pela DuPont (2023) (DuPont, 2023; Jin *et al.*, 2009). O quinto cenário foi considerado como referência; no primeiro, segundo, terceiro e quarto cenário, foram mantidas todas as variáveis à exceção do parâmetro velocidade do escoamento laminar (u) que se fez variar entre 4 e 7 cm/s; e do sexto ao sétimo cenário, só se fez variar a concentração molar dos sais entre 0,5; 2 e 3,5 mol/L.

A gama de valores escolhidos para simular a concentração molar foram determinados tendo em conta o valor de referência da massa molar de NaCl referida no Quadro 5.1 e uma salinidade de 32 g/L, típica de uma água do mar, pelo que se considerou que o valor típico seria cerca de 0,547 mol/L. Dessa forma, foram considerados alguns valores acima e abaixo desse valor de forma a simular diferentes condições.

Os cenários simulados encontram-se descritos no Quadro 5.2.

Quadro 5.2 – Cenários da Influência da P_a , K_{CP} e β em função da temperatura

	Cenário						
Parâmetro	1	2	3	4	5	6	7
Concentração molar dos sais (M_b) (mol/L)	0,05	0,05	0,05	0,05	0,5	2	3,5
Velocidade de escoamento laminar (u) (cm/s)	4	5	6	7	7	7	7

5.2.3. Estudo do desempenho do Módulo de membrana

Ao conjunto membrana catiónica/câmara com solução concentrada/câmara com solução diluída/membrana aniónica denomina-se módulo membranar ou de membrana. Refere-se ao sistema que contém o elemento de membrana e qualquer outra infraestrutura necessária para que o processo funcione (Alves, 2010).

O módulo de membrana é um componente essencial na dessalinização por OI, uma vez que, consiste numa série de membranas semipermeáveis que permitem a passagem de água enquanto retêm os sais dissolvidos, maximizando a área de superfície disponível para o processo (Aimani, 2023; Zhang, 2015).

Existem várias configurações de módulos de membrana, sendo os mais comuns os do tipo enrolado em espiral e de fibra oca, devido à facilidade de limpeza, à tecnologia de fabricação e à elevada área de superfície específica por volume (Sano *et al.*, 2015; Zhang, 2015). Em geral, a membrana é composta de poliamida e polissulfona com poros de dimensões atómicas e as tipologias mais comuns dos módulos incluem acetato de celulose, compósito de película fina, híbridos inorgânicos e orgânicos/inorgânicos (Alves, 2010; Osman *et al.*, 2024).

Para analisar o impacto de variações das propriedades da membrana e das condições operacionais no desempenho de um módulo de membrana num sistema de OI, foi realizada uma simulação à escala industrial adaptando um script do estudo do desempenho de um módulo de membrana de OI de água salobra, de Zhang (2015).

A simulação foi realizada com a unidade de dessalinização OI LenRO SW M500 (Lenntech), uma unidade móvel específica para dessalinização de água do mar em larga escala, instalada em contentor e capacidade máxima de 500 m³/dia e com a membrana LEN-SW30-400HRLE, uma membrana em espiral, composta por poliamida e polipropileno como material espaçador de salmoura (Lenntech, 2015).

O diagrama esquemático do sistema simulado, consistiu num sistema de membranas de um estágio com dez elementos de membrana dentro do reator sob pressão, apresentado na Figura 5.2. Os elementos da membrana representam as unidades de filtração num sistema de OI, e consistem em membranas semipermeáveis por onde a água passa para ser filtrada (Altaee, 2012; Voutchkov, 2012). Estas elementos são alojados dentro de reatores sob pressão, que contêm várias membranas em série ou paralelo, permitindo que o sistema opere sob alta pressão, essencial para o processo de separação dos solutos e da água (Figura 5.3) (Voutchkov, 2012).

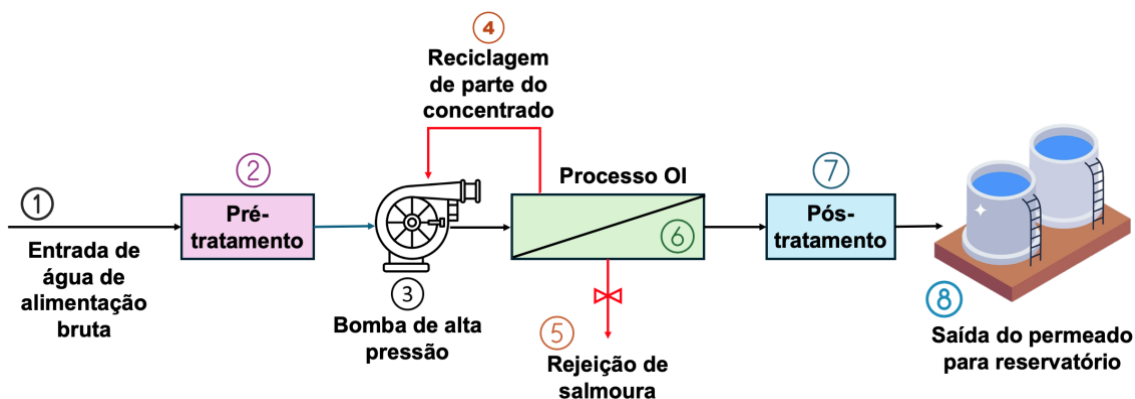


Figura 5.2 - Diagrama Esquemático do processo de OI simulado
(Adaptada de Ncube & Inambao, 2021)

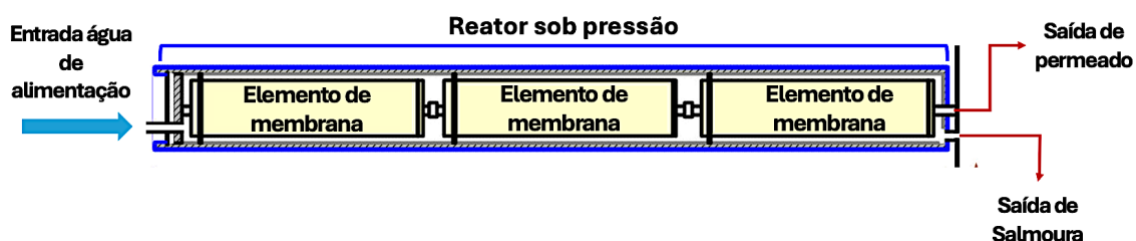


Figura 5.3 – Esquema de elementos de membrana no reator sob pressão

As condições iniciais e as propriedades do sistema utilizadas nesta simulação, foram definidas com base nas características do sistema OI selecionado e encontram-se descritas no Quadro 5.3.

Quadro 5.3 - Parâmetros de entrada no modelo à escala industrial do sistema LennRO SW M500
(Adaptado de Lenntech, 2015)

Parâmetros	Valor assumido	Unidade
Especificações da água da alimentação		
SDT	35 000	mg/L
Temperatura	25	°C
Pressão da água de alimentação	4	bar
Especificações do sistema OI		
Caudal de alimentação	1 228	m ³ /d
Taxa de recuperação	45	%
Taxa de rejeição de sais	95	%
Caudal de permeado	506,4	m ³ /d
Nº de membranas	10	uni
Dimensões do sistema		
Altura do canal	2,9	m
Largura do canal	2,44	m
Comprimento do canal	12,19	m

Todos os parâmetros foram definidos de acordo com as especificações do fabricante da membrana, à exceção da perda de carga do módulo, da permeabilidade ao solvente da membrana e ao soluto, da velocidade de projeto e da pressão do permeado, que foram assumidas tendo por base os valores referência descritos no Quadro 5.4, uma vez que o fabricante não disponibiliza essas mesmas informações. As condições iniciais e as propriedades do módulo da membrana utilizado nesta simulação encontram-se no Quadro 5.4.

Quadro 5.4 - Parâmetros da membrana LEN-SW30-400HRLE utilizados no MATLAB à escala industrial
(Adaptado de Crittenden *et al.*, 2012; Jin *et al.*, 2009; Lennetech, n.d.; Zhang, 2015; Zhang *et al.*, 2022)

Propriedades do módulo da membrana		
Especificações da membrana		
Parâmetro	Valor	Unidade
Caudal de permeado	34,1	m ³ /d
Taxa de rejeição de Sal	99,75	%
Área da membrana	37,2	m ²
Comprimento da membrana	1,016	m
Perda de carga do módulo	0,2	bar
Permeabilidade ao solvente da membrana	69,56	L/(m ² .h.bar)
Permeabilidade ao soluto da membrana	9,45×10 ⁻⁵	m/h
Condições de operação		
Pressão aplicada	64	bar
Temperatura	25	°C
Caudal de alimentação	408	m ³ /d
Concentração de alimentação	32 000	mg/L
Pressão de permeado	0,3	bar
Velocidade superficial da membrana	0,2	m/s

De acordo com Crittenden *et al.* (2012), a altura do canal de alimentação em elementos de membrana enrolados em espiral varia entre 0,4 e 1,2 mm, sendo definida pela espessura do espaçador. Nesta simulação, foi adotada uma altura de 0,6 mm. Além disso, a velocidade superficial da membrana normalmente situa-se entre 0,02 e 0,2 m/s, mas a velocidade real é maior devido ao espaço ocupado pelo espaçador. A perda de carga ao longo de cada elemento de membrana é geralmente inferior a 0,5 bar. Neste caso, considerou-se uma velocidade de 0,2 m/s e uma perda de carga de 0,2 bar por elemento (Crittenden *et al.*, 2012).

Para simular o desempenho da membrana de OI, determinou-se primeiramente a pressão da água de alimentação de entrada do sistema, que passará de membrana para membrana dentro do reator sob pressão (Saeed & Alhawaj, 2023). Isto porque, à

medida que a água percorre o módulo de membrana OI, o caudal de água, a concentração de sais e a pressão variam.

A abordagem mais comum na modelação dos elementos de membrana envolve "desenrolar" o módulo em espiral numa superfície plana e dividi-lo em secções que representam membranas, onde se assume uma concentração uniforme em cada membrana (Jeong *et al.*, 2017). Cada elemento corresponde a uma membrana e é utilizado para calcular parâmetros como o fluxo de água (J_w), o fluxo de soluto (J_s), a concentração de sais e a permeabilidade ao longo do módulo.

Esta abordagem permite simular o comportamento detalhado do módulo de membrana, calculando esses parâmetros "fatia por fatia", capturando variações, como o aumento da concentração de soluto e a diminuição do caudal de água ao longo do percurso. Os princípios de fluxo e balanço de massa permitiram calcular as condições para a membrana seguinte, repetindo os cálculos para todas as fatias, com base nas condições determinadas pela fatia anterior.

Estes cálculos incrementais são fundamentais, pois, à medida que a água avança pelo módulo, o gradiente de concentração e pressão altera, influenciando diretamente o desempenho da membrana. Esta metodologia é essencial para otimizar o desempenho e a recuperação de água em diferentes condições de operação (Zhang, 2015).

Assim, considerou-se tanto a quantidade e qualidade da água produzida por cada módulo da membrana, quanto a transferência cumulativa de água e soluto através da membrana (Osman *et al.*, 2024; Zhang, 2015; Zhang *et al.*, 2022). Essa transferência refere-se ao processo pelo qual a água e os solutos são transferidos da solução de alimentação ($z = 0$) para o permeado ao longo do comprimento da membrana, desde a entrada até uma posição específica dentro do reator sob pressão (z) (Zhang, 2015).

Para o efeito, foram utilizadas as equações 36 e 37, que representam a quantidade total de água (Q) e soluto (M) transferidos através da membrana até uma determinada posição z dentro do módulo do reator sob pressão, determinadas pela integração do fluxo de água (J_w) e do fluxo de soluto (J_s).

$$Q_{P,Z} = \int_0^z J_{W,Z} w dz \quad (36)$$

$$M_{S,Z} = \int_0^z J_{S,Z} w dz \quad (37)$$

Posteriormente, foram determinados os parâmetros de desempenho para cada elemento de membrana, em qualquer posição, segundo as equações 38 e 39 descritas por Zhang (2015).

$$Q_F = Q_P + Q_C \quad (38)$$

$$Q_F Q_F = C_P Q_P + C_C Q_C \quad (39)$$

Onde:

- Q_F - Caudal de alimentação;
- Q_P - Caudal do permeado;
- Q_C - Caudal do concentrado;
- C_F - Concentração de água de alimentação;
- C_P - Concentração de permeado;
- C_C - Concentração de solutos no concentrado.

A permeabilidade da membrana ao solvente ($K_w T$) não foi fornecida pelo fabricante, portanto, foi utilizada a equação 4 para o cálculo, levando em consideração os valores da pressão osmótica de alimentação e do permeado, além de J_w obtidos na saída do script do Anexo C. A diferença de pressão osmótica ($\Delta\pi$) foi de 0,029 bar e $K_w 25$ foi aproximadamente 69,56 m/(s.Pa).

Para calcular $K_s 25$, a permeabilidade do soluto da membrana a 25°C, são normalmente utilizados dados experimentais que descrevem a rejeição do soluto e o caudal através da membrana. No entanto, devido à falta de dados do fornecedor, $K_s 25$ foi calculado utilizando as equações 7 e 9 e, considerando as condições fornecidas, foi aproximadamente $9,45 \times 10^{-5}$ m/h.

Por fim, efetuou-se o cálculo da perda de carga (h_L), uma vez que esta é inconstante ao longo do comprimento do módulo de membrana e leva à queda da pressão no canal de alimentação (equação 40) (Zhang, 2015).

$$h_L = \delta_{HL} u^2 L \quad (40)$$

Onde, δ_{HL} é o coeficiente de perda de carga, dado a equação 41.

$$\delta_{HL} = \frac{h_L}{v^2 L} \quad (41)$$

O Script do modelo do módulo da membrana encontra-se descrito no Anexo D. A permeabilidade, o coeficiente de difusão e a área superficial da membrana neste modelo foram considerados constantes. A pressão ideal (P_b) foi calculada com base na diferença de pressão osmótica entre os lados de alimentação e permeado da membrana, no fluxo de permeado e na taxa de recuperação, bem como o K_{CP} , K_w e K_s para diferentes temperaturas e caudais, tendo em conta as condições operacionais, de forma a identificar as condições ideais para alcançar altas e baixas concentrações de sal no permeado (Anexo E).

Paralelamente, explorou-se o impacto de parâmetros como o fluxo de alimentação, a pressão e a concentração de alimentação na taxa de recuperação em cinco cenários, em função da temperatura (entre 15 e 115°C) para compreender melhor os seus efeitos (Anexo D).

A simulação contou com variações das variáveis Q_b , P_a e C_b , em cinco cenários, descritos no Quadro 5.5.

Quadro 5.5 –Cenários simulados de Q_b , P_a e C_b

Cenário	Q_b (m³/d)	P_a (bar)	C_b (mg/L)
1	100	40	30 000
2	300	50	35 000
3	500	60	40 000
4	700	70	45 000
5	900	80	50 000

A concentração de sal na água de alimentação, fez-se variar entre 30 000 e 50 000 mg/L de NaCl. Os valores foram estabelecidos para investigar a influência da concentração de alimentação, tiveram em conta os parâmetros do fabricante e consideraram desde o nível de água do mar com baixa salinidade ao nível mais extremo, de água do mar com elevada concentração (salmoura), segundo o Quadro 2.2 (Lennetech, n.d.).

As restantes variáveis seguiram as mesmas especificações e considerou-se também o cenário mais baixo e extremo. O caudal de alimentação foi simulado entre 100 e 900 m³/d e a pressão aplicada entre 40 e 80 bar (Lennetech, n.d.).

O caudal de alimentação e a pressão aplicada seguiram as mesmas especificações e considerou-se também o cenário mais baixo e extremo.

5.2.4. Efeito da pressão e concentração inicial de sais no CEE

A energia necessária para separar a água dos sais é, influenciando a qualidade da água e a taxa de recuperação do sistema, conforme indicado por Choi & Kim (2015), pelo que, o CEE surge como um obstáculo significativo para a expansão da OI de água do mar (Choi & Kim, 2015).

Portanto, os estudos de CEE têm-se tornado um dos principais objetivos da pesquisa atual sobre OI, ainda que cada vez mais surjam metodologias avançadas para reduzir o CEE, incluindo o uso de dispositivos de recuperação de energia, recursos energéticos mais sustentáveis, desmineralização química intermediária e uso de membranas de alta permeabilidade (Kim *et al.*, 2019; Li, 2011; Roy & Ragunath, 2018).

Desse modo, foi realizada uma análise centrada no CEE em continuação do script do estudo do efeito do módulo de membrana no MATLAB a escala industrial (Anexo D), considerando que a pressão de alimentação e a concentração de alimentação de sais são variáveis operacionais determinantes para o sistema de dessalinização, tendo sido explorado como estas afetam o CEE do mesmo.

Para entender melhor o impacto dessas variáveis na redução do CEE e, conseqüentemente, nos custos operacionais, investigou-se a influência da pressão aplicada no CEE, em função da concentração de sais na alimentação. Foi introduzida uma nova variável, representando a eficiência de rejeição da membrana (ER), variando entre 0% (sem rejeição) e 100% (rejeição total). ER é avaliada por dois parâmetros: a seletividade (habitualmente expressa pela taxa de rejeição de sais) e o fluxo.

A equação 42 foi utilizada para modelar a concentração de salmoura após a rejeição.

$$C_{\text{salmoura}} = C_{\text{alimentação}} \times (1 - ER) \quad (42)$$

O CEE foi calculado para cada valor de ER, destacando como essa eficiência influencia o consumo energético, tendo em conta as variações na pressão osmótica e no volume de água permeada.

Foram adotados parâmetros de P_a de 50, 64 e 75 bar, e concentrações de alimentação entre 10 e 50 g/L. Tendo por base o estudo de Roy e Ragunath (2018), considerou-se que o CEE varia entre 3 e 6 kWh/m³ de energia elétrica (Roy & Ragunth, 2018; Stillwell & Webber, 2016).

5.2.5. Estudo do desempenho do Sistema OI

No estudo do desempenho do sistema de OI, foi realizada uma simulação do desempenho global de vários módulos em diferentes estágios do sistema, bem como da interação entre esses estágios como um todo. A simulação considerou variações nas mesmas variáveis simuladas no capítulo 5.2.3. mas aplicadas ao sistema como um todo.

Para esta análise em escala industrial, utilizou-se o mesmo sistema de OI e a mesma membrana já analisados no estudo anterior sobre o desempenho do módulo (capítulo 5.2.3.), e os seus parâmetros e condições operacionais serviram como dados de entrada no software MATLAB.

Diferentemente do estudo anterior, que focava no comportamento de um único módulo, esta simulação analisou o impacto de parâmetros e condições operacionais no desempenho global do sistema ao longo dos diferentes "estágios" (ou etapas) do sistema, além de considerar as interações entre os mesmos. Embora o conceito de estágios incrementais seja semelhante em ambos os estudos, esta análise abrange um número maior de componentes e interações, oferecendo uma visão mais abrangente do desempenho do sistema sob diferentes condições operacionais (Sano *et al.*, 2015).

Analisou-se o impacto de variações das propriedades da membrana e das condições operacionais no desempenho de global do sistema de OI, ao longo de quarenta estágios, a temperaturas entre 20 e 45°C. A simulação foi realizada através da adaptação de um script do estudo do desempenho de um sistema de OI de água salobra, de Zhang (2015) em MATLAB, e o script gerado encontra-se detalhado no Anexo E.

Foi ainda determinada a área de membrana para atingir uma taxa de rejeição de sais de 90%. A determinação da área total da membrana nesta simulação é fundamental, pois influencia diretamente a capacidade de produção de água dessalinizada pelo sistema (DuPont, 2023; Wagner & Chem, 2001; Zhang, 2015). Quanto maior a área da membrana, maior a quantidade de água que o sistema pode processar (WQA, 2013; Zhang, 2015). Para calcular a área necessária da membrana, foi determinado o caudal médio do primeiro estágio do sistema OI em MATLAB, permitindo estimar a quantidade de água disponível para atender à demanda de água necessária. Esta área foi ajustada progressivamente conforme variavam as condições operacionais, como pressão de alimentação, concentração e temperatura, determinando a área total ao longo do processo.

Adicionalmente, foi realizada uma análise de sensibilidade, de forma a explorar como variações em diferentes condições operacionais, nomeadamente no fluxo de alimentação, concentração de sais na entrada, pressão inicial aplicada e em metas de recuperação distintas, influenciam a área de membrana necessária em função da temperatura (entre 15 e 45°C) (Anexo F).

Esta análise objetivou identificar os parâmetros operacionais mais influentes no desempenho do sistema e compreender melhor as interações entre as variáveis de estudo ao longo dos diferentes estágios do sistema (Moon *et al.*, 2024; Shaaban & Yahya, 2017).

A metodologia consistiu em variar sistematicamente uma variável de cada vez (fluxo de alimentação, pressão aplicada, concentração de alimentação e meta de recuperação), mantendo as outras constantes, de forma a calcular a área de membrana necessária para atingir uma meta de rejeição de sais de 90% e investigar os seus impactes no dimensionamento da área da membrana.

A meta de recuperação de água foi estabelecida em 90%, de forma a maximizar a eficiência do sistema, ou seja, obter a maior quantidade possível de água purificada a partir da água bruta, minimizando o desperdício, resultando em 10% de salmoura descartada.

A simulação contou com variações nos valores das variáveis Q_b , P_a e C_b e meta de recuperação em cinco cenários, descritos no Quadro 5.6.

Quadro 5.6 – Cenários simulados de Q_b , P_a , C_b e metas de recuperação

Cenário	Q_b (L/(m².h))	P_a (bar)	C_b (mg/L)	Meta Recuperação (%)
1	250	40	30 000	60
2	550	50	35 000	65
3	850	60	40 000	70
4	1150	70	45 000	75
5	1450	80	50 000	80

Foram testadas diferentes combinações de caudal de alimentação (variando entre 250 e 1 450 m³/d), pressão de alimentação (entre 40 e 80 bar) e concentração de NaCl na alimentação (entre 30 000 e 50 000 mg/L). Metas de recuperação de 60 a 80% também foram simuladas para estudar o impacto na área de membrana em função da temperatura. Os limites para a concentração de alimentação (32-45 g/L) e caudal de

alimentação (264 a 5 328 m³/d) foram definidos com base nas recomendações do fabricante (Lenntech, 2015), mas foram explorados valores superiores e inferiores para testar os efeitos dessas variáveis em cenários extremos (Lenntech, 2015).

A gama de valores escolhidos para simular a pressão aplicada e a meta de recuperação também seguiram os valores de referência do fabricante do sistema (Lenntech, 2015).

6. Apresentação e discussão de resultados

6.1. Influência da temperatura nas propriedades do fluido

Os resultados descrevem o impacto da temperatura nas propriedades do fluido a escala laboratorial, nomeadamente na viscosidade do solvente, difusividade do sal (Figura 6.1a), na permeabilidade à água e do sal (Figura 6.1b), na transferência de massa, β (Figura 6.1c), pressão aplicada e na rejeição de sais (Figura 6.1d).

Cada parâmetro analisado foi avaliado com um rácio a 25°C como referência de forma a avaliar a variação de cada propriedade sob diferentes temperaturas.

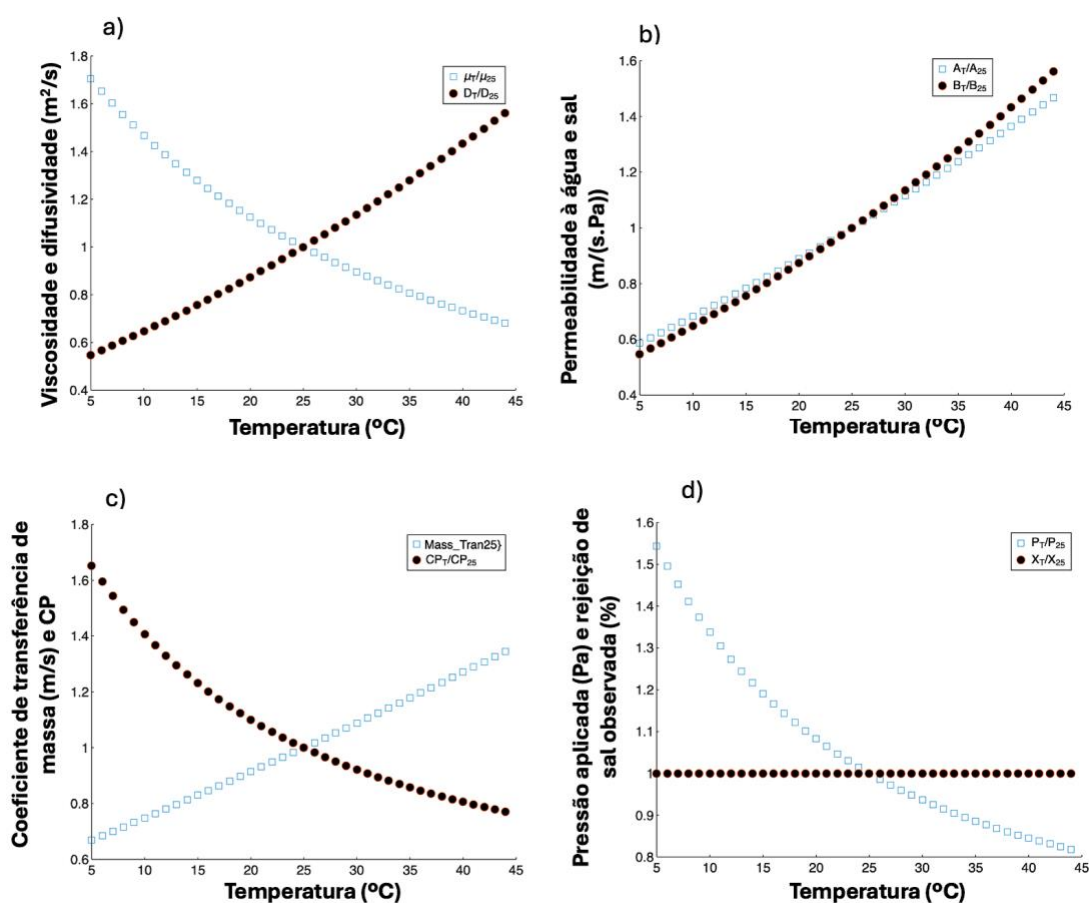


Figura 6.1 - Efeito da temperatura da água numa membrana de OI: a) Viscosidade (μ) e difusividade do soluto (D), b) permeabilidade da água (A) e do soluto (B), c) K_{CP} , β , d) Pa e rejeição de sal observada (x)

Por exemplo, na Figura 6.1a são geradas duas curvas para analisar a viscosidade da água (μ_T/μ_{25}) e a difusividade (D_T/D_{25}) em função da temperatura, no

qual o eixo Y representa a razão da difusividade em relação à difusividade e a razão da viscosidade em relação à viscosidade a 25°C.

Verificou-se que a temperatura tem um efeito significativo nas propriedades do fluido, conforme observado na Figura 6.1. Observou-se que, à medida que a temperatura aumenta, a difusividade do soluto aumenta e a viscosidade da água diminui. Este fenómeno deve-se à relação inversa entre a temperatura e a viscosidade, bem como à relação direta entre a temperatura e a difusividade, explicando por que a difusividade do soluto aumenta enquanto a viscosidade da água diminui com o aumento da temperatura. Isto sugere que o soluto se difunde mais rapidamente em temperaturas mais altas e que a membrana se torna mais permeável à água em temperaturas mais altas, aumentando a permeabilidade. Esta variação produziu aumentos simultâneos nos coeficientes de permeabilidade da água e do soluto.

Relativamente à permeabilidade da membrana, verificou-se que esta aumenta proporcionalmente com a temperatura, devido à relação linear entre estas duas variáveis. Este comportamento pode ser explicado pela expansão térmica dos poros da membrana, que ocorre com o aumento da temperatura, permitindo que mais moléculas de água e soluto atravessem a membrana. Contudo, embora o aumento da permeabilidade à água tenda a diminuir a concentração de sais no permeado, simultaneamente aumenta a concentração de soluto na alimentação. Este efeito é limitado porque, mesmo com o aumento da permeabilidade, os efeitos no transporte do soluto são menores devido à capacidade da membrana de reter os solutos. Isto reduz as concentrações de SDT, tornando a água de maior qualidade.

Ao comparar os resultados da permeabilidade à água e ao sal, surgiram diferenças que sugerem alterações nas propriedades da solução e da membrana em diferentes temperaturas. Estas alterações podem incluir mudanças na estrutura e na dinâmica dos poros da membrana, afetando a permeabilidade intrínseca tanto à água quanto ao soluto.

β diminuiu com o aumento da temperatura, indicando que o efeito de polarização de concentração é reduzido em temperaturas mais altas. Assim, a permeabilidade aumenta, conforme indicado pela diminuição do β .

Por conseguinte, com o aumento da temperatura, constatou-se que o K_{CP} aumenta, indicando que a taxa de transferência de massa é maior em temperaturas mais altas, como mostra a Figura 6.1. Por outro lado, a pressão aplicada diminuiu, indicando que é necessária menos pressão para alcançar a mesma rejeição de sais e

produzir o caudal desejado a temperaturas mais elevadas da água de alimentação, ou seja, a eficiência de rejeição de sais aumenta em temperaturas mais altas.

Relativamente à rejeição de sais observada, esta permanece quase inalterada, contudo, a rejeição diminui ligeiramente com o aumento da temperatura. Conclui-se assim, que o efeito da temperatura sobre estas propriedades não é linear e existe uma relação complexa entre a temperatura e as propriedades da solução.

Da mesma forma, Altmann *et al.*, (2022) verificaram que temperaturas mais altas aumentam a solubilidade do soluto, e contribuem para uma maior taxa de difusão do soluto através da membrana, causando uma redução na rejeição de sal pela membrana. Verificaram que quando a temperatura de alimentação aumentou de 25 para 40°C, a rejeição de sal diminuiu, ao contrário do presente estudo, onde se verificou que a rejeição de sal foi constante independentemente da temperatura.

Comparativamente com os estudos de Zhang (2015) e Jin *et al.* (2009) o presente estudo apresentou diversos aspetos semelhantes, tais como: observou-se que a viscosidade da água diminui com o aumento da temperatura, enquanto a difusividade do soluto aumenta. Também foi unânime que a permeabilidade à água e ao sal aumentam com a temperatura. Além disso, a polarização de concentração diminui à medida que a temperatura aumenta, facilitando a separação de solutos.

No entanto, realçam-se algumas diferenças. Zhang (2015) reportou um aumento mais significativo na permeabilidade à água e ao sal em comparação com o presente estudo e o estudo de Jin *et al.* (2009). Em relação à rejeição de sais, tanto no presente estudo quanto no de Jin *et al.* (2009), a rejeição de sais diminuiu ligeiramente com o aumento da temperatura, enquanto Zhang (2015) observou uma redução mais acentuada nesse parâmetro.

Assim, os resultados coincidem nas tendências gerais, como o impacto da temperatura nas propriedades da solução, mas divergem na magnitude das variações, especialmente na permeabilidade e rejeição de sais. Importa realçar que o sistema utilizado neste estudo foi diferente dos utilizados nos estudos de Zhang (2015) e de Jin *et al.* (2009), bem como a tipologia da água bruta de entrada, que nestes dois últimos, analisa água salobra.

Como resultado dos sete cenários para determinar em que condições determinadas variáveis como a velocidade de escoamento laminar e a concentração molar, afetam o processo OI a diferentes temperaturas, analisados no Quadro 5.2,

constatou-se que o K_{CP} aumentou à medida que a velocidade do escoamento laminar é mais elevada, conforme observado na Figura 6.2.

Este fenómeno pode ser explicado pelo facto de velocidades mais altas contribuírem para aumentar a taxa de difusão das moléculas, facilitando a sua movimentação através da membrana ou do meio; gerarem maior turbulência, o que aumenta a mistura e a renovação das moléculas na camada limite de fluido próxima à superfície da membrana, tornando-a mais fina, reduzindo a polarização de concentração na superfície da membrana, o que contribui para um aumento no K_{CP} .

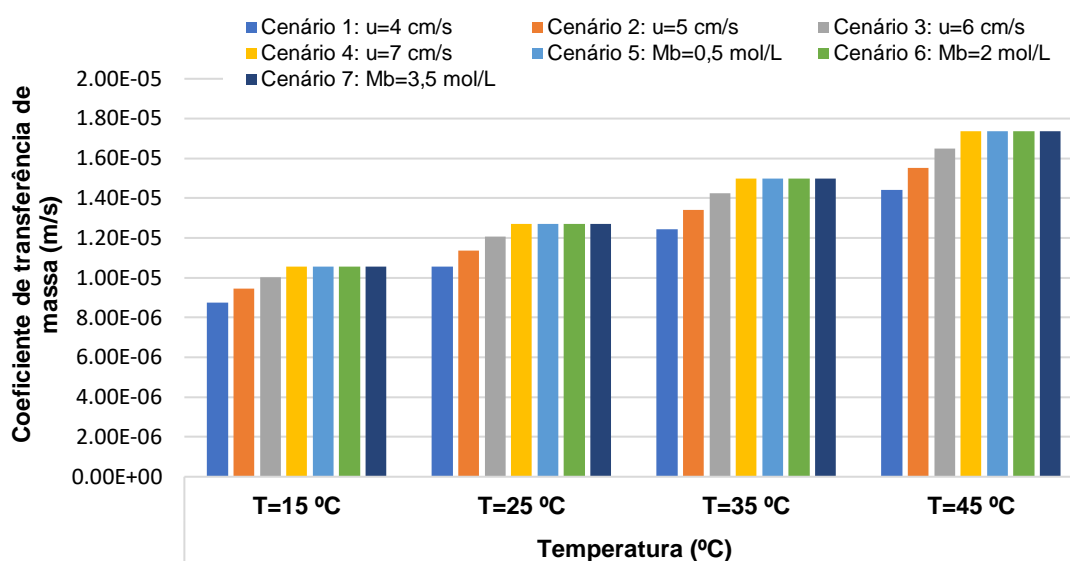


Figura 6.2 - Resultados dos 7 cenários no coeficiente de transferência de massa (K_{CP}) a diferentes temperaturas

Concluiu-se que, variações na velocidade do escoamento laminar influenciam o K_{CP} , sendo que, quanto maior a velocidade, maior o coeficiente e, portanto, mais eficaz será o processo. Em contrapartida, as variações na concentração molar não tiveram qualquer impacto no K_{CP} , pelo que se verifica que as barras da Figura 6.2 correspondentes às simulações dos cenários 4 a 7 se encontram igualmente niveladas.

Constatou-se ainda que o K_{CP} aumentou gradualmente com o aumento da temperatura em todos os cenários, o que significa que o sistema de OI está a funcionar de forma mais eficiente a temperaturas mais elevadas, permitindo a remoção de sais e impurezas de forma mais eficaz. Estas variações em função da temperatura podem ser justificadas pela aceleração das reações de transferência, contribuindo para um K_{CP} mais alto. Os resultados dos valores de K_{CP} obtidos na simulação nos sete cenários considerados, encontram-se no Quadro G1 no Anexo G, onde se evidencia a vermelho os últimos três cenários que não tiveram alteração de valores.

De forma perceber qual a variação entre cada simulação realizada nos diferentes cenários, foi calculada a variação percentual entre os valores obtidos em cada cenário segundo a equação 43.

$$\text{Variação percentual (\%)} = \frac{\text{Valor final} - \text{Valor inicial}}{\text{Valor inicial}} \times 100 \quad (43)$$

As variações percentuais apresentadas nos quadros que se seguem ao longo deste capítulo foram calculadas a partir dos valores obtidos no Quadro G1 do anexo G, segundo o exemplo seguinte e a equação 44.

- K_{CP} no cenário 1 a 15°C (u=4 cm/s) = $1,06 \times 10^{-5}$
- K_{CP} no cenário 2 a 15°C (u=5 cm/s) = $8,76 \times 10^{-6}$

$$\begin{aligned} \text{Variação (\%)} \text{ entre 4 e 5 cm/s} \\ = \frac{\text{cenário 2 } (8,76 \times 10^{-6}) - \text{cenário 1 } (1,06 \times 10^{-5})}{\text{cenário 1 } (1,06 \times 10^{-5})} \times 100 \end{aligned} \quad (44)$$

Ao analisar as variações percentuais observadas no Quadro 6.1, verificou-se que menores velocidades de escoamento (entre 4 e 5 cm/s) tiveram maior impacto no K_{CP} , especialmente a temperaturas mais baixas. As setas representadas no Quadro 6.1. representam o comportamento da variação percentual, sendo que se considerou que as setas para cima representam uma variação percentual positiva e seta para cima representam variações percentuais negativas, ou seja, diminuem de um cenário para outro com determinada percentagem.

O K_{CP} reduziu significativamente em 17%, nas temperaturas de 15, 25 e 35 °C. No entanto, a 45 °C, essa variação resulta num aumento de 8%.

Quadro 6.1 – Variação percentual de K_{CP} a diferentes temperaturas

T °C	Velocidade de escoamento			
	4 a 5 cm/s	5 a 6 cm/s	6 a 7 cm/s	4 a 7 cm/s
15	↓ 17%	↑ 8%	↑ 6%	↓ 6%
25	↓ 17%	↑ 8%	↑ 6%	↓ 5%
35	↓ 17%	↑ 8%	↑ 6%	↓ 5%
45	↑ 8%	↑ 6%	↑ 5%	↑ 21%

Quando se compara as variações percentuais de K_{CP} entre 5 e 6 cm/s, a variação foi positiva em todas as temperaturas, com um aumento de 8% a 15, 25 e 35°C, e um aumento ligeiramente menor de 6% a 45°C.

Temperaturas mais baixas (15, 25 e 34°C) tenderam a mostrar reduções na variação da velocidade de escoamento entre 4 e 5 cm/s, enquanto a 45°C mostrou aumentos em todas as velocidades de escoamento simuladas.

Quando se variou 1 cm/s entre 4 e 7 cm/s, temperaturas mais baixas (15, 25 e 35°C) mostraram o mesmo comportamento com iguais variações para todos os valores simulados, ao contrário do que se sucedeu a 45°C, onde se observou uma variação distinta. A maior variação entre a velocidade mais baixa e mais alta simuladas, ocorreram a 45°C com um aumento de 21%, enquanto à temperatura mais baixa (15°C) se registou uma redução de 6% do K_{CP} . Isso sugere que a resposta do sistema às mudanças de velocidade é altamente dependente da temperatura, com comportamentos distintos em temperaturas mais altas.

Para avaliar o impacto das variáveis em estudo em função da temperatura na polarização da concentração (β) foi efetuado o mesmo exercício. Constatou-se que β é afetada pela variação de velocidade de escoamento laminar e que esta, é tanto maior quanto menor a velocidade, conforme se observa na Figura 6.3.

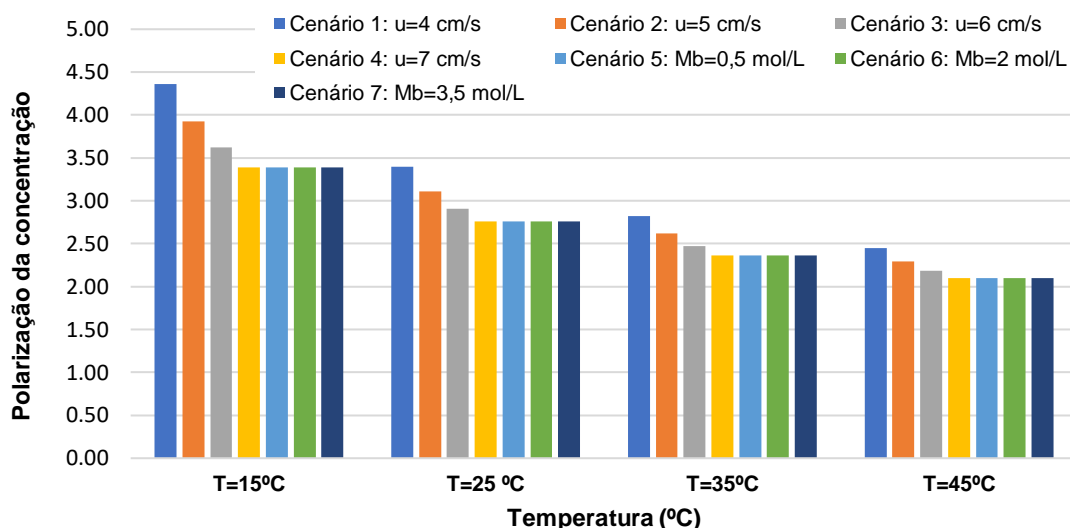


Figura 6.3 – Resultado da simulação dos 7 cenários em relação a β entre 15 e 45°C

As variações na velocidade do escoamento laminar mostraram mais uma vez que, esta variável influencia a β . O efeito da polarização da concentração diminuiu com o aumento da temperatura, conforme se verifica na Figura 6.3.

Velocidades mais elevadas (como $u=7$ cm/s) reduziram a polarização, o que significa que há uma camada mais fina de sais acumulados na superfície da membrana. Isto facilita a rejeição de sais, mantendo a eficiência do processo de separação, uma vez que, com menos sais acumulados na superfície da membrana, a quantidade de sais que passa para o permeado é menor, gerando água de melhor qualidade.

Este resultado vai ao encontro da teoria de Alves (2010) que defende que, as formações de zonas de polarização podem ser diminuídas com o aumento da velocidade de escoamento, promovendo a turbulência perto da superfície da membrana, instigando o arrastamento de parte dos solutos aglomerados, reduzindo a espessura da camada gel, aumentando a velocidade de permeação.

Por outro lado, tal como se verificou no K_{CP} , a concentração molar não afetou os resultados de β , pelo que se verifica novamente o mesmo nível das barras relativas às simulações dos cenários de 4 a 7. Além disso, em concordância com os resultados da Figura 6.1 já mencionados, verificou-se também um decréscimo deste parâmetro com o aumento da temperatura.

Observou-se que a polarização da concentração na superfície da membrana diminuiu gradualmente com o aumento da temperatura em todos os cenários, melhorando a eficiência do processo, tal como se verifica na Figura 6.3 e no Quadro G2 do Anexo G, no qual se evidencia a vermelho os últimos três cenários que não tiveram qualquer alteração de valores.

Contrariamente ao que se observou no caso anterior, menores temperaturas impactaram mais os valores de β , conforme se observa no Quadro 6.2.

Quadro 6.2 - Variação percentual de β a cada incremento de 1 cm/s em temperaturas entre 15 e 45°C

T °C	Velocidade de escoamento			
	4 a 5 cm/s	5 a 6 cm/s	6 a 7 cm/s	4 a 7 cm/s
15	↓ 10%	↓ 8%	↓ 6%	↓ 22%
25	↓ 8%	↓ 6%	↓ 5%	↓ 19%
35	↓ 7%	↓ 6%	↓ 4%	↓ 16%
45	↓ 6%	↓ 5%	↓ 4%	↓ 14%

As variações mais amplas de β ocorreram quando se fez variar a velocidade de escoamento do fluido à temperatura de 15°C e a menos ampla a 45°C, ou seja, a resposta do sistema às mudanças de velocidade é mais pronunciada a temperaturas

mais baixas, com uma menor variação á medida que a temperatura aumenta. Quando se comparam as variações percentuais em 4 e 7 cm/s, a variação mais ampla, apresentou uma redução de 22% a 15 °C.

Para além disso, a velocidade de escoamento mostrou ter maior impacto em β a velocidades menores (4 a 5 cm/s), onde se verificou uma maior variação percentual entre 6 e 10%, comparativamente com maiores velocidades que variaram apenas entre 4 e 6% entre 6 e 7 cm/s.

As Figuras 6.4 e 6.5 e o Quadro G3 do Anexo G representam a influência da velocidade de escoamento laminar e da concentração molar na pressão aplicada a temperaturas entre 15 e 45°C. Neste parâmetro em específico, os resultados da simulação dos cenários 1 a 4 e 5 a 7 foram gerados separadamente de forma a facilitar a visualização dos resultados.

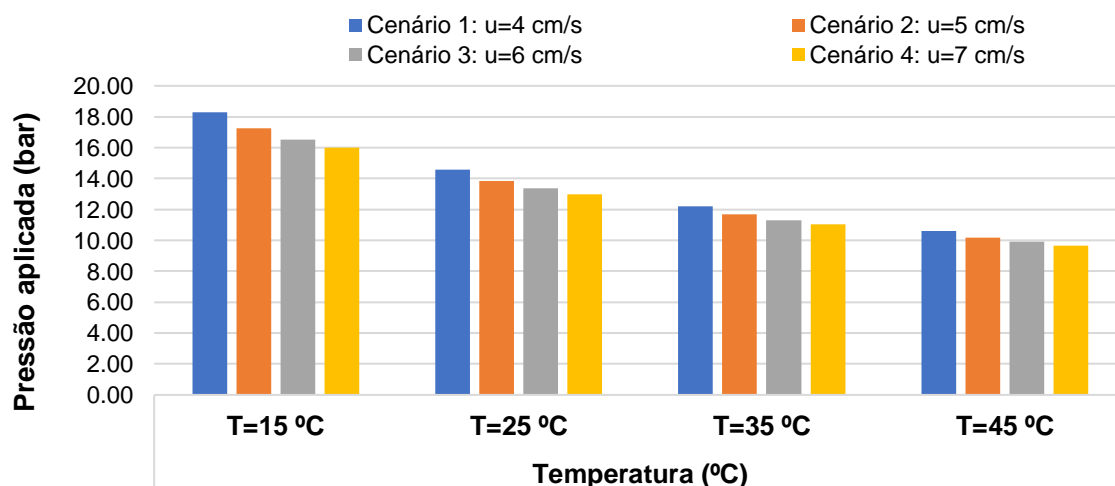


Figura 6.4 – Variação da P_a nos cenários de 1 a 4 a temperaturas entre 15 e 45°C

Verificou-se um decréscimo constante da pressão em função do aumento da temperatura em todos os cenários, ou seja, a temperaturas mais altas é necessária menos pressão para alcançar a mesma rejeição de sal e produzir o fluxo desejado, conforme a Figura 6.4 em concordância com a Figura 6.1.

Constatou-se que, a velocidade do escoamento laminar influencia o K_{CP} , a polarização de concentração e a pressão de entrada no sistema e que todas as propriedades da solução, são igualmente influenciadas pela função da temperatura.

Velocidades de escoamento maiores, provocaram o aumento do coeficiente de transferência de massa e conseqüente redução do efeito de polarização da

concentração na membrana e da pressão inicial necessária. Isto porque, quando se aplica maior velocidade no fluido, aumenta a taxa de difusão das moléculas, facilitando a sua movimentação através da membrana. Para além disso, aumenta a turbulência, reduzindo a camada filme à superfície da membrana, reduzindo o efeito de polarização, o que contribuiu para o aumento do coeficiente de transferência de massa. Isto provoca a diminuição da resistência da membrana, pelo que o sistema passa a exigir maior pressão para manter o mesmo caudal de permeado.

u, mostrou impactar também a P_a , que foi tanto menor quanto maior a velocidade de escoamento. Contudo, ao contrário do que se observa com o K_{CP} e com β , verificou-se que as alterações na concentração molar dos sais influenciam a pressão aplicada (Figura 6.5).

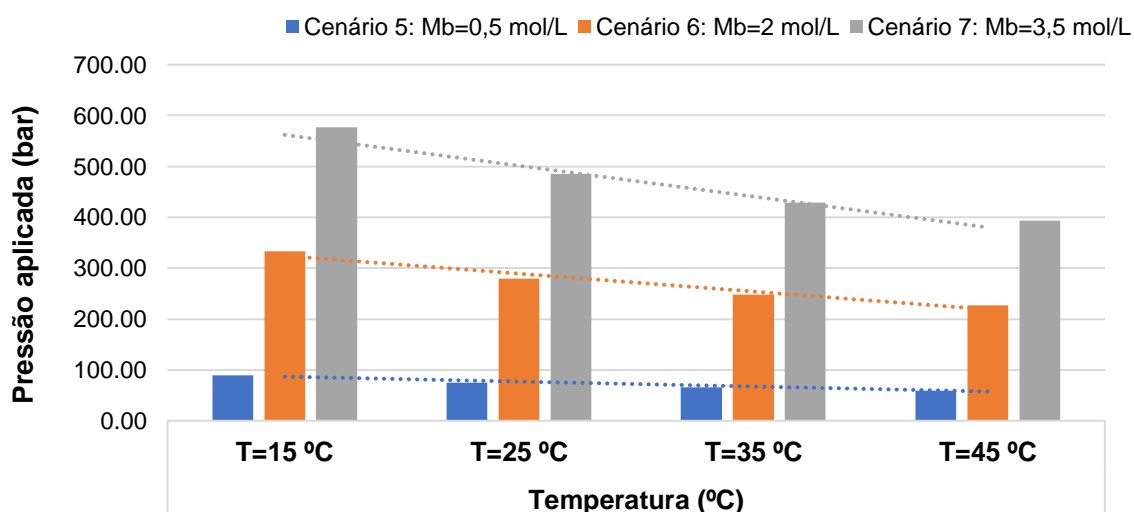


Figura 6.5 – Variação da P_a nos cenários de 5 a 7, a temperaturas entre 15 e 45°C

Observou-se ainda que, à medida que a concentração molar dos sais aumenta, maior é a pressão necessária a aplicar, como evidenciado na Figura 6.5. Isto pode ocorrer uma vez que, quando a concentração molar é maior a pressão osmótica acompanha esse aumento, o que faz com que se torne necessário aplicar uma pressão superior à pressão osmótica para forçar o solvente a atravessar a membrana.

A variação da velocidade de escoamento do fluido teve o mesmo comportamento na P_a , como em K_{CP} e em β , registando maiores variações a temperaturas e velocidades de escoamento menores, conforme se observa no Quadro 6.3.

Quadro 6.3 - Variações percentuais de P_a em todos os cenários entre 15 a 45°C

T °C	Velocidade de escoamento (cm/s)				Concentração molar da água (mol/L)		
	4 a 5	5 a 6	6 a 7	4 a 7	0,5 a 2	2 a 3,5	0,5 a 3,5
	Variação percentual da pressão (%)						
15	↓ 6%	↓ 4%	↓ 3%	↓ 13%	↑ 274%	↑ 73%	↑ 547%
25	↓ 5%	↓ 4%	↓ 3%	↓ 11%	↑ 275%	↑ 73%	↑ 551%
35	↓ 4%	↓ 3%	↓ 2%	↓ 10%	↑ 277%	↑ 73%	↑ 555%
45	↓ 4%	↓ 3%	↓ 2%	↓ 9%	↑ 279%	↑ 74%	↑ 559%

O maior impacto da variação da concentração inicial dos sais na P_a quando se comparou as variações percentuais entre 0,5 e 3,5 mol/L, ocorreu a 45°C (559%), diminuindo para 547% a 15°C.

A variação percentual da concentração inicial de sais entre 0,5 e 2 mol/L apresentou um aumento significativo, especialmente a 45 °C (279%), enquanto a entre 2 e 3,5 mol/L revelou um aumento constante de 73% a 15, 25 e 35 °C, e 74% a 45 °C.

Para além disso, verificou-se que variar concentrações de sais menores (entre 0,05 e 0,5 mol/L) tiveram menor impacto na pressão, conforme se verifica no Quadro 6.4. A variação da pressão foi calculada subtraindo o valor da pressão exigida obtido da simulação com a maior concentração de sais ao valor obtido com a concentração de sais menor.

Quadro 6.4 - Variação da pressão a cada incremento de 1,5 mol/L na concentração de sais

	Temperatura (°C)			
	T=15 °C	T=25 °C	T=35 °C	T=45 °C
	Variação da pressão (bar)			
0,05-0,5 mol/L	73	62	55	50
0,5 - 2 mol/L	244	205	182	167
2 - 3,5 mol/L	244	205	182	167

Aumentos na concentração de sais em incrementos de 1,5 mol/L, entre 0,5 e 2 mol/L e entre 2 e 3,5 mol/L, a pressão aumentou na mesma proporção para cada temperatura simulada. Contudo, observou-se que quando se variou a concentração de sais inicial entre 0,05 e 0,5 mol/L, a pressão exigida aumentou de forma menos pronunciada. Ou seja, menores concentrações de sais iniciais tiveram menor influência na pressão a aplicar no sistema, quando comparadas a variações entre concentrações de sais superiores.

Contudo, nesta simulação, quando se simulou o comportamento do sistema a variações na concentração de sais na entrada observou-se, em soluções com concentrações de sais entre 2 e 3,5 mol/L (cenários 6 e 7), valores extremamente altos de pressão (entre 227 a 577 bar), conforme se verifica no Quadro G3 do anexo G. Este resultado reflete que a dessalinização deixa de ser viável quando concentrações tão elevadas, que equivalem a água hipersalina, entram neste sistema. Isto porque, as membranas de OI comerciais são projetadas para suportar pressões máximas na faixa de 40 a 80 bar, pelo que, pressões de 200 a 600 bar excedem em muito essas especificações e tornariam o sistema estruturalmente inviável.

Estes valores podem ser consequência de configurações irreais nesta simulação, como fluxo de água insuficiente, mau ajuste de variáveis de transporte de massa ou subestimação da eficiência do sistema. Contudo, não se explorou o que motivou a estes valores irreais em condições extremas, pelo que seriam necessários mais estudos para identificar a concentração máxima de sais admitida no sistema para cenários extremos.

6.2. Variáveis que afetam o desempenho do Módulo de membranas

Os resultados da análise do impacto de variáveis como o fluxo de água e de soluto, a taxa de fluxo de permeado, a concentração de alimentação, entre outras, que afetam o desempenho do módulo de membrana OI a escala industrial foram simulados com o modelo matemático presente nos scripts do Anexo C.

Obteve-se os valores de parâmetros, como o K_{CP} e a pressão, de forma a identificar as condições ideais para alcançar altas taxas de saída de permeado e baixas concentrações de sal, com base nas propriedades da membrana e nas condições operacionais (Quadro 6.5).

Quadro 6.5 - Resultados obtidos do output do Anexo C

Parâmetro	Valor obtido
Js (mg/(m ² .h))	3,335
Cp (g/L)	$7,494 \times 10^{-5}$
CP	1,000
K (m/s)	0,372
dhL (bar.s ² /m ²)	0,402
Pb (bar)	63,980
Cb (g/L)	0,035
OsmBri (bar)	0,029
OsmPer (bar)	$6,255 \times 10^{-5}$
v (m/s)	0,193
hl (bar)	0,002
D (m ² /s)	$9,580 \times 10^{-5}$

A simulação revelou uma taxa de recuperação do elemento do módulo de 0,0989, ou 9,89%, o que significa que apenas 9,89% da água de alimentação é convertida em permeado. Isso implica que a maior parte da água de alimentação não passa pela membrana e é descartada (Figura 6.6).

```
Jw =  
44.5000  
Iteration 8: Recovery = 0.0989, Rejection = 0.9979
```

Figura 6.6 – Output do anexo C em MATLAB de J_w , taxa de recuperação e taxa de rejeição de sais

Obteve-se ainda uma taxa de rejeição de sais de 99,79%, o que significa que a membrana está a reter com eficiência os sais dissolvidos presentes na água de alimentação (Figura 6.6). No geral, os resultados indicam que a membrana operou eficientemente em termos de rejeição de sais, ou seja, a membrana está a reter eficientemente os SDT, produzindo um permeado de alta qualidade com baixa concentração de sais. Estes resultados vão ao encontro dos resultados dos estudos de Crittenden (2005) e Zhang (2015).

A simulação revelou ainda que o sistema foi eficiente, apresentando uma baixa concentração de soluto no permeado e um caudal significativo de água permeada. Isto sugere que a membrana remove eficazmente os contaminantes, resultando num permeado com baixa concentração de sais, adequado aos padrões de água para consumo conforme o Quadro 2.2. A concentração de sais à saída do sistema (35 mg/L) está dentro dos valores limite estabelecidos pelo Decreto-Lei nº 69/2023, de 21 de agosto, que define o valor máximo de 200 mg/L para a qualidade da água para consumo humano.

A pressão osmótica do permeado foi extremamente baixa, indicando uma boa rejeição de solutos. O K_{CP} , a velocidade do fluido e a perda de carga mínima na membrana revelaram que a operação foi eficiente e estável, com boa redução da polarização de concentração.

A Figura 6.7, reflete a interação entre variáveis como o fluxo de água e de soluto e a taxa de fluxo de permeado, a diferentes temperaturas (15 e 45°C) ao longo de 10 membranas no módulo de membrana.

Observou-se que o fluxo de água e de soluto diminuíram progressivamente ao longo do módulo, independentemente da temperatura. Este comportamento, reforça que a eficiência do módulo diminui devido ao aumento da concentração de solutos e da pressão osmótica acumulada ao longo das membranas (Figura 6.7a e 6.7b). Segundo Alves (2010) esta observação já era esperada, devido a fenómenos que criam condições

para a acumulação de solutos rejeitados pela membrana durante o escoamento laminar, provocando um declínio no fluxo de permeado ao longo do tempo.

Em temperaturas mais altas, ambas as variáveis se mantêm menores, sendo que a diferença no fluxo de água que atravessa a membrana no início do módulo a temperaturas mais altas (45°C) comparativamente com temperaturas mais baixas 15°C, foi aproximadamente de 20 L/(m².h).

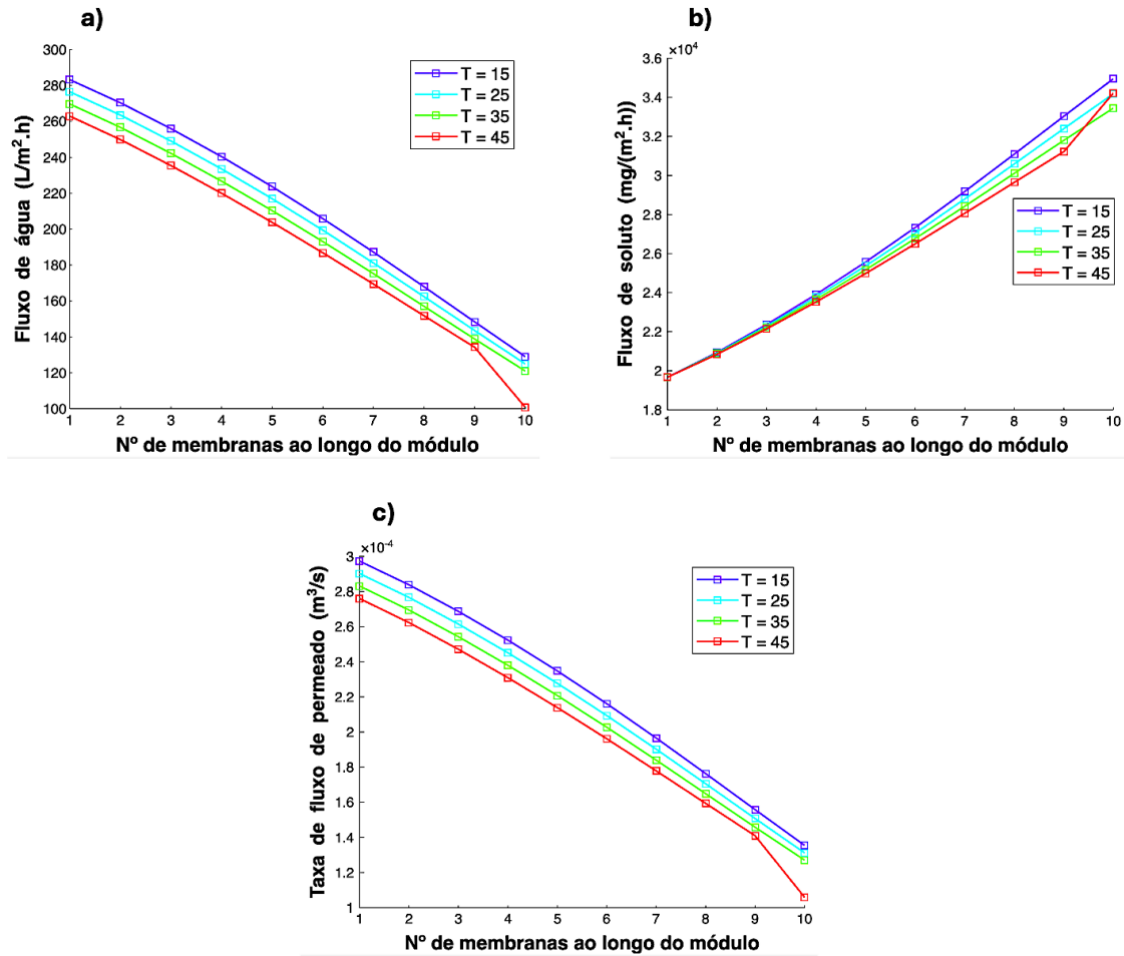


Figura 6.7 – Variação do a) Fluxo de água, b) Fluxo de soluto e c) Taxa de fluxo de permeado ao longo do módulo de membrana de Ol a diferentes temperaturas

Contrariamente, o fluxo de soluto aumentou linearmente ao longo do comprimento da membrana, sendo mais elevado em temperaturas mais baixas (Figura 6.7b). Isto ocorre, porque à medida que a temperatura aumenta, a quantidade de soluto que permeia através da membrana em qualquer ponto do processo tende a ser menor, devido à menor permeabilidade da membrana ao soluto e ao aumento da solubilidade e difusividade em temperaturas mais altas, resultando num maior transporte através da mesma.

Nestas três variáveis a separação entre as curvas foi pequena, indicando que o impacto da temperatura sobre as mesmas é pouco significativo, tal como se verificou no estudo do impacto da temperatura abordado anteriormente.

Surpreendentemente, a polarização da concentração diminuiu ao longo do módulo da membrana, como se verifica na Figura 6.8a.

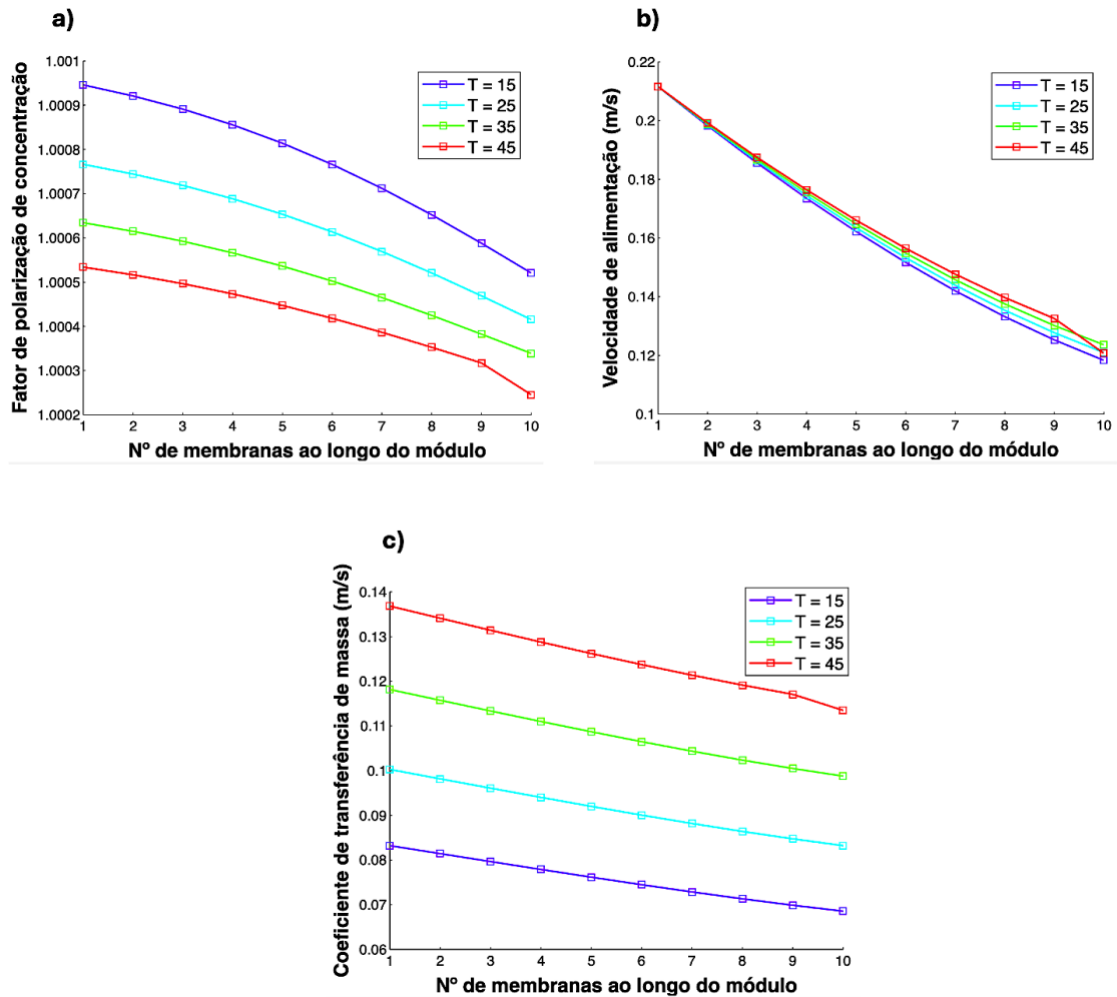


Figura 6.8 – Variação de a) β , b) v e c) K_{CP} ao longo do módulo de OI a diferentes temperaturas

Isso sugere que, à medida que a água se move através da membrana, β reduz, possivelmente devido à diluição do soluto no lado da alimentação indicando uma melhor eficiência do processo de OI com menos efeitos de polarização.

O K_{CP} também diminuiu ligeiramente ao longo da membrana (Figura 6.8c). Contatou-se ainda nesta simulação que a temperatura teve maior impacto no K_{CP} e em β , uma vez que as separações entre as curvas de cada temperatura foram mais espaçadas que em qualquer outra variável. Com o aumento da temperatura, o fator de

β tendeu a ser menor, devido ao aumento da difusividade do soluto a temperaturas mais altas, resultando numa distribuição de concentração mais uniforme e a taxa de transferência de massa tendeu a ser maior, devido às maiores taxas de transferência de solutos nestas condições.

A velocidade de escoamento inicial diminuiu linearmente ao longo do módulo devido à exclusão contínua de água permeada, o que reduz o volume de fluido e a temperatura também mostrou ter pouco impacto nesta variável (Figura 6.8b).

Verificou-se ainda que a concentração de permeado aumentou ao longo do módulo de membrana em todas as temperaturas de água, sendo mais acentuada em temperaturas elevadas devido à maior permeabilidade da membrana, conforme se verifica na Figura 6.9a.

Idealmente, a concentração de solutos no permeado deveria permanecer relativamente constante ao longo do módulo. No entanto, nesta simulação aumentou, provavelmente devido ao fluxo de permeado ser menor no final do módulo, onde a diluição é reduzida e pode ter levado a uma concentração ligeiramente maior de concentração de permeado.

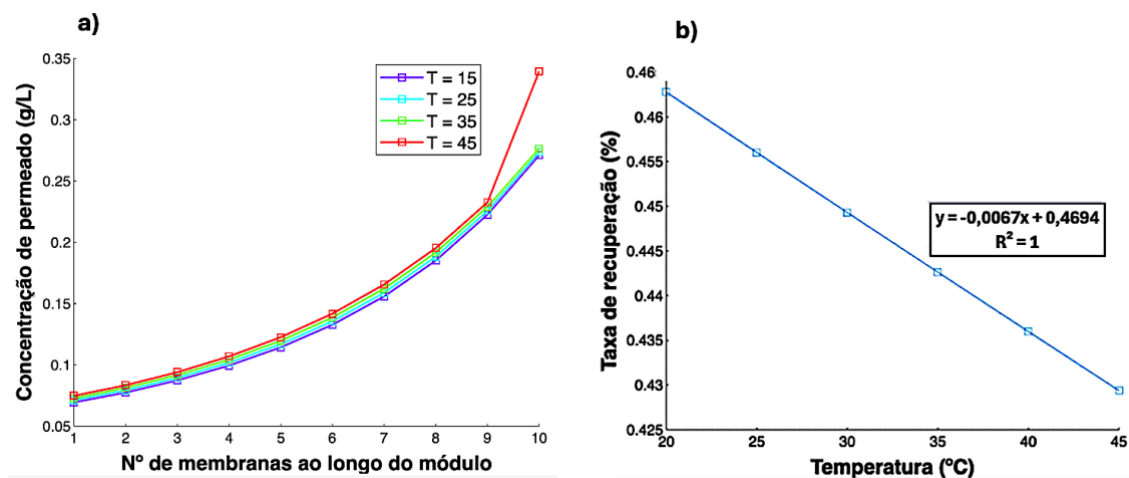


Figura 6.9 – Variação da concentração de permeado ao longo do módulo de membrana a diferentes temperaturas; e b) taxa de recuperação em função da temperatura

A taxa de recuperação diminuiu de forma linear com o aumento da temperatura (Figura 6.9b). À medida que a temperatura aumenta, a eficiência do sistema de OI na recuperação de água é reduzida. Em temperaturas mais baixas, como 15°C, a taxa de recuperação é mais elevada, atingindo cerca de 0,47%, mas à medida que a temperatura sobe para 45°C, a taxa de recuperação diminui para aproximadamente 0,41%.

A Figura 6.9b mostra uma relação inversa entre a temperatura e a taxa de recuperação. A análise dos dados revela uma relação linear com declive negativo entre estas duas variáveis, como evidenciado pela equação da reta. O coeficiente de determinação ($R^2=1$) confirma que a correlação entre temperatura e taxa de recuperação é perfeitamente linear.

A inclinação negativa da reta ($-0,0067$) indica que, para cada aumento de 5°C na temperatura, a taxa de recuperação reduz-se em $0,0067\%$. Este comportamento é típico dos sistemas de OI, onde a permeabilidade das membranas aumenta com a temperatura, facilitando a passagem de água e solutos. No entanto, o aumento da permeabilidade também permite que mais solutos atravessem a membrana, aumentando a concentração de solutos no permeado e, conseqüentemente, reduzindo a eficiência do processo.

Verificou-se que em todas as variáveis, à temperatura de 45°C , houve um decréscimo ou aumento repentino entre o 9° e 10° elemento de membrana, pelo que se analisou as variações que ocorreram e o impacto das mesmas neste incremento, como se verifica no Quadro 6.6.

As variações percentuais apresentadas no Quadro 6.6 foram determinadas a partir da equação 43 e seguindo o exemplo da equação 44, do capítulo 6.

Quadro 6.6 - Variações entre as 1° , 9° , 10° elemento de membrana à temperatura de 45°C

	Elemento de membrana			Variação 9° e 10° (%)	Variação 1° e 10° (%)
	1	9	10		
Fluxo de água ($\text{L}/\text{m}^2\cdot\text{h}$)	262,93	134,22	100,82	↓ 24,9%	↓ 61,7%
Fluxo de sais ($\text{mg}/(\text{m}^2\cdot\text{h})$)	19 668,40	31 224,70	34 224,50	↑ 9,6%	↑ 74,0%
Velocidade de escoamento (m/s)	0,21	0,13	0,12	↓ 8,9%	↓ 42,9%
Coeficiente de transferência de massa (m/s)	0,14	0,12	0,11	↓ 3,1%	↓ 17,1%
Fluxo de permeado (m^3/s)	0,00	0,00	0,00	↓ 24,9%	↓ 61,7%
Concentração de alimentação (g/L)	32,00	51,01	55,98	↑ 9,7%	↑ 74,9%
Concentração de permeado (g/L)	0,07	0,23	0,34	↑ 45,9%	↑ 353,8%

Com base na análise das variações entre as secções do módulo de membrana à temperatura de 45°C, observaram-se algumas tendências significativas que impactaram a eficiência do processo de separação por membranas. As maiores variações entre as secções 1 e 10 foram observadas na concentração de permeado, fluxo de água, fluxo de permeado, concentração de alimentação e fluxo de sais, conforme se verifica no Quadro 6.6.

Constatou-se que:

- A concentração de permeado aumentou drasticamente em 353,79%, indicando uma maior retenção de sais no permeado. Este aumento pode ser atribuído à redução no fluxo de água, que concentra mais os sais no permeado.
- A diminuição no fluxo de água e do fluxo de permeado em 61,65% sugere uma redução na eficiência de permeação da água ao longo do módulo da membrana, possivelmente devido a fatores de desgaste da mesma.
- A concentração de alimentação e o fluxo de sais aumentaram 74,93 e 74,01%, respetivamente, indicando uma maior concentração de sais na alimentação, o que pode ser resultado da diminuição do fluxo de água, que concentrou mais os solutos na alimentação. Para além disso, o aumento da concentração de sais no permeado, sugere que os sais estão a ser cada vez mais retidos na membrana. Ou seja, a diminuição do fluxo de água não só concentrou os sais na alimentação, como também potenciou a retenção de sais na mesma, impactando a eficiência do processo de separação.

Entre as secções 9 e 10, observou-se uma série de variações nas variáveis analisadas, que indicam mudanças significativas na eficiência do processo de separação por membranas. Especificamente:

- O fluxo de água diminuiu em 24,88%, de 134,22 L/m².h para 100,82 L/m².h, o que sugere uma redução na eficiência de permeação da água, possivelmente devido a desgaste da membrana. Esta diminuição no fluxo de água também resultou na redução no fluxo de permeado em 24,89%, refletindo a mesma tendência.
- A concentração de alimentação aumentou em 9,74%, indicando uma maior concentração de solutos na alimentação. Este aumento na concentração de solutos na alimentação pode ser atribuído à redução no fluxo de água, que concentra mais os sais.

- Conseqüentemente, o fluxo de sais aumentou em 9,61% e a concentração de permeado aumentou significativamente em 45,92%, sugerindo uma maior retenção de solutos no permeado.
- Além disso, a velocidade de escoamento diminuiu em 8,92%, de 0,13 m/s para 0,12 m/s, o que pode estar relacionado à diminuição do fluxo de água. Isto porque, menores velocidades de escoamento podem resultar em menor turbulência, afetando a eficiência da transferência de massa. O coeficiente de transferência de massa também reduziu 3,07%, de 0,12 m/s para 0,11 m/s, indicando uma menor eficiência na transferência de solutos através da membrana.

Essas variações indicam que o sistema de separação por membranas operou de forma menos eficiente no final do módulo, com uma menor produção de água dessalinizada e com maior retenção de solutos.

As variações bruscas observadas entre o 9º e 10º elementos do módulo de membrana ocorreram exclusivamente a 45°C possivelmente devido ao impacto da temperatura no comportamento da membrana. A 45°C, a viscosidade da água é reduzida, aumentando a permeabilidade da membrana e a taxa de extração de permeado nos primeiros elementos. Esse aumento inicial acelera o acúmulo de solutos na alimentação remanescente, elevando exponencialmente a pressão osmótica nos últimos elementos de membrana, o que reduz a força motriz para o transporte de água. Além disso, temperaturas mais elevadas intensificam os processos de difusão, favorecendo a passagem de solutos para o permeado, enquanto a velocidade de escoamento diminui ao longo do módulo, exacerbada pelo fluxo inicial elevado, prejudicando a velocidade de escoamento e o coeficiente de transferência de massa.

Os elementos finais, resultaram em quedas acentuadas no fluxo de água, fluxo de permeado, polarização de concentração, velocidade de alimentação e coeficiente de transferência de massa, enquanto o fluxo de solutos e a concentração de permeado aumentaram devido à maior difusão e ao acúmulo de solutos junto à membrana.

Além disso, a alta temperatura pode ter acelerado algumas reações químicas, e favorecido processos como *fouling* ou saturação de sais, criando instabilidades locais que intensificam as flutuações observadas. Essa combinação de fatores torna os últimos elementos de membrana no módulo especialmente suscetíveis a mudanças no desempenho do processo, evidenciando o impacto significativo da temperatura e das condições operacionais extremas no comportamento global do módulo.

Esse efeito não é tão pronunciado em temperaturas mais baixas (15, 25 e 35°C), porque a permeabilidade é menor e a acumulação de solutos é mais gradual, evitando flutuações drásticas.

Os estudos de Jiang *et al.* (2014) e Jeong *et al.* (2017) abordaram o sistema OI com abordagens distintas. Jiang *et al.* alcançaram uma taxa de recuperação de 42,1% e rejeição de sais de 99,52% a 25°C, observando a diminuição da velocidade do solvente e do fluxo de permeado ao longo da membrana devido ao aumento da pressão osmótica. Em contraste, o presente estudo destacou-se com uma alta rejeição de sais de 99,79% e uma baixa concentração de sais no permeado de 0,035 mg/L, resultando em água de alta qualidade, mas com uma taxa de recuperação de 9,89%, significativamente menor quando comparada com Jiang *et al.* (2014) e com os resultados otimizados de Jeong *et al.* (2017) (Jeong *et al.*, 2017; Jiang *et al.*, 2014)

No que refere à velocidade de escoamento, ambos os estudos mostraram a diminuição linear na velocidade de escoamento ao longo da membrana indicando que à medida que a água passa pela membrana, a velocidade reduz consistentemente devido à resistência crescente e ao aumento da concentração de solutos (Jiang *et al.*, 2014). No entanto, Jiang *et al.* (2014) apresentaram uma velocidade inicial de alimentação maior. Contudo, este estudo apresentou uma análise mais detalhada do impacto da temperatura, sugerindo que a temperatura tem pouco impacto na tendência de diminuição da velocidade de escoamento dentro do intervalo estudado. Constatou-se que a maior velocidade inicial e a maior queda observada no estudo de Jiang *et al.* (2014) deve-se ao facto de usar um sistema com maior pressão inicial e menor concentração de alimentação (Jiang *et al.*, 2014). Essas diferenças destacam a importância de considerar tanto a variação da velocidade ao longo do comprimento da membrana quanto os impactos operacionais de variáveis como a temperatura no desempenho do sistema.

Jeong *et al.* (2017) observaram, tal como no presente estudo, que β diminui de aproximadamente ao longo do comprimento da membrana. Para além disso, ambos os estudos mostraram tendências semelhantes de diminuição do β e aumento das concentrações ao longo da membrana (Jeong *et al.*, 2017). Contudo, no presente estudo verificou-se que tanto na concentração de alimentação quanto na concentração de permeado, os valores são maiores para a concentração inicial mais alta com um aumento gradual e mais acentuado para a concentração inicial mais alta. No entanto, este estudo proporcionou uma análise mais detalhada, incluindo os efeitos de diferentes temperaturas e concentrações iniciais, oferecendo uma compreensão mais completa

dos efeitos operacionais no desempenho da membrana de OI, o que não é abordado no estudo de Jeong *et al.* (2017).

Altaee (2012) estudou o desempenho do sistema de OI através de um modelo computacional numa ampla gama de concentrações de água do mar (35 000 e 38 000 mg/L), utilizando dois tipos diferentes de membranas (SW30HRLE-440i e SW30HR-380) (Altaee, 2012). Foram avaliadas a taxa de recuperação, a concentração de permeado, o fluxo de permeado e a pressão de alimentação e validados os resultados comparando-os com o software ROSA e dados experimentais de um piloto de dessalinização de água do mar (Altaee, 2012).

Comparativamente ao estudo de Altaee (2012), o autor obteve uma taxa de recuperação de 30%, significativamente inferior, devido a diferentes condições operacionais ou características de membrana. A taxa de rejeição de sais no estudo de Altaee para a membrana SW30HRLE-440i foi de 99,75%, enquanto neste estudo a taxa de rejeição de sais foi ligeiramente superior, de 99,79% (Altaee, 2012). Em termos de pressão e fluxo ao longo da membrana, corrobora o presente estudo, visto que concluiu também que quanto maior a pressão osmótica da solução de alimentação, menor a quantidade de permeado, a taxa de recuperação e a pressão ao longo da membrana (Altaee, 2012).

Altaee (2012) revelou tendências semelhantes na diminuição do fluxo de permeado e no aumento não linear da concentração de permeado ao longo dos elementos da membrana, o que confirma a validade das tendências observadas (Alsarayreh *et al.*, 2019).

Em comparação com estudo de Alsarayreh *et al.* (2019), ambos destacaram a influência significativa da pressão, temperatura e fluxo de alimentação no desempenho do processo de dessalinização por OI. Concluíram que o aumento da pressão e da temperatura pode melhorar a recuperação de água, no entanto, essa melhoria diminui à medida que o fluxo de alimentação aumenta. Esta observação é consistente com os resultados obtidos no presente estudo, onde a taxa de recuperação e o fluxo de permeado demonstraram uma relação sensível com a pressão aplicada e o fluxo de alimentação.

Além disso, os autores ressaltaram ainda que menores valores de fluxo e pressão podem resultar num menor consumo de energia durante todo o processo. Esta conclusão é relevante para ambos os estudos, enfatizando a importância de otimizar

esses parâmetros operacionais para alcançar eficiência energética neste processo (Hadadian *et al.*, 2020; Saeed & Alhawaj, 2023).

Hadadian *et al.* (2020) e Saeed *et al.* (2023) apresentaram modelos computacionais para prever o desempenho de sistemas de OI. Saeed *et al.* (2023) validaram o seu modelo com o software WAVE, alcançando 90% de taxa de recuperação para uma concentração de 32 000 mg/L e 83% para uma concentração de 40 000 mg/L, valores muito superiores aos obtidos no presente estudo (Hadadian *et al.*, 2020; Saeed & Alhawaj, 2023). Comparativamente ao presente estudo, Hadadian *et al.* (2020) e Saeed *et al.* (2023) revelaram tendências semelhantes de diminuição do fluxo de permeado ao longo dos elementos da membrana.

Os autores concluíram que a quantidade de permeado à saída diminui linearmente ao longo dos elementos em todas as faixas de concentrações de alimentação simuladas (32 000 e 40 000 mg/L), destacando variações entre diferentes membranas. Da mesma forma, foi obtida uma tendência semelhante de diminuição do fluxo de permeado ao longo dos elementos da membrana nas diferentes temperaturas (20 a 45°C), verificando-se que temperaturas mais altas resultam em taxas de permeado ligeiramente maiores (Hadadian *et al.*, 2020; Saeed & Alhawaj, 2023). As principais diferenças entre os estudos residem nos detalhes das variáveis operacionais consideradas, ainda que Saeed *et al.* (2023) considerem os mesmos valores de concentração de alimentação.

Efetou-se ainda uma análise de sensibilidade que permitiu avaliar o impacto de parâmetros como o caudal inicial de água, a pressão aplicada e a concentração de alimentação na taxa de recuperação, a diferentes temperaturas para compreender melhor os seus efeitos no processo. Os resultados desta análise encontram-se descritos na Figura 6.10.

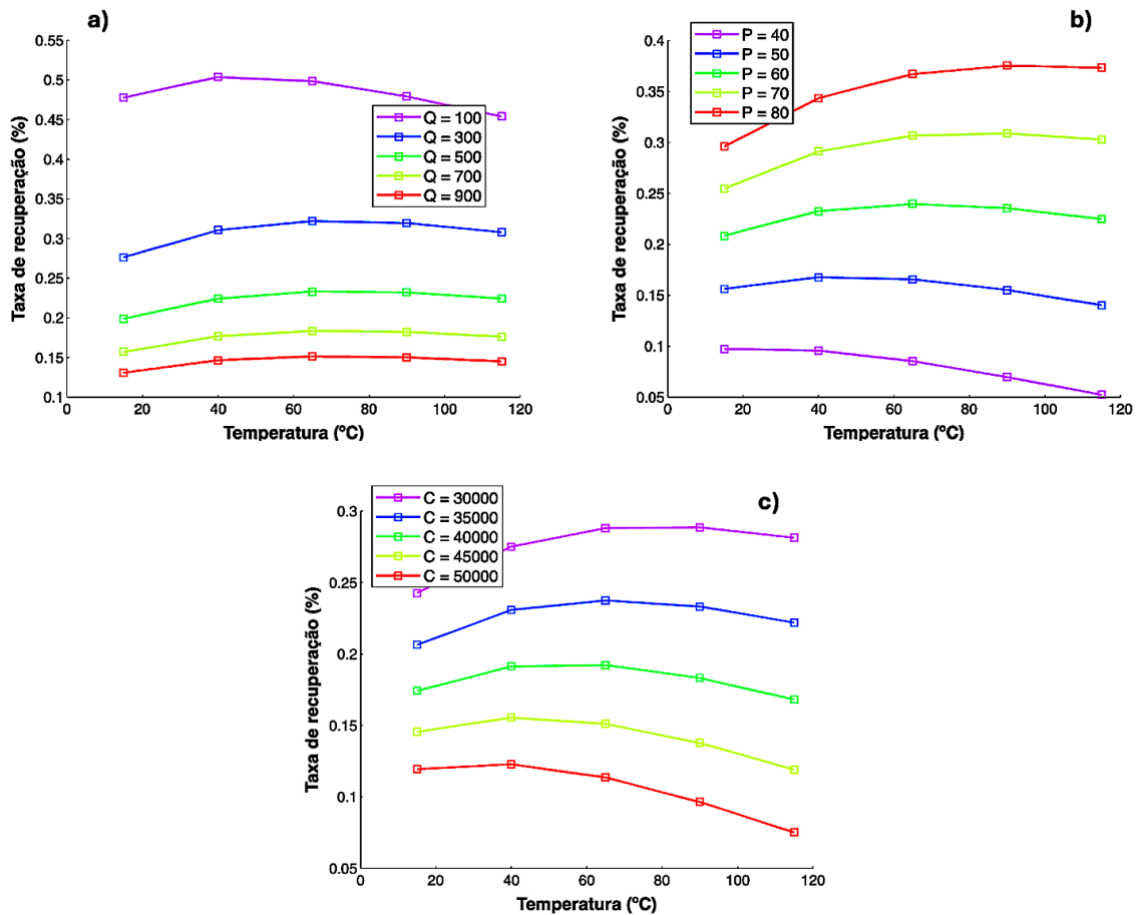


Figura 6.10 – a) Influência de diferentes caudais de alimentação (Q) em m³/d; b) diferentes pressões (P) em bar e c) diferentes concentrações iniciais de sais em mg/L, na taxa de recuperação de água em função da temperatura

A análise de sensibilidade revelou que o caudal de alimentação, a pressão a aplicar e a concentração inicial de sais na solução influenciam a taxa de recuperação.

Verificou-se que caudais e concentrações de alimentação mais baixos, bem como maior pressão inicial de entrada no sistema favoreceram a taxa de recuperação de água dessalinizada, conforme se observa na Figura 6.10.

A maior diferença verificou-se entre o primeiro e segundo cenário no caudal de alimentação, que a 100 m³/d atingiu uma taxa de recuperação de água de 50%, enquanto a 300 m³/d reduziu substancialmente para 30%. Isto é relevante porque em caudais de alimentação mais baixos, o tempo que a água permanece em contato com as membranas aumenta, permitindo que uma maior fração da água de alimentação seja convertida em permeado, resultando numa maior taxa de recuperação de água dessalinizada, especialmente para sistemas com várias membranas em série.

A recuperação melhora significativamente com o aumento da P_a . Segundo Alves (2010), este facto deve-se à influência das variações no gradiente de pressão no fluxo de permeado. A taxa de recuperação aumentou ainda com a temperatura até aproximadamente 60°C e começou a diminuir ou estabilizar, em todas as pressões. Este comportamento já era previsto, visto que, o aumento da pressão reduz a diferença de pressão osmótica, facilitando a permeação da água. A combinação dessas condições permitirá otimizar a recuperação de água, melhorando significativamente o desempenho do sistema.

Verificou-se que concentrações mais baixas melhoram a eficiência do sistema, reduzindo os efeitos de β e exigindo menos energia para a separação, enquanto concentrações mais altas aumentam a pressão osmótica e dificultam o processo. Por exemplo, para concentrações mais baixas de sais (30 g/L), a taxa de recuperação pode alcançar até 30%, mas para concentrações mais altas (50 g/L), a recuperação é significativamente reduzida, ficando em torno de 12-15%. Esta tendência sugere que manter uma concentração de alimentação baixa pode melhorar a eficiência do sistema e atingir uma taxa máxima de recuperação.

Em resumo, verificou-se que temperaturas moderadas (em torno de 40-60°C) maximizam a recuperação de água, pois reduzem a viscosidade e melhoram o desempenho do sistema. Caudais menores e maiores pressões favoreceram uma maior taxa de recuperação, enquanto menores concentrações de sal resultaram em melhores desempenhos devido à redução da pressão osmótica. A recuperação de água diminuiu em temperaturas muito altas e em concentrações de sais elevadas, devido à maior pressão osmótica e possíveis limitações da membrana.

Assim, é essencial considerar e ajustar estas três variáveis num estudo de dessalinização por OI, de acordo com a capacidade do sistema e as condições operacionais para melhorar a recuperação de água dessalinizada.

6.3. Influência da pressão e concentração de sais no consumo específico de energia

O estudo da influência do CEE realizado a partir do script anterior da análise das variáveis que afetam o desempenho do Módulo a escala industrial (Anexo D), revelou uma relação inversa entre o CEE e a eficiência de rejeição, conforme ilustrado na Figura 6.11.

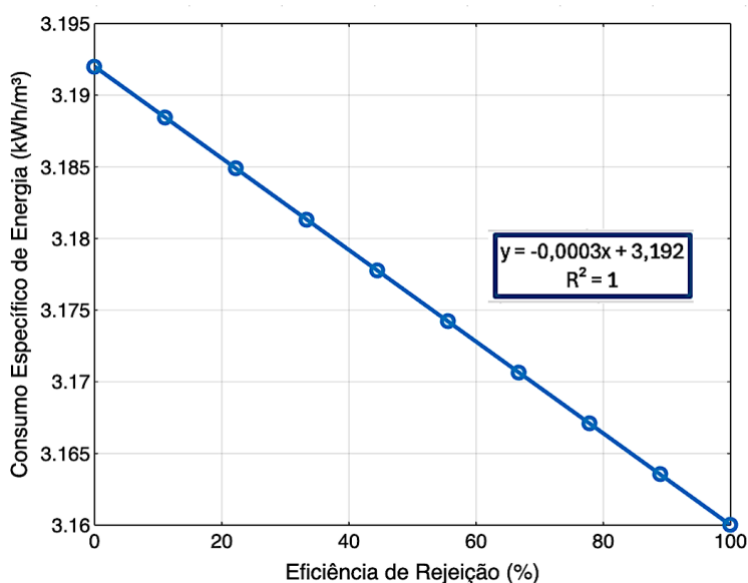


Figura 6.11 - Relação entre o CEE e a eficiência de Rejeição

À medida que a eficiência de rejeição aumenta, o CEE diminui, o que sugere que o sistema de OI opera de forma mais eficiente quando a membrana rejeita mais solutos. Otimizar a eficiência de rejeição não só melhora a qualidade da água produzida, mas também reduz significativamente o consumo de energia, resultando em operações mais económicas e sustentáveis. Este equilíbrio entre a qualidade da água e a eficiência energética é essencial para processos de dessalinização eficazes.

A Figura 6.11 revelou que existe uma relação linear com declive negativo entre a eficiência de rejeição e o CEE, conforme indicado pela equação 44.

$$y = -0,0003x + 3,192 \quad (45)$$

No início da curva, com uma eficiência de rejeição mais baixa (próxima de 0%), o CEE é mais elevado (~3,192 kWh/m³), pois o sistema tem de trabalhar mais para tentar separar os solutos da água. À medida que a eficiência de rejeição se aproxima de 100%, o CEE cai para cerca de 3,16 kWh/m³, refletindo uma operação mais eficiente do sistema.

Este comportamento sugere que a maximização da eficiência de rejeição é fundamental para alcançar menores consumos de energia, especialmente em grandes instalações de OI, onde a redução de custos operacionais é crucial.

A análise da relação entre o CEE e a pressão de alimentação em função da concentração de alimentação, revelou que o CEE aumenta com a concentração de sais na água de alimentação para todas as pressões avaliadas (50, 64 e 75 bar), conforme se observou na Figura 6.12. Este comportamento sugere que o processo de OI se torna mais exigente energeticamente à medida que a concentração de sais na água a tratar aumenta.

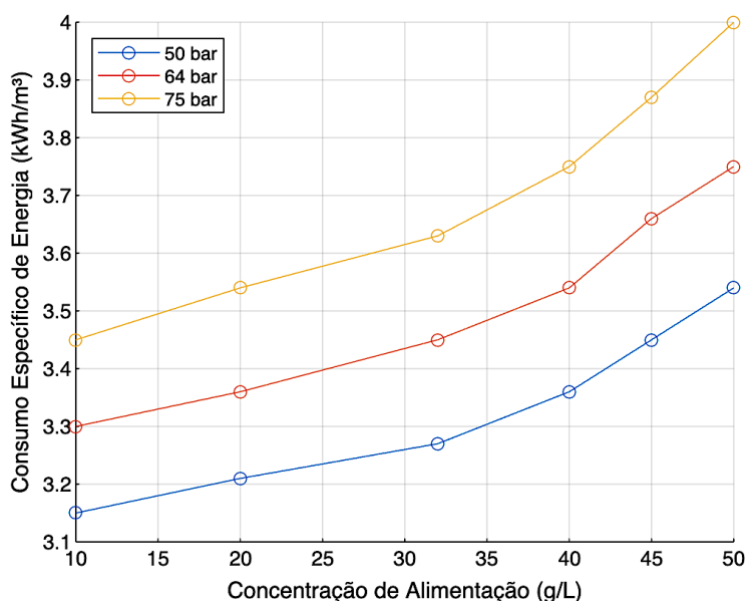


Figura 6.12 – Relação entre o CEE e a concentração de alimentação a diferentes pressões do sistema

Além disso, observou-se que pressões de alimentação mais elevadas, como 75 bar, resultam num CEE superior em comparação com pressões mais baixas (50 bar). Isto indica que, embora seja necessária uma maior pressão para tratar água com concentrações de sal elevadas, isso acarreta um aumento significativo no consumo de energia.

O resultado das simulações da influência da pressão e concentração de sais nos valores de CEE obtidas do software MATLAB e desenvolvidas em Excel encontram-se representadas no Quadro H1 do Anexo H.

Constatou-se que, o aumento no CEE foi mais pronunciado, variando de 9% a 12% à medida que a concentração de alimentação aumenta, quando se variou a pressão aplicada entre 50 e 75 bar, conforme observado no Quadro 6.7.

As variações percentuais apresentadas no Quadro 6.7 foram determinadas a partir da equação 43 e seguindo o exemplo da equação 44, do capítulo 6.

Quadro 6.7 – Variações percentuais do CEE a diferentes pressões e concentrações de alimentação

Variações na pressão (bar)	Concentração de alimentação (g/L)					
	10	20	32	40	45	50
50 e 64	5%	5%	6%	5%	6%	6%
50 e 75	9%	10%	10%	11%	11%	12%
64 e 75	4%	5%	5%	6%	5%	6%

Isso sugere que o aumento da pressão de 50 para 75 bar tem um impacto maior no consumo de energia, especialmente em concentrações mais altas.

A variação da pressão entre 50 e 64 bar levou a um aumento do CEE entre 5 e 6%, o que indica uma mudança relativamente estável no consumo de energia para este intervalo de pressão, independentemente do aumento na concentração.

Quando comparados os valores de 64 e 75 bar, as variações na CEE ficam entre 4 e 6%, com leves oscilações nas diferentes concentrações de alimentação. Este intervalo de pressão apresentou menor impacto no aumento do CEE em comparação com o intervalo de 50 a 75 bar.

Concluiu-se, portanto, que a variação do CEE tende a ser maior com a combinação de altas pressões e altas concentrações de alimentação, ou seja, para concentrações de alimentação mais baixas, operar a pressões mais baixas pode ser mais eficiente em termos energéticos. No entanto, quando se tratam concentrações de sais mais elevadas, é quase inevitável que se tenha de operar a pressões mais altas, o que, conseqüentemente, resulta num aumento do CEE.

Já nos estudos de Lillepärög *et al.*, (2021) e Chougradi *et al.*, (2021), se tinha concluído que a resposta energética foi diretamente ligada à variação da salinidade, sendo que, quanto maior a concentração da alimentação, maior o CEE. Verificou que o aumento da concentração de alimentação com uma constante de 2,5 g/L causou um aumento do CEE com um valor quase constante de 0,15 kWh/m³, que aumentou com a taxa de recuperação. Justificaram esse comportamento como sendo possivelmente exclusivo do perfil de pressão em estudo que fornece pressão constante, e que, sob um perfil de pressão diferente, pudesse ocorrer um padrão de aumento de energia diferente.

Por outro lado, Das *et al.*, (2024) através do estudo uma membrana de OI sob condições de fluxo de alimentação variáveis para determinar o impacto potencial da operação no desempenho da membrana, observaram que sob condições de altas pressões de alimentação, os valores de CEE são menores do que os observados a altas taxas de fluxo de alimentação e baixas pressões de alimentação. Este resultado já era esperado, pois afirmaram que o CEE é influenciado por uma combinação de taxa de fluxo de alimentação e pressão de alimentação (Das *et al.*, 2024)

Tanto no presente estudo quanto nos estudos de Das *et al.*, (2024) e Lillepärög *et al.*, (2021), observa-se uma relação negativa entre a eficiência de rejeição e o CEE, sugerindo que um aumento na rejeição de solutos leva a um menor consumo de energia.

Relativamente à influência da concentração de alimentação no CEE, ambos os autores observaram um comportamento semelhante ao obtido no presente estudo, concluindo que concentrações elevadas de sais aumentam significativamente o consumo de energia, o que evidencia um desafio para o processo em condições com concentrações elevadas de sais.

Quanto ao impacto da Pressão no CEE, os estudos de Das *et al.*, (2024) e Lillepärög *et al.*, (2021) também apontaram que pressões elevadas de alimentação podem reduzir o CEE em comparação com altas taxas de fluxo em condições de baixa pressão. No entanto, ambos sugerem que, embora pressões mais altas possam melhorar a rejeição de solutos e reduzir o CEE, existe um limite além do qual o aumento de pressão não é energeticamente eficiente, especialmente em sistemas com elevada salinidade.

Dessa forma, conclui-se que a concentração de alimentação e a pressão influenciam diretamente o desempenho energético do processo de OI. Portanto, otimizar essas variáveis torna-se fundamental para reduzir o CEE, melhorar a eficiência do processo e conseqüentemente minimizar os custos operacionais.

6.4. Desempenho global do sistema OI

A área total da membrana necessária para atingir uma taxa de rejeição de sais pretendida (90%) foi determinada através de estimativas e verificou-se que era necessário que a membrana tivesse 52,80 m², para um fluxo médio de 142,04 L/(m².h) (Figura 6.13).

```
areaEst =  
    52.8017  
>> AveFlux  
AveFlux =  
    142.0409
```

Figura 6.13 – Output da estimativa da área total da membrana e Qp em MATLAB

Os resultados da simulação das diversas variáveis fundamentais para o desempenho de um sistema de OI em diferentes temperaturas encontram-se apresentados de seguida de forma detalhada (Figura 6.14).

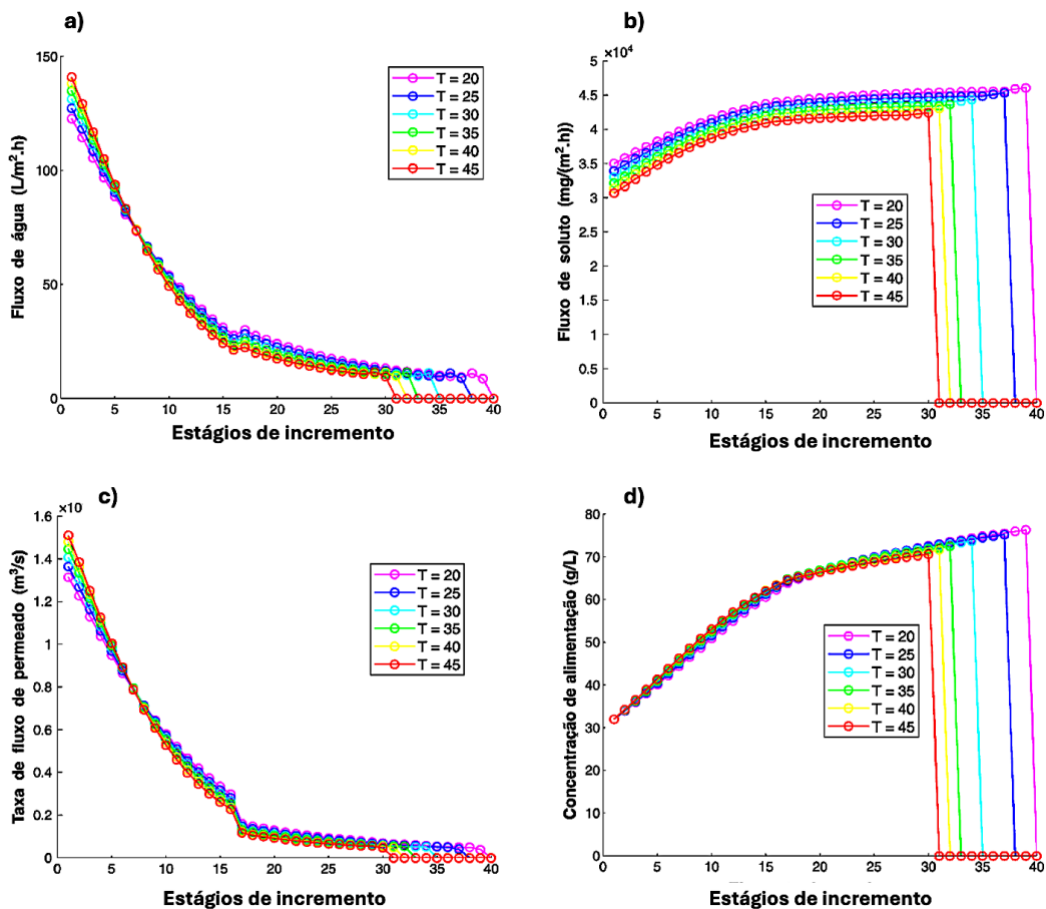


Figura 6.14 – Influência da temperatura ao longo dos estágios incrementais em: a) J_w , b) J_s , c) Q_p e d) C_b

De acordo com a análise da Figura 6.14a e dos Quadros I1 e I2 do Anexo I, verificou-se que o fluxo de água ao longo dos estágios de incremento apresentou uma diminuição constante, com uma queda acentuada nos estágios iniciais, seguida de um ligeiro aumento de 5 a 8%, antes de voltar a decrescer entre os estágios 16 e 17. Este comportamento era esperado, uma vez que a perda de pressão ao longo do processo e o aumento da concentração de sal à medida que a água permeia os primeiros estágios contribuem para essa variação.

Em temperaturas mais elevadas, como 40 e 45°C, observou-se um fluxo de água ligeiramente superior nos estágios iniciais. Isso ocorre porque em temperaturas mais altas, a menor viscosidade melhora a passagem de água no início facilitando o transporte de água, especialmente nos primeiros estágios.

O fluxo de soluto e a concentração de sais na alimentação aumentou ligeiramente ao longo dos estágios incrementais, especialmente a menores temperaturas, refletindo a rejeição contínua de solutos que se acumulam no lado de entrada do sistema (Figura 6.14b e Figura 6.14d). Estes parâmetros aumentaram, principalmente devido à maior permeabilidade da membrana ao longo dos estágios, o que permite a passagem de mais soluto, explicando o aumento do fluxo de soluto e de concentração de sais de entrada.

A taxa de permeado à saída seguiu um padrão semelhante ao do fluxo de água, com uma redução progressiva ao longo dos estágios. No entanto, a diminuição foi mais acentuada em temperaturas elevadas, evidenciando uma perda de eficiência do sistema nessas condições, conforme mostrado na Figura 6.14c. Os Quadros I4 e I5 do Anexo I mostraram que a taxa de permeado caiu abruptamente entre os estágios 16 e 17, com uma redução de aproximadamente 47%. Esta queda pode ser atribuída à redução da pressão de permeação e ao aumento da concentração de soluto, que dificultam a passagem da água através da membrana nessa fase do processo.

Embora temperaturas mais altas melhorem o fluxo de água nos estágios iniciais, também intensificam a concentração no concentrado e no fluxo de soluto, o que pode comprometer a qualidade do permeado e a eficiência do sistema nos estágios finais.

Contudo, em todos os casos, a temperatura teve pouco efeito nas variáveis, à exceção do coeficiente de transferência de massa e nos últimos estágios do sistema (a partir do 31º estágio).

Conforme ilustrado na Figura 6.15a, o K_{CP} variou ao longo dos estágios de incremento, sendo menos eficiente nos estágios iniciais e recuperando gradualmente

nos estágios finais, com maior eficiência em temperaturas elevadas. No entanto, como mostrado nas Figuras I7 e I8 do Anexo I, observou-se um aumento de cerca de 20% no K_{CP} entre os estágios 16 e 17, especialmente nas temperaturas mais altas. Isso indica que, até certo ponto, a eficiência do sistema na transferência de massa melhora, possivelmente devido à maior permeabilidade das membranas em condições de temperatura elevada.

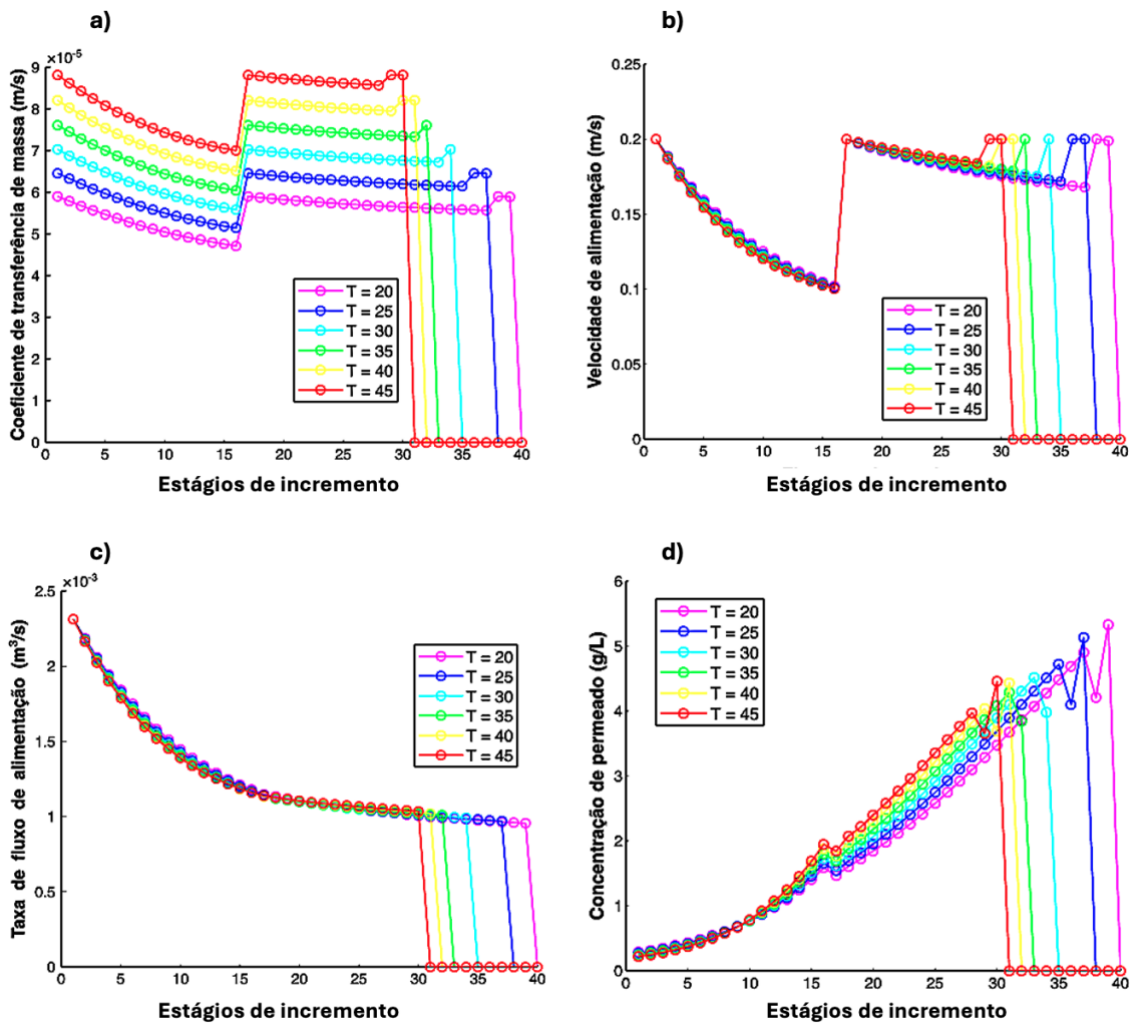


Figura 6.15 – Influência da temperatura em a) K_{CP} , b) v , c) Q_b e d) C_p ao longo dos estágios de incremento

A velocidade de alimentação apresentou um comportamento semelhante ao do K_{CP} (Figura 6.15b). Embora a variação da temperatura tenha tido um impacto menos significativo na velocidade de alimentação, verificou-se que, em temperaturas mais altas (acima de 30°C), houve um aumento súbito da velocidade de alimentação antes de uma queda abrupta nos estágios finais (Figura I9 do Anexo I). Esse pico de crescimento, tal como nos outros casos, verificou-se entre os estágios 16 e 17, com um aumento de

cerca de 50% (Figura I10 do Anexo I). Esse aumento repentino pode refletir a aplicação de maior pressão para compensar a perda de eficiência, mas o sistema eventualmente falha em manter o fluxo, e a velocidade de alimentação cai drasticamente nos estágios seguintes.

O fluxo de alimentação, também diminuiu de forma consistente ao longo dos estágios de incremento, com uma queda mais acentuada nos primeiros estágios, o que reflete uma diminuição do desempenho à medida que o processo avança (Figura 6.15c). Em temperaturas mais elevadas, observou-se um leve aumento no fluxo de alimentação, o que pode ser atribuído à diminuição da viscosidade da solução, facilitando o movimento da água através da membrana. A Figura I11 do Anexo I apresenta caudais de alimentação nos últimos 30 estágios de incremento, revelando o desempenho do sistema em condições de maior concentração de solutos e pressão osmótica.

A concentração de permeado aumentou progressivamente ao longo dos estágios, atingindo picos nos últimos elementos, especialmente em temperaturas mais elevadas, devido à maior permeabilidade da membrana ao soluto, o que pode comprometer a qualidade final do permeado (Figura 6.15d e Figura I12 do Anexo I). Este comportamento reflete a concentração crescente de solutos à medida que a água é extraída do sistema, característica típica em sistemas de OI.

Contudo, a concentração de sais na saída do sistema excede os limites estabelecidos pelo Decreto-Lei n.º 69/2023 de 21 de agosto, que define um valor máximo de 200 mg/L de NaCl para água de consumo humano. Com uma concentração próxima de 6 000 mg/L, conclui-se que seria necessário um pós-tratamento para cumprir as normas legais.

No geral, a temperatura teve pouco impacto nas variáveis ao longo do sistema, à exceção do coeficiente de transferência de massa que, tal como visto anteriormente nas restantes simulações, tem impacto significativo na transferência de massa na osmose inversa. Ainda que o aumento da temperatura aumente a permeabilidade e o fluxo inicial, também acelere a perda de eficiência ao longo dos estágios. Observou-se que a eficiência na remoção de solutos e a produção de permeado são consideravelmente reduzidas nos estágios finais, particularmente em condições de temperatura elevada. Este cenário sugere a necessidade de otimizar o sistema ou operar a temperaturas mais baixas. Apesar de as temperaturas mais elevadas proporcionarem caudais iniciais

maiores, resultam numa maior concentração de solutos ao longo do módulo, o que afeta negativamente a qualidade do permeado e a eficiência energética do processo.

Como resultado da simulação do desempenho do sistema de OI em diferentes condições operacionais, observou-se que, todas as variáveis estudadas decaíram consistentemente entre os estágios 31 e 38, correspondentes às temperaturas entre 20 e 45 °C, conforme se verifica nas Figuras I1 a I12 do Anexo I. Considerou-se que estas variações abruptas a partir do estágio 31 são provocadas pelo facto de o sistema de dessalinização poder estar a atingir o seu limite de eficiência, especialmente a temperaturas mais elevadas. Ou seja, quanto maior a temperatura, mais rápido atinge o ponto de falha operacional.

O acúmulo de solutos, o aumento da pressão osmótica e as limitações físicas das membranas poderão ser fatores que também contribuem para a queda de desempenho nestes estágios finais.

O comportamento repetitivo observado pode ainda representar os limites operacionais da membrana e o esgotamento da capacidade do sistema para lidar com as crescentes concentrações de solutos nos estágios finais.

Para além disso, este ponto crítico de falha pode ser gerado devido à incapacidade do próprio código simulado em MATLAB continuar a realizar cálculos quando o sistema já está próximo do seu limite operacional, levando o script a encerrar os cálculos ou a retornar zeros ou valores fixos para as variáveis, ou na incapacidade do modelo continuar a convergir ou produzir resultados válidos.

A análise de sensibilidade realizada revelou que o fluxo de alimentação, a pressão a aplicar, a concentração inicial de sais iniciais e as metas de recuperação influenciam a área de membrana exigida, conforme se observa na Figura 6.16.

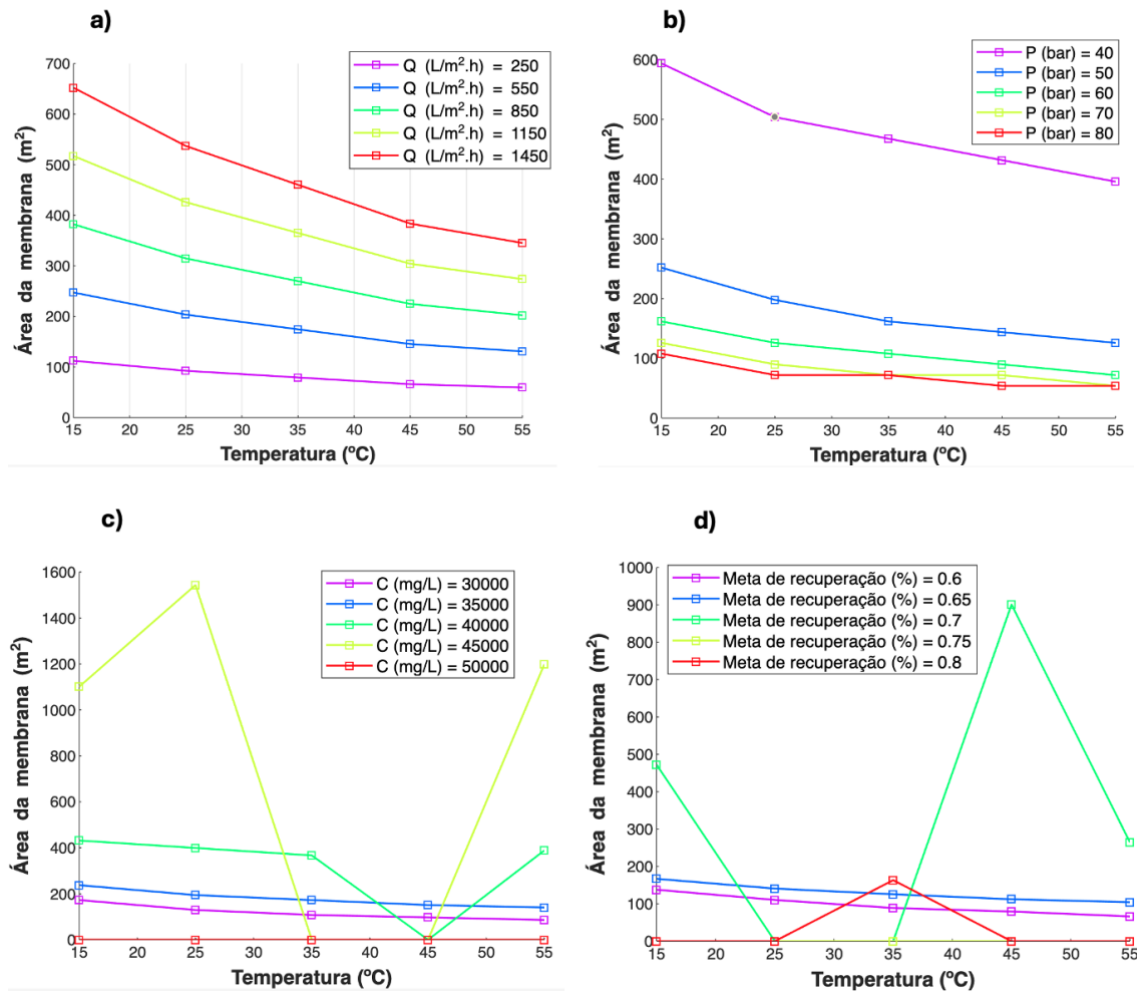


Figura 6.16 – Impacto de Q, P, C e metas de recuperação na área da membrana: a) Influência de diferentes caudais de alimentação; b) de diferentes pressões do sistema; c) de diferentes concentrações de alimentação e d) de diferentes metas de recuperação de água na área de membrana a diferentes temperaturas

Ao variar o fluxo de alimentação entre 250 e 1450 L/m².h, verificou-se que maiores caudais implicam áreas de membrana maiores e são mais constantes mesmo quando se aumenta a temperatura da solução. Isto porque o fluxo de alimentação pode aumentar a taxa de transferência de massa, melhorando a eficiência do processo de separação, resultando numa maior área de membrana necessária para acomodar o esse fluxo.

Em maiores fluxos (1450 L/m².h), o decréscimo da área de membrana com o aumento da temperatura é mais pronunciado, conforme se observa no Quadro 6.8.

Quadro 6.8 - Valores da área de membrana em função do fluxo específico a 15 e 45°C

T (°C)	Fluxo (L/m ² .h)				
	250	550	850	1150	1450
	Área de membrana (m ²)				
15	112,43	247,35	382,28	517,20	652,12
45	66,14	145,50	224,87	304,23	383,60
Variação entre 15 e 45°C	-46,30	-101,85	-157,41	-212,96	-268,52

Verificou-se que quando o fluxo foi 250 L/m².h, a área de membrana entre 15 e 45°C diminuiu 46,3 m², enquanto a 1450 L/m².h, registou uma variação muito maior, de 268,5 m². Esta variação pode ser explicada pelo fato de que, em temperaturas mais altas, a viscosidade da solução diminui, aumentando a taxa de permeado o que, conseqüentemente, diminui a área de membrana necessária.

Constatou-se ainda que, a cada aumento de 300 L/m².h, a área de membrana aumenta de forma consistente tanto a 15°C quanto a 45°C, o que sugere que, a relação entre o fluxo de alimentação e a área de membrana é proporcional, independentemente da temperatura. No entanto, o aumento é maior a 15°C (134,9 m²) quando comparado a 45°C (79,4 m²), o que indica que a temperatura tem um efeito significativo na eficiência do processo de separação.

Observou-se também que pressões iniciais mais elevadas exigem menor área de membrana, especialmente em temperaturas mais altas (Figura 6.16b). Isto indica que operar a pressões mais baixas pode ser vantajoso para reduzir a área de membrana necessária, visto que podem diminuir a taxa de permeação.

O maior impacto verificou-se quando se fez variar a pressão aplicada entre 40 e 50 bar. Quando se aumentou a pressão de 40 para 50 bar, a área de membrana diminuiu 341,8 e 287,3 m² a 15 e 45°C, respectivamente. Para além disso, foi possível observar que as variações nos valores da área de membrana são tanto menores quando maior a pressão aplicada, conforme se observa no Quadro 6.9.

As variações percentuais apresentadas no Quadro 6.9 foram determinadas a partir da equação 43 e seguindo o exemplo da equação 44, do capítulo 6. As setas representadas no Quadro 6.9. representam o comportamento da variação percentual,

sendo que se considerou que as setas para cima representam uma variação percentual positiva e seta para cima representam variações percentuais negativas, ou seja, diminuem de um cenário para outro com determinada percentagem.

Quadro 6.9 – Valores e variações da área de membrana em função da pressão e a temperaturas de 15 e 45°C

T (°C)	40 bar	50 bar	Variação entre 40 e 50 bar
15	593,65	251,85	-341,80
45	431,75	143,92	-287,83
Variação entre 15 e 45°C	-161,91	-107,94	
% Variação entre 15 e 45°C	↓ 27%	↓ 43%	

A área da membrana também diminuiu com o aumento da temperatura. Verificou-se que quando se fez variar a pressão entre 15 e 45°C, a área de membrana diminuiu 27% a 40 bar e 43% a 50 bar.

As variações da concentração de sais na água de alimentação mostraram ter impacto significativo na área de membrana necessária, conforme se verifica na Figura 6.16c.

Concentrações de sais na água de alimentação mais baixas (entre 30 e 35 g/L NaCL) tiveram pouco impacto na área de membrana e reduziram ligeiramente com o aumento da temperatura. Contudo, a partir de 40 g/L de sais os resultados foram muito variáveis.

A 40 g/L de concentração de sais na alimentação a área de membrana diminuiu ligeiramente com a temperatura, até aos 45°C, onde a área de membrana decaiu para zero. Esta variação drástica pode ser devido a inúmeros fatores, nomeadamente: a membrana não consegue mais operar eficientemente nessas condições devido a uma possível saturação da membrana por partículas ou sais, ou danos estruturais causados pela alta concentração e temperatura; o modelo zerou a área da membrana quando o cálculo atingiu ou superou a taxa de recuperação desejada (90%) devido ao modelo no script; ou se considerando que modelo calculou que as condições operacionais foram suficientes para atingir a taxa de recuperação desejada sem necessidade de área membrana adicional.

Contudo, mais crítico ainda, foram os resultados que se verificaram quando se simulou a concentração de alimentação a 50 000 mg/L de sais, ou seja, uma água com uma concentração de SDT equivalente a salmoura. A esta concentração, a área de membrana foi de 0 m², a todas as temperaturas simuladas. A ausência total de área de membrana a 50 g/L de sais é incomum, uma vez que, concentrações de sais mais altas deveriam aumentar a área necessária devido ao aumento da pressão osmótica. Neste caso, estes resultados resultaram provavelmente de erros no código MATLAB gerado, sendo que, se o código considerar que em condições acima de um limite crítico de concentração são impossíveis, retornando uma área nula. Ou seja, este cenário extremo de OI (próximo à saturação da água salgada), não foi viável no modelo configurado.

Estes resultados indicam que, para concentrações salinas elevadas, a eficiência do processo pode ser severamente comprometida, exigindo uma área de membrana significativamente maior para manter a eficiência de rejeição desejada. Este facto sublinha a importância de otimizar a concentração de alimentação para minimizar os requisitos de área de membrana.

Tal como se sucedeu com a variação da concentração de alimentação, a partir de uma taxa de recuperação de água de 70% os resultados da área de membrana ficaram comprometidos (Figura 6.16d). Sendo que nesta simulação, o fabricante do sistema simulado (LennRO SW M500) considerou a taxa de recuperação do sistema em 45%, possivelmente as metas de recuperação simuladas excederam a capacidade do sistema, especialmente a partir de 70%.

Tendo em conta os picos observados nas Figuras 6.16c e 6.16d, efetuou-se uma análise mais detalhada da influência da concentração de sais e da taxa de recuperação na área de membrana necessária em função da temperatura.

A Figura 6.17 e o Quadro J1 e J2 do Anexo J, fornecem uma visão mais clara sobre como a área de membrana varia com a temperatura sob diferentes concentrações de alimentação.

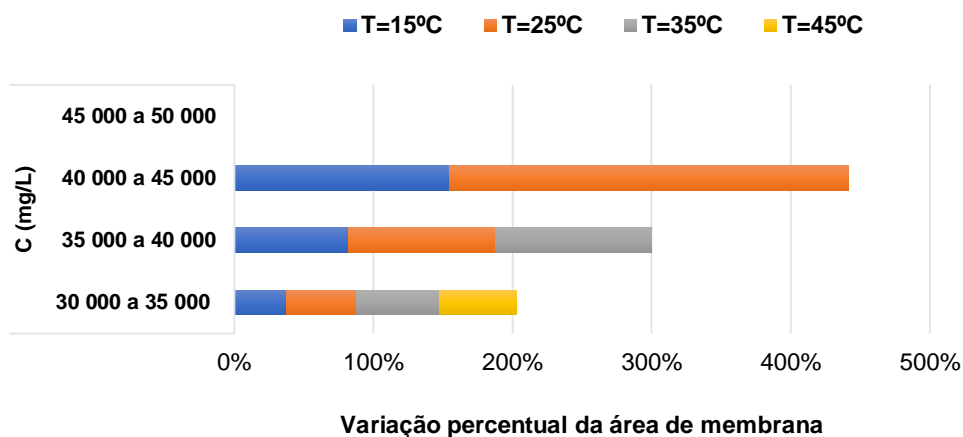


Figura 6.17 - Variação percentual da concentração de alimentação (C) na área de membrana a temperaturas de 15, 25, 35 e 45°C

Tal como observado anteriormente, observou-se que tanto a temperatura quanto a concentração de sais têm uma influência significativa na variação percentual da área de membrana.

Verificou-se que, para a faixa de concentração inicial de sais de 30 a 35 g/L, a variação percentual da área de membrana aumenta com a temperatura, atingindo um pico de 60% a 35°C antes de diminuir ligeiramente para 56% a 45°C. Para a faixa de 35 a 40 g/L, a variação percentual aumenta significativamente com a temperatura, atingindo 113% a 35°C. A faixa de 40 a 45 g/L mostra um grande aumento a 25°C, com uma variação de 286%, mas não foram gerados dados para temperaturas mais altas.

O modelo não conseguiu gerar dados fiáveis para concentrações mais elevadas, especialmente a altas temperaturas, pelo que não retornou valores de área de membrana nessas condições, como se verificou entre 35 a 50 g/L de sais. Tal como referido anteriormente, o código pode ter retornado valores vazios em altas concentrações de sais e temperaturas elevadas, devido à instabilidade da membrana utilizada na OI ou de incongruências no código, o que pode ter levado a resultados inconsistentes ou inviáveis, tornando difícil a geração de dados confiáveis. Isto porque o código utilizado para nesta simulação, foi uma adaptação de um código criado para simular um sistema de OI de água salobra, o que pode ter influenciado estes resultados, apesar de toda a adaptação para uma simulação de OI de água do mar.

A taxa de recuperação também apresentou alguns picos que foram considerados interessantes para analisar com maior detalhe. No Quadro J3 e J4 do Anexo J estão representados os valores da área de membrana necessária para atingir determinadas taxas de recuperação de água, a diferentes temperaturas.

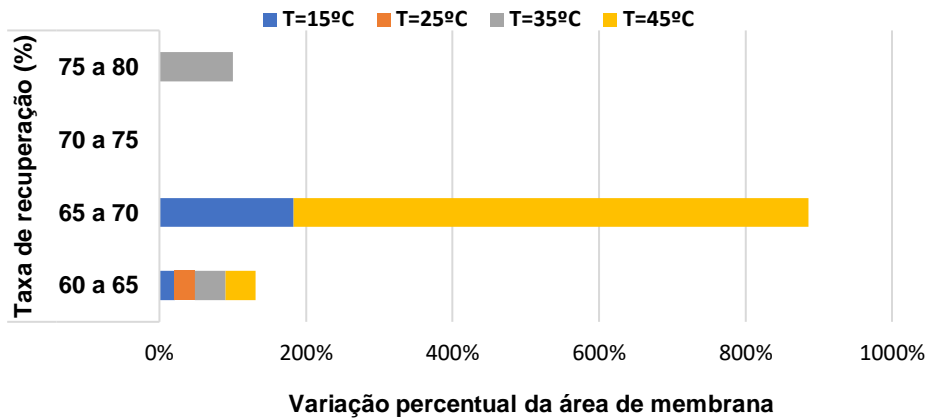


Figura 6.18 – Variação percentual de metas de recuperação na área de membrana a temperaturas de 15, 25, 35 e 45°C

A variação percentual da área de membrana é menor para metas de recuperação de 60 a 65% (21%) e aumenta significativamente para metas de 65 a 70% (183%).

Verificou-se que a maior variação da área de membrana ocorreu quando se variou a taxa de recuperação entre 65 e 70% à maior temperatura de 45°C, resultando num aumento de 703%. Especificamente, a área de membrana aumentou de 112,21 m² para 900,83 m². Isso sugere que, em temperaturas mais elevadas, é exigida uma área de membrana muito maior para alcançar maiores taxas de recuperação. Ou seja, embora a temperatura mais alta aumente a eficiência do processo, exige também uma maior área de membrana para manter a mesma taxa de recuperação.

Esse aumento significativo pode ser atribuído à maior eficiência de separação e à necessidade de compensar a maior pressão osmótica e a resistência da membrana em condições extremas.

Para as metas de recuperação mais elevadas, entre 70 e 80%, à semelhança do que aconteceu quando se variou a concentração de alimentação a valores mais altas, o código retornou valores vazios, o que reforça a necessidade de otimizar o código simulado em MATLAB para sistemas de OI de água do mar, que suporte simulações em condições reais extremas.

Concluiu-se que para otimizar a eficiência do sistema de OI, é importante encontrar um equilíbrio entre a temperatura, a concentração de sais inicial e as taxas de recuperação de água definidas. Verificou-se que operar em temperaturas intermediárias (25 a 35 °C) e ajustar as metas de recuperação pode ajudar a maximizar a eficiência e a vida útil da membrana, reduzindo a necessidade de manutenção e substituição frequente.

7. Conclusões

O objetivo deste trabalho foi analisar a influência da temperatura e de variações nas condições operacionais em sistemas de dessalinização de OI. Foram estudadas as propriedades da solução no fluxo transmembranar e a performance dos módulos de membrana de OI e do sistema. O foco foi otimizar a eficiência do processo de dessalinização por OI, tanto em termos energéticos quanto na quantidade de água tratada em relação à água admitida no sistema.

Para atingir esse objetivo, foram realizadas quatro simulações de dois sistemas de OI sob diferentes condições operacionais, em cenários típicos e extremos. Uma simulação foi realizada em escala laboratorial e três em escala industrial, utilizando membranas planas e em espiral, respectivamente.

Para cada simulação foi desenvolvido um código distinto em MATLAB, detalhado nos anexos de B a F.

À escala laboratorial, foi analisado o impacto da temperatura da água (entre 15 a 45°C) nas propriedades da solução no fluxo transmembranar, como viscosidade da água, difusividade do soluto, permeabilidade à água e do sal, polarização de concentração, transferência de massa e pressão.

Explorou-se ainda a influência de variações na velocidade do fluxo da água (4 a 7 cm/s) e na concentração de sais (0,05 a 3,5 mol/L), em função da temperatura. Esses fatores foram analisados quanto a parâmetros como o coeficiente de transferência de massa, pressão a aplicar e polarização da membrana.

Concluiu-se que:

- A temperatura influencia o comportamento das propriedades da solução no fluxo transmembranar. A temperaturas mais elevadas, o soluto difunde-se mais rapidamente e a membrana torna-se mais permeável visto que, aumenta a expansão térmica dos poros da membrana, levando a um aumento consequente da concentração de sais na água de alimentação. Constatou-se ainda que temperaturas mais altas contribuem para reduzir a concentração de sais no permeado gerando água de melhor qualidade. Ou seja, a temperatura mostrou estabelecer uma relação inversa com a viscosidade da água, efeito de polarização da concentração na membrana e com a pressão;
- A resposta ao sistema a mudanças na velocidade de escoamento da água afeta diretamente o coeficiente de transferência de massa, o efeito de polarização e a

pressão do sistema, pelo que, controlar estes parâmetros se torna essencial para otimizar a eficiência deste tipo de sistemas de OI.

- A velocidade de escoamento teve maior impacto no coeficiente de transferência de massa com variações entre 6 e 17%, especialmente a velocidades menores (entre 4 e 5 cm/s) e a menores temperaturas.
- O K_{CP} variou na mesma proporção a temperaturas entre 15 e 35°C, independentemente da velocidade de escoamento da água. Contudo, a temperaturas maiores (45°C) o K_{CP} variou numa proporção diferente, resultando num aumento entre 5 e 8%, a cada aumento de 1 cm/s. Isso sugere que a resposta do sistema às mudanças de velocidade é também sensível a mudanças na temperatura.
- Variar a concentração dos sais de entrada só influenciou a pressão a aplicar no sistema, devido à pressão osmótica que é diretamente proporcional à concentração de sais na solução.
- Entre 15 e 45°C, a pressão exigida aumentou cerca de 12% ao variar a concentração de sais entre 0,5 e 3,5 mol/L.
- Em concentrações de sais entre 2 e 3,5 mol/L, observaram-se pressões extremamente altas (227 a 577 bar), inviabilizando a dessalinização. Esses valores excedem os limites das membranas de osmose inversa comerciais (40 a 80 bar), tornando o sistema estruturalmente inviável quando são simuladas concentrações tão elevadas, que equivalem a água hipersalina. Este trabalho não explorou os fatores que possam ter contribuído para este resultado. Contudo, as pressões extremas obtidas nesta gama de concentração de sais podem ser decorrentes de configurações irreais na simulação e de ajustes inadequados nas variáveis de transporte de massa.

À escala industrial, foram feitas três simulações com uma membrana em espiral e com a unidade de dessalinização móvel, específica para dessalinização de água do mar em larga escala, instalada em contentor.

Foi explorado o impacte de variações das condições operacionais do sistema como o fluxo, a velocidade de escoamento, concentração de sais na alimentação e no permeado, entre outros, de forma seccionada, ao longo de um módulo de membrana e ao longo de diferentes estágios do sistema, em função da temperatura (entre 15 e 45°C).

Concluiu-se que:

- Ao longo do processo de dessalinização, o fluxo de água, a quantidade de permeado na corrente, o efeito de polarização da concentração de sais na membrana e a

velocidade de escoamento diminuem ao longo do processo, provocando um aumento no fluxo de soluto e na concentração de sais na água de alimentação e no permeado;

- Nos elementos de membrana finais (9º e 10º elemento) a 45°C, houve uma mudança repentina no comportamento das variáveis. As variações bruscas entre o 9º e 10º elementos do módulo de membrana exclusivamente a 45°C podem ter ocorrido devido ao impacto da temperatura elevada. Isto porque, diminui a viscosidade da água aumentando a permeabilidade e a extração de permeado nos primeiros elementos, acelerando o acúmulo de solutos e elevando a pressão osmótica nos últimos. Essa alteração leva a possíveis reduções da força motriz para o transporte de água, diminuindo o escoamento laminar e o coeficiente de transferência de massa, enquanto aumenta a difusão de solutos para o permeado. Esses fatores, aliados a possíveis reações químicas e fenômenos de *fouling* da membrana, podem ter contribuído para as alterações acentuadas em todas as variáveis analisada, evidenciando o impacto da temperatura no desempenho dos últimos elementos de membrana.
- De forma similar, todas as variáveis decaíram nos últimos estágios do sistema (a partir do 31º estágio), especialmente a temperaturas mais elevadas. Considerou-se que nesse ponto o sistema de dessalinização atinge o seu limite de eficiência, especialmente a temperaturas mais elevadas. Ou seja, quanto maior a temperatura, mais rápido atinge o ponto de falha operacional. O acúmulo de solutos, as limitações operacionais das membranas e a incapacidade do próprio código simulado continuar a realizar cálculos quando o sistema está próximo do seu limite operacional, deixando de produzir resultados válidos, poderão ser fatores que também contribuem para a queda de desempenho nestes estágios finais;
- O sistema de separação por membranas opera de forma menos eficiente no final do módulo e nos últimos estágios do sistema em geral, com uma menor produção de água dessalinizada e maior retenção de solutos, especialmente a temperaturas mais elevadas.

Paralelamente, explorou-se cinco cenários, onde se fez variar o caudal de alimentação (entre 100 e 900 m³/d), a pressão aplicada (entre 40 e 80 bar) e a concentração de sais inicial (entre 30 e 50 g/L) para analisar o impacto dessas variações na taxa de recuperação de água dessalinizada e na área de membrana em função da temperatura.

Concluiu-se que:

- Caudais (entre 100 e 300 m³/d) e concentrações de alimentação mais baixos (30-35 g/L), bem como maior pressão inicial (80 bar) favorecem a taxa de recuperação de água dessalinizada, permitindo alcançar entre 20 a 50% de água tratada face à água administrada no início do processo. Operar nestas condições, contribuem para otimizar o sistema de dessalinização;
- Cada aumento de 5°C na temperatura da água, diminuiu 0,0067% na taxa de recuperação de água dessalinizada. Este comportamento é típico dos sistemas de OI, onde a permeabilidade das membranas aumenta com a temperatura, facilitando a passagem de água e solutos;
- Em concentrações de água equivalentes a salmoura (50 g/L) e taxas de recuperação acima de 70%, o código MATLAB não forneceu dados para a área de membrana em nenhuma das temperaturas simuladas. A ausência total de área de membrana é incomum e provavelmente decorreu de erros no código utilizado.

Assim, é essencial considerar e ajustar estas três variáveis num estudo de dessalinização por OI, de acordo com a capacidade do sistema e as condições operacionais para melhorar a recuperação de água dessalinizada.

Por último, explorou-se como o CEE no sistema de dessalinização é afetado pela pressão aplicada (a 50, 64 e 75 bar), e pela concentração de sais na alimentação (entre 10 e 50 g/L), também a escala industrial.

Concluiu-se que, existe uma relação linear com declive negativo entre o CEE e a eficiência de rejeição de sais na solução. O aumento no CEE foi mais pronunciado, variando de 9 a 12%, com o aumento da concentração de sais na alimentação, especialmente quando a pressão aplicada variou entre 50 e 75 bar. Para além disso, a variação do CEE tendeu a ser maior com a combinação de altas pressões e altas concentrações de alimentação, ou seja, considerou-se mais eficiente em termos energéticos operar a pressões mais baixas quando a amostra tem menores concentrações de sais. No entanto, quando se tratam concentrações de sais mais elevadas, é quase inevitável que se tenha de operar a pressões mais altas, o que, consequentemente, resulta num aumento do CEE.

No geral, este estudo destacou a complexidade dos sistemas de OI e a importância do ajuste das condições operacionais considerando todas os cenários possíveis para maximizar a sua eficiência, contribuindo como novos dados para futuras pesquisas e melhorias nas tecnologias de dessalinização de OI.

8. Perspetivas futuras

No âmbito deste trabalho, como proposta de melhoria e perspetivas futuras os seguintes pontos:

- Ampliar a pesquisa comparando os resultados simulados com dados reais de uma central de dessalinização, especialmente para validar as previsões do modelo em cenários que ocorreram comportamentos inesperados;
- Investigar além do cloreto de sódio, como a presença de outros sais na água de origem influencia a pressão osmótica e a eficiência da membrana, principalmente em condições de alta concentração;
- Melhorar o código para permitir simulações em cenários extremos, como altas taxas de recuperação em concentrações equivalentes a salmoura, e reduzir as inconsistências observadas neste estudo;
- Realizar análises de custo-benefício para avaliar o impacto financeiro de operar o sistema de dessalinização simulado em cenários de alta salinidade e pressão.

Referências bibliográficas

- Abdelfattah, E. B. (2022). Review about environmental impacts of seawater desalination. *Desalination*. <https://doi.org/10.13140/RG.2.2.28819.66088>
- Chougradi, A., Zaviska, F., Abed, A., Harmand, J., Jellal, J. E., & Heran, M. (2021). Batch Reverse Osmosis Desalination Modeling under a Time-Dependent Pressure Profile. *Membranes*, 11(3), 173. <https://doi.org/10.3390/membranes11030173>
- Ahmad, M., Garudachari, B., Al-Wazzan, Y., Kumar, R., & Thomas, J. P. (2019). *Mineral extraction from seawater reverse osmosis brine of Gulf seawater*. 144, 45–56. <https://doi.org/10.5004/dwt.2019.23679>
- Ahmad, N., & Baddour, R. E. (2014). A review of sources, effects, disposal methods, and regulations of brine into marine environments. *Ocean & Coastal Management*, 87, 1–7. <https://doi.org/10.1016/j.ocecoaman.2013.10.020>
- Ahmed, F. E., Hashaikeh, R., Diabat, A. A. H., & Hilal, N. (2019). Mathematical and optimization modelling in desalination: State-of-the-art and future direction. *Desalination*, 469. <https://doi.org/10.1016/j.desal.2019.114092>
- Ahmed, M., Shayya, W. H., Hoey, D., & Al-Handaly, J. (2001). Brine disposal from reverse osmosis desalination plants in Oman and the United Arab Emirates. *Desalination*, 133(2), 135–147. [https://doi.org/10.1016/s0011-9164\(01\)80004-7](https://doi.org/10.1016/s0011-9164(01)80004-7)
- Ahmed, M., & Anwar, R. (2012). An Assessment of the Environmental Impact of Brine Disposal in Marine Environment. *International Journal of Modern Engineering Research (IJMER)*, 2(4), 2756–2761.
- Aimani, S. E. (2023). Modeling of Reverse Osmosis Water Desalination Powered by Photovoltaic Solar Energy. *Green Energy and Environmental Technology*, 1–19. <https://doi.org/10.5772/geet.15>
- Akram, W., Sharqawy, M. H., & Lienhard, V. J. H. (2013). *Energy utilization of brine from an FME desalination plant by pressure retarded osmosis*. The International Desalination Association World Congress on Desalination and Water Reuse, Tianjin, China.
- Al-Fulaij, H. F. (2011). *Dynamic Modeling of Multi Stage Flash (FME) Desalination Plant* [Degree of Doctor of Philosophy, University College London (UCL)]. <https://discovery.ucl.ac.uk/id/eprint/1324506/1/1324506.pdf>
- Ali, H. M., Gadallah, H., Ali, S. S., Sabry, R., & Gadallah, A. G. (2016). Pilot-Scale Investigation of Forward/Reverse Osmosis Hybrid System for Seawater Desalination Using Impaired Water from Steel Industry. *International Journal of Chemical Engineering*, 2016, 1–9. <https://doi.org/10.1155/2016/8745943>
- Aljuwaisseri, A., Aleisa, E., & Alshayji, K. (2023). Environmental and economic analysis for desalinating seawater of high salinity using reverse osmosis: A life cycle assessment approach. *Environment, Development and Sustainability*, 25(5), 4539–4574. <https://doi.org/10.1007/s10668-022-02214-9>
- Al-Karaghoul, A., & Kazmerski, L. L. (2013). Energy consumption and water production cost of conventional and renewable-energy-powered desalination processes.

Renewable and Sustainable Energy Reviews, 24, 343–356.
<https://doi.org/10.1016/j.rser.2012.12.064>

Al-Mutaz, I. (2005). *Hybrid RO FME desalination: Present status and future perspectives*. Conference: The International Forum on Water – Resources, Technologies And Management In The Arab World, University of Sharjah, Sharjah, United Arab Emirates.

https://www.researchgate.net/publication/238626301_Hybrid_RO_FME_desalination_present_status_and_future_perspectives

Al-Mutaz, I., & Ghunaimi, M. A. A. (2001). *Performance of Reverse Osmosis Units at High Temperatures*. 26–31. The IDA World Congress on Desalination and Water Reuseat: Bahrain.

Alsarayreh, A. A., Al-Obaidi, M. A., Al-Hroub, A. M., Patel, R., & Mujtaba, I. M. (2019). Evaluation and minimisation of energy consumption in a medium-scale reverse osmosis brackish water desalination plant. *Journal of Cleaner Production*, 248(119220). <https://doi.org/10.1016/j.jclepro.2019.119220>

Altaee, A. (2012). Computational model for estimating reverse osmosis system design and performance: Part-one binary feed solution. *Desalination*, 291, 101–105. <https://doi.org/10.1016/j.desal.2012.01.028>

Altmann, T., Buijs, P. J., Farinha, A. S. F., Borges, V. R. P., Farhat, N. M., Vrouwenvelder, J. S., & Das, R. (2022). Seawater Reverse Osmosis Performance Decline Caused by Short-Term Elevated Feed Water Temperature. *Membranes*, 12(8), 792. <https://doi.org/10.3390/membranes12080792>

Alves, C. (2010). *Tratamento de Águas de Abastecimento* (3ª). PUBLINDUSTRIA.

Angelakis, A. N., Valipour, M., Choo, K.-H., Ahmed, A. T., Baba, A., Kumar, R., Toor, G. S., & Wang, Z. (2021). Desalination: From Ancient to Present and Future. *Water*, 13(16), 2222. <https://doi.org/10.3390/w13162222>

Antonyan, M. (2019). *Energy Footprint of Water Desalination*. Tese de Mestrado, University of Twente Student theses. (<https://purl.utwente.nl/essays/78100>)

APDA. (2024). O Recurso à Dessalinização. *Revista APDA*, 33, 2º Semestre, 3-5. https://issuu.com/ssouzas/docs/revista_apda_33_2_trimestre_2024?fr=sMmM2ZjYyNzYzNDE

Araújo, J. (2018). *Modelagem e Controle de uma planta de Dessalinização por Osmose Reversa*. Dissertação de Mestrado, Universidade Federal do Ceará. <http://repositorio.ufc.br/handle/riufc/44980>

ARM. (2019). *Sistema Integrado de Gestão do Abastecimento de Água e Saneamento na Ilha do Porto Santo*. Conferência “O papel da engenharia no desenvolvimento da economia circular na Região autónoma da Madeira”.

ARM. (2023). *Central Dessalinizadora*. https://arm.pt/wpcontent/uploads/2022/05/CDPS40_Brochura_vjan23.pdf

Azinhaira, G., Segurado, R., & Costa, M. (2019). Is Renewable Energy-Powered Desalination a Viable Solution for Water Stressed Regions? A Case Study in Algarve, Portugal. *Energies*, 12(4651). <https://doi.org/10.3390/en12244651>

- Bardi, U. (2010). Extracting Minerals from Seawater: An Energy Analysis. *Sustainability*, 2(4), 980–992. <https://doi.org/10.3390/su2040980>
- Barlavento. (2024). Lagoa: água reciclada da ETAR da Boavista vai regar campos de golfe. Barlavento - Notícias Do Algarve E Portugal. <https://www.barlavento.pt/lagoa-agua-reciclada-da-etar-da-boavista-vai-regar-campos-de-golfe/>
- Becker, N., Lavee, D., & Katz, D. (2010). Desalination and Alternative Water-Shortage Mitigation Options in Israel: A Comparative Cost Analysis. *Journal of Water Resource and Protection*, 2(12).
- Ben-Mansour, R., & Al-Jabr, A. (2018). Optimum Selection of Renewable Energy Powered Desalination Systems. *Proceedings*, 2(612). <https://doi.org/10.3390/proceedings2110612>
- Campione, A., Gurreri, L., Ciofalo, M., Micale, G., Tamburini, A., & Cipollina, A. (2018). Electrodialysis for water desalination: A critical assessment of recent developments on process fundamentals, models and applications. *Desalination*, 434, 121–160. <https://doi.org/10.1016/j.desal.2017.12.044>
- Chebli, H., Fornarelli, F., & Bellantuono, N. (2023). Comparison of Desalination Technologies and Assessment of Their Sustainability. *Journal of Physics: Conference Series*.
- COM. (2020). 474 Final communication from the Commission to the European Parliament, the Council, the European Economic and Social Committee and the Committee of the Regions. Critical raw materials resilience: Charting a path towards greater security and sustainability, Brussels. <https://eur-lex.europa.eu/legal-content/EN/TXT/PDF/?uri=CELEX:52020DC0474>
- Cooley, H., Gleick, P. H., & Wolf, G. (2006). *Desalination, With a Grain of Salt: A California Perspective*, 13-60. Pacific Institute. <https://pacinst.org/publication/desalination-with-a-grain-of-salt-a-california-perspective-2/>
- Crittenden, J. C., Trussell, R. R., Hand, D. W., Howe, K. J., & Tchobanoglous, G. (2012). Reverse Osmosis. Em *MWH's Water Treatment: Principles and Design, Third Edition: Principles and Design* (John Wiley&Sons, Inc., pp. 1335–1410).
- Cruz-Pérez, N., Santamarta, J. C., Gamallo-Paz, I., Rodríguez-Martín, J., & García-Gil, A. (2022). A comparison between carbon footprint of water production facilities in the Canary Islands: Groundwater resources vs. seawater desalination. *Sustainable Water Resources Management*, 8(4), 121. <https://doi.org/10.1007/s40899-022-00706-0>
- Cuenca, J. (2020). *Projeto de controladores PID para uma unidade de dessalinização de água do Mar por Osmose Inversa*. Dissertação de Mestrado, Universidade do Algarve. <https://sapientia.ualg.pt/handle/10400.1/15141>
- Das, T. K., Folley, M., Lamont-Kane, P., & Frost, C. (2024). Performance of a SWRO membrane under variable flow conditions arising from wave powered desalination. *Desalination*, 571, 117069. <https://doi.org/10.1016/j.desal.2023.117069>

- Dawoud, M. (2012). Environmental Impacts of Seawater Desalination: Arabian Gulf Case Study. *International Journal of Environment and Sustainability*, 1(3), 22–37. <https://doi.org/10.24102/ijes.v1i3.96>
- Decreto-Lei n.º 69/2023 de 21 de agosto, Diário da República n.º 161/2023, Série I de 2023-08-21. Disponível em <https://files.diariodarepublica.pt/1s/2023/08/16100/0001000073.pdf>
- DuPont. (2022). *FilmTec™ SW30XLE-440*. DuPont. <https://www.dupont.com/content/dam/dupont/amer/us/en/water-solutions/public/documents/en/RO-FilmTec-SW30XLE-440-PDS-45-D00966-en.pdf>
- DuPont. (2023). *FilmTec™ Reverse Osmosis Membranes* [Technical Manual]. <https://www.dupont.com/content/dam/dupont/amer/us/en/water-solutions/public/documents/en/RO-NF-FilmTec-Manual-45-D01504-en.pdf>
- El-Ghonemy, A. M. K. (2012). Water desalination systems powered by renewable energy sources: Reviews. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 1537–1556.
- Elnour, M., Meskin, N., Khan, K. M., Jain, R., Zaidi, S., & Siddiqui, H. (2020). Full-Scale Seawater Reverse Osmosis Desalination Plant Simulator. *IFAC-PapersOnLine*, 53(2), 16561–16568. <https://doi.org/10.1016/j.ifacol.2020.12.780>
- Elsaid, K., Kamil, M., Sayed, E. T., Abdelkareem, M. A., Wilberforce, T., & Olabi, A. (2020). Environmental impact of desalination technologies: A review. *Science of The Total Environment*, 748, 141528. <https://doi.org/10.1016/j.scitotenv.2020.141528>
- Eurostat. (2019). *Water exploitation index, plus (WEI+)*. ods_06_60. Acedido em 10 de setembro de 2024. https://doi.org/10.2908/SDG_06_60.
- Fayyaz, S., Khadem Masjedi, S., Kazemi, A., Khaki, E., Moeinaddini, M., & Irving Olsen, S. (2023). Life cycle assessment of reverse osmosis for high-salinity seawater desalination process: Potable and industrial water production. *Journal of Cleaner Production*, 382, 135299. <https://doi.org/10.1016/j.jclepro.2022.135299>
- Fontana, D., Forte, F., Pietrantonio, M., Pucciarmati, S., & Marcoaldi, C. (2023). Magnesium recovery from seawater desalination brines: A technical review. *Environment, Development and Sustainability*, 25, 13733–13754. <https://doi.org/10.1007/s10668-022-02663-2>
- Frantz, C., & Seifert, B. (2015). Thermal Analysis of a Multi Effect Distillation Plant Powered by a Solar Tower Plant. *Energy Procedia*, 69, 1928–1937. <https://doi.org/10.1016/j.egypro.2015.03.190>
- Gaio, S. (2016). *Produção de água potável por dessalinização: Tecnologias, mercado e análise de viabilidade económica*. Tese de Mestrado, Faculdade de Ciências da Universidade de Lisboa. <http://hdl.handle.net/10451/26066>
- Ghaffour, N., Missimer, T. M., & Amy, G. L. (2013). Technical review and evaluation of the economics of water desalination: Current and future challenges for better water supply sustainability. *Desalination*, 309, 197–207. <https://doi.org/10.1016/j.desal.2012.10.015>

- Ghernaout, D. (2020). Desalination Engineering: Environmental Impacts of the Brine Disposal and Their Control. *OALib*, 07(09), 1–17. <https://doi.org/10.4236/oalib.1106777>
- Gil, G. S. R. (2021). *Dessalinização de água da Mina de Sal-Gema em Loulé para usos urbanos não potáveis e reutilização de Sal*. Tese de Mestrado, Instituto Superior de Engenharia da Universidade do Algarve. <http://hdl.handle.net/10400.1/17629>
- Glosson, G. (2023). *Simulating and Optimizing a Zero-Waste Wave-To-Water Desalination System*. Tese de Mestrado, East Carolina University. <http://hdl.handle.net/10342/12843>
- Guerreiro, M. L. (2009). *Dessalinização para produção de água potável. Perspectivas para Portugal*. Tese de Mestrado, Faculdade de Engenharia da Universidade do Porto. <http://hdl.handle.net/10216/60336>
- Hadadian, Z., Zahmatkesh, S., Ansari, M., Haghghi, A., & Moghimipour, E. (2021). Mathematical and experimental modeling of reverse osmosis (RO) process. *Korean Journal of Chemical Engineering*, 366–379. <https://link.springer.com/article/10.1007/s11814-020-0697-9>
- Haddad, B., Heck, N., Paytan, A., & Potts, D. (2018). Social Issues and Public Acceptance of Seawater Desalination Plants. Em *Sustainable Desalination Handbook* (pp. 505–525). Elsevier. <https://doi.org/10.1016/B978-0-12-809240-8.00014-9>
- Hasan, H., Alsadaie, S., Al-Obaidi, M. A., & Mujtaba, I. M. (2023). Dynamic modelling and simulation of industrial scale multistage flash desalination process. *Desalination*, 553, 116453. <https://doi.org/10.1016/j.desal.2023.116453>
- Hashim, A., & Hajjaj, M. (2005). Impact of desalination plants fluid effluents on the integrity of seawater, with the Arabian Gulf in perspective. *Desalination*, 182(1), 373–393. <https://doi.org/10.1016/j.desal.2005.04.020>
- He, L., Jiang, A., Huang, Q., Zhao, Y., Li, C., Wang, J., & Xia, Y. (2022). Modeling and Structural Optimization of FME-RO Desalination System. *Membranes*, 12(545). <https://doi.org/10.3390/membranes12060545>
- Helal, A. M. (2012). Hybridization—A new trend in desalination. *Desalination and Water Treatment*, 3, 120–135. <https://doi.org/10.5004/dwt.2009.263>
- Helal, A. M., El-Nashar, A. M., Al-Katheeri, E. S., & Al-Malek, S. A. (2004). Optimal design of hybrid RO/FME desalination plants Part II: Results and discussion. *Desalination*, 160(1), 13–27. [https://doi.org/10.1016/S0011-9164\(04\)90014-8](https://doi.org/10.1016/S0011-9164(04)90014-8)
- Hoek, E. M. V., Kim, A. S., & Elimelech, M. (2002). Influence of Crossflow Membrane Filter Geometry and Shear Rate on Colloidal Fouling in Reverse Osmosis and Nanofiltration Separations. *Environmental Engineering Science*, 19(6), 364. <https://doi.org/10.1089/109287502320963364>
- Huang, Q.-Y., Jiang, A.-P., Zhang, H.-Y., Wang, J., Xia, Y.-D., & He, L. (2021). Dynamic Modelling and Simulation of a Multistage Flash Desalination System. *Processes*, 9(3). <https://doi.org/10.3390/pr9030522>

- Huang, X., Luo, X., Yang, Z., Chen, J., Wang, C., & Chen, Y. (2017). *Modelling and optimization of a utility system considering different water desalination technologies*. 142, 1375–1381. <https://doi.org/10.1016/j.egypro.2017.12.522>
- Huehmer, R., Gomez, J., Curl, J. M., & Moore, K. (2011). *Cost Modeling of Desalination systems*. International Desalination Association World Congress, Perth, Australia.
- Ihm, S., Al-Najdi, O. Y., Hamed, O. A., Jun, G., & Chung, H. (2016). *Energy cost comparison between MSF, MED and SWRO: Case studies for dual purpose plants*. 397, 116–125. <https://doi.org/10.1016/j.desal.2016.06.029>
- Instituto Nacional de Estatística - Estatísticas do Ambiente : 2022. Lisboa : INE, 2023. Disponível na www: <url:https://www.ine.pt/xurl/pub/439545493>. ISSN 0872-5276. ISBN 978-989-25-0659-3
- International Desalination Association. (2011). *Desalination at a glance*. IDA. <https://idadesal.org/wp-content/uploads/2021/06/desalination-at-a-glance.pdf>
- Jasim, Dr. K. K. (2012). *Desicn and Simulation of A desalination system* (Energy and Fuel Research Center). <https://www.iasj.net/iasj/download/836386fb4b11c8ea>
- Jia, X., Klemeš, J. J., Varbanov, P. S., & Alwi, S. R. W. (2019). Analyzing the Energy Consumption, GHG Emission, and Cost of Seawater Desalination in China. *Energies*, 12(3), 263. <https://doi.org/10.3390/en12030463>
- Jiang, A., Wang, J., Biegler, L., Cheng, W., Ding, Q., & Jiangzhou, S. (2014). Operational cost optimization of a full-scale SWRO system under multi-parameter variable conditions. *Desalination*, 355, 124–140. <https://doi.org/10.1016/j.desal.2014.10.016>
- Jin, X., Jawor, A., Kim, S., & Hoek, E. M. V. (2009). Effects of feed water temperature on separation performance and organic fouling of brackish water RO membranes. *Desalination*, 239(1–3), 346–359. <https://doi.org/10.1016/j.desal.2008.03.026>
- Jones, E., Qadir, M., VanVliet, M. T. H., Smakhtin, V., & Kang, S. (2019). The state of desalination and brine production: A global outlook. *Science of the Total Environment*, 657, 1343–1356. <https://doi.org/10.1016/j.scitotenv.2018.12.076>
- Karagiannis, I. C., & Soldatos, P. G. (2008). Water desalination cost literature review and assessment. *Desalination*, 223, 448–456.
- Katz, W. E. (1979). *The electrodialysis reversal (EDR) process*. 28(1), 31–40. [https://doi.org/10.1016/S0011-9164\(00\)88124-2](https://doi.org/10.1016/S0011-9164(00)88124-2)
- Kesieme, K. U., Milne, N., Aral, H., Cheng, C. Y., & Duque, M. (2013). Economic analysis of desalination technologies in the context of carbon pricing and opportunities for membrane distillation. *Desalination*, 66–74.
- Khan, S. U.-D., & Orfi, J. (2021). Socio-Economic and Environmental Impact of Nuclear Desalination. *Water*, 13(12), 1637. <https://doi.org/10.3390/w13121637>
- Khawajia, A. D., Kutubkhanah, I. K., & Wie, J.-M. (2008). Advances in seawater desalination technologies. *Desalination*, 221, 47–69. <https://doi.org/10.1016/j.desal.2007.01.067>

- Kimura, S. (1995). *Analysis of reverse osmosis membrane behaviors in a long-term verification test. Desalination. 100*(1–3), 77–84.
- Koch, M., & Missimer, T. M. (2016). *Water resources assessment and management in drylands* (1.^a ed.).
- Kuenstle, K., Moricet, M., Marquardt, K., & Nagel, R. (1983). *Conceptual design and economical evaluation of a combined FME-RO seawater desalination plant. 44*(1–3), 61–72. [https://doi.org/10.1016/0011-9164\(83\)87101-X](https://doi.org/10.1016/0011-9164(83)87101-X)
- Lattemann, S., Kennedy, M. D., Schippers, J. C., & Amy, G. (2010). Chapter 2 Global Desalination Situation. *Sustainability Science and Engineering, 2*, 7–39. [https://doi.org/10.1016/S1871-2711\(09\)00202-5](https://doi.org/10.1016/S1871-2711(09)00202-5)
- Lenntech. (sem data). *Model LEN-SW30-400HRLE*. <https://www.lenntech.com/Data-sheets/Lenntech-LEN-SW30-400HRLE-L.pdf>
- Lenntech. (2018). *Brine Zero Liquid Discharge (ZLD): Fundamentals and Design*. <https://www.lenntech.com/Data-sheets/ZLD-booklet-for-Lenntech-site-min-L.pdf>
- Lenntech. (2015). *Sistemas de ósmosis inversa containerizados*. https://www.lenntech.com/Data-sheets/ES_LennRO_SW_M_cont_rev01.pdf
- Lenntech. (2019). *FilmTec™ SW30XLE-440i Element. DuPont*. <https://www.lenntech.com/Data-sheets/DuPont-FilmTec-SW30XLE-440i-L.pdf>
- Levy. (2008). *Novas fontes de abastecimento de água – Reutilização e Dessalinização (ECOserviços)*. 978-989-96061-0-4
- Levy. (2021). *Dessalinização e Reutilização de águas residuais urbanas tratadas para rega de campos de golfe: Opções para um futuro sustentável*. Webinar - Eficiência hídrica nos campos de golfe em Portugal. https://portal.fpg.pt/wp-content/uploads/2023/11/Apresentacoes-Eficiencia-Hidrica-2-2_compressed.pdf
- Lillepärög, J., Sperling, E., Blanke, M., Held, M., & Shishatskiy, S. (2021). Multicomponent Network Formation in Selective Layer of Composite Membrane for CO₂ Separation. *Membranes, 11*(3), 174. <https://doi.org/10.3390/membranes11030174>
- Lonsdale, H. K., Merten, U., & Riley, R. L. (1965). Transport properties of cellulose acetate osmotic membranes*. *Journal of Applied Polymer Science, 1341–1362*, 1341–1362. <https://doi.org/10.1002/app.1965.070090413>
- Ludwig, H. (2022). *Reverse Osmosis Seawater Desalination Volume 1: Planning, Process Design and Engineering – A Manual for Study and Practice* (Vol. 1). Springer International Publishing. <https://doi.org/10.1007/978-3-030-81931-6>
- Lusa. (2020, 1 de março). Transformação de água do mar já abastece hotelaria no Algarve com água potável. Sapó, <https://eco.sapo.pt/2020/03/01/transformacao-de-agua-do-mar-ja-abastece-hotelaria-no-algarve-com-agua-potavel/>.
- Malik, S. N., Bahri, P. A., & Vu, L. T. T. (2015). *Superstructure Development, Simulation and Optimization of Desalination Systems using Aspen Custom Modeler. 37*, 383–388. <https://doi.org/10.1016/B978-0-444-63578-5.50059-1>

- Mannan, M., Alhaj, M., Mabrouk, A. N., & Al-Ghamdi, S. G. (2019). Examining the life-cycle environmental impacts of desalination: A case study in the State of Qatar. *Desalination*, 452, 238–246. <https://doi.org/10.1016/j.desal.2018.11.017>
- Mansour, S., Arafat, H. A., & Hasan, S. W. (2017). *Chapter 5—Brine Management in Desalination Plants*. <https://doi.org/10.1016/B978-0-12-809791-5.00005-5>
- Marcovecchio, M. G., Mussati, S. F., Aguirre, P. A., Nicolás, J., & Scenna. (2005). Optimization of hybrid desalination processes including multi stage flash and reverse osmosis systems. *Desalination*, 182(1), 111–122. <https://doi.org/10.1016/j.desal.2005.03.011>
- Marcovecchio, Marian & Aguirre, Pio & Scenna, Nicolas. A model for the Synthesis and optimization of hybrid RO-FME Desalinations plants.
- Martínez-Alvarez, V., González-Ortega, M. J., Martín-Gorriz, B., Soto-García, M., & Maestre-Valero, J. F. (2018). Seawater desalination for crop irrigation—Current status and perspectives. Em *Emerging Technologies for Sustainable Desalination Handbook* (pp. 461–492). Elsevier. <https://doi.org/10.1016/B978-0-12-815818-0.00014-X>
- MathWorks. (2023). *Simulink is for Model-Based Design*. MathWorks. <https://www.mathworks.com/products/simulink.html>
- Mavukkandy, M. O., Chabib, C. M., Mustafa, I., Ghaferi, A. A., & AlMarzooqi, F. (2019). Brine management in desalination industry: From waste to resources generation. *Desalination*, 472(114187). <https://doi.org/10.1016/j.desal.2019.114187>
- Mayor, B. (sem data). *Growth patterns in mature desalination technologies and analogies with the energy field* (International Institute for Applied Systems Analysis (IIASA)). https://pure.iiasa.ac.at/id/eprint/15735/1/Mayor_desal%20growth%20manuscript_REV2_final.pdf
- Mcneely, R., Neimanis, V. P., & Dwyer, L. (1979). *Water quality sourcebook: A guide to water quality parameters*. Inland Waters Directorate, Water Quality Branch. ISBN 9780662105206
- Mechell, J., & Lesikar, B. J. (2010). Desalination Methods for Producing Drinking Water. *Texas A&M AgriLife Extension Service*, 4–10.
- Medeiros, V. (2021). *Dessalinização de água em uma planta de energia solar concentrada: Modelagem e análise termodinâmica*. Dissertação, Universidade Federal de Uberlândia: Faculdade de Engenharia Mecânica. <https://repositorio.ufu.br/bitstream/123456789/33401/1/Dessaliniza%c3%a7%c3%a3o%c3%81guaPlanta.pdf>
- Mohammed, R. A., & Alkhafaja, R. J. M. (2023). Review: Water Desalination Cost. *University of Thi-Qar Journal for Engineering Sciences*, 31(1). [http://www.doi.org/10.31663/tqujes13.1.436\(2023\)](http://www.doi.org/10.31663/tqujes13.1.436(2023))
- Moon, J., Kim, D. Y., Kim, J. H., & Park, K. (2024). Cost-based optimization, feasibility study, and sensitivity analysis of forward osmosis/crystallization/reverse osmosis with high-temperature operation for high-salinity seawater desalination. *Desalination*, 580(117531). <https://doi.org/10.1016/j.desal.2024.117531>

- Ncube, R., & Inambao, F. (2021). Modeling, Simulation and Optimization of a Reverse Osmosis Desalination Plant. *International Journal of Mechanical and Production*, 27–46.
- Neto, O., Dias, N., Neto, M., Lira, R., & Rebouças, J. (2011). Utilização do rejeito da Dessalinização da água na produção de mudas de espécies da Caatinga. *Revista Caatinga*, 24(4), 123–129.
- Oh, H.-J., Hwang, T.-M., & Lee, S. (2009). A simplified simulation model of RO systems for seawater desalination. *Desalination*, 128–139. <https://doi.org/10.1016/j.desal.2008.01.043>
- Omerspahic, M., Al-Jabri, H., Siddiqui, S. A., & Saadaoui, I. (2022). Characteristics of Desalination Brine and Its Impacts on Marine Chemistry and Health, With Emphasis on the Persian/Arabian Gulf: A Review. *Sec. Marine Pollution, Volume 9*. <https://doi.org/10.3389/fmars.2022.845113>
- Ophir, A. (1991). Low temperature, multi-effect distillation for cogeneration yielding the most efficient sea water desalination system. *Desalination*, 84(1–3), 85–101. [https://doi.org/10.1016/0011-9164\(91\)85118-E](https://doi.org/10.1016/0011-9164(91)85118-E)
- Osman, A. I., Nasr, M., Farghali, M., Bakr, S. S., Eltaweil, A. S., Rashwan, A. K., & El-Monaem, E. M. A. (2024). *Machine learning for membrane design in energy production, gas separation, and water treatment: A review*. 22(4), 1–56. <https://doi.org/10.1007/s10311-023-01695-y>
- Pankratz, T. (2015). Overview of Intake Systems for Seawater Reverse Osmosis Facilities. In: Missimer, T., Jones, B., Maliva, R. (eds) *Intakes and Outfalls for Seawater Reverse-Osmosis Desalination Facilities. Environmental Science and Engineering*. Springer, Cham. 3-17. https://doi.org/10.1007/978-3-319-13203-7_1
- Parlamento Europeu e do Conselho. (2020, dezembro 16). Diretiva (UE) n.º 2020/2184. *Jornal Oficial da União Europeia*.
- Pereira, N. (2023). *Dessalinização de água do mar em Portugal—42 anos de história*. 16º Congresso da água, Centro de Congressos LNEC. https://www.aprh.pt/16ca/docs/22marco_NunoPereira.pdf.
- PORDATA (2019). Índice de exploração da água (WEI+) - Portugal. Acedido em 10 de setembro de 2024. <https://www.pordata.pt/pt/estatisticas/ambiente/agua-potavel-e-saneamento/indice-de-exploracao-da-agua-wei>.
- Pure Aqua, Inc. (2019). *DOW FILMTEC SW30XLE-440i Membrane*. Reverse osmosis & water treatment systems. <https://pureaqua.com/dow-filmtec-sw30xle-440i-membrane/>
- Raluy, R. G., Serra, L., & Uche, J. (2005). Life Cycle Assessment of Water Production Technologies—Part 1: Life Cycle Assessment of Different Commercial Desalination Technologies (FME, MED, RO). *The International Journal of Life Cycle Assessment*, 285–293.
- RE-C09-i01 - Plano Regional de Eficiência Hídrica do Algarve - PRR - Recuperar Portugal. (2024, July 30). PRR - Recuperar Portugal. <https://recuperarportugal.gov.pt/prr-resiliencia/gestao-hidrica/re-c09-i01-plano-regional-de-eficiencia-hidrica-do-algarve/>

- Reddy, K. V., & Ghaffour, N. (2007). Overview of the cost of desalinated water and costing methodologies. *Desalination*, 205(1–3), 340–353. <https://doi.org/10.1016/j.desal.2006.03.558>
- Romo, S. A., Storch Jr, M., & Srebric, J. (2024). *Operation modeling and comparison of actual multi-effect distillation and reverse osmosis desalination plants*. 571. <https://doi.org/10.1016/j.desal.2023.117046>
- Saavedra, A., Valdés, H., Mahn, A., & Acosta, O. (2021). Comparative Analysis of Conventional and Emerging Technologies for Seawater Desalination: Northern Chile as A Case Study. *Membranes*, 11(3), 180. <https://doi.org/10.3390/membranes11030180>
- Saeed, A., & Alhawaj, M. (2023). *Mathematical Modeling of Reverse Osmosis System Design and Performance* (Department of Mechanical Engineering, King Fahd University of Petroleum & Minerals, Dhahran, Saudi Arabia). <https://dx.doi.org/10.2139/ssrn.4569739>
- Sano, Y., Horibe, A., Haruki, N., & Nakayama, A. (2015). A Volume Averaging Approach for Analyzing a Spiral-Wound Reverse Osmosis Desalination Module. *Journal of Porous Media*, 18(11). <https://doi.org/10.1615/JPorMedia.2015012375>
- Santos, A. A. M. (2013). *Análise Custo/Benefício do processo da Dessalinização da água do mar*. Mestrado em Engenharia Civil – Construções Civis, Escola Superior de Tecnologia e Gestão. <https://core.ac.uk/download/pdf/61799108.pdf>
- Shaaban, S., & Yahya, H. (2017). Detailed analysis of reverse osmosis systems in hot climate conditions. *Desalination*, 423, 41–51. <https://doi.org/10.1016/j.desal.2017.09.002>
- Shaheen, R., & Cséfalvay, E. (2024). The effect of pretreatment and the operating temperature on reverse osmosis in make-up water preparation. *Water Resources and Industry*. <https://doi.org/10.1016/j.wri.2024.100244>
- Sharqawy, M. H., Lienhard, J. H., & Zubair, S. M. (2010). The thermophysical properties of seawater: A review of existing correlations and data. *Desalination and Water Treatment*, 354–380. <http://hdl.handle.net/1721.1/69157>
- Shemer, H., Wald, S., & Semiat, R. (2023). Challenges and Solutions for Global Water Scarcity. *Membranes*, 13(6), 612. <https://doi.org/10.3390/membranes13060612>
- Shen, T. (2022). The advantages and future development trends of reverse seawater osmosis compared with other desalination methods. *Highlights in Science, Engineering and Technology*, 21, 398–404. <https://doi.org/10.54097/hset.v21i.3197>
- Shi, J., Gong, L., Zhang, T., & Sun, S. (2022). Study of the Seawater Desalination Performance by Electrodialysis. *Membranes*, 12(8), 767. <https://doi.org/10.3390/membranes12080767>
- Silva, F. M. B., Ramos, N. M. R., & Cirilo, A. (2019). *Dessalinização de água como alternativa para minimizar a escassez hídrica no semiárido Brasileiro*. 14^a Silusba, Praia.

- SimulationTutor. (2023). *FME Desalination Plant – MATLAB Simulink Modelling*. Simulation Tutor. <https://simulationtutor.com/FME-desalination-plant-matlab-simulink-modelling/>
- Sitabule, E., & Buckley, C. (2023). Forward osmosis treatment of thermal evaporator brine stream. *Water SA*, 49(1), 26–35. <https://doi.org/10.17159/wsa/2023.v49.i1.3982>
- Sommariva, C., Hogg, H., & Callister, K. (2004). Environment Impact of seawater desalination: Relation between improvement in efficiency and environment impact. *Desalination*, 167, 439–444.
- Sreedhar, A., & Noh, J.-S. (2021). Advancements in Solar Desalination of Seawater by Various Ti3C2 MXene Based Morphologies for Freshwater Generation: A Review. *Catalysts*, 11(12), 1435. <https://doi.org/10.3390/catal11121435>
- Sterlitech. (sem data). *Sepa CF Permeate Carrier Membrane (145x97mm), 5/Pk*. Sterlitech. <https://www.sterlitech.com/permeate-carrier-membrane-1142817.html>
- Tan, N. P. B., Ucab, P. M. L., Dadol, G. C., Jabile, L. M., Talili, I. N., & Cabaraban, M. T. I. (2022). A review of desalination technologies and its impact in the Philippines. *Desalination*, 534. <https://doi.org/10.1016/j.desal.2022.115805>
- Tarnacki, K., Meneses, M., Melin, T., Medevoort, J. van, & Jansen, A. (2012). Environmental assessment of desalination processes: Reverse osmosis and Memstill®. *Desalination*, 296, 69–80. <https://doi.org/10.1016/j.desal.2012.04.009>
- Tedesco, M., Scalici, C., Vaccari, D., Cipollina, A., Tamburini, A., & Micale, G. (2016). Performance of the first reverse electro dialysis pilot plant for power production from saline waters and concentrated brines. *Journal of Membrane Science*, 33–45.
- The World Bank. (2012). *Renewable Energy Desalination: An Emerging Solution to Close the Water Gap in the Middle East and North Africa* (1). DOI: 10.1596/978-0-8213-8838-9
- Thi, H. T. D., Pasztor, T., Fozer, D., Manenti, F., & Toth, A. J. (2021). Comparison of Desalination Technologies Using Renewable Energy Sources with Life Cycle, PESTLE, and Multi-Criteria Decision Analyses. *Water*, 13. <https://doi.org/10.3390/w13213023>
- Tigrine, Z., Merzouk, N. K., Aburideh, H., Abbas, M., Zioui, D., Belhout, D., & Hout, S. (2016). *Pilot-scale reverse osmosis for brackish and seawater desalination coupled with renewable energy*. 1.
- Trieb, F., & Sattler, J. (2013). *Advanced CSP Teaching Materials: Vol. Chapter 10*.
- United Nations. (2022). *The Sustainable Development Goals Report 2022*. <https://unstats.un.org/sdgs/report/2022/>
- United Nations. (2023a). *Progress on Drinking Water (SDG target 6.1)*. UNWATER. <https://www.unwater.org/publications/sdg-6-progress-reports>
- United Nations. (2023b). *Progress on Level of Water Stress*. UNWATER. <http://www.sdg6data.org/en/indicator/6.4.2>

- Van Vliet, M. T., Flörke, M., & Wada, Y. (2017). Quality matters for water scarcity. *Nature Geoscience*, 10(11). <https://doi.org/10.1038/ngeo3047>
- Vázquez, C., & Orteu, E. (2022). Unconventional Water Resources: A new and promising approach to Desalination in the United Nations System. *IDA Global Connections, Spring 2022*. <https://idadesal.org/e-library/idra-global-connections/#:~:text=para%20a%20%C3%81gua-,Primavera%20de%202022,-Conex%C3%B5es%20Globais%20da>
- Villes, V. S., Velho, J. P., Christofari, L. F., & Lazzari, R. (2019). Água como bem econômico: Dessalinização para o combate da escassez hídrica no agronegócio. *Multitemas*, 24(57), 217. <https://doi.org/10.20435/multi.v24i57.2152>
- Voutchkov, N. (2012). *Desalination Engineering: Planning and Design* (1.^a ed.). New York McGraw Hill Professional. ISBN 978-007-177-715-5.
- Wagner, J., & Chem, B. Sc. (2001). *Membrane Filtration Handbook Practical Tips and Hints* (2.^a ed.). Filter-technics bvba. <https://dpyxfsisd0mft.cloudfront.net/filtertechnics/Membrane%20Filtration%20Handbook%20Filter-Technics.pdf?1600418482&w=0&h=0>
- Wang, J., & Huo, E. (2022). Opportunities and Challenges of Seawater Desalination Technology. *Frontiers in Energy Research*, 10, 960537. <https://doi.org/10.3389/fenrg.2022.960537>
- Water Quality Association. (2013). POU Reverse Osmosis Performance and Sizing. *Annual Education Kit*, X(4). <https://wqa.org/wp-content/uploads/2022/09/Article-4-POU-RO-Performance-and-Sizing.pdf>
- Wazeer, I., Khan, S. U.-D., Al-Mutaz, I. S., AlAteeq, I. M., Chafidz, A., & Khan, S. U.-D. (2021). Assessment of the design, operation, and economy of the seawater reverse osmosis plant in Al-Jubail region, Saudi Arabia. *Desalination and Water Treatment*, 222, 60–80. <https://doi.org/10.5004/dwt.2021.27076>
- Wijmans, J. G., & Baker, R. W. (1995). The solution-diffusion model: A review. *Journal of Membrane Science*, 107(1–2), 1–21. [https://doi.org/10.1016/0376-7388\(95\)00102-1](https://doi.org/10.1016/0376-7388(95)00102-1)
- Williams, M. E. (2003). *A Review of Reverse Osmosis Theory* (Williams Engineering Services Company, Inc.). http://www.wescinc.com/RO_Theory.pdf
- Yaqub, M., & Lee, W. (2019). Zero-liquid discharge (ZLD) technology for resource recovery from wastewater: A review. *Science of The Total Environment*, 681, 551–563. <https://doi.org/10.1016/j.scitotenv.2019.05.062>
- Younos, T. (2005). Environmental Issues of Desalination. *Journal of Contemporary Water Research & Education*, 132 (1), 11–18. <https://doi.org/10.1111/j.1936-704X.2005.mp132001003.x>
- Youssef, P. G., AL-Dadah, R. K., & Mahmoud, S. M. (2014). Comparative Analysis of Desalination Technologies. *Energy Procedia*, 61, 2604–2607. <https://doi.org/10.1016/j.egypro.2014.12.258>
- Yuan, Z., & Tol, R. S. J. (2005). Evaluating the Costs of Desalination and Water Transport. *Water Resources Research*, 41(3), 1–9. <https://doi.org/10.1029/2004WR003749>

- Zaman, S., Omar, M., Usman, M., Khan, S., & Larkin, S. (2022). *A Review on Seawater Reverse Osmosis Desalination Brine*.
- Zander, A. K., Elimelech, M., Furukawa, D., Gleick, P., Herd, K. R., Jones, K. L., Rolchigo, P., Sethi, S., Tonner, J., Vaux, H., Weis, J. S., & Wood, W. W. (2008). *Zander, Amy K. et al. Desalination A National Perspective. S.I. : National Academy of Sciences* (National Research Council). The National Academies Press. <https://doi.org/10.17226/12184>
- Zhang, Jin (2015). *Computational modeling and evaluation of Reverse Osmosis and Forward Osmosis Water Treatment Technologies integrated with CCHP waste heat*. Tese de Mestrado, Stanford University. <https://purl.stanford.edu/db043tt4638>
- Zhang, X., Jiang, J., Yuan, F., Song, W., Li, J., Xing, D., Zhao, L., Dong, W., Pan, X., & Gao, X. (2022). Estimation of water footprint in seawater desalination with reverse osmosis process. *Environmental Research*, 204, 112374. <https://doi.org/10.1016/j.envres.2021.112374>
- Zolghadr-Asli, B., McIntyre, N., Djordjevic, S., & Farmani, R. (2023). A closer look at the history of the desalination industry: The evolution of the practice of desalination through the course of time. *Water Supply*, 23(6), 2517. <https://doi.org/10.2166/ws.2023.135>

ANEXOS

ANEXO A – Resumo e apresentação oral apresentada na 11th International Conference on Sustainable Solid Waste Management com o título “Simulation of the performance of three desalination systems”

Simulation of the performance of three desalination systems

M. T. Santos^{1,2}, M. F. Almeida¹, T. Trindade¹

¹Department of Chemical Engineering, Instituto Superior de Engenharia de Lisboa, Instituto Politécnico de Lisboa, 1995-007 Lisboa, Portugal

²CERNAS - Research Center for Natural Resources, Environment and Society, Coimbra, Portugal

Keywords: desalination, brine, waste, simulation

Presenting author email: tsantos@deq.isel.ipl.pt

The increase in demand for water is driven by several factors, such as population growth, rapid urbanization, the intensification of industrial activities and climate change, which put increasing pressure on available water resources (Omerspahic *et al.*, 2022). As a result, it is imperative to look for innovative solutions, explore sustainable alternatives and more efficient processes to ensure water security on a global scale, namely through seawater desalination.

Seawater desalination plays a crucial role in increasing the supply of drinking water, given the predominance of salt water on the planet (Shemer *et al.*, 2023). This process generally uses water with high salinity, like sea water, to which energy is applied in the form of heat, electricity, or hydraulic pressure (Elsaid *et al.*, 2020). However, this process results not only in the production of drinking water, but also in greenhouse gas emissions and waste discharge - brine, a solution highly concentrated in salts, which represents an environmental problem if not properly managed (Glosson, 2023; Mavukkandy *et al.*, 2019). A Schematic of the desalination process is presented in Figure 1 (Ghernaout, 2020 and Fontana *et al.*, 2023).

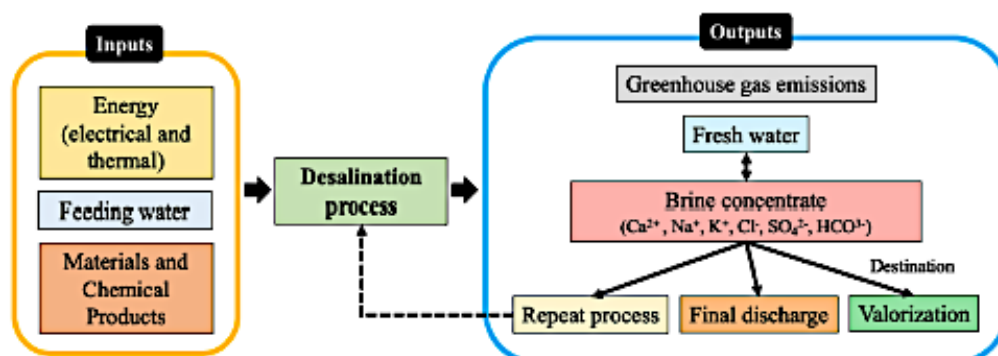


Figure 1. Schematic of the desalination process (Adapted from Ghernaout, 2020 and Fontana *et al.*, 2023)

Faced with this scenario, two critical issues arise: the destination of the rejected brine and its proper management. To address the challenges associated with brine discharges, the concept of zero discharge was developed as a solution to maximize the production of high-quality drinking water while reducing the liquid waste generated during the desalination process (Omerspahic *et al.*, 2022). This method allows for the additional recovery of water, as well as making it possible to recover valuable raw materials present in the rejected brine, such as magnesium, calcium, boron, sulphate, strontium, calcium carbonate, sodium chloride and bromine (Fontana *et al.*, 2023; Omerspahic *et al.*, 2022). These recovered raw materials have a wide range of applications, both internally, by re-introducing brine into the desalination process, and externally, in various industries, including food, cosmetics, pharmaceuticals, agriculture and construction (Fontana *et al.*, 2023; Ghernaout, 2020).

Currently, seawater desalination can be carried out by thermal processes such as Multi-Stage Flash Distillation (MSF) and Multi-Effect Distillation; by membranes such as Reverse osmosis (RO), Electrodialysis or Nanofiltration; or emerging processes such as hybrids (Elsaid *et al.*, 2020). There are numerous types of processes for desalinating seawater, but little attention has been paid to the discharge of desalination by-products and their effects on the ecosystem (Omerspahic *et al.*, 2022).

The most common method for brine disposal is to ensure efficient brine dispersal at the outfall (Fontana *et al.*, 2023). However, given the growing number of desalination plants around the world, there is a need to explore more suitable and efficient methods capable of recovering water and eliminating excess salts for other purposes by reducing and/or eliminating brine in an environmentally friendly way and with reduced environmental impacts (Jones *et al.*, 2019).

The aim of this study is to investigate the most effective method of desalinating seawater to produce drinking water, considering production performance, energy consumption, as well as the associated environmental impacts and operating costs, through numerical modeling of three desalination systems - RO, MSF and a hybrid RO/MSF - in different scenarios. The aim is also to explore the interactions between environmental factors such as weather conditions, feed water temperature and current velocity in the different processes. It is hoped to identify the most effective desalination method, taking into account efficiency in the production of drinking water and the minimization of environmental impacts, especially in relation to the management of rejected brine.

The simulation will be carried out in a software, considering the specific characteristics and real data obtained from a desalination plant in Portugal as a case study.

This study is still under development. However, in the future, it will contribute to the development of more sustainable practices in the desalination process, guaranteeing the supply of drinking water for the current and future population, since the results obtained can be applied to other coastal regions facing similar challenges.

References

- Elsaid, K., Kamil, M., Sayed, E. T., Abdelkareem, M. A., Wilberforce, T., & Olabi, A. (2020). Environmental impact of desalination technologies: A review. *Science of The Total Environment*, 748, 141528. <https://doi.org/10.1016/j.scitotenv.2020.141528>.
- Fontana, D., Forte, F., Pietrantonio, M., Pucciarmati, S., & Marcoaldi, C. (2023). Magnesium recovery from seawater desalination brines: A technical review. *Environment, Development and Sustainability*, 25, 13733–13754. <https://doi.org/10.1007/s10668-022-02663-2>.
- Ghernaout, D. (2020). Desalination Engineering: Environmental Impacts of the Brine Disposal and Their Control. *Open Access Library Journal*, 7, 6777, 1-17. <https://doi.org/10.4236/oalib.1106777>.
- Glosson, G. (2023). *Simulating and Optimizing a Zero-Waste Wave-To-Water Desalination System*. M.S. thesis, East Carolina University. Available on: <http://hdl.handle.net/10342/12843>.
- Jones, E., Qadir, M., VanVliet, M. T. H., Smakhtin, V., & Kang, S. (2019). The state of desalination and brine production: A global outlook. *Science of the Total Environment*, 657, 1343–1356. <https://doi.org/10.1016/j.scitotenv.2018.12.076>.
- Mavukkandy, M. O., Chabib, C. M., Mustafa, I., Ghaferi, A. A., & AlMarzooqi, F. (2019). Brine management in desalination industry: From waste to resources generation. *Desalination*, 472(114187). <https://doi.org/10.1016/j.desal.2019.114187>.
- Omerspahic, M., Al-Jabri, H., Siddiqui, S. A., & Saadaoui, I. (2022). Characteristics of Desalination Brine and Its Impacts on Marine Chemistry and Health, With Emphasis on the Persian/Arabian Gulf: A Review. *Sec. Marine Pollution*, 9. <https://doi.org/10.3389/fmars.2022.845113>.
- Shemer, H., Wald, S., & Semiat, R. (2023). Challenges and Solutions for Global Water Scarcity. *Membranes*, 13(6), 612. <https://doi.org/10.3390/membranes13060612>.

SIMULATION OF THE PERFORMANCE OF THREE DESALINATION SYSTEMS

PART 1 – REVERSE OSMOSIS

M. T. Santos^{1,2}, M. F. Almeida¹, T. Teodoro¹

¹Department of Chemical Engineering, Instituto Superior de Engenharia de Lisboa,
Instituto Politécnico de Lisboa, Lisbon, Portugal
²CERNAS - Research Center for Natural Resources, Environment and Society, Coimbra, Portugal
(e-mail: tsantos@deq.isel.ipl.pt)

1

Introduction

Increase in demand for water

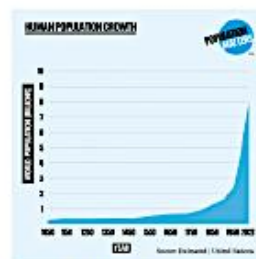
factors,

- population growth,
- rapid urbanization,
- intensification of industrial activities and
- climate change.

United Nations predicting that 68 % of the global population will live in urban areas by 2050.



(NAIOP, 2024)



a billion of people
every 12-15 years

CURRENT WORLD POPULATION: 8 116 357 650 inhab
(19/6/2024). (Population Matters, 2024)

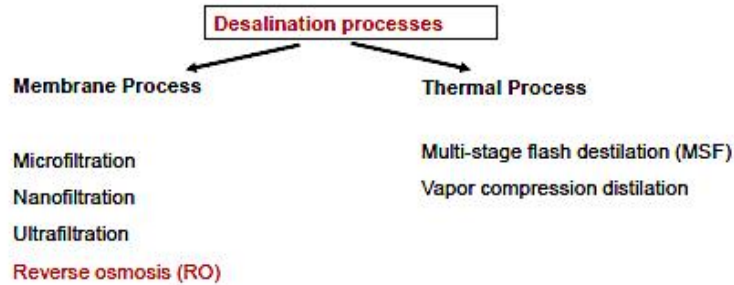


MTSantos, 2024

2

2

Seawater desalination plays a crucial role in increasing the supply of drinking water, given the predominance of salt water on the planet (Shemer *et al.*, 2023), but there are some environmental problems.



MTSantos, 2024

3

3

Desalination in Portugal

Porto Santo Plant – 1980 (6,500 m³/d)



With 900 km of coastline, transforming seawater into drinkable water can be a solution to mitigate water scarcity.

The Algarve power plant is under development, should start operation in 2028 (around 65,800 m³/d)

The possibility of a project in the Alentejo (Sines)



Figure. Portugal map (Google, 2024)

MTSantos, 2024

4

4

The present work issue is to investigate the **actual effective method** applied to **desalinating seawater** to produce **drinking water**, considering production performance, energy consumption, as well as the associated environmental impacts and operating costs, through numerical modeling of three desalination systems - RO, MSF and a hybrid RO/MSF system, in different scenarios.

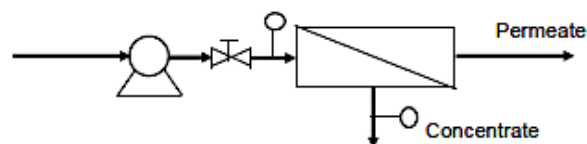
Part 1 – Reverse Osmosis (study of temperature and membrane model effects)

MTBentosa, 2024

5

5

Reverse osmosis



Ex. flat sheet and tubular membranes

Figure. Reverse osmosis scheme

To design the process - **solution-diffusion model**

The permeation is not governed by the permeant sizes, it is controlled by the motion of the polymer chains.

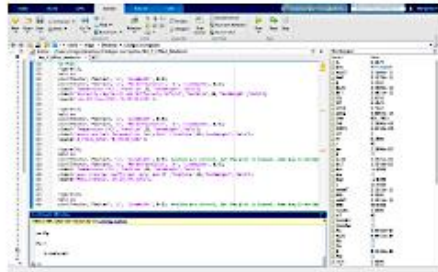
Permeants **dissolve in the membrane material and diffuse through the membrane**. The separation is due to the differences in the amount of material that dissolves and the rate at which the material diffuses (Zhang, 2015).

MTBentosa, 2024


6

6

Reverse osmosis - MatLab



a)



b)

Figures. Codes in MatLab for: a) Code 1: temperature effect in the system performance characteristics (150+ code lines), and b) Code 2: membrane model (200+ code lines), (original scripts adapted from Zhang , 2015)

MTSantos, 2024

7

7

Test 1 – Temperature Effect in the System Performance Characteristics

Initial conditions

Parameter	Value
Feed flow rate	280 m ³ /d
Feed concentration	32000 mg/L
Feed pressure	14.2 bar
Temperature	20°C

Membrane element

Parameter	Value
Channel height	0.190 cm
Channel width	9.7 cm
Channel length	14.7 cm
Area	140 cm ²

Other parametrs

Parameter	Value
Water flux	1.26 x 10 ⁻⁵ m/s
Molar concentration	50 x 10 ⁻³ mol/L
Cross-flow velocity	7 cm/s



Flat sheet membranes
 Sepa CF Permeate Carrier Membrane (145x97mm)

MTSantos, 2024

8

8

Test 2 – Membrane Module Effect

Initial conditions

Parameter	Value
Feed flow rate	270 m ³ /d
Feed concentration	2000 mg/L
Feed pressure	14.2 bar
Permeate pressure	0.3 bar
Temperature	20°C

Membrane element

Parameter	Value
Channel height	0.125 mm
Channel width	32.5 m
Channel length	10 m
Element head loss	0.2 bar

Other parameters

Parameter	Value
Membrane permeability	2.87 L/(m ² h bar)
Solute permeability	6.14 × 10 ⁻⁴ m/h

Spiral Wound Reverse Osmosis (SWRO) module

MTSantos, 2024

9

9

Test 1 – Temperature Effect



Figure. Temperature effect in a) viscosity and solute diffusivity, and b) water and salt permeability

Solute diffusivity increases, and the water viscosity decreases at equivalent rates.

Permeability increases

MTSantos, 2024

10

10

Test 1 – Temperature Effect

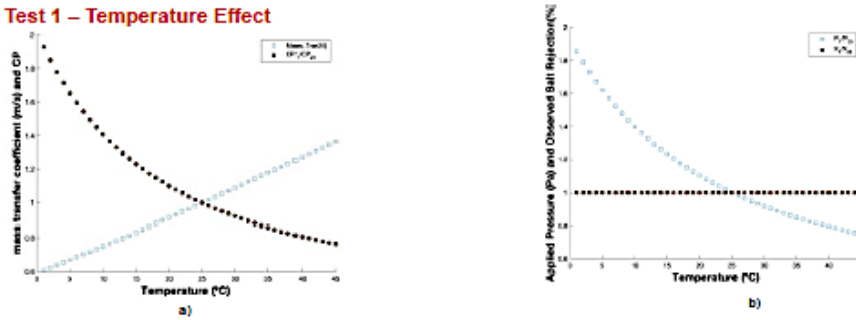


Figure. Temperature effect in a) mass transfer coefficient and concentration polarization (CP), and b) applied pressure and observed salt rejection

Mass transfer coefficient increases, and CP decreases.

Pressure decreases, and rejection almost constant.

MTSantos, 2024

11

11

Test 1 – Temperature Effect

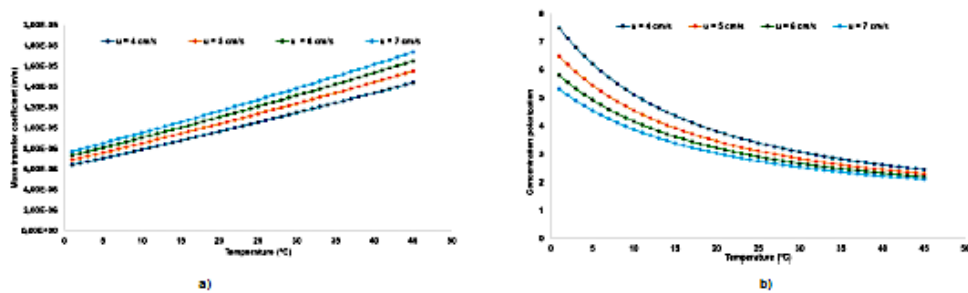


Figure. Temperature effect in a) mass transfer coefficient, and b) concentration polarization, with four velocities (4 to 7 cm/s)

MTSantos, 2024

12

12

Test 1 – Temperature Effect

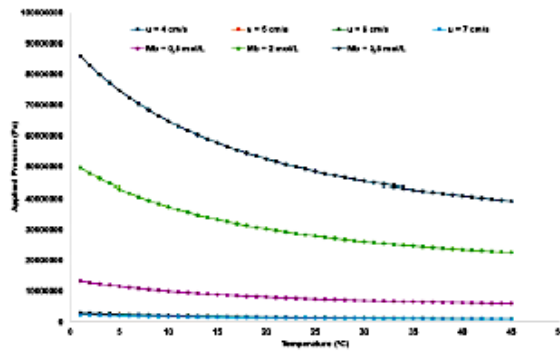


Figure. Temperature effect in applied pressure, with four velocities ($u = 4$ to 7 cm/s) and three concentrations ($M_b = 0.5$ to 3.5 mol/L)

MTBento, 2024

13

13

Test 2 – Membrane module effect

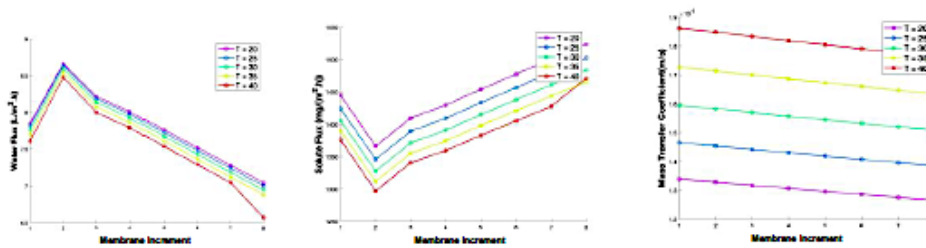


Figure. System parameters versus increment membrane and temperature

MTBento, 2024

14

14

- The results revealed that the temperature variation is an important parameter in reverse osmosis from seawater, because change the water properties, like water viscosity.
- Therefore, the increase in temperature causes the permeability to increase and the concentration polarization is reduced (decrease of the concentration polarization factor and the increase of the mass transfer coefficient).
- The temperature variation practically does not change the observed rejection.
- The tests with SWRO module revealed that the temperature variation (20 to 40°C) slightly decreases the water flux, which decreases must faster with the membrane increment (module length).
- The present work is still in an initial phase and is under development.

15

15

ACKNOWLEDGMENTS

Thank you for your attention.

email: tsantos@deq.isel.ipl.pt

16

16

ANEXO B – Código MATLAB do estudo do efeito da temperatura

```
%RO_T_Effect_Model.m
clear all
global Pp k Pb Rej OsmBri OsmPer Kw

%% X axis
nT = 45;
T0 = 1; %centigrade
dT = 1; %centigrade
TVector = T0:dT:(T0+(nT-1)*dT);

%% Y axis
YVector1 = zeros(1,nT);
YVector2 = zeros(1,nT);
YVector3 = zeros(1,nT);
YVector4 = zeros(1,nT);
YVector5 = zeros(1,nT);
YVector6 = zeros(1,nT);
YVector7 = zeros(1,nT);
YVector8 = zeros(1,nT);
YVector9 = zeros(1,nT);
YVector10 = zeros(1,nT);
YVector11 = zeros(1,nT);
YVector12 = zeros(1,nT);

%% Parameters
MW = 58.5; %g/mol
Mb = 3.5; %mol/L
Cb = 50e-3 * MW; %g/L NaCl
Aw25 = 2.1e-11; %m/(s-pa) XLE membrane water permeability
Bs25 = 0.25e-11; %m/(s-pa) XLE membrane salt permeability
Jw = 1.29e-5; %m/s ~27gfd assumed water flux
u = 7; %crossflow velocity cm/s
H = 0.19; %channel height cm
L = 14.7; %channel length cm
W = 9.7; %channel width cm
R = 8.3144621e3; %Universal Gas Constant L.Pa/(K.mol)
Kwt = -2.849; %K
Kst = -2.385; %K

%% Constants at 25
VisWater25 = 4.2844/10^5 + 1/(0.157*(25 + 64.993)^2 - 91.296); %kg/(m.s)
Dif25 = 1.611e-9; %m2/s NaCl
ks25 = 0.808*((6*u/H * Dif25^2)/(0.01*L))^(1/3); %m/s
rs25 = 1/(Bs25/Jw + 1);
Xs25 = 0.5; %assu salt rejection
CP25 = 0;
delta = 1e9;
while (delta > 1e-9)
    CP25 = 1 - Xs25 + Xs25 * exp(Jw/ks25);
    newXs = 1 - CP25 * Bs25 * rs25/Jw;
    delta = abs(newXs - Xs25);
    Xs25 = newXs;
end
Pa25 = 2*R*(25+273.15)*CP25*(Jw/(Jw + Bs25))*Mb + Jw/Aw25; %Pa
```

```

%% Calculate
for i = 1:nT;
    T = TVector(i);

    %% Water viscosity
    Den = 999.9 + 0.02034*T - 0.006162*T^2 + 2.261*10^(-5)*T^3 - 4.657*10^(-8)*T^4 +
    802.0*Cb/10^3 - 2.001*Cb/10^3*T + 1.677/10^2*Cb/10^3*T^2 - 3.06*10^(-5)*Cb/10^3*T^3 -
    1.613/10^5*Cb^2/10^6*T^2;
    A = 1.541 + 1.998e-2*T - 9.52e-5*T^2;
    B = 7.974 - 7.561e-2*T + 4.724e-4*T^2;
    VisWater = 4.2844e-5 + 1/(0.157*(T + 64.993)^2 - 91.296); %kg/(m.s)
    YVector1(1,i) = VisWater/VisWater25;

    %% Solute diffusivity
    Vis = VisWater * (1+A*Cb/10^3 + B*Cb^2/10^6); %kg/(m.s) NaCl
    Vis25 = VisWater25 * (1+A*Cb/10^3 + B*Cb^2/10^6); %kg/(m.s) NaCl
    Dif = Dif25*(T+273.15)/(25+273.15)*Vis25/Vis; %m2/s NaCl
    YVector2(1,i) = Dif / Dif25;

    %% Water & salt permeability
    YVector3(1,i) = VisWater25/VisWater; %water permeability
    AwT = Aw25 * YVector3(1,i);
    YVector9(1,i) = AwT;
    mAwt = Aw25*exp(Kwt*(1/(T+273.15) - 1/298.15));
    YVector10(1,i) = mAwt;
    YVector4(1,i) = Dif / Dif25; %salt permeability
    BsT = Bs25 * YVector4(1,i);
    YVector11(1,i) = BsT;
    mBsT = Bs25*exp(Kst*(1/(T+273.15) - 1/298.15));
    YVector12(1,i) = mBsT;

    %% Mass transfer coefficient & CP
    YVector5(1,i) = power(Dif/Dif25, 2/3); %mass transfer coefficient
    ksT = ks25 * YVector5(1,i); %m/s polarizaçao de concentraçao
    rsT = 1/(BsT/Jw + 1); %intrinsic rejection

    Xs = 0.5; %salt rejection
    CP = 0;
    delta = 1e9;
    while (delta > 1e-9)
        CP = 1 - Xs + Xs * exp(Jw/ksT);
        newXs = 1 - CP * BsT * rsT / Jw;
        delta = abs(newXs - Xs);
        Xs = newXs;
    end
    Pa = 2*R*(T+273.15)*CP*(Jw/(Jw + BsT))*Mb + Jw/AwT; %Pa

    YVector6(1,i) = CP/CP25; %concentration polarization

    %% Salt rejection & Applied Pressure
    YVector7(1,i) = Pa/Pa25;
    YVector8(1,i) = Xs/Xs25;
end
XVector6 = zeros(1,nT);
XVector5= zeros(1,nT);
XVector7 = zeros(1,nT);

```

```
XVector6=YVector6.*CP25;
XVector5=YVector5.*ks25;
XVector7=YVector7.*Pa25;
```

```
%% Plot
```

```
figure(1);
hold on;
plot(TVector, YVector1, 's', 'LineWidth', 0.5);
plot(TVector, YVector2, 'o', 'MarkerFaceColor', 'k', 'LineWidth', 0.5);
xlabel('Temperature (°C)', 'fontSize', 16, 'fontWeight', 'bold');
ylabel('Viscosity (kg/(m.s)) and Diffusivity (m^2/s)', 'fontSize', 16, 'fontWeight', 'bold');
legend('\mu_{T}/\mu_{25}', 'D_{T}/D_{25}');
```

```
figure(2);
hold on;
plot(TVector, YVector3, 's', 'LineWidth', 0.5);
plot(TVector, YVector4, 'o', 'MarkerFaceColor', 'k', 'LineWidth', 0.5);
xlabel('Temperature (°C)', 'fontSize', 16, 'fontWeight', 'bold');
ylabel('Water and Salt Permeability (m/(s.Pa))', 'fontSize', 16, 'fontWeight', 'bold');
legend('A_{T}/A_{25}', 'B_{T}/B_{25}');
```

```
figure(3);
hold on;
plot(TVector, YVector5, 's', 'LineWidth', 0.5); %values are correct, but the plot is biased,
some bug in matlab src
plot(TVector, YVector6, 'o', 'MarkerFaceColor', 'k', 'LineWidth', 0.5);
xlabel('Temperature (°C)', 'fontSize', 16, 'fontWeight', 'bold');
ylabel('mass transfer coefficient (m/s) and CP', 'fontSize', 16, 'fontWeight', 'bold');
legend('Mass_Tran25', 'CP_{T}/CP_{25}');
```

```
figure(4);
hold on;
plot(TVector, YVector7, 's', 'LineWidth', 0.5); %values are correct, but the plot is biased,
some bug in matlab src
plot(TVector, YVector8, 'o', 'MarkerFaceColor', 'k', 'LineWidth', 0.5);
xlabel('Temperature (°C)', 'fontSize', 16, 'fontWeight', 'bold');
ylabel('Applied Pressure (Pa) and Observed Salt
Rejection(%)', 'fontSize', 16, 'fontWeight', 'bold');
legend('P_{T}/P_{25}', 'X_{T}/X_{25}');
```

```
hold off
```


ANEXO C – Código MATLAB da simulação do módulo da membrana

```
%RO_Module_Model.m
clear
global Pp
global k
global Pb
global Rej
global OsmBri
global OsmPer
global Kw

%% Operation Conditions
Qf = 408; %m3/d Feed Flow
Pf = 64; %bar Feed Pressure
Cf = 35000; %mg/L NaCl Feed Concentration
v0 = 0.7; %m/s Design Velocity
Pp = 0.3; %bar Permeate Pressure
T = 20; %centigrade Feed Temperature

%% Membrane Element Properties
l = 1.016; % m Increment Length
a = 37.2; % m2 Increment Membrane Area
h = 0.6; % mm Feed Channel Height
w = 37.2; % m Feed Channel Width
hL = 0.2; % bar Element Head Loss
dhL = hL/v0^2/l; % bar.s2/m2 Head Loss Coefficient
dH = 2*h/1000; % m Hydraulic Diameter

%% Water Properties
Den = 998; % kg/m3
Vis = 1.01e-3; % kg/m-s

%% Calculating Diffusion Coefficient D
Cf = Cf / 1000; % g/L to kg/m3

% Calculate flux J in kg/m2s
Jw = Qf / (h * w) * Cf / Den / 24 / 3600;

% Calculate Diffusion Coefficient D
Dif = Jw / (Cf / Den * h * w / l);

fprintf('Diffusion Coefficient D = %.2e m2/s\n', Dif);

%% Solute Properties: NaCl
n = 2; % Number of ions produced during dissociation of solute
Phi = 1; % Osmotic Coefficient
MW = 58.5; % g/mol Molecular Weight
Dif = 9.58e-5; % m2/s NaCl

%% Membrane Properties
Kw = 0.699; % L/m2-h-bar
Ks = 9.55e-5; % m/h

%% Constants
R = 0.0831451; %Universal Gas Constant L bar/(K.mol)
%% Calculation
```

```

num = 8; %Increment Number
Qb = Qf/24/60/60; %m3/s
Pb = Pf; %bar
Cb = Cf/1000; %g/L
Cp = 0;

for i = 1:num;
    OsmBri = n*Phi*Cb/MW*R*(T+273); %bar
    OsmPer = n*Phi*Cp/MW*R*(T+273); %bar
    Rej = 1 - Cp/Cb;
    v = Qb/(h*1e-3)/w; %m/s
    Re = Den*v*dH/Vis;
    Sc = Vis/(Den*Dif);
    k = 0.023*Dif*Re^0.83*Sc^0.33/dH; %m/s

    [CP, Jw, flag]=goalSeek();

    if (flag == 1)
        Jw
        Beta = CP; %Concentration Polarization Factor

        Js = Ks*(Beta*Cb-Cp)*10^6; %mg/(m2.h)
        Qp = Jw*I*w/num/1000/3600; %m3/s
        Sf = Js*I*w/num/3600; %mg/s
        hl = dhL*v^2*I/num; %bar

        %% New Value
        Qb = Qb - Qp;
        Pb = Pb - hl;
        Cb = (Qb*Cb*10^3-Sf/1000)/Qb/10^3; %g/L
        Cp = Js/Jw/1000; %g/L

        Recovery = 1 - Qb/(Qf/24/60/60);

        fprintf('Iteration %d: Recovery = %.4f, Rejection = %.4f\n', i, Recovery, Rej);
    else
        fprintf('Fail to find roots');
        break;
    end
end
end

```

ANEXO D – Código MATLAB do estudo do impacte de variações das propriedades da membrana e das condições operacionais no desempenho de um módulo de membrana e análise do CEE

```
%RO_Module_T_Effect_Model.m
clear
global Pp
global k
global Pb
global Rej
global OsmBri
global OsmPer
global Kw

%% Condições operacionais
Qf = 408; %m3/d Fluxo de alimentação
Pf = 64; %bar Pressão de alimentação
Cf = 32000; %mg/L Concentração de alimentação de NaCl
v0 = 0.7; %m/s Velocidade de projeto
Pp = 0.3; %bar Pressão Permeado

%% Propriedades do módulo da membrana
l = 1.016; %m Comprimento do módulo
a = 37.2; %m2 área do incremento da membrana
h = 0.6; %m Altura do canal de alimentação
w = 37.2; %m largura do canal
hL = 0.2; %bar Perda de Carga do módulo
dhL = hL/v0^2/l; %bar.s2/m2 Coeficiente de perda de carga
dH = 2*h/1000; %m Diâmetro hidráulico

%% Propriedades do soluto: NaCl
n = 2; %Número de iões produzidos durante a dissociação do soluto
Phi = 1; %Coeficiente osmótico
MW = 58.5; %g/mol Peso molecular
Dif25 = 9.58e-5; %m2/s NaCl

%% Propriedades da água
VisWater25 = 4.2844/10^5 + 1/(0.157*(25 + 64.993)^2 - 91.296); %kg/(m.s)

%% Propriedades da membrana
Kw25 = 2.1e-11*3.6e11; %L/m2-h-bar permeabilidade da membrana à água a 25
Ks25 = 6.14e-4; %m/h
Kwt = -2.849; %K
Kst = -2.385; %K

%% Constantes
R = 0.0831451; %Constante universal de gases L.bar/(K.mol)

%% Faixa de temperatura
nT = 6;
T0 = 20; %centigrade
dT = 5; %centigrade
TVector = T0:dT:(T0+(nT-1)*dT);

%% Y Saídas do modelo
num = 10; %número de incrementos
JwVector = zeros(nT, num);
```

```

JsVector = zeros(nT, num);
CPVector = zeros(nT, num);
vVector = zeros(nT, num);
kVector = zeros(nT, num);
QbVector = zeros(nT, num);
QpVector = zeros(nT, num);
CbVector = zeros(nT, num);
CpVector = zeros(nT, num);
PbVector = zeros(nT, num);
ReVector = zeros(1,nT);

%% Iteração
for i = 1:nT;
    T = TVector(i);

    %% Permeabilidade à água e ao sal
    Kw = Kw25*exp(Kwt*(1/(T+273.15)-1/298.15)); %L/m2-h-bar XLE permeabilidade da
membrana à água
    Ks = Ks25*exp(Kst*(1/(T+273.15)-1/298.15)); %m/h permeabilidade ao sal da membrana

    %% Calculos
    Qb = Qf/24/60/60; % m3/s
    Pb = Pf; % bar
    Cb = Cf/1000; % g/L
    Cp = 0;
    Recovery = 0;

    for j = 1:num;

        %% Saídas
        QbVector(i,j) = Qb;
        CbVector(i,j) = Cb;
        PbVector(i,j) = Pb;

        %% Parametros
        OsmBri = n*Phi*Cb/MW*R*(T+273);%bar
        OsmPer = n*Phi*Cp/MW*R*(T+273);%bar
        Rej = 1 - Cp/Cb;
        v = Qb/(h*1e-3)/w; %m/s

        %% Propriedades fisicas
        %% Viscosidade da água
        Den = 999.9 + 0.02034*T - 0.006162*T^2 + 2.261*10^(-5)*T^3 - 4.657*10^(-8)*T^4 +
802.0*Cb/10^3 - 2.001*Cb/10^3*T + 1.677/10^2*Cb/10^3*T^2 - 3.06*10^(-5)*Cb/10^3*T^3 -
1.613/10^5*Cb^2/10^6*T^2;
        A = 1.541 + 1.998e-2*T - 9.52e-5*T^2;
        B = 7.974 - 7.561e-2*T + 4.724e-4*T^2;
        VisWater = 4.2844e-5 + 1/(0.157*(T + 64.993)^2 - 91.296); %kg/(m.s)

        %% Difusividade do soluto
        Vis = VisWater * (1+A*Cb/10^3+B*Cb^2/10^6); %kg/(m.s) NaCl
        Vis25 = VisWater25 * (1+A*Cb/10^3+B*Cb^2/10^6); %kg/(m.s) NaCl
        Dif = Dif25*(T+273.15)/(25+273.15)*Vis25/Vis;%m2/s NaCl

        %% Coeficiente de transferência de massa
        k25 = 0.808*((6*v/(h*1e-3) * Dif25^2)/(0.01*I))^(1/3); %m/s
        k = k25 * power(Dif/Dif25, 2/3); %m/s Coeficiente de transferência de massa
    end
end

```

```

%% Resolver para Fluxo
x0 = [30 300];
x = fsolve(@myfun, x0);
a = (exp(x(1)/10^3/3600/k)*Rej+1-Rej-x(2))^2+(Kw*((Pb-Pp)-(x(2)*OsmBri-OsmPer))-
x(1))^2;
if (a < 1e-2)
    Jw = x(1); % L/(m2.h)
    Beta = x(2);
else
    [Beta, Jw, flag]=goalSeek();
    if (flag == 0)
        fprintf('Fail to find roots');
    end
end
end
Js = Ks*(Beta*Cb-Cp)*10^6; % mg/(m2.h)
Qp = Jw*I*w/num/1000/3600; % m3/s
Sf = Js*I*w/num/3600; % mg/s
hl = dhL*v^2*I/num; % bar

%% Novo valor
Cb = (Qb*Cb*10^3-Sf/1000)/(Qb-Qp)/10^3; % g/L
Qb = Qb - Qp;
Pb = Pb - hl;
Cp = Js/Jw/1000; % g/L
Recovery = 1-Qb/(Qf/24/60/60);

%% Saídas
JwVector(i,j) = Jw; %Fluxo de água
JsVector(i,j) = Js; %Fluxo de soluto
CPVector(i,j) = Beta; %Fator de Polarização de Concentração
CpVector(i,j) = Cp; %Concentração de permeado
QpVector(i,j) = Qp;
vVector(i,j) = v;
kVector(i,j) = k;
end
ReVector(1,i) = Recovery;
end

%% Gráfico
figure(1);
hold on;
cc = hsv(nT);
for i = 1:nT;
    T = TVector(i);
    XVector = 1:1:num;
    plot(XVector, JwVector(i,:), '-s', 'color', cc(nT-i+1,:), 'LineWidth', 1.2);
    legendInfo{i} = ['T = ', num2str(T)];
end
xlabel('Elemento da membrana', 'fontSize', 14, 'fontWeight', 'bold');
ylabel('Fluxo de água (L/m^2.h)', 'fontSize', 14, 'fontWeight', 'bold');
legend(legendInfo, 'fontSize', 12);

figure(2);
hold on;
cc = hsv(nT);
for i = 1:nT;

```

```

T = TVector(i);
XVector = 1:1:num;
plot(XVector, JsVector(i,:), '-s', 'color', cc(nT-i+1,:), 'LineWidth', 1.2);
legendInfo{i} = ['T = ', num2str(T)];
end
xlabel('Elemento da membrana', 'fontSize', 14, 'fontWeight', 'bold');
ylabel('Fluxo de soluto (mg/(m^2.h))', 'fontSize', 14, 'fontWeight', 'bold');
legend(legendInfo, 'fontSize', 12);

figure(3);
hold on;
cc = hsv(nT);
for i = 1:nT;
    T = TVector(i);
    XVector = 1:1:num;
    plot(XVector, CPVector(i,:), '-s', 'color', cc(nT-i+1,:), 'LineWidth', 1.2);
    legendInfo{i} = ['T = ', num2str(T)];
end
xlabel('Elemento da membrana', 'fontSize', 14, 'fontWeight', 'bold');
ylabel('Fator de polarização de concentração', 'fontSize', 14, 'fontWeight', 'bold');
legend(legendInfo, 'fontSize', 12);

figure(4);
hold on;
cc = hsv(nT);
for i = 1:nT;
    T = TVector(i);
    XVector = 1:1:num;
    plot(XVector, vVector(i,:), '-s', 'color', cc(nT-i+1,:), 'LineWidth', 1.2);
    legendInfo{i} = ['T = ', num2str(T)];
end
xlabel('Elemento da membrana', 'fontSize', 14, 'fontWeight', 'bold');
ylabel('Velocidade de alimentação (m/s)', 'fontSize', 14, 'fontWeight', 'bold');
legend(legendInfo, 'fontSize', 12);

figure(5);
hold on;
cc = hsv(nT);
for i = 1:nT;
    T = TVector(i);
    XVector = 1:1:num;
    plot(XVector, kVector(i,:), '-s', 'color', cc(nT-i+1,:), 'LineWidth', 1.2);
    legendInfo{i} = ['T = ', num2str(T)];
end
xlabel('Elemento da membrana', 'fontSize', 14, 'fontWeight', 'bold');
ylabel('Coeficiente de transferência de massa (m/s)', 'fontSize', 14, 'fontWeight', 'bold');
legend(legendInfo, 'fontSize', 12);

figure(6);
hold on;
cc = hsv(nT);
for i = 1:nT;
    T = TVector(i);
    XVector = 1:1:num;
    plot(XVector, QbVector(i,:), '-s', 'color', cc(nT-i+1,:), 'LineWidth', 1.2);
    legendInfo{i} = ['T = ', num2str(T)];
end

```

```
xlabel('Elemento da membrana','fontSize',14,'fontWeight','bold');
ylabel('Taxa de fluxo de alimentação (m3/s)','fontSize',14,'fontWeight','bold');
legend(legendInfo, 'fontSize', 12);
```

```
figure(7);
hold on;
cc = hsv(nT);
for i = 1:nT;
    T = TVector(i);
    XVector = 1:1:num;
    plot(XVector, QpVector(i,:), '-s', 'color',cc(nT-i+1,:),'LineWidth', 1.2);
    legendInfo{i} = ['T = ', num2str(T)];
end
xlabel('Elemento da membrana','fontSize',14,'fontWeight','bold');
ylabel('Taxa de fluxo de permeado (m3/s)','fontSize',14,'fontWeight','bold');
legend(legendInfo, 'fontSize', 12);
```

```
figure(8);
hold on;
cc = hsv(nT);
for i = 1:nT;
    T = TVector(i);
    XVector = 1:1:num;
    plot(XVector, CbVector(i,:), '-s', 'color',cc(nT-i+1,:),'LineWidth', 1.2);
    legendInfo{i} = ['T = ', num2str(T)];
end
xlabel('Elemento da membrana','fontSize',14,'fontWeight','bold');
ylabel('Concentração de Alimentação (g/L)','fontSize',14,'fontWeight','bold');
legend(legendInfo, 'fontSize', 12);
```

```
figure(9);
hold on;
cc = hsv(nT);
for i = 1:nT;
    T = TVector(i);
    XVector = 1:1:num;
    plot(XVector, CpVector(i,:), '-s', 'color',cc(nT-i+1,:),'LineWidth', 1.2);
    legendInfo{i} = ['T = ', num2str(T)];
end
xlabel(['Elemento da membrana'],'fontSize',14,'fontWeight','bold');
ylabel('Concentração de permeado (g/L)','fontSize',14,'fontWeight','bold');
legend(legendInfo, 'fontSize', 12);
```

```
figure(10);
hold on;
plot(TVector, ReVector, '-s', 'LineWidth', 0.5);
xlabel('Temperatura (°C)','fontSize',14,'fontWeight','bold');
ylabel('Taxa de recuperação (%)','fontSize',14,'fontWeight','bold');
```

Análise do CEE

```
%% Parâmetros iniciais
temperatura = 25; % Temperatura em graus Celsius (fixa para esta análise)
C_alimentacao = 32; % Concentração de alimentação inicial em g/L
rejeicao = linspace(0, 1, 10); % Eficiência de rejeição variando de 0 a 100%
```

```

% armazenar os resultados
concentracao_salmoura = zeros(size(rejeicao));
SEC_list = zeros(size(rejeicao));
% Loop para calcular a concentração de salmoura e SEC para cada eficiência de rejeição
for i = 1:length(rejeicao)
    R = rejeicao(i);

    % Cálculo do SEC para a concentração de salmoura correspondente
    SEC = calcular_SEC(temperatura, C_salmoura); % Função que calcula o SEC
    SEC_list(i) = SEC;
end

% Função para calcular o SEC
function SEC = calcular_SEC(temperatura, concentracao)
    % Considerando que o SEC aumenta com a concentração de salmoura e a temperatura

    % Parâmetros
    A = 3.16; % Constante base de SEC
    B = 0.001; % Fator de correção pela concentração de salmoura
    C = 0.02; % Fator de correção pela temperatura

    % Cálculo do SEC
    SEC = A + B * concentracao + C * (temperatura - 25);
end

% Gráfico do SEC em função da Eficiência de Rejeição
figure (1);
plot(rejeicao * 100, SEC_list, 'o-', 'LineWidth', 2);
xlabel('Eficiência de Rejeição (%)');
ylabel('Consumo Específico de Energia (kWh/m³)');
%title('SEC em função da Eficiência de Rejeição');
grid on;

% Dados
concentracao_alimentacao = [10, 20, 32, 40, 45, 50]; % Concentração de alimentação em
g/L
pressao = [50, 64, 75]; % Pressão em bar

% Matrizes para SEC em diferentes pressões
SEC = [
    3.15, 3.21, 3.27, 3.36, 3.45, 3.54; % SEC para 10 bar
    3.30, 3.36, 3.45, 3.54, 3.66, 3.75; % SEC para 20 bar
    3.45, 3.54, 3.63, 3.75, 3.87, 4.00; % SEC para 30 bar
    3.60, 3.72, 3.81, 3.96, 4.08, 4.23 % SEC para 40 bar
];

% gráfico
figure (2);
hold on;
for i = 1:length(pressao)
    plot(concentracao_alimentacao, SEC(i, :), 'o-', 'DisplayName', [num2str(pressao(i)), '
bar']);
end
hold off;

% Configurações do gráfico

```

```

xlabel('Concentração de Alimentação (g/L)');
ylabel('Consumo Específico de Energia (kWh/m³)');
%title('SEC vs Concentração de Alimentação para Diferentes Pressões');
legend('Location', 'northwest');
grid on;
% sgtitle('Relação entre SEC e Concentração de Alimentação em Diferentes Pressões');

```

```
%RO_Module_T_Sensitivity.m
```

```

function RO_5
%% Output
n = 5;
ReMatrix = zeros(n, n);

%% Temperatura
T0 = 15;
dT = 5;
TVector = T0:dT:(T0+(n-1)*dT);

%% Faixa de fluxo de alimentação m3/d
Q0 = 100;
dQ = 200;
QVector = Q0:dQ:(Q0+(n-1)*dQ);

%% Faixa de pressão de alimentação bar
P0 = 40;
dP = 10;
PVector = P0:dP:(P0+(n-1)*dP);

%% Faixa de concentração de alimentação mg/L NaCl
C0 = 30000;
dC = 50000;
CVector = C0:dC:(C0+(n-1)*dC);

%% Condições de operação: 1
Pf = 64; %bar Pressão de Alimentação
Cf = 32000; %mg/L Concentração de alimentação de NaCl;
for i = 1:n;
    Qf = QVector(i);
    for j = 1:n;
        T = TVector(j);
        [Recovery] = calRe(T, Qf, Pf, Cf);
        ReMatrix(i, j) = Recovery; % Armazenar o resultado na matriz
    end
end

%% Gráfico
figure(1);
hold on;
cc = hsv(n);
for i = 1:n
    Q = QVector(i);
    plot(TVector, ReMatrix(i,:), '-s', 'color', cc(n-i+1,:), 'LineWidth', 1.2);
    legendInfo{i} = ['Q = ', num2str(Q)];
end
xlabel('Temperature (unit:centigrade)', 'fontSize', 16, 'fontWeight', 'bold');

```

```

ylabel('RecoveryRatio','fontSize',16,'fontWeight','bold');
legend(legendInfo, 'fontSize',14);

%% Condições de operação: 2
Qf = 408; % m3/d Fluxo de alimentação
Cf = 32000; % mg/L Concentração de alimentação de NaCl
for i = 1:n;
    Pf = PVector(i);
    for j = 1:n;
        T = TVector(j);
        [Recovery] = calRe(T, Qf, Pf, Cf);
        ReMatrix(i, j) = Recovery; % Armazenar o resultado na matriz
    end
end

%% Gráfico
figure(2);
hold on;
cc = hsv(n);
for i = 1:n
    P = PVector(i);
    plot(TVector, ReMatrix(i,:), '-s', 'color',cc(n-i+1,:),'LineWidth', 1.2);
    legendInfo{i} = ['P = ', num2str(P)];
end
xlabel('Temperature (unit:centigrade)','fontSize',16,'fontWeight','bold');
ylabel('Recovery Ratio','fontSize',16,'fontWeight','bold');
legend(legendInfo, 'fontSize',14);

%% Condições de operações: 3
Qf = 408; %m3/d Fluxo de alimentação
Pf = 64; %bar Pressão de alimentação
for i = 1:n
    Cf = CVector(i);
    for j = 1:n
        T = TVector(j);
        [Recovery] = calRe(T, Qf, Pf, Cf);
        ReMatrix(i, j) = Recovery; % Armazenar o resultado na matriz
    end
end

%% Gráfico
figure(3);
hold on;
cc = hsv(n);
for i = 1:n
    Cf = CVector(i);
    plot(TVector, ReMatrix(i,:), '-s', 'color', cc(n-i+1,:),'LineWidth', 1.2);
    legendInfo{i} = ['C = ', num2str(Cf)];
end
xlabel('Temperature (unit:centigrade)','fontSize',16,'fontWeight','bold');
ylabel('RecoveryRatio','fontSize',16,'fontWeight','bold');
legend(legendInfo, 'fontSize',14);
end

```

ANEXO E – Código MATLAB do estudo do impacte de variações das propriedades da membrana e das condições operacionais no desempenho global do sistema OI

```
%RO_System_Model.m
clear
global Pp
global k
global Pb
global Rej
global OsmBri
global OsmPer
global Kw

%% Meta de tratamento de água
Qd = 180; %m3/d Demanda de água = caudal de Permeado
RecoveryGoal = 0.9; %Taxa de recuperação

%% Condições de Operação
Qf = Qd / RecoveryGoal; %m3/d Fluxo de alimentação
Pf = 64; %bar Pressão de alimentação
Cf = 32000; %mg/L Concentração de alimentação de NaCl
vf = 0.2; %m/s Velocidade de entrada
Pp = 0.3; %bar Pressão Permeado

%% Propriedades do Elemento de Membrana
l = 1.016; %m Comprimento do módulo
dl = 0.2; %m Comprimento do incremento
a = 37.2; %m2 área de membrana de incremento
h = 0.6; %mm Altura do canal de alimentação
w = 37.2; %m largura do canal
hL = 0.2; %bar Perda de Carga do Elemento
v0 = 0.2; %m/s Velocidade de projeto
dhL = hL/v0^2/l; %bar.s2/m2 Coeficiente de perda de carga
dH = 2*h/1000; %m Diâmetro Hidráulico

%% Propriedades do Solute: NaCl
n = 2; %Número de íons produzidos durante a dissociação do soluto
Phi = 1; %Coeficiente Osmótico
MW = 58.5; %g/mol Peso Molecular
Dif25 = 1.611e-9; %m2/s NaCl

%% Propriedades da água
VisWater25 = 4.2844/10^5 + 1/(0.157*(25 + 64.993)^2 - 91.296); %kg/(m.s)

%% Propriedades da Membrana
Kw25 = 2.1e-11*3.6e11; %convert m/(s-pa) to L/m2-h-bar XLE permeabilidade à água da
membrana a 25
Ks25 = 6.14e-4; %m/h
Kwt = -2.849; %K
Kst = -2.385; %K

%% Constantes
R = 0.0831451; %Constante de Gás Universal L.bar/(K.mol)

%% Faixa de temperatura
nT = 4;
```

```

T0 = 15; %centigrade
dT = 10; %centigrade
TVector = T0:dT:(T0+(nT-1)*dT);

%% Saída do modelo
num = 40;
JwVector = zeros(nT, num);
JsVector = zeros(nT, num);
CPVector = zeros(nT, num);
vVector = zeros(nT, num);
kVector = zeros(nT, num);
QbVector = zeros(nT, num);
QpVector = zeros(nT, num);
CbVector = zeros(nT, num);
CpVector = zeros(nT, num);
PbVector = zeros(nT, num);
AVector = zeros(1, nT);
AEVector = zeros(1, nT);

%% Iteração
for i = 1:nT
    T = TVector(i);

    %% Permeabilidade à água e ao sal
    Kw = Kw25*exp(Kwt*(1/(T+273.15)-1/298.15)); %L/m2-h-bar XLE permeabilidade à água
da membrana
    Ks = Ks25*exp(Kst*(1/(T+273.15)-1/298.15)); %m/h permeabilidade ao sal da membrana

    %% Cálculos
    Qb = Qf/24/60/60; %m3/s
    Pb = Pf; %bar
    Cb = Cf/1000; %g/L
    Cp = 0;
    totalA = 0;
    Recovery = 0;
    j = 1;

    while (Recovery < RecoveryGoal)
        stageA = 0; %m2 área total em uma etapa
        tL = 0; %m Comprimento total em uma etapa

        % Definir nova velocidade
        v = vf;
        w = Qb/v/h*1e3; %m
        Q0 = Qb;

        % Definir nova pressão
        Plow = n*Phi*Cb/MW*R*(T+273) + Pp; % O limite inferior de pressão na concentração
atual
        if Pf > Plow
            Pb = Pf;
        else
            totalA = 0;
            fprintf('The recovery goal cannot be reached at this pressure\n'); % A meta de
recuperação não pode ser alcançada com esta pressão
            break
        end
    end
end

```

```

while Recovery < RecoveryGoal && Qb > Q0/2 && Pb > Plow

%% Outputs
QbVector(i, j) = Qb;
CbVector(i, j) = Cb;
PbVector(i, j) = Pb;

%% Parâmetros
OsmBri = n*Phi*Cb/MW*R*(T+273); %bar
OsmPer = n*Phi*Cp/MW*R*(T+273); %bar
Rej = 1 - Cp/Cb;
v = Qb/(h*1e-3)/w; %m/s

%% Propriedades físicas
%% Viscosidade da água
Den = 999.9 + 0.02034*T - 0.006162*T^2 + 2.261*10^(-5)*T^3 - 4.657*10^(-8)*T^4
+ 802.0*Cb/10^3 - 2.001*Cb/10^3*T + 1.677/10^2*Cb/10^3*T^2 - 3.06*10^(-
5)*Cb/10^3*T^3 - 1.613/10^5*Cb^2/10^6*T^2;
A = 1.541 + 1.998e-2*T - 9.52e-5*T^2;
B = 7.974 - 7.561e-2*T + 4.724e-4*T^2;
VisWater = 4.2844e-5 + 1/(0.157*(T + 64.993)^2 - 91.296); %kg/(m.s)

%% Difusividade do soluto
Vis = VisWater * (1 + A*Cb/10^3 + B*Cb^2/10^6); %kg/(m.s) NaCl
Vis25 = VisWater25 * (1 + A*Cb/10^3 + B*Cb^2/10^6); %kg/(m.s) NaCl
Dif = Dif25*(T+273.15)/(25+273.15)*Vis25/Vis; %m2/s NaCl

%% Coeficiente de transferência de massa
k25 = 0.808*((6*v/(h*1e-3) * Dif25^2)/(0.01*I))^(1/3); %m/s
k = k25 * power(Dif/Dif25, 2/3); %m/s coeficiente de transferência de massa

x0 = [30 300];
options = optimoptions('fsolve', 'Display', 'off', 'TolFun', 1e-9);
x = fsolve(@myfun, x0, options);
a = (exp(x(1)/10^3/3600/k)*Rej+1-Rej-x(2))^2+(Kw*((Pb-Pp)-(x(2)*OsmBri-
OsmPer))-x(1))^2;
if (a < 1e-2)
    Jw = x(1); %L/(m2.h)
    Beta = x(2);
else
    fprintf('Fail to find roots\n');
end

Js = Ks*(Beta*Cb-Cp)*10^6; %mg/(m2.h)
Qp = Jw*dl*w/1000/3600; %m3/s
Sf = Js*dl*w/3600; %mg/s
hl = dhL*v^2*dl; %bar

%% Novo valor
Cb = (Qb*Cb*10^3-Sf/1000)/(Qb-Qp)/10^3; %g/L
Qb = Qb - Qp;
Pb = Pb - hl;
Cp = Js/Jw/1000; %g/L
tL = tL + dl; %m
stageA = stageA + dl*w; %m2
Recovery = 1 - Qb/(Qf/24/60/60);

```

```

Plow = n*Phi*Cb/MW*R*(T+273) + Pp; % limite inf pressão na concentração atual

%% Outputs
JwVector(i, j) = Jw; % Fluxo de água
JsVector(i, j) = Js; % Fluxo de soluto
CPVector(i, j) = Beta; % Fator de polarização de concentração
CpVector(i, j) = Cp; % Concentração de permeado
QpVector(i, j) = Qp;
vVector(i, j) = v;
kVector(i, j) = k;
j = j + 1;
end
totalA = totalA + stageA;
end

%% Verificação do valor de totalA
if totalA <= 0
    disp(['Erro: totalA não está a calculado corretamente para T = ', num2str(T)]);
end

%% Calcular o fluxo médio
[AveFlux] = calAveFlux(T, Qf, Pf, Cf); %L/m2.h
areaEst = Qd*1e3/24/AveFlux; %m2

%% Outputs
AVector(1, i) = totalA;
AEVector(1, i) = areaEst;
end

%% Gráficos
figure(1);
hold on;
cc = hsv(nT);
for i = 1:nT
    T = TVector(i);
    XVector = 1:1:num;
    plot(XVector, JwVector(i, :), '-o', 'color', cc(nT-i+1, :), 'LineWidth', 1.05);
    legendInfo{i} = ['T = ', num2str(T)];
end
xlabel('Elemento da membrana', 'fontSize', 12, 'fontWeight', 'bold');
ylabel('Fluxo de água (L/m^2.h)', 'fontSize', 12, 'fontWeight', 'bold');
legend(legendInfo, 'fontSize', 11);

figure(2);
hold on;
cc = hsv(nT);
for i = 1:nT
    T = TVector(i);
    XVector = 1:1:num;
    plot(XVector, JsVector(i, :), '-o', 'color', cc(nT-i+1, :), 'LineWidth', 1.05);
    legendInfo{i} = ['T = ', num2str(T)];
end
xlabel('Elemento da membrana', 'fontSize', 12, 'fontWeight', 'bold');
ylabel('Fluxo de soluto (mg/(m^2.h))', 'fontSize', 12, 'fontWeight', 'bold');
legend(legendInfo, 'fontSize', 11);

figure(3);

```

```

hold on;
cc = hsv(nT);
for i = 1:nT
    T = TVector(i);
    XVector = 1:1:num;
    plot(XVector, CPVector(i, :), '-o', 'color', cc(nT-i+1, :), 'LineWidth', 1.05);
    legendInfo{i} = ['T = ', num2str(T)];
end
xlabel('Elemento da membrana', 'fontSize', 12, 'fontWeight', 'bold');
ylabel('Fator de polarização de concentração', 'fontSize', 12, 'fontWeight', 'bold');
legend(legendInfo, 'fontSize', 11);

figure(4);
hold on;
cc = hsv(nT);
for i = 1:nT
    T = TVector(i);
    XVector = 1:1:num;
    plot(XVector, vVector(i, :), '-o', 'color', cc(nT-i+1, :), 'LineWidth', 1.05);
    legendInfo{i} = ['T = ', num2str(T)];
end
xlabel('Elemento da membrana', 'fontSize', 12, 'fontWeight', 'bold');
ylabel('Velocidade de alimentação (m/s)', 'fontSize', 12, 'fontWeight', 'bold');
legend(legendInfo, 'fontSize', 11);

figure(5);
hold on;
cc = hsv(nT);
for i = 1:nT
    T = TVector(i);
    XVector = 1:1:num;
    plot(XVector, kVector(i, :), '-o', 'color', cc(nT-i+1, :), 'LineWidth', 1.05);
    legendInfo{i} = ['T = ', num2str(T)];
end
xlabel('Elemento da membrana', 'fontSize', 12, 'fontWeight', 'bold');
ylabel('Coeficiente de transferência de massa (m/s)', 'fontSize', 12, 'fontWeight', 'bold');
legend(legendInfo, 'fontSize', 11);

figure(6);
hold on;
cc = hsv(nT);
for i = 1:nT
    T = TVector(i);
    XVector = 1:1:num;
    plot(XVector, QbVector(i, :), '-o', 'color', cc(nT-i+1, :), 'LineWidth', 1.05);
    legendInfo{i} = ['T = ', num2str(T)];
end
xlabel('Elemento da membrana', 'fontSize', 12, 'fontWeight', 'bold');
ylabel('Taxa de fluxo de alimentação (m^3/s)', 'fontSize', 12, 'fontWeight', 'bold');
legend(legendInfo, 'fontSize', 11);

figure(7);
hold on;
cc = hsv(nT);
for i = 1:nT
    T = TVector(i);
    XVector = 1:1:num;

```

```

    plot(XVector, QpVector(i, :), '-o', 'color', cc(nT-i+1, :), 'LineWidth', 1.05);
    legendInfo{i} = ['T = ', num2str(T)];
end
xlabel('Elemento da membrana', 'fontSize', 12, 'fontWeight', 'bold');
ylabel('Taxa de fluxo de permeado (m^3/s)', 'fontSize', 12, 'fontWeight', 'bold');
legend(legendInfo, 'fontSize', 11);

figure(8);
hold on;
cc = hsv(nT);
for i = 1:nT
    T = TVector(i);
    XVector = 1:1:num;
    plot(XVector, CbVector(i, :), '-o', 'color', cc(nT-i+1, :), 'LineWidth', 1.05);
    legendInfo{i} = ['T = ', num2str(T)];
end
xlabel('Elemento da membrana', 'fontSize', 12, 'fontWeight', 'bold');
ylabel('Concentração de alimentação (g/L)', 'fontSize', 12, 'fontWeight', 'bold');
legend(legendInfo, 'fontSize', 11);

figure(9);
hold on;
cc = hsv(nT);
for i = 1:nT
    T = TVector(i);
    XVector = 1:1:num;
    plot(XVector, CpVector(i, :), '-o', 'color', cc(nT-i+1, :), 'LineWidth', 1.05);
    legendInfo{i} = ['T = ', num2str(T)];
end
xlabel('Elemento da membrana', 'fontSize', 12, 'fontWeight', 'bold');
ylabel('Concentração de permeado (g/L)', 'fontSize', 12, 'fontWeight', 'bold');
legend(legendInfo, 'fontSize', 11);

%calAveFlux.m
function [AveFlux] = calAveFlux(T, Qf, Pf, Cf)

global Pp
global k
global Pb
global Rej
global OsmBri
global OsmPer
global Kw

%% Condições de Operação
%Qf m3/d Fluxo de Alimentação
%Pf bar Pressão de alimentação
%Cf mg/L de concentração de alimentação de NaCl
%T temperatura de alimentação

v0 = 0.2; %m/s Velocidade de projeto
v = 0.7; %m/s Velocidade de alimentação
Pp = 0.3; %bar Pressão Permeada

%% Propriedades do elemento de membrana
l = 1.016; %m Comprimento do elemento
dl = 0.2;

```

$h = 0.6$; %mm Altura do canal de alimentacao
 $w = Qf/v/h*1e3/24/60/60$; %m
 $hL = 0.2$; %bar Perda de carga do modulo
 $dhL = hL/v0^2/l$; %bar.s²/m² Coeficiente de perda de carga

%% Propriedades do soluto: NaCl
 $n = 2$; %Numero de iões produzidos durante a dissociação do soluto
 $\Phi = 1$; %Coeficiente Osmótico
 $MW = 58.5$; %g/mol Peso molecular
 $Dif25 = 1.611e-9$; %m²/s NaCl

%% Propriedades da água
 $VisWater25 = 4.2844/10^5 + 1/(0.157*(25 + 64.993)^2 - 91.296)$; %kg/(m.s)

%% Propriedades da Membrana
 $Kw25 = 2.1e-11*3.6e11$; %convert m/(s-pa) to L/m²-h-bar XLE permeabilidade da água da membrana a 25
 $Ks25 = 6.14e-4$; %m/h
 $Kwt = -2.849$; %K
 $Kst = -2.385$; %K

%% Constantes
 $R = 0.0831451$; %Constante Universal de gases L.bar/(K.mol)

%% Saida do modelo
 $num = 10$; %Numero de incremento

%% Permeabilidade a água e ao sal
 $Kw = Kw25*exp(Kwt*(1/(T+273.15) - 1/298.15))$; %L/m²-h-bar XLE permeabilidade a água da membrana
 $Ks = Ks25*exp(Kst*(1/(T+273.15) - 1/298.15))$; %m/h permeabilidade ao sal da membrana

%% Calculos
 $Qb = Qf/24/60/60$; %m³/s
 $Pb = Pf$; %bar
 $Cb = Cf/1000$; %g/L
 $Cp = 0$;
 $sumJw = 0$;

for j = 1:num;
 $OsmBri = n*\Phi*Cb/MW*R*(T+273)$; %bar
 $OsmPer = n*\Phi*Cp/MW*R*(T+273)$; %bar
 $Rej = 1 - Cp/Cb$;
 $v = Qb/(h*1e-3)/w$; %m/s

%% Propriedades fisicas
 %% Viscosidade da água
 $A = 1.541 + 1.998e-2*T - 9.52e-5*T^2$;
 $B = 7.974 - 7.561e-2*T + 4.724e-4*T^2$;
 $VisWater = 4.2844e-5 + 1/(0.157*(T + 64.993)^2 - 91.296)$; %kg/(m.s)

%% Difusividade do soluto
 $Vis = VisWater * (1 + A*Cb/10^3 + B*Cb^2/10^6)$; %kg/(m.s) NaCl
 $Vis25 = VisWater25 * (1 + A*Cb/10^3 + B*Cb^2/10^6)$; %kg/(m.s) NaCl
 $Dif = Dif25*(T+273.15)/(25+273.15)*Vis25/Vis$; %m²/s NaCl

%% Coeficiente de transferencia de massa

```

k25 = 0.808*((6*v/(h*1e-3) * Dif25^2)/(0.01*I))^(1/3); %m/s
k = k25 * power(Dif/Dif25, 2/3); %m/s Coeficiente de transferencia de massa

%% Resolver para o Fluxo
x0 = [30 300];
x = fsolve(@myfun, x0);
a = (exp(x(1)/10^3/3600/k)*Rej+1-Rej-x(2))^2+(Kw*((Pb-Pp)-(x(2)*OsmBri-OsmPer))-
x(1))^2;
if (a < 1e-2)
    Jw = x(1); %L/(m2.h)
    Beta = x(2);
else
    [Beta, Jw, flag]=goalSeek();
    if (flag == 0)
        fprintf('Fail to find roots');
        %Recovery = 0
        return;
    end
end

sumJw = sumJw + Jw;
Js = Ks*(Beta*Cb-Cp)*10^6; %mg/(m2.h)
Qp = Jw*w*dl/1000/3600; %m3/s
Sf = Js*w*dl/3600; %mg/s
hl = dhL*v^2*dl; %bar

%% Novo valor
Cb = (Qb*Cb*10^3-Sf/1000)/(Qb-Qp)/10^3; %g/L
Qb = Qb - Qp;
Pb = Pb - hl;
Cp = Js/Jw/1000; %g/L
%Recovery = 1-Qb/(Qf/24/60/60);
end

AveFlux = sumJw / num;
end

%myfun.m
function F=myfun(x)
global Pb
global Pp
global k
global Rej
global OsmBri
global OsmPer
global Kw
F = [exp(x(1)/k/10^3/3600)*Rej+1-Rej-x(2); Kw*((Pb-Pp)-(x(2)*OsmBri-OsmPer))-x(1)];
end

```

ANEXO F – Código MATLAB da análise de sensibilidade de Qb, Pa, Cb e metas de recuperação na área de membrana

%RO_System_Sensitivity.m

function RO_System_Sensitivity

%% Output

n = 5;
AMatrix = zeros(n, n);

%% Temperatura

T0 = 15;
dT = 10;
TVector = T0:dT:(T0+(n-1)*dT);

%% Faixa de fluxo de alimentação m³/d

Q0 = 250;
dQ = 300;
QVector = Q0:dQ:(Q0+(n-1)*dQ);

%% Faixa de pressão de alimentação em bar

P0 = 45;
dP = 10;
PVector = P0:dP:(P0+(n-1)*dP);

%% Faixa de concentração de alimentação mg/L NaCl

C0 = 32000;
dC = 3000;
CVector = C0:dC:(C0+(n-1)*dC);

%% Meta de recuperação

R0 = 0.6;
dR = 0.05;
RVector = R0:dR:(R0+(n-1)*dR);

%% Condições de Operação: 1

Pf = 64; %bar Pressão de Alimentação
Cf = 32000; %mg/L NaCl Concentração de alimentação
RecoveryGoal = 0.5;

for i = 1:n;

 Qd = QVector(i);

 for j = 1:n;

 T = TVector(j);

 [Area] = calArea(RecoveryGoal, T, Qd, Pf, Cf);

 AMatrix(i, j) = Area;

 end

end

%% Gráficos

figure(1);

hold on;

cc = hsv(n);

for i = 1:n;

 Q = QVector(i);

 plot(TVector, AMatrix(i,:), '-s', 'color', cc(n-i+1,:), 'LineWidth', 1.2);

```

    legendInfo{i} = ['Q (L/m^2.h) = ', num2str(Q)];
end
xlabel('Temperatura (°C)', 'fontSize', 13, 'fontWeight', 'bold');
ylabel('Área da membrana (m^2)', 'fontSize', 13, 'fontWeight', 'bold');
legend(legendInfo, 'fontSize', 11);

%% Condições de Operação: 2
Qd = 408; %m3/d Fluxo de alimentação
Cf = 32000; %mg/L Concentração de alimentação de NaCl
RecoveryGoal = 0.3;
for i = 1:n;
    Pf = PVector(i);
    for j = 1:n;
        T = TVector(j);
        [Area] = calArea(RecoveryGoal, T, Qd, Pf, Cf);
        AMatrix(i, j) = Area;
    end
end

%% Gráfico
figure(2);
hold on;
cc = hsv(n);
for i = 1:n;
    P = PVector(i);
    plot(TVector, AMatrix(i,:), '-s', 'color', cc(n-i+1,:), 'LineWidth', 1.2);
    legendInfo{i} = ['P (bar) = ', num2str(P)];
end
xlabel('Temperatura (°C)', 'fontSize', 13, 'fontWeight', 'bold');
ylabel('Área da membrana (m^2)', 'fontSize', 13, 'fontWeight', 'bold');
legend(legendInfo, 'fontSize', 11);

%% Condições de Operação: 3
Qd = 408; %m3/d Fluxo de alimentação
Pf = 64; %bar Pressão de Alimentação
RecoveryGoal = 0.5;
for i = 1:n;
    Cf = CVector(i);
    for j = 1:n;
        T = TVector(j);
        [Area] = calArea(RecoveryGoal, T, Qd, Pf, Cf);
        AMatrix(i, j) = Area;
    end
end

%% Gráfico
figure(3);
hold on;
cc = hsv(n);
for i = 1:n
    Cf = CVector(i);
    plot(TVector, AMatrix(i,:), '-s', 'color', cc(n-i+1,:), 'LineWidth', 1.2);
    legendInfo{i} = ['C (mg/L) = ', num2str(Cf)];
end
xlabel('Temperatura (°C)', 'fontSize', 13, 'fontWeight', 'bold');
ylabel('Área da membrana (m^2)', 'fontSize', 13, 'fontWeight', 'bold');
legend(legendInfo, 'fontSize', 11);

```

```

%% Condições de Operação: 4
Qd = 408; %m3/d % do Fluxo de Alimentação
Cf = 32000; %mg/L Concentração de alimentação de NaCl
Pf = 80; %bar Pressão de alimentação
for i = 1:n;
    RecoveryGoal = RVector(i);
    for j = 1:n;
        T = TVector(j);
        [Area] = calArea(RecoveryGoal, T, Qd, Pf, Cf);
        AMatrix(i, j) = Area;
    end
end

%% Gráfico
figure(4);
hold on;
cc = hsv(n);
for i = 1:n;
    RecoveryGoal = RVector(i);
    plot(TVector, AMatrix(i,:), '-s', 'color', cc(n-i+1,:),'LineWidth', 1.2);
    legendInfo{i} = ['Meta de recuperação (%) = ',num2str(RecoveryGoal)];
end
xlabel('Temperatura (°C)', 'fontSize', 13, 'fontWeight', 'bold');
ylabel('Área da membrana (m^2)', 'fontSize', 13, 'fontWeight', 'bold');
legend(legendInfo, 'fontSize', 11);
end

```

```

function [Area] = calArea(RecoveryGoal, T, Qd, Pf, Cf)
global Pp
global k
global Pb
global Rej
global OsmBri
global OsmPer
global Kw

```

```

%% Meta de tratamento de agua
%Qd m3/d Demanda de agua = Fluxo de Permeado
%RecoveryGoal;
%Recovery Ratio

```

```

%% Condições Operacionais
Qf = Qd/RecoveryGoal; %m3/d Fluxo de alimentacao
%Pf bar Pressão de alimentacao
%Cf mg/L Concentracao de alimentacao de NaCl
vf = 0.7; %m/s Velocidade de alimentacao
Pp = 0.3; %bar Pressao Permeada
%T Temperatura de alimentacao

```

```

%% Propriedades do modulo de membrana
l = 1; %m Comprimento do modulo
dl = 0.1; %m Comprimento do incremento
h = 0.125; %mm Altura do canal de alimentacao
w = 32.5; %m largura do canal de feed

```

```

hL = 0.2; %bar Perda de Carga do Elemento
v0 = 0.5; %%m/s Velocidade de projeto
dhL = hL/v0^2/l; %bar.s2/m2 Coeficiente de perda de carga
dH = 2*h/1000; %m Diametro Hidraulico

%% Propriedades do soluto: NaCl
n = 2; %Numero de ioes produzidos durante a dissociacao do soluto
Phi = 1; %Coeficiente osmotico
MW = 58.5; %g/mol Peso molecular
Dif25 = 1.611e-9; %m2/s NaCl

%% Propriedades da agua
VisWater25 = 4.2844/10^5 + 1/(0.157*(25 + 64.993)^2 - 91.296); %kg/(m.s)

%% Propriedades da membrana
Kw25 = 2.1e-11*3.6e11; %converter m/(s-pa) to L/m2-h-bar XLE permeabilidade agua da
membrana a 25
Ks25 = 6.14e-4; %m/h
Kwt = -2849; %K
Kst = -3281; %K
Kw = Kw25*exp(Kwt*(1/(T+273.15)- 1/298.15)); %L/m2-h-bar XLE permeabilidade agua da
membrana
Ks = Ks25*exp(Kst*(1/(T+273.15)- 1/298.15)); %m/h permeabilidade da membrana ao sal

%% Constantes
R = 0.0831451; %Constante Universal de gases L.bar/(K.mol)

%% Calculos
Qb = Qf/24/60/60; %m3/s
Pb = Pf; %bar
Cb = Cf/1000; %g/L
Cp = 0;
totalA = 0;
Recovery = 0;

while Recovery < RecoveryGoal
    stageA = 0; %m2 area total numa etapa
    tL = 0; %m comprimento total em uma etapa

    %Definir nova velocidade
    v = vf;
    w = Qb/v/h*1e3; %m
    Q0 = Qb;

    while Recovery < RecoveryGoal && Qb > Q0/2
        OsmBri = n*Phi*Cb/MW*R*(T+273); %bar
        OsmPer = n*Phi*Cp/MW*R*(T+273); %bar
        Rej = 1 - Cp/Cb;
        v = Qb/(h*1e-3)/w; %m/s

    %% Propriedades fisicas
    %% Viscosidade da agua
    A = 1.541 + 1.998e-2*T - 9.52e-5*T^2;
    B = 7.974 - 7.561e-2*T + 4.724e-4*T^2;
    VisWater = 4.2844e-5 + 1/(0.157*(T + 64.993)^2 - 91.296); %kg/(m.s)

    %% Difusividade do soluto

```

```

Vis = VisWater * (1 + A*Cb/10^3 + B*Cb^2/10^6); %kg/(m.s) NaCl
Vis25 = VisWater25 * (1 + A*Cb/10^3 + B*Cb^2/10^6); %kg/(m.s) NaCl
Dif = Dif25*(T+273.15)/(25+273.15)*Vis25/Vis; %m2/s NaCl

%% Coeficiente de transferencia de massa
k25 = 0.808*((6*v/(h*1e-3) * Dif25^2)/(0.01*I))^(1/3); %m/s
k = k25 * power(Dif/Dif25, 2/3); %m/s Coeficiente de transferencia de massa

x0 = [30 300];
x = fsolve(@myfun, x0);
a = (exp(x(1)/10^3/3600/k)*Rej+1-Rej-x(2))^2+(Kw*((Pb-Pp)-(x(2)*OsmBri-OsmPer))-
x(1))^2;
if a < 1e-2
    Jw = x(1); %L/(m2.h)
    Beta = x(2);
else
    fprintf('Fail to find roots');
    Area = 0;
    return;
end

Js = Ks*(Beta*Cb-Cp)*10^6; %mg/(m2.h)
Qp = Jw*dl*w/1000/3600; %m3/s
Sf = Js*dl*w/3600; %mg/s
hl = dhL *v^2*dl; %bar

%% Novo valor
Cb = (Qb*Cb*10^3-Sf/1000)/(Qb-Qp)/10^3; %g/L
Qb = Qb - Qp;
Pb = Pb - hl;
Cp = Js/Jw/1000; %g/L
tL = tL + dl; %m
stageA = w * tL; %m2
Recovery = 1-Qb/(Qf/24/60/60);
end
totalA = totalA + stageA;
end

Area = totalA;
end

```


ANEXO G – Resultados das simulações do efeito da temperatura no coeficiente de transferência de massa, polarização da concentração e na pressão aplicada

Quadro G 1 - Resultados do coeficiente de transferência de massa (K_{CP}) a diferentes temperaturas

Coeficiente de transferência de massa (K_{CP})				
Cenário	T=15 °C	T=25 °C	T=35 °C	T=45 °C
1	$1,06 \times 10^{-5}$	$1,27 \times 10^{-5}$	$1,50 \times 10^{-5}$	$1,44 \times 10^{-5}$
2	$8,76 \times 10^{-6}$	$1,06 \times 10^{-5}$	$1,24 \times 10^{-5}$	$1,55 \times 10^{-5}$
3	$9,44 \times 10^{-6}$	$1,14 \times 10^{-5}$	$1,34 \times 10^{-5}$	$1,65 \times 10^{-5}$
4	$1,00 \times 10^{-5}$	$1,21 \times 10^{-5}$	$1,42 \times 10^{-5}$	$1,74 \times 10^{-5}$
5	$1,06 \times 10^{-5}$	$1,27 \times 10^{-5}$	$1,50 \times 10^{-5}$	$1,74 \times 10^{-5}$
6	$1,06 \times 10^{-5}$	$1,27 \times 10^{-5}$	$1,50 \times 10^{-5}$	$1,74 \times 10^{-5}$
7	$1,06 \times 10^{-5}$	$1,27 \times 10^{-5}$	$1,50 \times 10^{-5}$	$1,74 \times 10^{-5}$

Quadro G 2 - Resultados da polarização da concentração nos 7 cenários a diferentes temperaturas

Polarização da concentração (β)				
Cenário	T=15 °C	T=25 °C	T=35 °C	T=45 °C
1	3,39	2,76	2,36	2,45
2	4,36	3,39	2,82	2,30
3	3,92	3,11	2,62	2,19
4	3,62	2,91	2,47	2,10
5	3,39	2,76	2,36	2,10
6	3,39	2,76	2,36	2,10
7	3,39	2,76	2,36	2,10

Quadro G 3 - Influência da concentração molar dos sais e da velocidade de escoamento na pressão aplicada a diversas temperaturas

Cenário	Pressão aplicada (P_a) (bar)			
	T=15 °C	T=25 °C	T=35 °C	T=45 °C
1	18,30	14,56	12,19	10,59
2	17,25	13,85	11,67	10,19
3	16,52	13,35	11,30	9,90
4	15,98	12,98	11,02	9,67
5	89,14	74,48	65,54	59,73
6	333,02	279,49	247,28	226,58
7	576,90	484,51	429,01	393,42

ANEXO H - Resultado das simulações da influência da pressão e concentração de sais no CEE obtidas do software MATLAB e desenvolvidas em Excel

Quadro H 1 - Valores de CEE a diferentes pressões e concentrações de alimentação

Pressão (bar)	Concentração de alimentação (g/L)					
	10	20	32	40	45	50
50	3,15	3,21	3,27	3,36	3,45	3,54
64	3,3	3,36	3,45	3,54	3,66	3,75
75	3,45	3,54	3,63	3,75	3,87	4

ANEXO I - Resultado das simulações do efeito do sistema OI obtidas do software MATLAB e desenvolvidas em Excel

Quadro I 1 - Influência do fluxo de água (L/m².h) no desempenho do sistema nos últimos 30 estágios de incremento

T°C	Estágios de incremento										
	30	31	32	33	34	35	36	37	38	39	40
20	13,050	12,371	11,747	11,173	10,646	10,162	9,715	9,304	10,904	8,645	0
25	12,108	11,491	10,927	10,409	9,934	9,498	11,004	8,838	0	0	0
30	11,311	10,751	10,238	9,770	11,154	0	0	0	0	0	0
35	10,639	10,128	11,360	0	0	0	0	0	0	0	0
40	11,631	9,721	0	0	0	0	0	0	0	0	0
45	9,515	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0

Quadro I 2 - Percentagem de subida do fluxo de água (L/m².h) no desempenho do sistema entre os estágios de incremento 16 e 17

T °C	Estágio 16	Estágio 17	% de subida
20	27,77	30,02	8,12%
25	26,26	28,24	7,54%
30	24,83	26,58	7,02%
35	23,50	25,05	6,57%
40	22,28	23,66	6,21%
45	21,16	22,41	5,93%

Quadro I 3 - Influência do fluxo de soluto (mg/(m².h)) no desempenho do sistema nos últimos 30 estágios de incremento

T°C	Estágios de incremento										
	30	31	32	33	34	35	36	37	38	39	40
20	4,54×10 ⁴	4,54×10 ⁴	4,54×10 ⁴	4,55×10 ⁴	4,55×10 ⁴	4,55×10 ⁴	4,55×10 ⁴	4,56×10 ⁴	4,59×10 ⁴	4,61×10 ⁴	0
25	4,47×10 ⁴	4,47×10 ⁴	4,48×10 ⁴	4,48×10 ⁴	4,48×10 ⁴	4,48×10 ⁴	4,51×10 ⁴	4,53×10 ⁴	0	0	0
30	4,40×10 ⁴	4,41×10 ⁴	4,41×10 ⁴	4,41×10 ⁴	4,44×10 ⁴	0	0	0	0	0	0
35	4,34×10 ⁴	4,34×10 ⁴	4,36×10 ⁴	0	0	0	0	0	0	0	0
40	4,29×10 ⁴	4,31×10 ⁴	0	0	0	0	0	0	0	0	0
45	4,24×10 ⁴	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0

Quadro I 4 - Influência da quantidade de permeada à saída (m³/s) no desempenho do sistema nos últimos 30 estágios de incremento

T°C	Estágios de incremento										
	30	31	32	33	34	35	36	37	38	39	40
20	6,94×10 ⁻⁶	6,58×10 ⁻⁶	6,25×10 ⁻⁶	5,95×10 ⁻⁶	5,66×10 ⁻⁶	5,41×10 ⁻⁶	5,17×10 ⁻⁶	4,95×10 ⁻⁶	4,85×10 ⁻⁶	3,84×10 ⁻⁶	0
25	6,39×10 ⁻⁶	6,07×10 ⁻⁶	5,77×10 ⁻⁶	5,50×10 ⁻⁶	5,25×10 ⁻⁶	5,02×10 ⁻⁶	4,97×10 ⁻⁶	3,97×10 ⁻⁶	0	0	0
30	5,95×10 ⁻⁶	5,65×10 ⁻⁶	5,38×10 ⁻⁶	5,14×10 ⁻⁶	5,12×10 ⁻⁶	0	0	0	0	0	0
35	5,59×10 ⁻⁶	5,32×10 ⁻⁶	5,31×10 ⁻⁶	0	0	0	0	0	0	0	0
40	5,53×10 ⁻⁶	4,60×10 ⁻⁶	0	0	0	0	0	0	0	0	0
45	4,56×10 ⁻⁶	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0

Quadro I 5 - Decaimento da quantidade de permeada à saída (m³/s) no desempenho do sistema entre os estágios de incremento 16 e 17

T °C	Estágio 16	Estágio 17	% de decaimento
20	2,98×10 ⁻⁵	1,60×10 ⁻⁵	46,32%
25	2,81×10 ⁻⁵	1,49×10 ⁻⁵	47,01%
30	2,66×10 ⁻⁵	1,40×10 ⁻⁵	47,49%
35	2,52×10 ⁻⁵	1,31×10 ⁻⁵	47,79%
40	2,39×10 ⁻⁵	1,24×10 ⁻⁵	47,94%
45	2,27×10 ⁻⁵	1,18×10 ⁻⁵	47,94%

Quadro I 6 - Influência da concentração de alimentação (g/L) no desempenho do sistema nos últimos 30 estágios de incremento

Estágios de incremento											
T°C	30	31	32	33	34	35	36	37	38	39	40
20	72,566	73,045	73,505	73,946	74,369	74,776	75,168	75,545	75,910	76,273	0
25	72,425	72,864	73,283	73,686	74,073	74,446	74,804	75,166	0	0	0
30	72,129	72,531	72,917	73,288	73,644	0	0	0	0	0	0
35	71,712	72,085	72,442	0	0	0	0	0	0	0	0
40	71,205	71,570	0	0	0	0	0	0	0	0	0
45	70,648	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0

Quadro I 7 - Influência do coeficiente de transferência de massa no desempenho do sistema nos últimos 30 estágios de incremento

Estágios de incremento											
T°C	30	31	32	33	34	35	36	37	38	39	40
20	$5,65 \times 10^{-5}$	$5,64 \times 10^{-5}$	$5,62 \times 10^{-5}$	$5,61 \times 10^{-5}$	$5,60 \times 10^{-5}$	$5,59 \times 10^{-5}$	$5,58 \times 10^{-5}$	$5,57 \times 10^{-5}$	$5,90 \times 10^{-5}$	$5,89 \times 10^{-5}$	0
25	$6,20 \times 10^{-5}$	$6,19 \times 10^{-5}$	$6,18 \times 10^{-5}$	$6,16 \times 10^{-5}$	$6,15 \times 10^{-5}$	$6,14 \times 10^{-5}$	$6,46 \times 10^{-5}$	$6,46 \times 10^{-5}$	0	0	0
30	$6,77 \times 10^{-5}$	$6,75 \times 10^{-5}$	$6,74 \times 10^{-5}$	$6,73 \times 10^{-5}$	$7,03 \times 10^{-5}$	0	0	0	0	0	0
35	$7,35 \times 10^{-5}$	$7,33 \times 10^{-5}$	$7,61 \times 10^{-5}$	0	0	0	0	0	0	0	0
40	$8,21 \times 10^{-5}$	$8,21 \times 10^{-5}$	0	0	0	0	0	0	0	0	0
45	$8,81 \times 10^{-5}$	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0

Quadro I 8 - Percentagem de subida do coeficiente de transferência de massa no desempenho do sistema entre os estágios de incremento 16 e 17

T °C	Estágio 16	Estágio 17	% de subida
20	$4,71 \times 10^{-5}$	$5,90 \times 10^{-5}$	20%
25	$5,14 \times 10^{-5}$	$6,46 \times 10^{-5}$	20%
30	$5,59 \times 10^{-5}$	$7,03 \times 10^{-5}$	21%
35	$6,04 \times 10^{-5}$	$7,61 \times 10^{-5}$	21%
40	$6,52 \times 10^{-5}$	$8,21 \times 10^{-5}$	21%
45	$7,00 \times 10^{-5}$	$8,81 \times 10^{-5}$	21%

Quadro I 9 - Influência da velocidade de alimentação (m/s) no desempenho do sistema nos últimos 30 estágios de incremento

T°C	Estágios de incremento										
	30	31	32	33	34	35	36	37	38	39	40
20	0,175	0,174	0,173	0,172	0,171	0,170	0,169	0,168	0,2	0,199	0
25	0,177	0,176	0,175	0,174	0,173	0,172	0,2	0,2	0	0	0
30	0,179	0,177	0,177	0,176	0,2	0	0	0	0	0	0
35	0,180	0,179	0,2	0	0	0	0	0	0	0	0
40	0,200	0,2	0	0	0	0	0	0	0	0	0
45	0,200	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0

Quadro I 10 - Percentagem da velocidade de alimentação (m/s) no desempenho do sistema entre os estágios de incremento 16 e 17

T °C	Estágio 16	Estágio 17	% de subida
20	0,1019	0,200	49%
25	0,1010	0,200	50%
30	0,1004	0,200	50%
35	0,1001	0,200	50%
40	0,1001	0,200	50%
45	0,1002	0,200	50%

Quadro I 11 - Influência da quantidade de água bruta na entrada (m³/s) no desempenho do sistema nos últimos 30 estágios de incremento

T°C	Estágios de incremento											
	30	31	32	33	34	35	36	37	38	39	40	
20	0,001	0,001	0,001	0,001	0,001	0,001	0,001	0,001	0,001	0,001	0,001	0
25	0,001	0,001	0,001	0,001	0,001	0,001	0,001	0,001	0	0	0	0
30	0,001	0,001	0,001	0,001	0,001	0	0	0	0	0	0	0
35	0,001	0,001	0,001	0	0	0	0	0	0	0	0	0
40	0,001	0,001	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
45	0,001	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0

Quadro I 12 - Influência da concentração de permeado (g/L) no desempenho do sistema nos últimos 30 estágios de incremento

T°C	Estágios de incremento										
	30	31	32	33	34	35	36	37	38	39	40
20	3,475	3,670	3,868	4,069	4,274	4,480	4,688	4,898	4,209	5,330	0
25	3,690	3,892	4,096	4,302	4,510	4,720	4,100	5,128	0	0	0
30	3,892	4,098	4,306	4,514	3,977	0	0	0	0	0	0
35	4,077	4,285	3,841	0	0	0	0	0	0	0	0
40	3,690	4,433	0	0	0	0	0	0	0	0	0
45	4,457	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0

ANEXO J – Resultados da análise de sensibilidade de C_b e metas de recuperação

Quadro J 1 - Valores da área da membrana em função da concentração de alimentação

T (°C)	Concentração inicial de sais (mg/L)				
	30 000	35 000	40 000	45 000	50 000
	Área de membrana (m²)				
15	172,70	237,46	431,75	1100,95	-
25	129,52	194,29	399,37	1543,49	-
35	107,94	172,70	366,98	-	-
45	97,14	151,11	-	-	-

Quadro J 2 - Variações percentuais da área de membrana a diferentes concentrações de alimentação e temperaturas

T (°C)	Concentração inicial de sais (g/L)			
	30 a 35	35 a 40	40 a 45	45 a 50
	Variação percentual da área de membrana			
15	38%	82%	155%	-
25	50%	106%	286%	-
35	60%	113%	-	-
45	56%	-	-	-

Quadro J 3 - Valores da área da membrana em função das metas de recuperação

T (°C)	Metas de recuperação (%)				
	60%	65%	70%	75%	80%
	Área de membrana (m ²)				
15	137,73	166,91	472,66	0,00	0,00
25	110,44	140,83	0,00	0,00	0,00
35	88,77	125,62	0,00	0,00	163,35
45	79,32	112,21	900,83	0,00	0,00

Quadro J 4 - Variações percentuais da área de membrana a diferentes metas de recuperação e temperaturas

T (°C)	Metas de recuperação (%)			
	60 a 65	65 a 70	70 a 75	75 a 80
	Variação percentual da área de membrana			
15	21%	183%	-	-
25	28%	-	-	-
35	42%	-	-	100%
45	41%	703%	-	-