



**ANÁLISE TERMO-HIDRÁULICA DA COGERAÇÃO DE ÁGUA  
DESSALINIZADA E ENERGIA ELÉTRICA EM UM PEQUENO REATOR  
MODULAR**

Gabriel Caetano Gomes Ribeiro da Silva

Tese de Doutorado apresentada ao Programa de Pós-graduação em Engenharia Nuclear, COPPE, da Universidade Federal do Rio de Janeiro, como parte dos requisitos necessários à obtenção do título de Doutor em Engenharia Nuclear.

Orientadores: Su Jian  
Renato Machado Cotta

Rio de Janeiro  
Fevereiro de 2025

**ANÁLISE TERMO-HIDRÁULICA DA COGERAÇÃO DE ÁGUA  
DESSALINIZADA E ENERGIA ELÉTRICA EM UM PEQUENO REATOR  
MODULAR**

Gabriel Caetano Gomes Ribeiro da Silva

TESE SUBMETIDA AO CORPO DOCENTE DO INSTITUTO ALBERTO LUIZ COIMBRA DE PÓS-GRADUAÇÃO E PESQUISA DE ENGENHARIA DA UNIVERSIDADE FEDERAL DO RIO DE JANEIRO COMO PARTE DOS REQUISITOS NECESSÁRIOS PARA A OBTENÇÃO DO GRAU DE DOUTOR EM CIÊNCIAS EM ENGENHARIA NUCLEAR.

Orientadores: Su Jian

Renato Machado Cotta

Aprovada por: Prof. Su Jian

Prof. Renato Machado Cotta

Profa. Carolina Palma Naveira Cotta

Prof. Eduardo Gomes Dutra do Carmo

Prof. Kleber Marques Lisbôa

Prof. Leandro Alcoforado Sphaier

Prof. Paulo Augusto Berquó de Sampaio

RIO DE JANEIRO, RJ – BRASIL

FEVEREIRO DE 2025

Silva, Gabriel Caetano Gomes Ribeiro da  
Análise Termo-hidráulica da Cogeração de Água  
Dessalinizada e Energia Elétrica em um Pequeno Reator  
Modular/Gabriel Caetano Gomes Ribeiro da Silva. – Rio  
de Janeiro: UFRJ/COPPE, 2025.  
XX, 154 p.: il.; 29, 7cm.  
Orientadores: Su Jian  
Renato Machado Cotta  
Tese (doutorado) – UFRJ/COPPE/Programa de  
Engenharia Nuclear, 2025.  
Referências Bibliográficas: p. 141 – 154.  
1. dessalinização nuclear. 2. destilação por  
membranas. 3. recuperação de calor. I. Jian, Su  
*et al.* II. Universidade Federal do Rio de Janeiro, COPPE,  
Programa de Engenharia Nuclear. III. Título.

*A minha mãe, pelo seu amor e  
dedicação.*

# Agradecimentos

Agradeço, em primeiro lugar, a Deus e aos meus guias espirituais, que me acompanharam em todos os momentos dessa caminhada, fortalecendo-me diante dos desafios.

À minha família, meu alicerce, pelo amor incondicional, apoio inestimável e por sempre acreditarem em mim.

Ao meu parceiro Mateus, por todo apoio psicológico e emocional, e por toda sua paciência.

Aos meus amigos, que sempre me apoiaram e fizeram com que minha vida fosse mais feliz.

Aos meus amigos do LASME, com um agradecimento especial ao Igor e a Mayara, por fazerem com que meu dia a dia de trabalho fosse muito mais leve e agradável.

Ao meu orientador prof. Su Jian, pelos ensinamentos e pelo apoio em todos os momentos.

Ao meu coorientador prof. Renato M. Cotta, pelos ensinamentos e inspiração.

Aos membros da banca avaliadora, com destaque à profa. Carolina P. N. Cotta e ao prof. Kleber M. Lisbôa, que acompanharam minha pesquisa mais de perto e contribuíram significativamente para o seu aprimoramento.

Aos funcionários do Programa de Engenharia Nuclear da COPPE/UFRJ, pela assistência e convivência.

Ao CNPq pelo apoio financeiro durante o doutorado.

Resumo da Tese apresentada à COPPE/UFRJ como parte dos requisitos necessários para a obtenção do grau de Doutor em Ciências (D.Sc.)

**ANÁLISE TERMO-HIDRÁULICA DA COGERAÇÃO DE ÁGUA  
DESSALINIZADA E ENERGIA ELÉTRICA EM UM PEQUENO REATOR  
MODULAR**

Gabriel Caetano Gomes Ribeiro da Silva

Fevereiro/2025

Orientadores: Su Jian

Renato Machado Cotta

Programa: Engenharia Nuclear

O uso de reatores nucleares para dessalinização vem ganhando crescente destaque, sobretudo os pequenos reatores modulares (SMRs), que apresentam características favoráveis à cogeração. Apesar dos estudos sobre tecnologias convencionais de dessalinização nuclear, há uma escassez de pesquisas focadas no reaproveitamento do calor rejeitado. Neste contexto, a destilação por membranas (MD) surge como uma alternativa promissora. Esta tese analisa o acoplamento do reator NuScale com: (i) uma planta de destilação por membranas de contato direto (DCMD) e (ii) uma planta híbrida de osmose inversa (RO) e DCMD. O modelo de meio poroso usado para a simulação do módulo de DCMD foi validado a partir de dados experimentais, enquanto o modelo da planta de RO foi verificado com dados da literatura. A análise de sensibilidade identificou a porosidade da membrana, a velocidade da alimentação, o comprimento do módulo e o raio da fibra como principais influenciadores do *GOR*, um indicador da eficiência térmica da dessalinização, e da área total de membrana ( $A_m$ ). Estudou-se o efeito destes parâmetros, e também da razão de reciclo ( $R$ ) e da efetividade de recuperação de calor ( $\varepsilon$ ). Foram realizadas análises de otimização uni e multivariadas, tendo como funções objetivo o *GOR* e a  $A_m$ , além de uma análise de custo simplificada considerando as configurações otimizadas. A otimização mostrou que a DCMD pode produzir até  $3.810 \text{ m}^3/\text{d}$  apenas com calor rejeitado, ao custo de  $\$ 10,19/\text{m}^3$ , sem perda de potência do reator. Com extração de vapor de baixa pressão, a produção sobe para  $8.832 \text{ m}^3/\text{d}$ , a  $\$ 3,98/\text{m}^3$ , com uma perda de 2,28 MWe. No acoplamento híbrido, o aumento da razão de vazões favoreceu a recuperação adicional de água com menor área de membrana.

Abstract of Thesis presented to COPPE/UFRJ as a partial fulfillment of the requirements for the degree of Doctor of Science (D.Sc.)

THERMO-HYDRAULIC ANALYSIS OF COGENERATION OF DESALINATED WATER AND ELECTRICITY IN A SMALL MODULAR REACTOR

Gabriel Caetano Gomes Ribeiro da Silva

February/2025

Advisors: Su Jian

Renato Machado Cotta

Department: Nuclear Engineering

The use of nuclear reactors for desalination has gained increasing attention, especially small modular reactors (SMRs), which offer favorable characteristics for cogeneration. Despite the existing studies on conventional nuclear desalination technologies, there is a lack of research focused on the reuse of rejected heat. In this context, membrane distillation (MD) emerges as a promising alternative. This thesis analyzes the coupling of the NuScale reactor with: (i) a direct contact membrane distillation (DCMD) plant and (ii) a hybrid reverse osmosis (RO) and DCMD plant. The porous medium model used to simulate the DCMD module was validated with experimental data, while the RO plant model was verified with data from the literature. The sensitivity analysis identified membrane porosity, feed velocity, module length, and fiber radius as main factors influencing the *GOR*, an indicator of desalination thermal efficiency, and the total membrane area ( $A_m$ ). The effects of these parameters, as well as the recycle ratio ( $R$ ) and heat recovery effectiveness ( $\varepsilon$ ), were studied. Single and multiobjective optimization analyses were carried out, using *GOR* and  $A_m$  as objective functions, along with a simplified cost analysis based on the optimized configurations. The optimization showed that DCMD can produce up to 3,810 m<sup>3</sup>/d using only rejected heat, at a cost of \$ 10.19/m<sup>3</sup>, without loss of reactor power. With low-pressure steam extraction, production rises to 8,832 m<sup>3</sup>/d, at \$ 3.98/m<sup>3</sup>, with a 2.28 MWe power loss. In the hybrid system, increasing the flow rate ratio favored further water recovery with a smaller membrane area.

# Listas de Símbolos

$a$	Área específica
$A_m$	Área de membrana
$CC$	Custos de capital
$c_p$	Calor específico a pressão constante
$d_p$	Diâmetro do poro da membrana
$D_{AB}$	Coeficiente de difusão ordinária da espécie A (água) na espécie B (ar)
$D_A^K$	Coeficiente de difusão de Knudsen da espécie A (água) no poro
$D_e$	Diâmetro equivalente
$D_{eff}$	Coeficiente de difusão efetiva
$D_h$	Diâmetro hidráulico
$f$	Fator de atrito
$g$	Energia livre de Gibbs específica
$h$	Entalpia específica
$h_{conv}$	Coeficiente convectivo de transferência de calor
$h_{lv}$	Entalpia de vaporização
$J_{A,r}$	Fluxo molar da espécie A (água) em $r$
$j_{A,r}$	Fluxo mássico da espécie A (água) em $r$
$\bar{j}_{A,r}$	Fluxo mássico médio da espécie A (água) ao longo do módulo
$k$	Condutividade térmica
$L$	Comprimento do módulo
$\dot{m}$	Vazão mássica
$M_A$	Massa molar da espécie A (água)
$N_f$	Número de fibras
$Nu$	Número de Nusselt
$OC$	Custos operacionais
$P$	Produção em vazão volumétrica
$Pr$	Número de Prandtl
$p$	Pressão
$q$	Taxa de transferência de calor
$Q$	Vazão volumétrica
$Q_T$	Vazão volumétrica total de circulação

$r$	Razão de recuperação, coordenada radial, raio
$R$	Razão de reciclo
$Re$	Número de Reynolds
$Sc$	Número de Schmidt
$Sh$	Número de Sherwood
$T$	Temperatura
$u$	Velocidade real
$v$	Velocidade superficial
$V$	Volume do módulo
$w$	Fração mássica de sal
$W_b$	Potência de bombeamento
$W_e$	Potência elétrica do reator
$WPC$	Custo da produção de água
$W_{perd}$	Perda de potência elétrica do SMR
$w_{P2}$	Fração de extração de vapor no ponto 2
$z$	Coordenada axial

## Letras Gregas

$\alpha$	Fator de empacotamento das fibras
$\delta$	Espessura da membrana
$\Delta P$	Perda de carga
$\Delta T_{med}$	Diferença média de temperatura
$\eta_t$	Eficiência térmica
$\gamma$	Coeficiente de atividade
$\varepsilon$	Efetividade
$\mu$	Viscosidade
$\phi$	Porosidade
$\tau$	Tortuosidade do poro
$\rho$	Densidade
$\xi$	Resíduo

## Subscritos

$a$	Alimentação
$ab$	Alimentação na fase <i>bulk</i> , afastada da camada limite

<i>am</i>	Na interface entre membrana e alimentação
<i>d</i>	Destilado
<i>ea</i>	Entrada da alimentação
<i>ep</i>	Entrada do permeado
<i>fi</i>	Superfície interna da fibra
<i>fo</i>	Superfície externa da fibra
<i>m</i>	Membrana
<i>p</i>	Permeado
<i>P1</i>	Referente ao vapor no ponto 1 de extração
<i>P2</i>	Referente ao vapor no ponto 2 de extração
<i>pb</i>	Permeado na fase <i>bulk</i> , afastada da camada limite
<i>pl</i>	Polímero que compõe a membrana
<i>pm</i>	Na interface entre membrana e permeado
<i>pura</i>	Referente à água pura
<i>tc1</i>	Trocador de calor 1
<i>tc2</i>	Trocador de calor 2

# Listas de Abreviaturas

AGMD	Destilação por membranas com espaçamento de ar
<i>BDR</i>	Razão de divisão da salmoura
CD	Deposição química
CF	Fator de concentração da salmoura
CPC	Coeficiente de polarização da concentração
CPT	Coeficiente de polarização da temperatura
DCMD	Destilação por membranas de contato direto
DGM	Modelo de Dusty-Gas
EDR	Eletrodiálise reversa
FO	Osmose direta
FS	Placas planas
<i>GOR</i>	<i>Gain to output ratio</i>
HF	Fibras oca
HP	Alta pressão
IAEA	Agência Internacional de Energia Atômica
IPCC	Painel Intergovernamental sobre Mudanças Climáticas
LP	Baixa pressão
MD	Destilação por membranas
MED	Destilação por múltiplos efeitos
MP	Média pressão
MSF	Destilação por flash multiestágio
MVC	Compressão mecânica de vapor
NF	Nanofiltração
ONU	Organização nas Nações Unidas
PCHE	Trocador de calor de circuito impresso
PRO	Osmose retardada por pressão
PVDF	Fluoreto de polivinilideno
PWR	Reator de água pressurizada
RO	Osmose inversa
<i>SEC</i>	Consumo específico de energia (por massa)
SGMD	Destilação por membranas com gás de arraste

SMR	Pequeno reator modular
SPU	Consumo específico de energia (por volume)
SW	<i>Spiral wound</i>
SWRO	Osmose inversa da água do mar
TVC	Compressão térmica de vapor
UF	Ultrafiltração
V-AGMD	<i>Vacuum-enhanced air gap membrane distillation</i>
VC	Compressão de vapor
VMD	Destilação por membranas a vácuo
ZLD	Zero descarte de líquidos

# Sumário

<b>Lista de Símbolos</b>	<b>viii</b>
<b>Lista de Abreviaturas</b>	<b>xi</b>
<b>Lista de Figuras</b>	<b>xvi</b>
<b>Lista de Tabelas</b>	<b>xx</b>
<b>1 Introdução</b>	<b>1</b>
1.1 Dessalinização nuclear . . . . .	2
1.2 Destilação por membranas . . . . .	3
1.3 Motivação . . . . .	4
1.4 Objetivo . . . . .	5
1.5 Organização do texto . . . . .	5
<b>2 Fundamentação Teórica</b>	<b>7</b>
2.1 Pequenos reatores modulares . . . . .	7
2.1.1 Reator NuScale . . . . .	8
2.2 Dessalinização . . . . .	10
2.2.1 Termodinâmica da dessalinização . . . . .	11
2.2.1.1 Análise Exergética . . . . .	12
2.2.2 Principais tecnologias de dessalinização . . . . .	15
2.2.2.1 Flash multiestágio (MSF) . . . . .	16
2.2.2.2 Destilação por múltiplos efeitos (MED) . . . . .	17
2.2.2.3 Compressão de vapor (VC) . . . . .	17
2.2.2.4 Osmose inversa (RO) . . . . .	18
2.2.3 Tratamento de efluentes . . . . .	19
2.3 Destilação por membranas . . . . .	21
2.3.1 Conceitos fundamentais da MD . . . . .	22
2.3.1.1 Avaliação do desempenho da MD . . . . .	23
2.3.2 Diferentes configurações da MD . . . . .	24
2.3.3 Diferentes geometrias de permeadores . . . . .	28

2.3.4	Transferência de massa . . . . .	30
2.3.4.1	Efeito da camada limite . . . . .	32
2.4	Escoamento em meios porosos . . . . .	34
<b>3</b>	<b>Revisão Bibliográfica</b>	<b>36</b>
3.1	Dessalinização nuclear . . . . .	36
3.2	Destilação por membranas . . . . .	43
3.3	Otimização da MD . . . . .	56
3.4	Integração da MD com outras tecnologias de dessalinização . . . . .	62
<b>4</b>	<b>Metodologia</b>	<b>68</b>
4.1	Problemas físicos . . . . .	68
4.1.1	Planta de DCMD . . . . .	68
4.1.2	Acoplamento com planta híbrida de RO e DCMD . . . . .	70
4.1.3	Componentes dos problemas físicos . . . . .	70
4.1.3.1	Módulo de DCMD . . . . .	72
4.1.3.2	Reator NuScale . . . . .	72
4.2	Modelo físico-matemático . . . . .	74
4.2.1	Planta de DCMD . . . . .	74
4.2.1.1	Módulo de DCMD . . . . .	74
4.2.1.1.1	Propriedades termofísicas . . . . .	76
4.2.1.1.2	Fluidodinâmica . . . . .	80
4.2.1.1.3	Transferência de calor . . . . .	81
4.2.1.1.4	Transferência de massa . . . . .	84
4.2.1.1.5	Solução acoplada . . . . .	86
4.2.1.1.6	Dimensionamento do módulo . . . . .	88
4.2.1.2	Fechamento termo-hidráulico da planta . . . . .	88
4.2.1.3	Análise da extração de vapor . . . . .	91
4.2.1.4	Cálculo da perda de carga . . . . .	92
4.2.1.5	Análise exergética . . . . .	93
4.2.1.6	Análise de sensibilidade . . . . .	93
4.2.1.7	Estudo paramétrico . . . . .	94
4.2.1.8	Otimização da planta . . . . .	94
4.2.1.9	Análise de custo . . . . .	94
4.2.2	Planta de RO . . . . .	98
4.2.3	Integração das plantas de RO e DCMD . . . . .	100
<b>5</b>	<b>Resultados e Discussões</b>	<b>102</b>
5.1	Verificação e validação dos modelos teóricos . . . . .	102
5.1.1	Módulo de DCMD . . . . .	102

5.1.2	Módulo de RO . . . . .	104
5.2	Acoplamento com planta de DCMD . . . . .	107
5.2.1	Análise de sensibilidade . . . . .	109
5.2.2	Estudo paramétrico . . . . .	109
5.2.2.1	Efeito da razão de vazões e da efetividade de recuperação de calor . . . . .	111
5.2.2.2	Efeito da porosidade da membrana . . . . .	115
5.2.2.3	Efeito do comprimento do módulo . . . . .	117
5.2.2.4	Efeito do raio interno da fibra . . . . .	117
5.2.2.5	Efeito da razão de reciclo . . . . .	118
5.3	Análise Exergética . . . . .	122
5.4	Otimização dos parâmetros da planta . . . . .	124
5.4.1	Otimização univariada . . . . .	124
5.4.2	Otimização multivariada . . . . .	127
5.5	Acoplamento com planta híbrida de RO e DCMD . . . . .	131
5.6	Discussões gerais . . . . .	134
5.6.1	Problemas físicos . . . . .	134
5.6.2	Modelo físico-matemático . . . . .	136
<b>6</b>	<b>Conclusões e Sugestões</b>	<b>138</b>
6.1	Sugestões para trabalhos futuros . . . . .	139
<b>Referências Bibliográficas</b>		<b>141</b>

# Listas de Figuras

1.1	Esquema da destilação por membranas de contato direto (DCMD) em contracorrente. . . . .	4
2.1	Módulo do reator NuScale [1]). . . . .	9
2.2	Central nuclear do reator NuScale [1]). . . . .	10
2.3	Trabalho mínimo em função da razão de recuperação para diferentes salinidades da alimentação e do produto (adaptado de Mistry e Lienhard [2]). . . . .	14
2.4	Calor mínimo em função da razão de recuperação para diferentes salinidades da alimentação e do produto (adaptado de Mistry e Lienhard [2]). . . . .	14
2.5	<i>GOR</i> reversível em função da razão de recuperação para diferentes salinidades da alimentação e do produto (adaptado de Mistry e Lienhard [2]). . . . .	15
2.6	Esquema da dessalinização por MSF (adaptado de Miller [3]). . . . .	16
2.7	Esquema da dessalinização por MED (adaptado de Miller [3]). . . . .	17
2.8	Esquema da dessalinização por MVC com um único efeito (adaptado de Miller [3]). . . . .	18
2.9	Esquema da dessalinização por RO (adaptado de Miller [3]). . . . .	19
2.10	Comparação entre as principais tecnologias osmóticas (adaptado de Touati [4]). . . . .	21
2.11	Perfil de temperaturas e concentrações da destilação por membranas. . . . .	22
2.12	Esquema da destilação por membranas de contato direto (DCMD). . . . .	25
2.13	Esquema da destilação por membranas com espaçamento de ar (AGMD). . . . .	26
2.14	Esquema da destilação por membranas a vácuo (VMD). . . . .	27
2.15	Esquema da destilação por membranas com gás de arraste (SGMD). . . . .	28
2.16	Permeador (a) de placas, (b) de fibras oca e (c) spiral wound (adaptado de Comitte <i>et al.</i> [5]). . . . .	29
2.17	Arranjo de resistências à difusão do solvente na DCMD segundo o DGM. . . . .	31

2.18 Camada limite mássica (adaptado de Çengel [6]). . . . .	32
3.1 (a) Produção relativa de água e (b) salinidade do produto como funções da temperatura da alimentação [7]. . . . .	37
3.2 Acoplamento proposto para o reator IRIS via MED (adaptado de Ingersoll <i>et al.</i> [8]). . . . .	38
3.3 Custo da água dessalinizada para diferentes acoplamentos e taxas de juros (adaptado de Alonso <i>et al.</i> [9]). . . . .	39
3.4 Potência elétrica do reator NuScale em função da produção de água para diferentes acoplamentos (adaptado de Ingersoll <i>et al.</i> [10]). . . .	41
3.5 Eficiência de cogeração do reator AP1400 em função da tecnologia de dessalinização e da produção de água (adaptado de Abdoelatef <i>et al.</i> [11]). . . . .	42
3.6 Fluxo mássico e eficiência térmica como funções (a) da temperatura de entrada da alimentação e (b) da vazão volumétrica de entrada do permeado (adaptado de Cheng <i>et al.</i> [12]). . . . .	44
3.7 GOR, eficiência térmica e razão de recuperação como funções da vazão volumétrica relativa (adaptado de Long <i>et al.</i> [13]). . . . .	46
3.8 <i>GOR</i> como função da razão entre as vazões mássicas da alimentação e do permeado (adaptado de Guan <i>et al.</i> [14]). . . . .	48
3.9 <i>GOR</i> como função das vazões da alimentação e do permeado (adaptado de Guan <i>et al.</i> [14]). . . . .	48
3.10 Fluxo mássico de destilado e temperaturas bulk de ambas as fases em função da coordenada axial adimensional do permeador (adaptado de Lisboa <i>et al.</i> [15]). . . . .	49
3.11 Fluxograma da planta de DCMD com sistema de recuperação de calor proposto por Dutta <i>et al.</i> [16] (adaptado). . . . .	50
3.12 Fluxograma da planta de dessalinização com sistema de recuperação de calor proposto por Lisboa <i>et al.</i> [17] (adaptado). . . . .	51
3.13 Gráficos do (a) <i>GOR</i> e da (b) razão de recuperação como funções do comprimento do módulo de DCMD (adaptado de Sampaio <i>et al.</i> [18]).	54
3.14 Representação esquemática do acoplamento utilizando dois ciclos de Rankine em paralelo (adaptada de Sampaio <i>et al.</i> [19]). . . . .	55
3.15 Superfície de resposta para (a) fluxo mássico de destilado, (b) <i>GOR</i> , (c) produção total de destilado e (d) índice $D_m$ , como funções da temperatura de entrada e a velocidade da alimentação [20]. . . . .	59
3.15 Superfície de resposta para (a) fluxo mássico de destilado, (b) <i>GOR</i> , (c) produção total de destilado e (d) índice $D_m$ , como funções da temperatura de entrada e a velocidade da alimentação [20] (continuação).	60

3.16	Fronteiras de pareto no gráfico do <i>GOR</i> como função da razão de recuperação para diferentes salinidades e razões de vazões [13]. . . . .	61
3.17	Comparação entre diferentes tecnologias (simples e híbridas) de desalinização [21]. . . . .	63
3.18	<i>GOR</i> em função do fator de concentração (CF) para diferentes temperaturas da alimentação da DCMD [22]. . . . .	65
3.19	Esquema da planta de dessalinização híbrida do tipo RO+MD+PRO (adaptada de Kim <i>et al.</i> [23]). P: permeado; A: alimentação; SE: solução de extração. . . . .	66
4.1	Esquema do acoplamento do reator com planta de DCMD. . . . .	69
4.2	Esquema do acoplamento híbrido do reator com planta de RO+DCMD. . . . .	71
4.3	Representação ilustrativa do módulo de DCMD e uma seção cilíndrica do seu interior. . . . .	72
4.4	Fluxograma do circuito secundário do reator NuScale. . . . .	73
4.5	Representação do módulo de DCMD como meio poroso e seus principais parâmetros geométricos. . . . .	75
4.6	Representação do elemento de volume diferencial da membrana. . . . .	83
4.7	Algoritmo iterativo de solução acoplada do módulo de DCMD. . . . .	87
5.1	<i>GOR</i> em função da temperatura de entrada da alimentação sob as condições de (a) Wang <i>et al.</i> [24] (b) Yang <i>et al.</i> [25]. . . . .	103
5.2	Perda de carga em função da velocidade real do fluido para escoamento (a) no casco, e (b) no interior das fibras. . . . .	105
5.3	Análise fatorial considerando (a) o <i>GOR</i> e (b) a área da membrana $A_m$ , sem reciclo e recuperação de calor; (c) o <i>GOR</i> e (d) a área da membrana $A_m$ , com reciclo e recuperação de calor ( $R = 100$ , $\varepsilon = 0,75$ ). Parâmetros: A - raio interno da fibra ( $r_{fi}$ ); B - espessura da membrana ( $\delta$ ); C - condutividade térmica do polímero ( $k_{pl}$ ); D - diâmetro do poro ( $d_p$ ); E - porosidade da membrana ( $\phi_m$ ); F - comprimento do módulo ( $L$ ); G - velocidade superficial do permeado ( $v_p$ ); H - velocidade superficial da alimentação ( $v_a$ ). . . . .	110
5.4	<i>GOR</i> como função da razão de vazões $v_a/v_p$ para diferentes valores de efetividade $\varepsilon$ para $R=0$ (a) com extração de vapor no ponto 1, e (b) com extração de vapor no ponto 2. . . . .	112
5.5	Perfil de temperatura ao longo do comprimento do módulo para (a) $v_a/v_p = 0,10$ e (b) $v_a/v_p = 1,00$ . . . . .	114
5.6	(a) <i>GOR</i> e fluxo mássico de água destilada, e (b) produção total de água destilada e área total de membrana, como funções da razão de vazões. . . . .	116

5.7	<i>GOR</i> como função da razão de vazões $v_a/v_p$ para diferentes valores de porosidade $\phi_m$ . . . . .	117
5.8	<i>GOR</i> como função da razão de vazões $v_a/v_p$ para diferentes comprimentos $L$ . . . . .	118
5.9	<i>GOR</i> em função da razão de velocidade superficial $v_f/v_p$ para diferentes valores de raio interno da fibra $r_{fi}$ . . . . .	119
5.10	(a) <i>GOR</i> e razão de recuperação $r$ , e (b) produção total de água e área de membrana, como funções da razão de reciclo $R$ . . . . .	120
5.11	<i>GOR</i> como função da razão de vazões $v_a/v_p$ para diferentes valores de razão de reciclo $R$ com (a) $\varepsilon=0$ e (b) $\varepsilon=0,75$ . . . . .	121
5.12	$\eta_{II}$ como função da razão de vazões $v_a/v_p$ para diferentes valores de efetividade $\varepsilon$ para (a) $R=0$ e extração de vapor no ponto 1, e (b) $R=0$ e extração de vapor no ponto 2. . . . .	123
5.13	Superfícies de resposta para (a) o <i>GOR</i> e (b) a área total da membrana $A_m$ , como funções da razão de vazões $v_a/v_p$ e do comprimento adimensional do módulo $L^*$ , considerando a planta com extração total no ponto 1, com $\varepsilon = 0,75$ ; $R = 100$ ; $0,5 < v_a/v_p < 10$ ; $0,25 < L^* < 5,0$ . . . . .	125
5.14	Superfícies de resposta para (a) o <i>GOR</i> e (b) a área total da membrana $A_m$ , como funções da razão de velocidade superficial $v_a/v_p$ e do comprimento adimensional do módulo $L^*$ , considerando a planta com extração total no ponto 2, com $\varepsilon = 0,75$ ; $R = 100$ ; $0,5 < v_a/v_p < 10$ ; $0,25 < L^* < 7,0$ . . . . .	126
5.15	<i>GOR</i> em função da área da membrana $A_m$ para diferentes configurações da planta, com $\varepsilon = 0,75$ ; $R = 100$ ; $0,5 < v_a/v_p < 10$ ; $1,0 < r_{fi} < 2,0$ ; $0,25 < L^* < 5,0$ (para a planta com extração total no ponto 1); $0,25 < L^* < 7,0$ (para a planta com extração total no ponto 2). . . . .	127
5.16	Potência elétrica $W_e$ em função da produção total de água destilada $P$ para o acoplamento proposto com DCMD e para o acoplamento com outras tecnologias de dessalinização (Ingersoll <i>et al.</i> [10]). . . . .	131
5.17	Vazão de alimentação da planta de DCMD $Q_{a-e}$ em função da razão de reciclo para diferentes valores de razão de vazões $v_a/v_p$ e razões de divisão da salmoura $BDR$ , considerando $\varepsilon = 0,75$ . . . . .	133

# **Lista de Tabelas**

2.1	Classificação da água de acordo com o teor de sais dissolvidos [26] . . . . .	11
2.2	Classificação da potabilidade da água de acordo com o teor de sais dissolvidos [27]. . . . .	11
3.1	Otimização do fluxo mássico de destilado em um módulo de AGMD [28]. . . . .	57
3.2	Otimização do consumo específico de energia em um módulo de AGMD [28]. . . . .	57
4.1	Parâmetros do vapor nos pontos de extração 1 e 2. . . . .	73
4.2	Sistema de classificação do vapor em função de sua pressão [29]. . . . .	74
4.3	Principais parâmetros físicos e geométricos do módulo de DCMD. . . . .	75
4.4	Parâmetros da análise de custo ajustados de Al-Obaidani [30]. . . . .	95
5.1	Parâmetros do Modelo . . . . .	106
5.2	Parâmetros do Modelo . . . . .	106
5.3	Valores adotados para os parâmetros físicos e geométricos do módulo (com base na configuração de Yang <i>et al.</i> [25]). . . . .	108
5.4	Resumo das configurações estudadas. . . . .	129
5.5	Parâmetros e resultados obtidos para diferentes configurações de plantas híbridas e diferentes pontos de operação. . . . .	134

# Capítulo 1

## Introdução

Segundo aponta o relatório de 2022 do Fórum Econômico Mundial [31], que monitora a percepção de risco da sociedade, a mudança climática é atualmente o risco mais severo à humanidade. Entre os dez riscos que compõem este ranking, também aparecem outros fatores socio-ambientais, como a crise de produção de recursos naturais e a perda da biodiversidade [31]. Considerando as projeções do Painel Intergovernamental sobre Mudanças Climáticas (IPCC, do Inglês) [32], a mudança do clima já está afetando a segurança hídrica em diversas regiões do planeta. Períodos de seca cada vez mais longos ameaçam a disponibilidade da água, enquanto no outro extremo, precipitações extremas e enchentes mais frequentes ameaçam a qualidade dos recursos hídricos [32]. O aumento do estresse hídrico, associado ao crescimento da população mundial, projetado em até 57 % até 2100 pela Organização das Nações Unidas (ONU) [33], vem impulsionando a comunidade científica a buscar alternativas cada vez mais sustentáveis para a dessalinização da água dos oceanos, que correspondem a 97,5 % de toda a água no planeta.

Paralelamente, o desenvolvimento dos reatores modulares pequenos, ou SMRs (sigla em inglês para small modular reactors) vem crescendo devido às suas principais vantagens: elevada segurança e construção mais simples. Após o acidente de Fukushima, a percepção mundial sobre a energia nuclear foi abalada, resultando em uma série de desinvestimentos no setor. A produção de energia por fontes renováveis, como eólica, solar e geotérmica, cresceu bastante nas últimas décadas, porém, devido à oscilação das condições naturais e às limitações tecnológicas das baterias atuais em estocar energia em larga escala, estas fontes energéticas são capazes de suprir apenas uma parcela da demanda total da população. Devido a este motivo e ao compromisso dos países em reduzir a emissão de gases de efeito estufa, a energia nuclear vem recuperando aos poucos a confiança dos legisladores em todo o mundo. Com a crise energética que se intensificou no mundo em 2022, principalmente no continente europeu, devido à crise geopolítica com a Rússia, que é um dos principais produtores mundiais de combustíveis fósseis, espera-se que haja uma aceleração no desenvolvi-

mento de reatores nucleares modernos nos próximos anos, em grande parte SMRs, que representam uma revolução não só na tecnologia, como também no modelo de negócios no setor nuclear. Com projetos menores e mais baratos, embora não sejam tão econômicos quanto os reatores tradicionais, os SMRs são mais atrativos para investidores e podem servir como ferramentas para políticas públicas sociais, já que podem ser construídos em regiões remotas, promovendo o fornecimento contínuo de energia elétrica, calor, água dessalinizada, dentre outros possíveis produtos, sendo a proporção de cada um destes e a quantidade total de módulos reatores por instalação adaptadas para atender às necessidades da comunidade local.

## 1.1 Dessalinização nuclear

A produção de água dessalinizada com reatores nucleares é um exemplo de cogereração, que é o termo comumente empregado para descrever a conversão de parte da energia gerada na usina de potência em um determinado produto não elétrico, como por exemplo água dessalinizada, aquecimento, hidrogênio, etc. O termo dessalinização nuclear foi definido pela Agência Internacional de Energia Atômica (IAEA, do inglês *International Atomic Energy Agency*) e consiste no acoplamento de uma planta de dessalinização ao circuito secundário de um reator nuclear. O emprego da dessalinização nuclear iniciou-se na década de 1970 e se intensificou a partir da década de 2010. Atualmente os líderes do setor são Cazaquistão, Índia e Japão, porém outros países, como África do Sul, Arábia Saudita, Argentina, China, Coreia do Sul, Egito, Estados Unidos, Paquistão e Rússia, desenvolveram recentemente ou estão desenvolvendo projetos na área. As principais tecnologias de dessalinização empregadas atualmente são: flash multiestágio (MSF, do inglês), destilação por múltiplos efeitos (MED, do inglês) e osmose inversa (RO, do inglês). Estas tecnologias podem ser usadas de maneira exclusiva ou combinada, dependendo da demanda local e também das características termo-hidráulicas do acoplamento com o reator. Inicialmente as técnicas de destilação, ou térmicas, (MSF e MED) eram empregadas mais comumente, porém, com o avanço das tecnologias de fabricação de membranas, a osmose inversa, que é uma técnica de separação mecânica, tornou-se a tecnologia mais utilizada para dessalinização em todo o mundo. Isto se deve à maior eficiência energética da RO com relação às técnicas térmicas, uma vez que a energia livre de Gibbs necessária para a separação mecânica da água e do sal ( $\Delta g_{sep} \approx 2,7 \text{ kJ/kg}$ ) é muito inferior à energia necessária para a evaporação da água ( $\Delta h_{vap} \approx 2400 \text{ kJ/kg}$ ) [17]. A principal desvantagem da osmose inversa é a qualidade do produto, que apresenta maior teor de sais, em comparação com o produto das técnicas de destilação. Além disso, a osmose inversa não é adequada para o processamento de águas com alto teor de sais e também gera uma alta quantidade de resíduos (água com elevado

teor de sais) que precisam em geral ser tratados antes de serem devolvidos ao meio ambiente.

Visando dar suporte aos países que desejam avaliar a dessalinização como opção de cogeração, a IAEA lançou dois aplicativos que possibilitam realizar análises termodinâmicas, econômicas e de otimização de acoplamentos entre usinas (não só nucleares) e plantas de dessalinização de diferentes tipos. Os aplicativos em questão são o DEEP (Desalination Economic Evaluation Program) [34] e o DE-TOP (Desalination Thermodynamic Optimization Program) [35]. Neles é possível estimar a capacidade total de produção de água, a perda de potência elétrica resultante do acoplamento térmico com a planta de dessalinização, dentre outras variáveis. Por serem simples e objetivos, estes aplicativos são utilizados em grande parte dos estudos em dessalinização nuclear. Neles são contempladas as principais tecnologias utilizadas em dessalinização nuclear (MSF, MED e RO). A destilação por membranas (MD), que é o objeto de estudo desta proposta de tese, apesar de ser considerada uma tecnologia em ascenção, não consta na lista de tecnologias disponíveis nos aplicativos DEEP e DE-TOP. Uma das principais razões para tal, é a escassez de estudos na literatura científica que investigam a aplicação da MD na dessalinização nuclear.

## 1.2 Destilação por membranas

A técnica de destilação por membranas (MD) foi proposta por Findley em 1967 [36] e consiste na extração da água de uma fase salina (alimentação) para uma fase livre de sais (permeado). O meio que separa as duas fases, por onde o vapor é transportado, depende da configuração de MD que é utilizada. A configuração mais simples, e também mais encontrada na prática é a destilação por membranas de contato direto, ou DCMD (sigla em inglês para direct contact membrane distillation), onde as fases encontram-se separadas por uma membrana hidrofóbica com poros por onde o vapor de água flui devido ao gradiente de pressão parcial que existe ao longo da espessura da membrana, como mostra a Figura 1.1.

A MD pode ser utilizada em diversas aplicações industriais, como no tratamento de efluentes, concentração de soluções em geral e dessalinização. Apesar disso, a MD não é comumente utilizada na indústria para a dessalinização de água em larga escala. Isso se deve principalmente à sua baixa eficiência comparada com a RO, que é a principal técnica de dessalinização em larga escala, e com as tecnologias térmicas de dessalinização em múltiplos estágios, como MSF e MED. Porém, a sinergia entre três fatores contribuiu para um aumento expressivo no número de trabalhos recentes em MD: (i) o avanço de tecnologias de fabricação de membranas hidrofóbicas contribuiu para que a eficiência termodinâmica do processo aumentasse significativamente; (ii) por ser uma técnica compatível com fontes de calor de baixa exergia, tornou-se uma

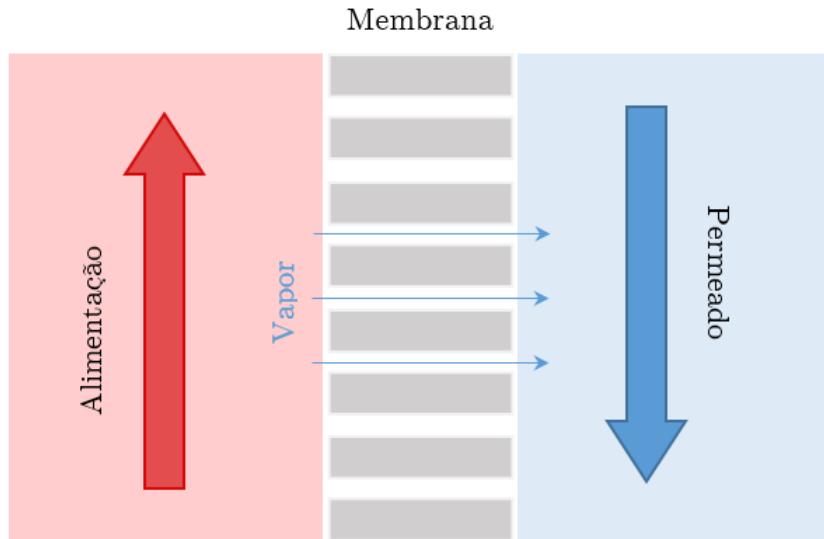


Figura 1.1: Esquema da destilação por membranas de contato direto (DCMD) em contracorrente.

alternativa proeminente para a recuperação do calor que seria rejeitado para o meio ambiente em centrais de potência e plantas químicas; (iii) por ser uma técnica de baixa sensibilidade à salinidade da alimentação, a MD pode ser utilizada para reduzir o teor de água nos efluentes de plantas de dessalinização, reduzindo assim os custos com o tratamento dos resíduos e produzindo ainda mais água. De forma resumida, os avanços na tecnologia de membranas e a necessidade de aprimorar os processos convencionais tornaram a destilação por membranas uma alternativa potencial para diversas aplicações industriais, incluindo a dessalinização.

### 1.3 Motivação

Em virtude das vantagens mencionadas na seção anterior, observou-se uma crescente de estudos na área de destilação por membranas, especialmente na última década. A maioria destes estudos aborda diferentes configurações da MD (que serão discutidas detalhadamente no Capítulo 2), diferentes técnicas de fabricação e tratamento de membranas e, em menor escala, diferentes aplicações da MD, como por exemplo em plantas solares, para concentração de soluções, etc.

Embora existam alguns trabalhos recentes que investigam a MD como tecnologia de dessalinização nuclear, mais especificamente a DCMD [18, 37], este tema permanece ainda muito pouco explorado. Não foram encontrados trabalhos que investigassem, por exemplo, a dessalinização via MD utilizando exclusivamente o calor rejeitado pelo reator.

Sabe-se que os reatores do tipo SMR são fontes de energia apropriadas para as técnicas convencionais de dessalinização nuclear (MSF, MED e RO). Além disso,

a demanda por água potável é elevada em grande parte dos prováveis locais de implementação dos SMRs, já que estes reatores são comumente projetados para atender comunidades em áreas remotas e com escassez de recursos. Considerando este cenário, observou-se a oportunidade de utilização da MD para a cogeração de eletricidade e água dessalinizada em SMRs utilizando tanto o calor rejeitado pelo reator quanto também considerando a extração de vapor de baixa pressão da turbina.

## 1.4 Objetivo

O objetivo geral desta tese é analisar o acoplamento entre um SMR (NuScale) e uma planta de dessalinização por MD, isoladamente ou combinada com a RO, utilizando tanto o calor rejeitado pelo reator quanto o vapor extraído da turbina do reator. Os objetivos específicos da tese são:

- simular o acoplamento com DCMD do reator NuScale, que é atualmente um dos SMRs mais avançados em termos de projeto, utilizando exclusivamente o calor rejeitado pelo reator;
- avaliar o impacto da extração total e parcial de vapor de baixa pressão da turbina do reator no desempenho do acoplamento térmico;
- investigar a influência dos principais parâmetros termo-hidráulicos sobre a eficiência térmica e a área total de membrana requerida pelo processo;
- realizar a comparação entre o processo de dessalinização por MD e por meio de outras técnicas convencionalmente utilizadas em dessalinização nuclear;
- simular a aplicação na dessalinização combinando RO e MD em série e analisar suas vantagens em comparação com a utilização das técnicas isoladas.
- Analisar o custo de produção da água considerando os dois cenários estudados: dessalinização exclusivamente com o calor rejeitado e com extração de vapor de baixa pressão da turbina.

## 1.5 Organização do texto

No Capítulo 1, foram apresentados a introdução ao tema da tese e os objetivos.

No Capítulo 2, será apresentada a fundamentação teórica dos principais temas relacionados a esta tese, como SMRs e técnicas de dessalinização, com enfoque na fenomenologia da MD.

No Capítulo 3, será apresentada a revisão bibliográfica, analisando a produção científica relacionada à dessalinização nuclear e, mais detalhadamente, à destilação por membranas (MD).

No Capítulo 3, serão apresentados os problemas físicos e o modelo físico-matemático utilizado.

No Capítulo 4, serão apresentados a verificação e validação dos modelos utilizados, os resultados obtidos e as discussões.

Finalmente, no Capítulo 5, serão apresentadas as conclusões e as sugestões para trabalhos futuros.

# Capítulo 2

## Fundamentação Teórica

Este capítulo apresenta os conceitos fundamentais essenciais para o desenvolvimento desta tese, abordando os seguintes temas: pequenos reatores modulares (SMRs), dessalinização, destilação por membranas e escoamento em meios porosos.

### 2.1 Pequenos reatores modulares

Pequenos reatores modulares (SMRs, do inglês *small modular reactors*) são uma classe de reatores nucleares que são caracterizados pelo seu tamanho compacto, com capacidade de geração elétrica de até 300 MWe, e sua construção modular, isto é, apresentam construção em módulos, possibilitando a operação tanto de um único reator (módulo) quanto de uma central nuclear com múltiplos reatores (módulos). Devido a essas características, os módulos de SMRs são projetados para serem construídos sob demanda em fábricas e transportados para o local de operação, fazendo com que os SMRs sejam substitutos ideais para usinas termoelétricas tradicionais, podendo contribuir para o processo de descarbonização do setor energético [38].

Os SMRs também são reconhecidos pela sua elevada segurança, que é garantida pela utilização de sistemas de segurança passiva, isto é, sistemas de segurança que apresentam componentes passivas, que se baseiam em forças naturais, como gravidade e convecção natural, dispensando portanto a atuação humana ou de fontes externas de energia. Além disso, SMRs destacam-se por sua flexibilidade de geração de energia. Além de a maioria dos projetos de SMRs apresentarem capacidade de seguimento de carga, ou seja, de ajustar a potência gerada pelo reator conforme a demanda, a energia produzida pode ser utilizada para diversos fins. Isso porque grande parte dos SMRs são considerados apropriados para cogeração nuclear, permitindo a produção de múltiplos produtos, como energia elétrica, calor para aquecimento distrital ou industrial, água dessalinizada, hidrogênio, entre outros [39].

Por serem uma classe de reatores relativamente nova, a maioria dos projetos de SMRs encontra-se ainda em desenvolvimento, com variados níveis de maturidade

tecnológica. Até o momento apenas dois SMRs encontram-se em operação, o reator russo KLT-40S e o reator chinês HTR-PM. Além disso, quatro SMRs encontram-se em estágio avançado de construção na Argentina, Rússia e China [38, 40].

As tecnologias de SMRs podem variar muito. Por exemplo, os projetos em desenvolvimento incluem reatores rápidos e térmicos, arrefecidos a água, gás, metal líquido e sal fundido, além de diferentes tamanhos, desde microrreatores (com potência térmica de até 30 MWt) até SMRs de potência elétrica mais alta (próxima do limite superior de 300 MWe). Por esse motivo, as aplicações dos SMRs são também variadas e incluem geração de energia em terra, no mar (na superfície ou no leito marinho), geração de um ou mais produtos (elétricos ou não elétricos), integração com outras fontes de energia, por exemplo, renováveis [38, 40].

No cenário nacional, destaca-se o desenvolvimento do Labgene (Laboratório de Geração de Energia Nucleoelétrica), projeto conduzido pela Marinha do Brasil que consiste em um reator nuclear do tipo PWR compacto, projetado para operar com potência térmica de 48 MW. Seu principal objetivo é a qualificação da planta nuclear embarcada que será utilizada no futuro Submarino Convencionalmente Armado com Propulsão Nuclear (SCPN). O reator encontra-se atualmente na fase final de montagem eletromecânica do bloco do reator. O início do comissionamento está previsto para 2026.

### 2.1.1 Reator NuScale

Nesta tese, o reator NuScale foi selecionado como objeto de estudo por três principais razões: (i) trata-se de um reator resfriado a água, que representa uma grande parte dos projetos de SMRs em desenvolvimento (cerca de 1/3), (ii) o projeto apresenta um alto grau de maturidade tecnológica (TRL 9) e disponibiliza, em domínio público, todos os dados necessários para a pesquisa desenvolvida nesta tese, (iii) o reator já foi previamente investigado para fins de dessalinização, proporcionando uma base consolidada para a pesquisa desenvolvida.

O reator NuScale, desenvolvido pela empresa norte-americana NuScale Power, é um reator de água pressurizada (PWR, do inglês *pressurized water reactor*) com potência de 77 MWe por módulo. O módulo do reator, que é mostrado na Figura 2.11, apresenta uma configuração integral, isto é, todos os principais componentes do sistema primário, como o núcleo do reator, os geradores de vapor e as bombas de circulação, são integrados em um único vaso de pressão (módulo). Esta configuração não apenas resulta em um design mais compacto, como reduz o risco de vazamentos, contribuindo para uma maior segurança operacional.

O projeto de uma central nuclear baseada no reator NuScale é apresentado na Figura 2.12, onde é mostrado apenas o prédio do reator. Uma única central nuclear



Figura 2.1: Módulo do reator NuScale [1]).

pode conter até 12 módulos do NuScale, podendo gerar até 924 MWe. A central nuclear é projetada de maneira que, em caso de desligamento dos reatores, mesmo que haja perda total do suprimento de energia elétrica, a água da piscina do reator possa remover o calor residual de forma passiva por tempo indefinido, garantindo a integridade dos núcleos e eliminando o risco de derretimento [1].

O ciclo de potência do NuScale é do tipo Rankine, no qual cada módulo é associado a uma turbina, garantindo independência operacional entre os módulos. As turbinas localizam-se em um edifício adjacente ao prédio do reator.

O design do módulo de 50 MWe do reator NuScale recebeu aprovação da Comissão Reguladora Nuclear dos Estados Unidos (NRC, do inglês *Nuclear Regulatory Commission*) em 2020, tornando-se o primeiro SMR a ser licenciado pela agência. Já o projeto do módulo de 77 MWe, que já é considerado pela empresa como o design padrão e mais avançado do NuScale, está em processo de revisão pela NRC, com aprovação prevista para julho de 2025 [1].

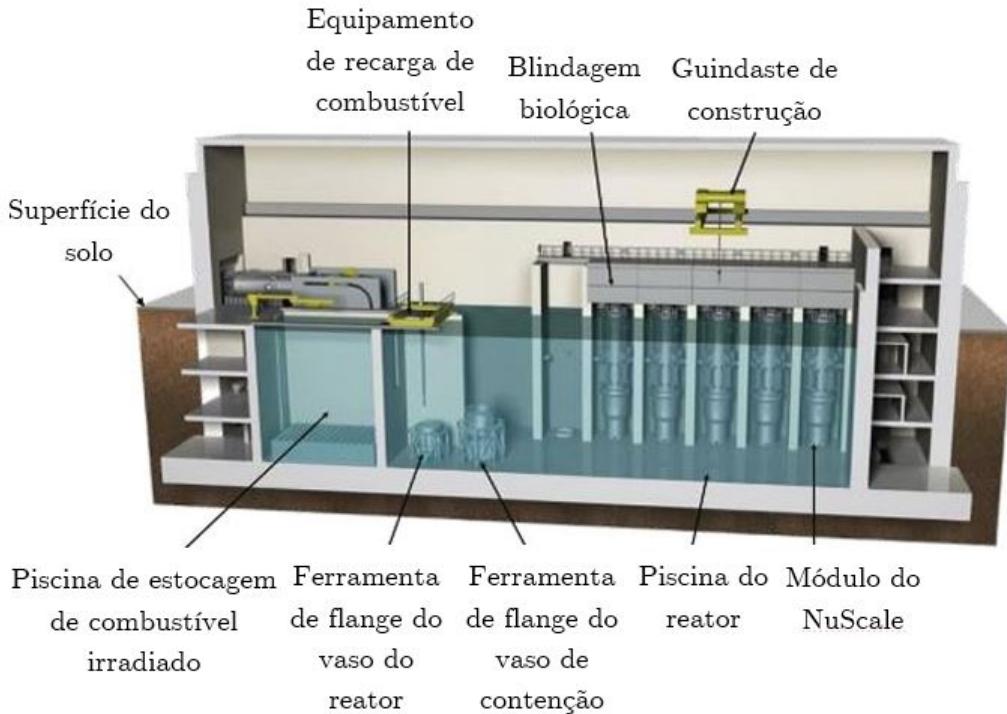


Figura 2.2: Central nuclear do reator NuScale [1]).

## 2.2 Dessalinização

A dessalinização é um processo de separação que visa a produção de água com baixo teor de sais. Nesse contexto, é fundamental compreender as grandezas utilizadas para descrever a concentração de soluto(s) em uma solução aquosa. Uma das principais grandezas utilizadas para este fim é a concentração mássica  $C$ , definida como:

$$C = \frac{m_{sóluto}}{V_{solução}} \quad (2.1)$$

onde  $m_{sóluto}$  é a massa do soluto e  $V_{solução}$  é o volume total da solução. As unidades mais comumente utilizadas para expressar a concentração mássica são o g/l (gramas por litro) e o ppm (parte por milhão), que é equivalente a mg/l (miligrama por litro).

Uma outra medida comumente utilizada é a fração mássica de um soluto na solução  $w$ , que é definida como:

$$w = \frac{m_{sóluto}}{m_{solução}} \quad (2.2)$$

Portanto, a relação entre a concentração  $C$  e a fração mássica  $w$  de um soluto em solução é dada por:

$$w = \frac{C}{\rho_{solução}} \quad (2.3)$$

onde  $\rho_{solução}$  é a densidade da solução.

Quando a concentração mássica é calculada levando em consideração todos os solutos dissolvidos em uma solução, denominamos esta concentração de concentração total de sólidos dissolvidos (TDS, do inglês *total dissolved solids*).

As matérias primas mais comuns para a dessalinização são a água do mar e a água salobra, que ocorre geralmente em locais onde há mistura de água do mar e água doce ou em formações geológicas onde há o contato entre a água doce e rochas que possuem sais em sua composição. A classificação geral da água em função da concentração total de sais dissolvidos (TDS, do inglês) expresso em partes por milhão (ppm) é apresentada na Tabela 2.1 [26].

Tabela 2.1: Classificação da água de acordo com o teor de sais dissolvidos [26].

Classificação	TDS (ppm)
Água doce	< 1.000
Água salobra	1.000 - 10.000
Água salina	10.000 - 30.000
Salmoura	> 30.000

A qualidade do produto final da dessalinização (água dessalinizada) pode ser analizada de acordo com o grau de potabilidade, que é apresentado na Tabela 2.2 em função da concentração total de sais dissolvidos (TDS), segundo a Organização Mundial da Saúde [27].

Tabela 2.2: Classificação da potabilidade da água de acordo com o teor de sais dissolvidos [27].

Classificação	TDS (ppm)
Excelente	300
Boa	300 - 600
Razoável	600 - 900
Baixa	900 - 1.200
Inaceitável	> 1.200

## 2.2.1 Termodinâmica da dessalinização

O estudo da dessalinização, assim como qualquer operação unitária, deve levar em consideração tanto a termodinâmica, quanto os fenômenos de transporte. No que diz respeito à termodinâmica, um dos principais parâmetros para avaliação da

eficiência da dessalinização é o *GOR* (acrônimo em inglês para *gain to output ratio*). Este parâmetro se aplica somente às tecnologias de dessalinização térmicas, isto é, que envolvem evaporação e posterior condensação da água. O *GOR* é definido como a razão entre a entalpia requerida para a vaporização do destilado e a energia total que entra no sistema (Eq. 2.4) [2].

$$GOR = \frac{\dot{m}_d \cdot h_{lv}}{q_0} \quad (2.4)$$

onde  $\dot{m}_d$  é a vazão mássica total de água destilada produzida,  $h_{lv}$  é a entalpia específica de vaporização da água e  $q_0$  é a taxa de calor fornecida para o sistema. O *GOR* pode ser interpretado como o número de vezes que o calor de vaporização é capturado na condensação e reutilizado para vaporizar água adicional. Por esse motivo, os processos de dessalinização em múltiplos estágios (MSF e MED, por exemplo) apresentam *GOR* superior à unidade.

Outro parâmetro importante utilizado para avaliar o desempenho da dessalinização, que se aplica a todas as tecnologias, tanto térmicas quanto mecânicas, é a razão de recuperação ( $r$ ), que é definida como a razão entre a vazão mássica do produto  $\dot{m}_p$  (água dessalinizada) e a vazão mássica da alimentação  $\dot{m}_a$  (água salina) [2]:

$$r = \frac{\dot{m}_p}{\dot{m}_a} \quad (2.5)$$

### 2.2.1.1 Análise Exergética

A análise exergética é uma ferramenta amplamente utilizada na avaliação de processos industriais. Esta análise possibilita a identificação e quantificação das irreversibilidades presentes no sistema, responsáveis pela destruição da exergia, ou seja, da capacidade do sistema de realizar trabalho útil. Quando aplicada à dessalinização, diversas abordagens metodológicas de análise exergética são encontradas na literatura científica. De maneira geral, os pesquisadores utilizam balanços de exergia nos diferentes componentes da planta (como trocadores de calor, bombas e módulo de dessalinização) [41, 42], e também na planta como um todo [2, 30, 42–47]. Uma diferença crítica entre as metodologias de análise exergética é a definição da eficiência exergética, ou eficiência da segunda lei. Além de diferentes considerações e aproximações utilizadas no balanço exergético, a definição de exergia fornecida ao sistema, da qual se calcula a eficiência, varia de autor para autor. Uma consequência negativa deste fato é a grande discrepância nas faixas de eficiência observada nos artigos científicos. Nesta tese, optou-se por seguir a definição apresentada por Mishty e Lienhard [2], na qual a eficiência é calculada a partir do trabalho mínimo de separação, no caso das tecnologias mecânicas, ou do calor mínimo de separação, no

caso das tecnologias térmicas. Ambas as grandezas são definidas como a mínima energia necessária para a separação, que, do ponto de vista da termodinâmica, está associada a um processo de separação completamente reversível.

O trabalho mínimo de separação  $W_{min}$  de uma planta de dessalinização é descrito por [2]:

$$\frac{W_{min}}{\dot{m}_p} = (g_p - g_c) - \frac{1}{r}(g_a - g_c) \quad (2.6)$$

onde  $g$  é a energia livre de Gibbs específica e os subscritos  $a$ ,  $p$  e  $c$  indicam alimentação, produto e concentrado (salmoura), respectivamente.

Já o calor mínimo de separação  $q_{min}$  pode ser representado por [2]:

$$\frac{Q_{min}}{\dot{m}_p} = \left(1 - \frac{T_0}{T_a}\right)^{-1} (g_p - g_c) - \frac{1}{r}(g_a - g_c) \quad (2.7)$$

onde  $T_0$  e  $T_a$  são as temperaturas da fonte fria (normalmente a temperatura ambiente) e da fonte quente (temperatura da alimentação), respectivamente.

Na Figura 2.3, é apresentado o trabalho mínimo em função da razão de recuperação para diferentes valores de salinidade da alimentação e do produto ( $x$  é a fração mássica de sal na solução), considerando a temperatura da fonte fria igual a 25 °C. O trabalho mínimo aumenta exponencialmente com a razão de recuperação, isto é, a medida que recupera-se mais água da alimentação, maior é o trabalho mínimo necessário, enquanto soluções de alimentação mais concentradas, demandam maior trabalho. Pode-se concluir que o trabalho mínimo depende fortemente da salinidade da alimentação e da razão de recuperação e depende fracamente da salinidade do produto final [2].

Para tecnologias térmicas de separação, o calor mínimo de separação é apresentado na Figura 2.4 como função da razão  $r$ , da temperatura da alimentação e das salinidades do produto e da alimentação, considerando a temperatura da fonte fria igual a 25 °C e a fração mássica de sais na alimentação  $w_a = 35$  g/kg. O calor de separação aumenta com a razão de recuperação e diminui com a temperatura da alimentação. Portanto, uma alimentação mais quente apresenta menor calor mínimo de separação. A concentração de sal no produto final influencia fracamente o valor de  $q_{min}$  e esta influência é mais pronunciada a baixas temperaturas de alimentação. Como pode ser visto na Figura 2.4, o produto com alto grau de pureza demanda uma quantidade um pouco maior de calor de separação [2].

Considerando ainda as tecnologias térmicas, pode-se definir o *GOR* reversível como o *GOR* máximo que pode ser obtido em uma operação de separação, isto é:

$$GOR_{rev} = \frac{\dot{m}_p \cdot \Delta h_{vap}}{q_{min}} \quad (2.8)$$

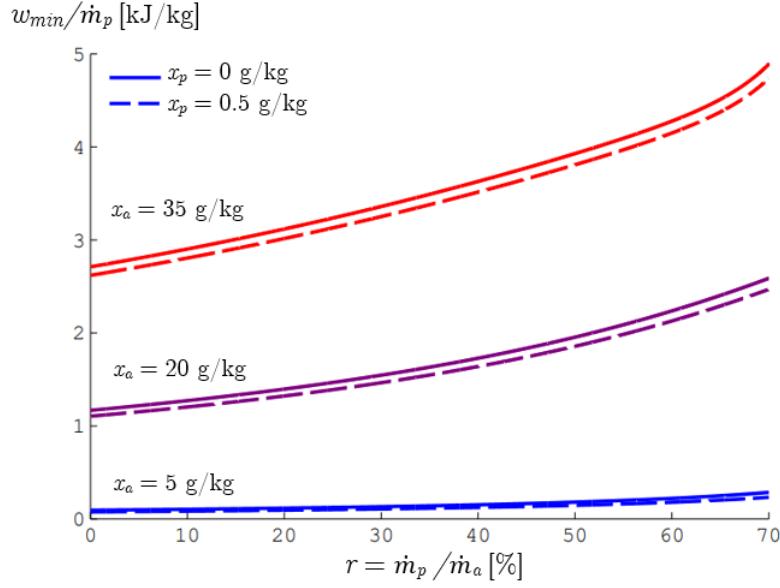


Figura 2.3: Trabalho mínimo em função da razão de recuperação para diferentes salinidades da alimentação e do produto (adaptado de Mistry e Lienhard [2]).

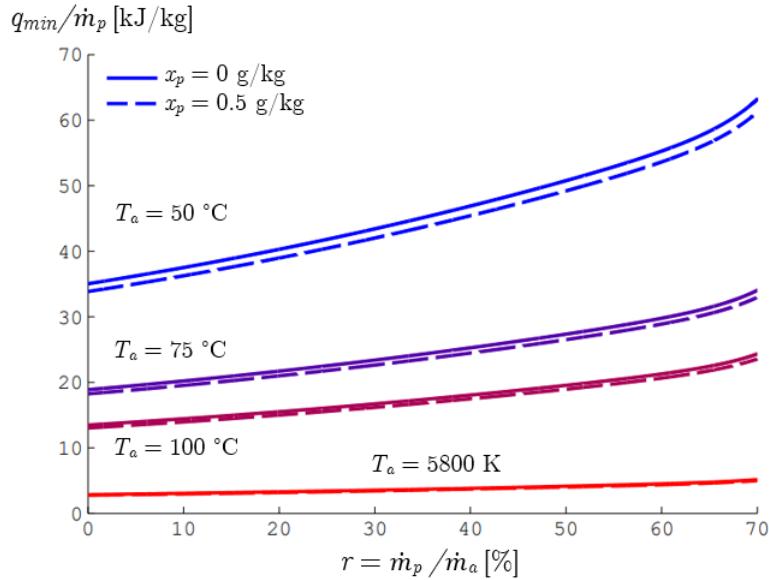


Figura 2.4: Calor mínimo em função da razão de recuperação para diferentes salinidades da alimentação e do produto (adaptado de Mistry e Lienhard [2]).

Na Figura 2.5, é apresentado o *GOR* reversível como função de  $r$  para diferentes valores de  $T_a$ , considerando a  $T_0 = 25$  °C e  $x_a = 35$  g/kg. É possível concluir que o valor máximo de *GOR* diminui à medida que a razão de recuperação aumenta e a temperatura da alimentação diminui. O valor do *GOR* máximo apresentado na Figura 2.5 supõe que o processo de separação seja completamente reversível. Na prática, as irreversibilidades presentes no sistema, como provenientes da transferência de calor em condensadores e trocadores de calor, do escoamento, e da transferência de massa, fazem com que na maioria dos projetos de dessalinização, o *GOR*

seja consideravelmente inferior ao  $GOR$  máximo (reversível).

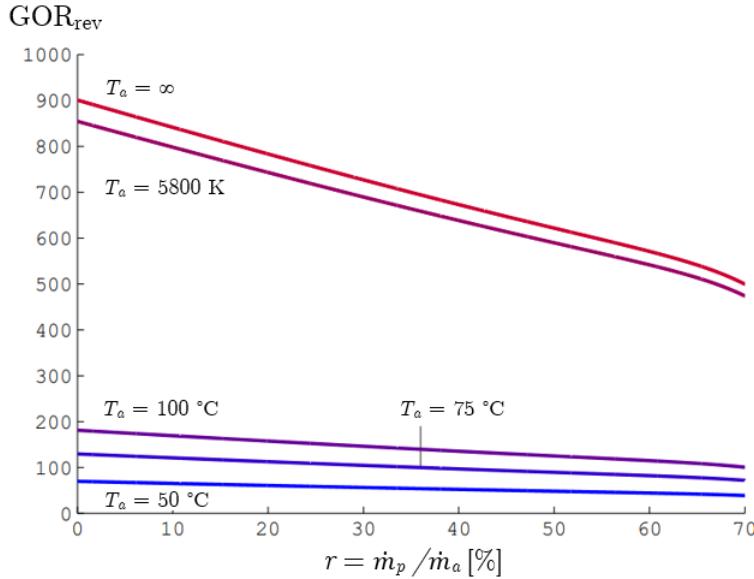


Figura 2.5:  $GOR$  reversível em função da razão de recuperação para diferentes salinidades da alimentação e do produto (adaptado de Mistry e Lienhard [2]).

Por fim, a eficiência da segunda lei pode ser definida para processos mecânicos e térmicos da seguinte maneira [2, 46]:

$$\eta_{II} = \frac{W_{min}^{abs}}{W_{sep}} \quad (2.9)$$

$$\eta_{II} = \frac{Q_{min}^{abs}}{Q_{sep}} \quad (2.10)$$

onde  $W_{sep}$  e  $Q_{sep}$  são o trabalho e o calor fornecidos para a separação, enquanto  $W_{min}^{abs}$  e  $Q_{min}^{abs}$  são o trabalho e o calor mínimos absolutos, isto é,  $W_{min}$  e  $Q_{min}$  considerando uma razão de recuperação infinitesimal:

$$W_{min}^{abs} = \lim_{r \rightarrow 0} W_{min} \quad (2.11)$$

$$Q_{min}^{abs} = \lim_{r \rightarrow 0} Q_{min} \quad (2.12)$$

## 2.2.2 Principais tecnologias de dessalinização

A escolha da tecnologia de dessalinização ideal para um projeto depende de fatores como o tipo da água a ser dessalinizada e a disponibilidade de energia (elétrica e/ou térmica). As tecnologias de dessalinização mais utilizadas na indústria atualmente são: flash multiestágio (MSF), destilação por múltiplos efeitos (MED), compressão de vapor (VC) e osmose inversa (RO). Estas tecnologias podem ser

utilizadas individualmente ou de maneira híbrida (associação entre duas ou mais tecnologias) e podem ser classificadas de acordo com a força motriz que é utilizada para a separação: as tecnologias térmicas (MSF e MED) utilizam a energia térmica extraída de um reservatório de calor (tipicamente um fluido de trabalho) enquanto as tecnologias mecânicas (RO) utilizam a energia mecânica como força motriz. A compressão de vapor (VC), por sua vez, pode ser tanto térmica quanto mecânica, como será discutido em detalhes na Seção 2.2.2.3. Também é comum classificar as tecnologias baseando-se no tipo de fonte de energia que é utilizada: tecnologias térmicas (tipicamente MSF e MED) e as tecnologias elétricas (tipicamente RO) [48].

### 2.2.2.1 Flash multiestágio (MSF)

A destilação por flash multiestágio é uma das primeiras tecnologias que surgiram para a dessalinização em larga escala. Como é mostrado na Figura 2.6, a MSF consiste na associação em série de tambores de destilação súbita (flash, em inglês). Um maior número de estágios implica em maior eficiência de separação, que pode ser medida pelo GOR, e também em maiores custos de construção e operação. Portanto, existe um número ideal de estágios para cada projeto (tipicamente de 20 a 30 estágios para a dessalinização de água do mar). O primeiro estágio é o que possui a maior pressão e cada estágio que se segue possui a pressão menor, até o último. A corrente de alimentação de água salina entra no último estágio, é aquecida gradativamente ao percorrer os estágios em ordem decrescente. Isto ocorre pois cada estágio tende a atingir o equilíbrio entre as fases líquido e vapor e, como a pressão diminui de um estágio para o seguinte, a temperatura de saturação também diminui à medida que o número do estágio aumenta. Após ser aquecida nos estágios, a corrente de água salina é aquecida na caldeira e percorre todos os estágios em ordem crescente. Em cada estágio, uma porção de água da corrente de alimentação é vaporizada, condensada e coletada. O produto (água destilada) e o subproduto (salmoura concentrada) são retirados do último estágio [3, 49].

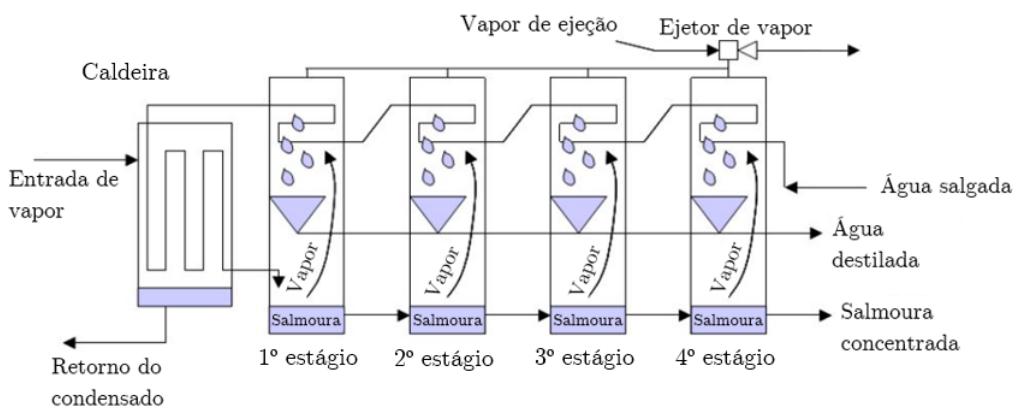


Figura 2.6: Esquema da dessalinização por MSF (adaptado de Miller [3]).

### 2.2.2.2 Destilação por múltiplos efeitos (MED)

A destilação por múltiplos efeitos consiste na associação de efeitos em série, onde a pressão e, consequentemente, a temperatura de saturação, decrescem com o número do efeito, de maneira similar à MSF. O vapor proveniente de cada efeito condensa ao passar pelo efeito seguinte de mais baixa temperatura. Como mostra a Figura 2.7, a alimentação (água salina) é preaquecida com o vapor proveniente do último efeito e é então aspergida em cada efeito, onde é atingido o equilíbrio líquido-vapor. Na configuração mais comum, forma-se um filme líquido ao redor da parede externa do tubo por onde circula o vapor. Devido à salinidade, o filme líquido está sujeito à incrustação e, por este motivo, a MED não era tão utilizada no início e a MSF se consolidou como a principal tecnologia térmica de dessalinização. Sabe-se hoje que a MED apresenta menos perdas de energia por irreversibilidades do que a MSF, logo o *GOR* da MED é maior que o da MSF para processos com número igual de estágios e efeitos. Além disso, a MED é compatível com fontes energéticas de mais baixa exergia, como a temperaturas abaixo de 70°C. As temperaturas mais baixas contribuem para a redução da corrosão e da incrustação no exterior dos tubos. Por outro lado, utilizando materiais mais caros, a MED pode operar até cerca de 130 °C [3, 48].

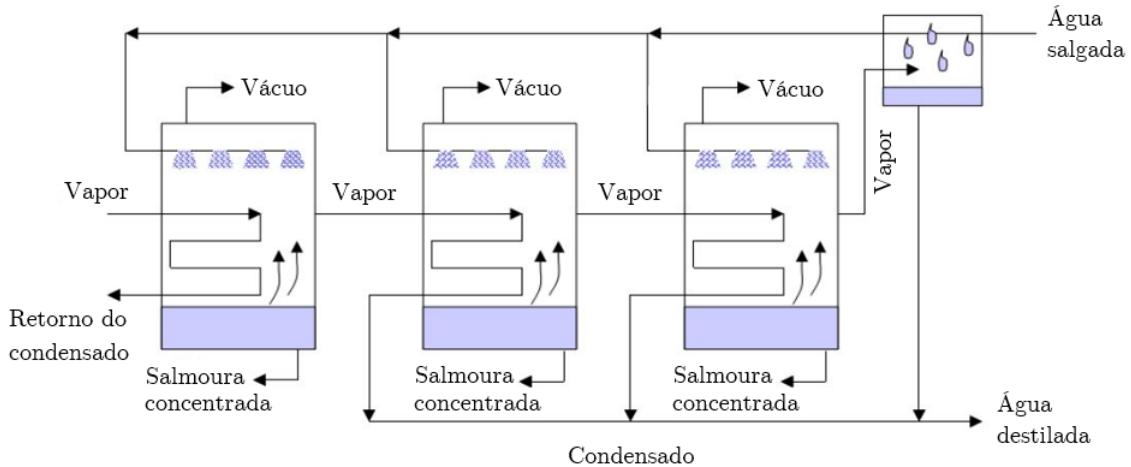


Figura 2.7: Esquema da dessalinização por MED (adaptado de Miller [3]).

### 2.2.2.3 Compressão de vapor (VC)

A compressão de vapor (VC, do inglês) consiste em fornecer o calor de vaporização necessário para um determinado processo de destilação através da compressão do vapor, ao invés de aquecimento em trocadores de calor. Esta compressão pode ser mecânica (MVC, do inglês) ou térmica (TVC, do inglês). Enquanto a MVC utiliza um compressor mecânico, a TVC utiliza um ejetor, onde vapor de alta pressão é utilizado como fluido de trabalho para comprimir e aquecer o vapor de

mais baixa pressão. A MVC é comumente utilizada em instalações que produzem até 3.000 m<sup>3</sup>/dia de água, enquanto a TVC é utilizada em instalações que produzem até 20.000 m<sup>3</sup>/dia. Isto deve-se ao fato de que o consumo específico de energia da MVC independe do número de estágios, enquanto o consumo específico de energia da TVC diminui à medida que aumenta-se o número de estágios. A MVC e a TVC são tipicamente associadas à MED, embora possam ser associadas a quaisquer tecnologias de destilação. Na Figura 2.8 é apresentado o esquema da MVC associada a um único efeito (MED). O vapor de água que sai do efeito passa pelo compressor, onde é comprimido e aquecido, passa pelo efeito novamente, mas desta vez pelo lado quente (tubo) e depois é utilizado para pré-aquecer a água salina de alimentação do efeito [3, 49].

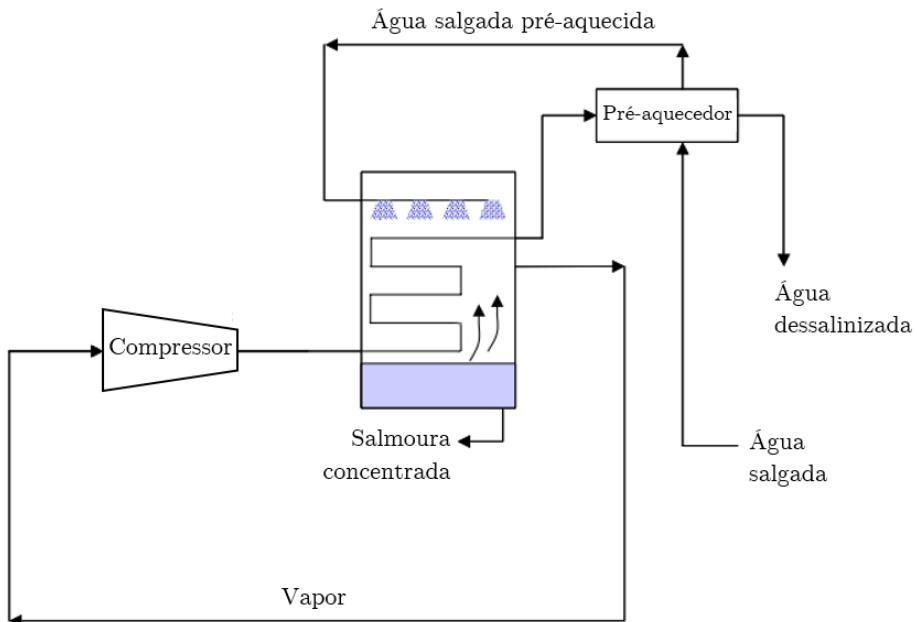


Figura 2.8: Esquema da dessalinização por MVC com um único efeito (adaptado de Miller [3]).

#### 2.2.2.4 Osmose inversa (RO)

A osmose inversa é a principal tecnologia utilizada atualmente para a dessalinização de águas. Enquanto a osmose é um processo natural onde o solvente é transportado através de uma membrana semipermeável, do lado de menor concentração de soluto para o lado de maior concentração, a fim de equilibrar a diferença de pressão existente entre os dois lados, a RO consiste no fenômeno inverso: uma pressão superior à diferença de pressão osmótica entre os dois lados é aplicada sobre o fluido de maior concentração, promovendo a transferência do solvente no sentido oposto (da maior para a menor concentração).

Quando uma solução é separada do seu solvente puro por uma membrana se-

mipermeável, a diferença de pressão entre os dois lados é definida como pressão osmótica ( $\pi$ ) e é calculada por meio da equação de van't Hoff [50]:

$$\pi = icRT \quad (2.13)$$

onde  $i$  é o fator de van't Hoff (número de espécies em solução),  $c$  é a concentração de soluto,  $R$  é a constante dos gases ideais e  $T$  é a temperatura.

A membrana semipermeável utilizada na RO deve apresentar alta seletividade, isto é, deve apresentar baixa resistência ao transporte da água e alta rejeição de sais. O fluxograma do processo de dessalinização por osmose inversa é apresentado na Figura 2.9. A alimentação passa por um pré-tratamento onde são removidas as partículas em suspensão, os micro-organismos e alguns minerais. A etapa de pré-tratamento eleva consideravelmente os custos do processo e é indispensável já que a RO apresenta alta sensibilidade à incrustação e o aumento da concentração de sais próximo à membrana induz resistência ao transporte de água, reduzindo a eficiência do processo.

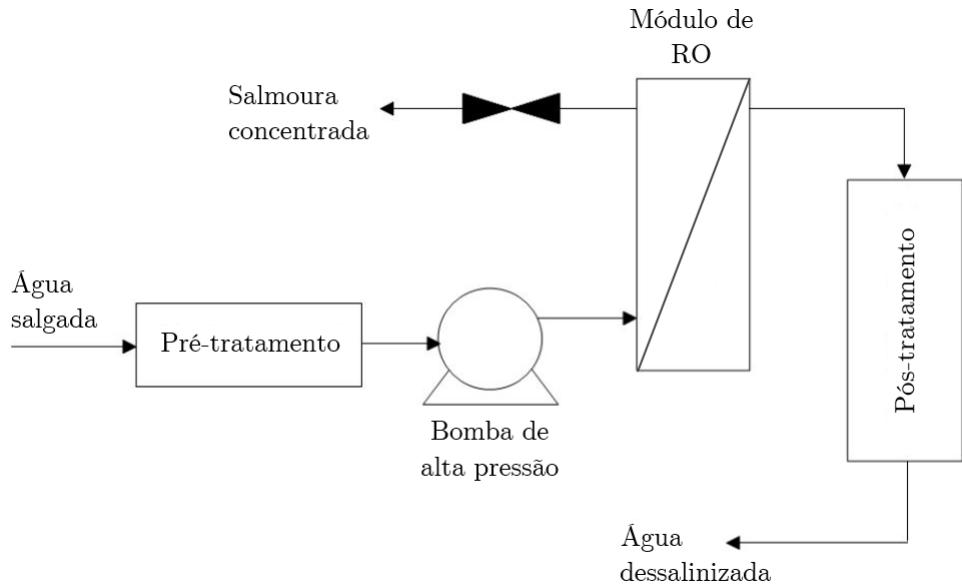


Figura 2.9: Esquema da dessalinização por RO (adaptado de Miller [3]).

### 2.2.3 Tratamento de efluentes

Os subprodutos mais comuns em plantas de dessalinização são: salmoura (solução salina concentrada), rejeitos químicos (principalmente relacionados ao pré-tratamento) e rejeitos sólidos (retirados da água por filtração). A salmoura, que corresponde a maior parte do volume dos efluentes líquidos gerados no processo de dessalinização, geralmente possui uma concentração de sal significativamente su-

perior aos limites estabelecidos pelas normas ambientais para descarte em corpos hídricos, seja em rios, lagos ou até mesmo no mar. Os impactos do descarte indevido da salmoura podem ser drásticos para a vida marinha, comprometendo o equilíbrio osmótico dos organismos aquáticos, podendo causar estresse fisiológico, mortalidade ou deslocamento de espécies. Para mitigar esses efeitos, a salmoura deve ser submetida a um tratamento adequado, que geralmente inclui a diluição controlada da solução para reduzir sua salinidade ou, alternativamente, a concentração do efluente, frequentemente seguida pela cristalização dos sais.

Seja para a diluição da salmoura ou para a concentração desta, as principais tecnologias utilizadas são a destilação por membranas (MD), a osmose direta (FO, do inglês *forward osmosis*) e a osmose retardada por pressão (PRO, do inglês *pressure-retarded osmosis*). Enquanto a destilação por membranas, que é o objeto principal de estudo desta tese, será abordada em detalhes na seção seguinte, as tecnologias osmóticas (FO e PRO) serão aqui brevemente comentadas.

Na Figura 2.10, pode-se ver de maneira ilustrada o princípio de funcionamento das três principais tecnologias de separação por osmose: RO, FO e PRO. A principal semelhança entre as três tecnologias é a presença da membrana semipermeável separando as duas soluções, uma com maior concentração salina que a outra, gerando um gradiente de pressão osmótica entre os dois lados da membrana.

Como foi mencionado na Seção 2.2.2.4, no caso da osmose inversa (RO), deve-se aplicar uma pressão na alimentação superior à diferença de pressão osmótica ( $\Delta\pi$ ) para que a água seja transferida da solução mais concentrada (alimentação) para a menos concentrada (permeado). De maneira oposta, no caso da osmose direta (FO), a água é transferida da alimentação (solução menos concentrada) para a solução de extração (mais concentrada), sem a ação de forças externas, até que a diferença de pressão hidrostática entre os dois lados se iguale à diferença de pressão osmótica. Já a osmose retardada por pressão (PRO) é bastante semelhante à FO, porém uma pressão moderada ( $\Delta P < \Delta\pi$ ) é aplicada na solução de extração, permitindo a conversão parcial da energia osmótica em energia mecânica ou elétrica.

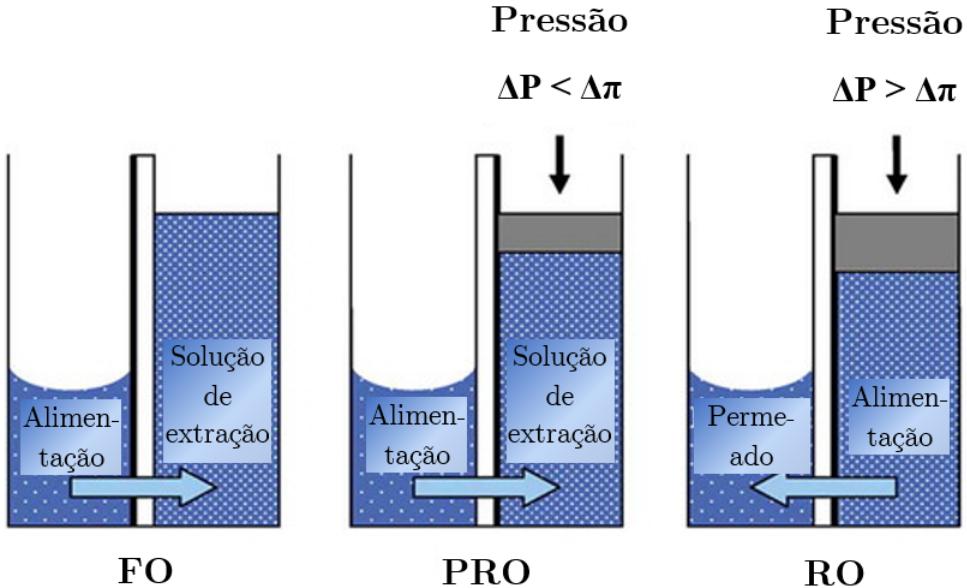


Figura 2.10: Comparação entre as principais tecnologias osmóticas (adaptado de Touati [4]).

## 2.3 Destilação por membranas

Uma tecnologia alternativa de dessalinização que tem atraído crescente interesse tanto da academia quanto da indústria é a destilação por membranas (MD). A tecnologia de destilação por membranas foi patenteada nos Estados Unidos por Bodell (enviada em 1963 e aceita em 1968) [51] e os primeiros resultados experimentais foram publicados por Findley [36] em 1967. Esta tecnologia permite a separação da água, que é transportada através de uma membrana hidrofóbica em fase vapor, movida pelo gradiente de pressão parcial existente ao longo da espessura da membrana. Este gradiente deve-se à diferença de temperatura entre o lado da alimentação (água salina de onde se deseja retirar a água), e o lado do permeado (água pura onde deseja-se adicionar a água retirada da alimentação). Além da dessalinização, que é o objeto de estudo desta tese, a MD pode ser aplicada a uma variada gama de processos industriais, como concentração de soluções, fracionamento de líquidos orgânicos, dentre outros [52].

Devido à baixa eficiência térmica, a técnica de destilação por membranas não recebeu muita atenção durante as décadas de 60 e 70. Já na década de 80, quando foram criadas as primeiras membranas hidrofóbicas com porosidades acima de 80 % e espessuras tão delgadas quanto  $50 \mu\text{m}$ , o interesse da comunidade científica pelo assunto começou a crescer, e intensificou-se a partir dos anos 2000, com o aumento da preocupação global com a sustentabilidade e, consequentemente, com a necessidade de otimizar os processos industriais. Uma das principais vantagens em relação às demais tecnologias térmicas de dessalinização, como MED e MSF, é que a

MD é capaz de operar a temperaturas e pressões mais baixas, fornecendo um fluxo de destilado considerável nestas condições, possibilitando portanto o aproveitamento da energia de fontes térmicas de baixa exergia, que seriam tradicionalmente rejeitadas para o meio ambiente, como por exemplo correntes cuja temperatura é levemente superior à temperatura ambiente [53].

### 2.3.1 Conceitos fundamentais da MD

Dois fenômenos importantes no estudo da destilação por membranas são a polarização térmica e a polarização da concentração. Considerando o perfil de temperaturas e concentrações apresentado na Figura 2.11, a polarização da concentração pode ser medida pelo coeficiente de polarização da concentração (CPC), que é a razão entre a concentração do soluto na membrana do lado da alimentação ( $C_{am}$ ) e a concentração do soluto na fase bulk da alimentação ( $C_{ab}$ ), como mostra a equação abaixo [53]:

$$CPC = \frac{C_{am}}{C_{ab}} \quad (2.14)$$

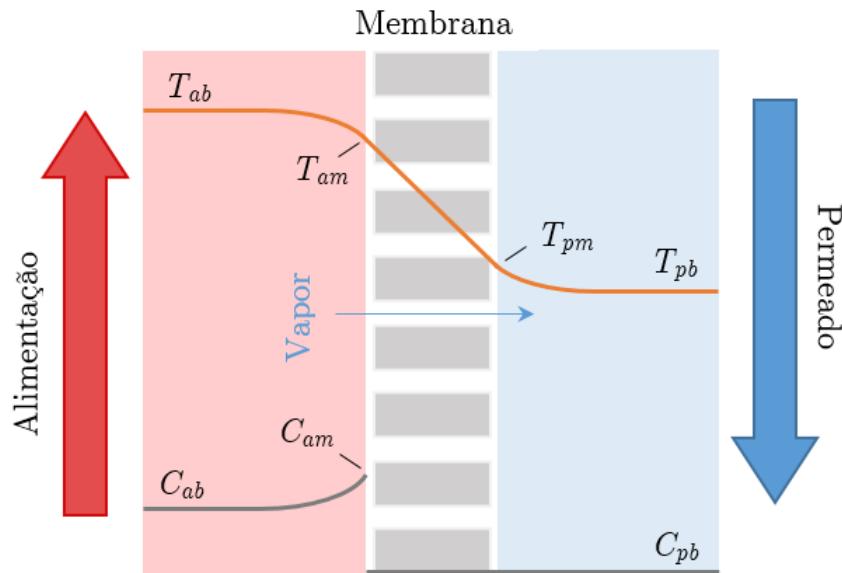


Figura 2.11: Perfil de temperaturas e concentrações da destilação por membranas.

Quanto maior o CPC, maior o acúmulo do soluto na interface entre a alimentação e a membrana. Portanto, a polarização da concentração reduz a pressão parcial do vapor de água do lado da alimentação, o que diminui a força motriz da destilação e, consequentemente, limita o transporte do vapor através da membrana, impactando negativamente a eficiência da MD.

A polarização térmica pode ser avaliada de maneira análoga à polarização da concentração, exceto pelo fato que leva em consideração ambas as fases (alimentação

e permeado). Isto porque existem camadas-limite em ambas as fases, ao contrário do que ocorre com a concentração, onde somente o lado da alimentação apresenta polarização, já que o soluto não atravessa a membrana (Figura 2.11). O coeficiente de polarização térmica (CPT) é definido como a razão entre a diferença de temperatura através da membrana e a diferença de temperatura total entre a alimentação e o permeado [53]:

$$CPT = \frac{T_{am} - T_{pm}}{T_{ab} - T_{pb}} \quad (2.15)$$

Na destilação por membranas, o fenômeno da polarização da concentração é geralmente desprezível e o principal fator limitante é a polarização térmica [54], que também pode ser interpretada como a razão entre a força motriz real do processo (através da membrana) e a força motriz aparente (entre a alimentação e o permeado). Uma alta polarização térmica indica a limitação na transferência de calor em uma ou em ambas as fases, demandando, portanto, uma maior força motriz aparente para a realização do processo.

O coeficiente de polarização da concentração pode variar de 1 até infinito. Quando o CPC é igual a unidade, significa que não há polarização de concentração, enquanto o caso limite onde CPC tende ao infinito indica uma polarização também tendendo ao infinito. Já o coeficiente de polarização térmico varia de 0 a 1. Quando o CPT é nulo, a polarização térmica tende ao infinito e quando CPT é igual à unidade, a polarização térmica é nula. Considerando que a polarização térmica alta limita o processo, como discutido anteriormente, e a polarização térmica muito baixa indica limitações na transferência de massa, um CPT entre 0,4 e 0,7 é normalmente considerado satisfatório para a MD [53].

Quando comparada com a osmose inversa, a destilação por membranas é menos sensível ao efeito da polarização da concentração, sendo a técnica preferencial quando deseja-se evaporar uma alimentação concentrada (por exemplo água com elevado teor de sais) ou quando deseja-se recuperar uma quantidade alta do soluto presente na alimentação. Além disso, uma vez que a MD utiliza uma membrana hidrofóbica, somente o solvente na fase vapor atravessa a membrana e, consequentemente, o grau de rejeição de solutos não voláteis é muito superior ao obtido pela RO, que utiliza membrana semipermeável [53].

### 2.3.1.1 Avaliação do desempenho da MD

Algumas considerações devem ser feitas quanto às medidas utilizadas para avaliar o desempenho da MD. Como já foi mencionado anteriormente, o *GOR* (Eq. 2.4) é um indicativo da eficiência do processo de dessalinização na medida em que expressa a razão entre a energia efetivamente utilizada para a destilação e a energia total

fornecida para o processo. Uma outra medida de eficiência comumente utilizada é a eficiência térmica ( $\eta_t$ ), que é definida como a fração da energia fornecida da alimentação para o permeado que é efetivamente utilizada para a destilação, isto é [18]:

$$\eta_t = \frac{\dot{m}_d \cdot h_{lv}}{\dot{m}_p c_p \Delta T_p} = \frac{\dot{m}_d \cdot h_{lv}}{\dot{m}_d \cdot h_{lv} + q_{cond}} \quad (2.16)$$

onde  $m_p$  é a vazão mássica do permeado, que é assumida constante,  $\Delta T_p$  é a variação de temperatura do permeado ao longo do módulo de MD e  $q_{cond}$  é a taxa de calor perdido por condução através da membrana.

O  $GOR$  é muito útil para a avaliação da eficiência de processos de dessalinização com recuperação de calor, uma vez que quanto maior é a recuperação de calor, maior é o  $GOR$ . A eficiência térmica, por sua vez, é uma medida de eficiência exclusiva do módulo de dessalinização e independe da recuperação de calor do sistema.

Ao comparar as Eqs. 2.4 e 2.16, encontra-se uma relação entre o  $GOR$  e a eficiência  $\eta_t$ :

$$GOR = \frac{\dot{m}_d h_{lv}}{q_0} = \frac{\eta_t \dot{m}_p c_p \Delta T_p}{q_0} \quad (2.17)$$

Por fim, o consumo específico de energia (SEC, do inglês) é a quantidade total de energia consumida pelo sistema dividida pela massa de destilado produzida [18]:

$$SEC = \frac{q_0}{\dot{m}_d} = \frac{h_{lv}}{GOR} \quad (2.18)$$

### 2.3.2 Diferentes configurações da MD

A configuração de MD mais simples e mais comumente utilizada é a destilação por membranas de contato direto (DCMD, do inglês), onde a alimentação e o permeado são separados por uma membrana hidrofóbica, como é mostrado na Figura 2.12. As principais vantagens desta configuração são a fácil construção e baixa resistência à transferência de calor. Por outro lado, a DCMD apresenta alta polarização térmica e perdas condutivas consideravelmente altas. Uma vez que a resistência à transferência de calor é baixa para esta configuração, grande parte do calor é transferida da alimentação para o permeado por condução através da membrana e, por esse motivo, a DCMD geralmente apresenta um  $GOR$  relativamente mais baixo comparado com as demais configurações, que serão apresentadas a seguir, e demanda, na maioria dos casos, a associação com sistemas de recuperação de calor, visando o aumento da eficiência energética global do processo.

A principal aplicação da DCMD é a dessalinização de águas (sendo a configuração mais indicada para este fim), porém outras aplicações encontradas na literatura são:

concentração de soluções na indústria alimentícia, remoção de nitratos em soluções aquosas e tratamento de efluentes contendo tintas e sais [54].

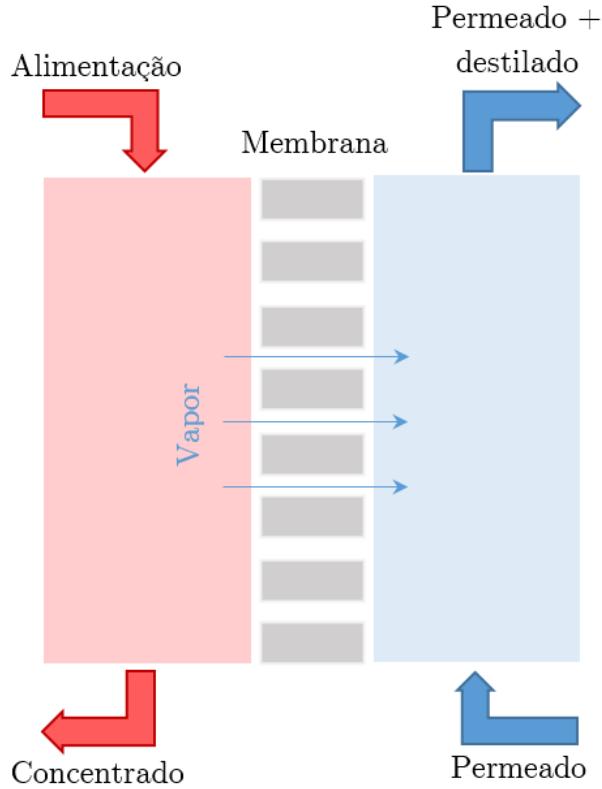


Figura 2.12: Esquema da destilação por membranas de contato direto (DCMD).

Outra configuração comumente encontrada na literatura é a destilação por membranas com espaçamento de ar (AGMD, do inglês). Nesta configuração, a alimentação encontra-se em contato direto com a membrana, porém a condensação do vapor que atravessa a membrana ocorre em uma placa de resfriamento, que está em contato direto com o permeado, gerando um filme de destilado que é coletado pela ação da gravidade, como mostra a Figura 2.13. Uma observação importante é que, em alguns módulos comerciais, a fase que escoa em contato com a placa de resfriamento pode ser a própria alimentação, operando como uma etapa de pré-aquecimento e contribuindo para a recuperação de energia do sistema.

Devido à ação isolante do espaçamento de ar, a AGMD apresenta baixa polarização de temperatura e baixas perdas condutivas, sendo portanto uma das configurações de maior eficiência energética e dispensando, portanto, na maioria dos casos, a associação com sistemas de recuperação de calor. As desvantagens desta configuração são: maior complexidade, maior resistência à transferência de massa (devido ao espaçamento de ar) e, consequentemente, menores fluxos de destilado. A construção dos módulos de AGMD pode ser um fator limitante do ponto de vista de projeto uma vez que o espaçamento de ar necessário é muitas vezes extremamente pequeno e difícil de ser construído. Apesar das desvantagens, algumas aplicações

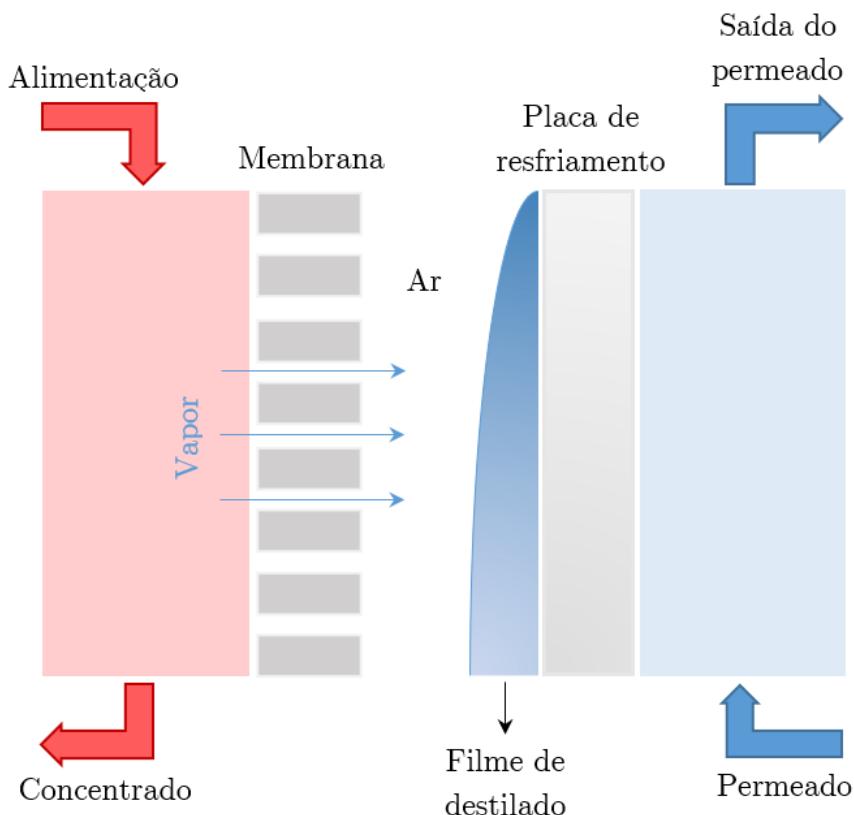


Figura 2.13: Esquema da destilação por membranas com espaçamento de ar (AGMD).

tornam-se possíveis devido ao não contato entre o destilado e a membrana, por exemplo a destilação de solventes voláteis presentes em soluções aquosas, que devido ao baixo ângulo de contato e baixa tensão superficial, poderiam molhar os poros da membrana caso estivessem em contato direto com esta, como no caso da DCMD. Por este motivo a AGMD é comumente utilizada para separar compostos orgânicos voláteis em soluções aquosas. Além disso, costuma ser utilizada para a remoção de gases não condensáveis e separação de água com diferentes isótopos de oxigênio [54].

Outra configuração comumente encontrada na literatura é a destilação por membranas a vácuo (VMD, do inglês), que é representada na Figura 2.14. Nesta configuração, a alimentação econtra-se em contato direto com a membrana e, do lado oposto, encontra-se uma câmara de vácuo cuja pressão é inferior à pressão de saturação da espécie que se deseja evaporar da alimentação. A condensação do vapor ocorre fora do módulo de destilação em condensadores anexos. A VMD apresenta baixas perdas condutivas e baixa polarização térmica, devido à ação isolante do vácuo. Ao contrário das configurações mencionadas anteriormente, onde a pressão hidrostática normalmente era a mesma em ambos os lados da membrana, na VMD, o gradiente de pressão hidrostática ao longo da membrana é alto e contribui para a força motriz do processo. Por esta razão, a VMD apresenta altos fluxos de destilado.

As principais desvantagens desta configuração são o risco de molhamento dos poros, devido ao elevado gradiente de pressão, maior suscetibilidade à incrustação no lado da alimentação e elevados custos de construção e operação. A VMD é comumente empregada na separação de substâncias voláteis em soluções aquosas, tratamento de águas e, em menor instância, na dessalinização da água do mar [54].

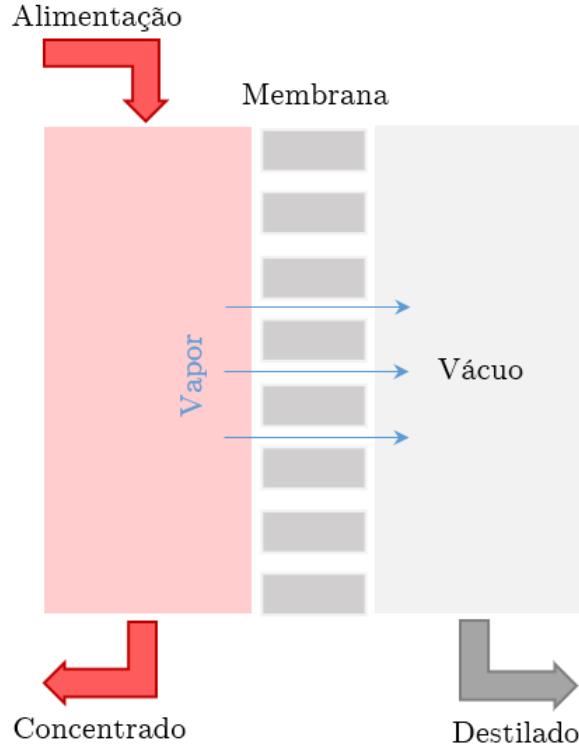


Figura 2.14: Esquema da destilação por membranas a vácuo (VMD).

Por fim, a última configuração dentre as mais encontradas na literatura é a destilação por membranas com gás de arraste (SGMD, do inglês). Como apresentada na Figura 2.15, a alimentação está em contato direto com a membrana e no lado oposto, o vapor que atravessa a membrana é arrastado por um gás inerte. As principais vantagens da SGMD são baixa polarização térmica e baixo risco de molhamento dos poros (em comparação com a VMD). Assim como na AGMD, a SGMD necessita de um condensador anexo ao módulo de destilação, elevando os custos do processo. Além do custo mais elevado, a recuperação de calor na SGMD é difícil já que parte do calor é transferida para o gás de arraste, que é inerte e não condensa junto com o destilado no condensador. A SGMD é a configuração menos utilizada dentre as quatro apresentadas até aqui e suas aplicações são similares às da VMD (incluindo a dessalinização) [54].

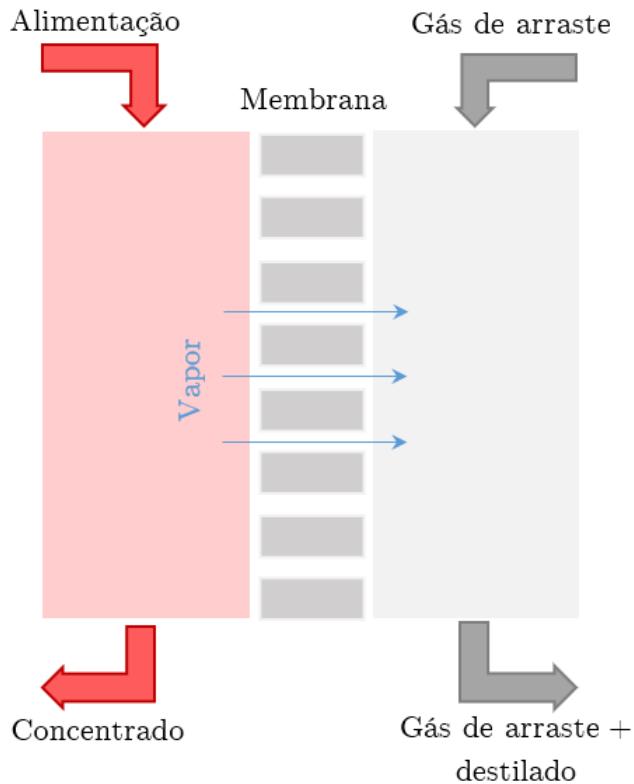
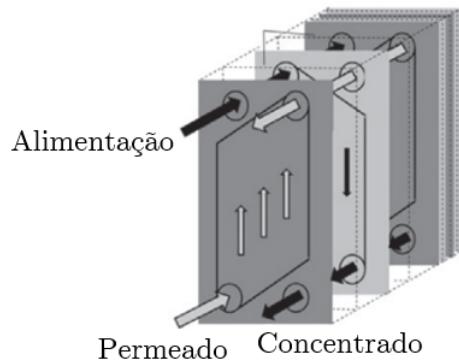


Figura 2.15: Esquema da destilação por membranas com gás de arraste (SGMD).

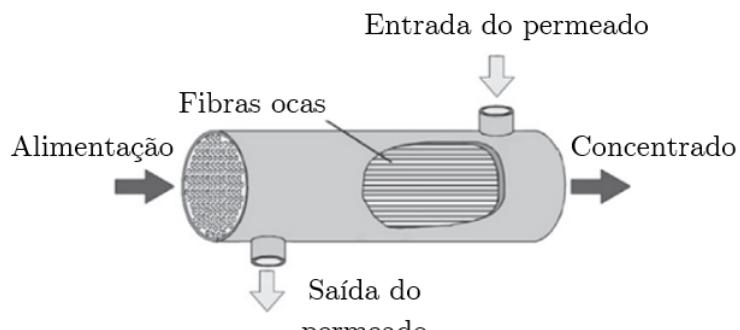
### 2.3.3 Diferentes geometrias de permeadores

Os equipamentos que realizam separações por membranas (RO, MD, etc) são conhecidos como permeadores. As principais geometrias de permeadores de MD encontradas na literatura são: (i) de placas (flat sheet (FS), em inglês), (ii) de fibras ocas (hollow fiber (HF), em inglês) e (iii) spiral wound (SW) (Figura 2.17). Nos permeadores do tipo HF, as membranas são confeccionadas em formato cilíndrico, enquanto nos permeadores do tipo FS e SW, a membrana é confeccionada em formato de folha plana. No caso da SW, a membrana é enrolada dentro de um casco cilíndrico, proporcionando o escoamento em espiral de uma das fases, enquanto a outra fase se move na direção axial do permeador.

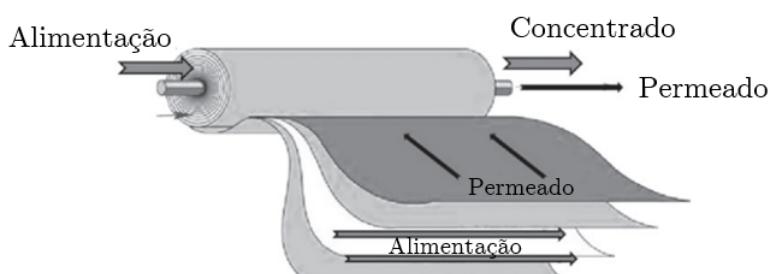
Os permeadores do tipo HF apresentam grande versatilidade uma vez que a posição das fases pode ser alternada (no casco ou no interior das fibras), possibilitando a utilização de alimentações com sólidos em suspensão (no casco). Além disso, os permeadores de fibras ocas apresentam grandes áreas específicas de membrana (área superficial da membrana dividida pelo volume de equipamento). Por outro lado, os permeadores do tipo HF possuem membranas de maior espessura e, por esse motivo, costumam apresentar menores fluxos de destilado, quando comparados com os permeadores de membranas planas (FS e SW). Os permeadores do tipo FS apresentam a vantagem de serem simples e práticos (suas membranas são trocadas



(a)



(b)



(c)

Figura 2.16: Permeador (a) de placas, (b) de fibras ocas e (c) spiral wound (adaptado de Comitte *et al.* [5].

com facilidade) e são, portanto, ideais para a escala laboratorial. Além disso, apresentam altas velocidades superficiais, tornando-os menos suscetíveis à incrustação e menos sensíveis à polarização da concentração. A grande desvantagem deste tipo de geometria são as baixas áreas específicas de membrana. Por fim, os permeadores do tipo SW apresentam as mesmas vantagens dos permeadores do tipo FS, exceto a praticidade, pois possuem uma confecção mais complexa. Além disso, a geometria SW apresenta altas áreas específicas de membrana e, por isso, pode ser uma alternativa à FS quando considera-se a escalabilidade do projeto.

### 2.3.4 Transferência de massa

O fenômeno da transferência de massa na ausência de movimento do meio (advecção) é denominado difusão e é normalmente descrito pela Lei de Fick. Webb [55] provou que o modelo conhecido como Dusty Gas (DGM, do inglês) descreve de maneira mais realista a difusão de gases em meios porosos. Assim como em todos os fenômenos de transporte, uma força motriz (neste caso a diferença de concentração ou pressão parcial de um soluto) resulta no transporte (neste caso o transporte da própria espécie química). A quantidade de massa transportada é proporcional à força motriz e o coeficiente de proporcionalidade é definido como a difusividade. Esta por sua vez pode ser entendida como o inverso da resistência à transferência de massa e, portanto, a analogia do fenômeno de transferência de massa com um circuito de resistências elétricas é possível. No caso da DCMD, a resistência total ao transporte da espécie química (água) da fase bulk da alimentação até a fase bulk do permeado pode ser representada pela associação de resistências apresentada na Figura 2.17. Este modelo de transporte representa o caso geral da difusão, embora algumas simplificações sejam comumente adotadas, como por exemplo desprezar a difusão através das camadas limite da alimentação e do permeado. Esta simplificação baseia-se no fato de a polarização da concentração ser geralmente desprezível na DCMD em processos de dessalinização, onde não há cristalização ou precipitação em nenhuma das fases. A difusão na superfície também é desprezada na maioria dos casos envolvendo membranas hidrofóbicas pois não há interação físico-química considerável entre a espécie transportada e a superfície da membrana [53, 56]. A difusão viscosa consiste na interação mecânica entre a espécie transportada e a superfície da membrana, mas este mecanismo só é significativo quando o livre percurso médio ( $\lambda$ ) da espécie transportada é muito pequeno comparado com o diâmetro do poro  $d_p$ , isto é, quando o número de Knudsen  $Kn$  (Eq. 2.19) é muito pequeno, ou seja, para a maioria das aplicações em MD, onde o número de Knudsen apresenta valores intermediários ( $0,1 < Kn < 10$ ), este mecanismo pode ser desprezado [53, 57].

$$Kn = \frac{\lambda}{d_p} \quad (2.19)$$

onde o livre percurso médio  $\lambda$  é calculado segundo a teoria cinética dos gases da seguinte maneira:

$$\lambda = \frac{k_B T}{P \sqrt{2\pi\sigma^2}} \quad (2.20)$$

onde  $T$ ,  $P$  são a temperatura e a pressão,  $\sigma$  é o diâmetro de colisão da espécie ( $\sigma=2,7\text{\AA}$  para a água) e  $k_B$  é a constante de Boltzmann ( $1,38 \cdot 10^{-23}\text{J}\cdot\text{K}^{-1}$ ).

A difusão ordinária é o mecanismo onde a espécie transportada colide preferen-

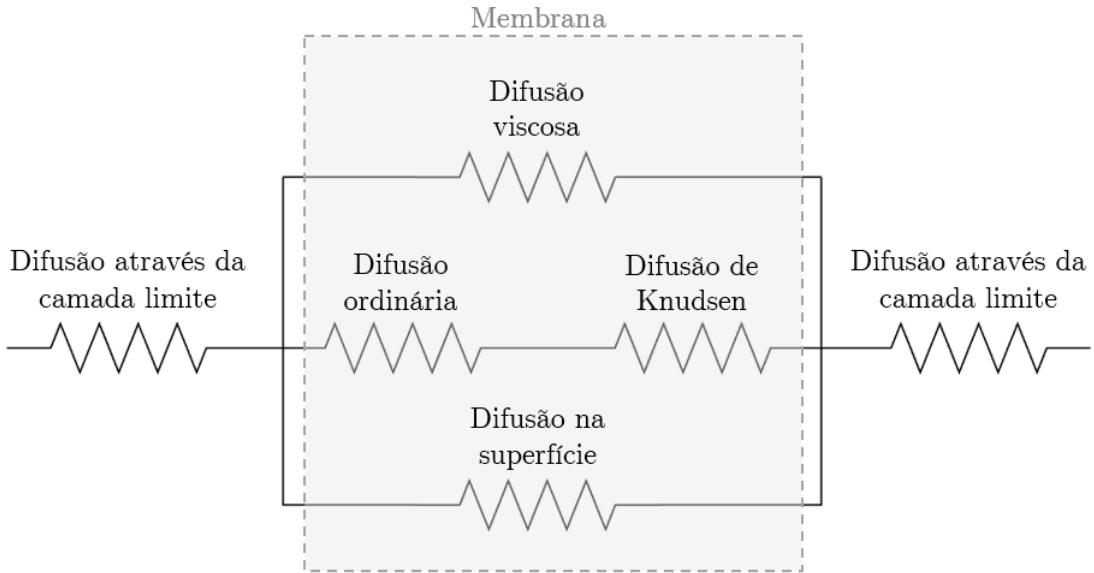


Figura 2.17: Arranjo de resistências à difusão do solvente na DCMD segundo o DGM.

cialmente com as demais moléculas presentes no meio ao invés de colidir com a superfície sólida do poro. Este tipo de difusão ocorre quando o livre percurso médio (distância média que uma molécula percorre sem colidir com outra) é muito menor que o diâmetro do poro, isto é, quando o número de Knudsen é muito pequeno ( $Kn < 0,1$ ). Já a difusão de Knudsen ocorre quando o diâmetro do poro é muito menor que o livre percurso médio, isto é, quando o número de Knudsen é alto ( $Kn > 10$ ). Neste caso, as colisões entre moléculas são desprezadas e consideram-se somente as colisões entre a espécie sendo transportada e a superfície do poro. Para problemas onde o número de Knudsen apresenta valores intermediários ( $0,1 < Kn < 10$ ), isto é, para a grande maioria das aplicações em DCMD, ambos os efeitos devem ser considerados. A equação do DGM aplicada ao transporte da água, levando em conta somente os efeitos da difusão ordinária e de Knudsen, em uma membrana com ar estagnado em seus poros, é escrita da seguinte maneira [17, 53, 56, 57]:

$$\frac{J_A}{D_A^k} + \frac{p_B J_A}{D_{AB}} = -\frac{1}{RT_m} \nabla p_A \quad (2.21)$$

onde os subscritos  $A$  e  $B$  indicam a espécie:  $A$  para o vapor d'água e  $B$  para o ar.  $J_A$  é o fluxo molar difusivo de água que cruza a membrana,  $D_A^k$  é o coeficiente de difusão de Knudsen para a água,  $D_{AB}$  é o coeficiente de difusão ordinária da água se difundindo através do ar,  $T_m$  é a temperatura média da membrana e  $p$  é a pressão parcial da espécie indicada em subscrito.

Os coeficientes de difusão podem ser obtidos através das seguintes relações [17, 58]:

$$D_{AB} = 4,46 \times 10^{-6} \frac{\phi_m}{\tau_m} T_m^{2,334} \quad (2.22)$$

$$D_A^k = \frac{\phi_m}{\tau_m} \frac{d_p}{3} \sqrt{\frac{8RT_m}{\pi M_A}} \quad (2.23)$$

onde  $\phi_m$  é a porosidade da membrana,  $M_A$  é a massa molar da água e  $\tau_m$  é a tortuosidade dos poros da membrana [17, 58]:

$$\tau_m = \frac{1}{\phi_m} \quad (2.24)$$

#### 2.3.4.1 Efeito da camada limite

Como mencionado anteriormente, o modelo de transporte de massa expresso pela Equação 2.21, de acordo com o DGM, considera apenas a difusão do vapor de água através de uma membrana hidrofóbica. O transporte do soluto, neste caso o sal, através da camada limite geralmente é desprezada na maioria das aplicações de DCMD que não envolvam cristalização ou supersaturação da solução salina [53]. Mesmo em soluções salinas concentradas, a resistência à transferência de massa devido à camada limite geralmente é desprezível [59]. Porém, um modelo de transporte mais completo para DCMD deve considerar este efeito.

No caso da DCMD, considerando que o permeado é uma solução de água pura, e que a rejeição de sais na membrana seja igual a 100%, somente o lado da alimentação apresenta resistência à transferência de massa devido à camada limite.

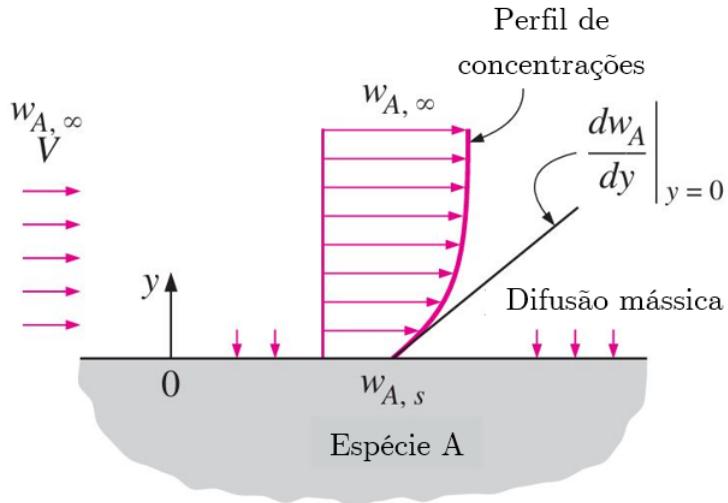


Figura 2.18: Camada limite mássica (adaptado de Çengel [6]).

A camada limite mássica, considerando a transferência de massa unidirecional em  $y$ , é ilustrada no esquema da Figura 2.18. O fenômeno da camada limite ocorre

quando um fluido escoa paralelamente a uma superfície com uma fração mássica de uma espécie genérica A, denotada por  $w_{A,\infty}$ , diferente daquela da superfície, denotada por  $w_{A,s}$ . No caso da DCMD, de maneira análoga, a espécie A, que representa a água, encontra-se em maior concentração longe da superfície da membrana, na fase bulk, e em menor concentração na superfície da membrana. De maneira complementar, o soluto (sal) apresenta o comportamento oposto, isto é, uma concentração maior na superfície da membrana e uma concentração menor na fase bulk. Quando considera-se o fluxo mássico da espécie A através da membrana, o fenômeno se torna ainda mais complexo. Uma solução prática para a modelagem deste sistema é realizar um balanço material considerando a camada limite como volume de controle, como é apresentado por Curcio [53], resultando na equação:

$$\frac{j}{\rho} = h_m \ln \left( \frac{C_m}{C_b} \right) \quad (2.25)$$

onde  $j$  é o fluxo mássico de água perpendicular à membrana,  $\rho$  é a densidade da solução,  $h_m$  é o coeficiente convectivo de transferência de massa, enquanto  $C_m$  e  $C_b$  representam as concentrações mássicas de sal na superfície da membrana e na fase bulk, respectivamente.

O coeficiente convectivo de transferência de massa pode ser calculado utilizando correlações empíricas ou utilizando analogias com outros fenômenos de transporte. A abordagem mais comum utilizada para determinação desse coeficiente em módulos de fibras ocas, que são a configuração estudada nesta tese, é a analogia de Chilton-Colburn entre transferência de calor e de massa [60–64]:

$$\frac{Sh}{Sc^{1/3}} = \frac{Nu}{Pr^{1/3}} \quad (2.26)$$

onde  $Sh$ ,  $Sc$ ,  $Nu$  e  $Pr$  são os números de Sherwood, Schmidt, Nusselt e Prandtl, respectivamente, definidos como:

$$Sh = \frac{h_m \cdot D_h}{D_{AB}} \quad (2.27)$$

$$Sc = \frac{\mu}{\rho D_{AB}} \quad (2.28)$$

$$Nu = \frac{h_{conv} \cdot D_h}{k} \quad (2.29)$$

$$Pr = \frac{c_p \mu}{k} \quad (2.30)$$

onde  $D_h$  é o diâmetro hidráulico,  $D_{AB}$  é o coeficiente de difusão da espécie A (sal) na espécie B (solução),  $h_{conv}$  é o coeficiente convectivo de transferência de calor, e  $\rho$ ,

$c_p$ ,  $\mu$  e  $k$  são, respectivamente, a densidade, o calor específico à pressão constante, a viscosidade dinâmica e a condutividade térmica do fluido.

Ao reescrever a Equação 2.25 evidenciando o coeficiente de polarização da concentração (CPC), obtém-se:

$$CPC = \frac{C_m}{C_b} = \exp \left[ \frac{j}{\rho h_m} \right] \quad (2.31)$$

Portanto, pode-se concluir que o coeficiente de polarização aumenta com o aumento do fluxo mássico de água que atravessa a membrana, e com a diminuição do coeficiente convectivo de transferência de massa. Como o número de Sherwood, que consiste em um coeficiente adimensional de transferência de massa convectiva, é uma função do número de Reynolds, uma observação importante é que o aumento do número de Reynolds está associado a uma redução do CPC.

## 2.4 Escoamento em meios porosos

Meios porosos podem ser definidos como meios compostos por uma matriz sólida intercalada por poros, permitindo o escoamento de um fluido através de sua estrutura. Exemplos comuns de meios porosos incluem leitos de partículas, feixes de tubos, de varetas-combustível ou de fibras ocas. No contexto desta tese, o módulo de DCMD pode ser representado como um meio poroso, permitindo a aplicação das equações de transporte para ambas as fases fluidas que escoam no sistema (alimentação e permeado).

Os fundamentos da fenomenologia que rege os escoamentos em meios porosos foram apresentados por Nield e Bejan [65] em seu livro. Considerando que exista um escoamento contínuo dentro de um domínio heterogêno onde o fluido não seja a única fase presente (meio poroso), como por exemplo, o escoamento através de um leito de partículas ou um feixe de tubos, as leis da mecânica do contínuo podem ser aplicadas a esta fase. A porosidade  $\phi$  é definida como a razão entre o volume ocupado pelo fluido  $V_f$  e o volume total do domínio por onde o fluido escoa  $V_t$ :

$$\phi = \frac{V_f}{V_t} \quad (2.32)$$

A velocidade superficial do fluido  $\vec{v}_f$  é definida como a média da velocidade do fluido  $\vec{v}$  no volume total do meio poroso  $V_t$ :

$$\vec{v}_f = \frac{1}{V_t} \int_{V_t} \vec{v}(x, y, z) \quad (2.33)$$

A velocidade superficial difere da velocidade real a qual o fluido permeia o meio poroso (velocidade intersticial). Considerando que o fluido se move somente em uma

direção no meio poroso, com velocidade intersticial constante  $v$ , pode-se definir a velocidade superficial  $v_f$  como:

$$v_f = \phi v \quad (2.34)$$

A equação da continuidade para o fluido no estado estacionário é:

$$\nabla \cdot (\rho_f \vec{v}_f) = 0 \quad (2.35)$$

onde  $\rho_f$  é a densidade do fluido.

A equação da conservação da quantidade de movimento para um fluido viscoso escoando em estado estacionário através de um meio poroso uniforme e isotrópico pode ser representada pela Lei de Darcy:

$$\vec{v}_f = -\frac{K}{\mu} \cdot \nabla P \quad (2.36)$$

onde  $K$  é a permeabilidade do meio poroso,  $\mu$  e  $P$  são a viscosidade e a pressão do fluido, respectivamente.

Por fim, a equação da conservação da energia para o fluido escoando em estado estacionário, na ausência de equilíbrio térmico, é escrita da seguinte forma:

$$(\rho c_p) \vec{v}_f \nabla T = \phi \nabla (k \nabla T) + \phi q''' - ah_{conv}(T - T_s) \quad (2.37)$$

onde  $T$ ,  $c_p$ ,  $k$  e  $q'''$  são a temperatura, o calor específico à pressão constante, a condutividade térmica e a taxa de geração de calor volumétrica do fluido, respectivamente. A área superficial específica  $a$  é definida como a área superficial disponível para transferência de calor entre o fluido e a fase adjacente dividida pelo volume total do meio poroso. Por fim,  $h_{conv}$  é o coeficiente de transferência de calor convectivo entre o fluido e a superfície, e  $T_s$  é a temperatura da superfície.

# Capítulo 3

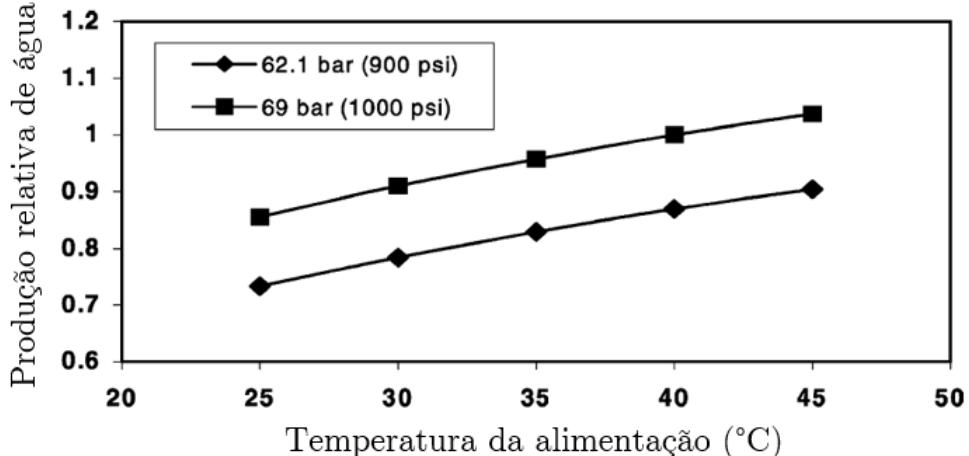
## Revisão Bibliográfica

Neste capítulo serão apresentados os principais trabalhos publicados envolvendo dessalinização nuclear e destilação por membranas. Uma vez que a literatura científica carece de estudos nos quais a destilação por membranas é utilizada como técnica de dessalinização nuclear, estes dois assuntos serão abordados essencialmente separados ao longo deste capítulo, sendo apresentados ao final alguns trabalhos que surgiram recentemente e relacionam os dois temas (dessalinização nuclear via MD).

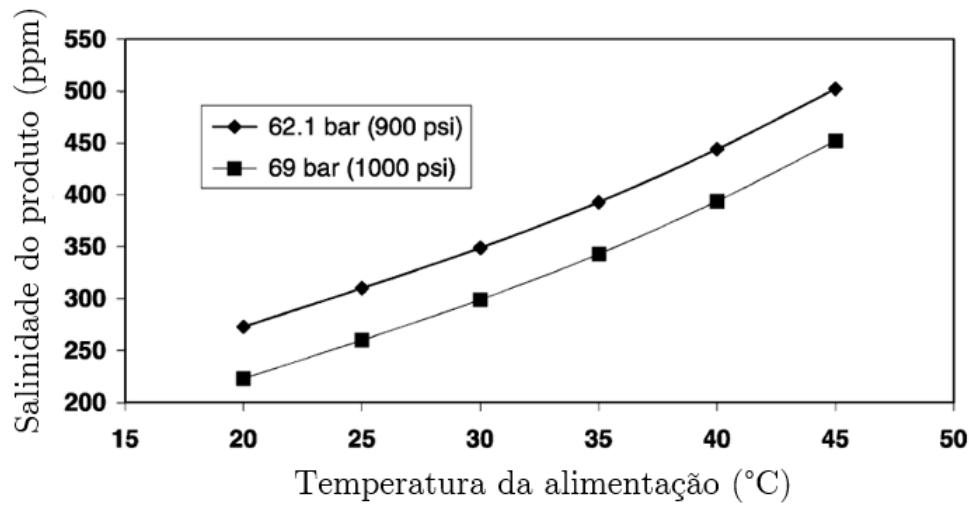
### 3.1 Dessalinização nuclear

A dessalinização nuclear é definida pela IAEA como a produção de água potável em uma instalação onde um reator nuclear é usado como fonte de energia. Neste contexto a energia térmica e/ou elétrica do reator é utilizada diretamente pela planta ou pelas plantas de dessalinização.

Em Nisan *et al.* [7], foram estudados diferentes acoplamentos para cogeração de água dessalinizada em dois reatores inovadores: o reator modular GT-MHR (do inglês, *gas turbine-modular helium reactor*), que apresenta uma potência de cerca de 285 MWe por módulo, e o reator AP-600, PWR avançado da Westinghouse com potência de 600 MWe. As tecnologias de dessalinização estudadas foram MED e RO. Todas as configurações de acoplamento estudadas apresentaram viabilidade econômica superior quando comparadas com a dessalinização empregando calor de combustão de combustíveis fósseis, inclusive nos cenários onde o preço do combustível é baixo. Para ambos os reatores o acoplamento por RO apresentou menor custo do produto final. Foram estudados os efeitos da pressão e da temperatura da alimentação no acoplamento por RO. O aumento da pressão aumenta os custos operacionais, porém estes são contrabalanceados pelo aumento da produção de água, como mostra a Figura 3.1a. Já o aumento da temperatura da alimentação resulta no aumento da produção de água, acompanhado pela diminuição da qualidade desta (Figuras 3.1a e 3.1b).



(a)



(b)

Figura 3.1: (a) Produção relativa de água e (b) salinidade do produto como funções da temperatura da alimentação [7].

Ingersoll *et al.* [8] estudaram o acoplamento do reator IRIS, que produz 335 MWe de potência, com uma planta de dessalinização por MED. Um circuito intermediário foi incluído entre o circuito secundário do reator e a planta de dessalinização, como mostra a Figura 3.2, e apresenta pressão superior a de ambos, atuando como uma barreira de pressão, impedindo que haja vazamento de água do secundário para a planta de dessalinização e desta para aquele. O custo adicional de um circuito intermediário pode ser justificado pelo aumento da segurança e pela maior flexibilidade de operação de ambas as plantas. O acoplamento proposto foi capaz de fornecer 140.000 m<sup>3</sup>/dia de água destilada, ocasionando a perda de 56 MWe (cerca de 17 % da potência nominal do reator), ao custo de 0,84 \$/m<sup>3</sup>, que é apenas um pouco maior que o custo da água produzida por RO reportado na literatura para o mesmo reator (0,74 \$/m<sup>3</sup> [66]), e substancialmente menor que o custo da água produzida via MSF (1,44 \$/m<sup>3</sup> [67]).

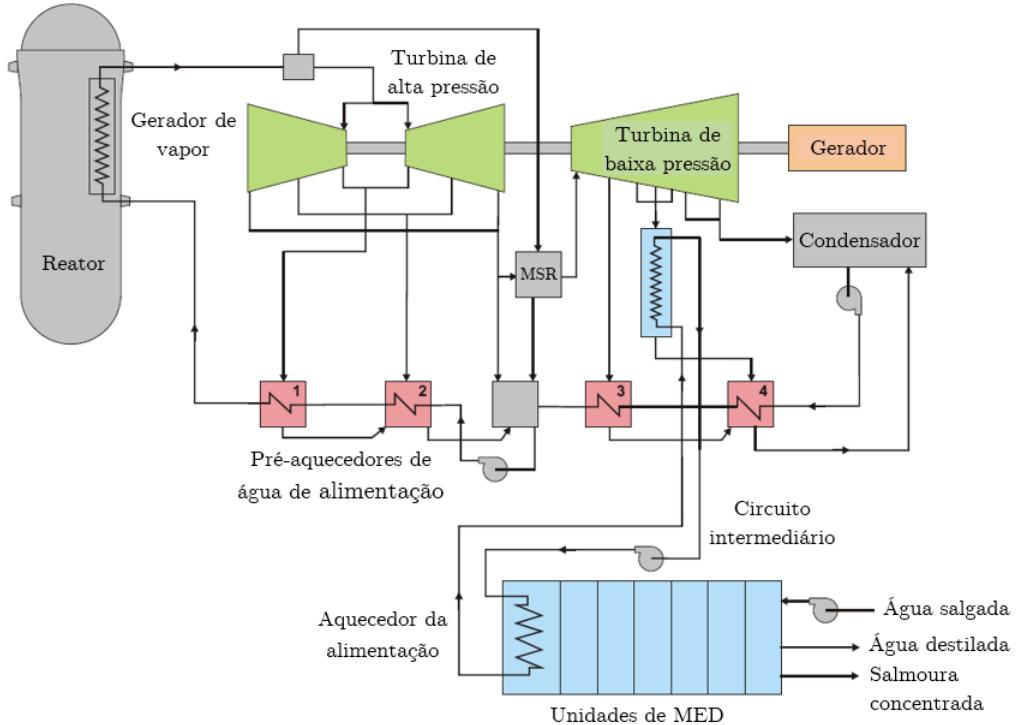


Figura 3.2: Acoplamento proposto para o reator IRIS via MED (adaptado de Ingersoll *et al.* [8]).

Alonso *et al.* [9] estudaram a cogeração de água dessalinizada e energia elétrica em dois reatores: AP1000, de 1117 MWe (grande porte) e IRIS, de 335 MWe (médio porte). Os autores utilizaram o software DEEP e analisaram três acoplamentos simples (RO, MED e MSF) e dois acoplamentos híbridos (RO+MED e RO+MSF) para cada reator. Nos acoplamentos híbridos, a planta de destilação (MED ou MSF) é utilizada em paralelo com a RO. Esta associação permite o balanço entre o custo de produção e a qualidade do produto. Quando a contribuição da destilação é maior, a qualidade e o custo do produto são maiores. Quando a contribuição da RO é maior, a qualidade e o custo do produto são menores. O custo de produção da água para os diferentes acoplamentos é apresentado na Figura 3.3. O custo da água é similar para acoplamentos iguais em ambos os reatores, com exceção do acoplamento com MSF, onde o reator de grande porte apresentou menor custo devido à economia de escala de uma planta de destilação maior. Apesar disso, o reator IRIS apresentou maior flexibilidade para a cogeração devido a sua potência elétrica mais baixa e construção modular, e o custo total do projeto foi mais baixo, reforçando a tese que, embora produzam menor quantidade de água dessalinizada, os reatores de menor porte são em geral mais atrativos para a cogeração de água e energia elétrica.

Boateng *et al.* [68] estudaram o acoplamento de um reator genérico operando com ciclo de Rankine regenerativo e uma planta de dessalinização por TVC e um único efeito. Os autores utilizaram um modelo numérico e concluíram que a razão

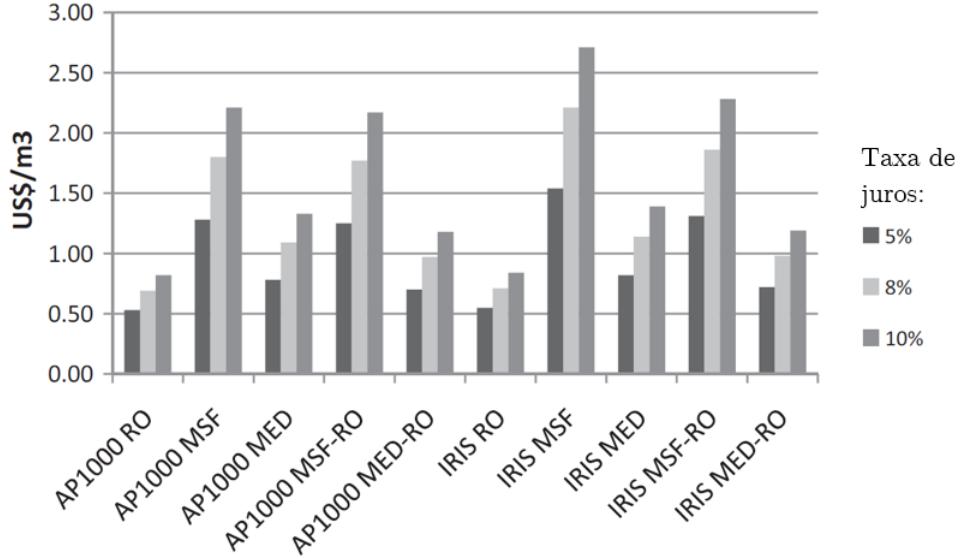


Figura 3.3: Custo da água dessalinizada para diferentes acoplamentos e taxas de juros (adaptado de Alonso *et al.* [9]).

de desempenho (razão entre a massa de destilado e a massa de vapor de alta pressão utilizado) aumenta à medida que a temperatura de ebulação do efeito diminui, isto é, quanto menor a pressão do efeito, maior é a produção de água destilada. Além disso, a razão de desempenho aumenta a medida que a razão de compressão (pressão do vapor de trabalho dividida pela pressão do efeito) diminui. Estas e outras relações e propriedades dos sistemas VC + único efeito são discutidas detalhadamente em El-Dessouky e Ettouney [69]. Quando a análise estende-se para sistemas tipo VC + evaporação em múltiplos estágios, diversas configurações são possíveis [70, 71]. Para a TVC + MED, por exemplo, uma configuração comum é a sucção de parte do vapor que sai de um n-ésimo efeito para o ejetor. Neste caso, existe uma posição ótima de sucção localizada entre o primeiro e o último efeito e esta posição independe da pressão do vapor de trabalho [71].

Kim e No [72] propuseram uma configuração diferenciada de acoplamento entre o reator KAIST, que é um GT-MHR (do inglês, gas turbine-modular helium cooled reactor), e uma planta de dessalinização por MED. Nesta configuração, foi utilizado como base o trabalho de Dardour [73], que apresenta o acoplamento simples entre um GT-MHR e uma planta de MED, utilizando um trocador de calor intermediário (circuito intermediário). Assim como na maioria dos reatores do tipo HTGR (do inglês, high temperature gas reactor), a pressão do núcleo é maior que a pressão do circuito secundário e esta, por sua vez, é maior que a da planta de dessalinização, fazendo com que a contaminação da água na planta de dessalinização seja possível em caso de vazamento de material radioativo. Por este motivo, o circuito intermediário foi proposto por Dardour [73] para este reator, pois este proporciona uma barreira de segurança entre ambas as plantas. Kim e No [72] propuseram melhorias na segurança

física e na eficiência do processo. O circuito intermediário foi substituído por um trocador de calor compacto do tipo PCHE (do inglês, printed circuit heat exchanger), que reduz o risco de vazamento de material radioativo do circuito secundário para a planta de dessalinização e também o inverso (água salina para o circuito secundário). Outro aperfeiçoamento proposto foi a alteração do fluxograma de processo a fim de conferir independência entre a planta de MED e o sumidouro de calor, fazendo com que um possível acidente no sistema de dessalinização não impacte à remoção de calor residual do reator. Os resultados mostram que a produção de água aumentou 258 % e o custo da água diminuiu 9 % em comparação com a configuração proposta por Dardour [73].

Ingersoll *et al.* [10] estudaram a cogeração de eletricidade e água dessalinizada no reator NuScale utilizando três diferentes tecnologias (MSF, MED e RO) e três diferentes tipos de vapor extraído para MED e MSF: vapor de (i) baixa pressão (LP, do inglês), (ii) média pressão (MP, do inglês) e (iii) alta pressão (HP, do inglês). A potência elétrica do reator em função da vazão de água produzida é apresentada na Figura 3.4. A RO é a tecnologia que apresenta a menor perda de potência por massa de produto gerado, sendo capaz de produzir até 300.000 m<sup>3</sup>/dia de água por módulo de reator instalado. A MED apresentou melhor desempenho que a MSF para todos os tipos de vapor extraído e o vapor de baixa pressão foi o que apresentou melhor razão produção/perda de potência, seguido do vapor de média pressão e, por fim, o de alta pressão. O vapor de baixa pressão, porém, apresentou menor flexibilidade operacional de acordo com o acoplamento proposto. Isto porque o vapor de baixa pressão utilizado consistiu no vapor de exaustão da turbina e, portanto, o condensador do circuito secundário foi substituído por um trocador de calor onde 100 % do vapor de exaustão foi utilizado para aquecimento da água salina. A extração controlada de vapor de média pressão ocorreu em uma posição intermediária da turbina e apresentou maior flexibilidade operacional comparada com o vapor de baixa pressão, porém apresentou um limite, que corresponde às limitações impostas pelo projeto da turbina do reator, tais como vazão máxima e mínima de exaustão. Por fim, a extração de vapor de alta pressão considerou o vapor na saída do gerador de vapor e, por isto não apresentou limitação de produção, isto é, todo o vapor produzido no gerador de vapor pode, em tese, ser utilizado para dessalinização.

Adak e Tewari [74] estudaram duas diferentes configurações de acoplamento para o reator AHWR (do inglês, advanced heavy water reactor), de 300 MWe de potência. A primeira configuração estudada foi um sistema de LTE (do inglês, low temperature evaporation), que consiste em um arranjo composto por dois efeitos de destilação em série em associação com um terceiro efeito, todos operando a baixas temperaturas. Esta configuração é apresentada em detalhes em Adak *et al.* [75]. O calor rejeitado

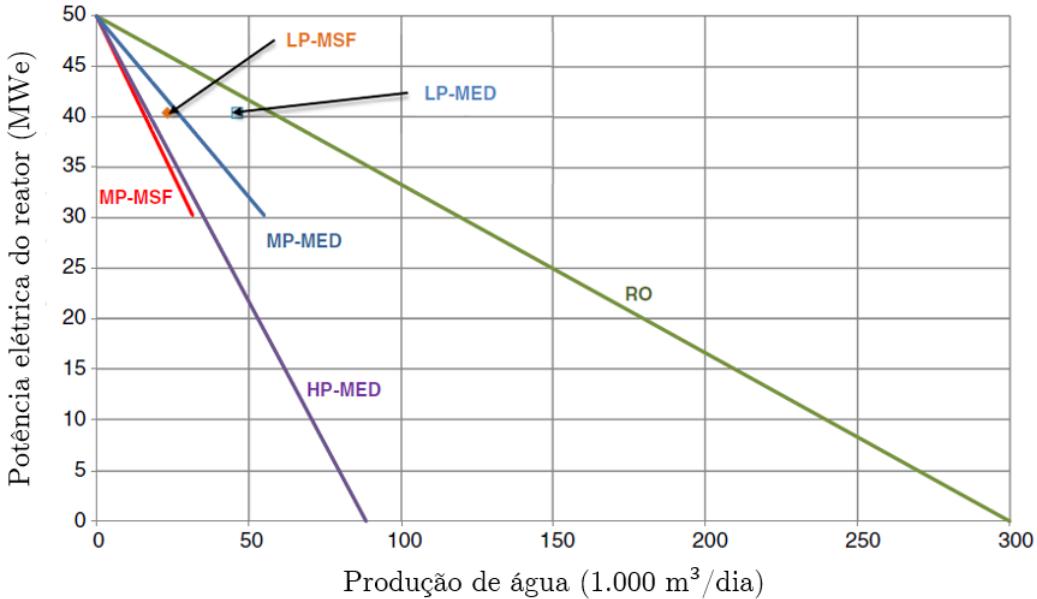


Figura 3.4: Potência elétrica do reator NuScale em função da produção de água para diferentes acoplamentos (adaptado de Ingersoll *et al.* [10]).

pelo sistema de purificação do reator foi utilizado como fonte de energia para a LTE. Diferentemente da maioria dos reatores convencionais, no AHWR, a temperatura de rejeição de calor é mais alta e a quantidade de calor rejeitado é maior, principalmente no núcleo, onde 10,14 MWt de calor proveniente do moderador (água pesada) são rejeitados para o meio ambiente. Uma vez que o moderador é impedido de sair do núcleo por motivos de segurança, este calor não poderia ser utilizado para dessalinização e, por isto, os autores utilizaram o calor rejeitado pelo sistema de purificação como fonte de energia para a LTE. Neste sistema, a temperatura de entrada da água salina de alimentação é de 80 °C e a produção de água é de cerca de 250 m<sup>3</sup>/dia. A segunda configuração estudada é o acoplamento híbrido MED + TVC, onde 2.400 m<sup>3</sup>/dia de água são produzidos, resultando em uma perda de potência de 1,8 MWe (cerca de 0,6% da potência elétrica total do reator). A fonte de calor utilizada foi o vapor extraído da exaustão da turbina de alta pressão. Nas duas configurações de acoplamento estudadas, foram utilizados circuitos intermediários de troca de calor.

Abdoelatef *et al.* [11] estudaram a cogeração de água dessalinizada e energia elétrica no reator AP1400, que é um reator a água pressurizada (PWR) do tipo avançado, que possui uma potência nominal de 1451 MWe. Este estudo foi realizado devido à construção de quatro reatores deste tipo nos Emirados Árabes Unidos, onde existe uma elevada demanda por água dessalinizada. Os acoplamentos estudados foram com plantas de dessalinização por MED, MSF e MED + TVC. Diferentes pontos de extração de vapor foram estudados e aqueles cujo vapor apresentava menor exergia apresentaram melhor desempenho no sentido de maximizar a eficiência do reator e minimizar a quantidade de vapor extraída para a planta de dessalinização.

Na Figura 3.5 é apresentada a eficiência de cogeração do reator (razão entre potência elétrica entregue à rede e a potência térmica produzida no núcleo, analogamente à eficiência termodinâmica do reator sem cogeração) em função da tecnologia de dessalinização e da produção de água. Os resultados mostram que o acoplamento híbrido do tipo MED + TVC apresentou um desempenho superior, enquanto a MED apresentou um desempenho intermediário e a MSF apresentou o pior desempenho dentre as tecnologias estudadas, sendo inclusive mais sensível à variável produção de água quando comparada com as demais tecnologias estudadas.

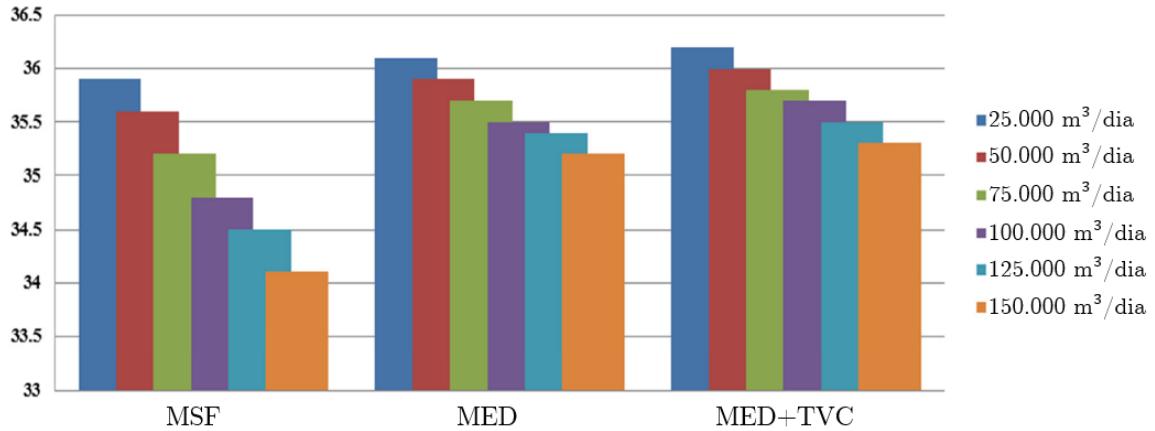


Figura 3.5: Eficiência de cogeração do reator AP1400 em função da tecnologia de dessalinização e da produção de água (adaptado de Abdoelatef *et al.* [11]).

Priego *et al.* [76] investigaram a cogeração de água dessalinizada e energia elétrica no reator SMART, um SMR a água pressurizada com potência nominal de 112 MWe. As tecnologias estudadas foram MSF e MED + TVC. Vários pontos de extração de vapor foram analisados. Os resultados mostraram que a extração de vapor de maior pressão, como por exemplo, nos primeiros estágios da turbina de alta pressão, produzem água a um menor custo, porém resultam em uma maior perda de potência do reator, elevando, portanto, o custo da energia elétrica. Ambas as tecnologias estudadas se mostraram competitivas, porém a MED + TVC apresentou uma viabilidade maior considerando que a MSF demandaria uma estrutura consideravelmente maior. A análise econômica realizada pelos autores levou em consideração diferentes taxas de juros. Embora reatores do tipo SMR apresentem tipicamente custos de investimento mais baixos, seus projetos são mais intensivos em capital que os de reatores tradicionais e os custos da energia e da água são, portanto, mais sensíveis às taxas de juros em comparação a reatores de maior porte. O acoplamento ideal proposto para o reator SMART, considerando as tecnologias estudadas e a demanda de água especificada pelos autores (aproximadamente 118.000  $\text{m}^3/\text{dia}$  de água), foi do tipo MED + TVC, com um *GOR* de 15, utilizando vapor de alta pressão extraído da saída do gerador de vapor, acarretando uma perda de potência de 15,06 MWe (13,4% da potência nominal do reator) e apresentando um custo de produção de

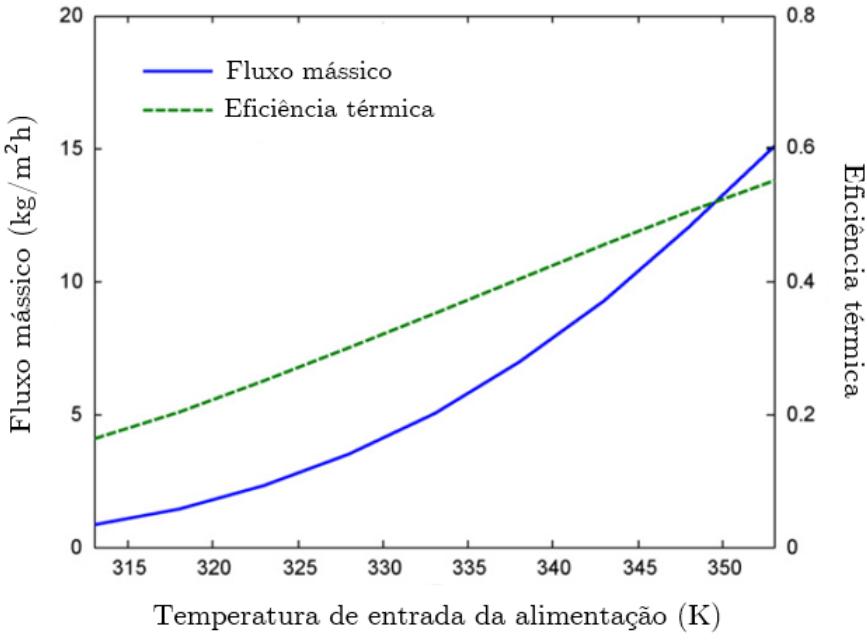
água de US\$ 1,31/m<sup>3</sup>.

## 3.2 Destilação por membranas

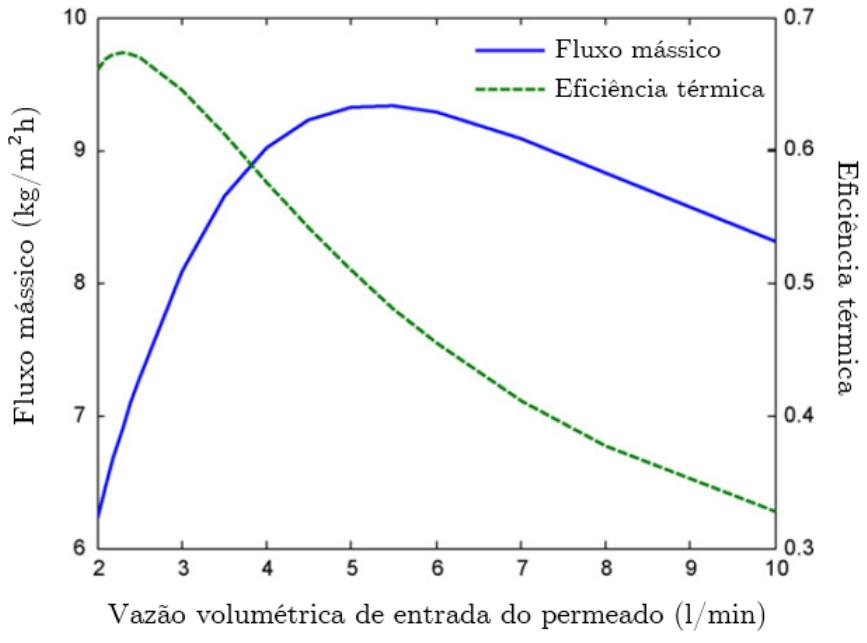
A primeira vez que a tecnologia da destilação por membranas (MD) foi publicada na revista Desalination, uma das mais tradicionais no tema dessalinização, foi em 1983 [77], onde foi descrita como uma técnica compatível com baixos gradientes de temperatura, ideal para a recuperação de calor rejeitado, possível de ser operada à pressão atmosférica e com baixa sensibilidade à salinidade da alimentação. Dois anos depois, em 1985, três novos artigos foram publicados na mesma revista [78–81], apresentando um modelo teórico [78] e resultados experimentais obtidos em bancadas laboratoriais [79–81]. Desde então a literatura científica no assunto tem crescido de maneira significativa. Nesta seção serão apresentados alguns dos principais estudos sobre o tema, com especial enfoque à DCMD, selecionados de acordo com a relevância e contribuição em relação ao objeto de estudo desta proposta de tese.

Cheng *et al.* [12] estudaram numericamente o problema da configuração DCMD em um permeador de fibras ocas. O modelo de transporte conciso utilizado pelos pesquisadores considerou o fluxo mássico de destilado proporcional ao gradiente de pressão parcial através da membrana (lei de Fick) e utilizou a lei de Raoult para descrever a pressão parcial da água em ambos os lados da membrana, considerando, portanto, ambas as fases como soluções ideais (força iônica desprezível). Os resultados mostram que, ao aumentar a temperatura de entrada da alimentação, o fluxo mássico de destilado cresce exponencialmente e a eficiência térmica ( $\eta_t$ ) cresce linearmente (Figura 3.6a). O efeito da vazão volumétrica de entrada do permeado é tal que, para uma vazão fixa de entrada da alimentação, existe uma vazão ótima de entrada do permeado que corresponde ao pico da eficiência térmica e uma outra vazão ótima que corresponde ao pico do fluxo mássico (Figura 3.6b). Em geral a eficiência térmica é mais relevante em termos de projeto, embora alguns trabalhos considerem que a otimização da vazão deve levar em conta ambos os parâmetros (otimização multiobjetivo).

Wang *et al.* [24] estudaram experimentalmente o problema da DCMD em um permeador de fibras ocas com escoamento concorrente. A membrana foi fabricada utilizando o processo de inversão, utilizando como ponto de partida uma solução do polímero PVDF (fluoreto de polivinilideno) dissolvido em NMP (N-metil-1-pirrolidona) e EG (etilenoglicol). Esta membrana, comparada com as tradicionais membranas de PVDF, apresentou uma maior porosidade e também uma distribuição de tamanhos de poro com menor variância. Os resultados mostraram que o fluxo de água para esta membrana é 425% maior quando comparado com a membrana preparada sem o solvente EG, considerando a temperatura da alimentação de 80°C.



(a)



(b)

Figura 3.6: Fluxo mássico e eficiência térmica como funções (a) da temperatura de entrada da alimentação e (b) da vazão volumétrica de entrada do permeado (adaptado de Cheng *et al.* [12]).

Yang *et al.* [82] estudaram experimentalmente o problema da DCMD em um permeador de fibras oca com escoamento em contracorrente. Os pesquisadores compararam três tipos de membrana: (i) de PVDF comum, (ii) de PVDF modificado por plasma, (iii) de PVDF modificado quimicamente. Ambas as membranas modificadas apresentaram desempenho superior, principalmente após mais de 150 horas de operação, onde a membrana de PVDF comum apresentou redução do de-

sempenho (redução do fluxo mássico e diminuição da rejeição de sais). Isto ocorre, pois as membranas modificadas apresentam maior hidrofobicidade e maior pressão mínima de entrada (LEP) em comparação com a membrana de PVDF comum. Além disso, as membranas modificadas apresentaram menor variação de tamanhos de poro. O efeito do comprimento do módulo de DCMD também foi estudado. À medida que aumentou-se o tamanho do módulo, diminuiu-se o coeficiente da MD, que é o coeficiente empírico de proporcionalidade entre o fluxo mássico e o gradiente de pressão parcial através da membrana, comumente utilizado na literatura, especialmente em modelos simplificados de MD. Em resumo, módulos mais longos apresentaram limitações no transporte de massa e definiu-se um comprimento crítico do permeador, que coincide com o ponto onde o aumento do número de Reynolds das fases não produz aumento do fluxo mássico (região assintótica horizontal do gráfico do fluxo mássico em função do número de Reynolds), pois o transporte não é mais limitado pelas características hidrodinâmicas do permeador, e sim pela transferência de massa.

Yang *et al.* [25] investigaram experimentalmente a DCMD em permeador de fibras ocas, utilizando diferentes arranjos espaciais para as fibras, como: (i) fibras retas simples e (ii) fibras empacotadas em redes de espaçadores (retas, enroladas e onduladas). Os resultados mostraram que o empacotamento das fibras nas diferentes conformações estudadas produziu um aumento do fluxo mássico de até 90% comparado com o arranjo de fibras retas simples. Embora o CPT tenha aumentado consideravelmente, as perdas condutivas das geometrias empacotadas são consideradas baixas e geraram grande economia com os custos de bombeamento uma vez que o fluxo mássico entra na região assintótica horizontal (região onde o fluxo é limitado pela transferência de massa) com menores números de Reynolds em ambas as fases.

Long *et al.* [13] estudaram numericamente o problema da DCMD em um permeador do tipo FS associado a um sistema de recuperação de calor, projetado para recuperar calor do permeado que sai do módulo de DCMD. O modelo desenvolvido pelos pesquisadores considera que o transporte da água é regido pela lei de Fick (considerando a difusão ordinária e de Knudsen) e as pressões parciais da água na fase líquida são descritas pela lei de Raoult modificada. Os resultados mostraram que a vazão volumétrica relativa, isto é, a razão entre as vazões volumétricas das duas fases, é um parâmetro fundamental para a otimização da utilização térmica do módulo de DCMD. Como pode ser observado na Figura 3.7, o *GOR* apresenta um pico que corresponde a uma vazão volumétrica relativa de aproximadamente 0,8, para a configuração estudada. O pico do *GOR* não coincide com o valor máximo da razão de recuperação e, portanto, os pesquisadores investigaram as diferenças entre os resultados previstos por estratégias de otimização de uma única variável (*GOR* ou razão de recuperação) e de otimização multivariável (*GOR* e razão de recuperação).

Os resultados mostram que a otimização da razão de recuperação resulta em uma redução do  $GOR$  de cerca de 50% com relação ao  $GOR$  máximo. Já a otimização do  $GOR$  resulta em uma diminuição da razão de recuperação de aproximadamente 20% em comparação com a razão de recuperação máxima. Por fim, a otimização multivariável apresentou uma redução do  $GOR$  de 1,8% com relação ao  $GOR$  máximo e uma redução de 9% com relação à razão de recuperação máxima. A melhor estratégia de otimização depende, porém, das características do módulo de DCMD e de outras variáveis do projeto (como custo da energia, custo de bombamento, taxa de juros, etc).

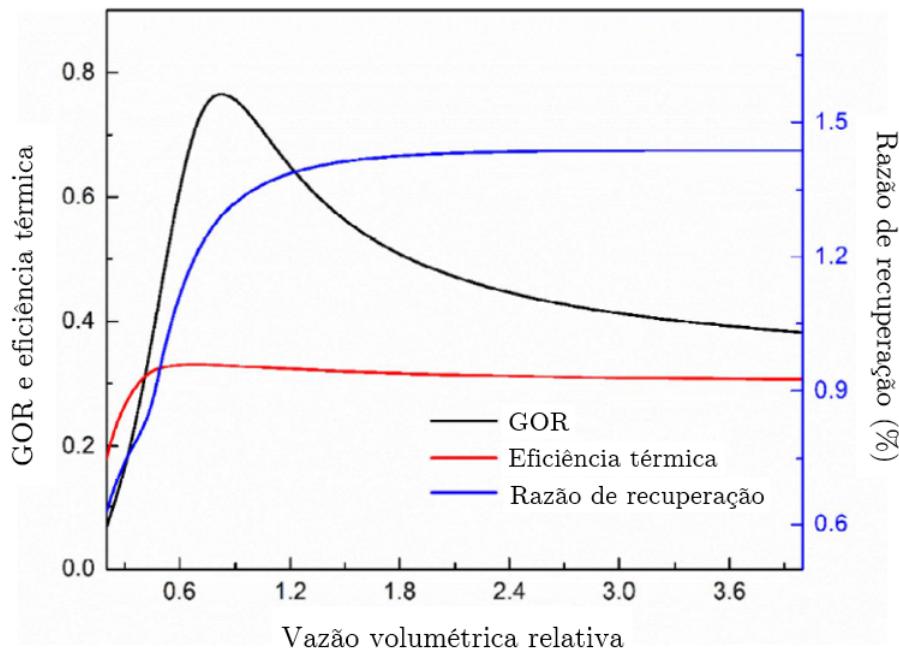


Figura 3.7: GOR, eficiência térmica e razão de recuperação como funções da vazão volumétrica relativa (adaptado de Long *et al.* [13]).

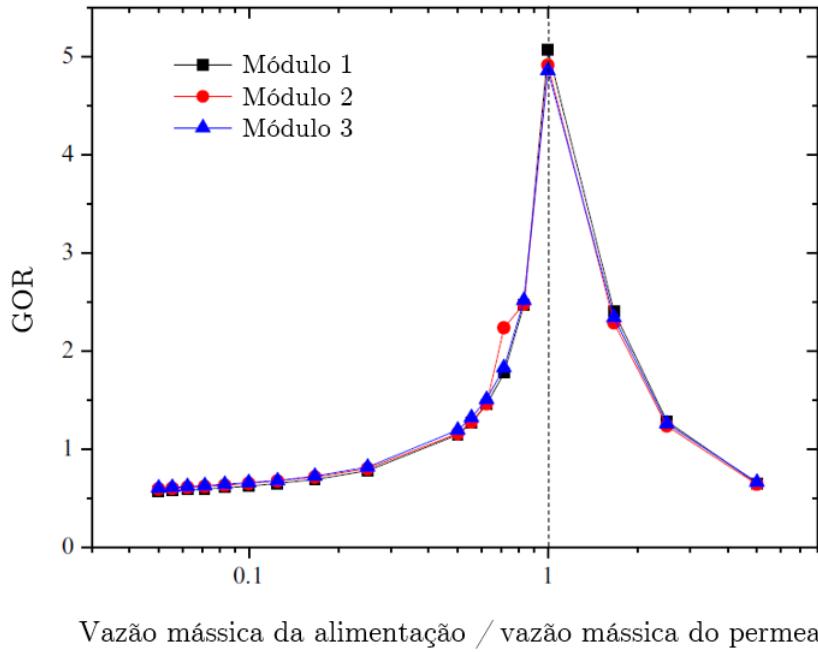
Andrjesdóttir *et al.* [58] estudaram numérica e experimentalmente um módulo de DCMD do tipo FS alimentado por uma solução de baixa salinidade. O modelo matemático utilizado considerou que o transporte da água é descrito pelo DGM e as pressões parciais da água na fase líquida são descritas pela lei de Raoult modificada (considerando o efeito da força iônica). Ao comparar os resultados do modelo com os resultados experimentais, constatou-se que o transporte do vapor de água através da membrana, cujo diâmetro médio do poro é de  $0,2\text{ }\mu\text{m}$ , é melhor representado pelo DGM considerando ambas as difusões, ordinária e de Knudsen. Foram estudados os efeitos da salinidade e da temperatura da alimentação sobre o fluxo mássico de destilado. O efeito da salinidade é muito menor do que o efeito da temperatura. Enquanto um aumento de 600% na salinidade da alimentação (de 5 para 35 ppt) resulta em uma diminuição média no fluxo mássico de 9%, um aumento de 50% na temperatura da alimentação (de 40 para 60°C) resulta em um aumento de 233% no

fluxo mássico.

Guan *et al.* [14] estudaram numericamente a DCMD em permeadores de fibras ocas, com reciclo de ambas as fases e recuperação do calor cedido para o permeado. O modelo matemático foi implementado no software Aspen Plus, considerando que o transporte da água é representado pela lei de Fick, com coeficiente da membrana (constante de proporcionalidade) fixo. A análise factorial foi aplicada e os resultados mostraram que as vazões de alimentação e permeado influenciam o  $GOR$  muito mais do que as temperaturas de entrada da alimentação e do permeado. Como pode ser observado na Figura 3.8, os três módulos estudados apresentaram a mesma razão ótima entre as vazões mássicas da alimentação e do permeado (aproximadamente 1,0). Na Figura 3.8, todos os módulos operam sob a hipótese de recuperação total do calor (efetividade igual à unidade) e apresentam diferentes comprimentos, diâmetro do casco e razão de empacotamento (razão entre área transversal da fibra e a área transversal do módulo). Os 3 módulos, apresentaram, porém, a mesma estrutura de membrana, isto é, fibras com o mesmo diâmetro interno e espessura, e membranas com a mesma condutividade térmica, além do mesmo coeficiente da membrana. Para um dos módulos estudados, o  $GOR$  é apresentado como função das vazões de ambas as fases na Figura 3.9. Pode-se observar que o  $GOR$  é mais alto quando ambas as fases apresentam vazões de circulação baixas, que, por sua vez, estão associadas a fluxos mássicos baixos, evidenciando, portanto, que existe um balanço entre o  $GOR$  e a produção de destilado do módulo. A análise dos parâmetros de menor influência mostraram que o aumento da condutividade térmica da membrana diminui o  $GOR$  e o aumento da espessura da membrana aumenta o  $GOR$ .

Lisboa *et al.* [15] estudaram a DCMD em um permeador de fibras ocas, utilizando a técnica numérico-analítica da transformada integral generalizada (GITT, do inglês). O modelo de uma única fibra foi capaz de reproduzir satisfatoriamente resultados experimentais do fluxo mássico em função da temperatura de entrada da alimentação. Como pode ser visto na Figura 3.10, a temperatura bulk de ambas as fases apresenta variação aproximadamente linear ao longo do permeador e o fluxo mássico é maior na extremidade à direita do permeador, onde: (i) a alimentação adentra o permeador e (ii) onde existe a maior diferença de temperatura entre a alimentação e o permeado.

Dutta *et al.* [16] estudaram numérica e experimentalmente a DCMD em um único estágio e em múltiplos estágios. Em ambos, foram utilizados permeadores do tipo FS e um sistema de recuperação de calor, que é representado no fluxograma da Figura 3.11. Dois trocadores de calor foram projetados para recuperar calor de ambas as correntes de saída do módulo de DCMD (alimentação e permeado). A corrente de alimentação de água salina passa primeiro pelo trocador de calor 1, onde há recuperação do calor proveniente da corrente de permeado que sai do módulo,



Vazão mássica da alimentação / vazão mássica do permeado

Figura 3.8:  $GOR$  como função da razão entre as vazões mássicas da alimentação e do permeado (adaptado de Guan *et al.* [14]).

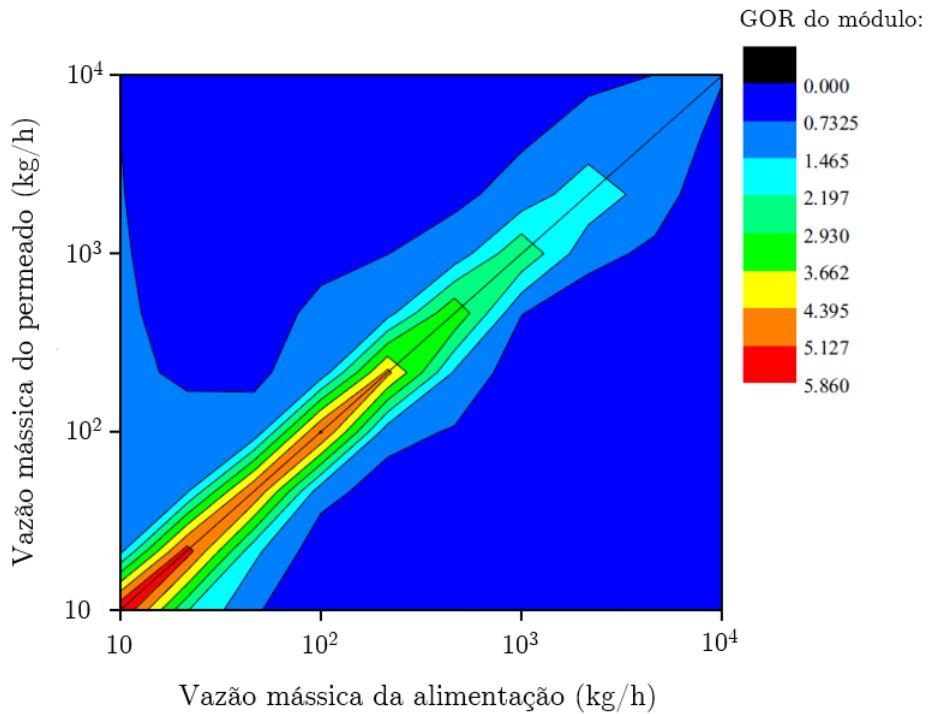


Figura 3.9:  $GOR$  como função das vazões da alimentação e do permeado (adaptado de Guan *et al.* [14]).

e depois passa pelo trocador de calor 2, que recupera calor da corrente de saída da alimentação. A planta de DCMD estudada possui reciclo de ambas as fases. O modelo matemático considerou o transporte do vapor d'água regido pela lei de Fick utilizando o coeficiente de difusão combinado (Knudsen + difusão ordinária),

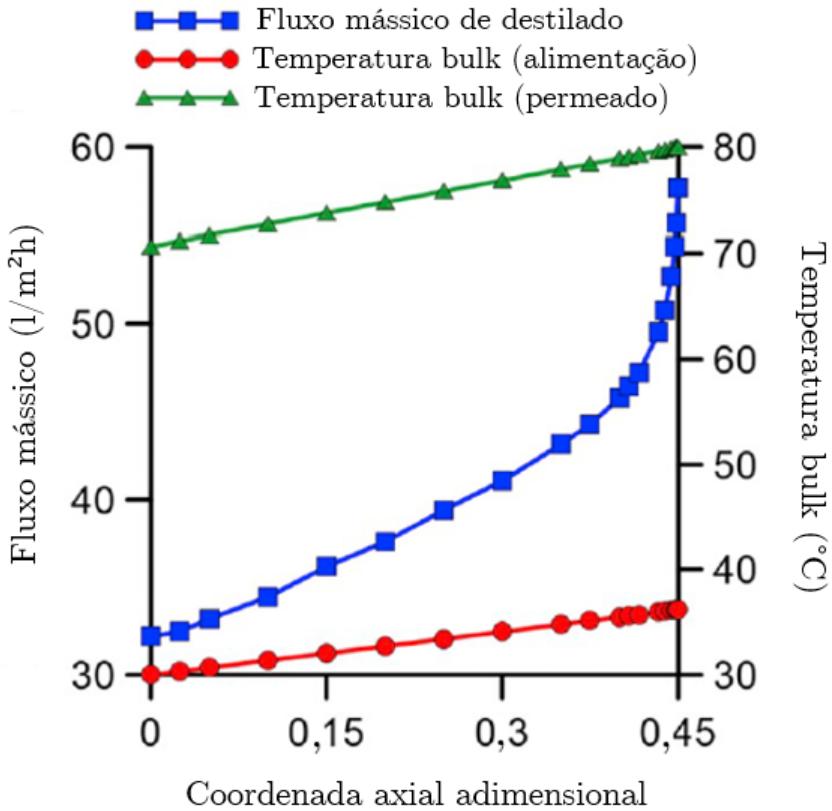


Figura 3.10: Fluxo mássico de destilado e temperaturas bulk de ambas as fases em função da coordenada axial adimensional do permeador (adaptado de Lisboa *et al.* [15]).

e as pressões parciais da água na fase líquida foram descritas pela lei de Raoult modificada. O modelo matemático apresentou boa concordância com os resultados experimentais na previsão do fluxo mássico do módulo de um único estágio. Os pesquisadores implementaram um procedimento de otimização do *GOR* utilizando o software Dymola. As variáveis de decisão utilizadas no estudo de otimização foram: as vazões volumétricas de ambas as fases, temperatura de entrada de ambas as fases, porosidade da membrana e diâmetro do poro. Os resultados mostraram que as configurações otimizadas apresentaram um *GOR* de 0,882 para a DCMD em estágio único e 0,942 para a DCMD em múltiplos. Além de um maior *GOR*, a DCMD em múltiplos estágios apresentou uma razão de recuperação aproximadamente 7% maior em comparação com a de um único estágio.

Lisboa *et al.* [17] estudaram o problema da DCMD associado a um sistema de recuperação de calor. O fluxograma da planta de dessalinização proposta é apresentado na Figura 3.12 e conta com um módulo de DCMD, um trocador de calor, que recupera parte do calor que é cedido da alimentação para o permeado no módulo de DCMD, e um aquecedor, onde a alimentação pré-aquecida recebe calor de uma fonte externa. O permeador em contracorrente foi modelado como um meio poroso

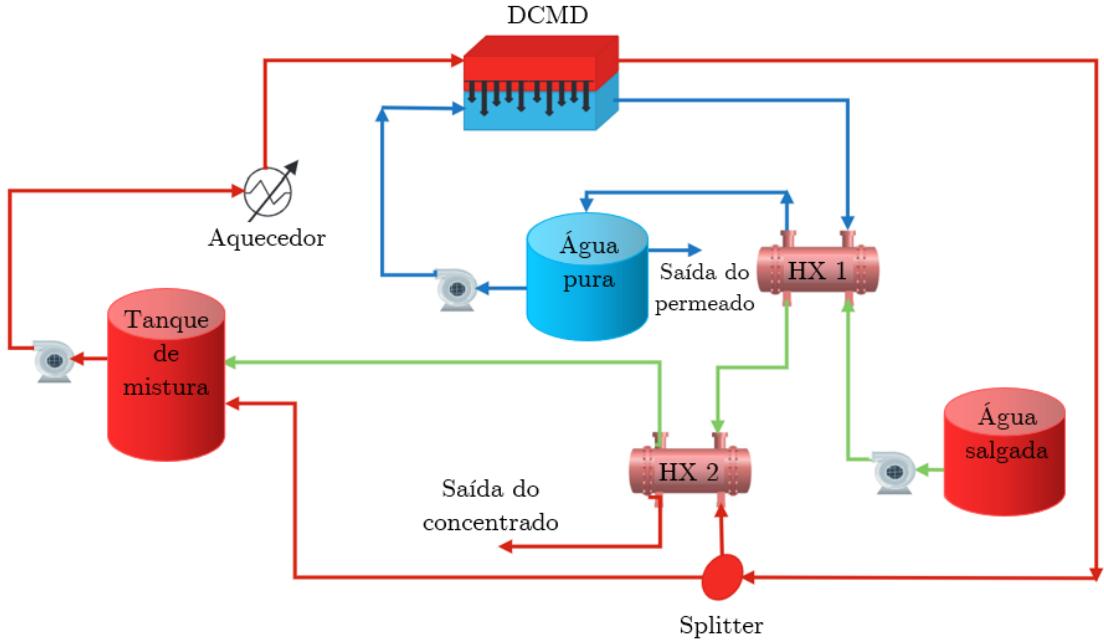


Figura 3.11: Fluxograma da planta de DCMD com sistema de recuperação de calor proposto por Dutta *et al.* [16] (adaptado).

e a difusão do vapor d'água foi representada pelo DGM desprezando a polarização da concentração em ambas as fases, a difusão viscosa e a difusão na superfície da membrana. Os resultados mostraram que o parâmetro que mais afeta a eficiência energética do sistema é a porosidade da membrana. O segundo parâmetro influenciador, com significância consideravelmente inferior, é o raio interno da fibra oca para os sistemas onde o calor é recuperado com maior efetividade. Já para os sistemas onde a recuperação do calor é menos efetiva, o segundo parâmetro que mais influencia o *GOR* é a condutividade térmica do polímero que compõe a membrana. Os demais parâmetros estudados foram a espessura da membrana e o diâmetro do poro. Os resultados mostraram que o fluxo mássico e o *GOR* crescem de maneira aproximadamente linear com o aumento da porosidade da membrana. Mostrou-se também que condutividade térmica do polímero afeta o *GOR* do sistema, uma vez que, quanto mais isolante é a membrana, menores são as perdas por condução para o permeado. O aumento do raio interno da fibra oca resultou em um aumento significativo do *GOR*. Embora o fluxo mássico tenha diminuído com o aumento do raio interno, a produção total de destilado do permeador aumentou significativamente. Por fim, à medida que aumentou-se a espessura da membrana, observou-se que o *GOR* aumentou, atingiu um valor máximo (correspondente à espessura ótima da membrana) e depois decaiu, sendo esta variação mais pronunciada quanto mais efetiva é a recuperação de calor.

Zhang *et al.* [83] investigaram experimentalmente a recuperação de água residual do rejeito de osmose inversa via DCMD. A motivação para este estudo vem do

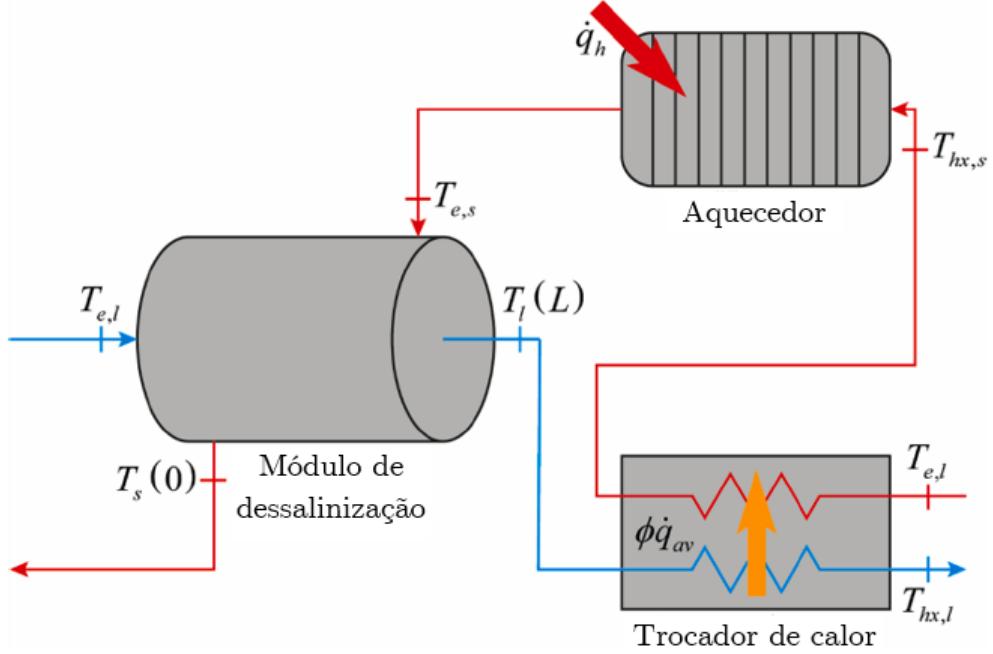


Figura 3.12: Fluxograma da planta de dessalinização com sistema de recuperação de calor proposto por Lisboa *et al.* [17] (adaptado).

fato de as plantas de RO apresentarem, em média, uma recuperação de água de 50-75%, resultando em uma grande quantidade de rejeitos, que, por sua vez, não podem ser descartados no meio ambiente. O custo de tratamento do rejeito da RO é consideravelmente alto e pode ser mitigado por meio da concentração do efluente utilizando técnicas de baixa sensibilidade à salinidade da alimentação, como é o caso da MD. O módulo de DCMD utilizado pelos pesquisadores foi do tipo FS, operando com reciclo de ambas as fases. Os resultados mostraram que o pré-tratamento foi necessário para garantir a eficiência da destilação. Os íons sulfato, que são os principais causadores de incrustação, foram removidos por precipitação com bário. De acordo com os cálculos de equilíbrio químico, a incrustação dos poros por precipitação de sílica também seria possível, fazendo com que os poros perdessem sua hidrofobicidade, a membrana fosse molhada e o permeado fosse contaminado pela solução de alimentação salina. Entretanto, este fenômeno não foi observado em considerável extensão sob as condições estudadas. Os resultados mostraram que é possível atingir uma recuperação de 90% do volume de água presente na alimentação com a temperatura de entrada da alimentação do módulo fixa a 60°C. Para razões de recuperação superiores a 90%, observou-se uma redução do fluxo mássico devido à precipitação de sais minerais na superfície da membrana.

Cárdenas-Gomez *et al.* [84] estudaram a dessalinização da água do mar utilizando um módulo de DCMD do tipo spiral wound. A simulação do módulo foi realizada no software Matlab-Simulink e os resultados mostraram uma boa estimativa do fluxo

de água destilada para uma configuração de módulo experimental.

Mesquita *et al.* [85] estudaram experimentalmente a dessalinização por DCMD em um módulo do tipo FS. Um modelo físico-matemático foi desenvolvido, considerando o transporte do vapor d'água através da membrana descrito pelo Dusty Gas Model. O modelo foi capaz de estimar de maneira satisfatória o fluxo de destilado observado no experimento. Um estudo paramétrico foi realizado, considerando os seguintes parâmetros: temperaturas de entrada da alimentação e do permeado, vazão volumétrica e salinidade da alimentação. Foi observado que o fluxo de destilado aumentou com a redução da temperatura de entrada do permeado e da salinidade da alimentação, e com o aumento da temperatura de entrada da alimentação e da vazão volumétrica da alimentação.

Anjos *et al.* [86] analisaram o problema da dessalinização por DCMD utilizando uma fonte energética de baixa exergia. A configuração proposta para a planta de dessalinização considerou um módulo de DCMD do tipo HF, dois trocadores de calor para recuperação de calor simultânea da corrente de alimentação e permeado, além de um sistema de recirculação (reciclo) total do permeado e de recirculação total ou parcial da alimentação. O modelo utilizado para descrever o módulo de DCMD foi o mesmo utilizado por Lisboa *et al.* [17], enquanto a planta de dessalinização foi descrita por um modelo transiente baseado em equações de balanço material e de energia. O comportamento dinâmico da planta foi analisado e concluiu-se que a recuperação de calor da corrente de alimentação contribuiu para o aumento do *GOR*, porém o efeito da recuperação de calor da corrente de permeado sobre o *GOR* foi mais pronunciado, considerando a configuração estudada.

Curcino *et al.* [87] estudaram a dessalinização via DCMD utilizando duas geometrias de permeadores distintas: de placas (FS) e de fibras ocas (HF). O modelo teórico foi desenvolvido em OpenFOAM, levando em consideração diferentes modelos para o cálculo da condutividade térmica efetiva e da tortuosidade dos poros da membrana. Os resultados foram comparados com dados experimentais, revelando que, para membranas com morfologia do tipo esponja (com distribuição mais uniforme de poros na seção transversal da membrana) o modelo de condutividade paralela associado ao modelo de tortuosidade fractal foi o que apresentou melhor concordância com dados experimentais. Já para membranas com morfologia assimétrica e com canais macroscópicos na seção transversal da membrana, o modelo de condutividade paralela associado ao modelo de tortuosidade euclidiano apresentou melhores resultados.

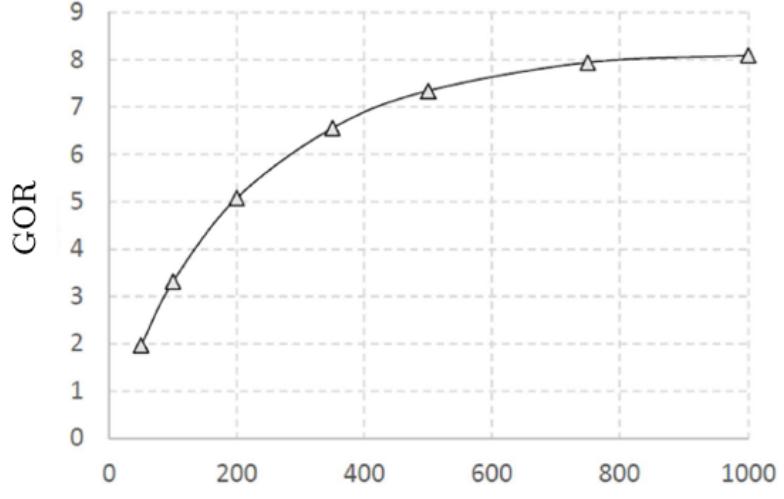
Curcino *et al.* [87] investigaram experimentalmente a dessalinização da água salobra utilizando um módulo do tipo V-AGMD (sigla em inglês para vacuum-enhanced air gap membrane distillation), que é semelhante à configuração AGMD, porém com uma redução da pressão na região de espaçamento entre a membrana e a placa de

resfriamento (vide Fig. 2.13). O módulo estudado foi do tipo spiral wound e a fonte de energia térmica utilizada foi proveniente de um arranjo de coletores solares do tipo placa. Os resultados mostraram um melhor desempenho do módulo V-AGMD em relação à configuração AGMD, exceto pela rejeição dos sais na membrana. A produção média de água destilada apresentou um aumento de 42% quando o módulo foi utilizado em associação com um sistema de armazenamento de energia térmica. Posteriormente, no mesmo ano, Curcino *et al.* [88] estudaram o mesmo sistema, analisando o efeito dos seguintes parâmetros: temperatura de entrada e vazão volumétrica da alimentação e pressão manométrica na região do espaçamento de ar. Os fatores que mais influenciaram a eficiência do processo foram a temperatura e a vazão volumétrica da alimentação. Foi observado que o *GOR* aumentou com a redução da vazão de alimentação e com o aumento da temperatura de entrada da alimentação.

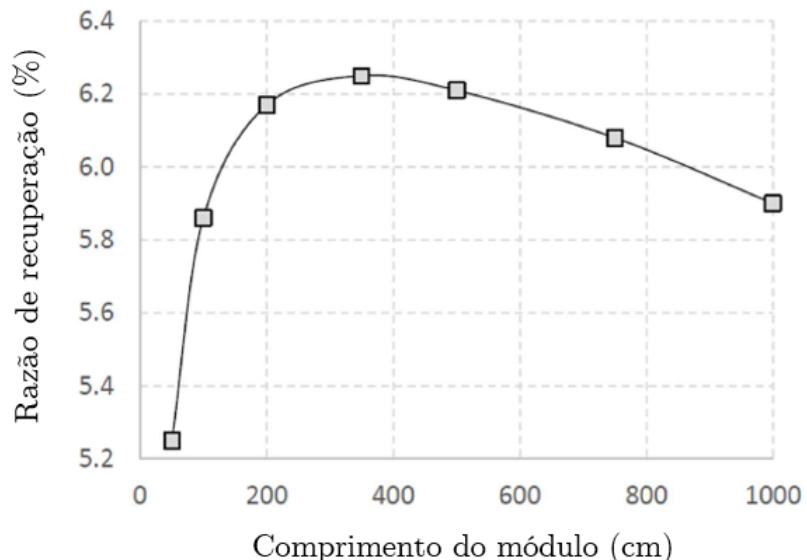
Sampaio [18] investigou a DCMD em um permeador de fibras oca utilizando um modelo matemático composto por equações discretizadas em volumes finitos. O escoamento no casco foi modelado seguindo o conceito de canal anular equivalente. Os resultados mostram que o aumento do comprimento do permeador resulta no aumento do *GOR* (Figura 3.13a) e na redução do fluxo mássico de destilado. O *GOR*, por ser uma medida termodinâmica, é favorecido pelo aumento da área superficial da membrana decorrente do aumento no comprimento das fibras, porém, em um permeador mais longo, a diferença de temperatura entre as duas fases é menor e, consequentemente, o transporte de massa é deteriorado, resultando em um menor fluxo de destilado. O intervalo de comprimentos para o módulo estudado foi de 0,5 a 10,0 m e a razão de recuperação apresentou um valor ótimo para o comprimento de 3,5 m (Figura 3.13b). Os resultados mostram, portanto, que a escolha do comprimento do módulo de DCMD deve levar em consideração o balanço entre o consumo energético e a produção de água.

Sampaio [37] investigou também a aplicação da DCMD na dessalinização nuclear utilizando o calor rejeitado de um reator PWR de 75 MWt e a extração controlada de vapor de baixa pressão extraído da turbina do reator. A simulação do circuito secundário foi realizada utilizando o software DE-TOP e a simulação do módulo de DCMD foi realizada utilizando o método dos volumes finitos. A planta de dessalinização proposta, composta por módulo de DCMD e sistema de recuperação de calor, apresentou uma produção de 1.502,4 m<sup>3</sup>/d de água dessalinizada, causando uma redução da potência elétrica do reator de 0,61 MW (2,4% da potência elétrica nominal).

Outros dois artigos de congresso que investigaram a cogeração de energia elétrica e água dessalinizada em um SMR utilizando a DCMD foram Silva *et al.* [89] e Silva *et al.* [90]. Em [89], foi investigado o acoplamento térmico do reator NuScale com



(a)



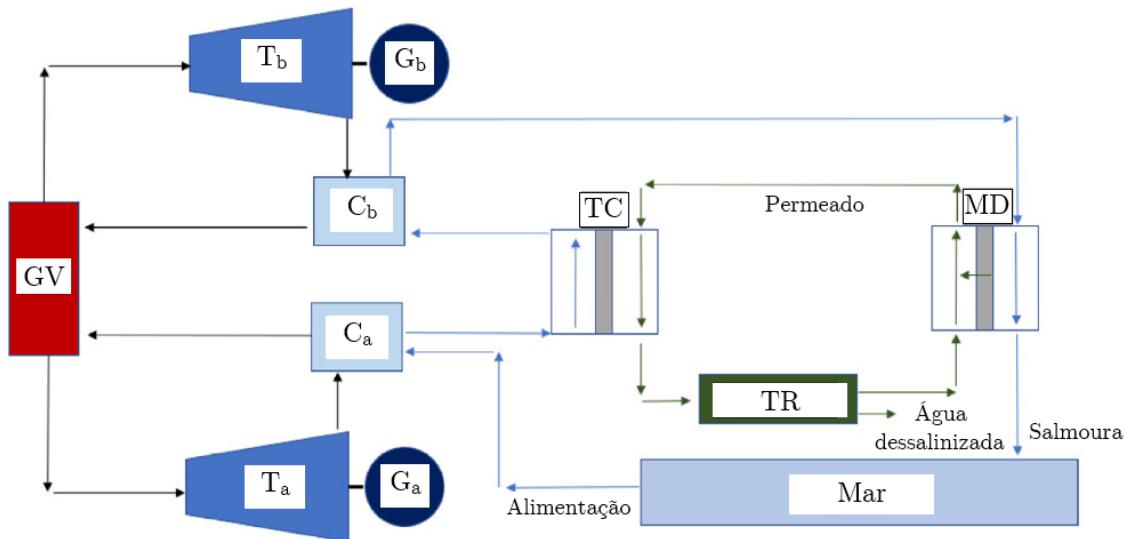
(b)

Figura 3.13: Gráficos do (a)  $GOR$  e da (b) razão de recuperação como funções do comprimento do módulo de DCMD (adaptado de Sampaio *et al.* [18]).

uma planta de DCMD com recuperação de calor de ambas as correntes de permeado e alimentação. A fonte de energia considerada para a dessalinização foi o calor rejeitado pelo reator e o acoplamento proposto foi capaz de gerar  $2.012 \text{ m}^3/\text{d}$  de água destilada sem causar nenhuma perda de potência elétrica do reator. Em [90], foi estudada a extração total e parcial (controlada) de vapor da turbina do mesmo reator (NuScale), porém a planta de dessalinização, além do sistema de recuperação de calor, considerou também a recirculação parcial da corrente de alimentação que sai do módulo de DCMD. O acoplamento proposto, empregando a extração total do vapor de baixa pressão da turbina do reator, foi capaz de produzir até  $5.346 \text{ m}^3/\text{d}$  de água destilada, ao custo de uma perda de potência elétrica de 7,6 MW, o que

corresponde a 15% da potência elétrica do reator. A extração controlada, por sua vez, apresentou a possibilidade da redução da perda de potência por unidade de massa de destilado produzida, gerando em contrapartida uma redução da produção total de destilado, comparado com o caso da extração total.

Mais recentemente, Sampaio *et al.* [19] propuseram o acoplamento entre um pequeno reator PWR de 75MWt a uma planta de dessalinização por DCMD com recuperação de calor. Foram propostos dois tipos de acoplamento: (i) utilizando extração de vapor da turbina de baixa pressão do reator e (ii) utilizando dois ciclos de Rankine em paralelo. Neste segundo tipo de acoplamento, o vapor que sai do gerador de vapor é distribuído entre dois ciclos de Rankine, como mostra a Figura 3.14. O primeiro ciclo de Rankine (ciclo a) opera sob as mesmas condições de referência do circuito secundário do reator, enquanto no segundo ciclo de Rankine (ciclo b), a expansão na turbina é realizada até uma pressão mais alta comparada à do ciclo a. O acoplamento proposto com o duplo ciclo de Rankine foi o que apresentou maior produção de água destilada, cerca de 7,577 m<sup>3</sup>/d, causando uma perda de potência elétrica do reator de 2.53 MW. Em ambos os acoplamentos, parte do calor utilizado para dessalinização foi o calor rejeitado pelo reator, porém, em ambos os casos houve perdas de potência do reator (devido à extração de vapor da turbina ou à redução da pressão de saída da turbina em comparação ao projeto original do reator).



GV – gerador de vapor; T<sub>a</sub> – turbina do ciclo de Rankine a; T<sub>b</sub> – turbina do ciclo de Rankine b; C<sub>a</sub> – condensador do ciclo de Rankine a; C<sub>b</sub> – Condensador do ciclo de Rankine b; G<sub>a</sub> – gerador elétrico do ciclo de Rankine a; G<sub>b</sub> – gerador elétrico do ciclo de Rankine b; TR – tanque de resfriamento; TC – trocador de calor de recuperação.

Figura 3.14: Representação esquemática do acoplamento utilizando dois ciclos de Rankine em paralelo (adaptada de Sampaio *et al.* [19]).

Nesta seção foram apresentados os principais trabalhos que serviram como base para o estudo apresentado neste exame de qualificação. A literatura técnica sobre a MD e, mais especificamente sobre a DCMD, que é o ponto de partida para o estudo das configurações mais complexas da MD, possui uma vasta extensão e permeia inúmeras possibilidades e aplicações, indo muito além da dessalinização. Alguns artigos mais recentes de revisão podem ser encontrados na literatura sintetizando o estado da arte e os principais avanços na MD, além de inúmeras aplicações desta tecnologia [91–94].

### 3.3 Otimização da MD

Como foi mencionado na Seção 3.2, a otimização de parâmetros em um processo de MD envolve variáveis que são na maioria das vezes antagônicas, como a eficiência térmica e o fluxo de destilado, ou a razão de recuperação de água [12, 13].

Duas das abordagens presentes na literatura mais utilizadas para este tipo de problema de otimização são: (i) otimização univariada (ou uniobjetiva), onde ambas as variáveis (ou funções objetivo) são combinadas em uma única variável e (ii) otimização multivariada (ou multiobjetiva), onde duas ou mais funções objetivo são analisadas de maneira simultânea e independente. A principal limitação da otimização univariada é a própria definição da função objetivo, que pode apresentar diferentes formas funcionais e, por este motivo, apresentar diferentes resultados. Associado a isso, as configurações otimizadas univariadamente podem ser, em alguns casos, configurações subótimas. A otimização multivariada, embora mais complexa, é preferível pois apresenta uma visão multidimensional da relação entre funções objetivo e os parâmetros aos quais se deseja otimizar [95, 96].

Problemas de otimização envolvem, além da definição da(s) função(ões) objetivo, a escolha dos parâmetros a serem otimizados e determinação das restrições. Estas, por sua vez, estão geralmente relacionadas a limitações físicas ou econômicas do problema enquanto a escolha dos parâmetros deve levar em consideração a relação entre os parâmetros em questão e a(s) função(ões) objetivo [96].

No que diz respeito às metodologias de otimização univariada, existe uma grande variedade de métodos, dentre os quais os mais comuns podem ser classificados como métodos determinísticos, estocásticos ou híbridos. Estes métodos são utilizados para a localização exata do pontos de máximo (ou de mínimo) do problema, isto é, a determinação da configuração de parâmetros que está associada à maximização ou minimização da função objetivo [96].

Um exemplo da utilização de um método estocástico para a otimização dos parâmetros de um módulo de AGMD é dado em Alawad *et al.* [28]. O método utilizado foi a evolução diferencial (DE, sigla em inglês para differential evolution).

Foram realizadas três análises de otimização univariada separadamente, considerando as seguintes funções objetivo: fluxo mássico de destilado, consumo específico de energia e custo específico de produção. Nas Tabelas 3.1 e 3.2 são apresentados os resultados das análises de otimização do fluxo mássico (maximização) e do consumo específico de energia (minimização). Pode ser observado que ambos o fluxo mássico e o consumo específico de energia são otimizados quando a temperatura de entrada da alimentação é alta. Já no que diz respeito às vazões volumétricas das fases, a relação é oposta: vazões mais baixas contribuem para um menor consumo energético, enquanto vazões mais altas contribuem para um fluxo mássico de destilado mais elevado.

Tabela 3.1: Otimização do fluxo mássico de destilado em um módulo de AGMD [28].

Parâmetro	Mínimo	Máximo	Ótimo
Temperatura de entrada da alimentação (°C)	50	90	89.98
Temperatura de entrada do permeado (°C)	5	30	5.08
Vazão volumétrica da alimentação (l/min)	1	7	6.28
Vazão volumétrica do permeado (l/min)	1	7	5.84
Espessura do espaçamento de ar (mm)	2	30	2
<b>Fluxo de permeado (kg/m<sup>2</sup>h)</b>			<b>143,5</b>

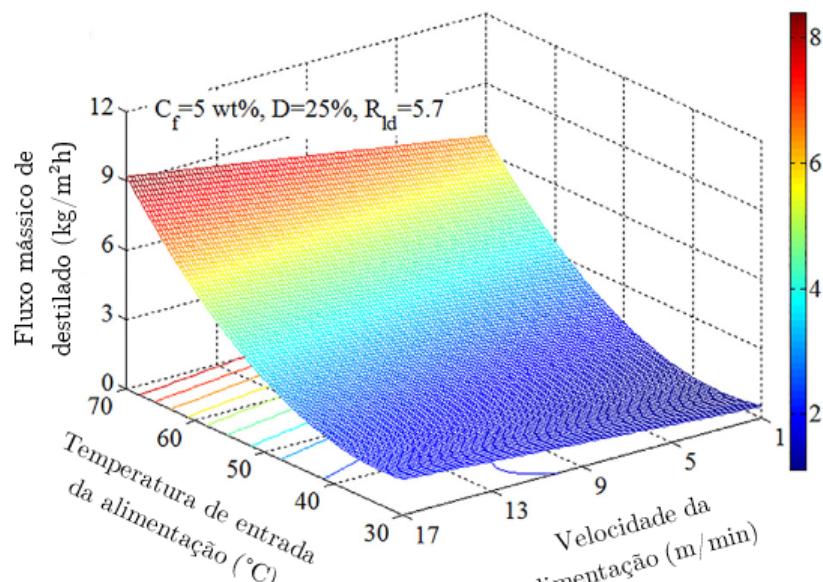
Tabela 3.2: Otimização do consumo específico de energia em um módulo de AGMD [28].

Parâmetro	Mínimo	Máximo	Ótimo
Temperatura de entrada da alimentação (°C)	50	90	90
Temperatura de entrada do permeado (°C)	5	30	11.97
Vazão volumétrica da alimentação (l/min)	1	7	1
Vazão volumétrica do permeado (l/min)	1	7	1.05
Espessura do espaçamento de ar (mm)	2	30	13.8
<b>Consumo específico de energia (kWh/m<sup>3</sup>)</b>			<b>450</b>

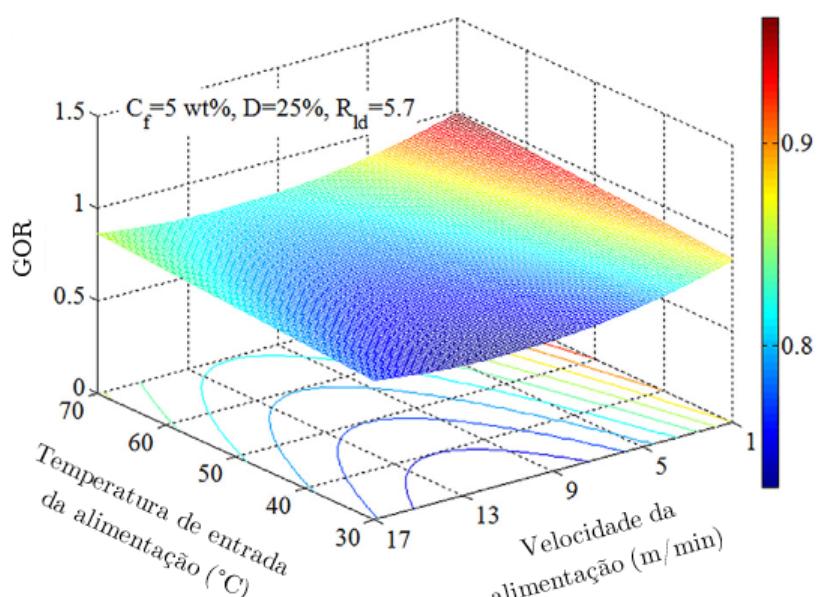
A análise de otimização também pode ser apresentada de maneira gráfica. Dois exemplos são os métodos de superfície de resposta (para otimizações univariadas) e de fronteira de Pareto (para otimizações multivariadas). Cheng *et al.* [20] utilizou superfícies de resposta para analisar graficamente o efeito da temperatura de entrada da alimentação e da velocidade da alimentação sobre as funções objetivo de interesse (fluxo de destilado,  $GOR$ , produção total de destilado e índice  $D_m$ ), como é mostrado na Figura 3.15. O índice  $D_m$  foi uma função objetivo criada com a finalidade de considerar o efeito combinado das demais funções objetivo (fluxo mássico de destilado, produção total de destilado e  $GOR$ ). Este índice foi definido como a

média geométrica das três funções objetivo individuais, onde cada uma destas apresentou um expoente (peso). Os pesquisadores utilizaram métodos estatísticos para calibrar os pesos de modo a minimizar o erro do modelo em relação aos resultados experimentais obtidos. Um peso relativo de 1/3 para cada uma das três funções objetivo individuais foi adotado para o cálculo de  $D_m$ , apresentado na Figura 3.15d. Na prática, a calibração dos pesos deve levar em consideração os custos do processo e outros requisitos de desempenho previstos no projeto [20]. Com a definição do índice  $D_m$  utilizada pelos pesquisadores neste estudo, o processo é otimizado para temperaturas de entrada altas e velocidades de alimentações altas.

Long *et al.* [13] realizaram a otimização multivariada de um módulo de DCMD do tipo FS utilizando como parâmetros a salinidade e a razão de vazões (razão entre as vazões volumétricas de alimentação e permeado). Na Figura 3.16, são apresentadas as fronteiras de Pareto do sistema correspondentes à maximização do *GOR* e da razão de recuperação para diferentes salinidades. Esta fronteira representa o limite de eficiência do sistema, considerando os parâmetros estudados e suas respectivas restrições. A razão de vazões foi variada para a determinação da fronteira do sistema, mas não aparece no gráfico. Foi observado que, para alimentações com maiores concentrações de sais dissolvidos, menores são os valores de *GOR* e de razão de recuperação.



(a)



(b)

Figura 3.15: Superfície de resposta para (a) fluxo mássico de destilado, (b)  $GOR$ , (c) produção total de destilado e (d) índice  $D_m$ , como funções da temperatura de entrada e a velocidade da alimentação [20].

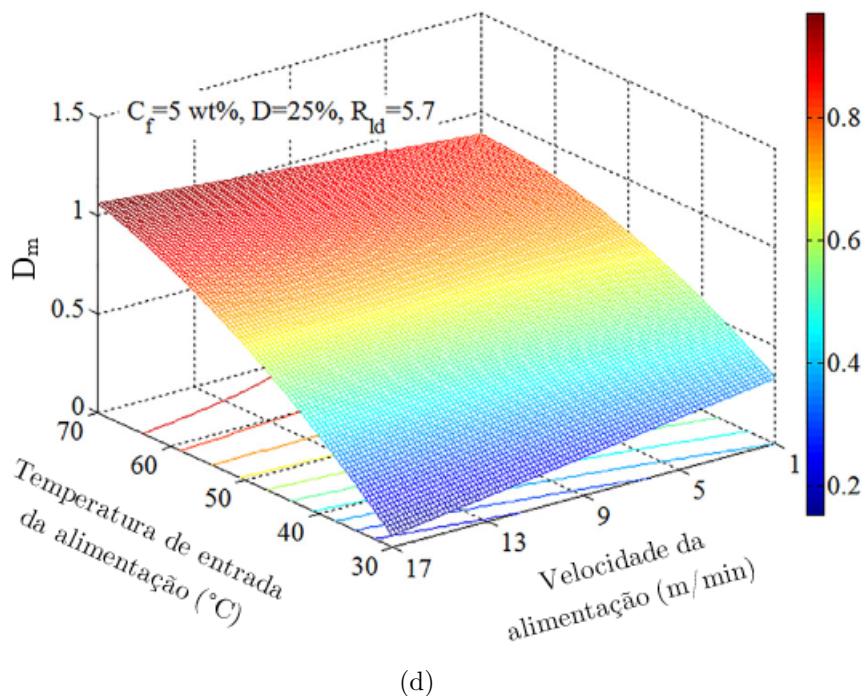
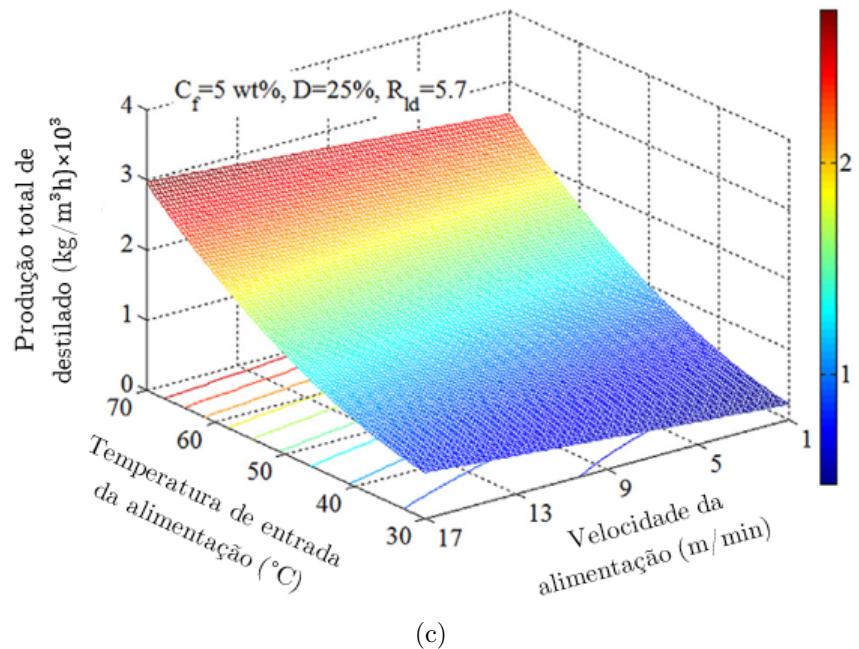


Figura 3.15: Superfície de resposta para (a) fluxo mássico de destilado, (b)  $GOR$ , (c) produção total de destilado e (d) índice  $D_m$ , como funções da temperatura de entrada e a velocidade da alimentação [20] (continuação).

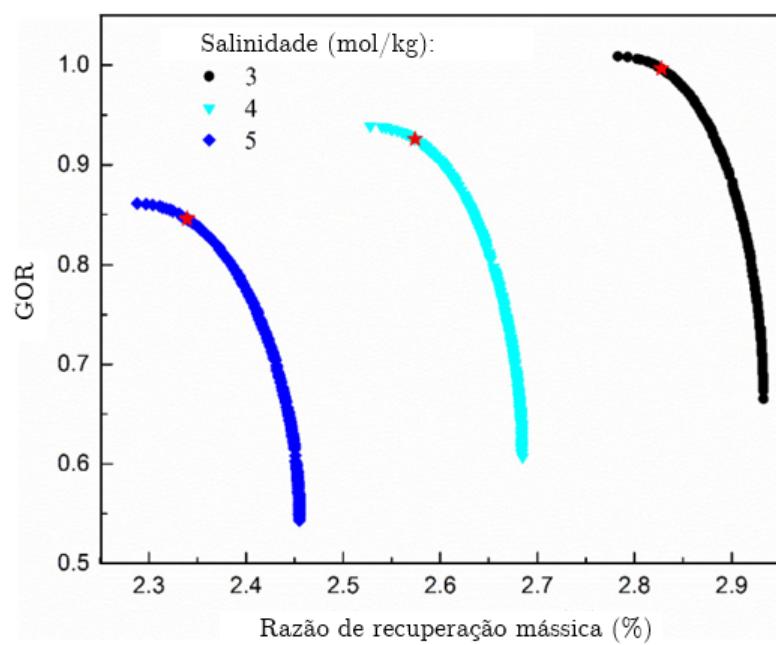


Figura 3.16: Fronteiras de pareto no gráfico do *GOR* como função da razão de recuperação para diferentes salinidades e razões de vazões [13].

### 3.4 Integração da MD com outras tecnologias de dessalinização

Como foi mencionado no capítulo anterior, a tecnologia mais utilizada no mundo para a dessalinização de água salina é a osmose inversa (RO). Devido a seu baixo consumo específico de energia (SEC) e baixo custo de produção de água, na grande maioria dos casos a RO é a tecnologia de dessalinização mais econômica. Porém, quando outras variáveis são levadas em consideração, como a produção de rejeito e a facilidade de pré-tratamento, observou-se na literatura que as tecnologias híbridas de dessalinização podem oferecer alternativas mais viáveis. Em uma revisão abrangente conduzida por Skuse *et al.* [21], publicada em 2021, foram analisados 223 estudos sobre o tema, resultando nas conclusões apresentadas na Figura 3.17, onde são comparadas algumas tecnologias (simples e híbridas) de dessalinização em função de cinco critérios de interesse. A osmose inversa apresentou o custo mais baixo de todas as tecnologias enquanto a destilação por membranas apresentou uma maior compatibilidade com fontes renováveis de energia. Na comparação entre RO e MD, a RO destacou-se nos critérios baixo custo da água e menor consumo energético, enquanto a MD apresentou vantagens sobre a RO nos critérios alta taxa de recuperação de água, facilidade de tratamento e melhor integração com fontes renováveis. Por fim, as tecnologias híbridas que mais se destacaram foram osmose inversa + osmose direta (RO+FO) e osmose inversa + destilação por membranas (RO+MD), onde a principal diferença entre as duas tecnologias híbridas está relacionada com a recuperação de água (que é significativamente maior no caso da RO+MD) e a facilidade de pré-tratamento, que é melhor no caso da RO+FO. Uma observação importante é que a aplicação destas duas tecnologias híbridas difere bastante, enquanto a MD promove a concentração da salmoura da RO, a FO faz o inverso, adicionando água à salmoura e reduzindo sua concentração. Ambas as aplicações apresentam vantagens e desvantagens e precisam ser analisadas considerando uma série de fatores e características de projeto.

As possibilidades de integração entre MD e outras tecnologias de dessalinização são diversas. Na maioria dos casos, a MD é empregada para aumentar a recuperação de água a partir da salmoura gerada por outras tecnologias de dessalinização, aproveitando calor que, de outra forma, seria rejeitado para o meio ambiente. Tecnologias térmicas de dessalinização, como MED e MSF, frequentemente produzem uma salmoura com energia térmica residual que pode ser aproveitada pela MD, tornando a integração ainda mais eficiente [97].

A integração entre MD e RO, que é uma das aplicações investigadas nesta tese, vem sendo estudada há relativamente pouco tempo. Essa combinação é particularmente relevante devido ao crescente volume de rejeitos gerados globalmente por



Figura 3.17: Comparação entre diferentes tecnologias (simples e híbridas) de dessalinização [21].

plantas de RO, que representam a maior parte da capacidade instalada de dessalinização no mundo. Alguns dos estudos iniciais que investigaram experimentalmente a viabilidade desta integração foram Osman *et al.* [98], Mericq *et al.* [99] e Ji *et al.* [100]. O estudo de Osman *et al.* [98] investigou o uso da destilação por membranas de contato direto (DCMD) para recuperação de água e produtos químicos de salmouras provenientes de outros processos de dessalinização, como osmose inversa (RO) e eletrodiálise reversa (EDR). Os resultados do experimento utilizando um módulo de DCMD de fibras ocas mostraram que a DCMD pode alcançar recuperações de água de até 70% a 80%, mantendo a rejeição de sais superior a 99,5%. Os pesquisadores observaram uma redução do fluxo de água depois de algumas horas, o que foi atribuído à incrustação de sais na membrana, que após ser lavada com solução básica, apresentou reestabelecimento do fluxo.

Já o experimento realizado por Mericq *et al.* [99] mostrou que a destilação por membranas a vácuo (VMD) pode ser uma alternativa promissora quando integrada à osmose inversa da água do mar (SWRO, do inglês *seawater reverse osmosis*). O

estudo, realizado com um módulo de VMD do tipo placa plana (FS), mostrou que a combinação das duas tecnologias resultou em uma recuperação total de água de 89%, o que permitiu uma redução do volume de salmoura por um fator de 5,5, além de duplicar a produção de água. Uma outra observação é que a polarização da temperatura e da concentração apresentaram baixo impacto sobre o fluxo de destilado, mesmo a altas concentrações da alimentação. Foram observadas incrustações, mas estas foram atribuídas a cristais de baixa solubilidade, como carbonato e sulfato de cálcio. Além disso, estas incrustações se limitaram a pequenas áreas de membrana.

Ji et al. [100] investigou o desempenho de uma planta em escala de bancada de destilação por membranas acoplada à cristalização (MDC, do inglês *membrane distillation-crystallization*), que consiste na precipitação controlada dos sais na destilação por membranas. O experimento foi conduzido utilizando a salmoura proveniente do processo de RO como alimentação em um módulo de DCMD de fibras ocas. Resultados experimentais mostraram que a MDC pode concentrar rejeitos de RO, alcançando uma recuperação total de água superior a 90%. O processo demonstrou estabilidade operacional ao longo de 100 horas, graças ao controle eficaz de supersaturação e polarização de concentração. Para evitar a formação de incrustações, foram utilizados fluxos mássicos de destilado reduzidos, da ordem de  $0,36 \text{ kg/m}^2\text{h}$ .

Yan et al. [22] investigou experimentalmente a utilização da DCMD no tratamento de salmuras provenientes da RO, utilizando um módulo de DCMD de placas planas. Os resultados mostraram que a MD foi capaz de operar com níveis de recuperação de água superiores a 70%. Porém a incrustação se tornou significativa para fatores de concentração da salmoura (CF, do inglês *concentration factor*) superiores a 3,3, resultando em uma queda acentuada do GOR, como pode ser visto na Figura 3.18. O aumento da temperatura da alimentação resultou em um aumento do fluxo de destilado, mas também acelerou a incrustação. Foi observado que velocidades de alimentação altas diminuíram a polarização térmica e aumentaram o fluxo de destilado, porém, facilitaram o molhamento dos poros, aumentando significativamente a condutividade do permeado. A incrustação sobre a membrana pôde ser removida por meio de lavagem, recuperando mais de 88% do fluxo de destilado, porém temperaturas mais altas resultaram em camadas de incrustação mais compactas e difíceis de remover.

Bindels et al. [101] investigaram experimentalmente o tratamento da salmoura da RO usando AGMD. Os pesquisadores utilizaram um permeador de placas planas em escala piloto com capacidade de produção nominal de  $2.5 \text{ m}^3/\text{d}$ . Foi observado em uma etapa preliminar de testes laboratoriais que o processo era limitado pela incrustação de sais na superfície da membrana. Por este motivo, foram propostas e estudadas diferentes configurações híbridas para o acoplamento RO+MD, incluindo outras tecnologias de purificação intermediárias (pré-tratamento para a MD), como

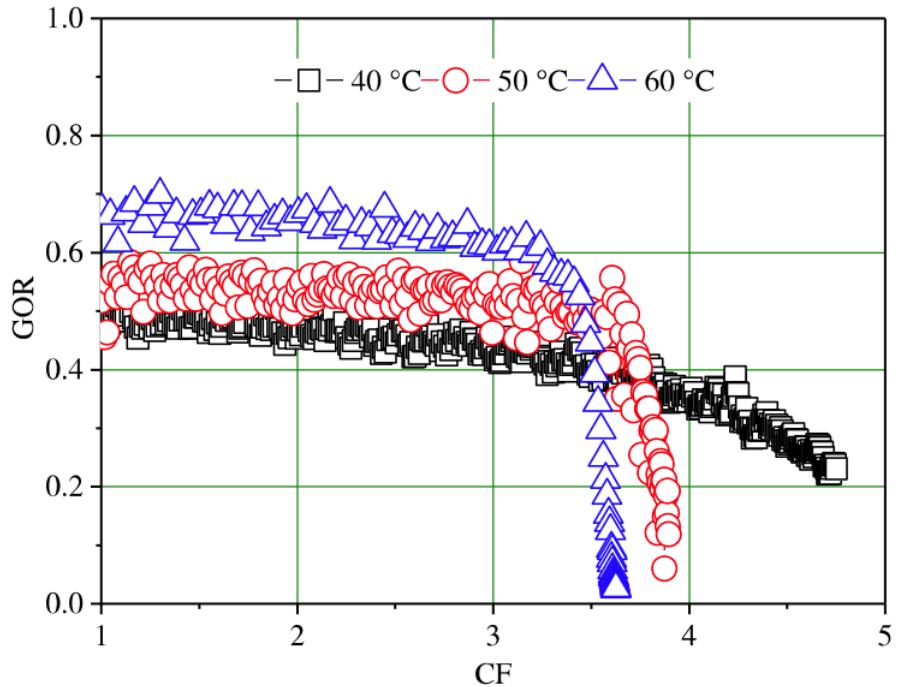


Figura 3.18:  $GOR$  em função do fator de concentração (CF) para diferentes temperaturas da alimentação da DCMD [22].

deposição química (CD) com ultrafiltração (UF) e nanofiltração (NF). Em escala piloto, a combinação RO + MD com adição de inibidores de incrustação foi a que alcançou a maior recuperação total de água (84,59%) e o menor custo de produção ( $0,633 \text{ USD/m}^3$ ), sendo considerada a melhor solução. As outras configurações estudadas apresentaram recuperações inferiores e custos maiores, principalmente devido ao custo adicional relativo aos produtos químicos e operações de filtração.

Sanmartino *et al.* [102] investigou diferentes estratégias de pré-tratamento químico combinadas à DCMD para o tratamento de salmouras provenientes da RO. O pré-tratamento com  $\text{BaCl}_2$  foi o que apresentou maior eficácia, removendo os íons sulfato e carbonato, responsáveis pela incrustação, e melhorando significativamente o desempenho da DCMD, com maior fluxo de permeado, menor redução do fluxo de destilado com o tempo e melhor qualidade do destilado. Contudo, este pré-tratamento não é considerado adequado para produção de água destinada ao consumo já que o destilado pode conter resíduos de bário solúvel, que é tóxico mesmo em pequenas concentrações. Pré-tratamentos com  $\text{Na}_2\text{CO}_3$  e  $\text{NaOH}$  também apresentaram bom desempenho, como redução de incrustações e aumento na concentração final da salmoura, superando a saturação de  $\text{NaCl}$  em algumas condições. Nos experimentos realizados, a fração mássica de sal máxima obtida na salmoura final foi de 0,37, portanto acima do limite de saturação do sal ( $\text{NaCl}$ ) na água.

Posteriormente surgiram alguns trabalhos teóricos sobre o acoplamento híbrido MD+RO. Por exemplo, Choi *et al.* [103] avaliou a viabilidade econômica do sistema

híbrido MD+RO para dessalinização de água do mar, utilizando um modelo teórico capaz de estimar o custo da água em função de fluxo de destilado da membrana, a recuperação de água, o custo da membrana e o custo do vapor. Os resultados mostraram que as tecnologias de MD e MD+RO podem ser competitivos em relação à osmose inversa (RO) quando o fluxo de água através da membrana e a recuperação da MD superam os da RO e o custo do vapor é relativamente baixo. O estudo concluiu que, em condições semelhantes, os custos de produção de água entre sistemas híbridos MD+RO e RO são aproximadamente equivalentes. Por outro lado, a MD isolada apresentou custos mais altos, exceto quando o vapor é mais acessível, fazendo com que a variável de maior impacto na economia da MD e dos sistemas híbridos MD+RO é o custo da energia térmica utilizada na MD.

Um processo de dessalinização híbrido inovador foi proposto por Kim [23] e consiste na combinação da osmose inversa, destilação por membranas e osmose retardada por pressão (RO+MD+PRO). O esquema da planta proposta é apresentado na Figura 3.19. Como pode ser visto na imagem, o processo utiliza a salmoura da RO como alimentação da MD, e a salmoura concentrada da MD, misturada ao restante da salmoura da RO, é usada como solução de extração da PRO. Resumidamente, a MD recupera mais água da salmoura da RO enquanto a PRO dilui a salmoura da MD+RO enquanto recupera parte da energia osmótica disponível. O modelo desenvolvido pelos pesquisadores mostrou que o processo híbrido pode reduzir o consumo específico de energia (SEC) e reduzir a concentração da salmoura de descarte, minimizando os impactos ambientais, especialmente em locais com acesso a energia térmica de baixo custo ou gratuita. Parâmetros como a razão de divisão da salmoura (BDR), fluxo de água através da membrana e dimensões dos sistemas MD e PRO foram identificados como críticos para a otimização do processo.

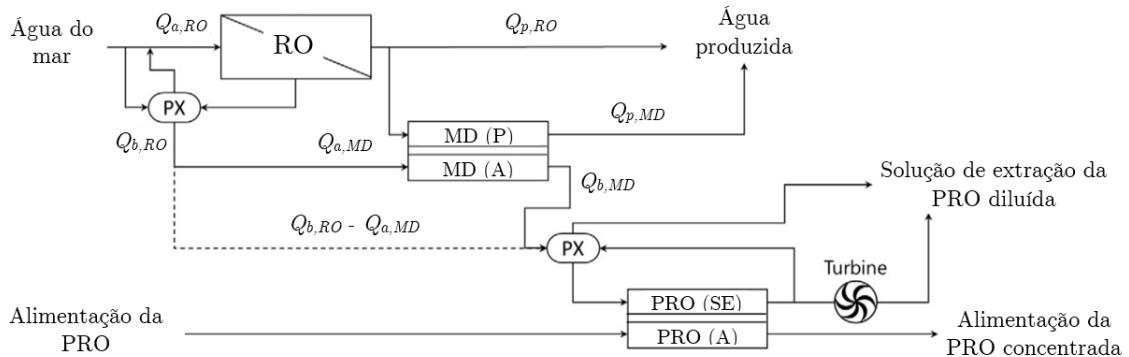


Figura 3.19: Esquema da planta de dessalinização híbrida do tipo RO+MD+PRO (adaptada de Kim *et al.* [23]). P: permeado; A: alimentação; SE: solução de extração.

Recentemente, Alawad *et al.* [104] fez uma análise teórica da integração entre

VMD e cristalizadores em um sistema com zero descarte de líquidos (ZLD, do inglês *zero liquid discharge*). Os pesquisadores argumentaram que existe uma carência de estudos teóricos sobre a integração de MD com cristalizadores e que a maioria dos trabalhos é de natureza experimental e não abordam conceitos fundamentais como recuperação de energia e o impacto econômico da venda do sal no custo de produção da água. Foram propostas e analisadas duas configurações de planta, uma sem recuperação de energia e a outra com recuperação integrada. Ambas as plantas consistiam em uma bateria de permeadores VMD em série, conectada em série com um cristalizador. Os resultados mostraram que a recuperação de energia proporcionou uma redução de 39% no consumo específico de energia térmica, uma diminuição de 20% na área de membrana necessária e um aumento significativo na eficiência do sistema, elevando o *GOR* de 0,671 para 1,072. Para uma temperatura de alimentação entre 70 e 90°C, foi observado um fluxo de destilado médio de 80 kg/m<sup>2</sup>h e um custo de produção da água de \$ 0,31/m<sup>3</sup>, o mais baixo observado até o momento para esta aplicação.

# Capítulo 4

## Metodologia

Neste capítulo são apresentados os problemas físicos estudados e as formulações matemáticas utilizadas para a resolução destes.

### 4.1 Problemas físicos

Dois problemas físicos foram estudados nesta tese: (i) o acoplamento do reator com uma planta de DCMD e (ii) o acoplamento do reator com uma planta híbrida de RO e DCMD. Nas próximas subseções serão descritos em detalhes as configurações e componentes de cada um dos problemas.

#### 4.1.1 Planta de DCMD

O acoplamento do reator NuScale com a planta de DCMD é representado na Figura 4.1, onde os nomes em verde identificam as correntes, enquanto os nomes em negrito indicam os equipamentos da planta. A planta de DCMD é composta por um módulo de DCMD, um reciclo de alimentação, e um sistema de recuperação de calor composto por dois trocadores de calor. O condensador de acoplamento é projetado para elevar a temperatura da água de alimentação até a temperatura de entrada da alimentação no módulo, que é mantida fixa e consiste em um dos parâmetros de operação do módulo. A corrente de entrada do permeado (p-e) e a corrente de alimentação fresca (a-e) entram ambas à mesma temperatura na planta de dessalinização (temperatura ambiente). Os trocadores de calor 1 e 2 compõem o sistema de recuperação de calor, atuando como pré-aquecedores para a carga de alimentação fresca. O trocador de calor 1 é projetado para recuperar parte do calor presente na corrente de saída do permeado, que foi cedido pela alimentação ao longo do módulo. O trocador de calor 2 é projetado para recuperar parte do calor presente na corrente de saída da alimentação. A posição dos trocadores de calor supõe que a temperatura de saída da alimentação ( $T_{a-6}$ ) é maior que a temperatura

da alimentação após o trocador de calor 2 ( $T_{a-3}$ ) e que a temperatura da saída do permeado ( $T_{p-2}$ ) é maior que a temperatura da alimentação após a adição do reciclo ( $T_{a-2}$ ). Como essa condição não se verifica em todos os casos estudados, para evitar que haja o resfriamento indesejado da alimentação, o respectivo trocador de calor será desativado caso essas condições não sejam atendidas individualmente. Essa abordagem é equivalente a realizar um bypass de um ou ambos os trocadores de calor, caso as condições de temperatura não sejam atendidas. A corrente de vapor extraído do SMR (v-e) é o fluido de trabalho que, ao ser condensado no condensador de acoplamento, fornece a energia térmica necessária para a dessalinização. As condições deste vapor em diferentes pontos de extração no circuito secundário do reator serão explicadas em detalhes na Seção 4.1.3.2.

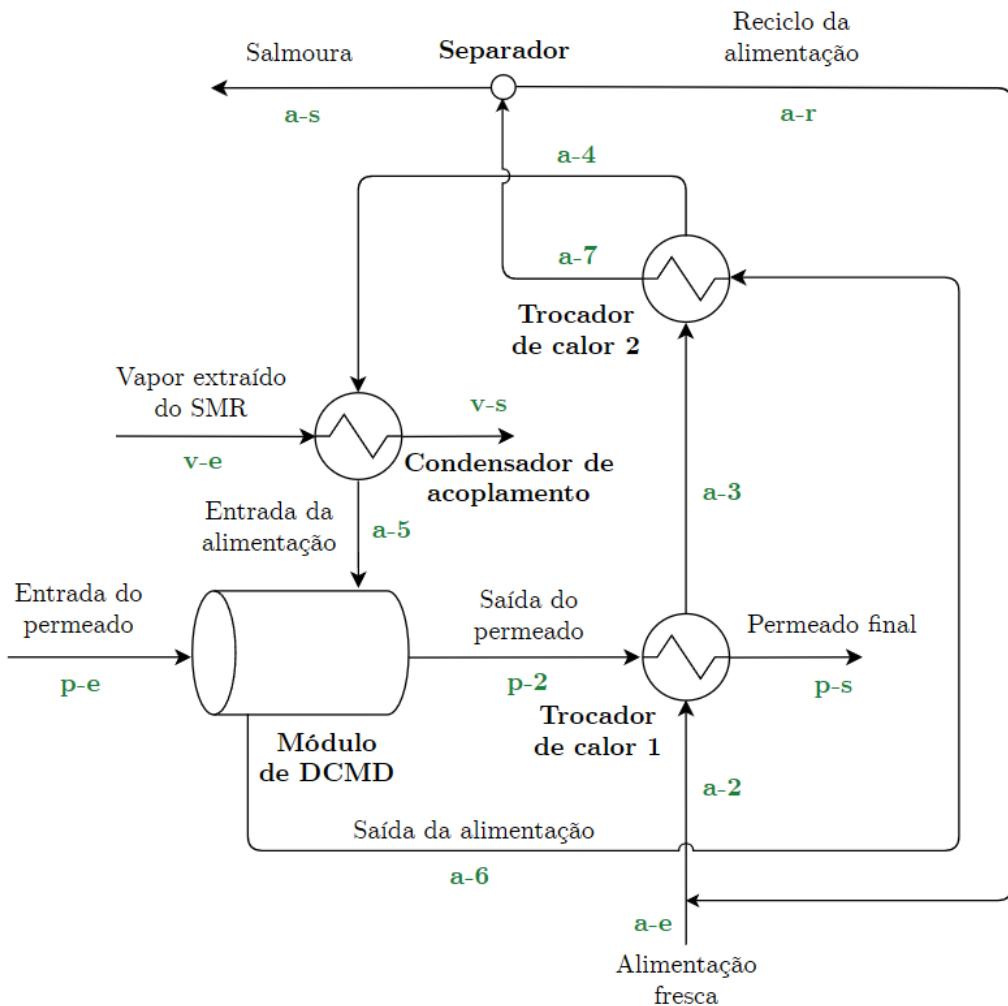


Figura 4.1: Esquema do acoplamento do reator com planta de DCMD.

#### **4.1.2 Acoplamento com planta híbrida de RO e DCMD**

O segundo problema físico, o acoplamento do SMR com a planta de dessalinização híbrida de RO e DCMD (RO+DCMD) é apresentada na Figura 4.2. Quando comparado com o problema físico anterior (Figura 4.1), o acoplamento térmico entre o SMR e a planta de DCMD é essencialmente o mesmo. A única diferença é que a alimentação da planta de DCMD é a salmoura que sai da planta de RO. Neste acoplamento híbrido em que RO e DCMD são integradas em série, a salmoura gerada pela RO pode ser direcionada integralmente ou parcialmente para a alimentação da planta de DCMD.

A planta de RO (parte inferior da Figura 4.2) consiste em um módulo de RO, que é alimentado por uma solução salina bombeada até a pressão necessária para a RO. Embora na Figura 4.2 só seja representada uma única bomba, na realidade esse bombeamento é feito por meio de três bombas colocadas em série: uma primeira bomba (denominada bomba de água do mar) é responsável pela captação da água salina, seguida por uma segunda bomba (denominada bomba de reforço) que eleva a pressão à uma pressão intermediária, e, por fim, uma bomba de alta pressão, que eleva a pressão da água até o ponto de operação do módulo de RO.

Uma característica fundamental da planta de RO é a recuperação de energia, realizada por trocadores de pressão que reaproveitam parte da pressão da salmoura, transferindo-a para a alimentação. Esse processo reduz tanto o consumo energético da planta quanto a pressão do efluente da RO. No acoplamento estudado, adotou-se uma eficiência de recuperação de energia de 95%, que representa um patamar típico de eficiência encontrado nas plantas de RO mais modernas [105]. No esquema de acoplamento híbrido proposto (Figura 4.2), considera-se que a pressão manométrica residual do efluente da RO é dissipada por válvulas de alívio antes de sua entrada na planta de DCMD.

Neste acoplamento híbrido, a planta de DCMD utiliza o calor proveniente do vapor extraído do SMR como fonte de energia para dessalinização, da mesma maneira que no problema físico anterior (Figura 4.1), enquanto a planta de RO é movida à energia elétrica. Para todos os fins, esta energia pode vir direto do SMR ou da rede elétrica local.

#### **4.1.3 Componentes dos problemas físicos**

Os principais componentes dos dois problemas físicos analisados são o SMR (reator NuScale) e os módulos de dessalinização (de DCMD e de RO). Somente os módulos de dessalinização foram modelados: o módulo de DCMD foi modelado de forma completa, levando em consideração parâmetros geométricos e operacionais, enquanto que o módulo de RO foi modelado por meio de uma abordagem simplificada,

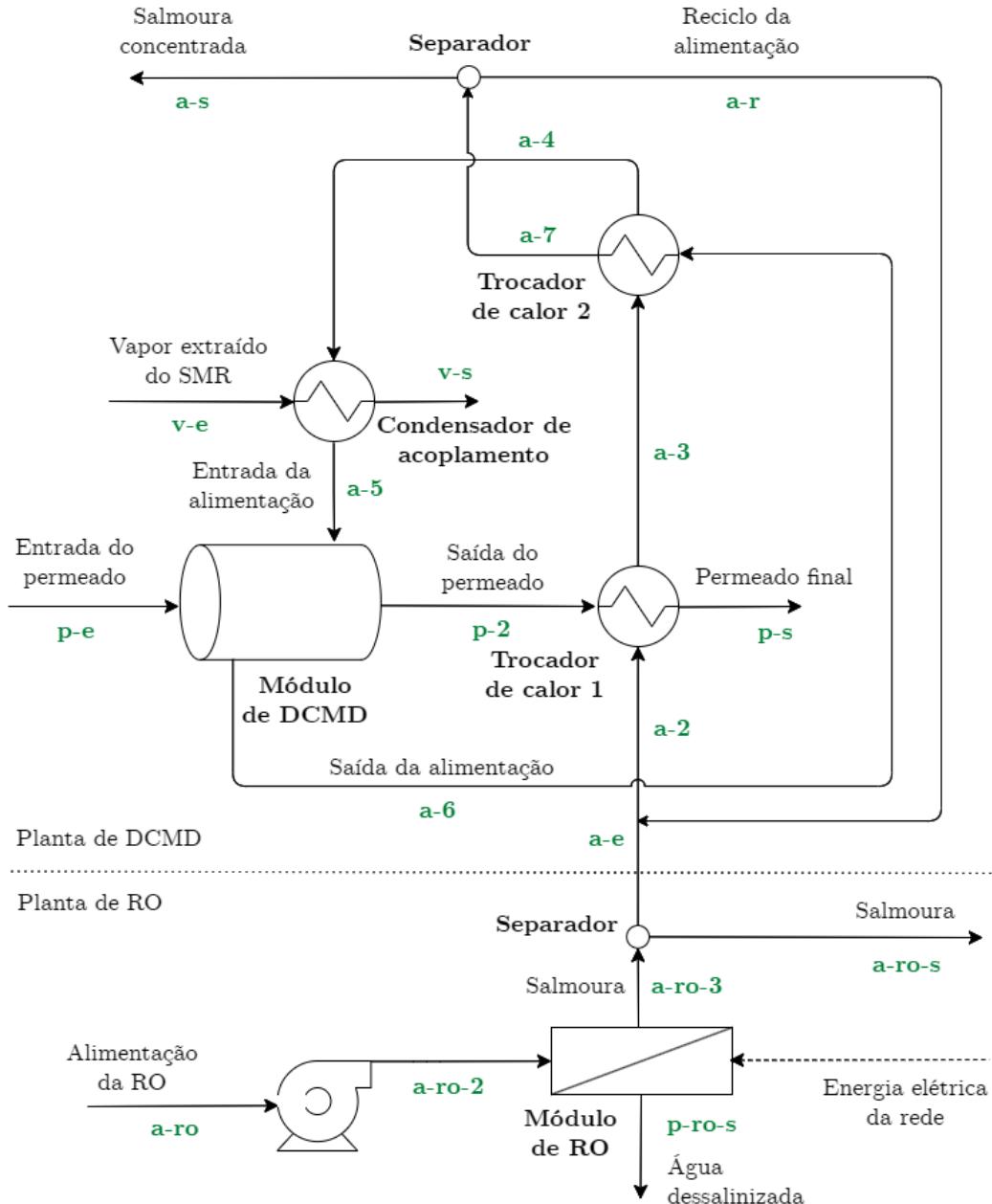


Figura 4.2: Esquema do acoplamento híbrido do reator com planta de RO+DCMD.

que considera uma geometria genérica e utiliza somente parâmetros operacionais. Os demais componentes de ambas as plantas, como trocadores de calor e bombas, foram representados por modelos simplificados baseados em equações analíticas.

Nas próximas subseções, serão apresentados detalhes funcionais relevantes para o objeto de estudo desta tese relacionados ao módulo de DCMD e ao circuito secundário do SMR.

#### 4.1.3.1 Módulo de DCMD

O módulo de DCMD que é representado na Figura 4.1 é do tipo casco cilíndrico e fibras ocas, como mostra a Figura 4.3. A alimentação quente (água salina) flui através do casco em contracorrente com o permeado (água pura), que flui através das fibras ocas.

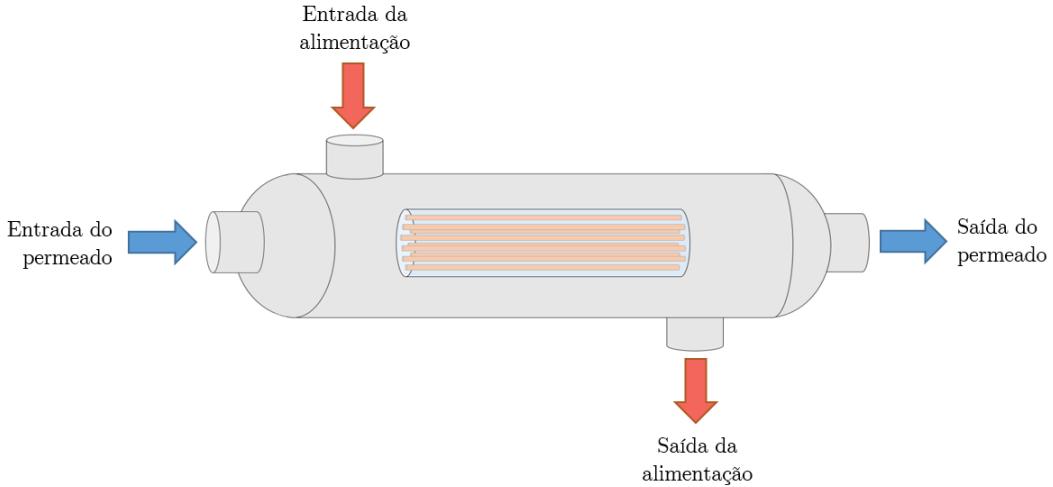


Figura 4.3: Representação ilustrativa do módulo de DCMD e uma seção cilíndrica do seu interior.

#### 4.1.3.2 Reator NuScale

O circuito secundário do reator NuScale [106] é representado de maneira simplificada na Figura 4.4. Pode-se observar que o vapor superaquecido sai do gerador de vapor a  $303,72\text{ }^{\circ}\text{C}$  e  $3,17\text{ MPa}$  e, após ser expandido na turbina, é condensado a  $41,67\text{ }^{\circ}\text{C}$ . No condensador misturador, o vapor de exaustão da turbina, a  $41,67\text{ }^{\circ}\text{C}$  e  $8,07\text{ kPa}$ , condensa ao entrar em contato com outras correntes líquidas extraídas dos últimos estágios da turbina e é bombeado de volta ao gerador de vapor. Cabe frisar que, por ser um projeto de reator PWR integrado, o gerador de vapor do NuScale é integrado no vaso do reator.

Os pontos 1 e 2 na Figura 4.4 indicam os pontos de extração de vapor do circuito secundário para a planta de DCMD que foram investigados nesta tese. O ponto 1 representa o vapor de exaustão da turbina enquanto o ponto 2 representa o vapor que alimenta o primeiro pré-aquecedor de água de alimentação. As propriedades do vapor extraído do circuito secundário do reator para a planta de dessalinização são apresentadas na Tabela 4.1 [106] para cada ponto de extração apresentado na Figura 4.4. A classificação do vapor pela pressão: baixa, média ou alta (LP, MP e HP, respectivamente, em língua inglesa) foi realizada segundo a Tabela 4.2 [29]. Este é um dos sistemas de classificação mais utilizados pelos fabricantes de equipamentos

industriais como caldeiras e tubulações vapor. É importante notar que, embora esta nomenclatura seja muito utilizada na literatura científica (LP, MP e HP), não há um consenso quanto à classificação e existem diversos sistemas que, embora semelhantes, apresentam variações entre si.

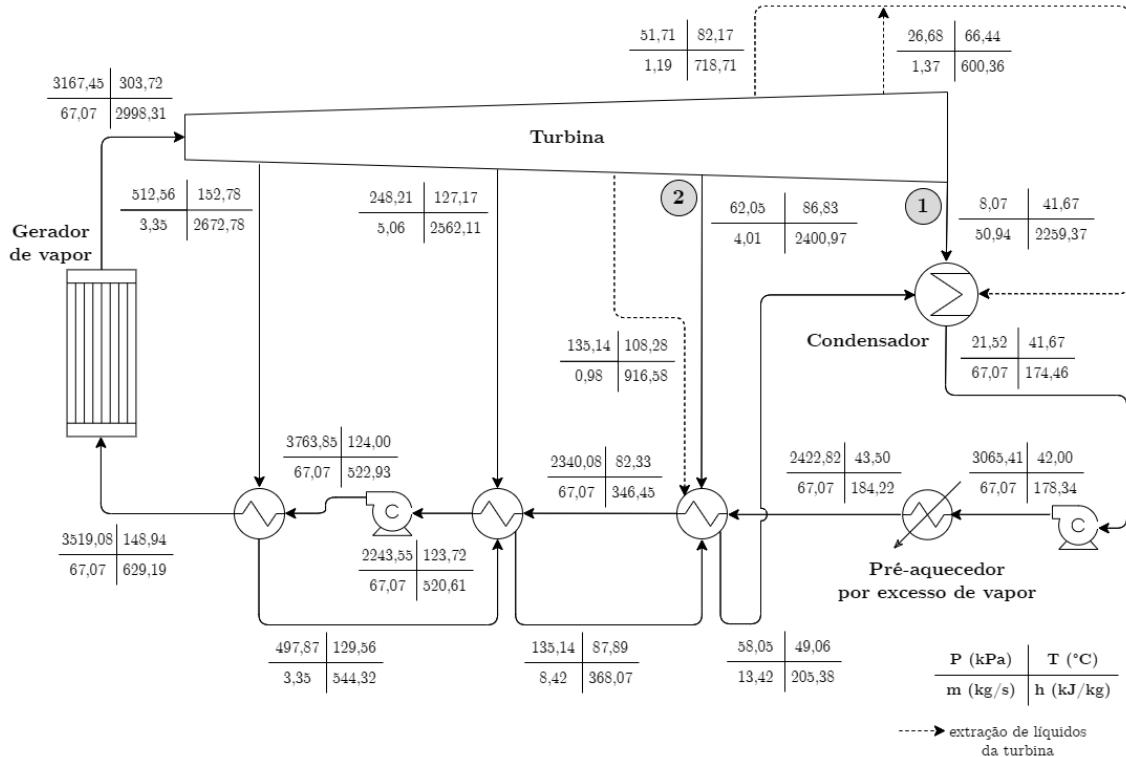


Figura 4.4: Fluxograma do circuito secundário do reator NuScale.

Tabela 4.1: Parâmetros do vapor nos pontos de extração 1 e 2.

Parâmetro (Unidade)	Símbolo	Ponto 1	Ponto 2
Vazão mássica (kg/s)	$\dot{m}$	50,9	50,9
Temperatura ( $^{\circ}$ C)	$T$	41,67	86,83
Pressão (kPa)	$P$	8,07	62,05
Entalpia (kJ/kg)	$h$	2.259,37	2.400,97
Título (%)	$x$	86,80	88,94
Entalpia de condensação (kJ/kg)	$h^{lv}$	2.084,84	2.037,43
Classificação do vapor	-	LP	LP

Tabela 4.2: Sistema de classificação do vapor em função de sua pressão [29].

Classificação	Sigla	Faixa de pressão
Vapor de baixa pressão	LP	0 - 103,4 kPa
Vapor de média pressão	MP	103,4 - 1034,0 kPa
Vapor de alta pressão	HP	> 1034,0 kPa

## 4.2 Modelo físico-matemático

A modelagem dos acoplamentos apresentados nas Figuras 4.1 e 4.2 pode ser subdividida em duas partes: a modelagem da planta de DCMD e a modelagem da planta de RO. Os modelos utilizados para representação de cada planta, tão bem quanto os métodos utilizados para solução dos problemas, serão apresentados nas subseções a seguir.

### 4.2.1 Planta de DCMD

A modelagem do acoplamento do SMR com a planta de DCMD pode ser dividida em duas etapas: (i) simulação do módulo de DCMD e (ii) fechamento termodinâmico da planta completa, que inclui o módulo de DCMD, os trocadores de calor e o reciclo da alimentação.

#### 4.2.1.1 Módulo de DCMD

O módulo de DCMD é modelado como um meio poroso composto por duas fases fluidas (alimentação e permeado) e uma fase sólida (membrana), como é apresentado no esquema da Figura 4.5. Os parâmetros físicos e geométricos do modelo são apresentados na Tabela 4.3. Uma hipótese do modelo é que a vazão volumétrica em ambas as fases fluidas é constante ao longo do módulo. Esta hipótese simplifica consideravelmente a modelagem e é razoável já que a vazão de água destilada que cruza a membrana é muito baixa comparada com a vazão da alimentação e do permeado. A pressão estática é considerada uniforme em todo o módulo e é denominada pressão de operação.

Os diâmetros hidráulicos e equivalentes são calculados segundo Todreas e Kazimi [107].

- Diâmetro hidráulico ( $D_h$ ):

$$D_h = \frac{4 \cdot \text{Área transversal}}{\text{Perímetro aquecido}} \quad (4.1)$$

Logo, para o permeado, tem-se:

Tabela 4.3: Principais parâmetros físicos e geométricos do módulo de DCMD.

Parâmetro	Símbolo
Raio interno da fibra oca	$r_{fi}$
Raio externo da fibra oca	$r_{fe}$
Raio interno do casco	$r_c$
Espessura da membrana	$\delta$
Comprimento do módulo	$L$
Número de fibras do módulo	$N_f$
Porosidade da membrana	$\phi_m$
Diâmetro do poro da membrana	$d_p$
Condutividade térmica do polímero da membrana	$k_{pl}$
Vazão volumétrica da alimentação	$Q_a$
Vazão volumétrica do permeado	$Q_p$
Temperatura de entrada da alimentação	$T_{ea}$
Temperatura de entrada do permeado	$T_{ep}$
Fração mássica de sal na alimentação	$w_a$
Fração mássica de sal no permeado	$w_p$
Pressão de operação	$P$

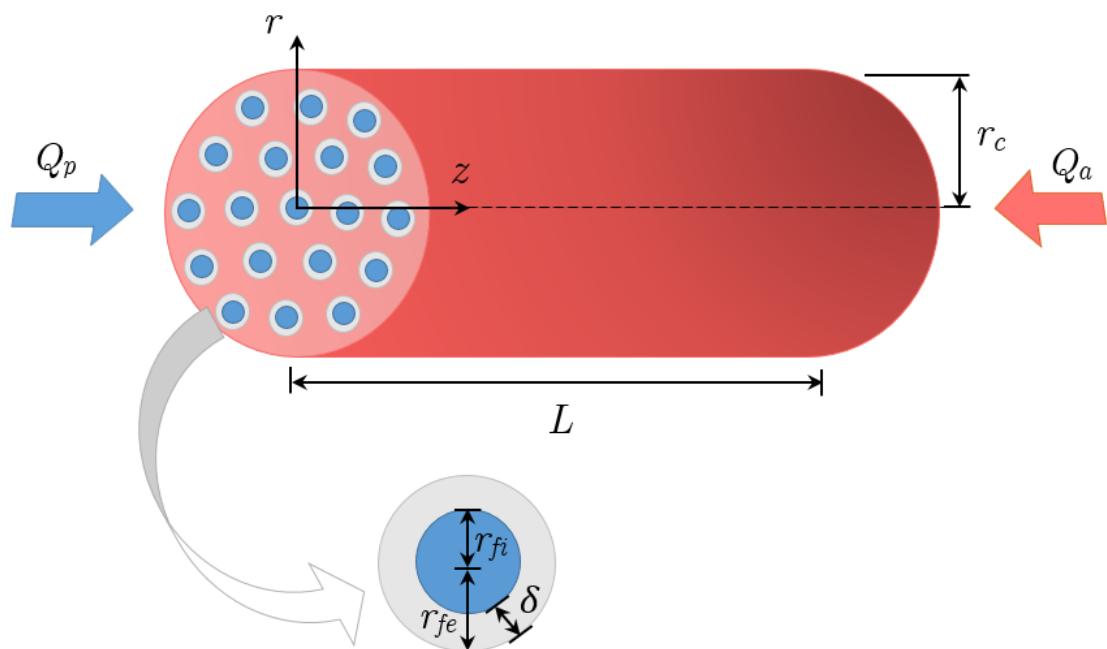


Figura 4.5: Representação do módulo de DCMD como meio poroso e seus principais parâmetros geométricos.

$$D_{hp} = 2r_{fi} \quad (4.2)$$

E para a alimentação:

$$D_{ha} = \frac{2r_c^2 \left( 1 - N_f \left( \frac{r_{fe}}{r_c} \right)^2 \right)}{N_f r_{fe}} \quad (4.3)$$

- Diâmetro equivalente ( $D_e$ ):

$$D_e = \frac{4 \cdot \text{Área transversal}}{\text{Perímetro molhado}} \quad (4.4)$$

Portanto, para o permeado, tem-se:

$$D_{ep} = 2r_{fi} \quad (4.5)$$

E para a alimentação:

$$D_{ea} = \frac{2r_c \left( 1 - N_f \left( \frac{r_{fe}}{r_c} \right)^2 \right)}{1 + N_f \frac{r_{fe}}{r_c}} \quad (4.6)$$

A porosidade (Eq. 2.32) de cada fase pode ser escrita como:

$$\phi_p = \frac{N_f r_{fi}^2}{r_c^2} \quad (4.7)$$

$$\phi_a = 1 - \frac{N_f r_{fe}^2}{r_c^2} \quad (4.8)$$

#### 4.2.1.1.1 Propriedades termofísicas

No modelo desenvolvido, as propriedades são calculadas a uma temperatura constante  $T_{med}$ , que é a média entre as temperaturas de entrada da alimentação e do permeado:

$$T_{med} = \frac{T_{ea} + T_{ep}}{2} \quad (4.9)$$

As propriedades da água destilada são calculadas por meio de interpolação dos dados termofísicos do banco de dados NIST REFPROP v.7.0 [108] à pressão cons-

tante  $P$ . Para a água salina, as propriedades são estimadas utilizando as correlações empíricas de Sharqawy *et al.* [109], apresentadas a seguir.

- Densidade ( $\rho$ ):

$$\rho = 10^3(A_1F_1 + A_2F_2 + A_3F_3 + A_4F_4) \quad (4.10)$$

onde os parâmetros são calculados por meio das relações a seguir:

$$\left\{ \begin{array}{l} A_1 = 4,032G_1 + 0,11G_2 + 3,26 \times 10^{-4}G_3; \\ A_2 = -0,108G_1 + 1,571 \times 10^{-3}G_2 - 4,23 \times 10^{-4}G_3; \\ A_3 = -0,012G_1 + 1,74 \times 10^{-3}G_2 - 9 \times 10^{-6}G_3; \\ A_4 = 6,92 \times 10^{-4}G_1 - 8,7 \times 10^{-5}G_2 - 5,3 \times 10^{-5}G_3; \\ G_1 = 0,5; G_2 = B; G_3 = 2B^2 - 1; B = (2000w - 150)/150; \\ F_1 = 0,5; F_2 = A; F_3 = 2A^2 - 1; F_4 = 4A^3 - 3A; A = (2T - 200)/160 \end{array} \right. \quad (4.11)$$

A correlação 4.10 fornece a densidade em  $\text{kg}/\text{m}^3$  e requer a temperatura  $T$  em  $^\circ\text{C}$  e a fração mássica de sal  $w$  em  $\text{kg}/\text{kg}$ . A correlação é válida para  $20\text{ }^\circ\text{C} < T < 180\text{ }^\circ\text{C}$  e  $0,01 < w < 0,16\text{ kg/kg}$  e apresenta intervalo de confiança de  $\pm 0,1\%$ .

- Calor específico a pressão constante ( $c_p$ ):

$$c_p = A + BT + CT^2 + DT^3 \quad (4.12)$$

cujos parâmetros são:

$$\left\{ \begin{array}{l} A = 5,328 - 97,6w + 404w^2 \\ B = -6,913 \times 10^{-3} + 0,7351w - 3,15w^2 \\ C = 9,6 \times 10^{-6} - 1,927 \times 10^{-3} + 8,23 \times 10^{-3}w^2 \\ D = 2,5 \times 10^{-9} + 1,666 \times 10^{-6}w - 7,125 \times 10^{-6}w^2 \end{array} \right. \quad (4.13)$$

A correlação 4.12 fornece o calor específico em  $\text{J}/\text{kg}\cdot\text{K}$  e requer a temperatura  $T$  em K e a fração mássica de sal  $w$  em  $\text{kg}/\text{kg}$ . A correlação é válida para  $273,15\text{ K} < T < 453,15\text{ K}$  e  $w < 0,18\text{ kg/kg}$  e apresenta intervalo de confiança de  $\pm 0,28\%$ .

- Condutividade térmica ( $k$ ):

$$\log(k) = 0,434 \left( 2,3 - \frac{343,5 + 37w}{T + 273,15} \right) \left( 1 - \frac{T + 273,15}{674 + 30w} \right)^{0,333} + \log(240 + 0,2w) \quad (4.14)$$

Esta correlação fornece a condutividade térmica em W/m·K e requer a temperatura  $T$  em °C e a fração mássica de sal  $w$  em kg/kg. A correlação é válida para  $0\text{ }^{\circ}\text{C} < T < 180\text{ }^{\circ}\text{C}$  e  $w < 0,16\text{ kg/kg}$  e apresenta intervalo de confiança de  $\pm 3,00\%$ .

- Viscosidade ( $\mu$ ):

$$\log \left( \frac{\mu}{\mu_{pura}} \right) = (-0,03724I + 0,01859I^2 - 0,00271I^3) \log(1000\mu) + 0,0428I + 0,00123I^2 + 0,00013I^3 \quad (4.15)$$

onde  $\mu_{pura}$  é a viscosidade da água pura sob as mesmas condições e  $I$  é calculado da seguinte maneira:

$$I = \frac{19915w}{(1 - 1004,87w)} \quad (4.16)$$

A correlação 4.15 fornece a viscosidade em kg/m·s e requer a temperatura  $T$  em °C e a fração mássica de sal  $w$  em kg/kg. A correlação é válida para  $20\text{ }^{\circ}\text{C} < T < 150\text{ }^{\circ}\text{C}$  e  $0,015 < w < 0,13\text{ kg/kg}$  e apresenta intervalo de confiança de  $\pm 0,40\%$ .

- Entalpia específica ( $h$ ):

$$h_{lv} = h_{pura} - w \left( a_1 + a_2w + a_3w^2 + a_4w^3 + a_5T + a_6T^2 + a_7T^3 + a_8wT + a_9w^2T + a_{10}wT^2 \right) \quad (4.17)$$

onde as constantes são informadas abaixo:

$$\left\{ \begin{array}{l} a_1 = -2,348 \times 10^4 \\ a_2 = 3,152 \times 10^5 \\ a_3 = 2,803 \times 10^6 \\ a_4 = -1.446 \times 10^7 \\ a_5 = 7,826 \times 10^3 \\ a_6 = -4,417 \times 10^1 \\ a_7 = 2,139 \times 10^{-1} \\ a_8 = -1,991 \times 10^4 \\ a_9 = 2,778 \times 10^4 \\ a_{10} = 9,728 \times 10^1 \end{array} \right. \quad (4.18)$$

A correlção 4.17 fornece a entalpia em J/kgK e requer a temperatura  $T$  em °C e a fração mássica de sal  $w$  em kg/kg. A correlação é válida para  $10\text{ }^{\circ}\text{C} < T < 120\text{ }^{\circ}\text{C}$  e  $0 < w < 0,12\text{ kg/kg}$  e apresenta intervalo de confiança de  $\pm 0,50\%$ .

- Entalpia específica de vaporização ( $h_{lv}$ ):

$$h_{lv} = h_{lv,pura} \times (1 - w) \quad (4.19)$$

onde  $h_{lv,pura}$  é a entalpia de vaporização da água pura, obtida por regressão linear [109]:

$$h_{lv,pura} = 1000(-2,2 \times T + 2500) \quad (4.20)$$

A correlação 4.19 e a equação 4.20 fornecem a entalpia de vaporização em J/kg e requerem a temperatura  $T$  em °C e a fração mássica de sal  $w$  em kg/kg. A equação 4.20 é válida para  $0\text{ }^{\circ}\text{C} < T < 100\text{ }^{\circ}\text{C}$  e  $0,00 < w < 0,12$ .

- Entropia específica ( $s$ ):

$$s = s_{pura} - w \left( a_1 + a_2w + a_3w^2 + a_4w^3 + a_5T + a_6T^2 + a_7T^3 + a_8wT + a_9w^2T + a_{10}wT^2 \right) \quad (4.21)$$

onde as constantes são informadas abaixo:

$$\left\{ \begin{array}{l} a_1 = -4,231 \times 10^2 \\ a_2 = -1,463 \times 10^4 \\ a_3 = -9,880 \times 10^4 \\ a_4 = 3,095 \times 10^5 \\ a_5 = 2,562 \times 10^1 \\ a_6 = -1,443 \times 10^{-1} \\ a_7 = 5,879 \times 10^{-4} \\ a_8 = -6,111 \times 10^1 \\ a_9 = 8,041 \times 10^1 \\ a_{10} = 3,035 \times 10^{-1} \end{array} \right. \quad (4.22)$$

A correlção 4.21 fornece a entalpia em kJ/kg e requer a temperatura  $T$  em °C e a fração mássica de sal  $w$  em kg/kg. A correlação é válida para  $10\text{ }^{\circ}\text{C} < T < 120\text{ }^{\circ}\text{C}$  e  $0 < w < 0,12\text{ kg/kg}$  e apresenta intervalo de confiança de  $\pm 0,50\%$ .

#### 4.2.1.1.2 Fluidodinâmica

No interior do meio poroso representado na Figura 4.5, o escoamento de ambas as fases é considerado estacionário e totalmente desenvolvido, com perfil de velocidade axissimétrico. Portanto as velocidades superficiais são obtidas através das seguintes equações:

$$v_p = \frac{Q_p}{\pi r_c^2} \quad (4.23)$$

$$v_a = -\frac{Q_a}{\pi r_c^2} \quad (4.24)$$

A perda de carga foi calculada para cada fase utilizando a equação de Darcy-Weisbach:

$$\Delta P = f \frac{L}{D} \frac{\rho u^2}{2} \quad (4.25)$$

no qual o fator de atrito  $f$  foi calculado utilizando as seguintes correlações:

$$f = \begin{cases} \frac{64}{Re}, & Re < 2.100 \quad [17, 110 -- 113] \\ [0,79 \ln(Re) - 1,64]^{-2}, & Re \geq 2.100 \quad [17, 18, 114] \end{cases} \quad (4.26)$$

onde  $Re$  é o número de Reynolds, que é calculado a partir da velocidade real do fluido  $u$  (ou velocidade intersticial):

$$Re = \frac{u\rho D_e}{\mu} \quad (4.27)$$

#### 4.2.1.1.3 Transferência de calor

Partindo da equação da conservação da energia em um meio poroso na ausência de equilíbrio térmico (Eq. 2.37), considerando a derivada no tempo e o termo de geração de calor nulos e a condutividade térmica constante, tem-se:

$$(\rho c_p) v_f \nabla T = \phi k \nabla^2 T - a_s h_{conv}(T - T_s) \quad (4.28)$$

Ao reescrever a Eq. 4.28 para coordenadas cilíndricas, considerando que há somente difusão de calor na direção radial  $r$ , tem-se, para cada uma das duas fases:

$$\rho_p c_{pp} v_p \frac{\partial T_p}{\partial z} = \frac{k_p \phi_p}{r} \frac{\partial}{\partial r} \left( r \frac{\partial T_p}{\partial r} \right) - a_p h_{conv,p}(T_p - T_{m,p}) \quad (4.29)$$

$$\rho_p c_{pa} v_a \frac{\partial T_a}{\partial z} = \frac{k_a \phi_a}{r} \frac{\partial}{\partial r} \left( r \frac{\partial T_a}{\partial r} \right) - a_a h_{conv,a}(T_a - T_{m,a}) \quad (4.30)$$

onde as áreas específicas das fases ( $a_p$  e  $a_a$ ) são definidas como:

$$a_p = \frac{2N_f r_{fi}}{r_c^2} \quad (4.31)$$

$$a_a = \frac{2N_f r_{fe}}{r_c^2} \quad (4.32)$$

Para a solução das Eq. 4.29 e 4.30, são necessárias, para cada equação, 2 condições de contorno em  $r$  e uma condição de contorno em  $z$ . A condição de contorno adotada em  $z$  é a temperatura de entrada prescrita (vide Tabela 4.3), considerada uniforme em  $r$ . As condições de contorno adotadas em  $r$  são: fluxo de calor nulo na superfície externa do meio poroso (representando o casco adiabático do módulo de DCMD) e fluxo de calor nulo no eixo central do meio poroso ( $r = 0$ ), conforme a condição de axissimetria. Portanto, as condições de contorno necessárias para a solução da Eq. 4.29 são:

$$\begin{cases} T_p(r, 0) = T_{ep} \\ \frac{\partial T_p}{\partial r} \Big|_{r=0} = 0 \\ \frac{\partial T_p}{\partial r} \Big|_{r=r_c} = 0 \end{cases} \quad (4.33)$$

De maneira análoga, as condições de contorno da Eq. 4.30 são:

$$\begin{cases} T_a(r, L) = T_{ea} \\ \frac{\partial T_a}{\partial r} \Big|_{r=0} = 0 \\ \frac{\partial T_a}{\partial r} \Big|_{r=r_c} = 0 \end{cases} \quad (4.34)$$

O número de Nusselt de ambas as fases foi calculado por meio das seguintes correlações empíricas:

$$\begin{cases} Nu = 4,36 + \frac{0,036 Re Pr(D_h/L)}{1 + 0,0011[Re Pr(D_h/L)]^{0,8}}, & Re < 2.100 \quad [17, 18, 58, 114, 115] \\ Nu = \frac{(Re - 1.000)Pr(f/8)}{1,07 + 12,7(Pr^{2/3} - 1)(f/8)^{1/2}}, & Re \geq 2.100 \quad [17, 18, 114] \end{cases} \quad (4.35)$$

onde o número de Nusselt ( $Nu$ ) e o número de Prandtl ( $Pr$ ) de ambas as fases são definidos como:

$$Nu = \frac{h_{conv} D_h}{k} \quad (4.36)$$

$$Pr = \frac{c_p \mu}{k} \quad (4.37)$$

O fator de atrito  $f$ , que aparece na Eq. 4.35 para o regime turbulento, é calculado pela Equação 4.26.

O perfil de temperatura na DCMD foi apresentado na Figura 2.11. Realizando o balanço de energia em um elemento de volume infinitesimal da membrana de comprimento  $dz$ , obtém-se a Eq. 4.38. Para este elemento de volume, que é representado na Figura 4.6, o sentido do fluxo mássico  $j_{A,r}$  é arbitrado do interior da fibra oca para o seu exterior (embora este seja oposto ao sentido real do transporte do vapor através da membrana). Já a taxa de transferência de calor  $q$  tem o sentido adotado do exterior da fibra oca para o seu interior, como mostra a Fig. 4.6.

$$q = \frac{2\pi k_m dz}{\ln\left(\frac{r_{fo}}{r_{fi}}\right)} (T_{am} - T_{pm}) - 2\pi r_{fi} dz j_{A,r} h_{lv,a} \quad (4.38)$$

Na Eq. 4.38,  $h_{lv,a}$  é a entalpia de vaporização da alimentação e  $k_m$  é a condutividade da membrana, calculada da seguinte maneira [17, 58, 116]:

$$k_m = k_v \phi_m + (1 - \phi_m) k_{pl} \quad (4.39)$$

onde  $k_{pl}$  é a condutividade térmica do polímero que constitui a membrana (Tabela

4.3) e  $k_v$  é a condutividade térmica do vapor, considerando que a membrana seja livre de gases inertes em seus poros. A condutividade térmica do vapor foi obtida por meio de regressão linear dos dados do NIST REFPROP v.7.0 [108] para o vapor saturado utilizando a faixa de temperaturas de 20 a 100 °C (faixa linear).

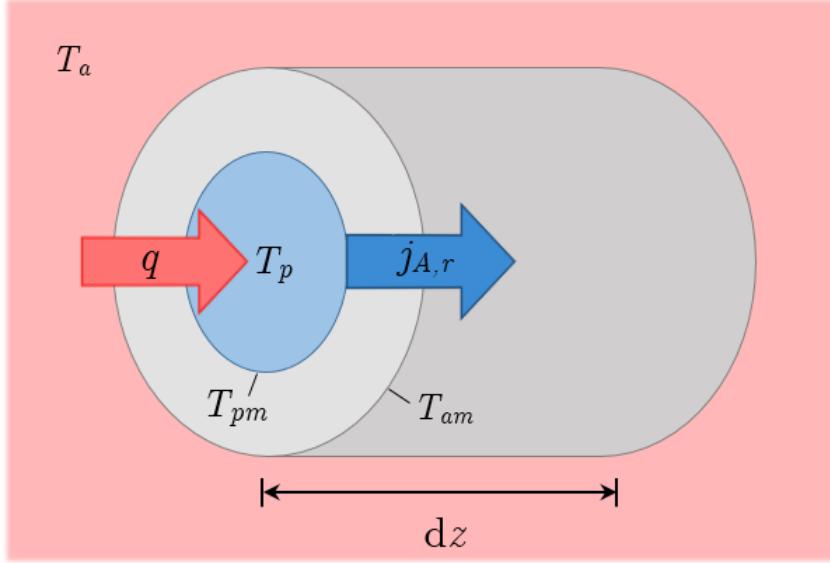


Figura 4.6: Representação do elemento de volume diferencial da membrana.

Uma vez que a taxa de transferência de calor que atravessa a membrana (Eq. 4.38) é a mesma que atravessa as fases alimentação e permeado ([117]), pode-se relacionar o calor  $q$  com a temperatura da fase bulk do permeado  $T_p$  e da alimentação  $T_a$ :

$$q = 2\pi r_{fe} dz h_{conv,a}(T_a - T_{am}) = 2\pi r_{fi} dz h_{conv,p}(T_{pm} - T_p) \quad (4.40)$$

As equações que descrevem o perfil radial de temperaturas deste problema foram derivadas a partir das Equações 4.38 e 4.40 por Lisboa *et al.* [17]:

$$T_{am} = T_a - \left[ 1 + \frac{r_{fe} h_{conv,a} (T_{am} - T_{pm}) \ln(r_{fe}/r_{fi})}{k_m (T_{am} - T_{pm}) - j_{A,r} h_{lv,a} r_{fi} \ln(r_{fe}/r_{fi})} + \frac{r_{fe} h_{conv,a}}{r_{fi} h_{conv,p}} \right]^{-1} (T_a - T_p) \quad (4.41)$$

$$T_{pm} = T_p + \left[ 1 + \frac{r_{fi} h_{conv,p} (T_{am} - T_{pm}) \ln(r_{fe}/r_{fi})}{k_m (T_{am} - T_{pm}) - j_{A,r} h_{lv,a} r_{fi} \ln(r_{fe}/r_{fi})} + \frac{r_{fe} h_{conv,a}}{r_{fi} h_{conv,p}} \right]^{-1} (T_a - T_p) \quad (4.42)$$

Os dois sistemas compostos pelas Equações 4.29, 4.30 e suas respectivas condições de contorno, Eqs. 4.33 e 4.34, são de segunda ordem em relação à coordenada radial e de primeira ordem em relação à coordenada axial. A complexidade destes

sistemas de equações diferenciais pode ser reduzida consideravelmente adotando a hipótese de que os perfis de temperatura nas fases são uniformes em relação a  $r$  (formulação de parâmetros concentrados). Esta hipótese é perfeitamente aceitável já que as condições de contorno em  $r$  impõem que a superfície externa do meio poroso seja adiabática e que a temperatura seja simétrica ao longo do eixo central. Ambas as condições são satisfeitas pelo modelo de temperaturas constantes em  $r$ . Ao considerar que a temperatura de ambas as fases não varia radialmente, o termo condutivo das Eqs. 4.29 e 4.30 desaparece, o que associado às hipóteses anteriores, de que as velocidades e as propriedades de ambas as fases são constantes e, portanto, independentes de  $r$ , faz com que o sistema de equações diferenciais parciais seja reduzido ao seguinte sistema de equações diferenciais ordinárias:

$$\begin{cases} \rho_p c_{pp} v_p \frac{dT_p}{dz} = -a_p h_{conv,p}(T_p - T_{pm}) \\ T_p(0) = T_{ep} \end{cases} \quad (4.43)$$

$$\begin{cases} \rho_a c_{pa} v_a \frac{dT_a}{dz} = -a_a h_{conv,a}(T_a - T_{am}) \\ T_a(L) = T_{ea} \end{cases} \quad (4.44)$$

Uma observação importante é que os sistemas de equações descritos acima desconsideram o termo da energia trocada devido ao fluxo mássico de destilado entre as fases. Essa formulação foi adotada devido à sua maior simplicidade, porém a formulação completa, apresentada nas Eqs. 4.45 e 4.46 foi utilizada para testar a validade da hipótese de que este termo é desrespeitável. Para tal, as Eqs. 4.45 e 4.46 foram utilizadas para testar o caso limite na qual a vazão mássica total de destilado ao longo do módulo é a mais elevada dentre todos os casos estudados, como será detalhado no Capítulo 5.

$$\begin{cases} \rho_p c_{pp} v_p \frac{dT_p}{dz} = -a_p h_{conv,p}(T_p - T_{pm}) - j_{A,r} h_{lv,a} \\ T_p(0) = T_{ep} \end{cases} \quad (4.45)$$

$$\begin{cases} \rho_a c_{pa} v_a \frac{dT_a}{dz} = -a_a h_{conv,a}(T_a - T_{am}) + j_{A,r} h_{lv,a} \\ T_a(L) = T_{ea} \end{cases} \quad (4.46)$$

#### 4.2.1.1.4 Transferência de massa

O modelo de transferência de massa adotado para a modelagem da DCMD engloba dois fenômenos: (i) a difusão do vapor d'água através da membrana e (ii) a transferência de massa convectiva do soluto (sal) através da camada limite do lado da alimentação.

O modelo adotado para representar a difusão do vapor através da membrana é o DGM simplificado, apresentado na Eq. 2.21, cuja forma integrada aplicada à direção radial é [17]:

$$J_{A,r}|_{r=r_{fi}} = \frac{D_{AB}}{RT_m r_{fi} \ln(r_{fe}/r_{fi})} \ln \left( \frac{D_{AB} - p_a D_{eff}}{D_{AB} - p_p D_{eff}} \right) \quad (4.47)$$

onde  $J_{A,r}|_{r=r_{fi}}$  é o fluxo molar difusivo de água na superfície interna da membrana,  $p_a$  e  $p_p$  são as pressões parciais do lado da alimentação e do permeado (na superfície da membrana), respectivamente, e  $D_{eff}$  é o coeficiente de difusão efetivo, definido como:

$$D_{eff} = \frac{D_A^k D_{AB}}{D_{AB} + p_B D_A^k} \quad (4.48)$$

onde os coeficientes de difusão ordinária e de Knudsen,  $D_{AB}$  e  $D_A^k$ , respectivamente, são calculados pelas Eqs. 2.22 e 2.23.

O fluxo mássico  $j_{A,r}$  na superfície interna da fibra, por fim, é obtido multiplicando-se a massa molar da água  $M_A$  (18,01 g/mol):

$$j_{A,r}|_{r=r_{fi}} = M_A J_{A,r}|_{r=r_{fi}} \quad (4.49)$$

Por conveniência, os fluxos mássicos de destilado serão sempre considerados na superfície interna da fibra oca nesta tese e serão, portanto, representados simplesmente por  $j_{A,r}$ .

As pressões parciais  $p_a$  e  $p_p$  que aparecem na Eq. 4.47 são obtidas a partir da lei de Raoult modificada [17, 58]:

$$p_a = (1 - w_{am})\gamma_{am}p_{v,a} \quad (4.50)$$

$$p_p = (1 - w_p)\gamma_p p_{v,p} \quad (4.51)$$

onde  $p_{v,a}$  e  $p_{v,p}$  são as pressões de vapor de saturação do lado da alimentação e do permeado, respectivamente, tomados à temperatura da interface de cada fase com a membrana ( $T_{am}$  e  $T_{pm}$ ). Os coeficientes de atividade da alimentação na superfície da membrana e do permeado,  $\gamma_{am}$  e  $\gamma_p$ , respectivamente, podem ser estimados para cada fase através da seguinte regressão, válida para soluções com fração mássica de sais  $w \leq 0,29$  [17, 58]:

$$\gamma = 1 - 0,5w - 10w^2 \quad (4.52)$$

As pressões de vapor de saturação em cada fase são calculadas por meio da equação de Antoine, válida para  $-17^\circ\text{C} < T < 100^\circ\text{C}$  [118]:

$$\log_{10} p_v[\text{bar}] = 4,6543 - \frac{1435,264}{T[\text{K}] - 64,848} \quad (4.53)$$

Por fim, para fechar o sistema de equações, a fração mássica da sal da alimentação na superfície da membrana, que aparece na Eq. 4.50 é calculada utilizando a Eq. 2.31 reescrita, considerando que a densidade da solução salina é aproximadamente constante em toda a espessura da camada limite:

$$w_{am} = w_a \exp \left[ \frac{j_{A,r}}{\rho h_m} \right] \quad (4.54)$$

onde o coeficiente convectivo de transferência de massa  $h_m$  é calculado utilizando a analogia de Chilton-Colburn:

$$\frac{Sh}{Sc^{1/3}} = \frac{Nu}{Pr^{1/3}} \quad (4.55)$$

onde os números de Sherwood ( $Sh$ ) e de Schmidt ( $Sc$ ) são definidos como:

$$Sh = \frac{h_m \cdot D_h}{D_{AB}} \quad (4.56)$$

$$Sc = \frac{\mu}{\rho D_{AB}} \quad (4.57)$$

O coeficiente de difusão da espécie A (sal) na espécie B (solução salina) ( $D_{AB}$ ) foi calculado pela correlação empírica [119]:

$$D_{AB}[\text{m}^2/\text{s}] = (0,44 + 0,0423T_{med}[\text{K}])10^{-9} \quad (4.58)$$

O coeficiente de polarização da concentração (CPC), obtém-se:

$$CPC = \frac{C_m}{C_b} = \exp \left[ \frac{j_{A,r}}{\rho h_m} \right] \quad (4.59)$$

#### 4.2.1.1.5 Solução acoplada

Foi construído um algoritmo no software Wolfram Mathematica v.12.3 para a simulação do módulo de DCMD. Este algoritmo é apresentado na Figura 4.7. O critério de convergência é o resíduo  $\xi < 10^{-6}$ , onde  $\xi$  é composto pelos resíduos relativos do fluxo mássico e da transferência de calor ( $\xi_j$  e  $\xi_q$ , respectivamente):

$$\xi = \max(\xi_j, \xi_q) \quad (4.60)$$

onde  $\xi_j$  e  $\xi_q$  são:

$$\xi_j = \left| \frac{j_{A,r}^{(i)}(z) - j_{A,r}^{(i-1)}(z)}{j_{A,r}^{(i-1)}(z)} \right| \quad (4.61)$$

$$\xi_q = \left| 2 \cdot \frac{v_a[T_a^{(i)}(L) - T_a^{(i)}(0)] - v_p[(T_p^{(i)}(L) - T_p^{(i)}(0)]}{v_a[T_a^{(i)}(L) - T_a^{(i)}(0)] + v_p[(T_p^{(i)}(L) - T_p^{(i)}(0)]} \right| \quad (4.62)$$

onde o sobrescrito  $i$  indica o número de iterações do algoritmo.

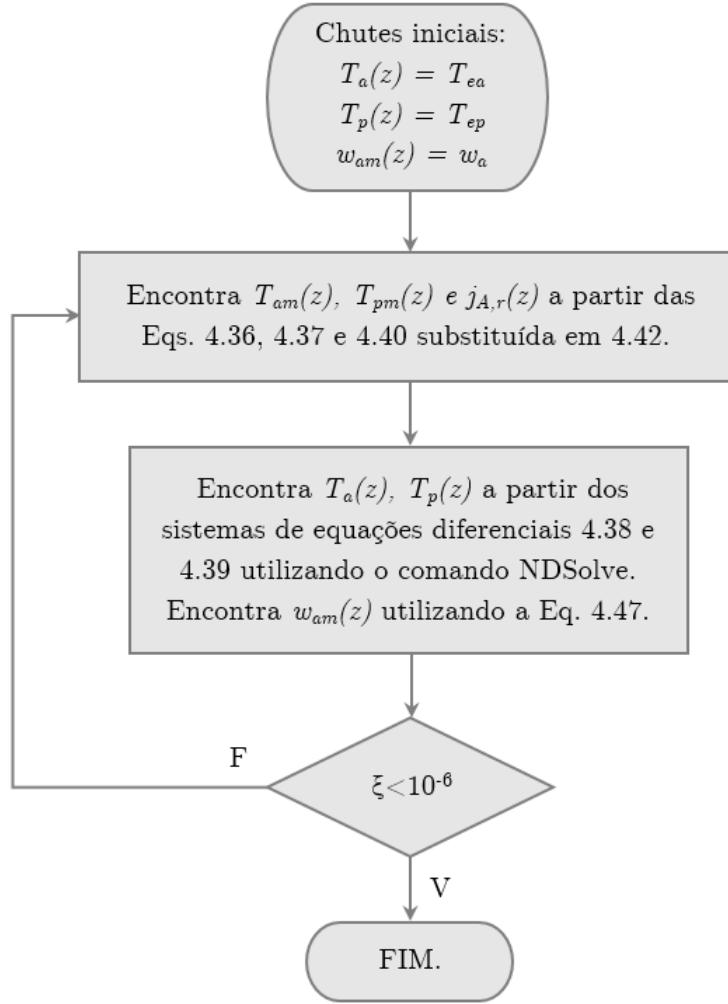


Figura 4.7: Algoritmo iterativo de solução acoplada do módulo de DCMD.

Após a convergência, o código fornece então os perfis de temperatura ( $T_a(z)$ ,  $T_p(z)$ ,  $T_{am}(z)$ ,  $T_{pm}(z)$ ) e o perfil do fluxo mássico ( $j_{A,r}(z)$ ). O fluxo mássico médio de água destilada ao longo do módulo  $\bar{j}_{A,r}$  é calculado como:

$$\bar{j}_{A,r} = -\frac{1}{L} \int_0^L j_{A,r}(z) dz \quad (4.63)$$

#### 4.2.1.1.6 Dimensionamento do módulo

O módulo de DCMD foi escalonado a partir do módulo experimental de Yang *et al.* [25]. Neste processo, o raio interno do casco  $r_c$  e o número de fibras  $N_f$  foram aumentados mantendo todos os outros parâmetros fixos, incluindo os seguintes parâmetros intensivos: diâmetros hidráulicos das fases,  $D_{hp}$  e  $D_{ha}$  (Eqs. 4.2 e 4.3), velocidades superficiais das fases,  $v_p$  e  $v_a$  (Eqs. 4.23 e 4.24), áreas superficiais específicas das fases,  $a_p$  e  $a_a$  (Eqs. 4.31 e 4.32), e o fator de empacotamento das fibras,  $\alpha$ , que é definido como [120]:

$$\alpha = \frac{N_f r_{fi}^2}{r_c^2} \quad (4.64)$$

O tamanho do módulo de DCMD, representado pelo raio interno do casco  $r_c$ , foi considerado uma função da velocidade superficial do permeado  $v_p$ , onde a seguinte expressão foi utilizada para avaliar  $r_c$ :

$$\pi r_c^2 = \frac{\dot{m}_{p-in}}{v_p \rho_p} \quad (4.65)$$

Após o dimensionamento do módulo de DCMD, os parâmetros extensivos que dependem do raio do casco  $r_c$ , nomeadamente as vazões das fases ( $Q_p$  e  $Q_a$ ) e o número de fibras ( $N_f$ ), foram calculados utilizando as Eqs. 4.23, 4.24 e 4.64, respectivamente.

#### 4.2.1.2 Fechamento termo-hidráulico da planta

Para o fechamento termo-hidráulico da planta apresentada na Fig. 4.1, arbitra-se o valor da vazão de entrada do módulo de DCMD ( $\dot{m}_{p-e}$ ) e mantém-se constante a razão entre a vazão volumétrica da alimentação e a vazão volumétrica do permeado no módulo ( $Q_a/Q_p$ ). A vazão mássica, a temperatura e a fração mássica de sais na corrente de reciclo ( $\dot{m}_{a-r}, T_{a-r}$  e  $w_{a-r}$ ) são arbitradas e, então, os balanços sequenciais de massa e de energia da planta inteira são calculados até que o critério de convergência seja atingido ( $\xi_r < 10^{-5}$ ), onde o resíduo da corrente de reciclo  $\xi_r$  é definido como:

$$\xi_r = \max(\xi_m, \xi_T, \xi_w) \quad (4.66)$$

onde  $\xi_m$ ,  $\xi_T$  e  $\xi_w$  são definidos como:

$$\xi_m = \left| \frac{\dot{m}_{a-r}^{(i)} - \dot{m}_{a-r}^{(i-1)}}{\dot{m}_{a-r}^{(i-1)}} \right| \quad (4.67)$$

$$\xi_T = \left| \frac{T_{a-r}^{(i)} - T_{a-r}^{(i-1)}}{T_{a-r}^{(i-1)}} \right| \quad (4.68)$$

$$\xi_w = \left| \frac{w_{a-r}^{(i)} - w_{a-r}^{(i-1)}}{w_{a-r}^{(i-1)}} \right| \quad (4.69)$$

As equações do balanço de massa para a água são apresentadas a seguir:

$$\dot{m}_{a-2} = \dot{m}_{a-e} + \dot{m}_{a-r} \quad (4.70)$$

onde a vazão mássica  $\dot{m}_{a-e}$  é calculada a partir da definição da razão de reciclo:

$$R = \frac{\dot{m}_{a-r}}{\dot{m}_{a-e}} \quad (4.71)$$

$$\dot{m}_{a-5} = \dot{m}_{a-4} = \dot{m}_{a-3} = \dot{m}_{a-2} \quad (4.72)$$

$$\dot{m}_{a-7} = \dot{m}_{a-6} = \dot{m}_{a-5} - \dot{m}_d \quad (4.73)$$

$$\dot{m}_{p-s} = \dot{m}_{p-2} = \dot{m}_{p-e} + \dot{m}_d \quad (4.74)$$

onde  $\dot{m}_d$  é a vazão mássica do destilado:

$$\dot{m}_d = N_f \cdot 2\pi r_{fi} L \bar{j}_{A,r} \quad (4.75)$$

$$\dot{m}_{a-5} = \frac{Q_a}{Q_p} \frac{\rho_a}{\rho_p} \dot{m}_{p-e} \quad (4.76)$$

As equações do balanço de massa para o sal são apresentadas a seguir:

$$w_{a-2} = \frac{\dot{m}_{a-e} w_{a-e} + \dot{m}_{a-r} w_{a-r}}{\dot{m}_{a-e} + \dot{m}_{a-r}} \quad (4.77)$$

$$w_{a-5} = w_{a-4} = w_{a-3} = w_{a-2} \quad (4.78)$$

$$w_{a-6} = \frac{\dot{m}_{a-5} w_{a-5}}{\dot{m}_{a-6}} \quad (4.79)$$

$$w_{a-s} = w_{a-r} = w_{a-7} = w_{a-6} \quad (4.80)$$

$$w_{p-s} = w_{p-2} = \frac{\dot{m}_{p-e} w_{p-e}}{\dot{m}_{p-2}} \quad (4.81)$$

As equações do balanço de energia são apresentadas a seguir, considerando as taxas de recuperação de calor em cada trocador de calor ( $q_{tc1}$  e  $q_{tc2}$ ) definidas como:

$$q_{tc1} = \begin{cases} \varepsilon \min[\dot{m}_{a-2}c_{pa}, \dot{m}_{p-2}c_{pp}](T_{a-2} - T_{p-2}), & T_{a-2} < T_{p-2} \\ 0, & T_{a-2} \geq T_{p-2} \end{cases} \quad (4.82)$$

$$q_{tc2} = \begin{cases} \varepsilon \min[\dot{m}_{a-6}c_{pa}, \dot{m}_{a-3}c_{pa}](T_{a-6} - T_{a-3}), & T_{a-3} < T_{a-6} \\ 0, & T_{a-3} \geq T_{a-6} \end{cases} \quad (4.83)$$

onde  $\varepsilon$  é a efetividade dos trocadores de calor. Neste trabalho, foi assumido que ambos os trocadores de calor apresentam a mesma efetividade.

As relações que permitem calcular as temperaturas das correntes são apresentadas a seguir:

$$T_{a-e} = T_{p-e} = T_{ep} \quad (4.84)$$

$$T_{a-2} = \frac{\dot{m}_{a-e}T_{a-e} + \dot{m}_{a-r}T_{a-r}}{\dot{m}_{a-e} + \dot{m}_{a-r}} \quad (4.85)$$

$$T_{a-3} = T_{a-2} + \frac{q_{tc1}}{c_{pa}\dot{m}_{a-2}} \quad (4.86)$$

$$T_{a-4} = T_{a-3} + \frac{q_{tc2}}{c_{pp}\dot{m}_{a-3}} \quad (4.87)$$

$$T_{a-5} = T_{ea} \quad (4.88)$$

$$T_{a-6} = T_a(0) \quad (4.89)$$

$$T_{a-7} = T_{a-6} - \frac{q_{tc2}}{c_{pa}\dot{m}_{a-6}} \quad (4.90)$$

$$T_{p-2} = T_p(L) \quad (4.91)$$

$$T_{p-s} = T_{p-2} - \frac{q_{tc1}}{c_{pp}\dot{m}_{p-2}} \quad (4.92)$$

A carga térmica do condensador de acoplamento  $q_{cond}$  é:

$$q_{cond} = \dot{m}_{a-4}c_{pa}(T_{ea} - T_{a-2}) - q_{tc1} - q_{tc2} \quad (4.93)$$

A fração do vapor que é condensado no condensador de acoplamento ( $F_v$ ) é obtida pela expressão:

$$F_v = \frac{q_a}{\dot{m}_{v-e} h_{lv,v}} \quad (4.94)$$

onde  $h_{lv,v}$  é a entalpia liberada pela condensação do vapor extraído do circuito secundário do reator (Tabela 4.1).

Para garantir que todo o vapor é utilizado no condensador, a vazão de entrada do permeado ( $\dot{m}_{p-e}$ ) é arbitrada, a planta inteira é calculada e o valor de  $F_v$  é calculado. Após isto, um novo valor para  $\dot{m}_{p-e}$  é calculado, dividindo o  $\dot{m}_{p-e}$  inicial por  $F_v$ . A planta é então recalculada, garantindo que o valor de  $F_v$  seja igual à unidade.

O *GOR* é definido como:

$$GOR = \frac{\dot{m}_d h_{lv,a}}{q_{cond}} \quad (4.95)$$

O consumo específico de energia *SEC* foi calculado como:

$$SEC = \frac{h_{lv,a}}{GOR} \quad (4.96)$$

A razão de recuperação  $r$  é definida como:

$$r = \frac{\dot{m}_d}{\dot{m}_{a-e}} \quad (4.97)$$

A produção total de destilado da planta de DCMD, representada por  $P$ , é simplesmente a vazão mássica de destilado  $\dot{m}_d$ , expressa em  $\text{m}^3/\text{d}$ . A área total de membrana requerida pela planta de dessalinização  $A_m$  é calculada pela seguinte expressão:

$$A_m = N_f 2\pi \left( \frac{r_{fi} + r_{fo}}{2} \right) L \quad (4.98)$$

O volume do módulo de DCMD, representado por  $V$ , é definido como:

$$V = \pi r_c^2 L \quad (4.99)$$

#### 4.2.1.3 Análise da extração de vapor

Nesta tese, foram estudados três cenários de extração de vapor do circuito secundário do SMR:

- Extração total de vapor no ponto 1;
- Extração total de vapor no ponto 2;

- Extração simultânea de vapor nos pontos 1 e 2.

O primeiro cenário, de extração total no ponto 1, representa a recuperação exclusiva do calor rejeitado pelo SMR e, portanto, não implica em nenhuma perda de potência elétrica do reator. Nos demais cenários, ocorre a extração de vapor no ponto 2 em diferentes níveis (total no segundo cenário e parcial no terceiro). Como essa extração envolve vapor ainda apto a realizar trabalho, que normalmente seria expandido no último estágio da turbina, há uma perda de potência elétrica não nula nesses casos. Nos dois primeiros cenários de extração, foi considerada uma única planta de DCMD enquanto no último cenário, na qual há extração simultânea de vapor nos pontos 1 e 2, foram consideradas duas plantas de DCMD, diferenciadas pela alimentação de vapor no condensador de acoplamento da planta de DCMD. Enquanto uma é alimentada com vapor extraído do ponto 1 (exaustão da turbina), a outra é alimentada pelo vapor de mais alta pressão extraído do ponto 2. Os parâmetros físicos de cada planta também foram considerados distintos.

Nos dois últimos cenários, a perda de potência elétrica do reator  $W_{perd}$  foi calculada pela equação:

$$W_{perd} = \eta_t(h_{P2} - h_{P1})\dot{m}_{P2} \quad (4.100)$$

onde  $\eta_t$  é a eficiência térmica do ciclo Rankine, e  $\dot{m}_{P2}$  é a vazão mássica do vapor de baixa pressão extraído da turbina no ponto 2. Devido à conservação de massa na turbina, a seguinte relação se aplica:

$$\dot{m}_{P2} + \dot{m}_{P1} = 50.9 \text{ kg/s} \quad (4.101)$$

Isso implica que, para a extração combinada de vapor nos pontos 1 e 2, a vazão mássica combinada de vapor utilizada em ambas as plantas é de 50,9 kg/s, que corresponde à vazão total de vapor circulante no último estágio da turbina (entre os pontos 2 e 1).

A fração de extração no ponto 2 ( $w_{P2}$ ) foi definida como a fração mássica de vapor extraído no ponto 2 em relação ao vapor total utilizado para a dessalinização:

$$w_{P2} = \frac{\dot{m}_{P2}}{\dot{m}_{P1} + \dot{m}_{P2}} \quad (4.102)$$

#### 4.2.1.4 Cálculo da perda de carga

A perda de carga no módulo DCMD ( $\Delta P_{module}$ ) foi calculada para cada fase pela equação:

$$\Delta P = f \frac{L}{D} \frac{\rho u^2}{2} \quad (4.103)$$

onde o fator de atrito  $f$  foi obtido a partir da Eq. 4.26.

A potência total de bombeamento da planta DCMD ( $W_b$ ) foi calculada assumindo uma perda de carga constante em todos os trocadores de calor, incluindo o condensador ( $\Delta P_{tc} = 20$  kPa). Este valor representa uma perda de carga permitida (do inglês *allowable pressure drop*) comumente adotada em projetos de trocadores de calor industriais [121, 122]. A potência  $W_p$  foi avaliada pela equação:

$$W_p = \frac{Q_a \Delta P_a + Q_p \Delta P_p + Q_c \Delta P_{tc}}{\eta_b} \quad (4.104)$$

onde as perdas de carga  $\Delta P_a$  e  $\Delta P_b$  são referentes ao módulo de DCMD. A eficiência das bombas é  $\eta_b = 0,85$ , e a vazão de circulação  $Q_c$  foi calculada por:

$$Q_c = \begin{cases} 0, q_{tc1} = 0, q_{tc2} = 0 \\ \dot{m}_{v-e}\rho_{v-e} + Q_a + Q_p, q_{tc1} > 0 \text{ e } q_{tc2} = 0 \\ \dot{m}_{v-e}\rho_{v-e} + Q_a + Q_p, q_{tc1} = 0 \text{ e } q_{tc2} > 0 \\ \dot{m}_{v-e}\rho_{v-e} + 2Q_a + 2Q_p, q_{tc1} > 0 \text{ e } q_{tc2} > 0 \end{cases} \quad (4.105)$$

#### 4.2.1.5 Análise exergética

Foi realizada uma análise exergética simplificada aplicada à planta de DCMD. A eficiência da segunda lei  $\eta_{II}$  foi calculada pela Equação 2.10, que pode ser escrita como [2]:

$$\eta_{II} = \frac{Q_{min}^{abs}}{Q_{sep}} = \frac{Q_{min}^{abs}}{\dot{m}_{v-e}h_{lv,v}} \quad (4.106)$$

onde o calor mínimo absoluto  $Q_{min}^{abs}$  foi calculado por:

$$Q_{min}^{abs} = \lim_{r \rightarrow 0} \left[ \dot{m}_d \left( 1 - \frac{T_{ea}}{T_{ep}} \right)^{-1} (g_d - g_{a-s}) - \frac{1}{r} (g_a - g_{a-s}) \right] \quad (4.107)$$

#### 4.2.1.6 Análise de sensibilidade

Como foi discutido na Seção 3.3, existe uma relação de antagonismo entre o *GOR* e fluxo mássico de destilado  $\bar{j}_{A,r}$  [13, 20, 28]. O *GOR* está diretamente relacionado com a utilização térmica do vapor disponível do sistema secundário do reator e, consequentemente, com a produção total de destilado da planta  $P$ . O fluxo mássico  $\bar{j}_{A,r}$ , por sua vez, está inversamente relacionado com a área da membrana  $A_m$  e o volume do módulo  $V$ .

Para avaliar o impacto de diferentes parâmetros sobre essas variáveis de interesse, foi realizada uma análise de sensibilidade, utilizando a metodologia da análise factorial, que é uma abordagem comumente utilizada no estudo da MD [14, 17, 123]. Todos os parâmetros contínuos do modelo utilizado para a simulação do módulo de

DCMD foram analisados. Os parâmetros foram analisados em uma faixa de variação de  $\pm 15\%$  em relação aos valores da configuração base.

#### 4.2.1.7 Estudo paramétrico

Após a identificação dos parâmetros que mais influenciam o  $GOR$  e a  $A_m$ , foi realizado um estudo paramétrico considerando esses parâmetros, tendo a configuração base como ponto de partida. O efeito dos parâmetros foi analisado de maneira gráfica, ilustrando o efeito da variação dos parâmetros observado sobre as variáveis de interesse, em especial o  $GOR$ .

#### 4.2.1.8 Otimização da planta

Por fim, foram realizadas análises de otimização uni e multivariadas com o objetivo de maximizar o  $GOR$  e minimizar a  $A_m$ . Em ambas as análises, foram assumidos valores fixos para as efetividades de recuperação de calor  $\varepsilon$  e razão de reciclo  $R$ . As análises univariadas consideraram o efeito do comprimento do módulo de DCMD,  $L$ , e da velocidade superficial da alimentação,  $v_a$ , enquanto a análise multivariada considerou um parâmetro adicional: o raio interno das fibras,  $r_{fi}$ . Na análise univariada, superfícies de resposta foram geradas para as duas funções objetivo:  $GOR$  e área total da membrana  $A_m$ , enquanto, na otimização multivariada, as mesmas duas funções objetivo foram otimizadas simultaneamente por meio da determinação da fronteira de Pareto em um gráfico de dispersão de pontos. A fronteira de Pareto, que representa o conjunto das configurações otimizadas dentro do intervalo paramétrico estudado, foi calculada utilizando o programa Wolfram Mathematica v.12.3.

Por fim, ambas as análises de otimização partiram de um mesmo grupo de dados, composto por 5.000 pontos de operação gerados considerando a combinação pseudorandômica dos parâmetros  $L$  e  $Q_a/Q_p$ . Esta combinação foi realizada por meio de um algoritmo genético pseudorandômico implementado no programa Wolfram Mathematica.

#### 4.2.1.9 Análise de custo

Foi realizada uma análise econômica simplificada para estimativa do custo de produção da água ( $WPC$ , do inglês *water production cost*). Foi utilizada a metodologia apresentada por [30], com todos os custos ajustados por uma taxa de inflação anual de 2,5% aplicada desde a publicação do referido trabalho até o presente. Os parâmetros utilizados estão listados na Tabela 4.4.

Os custos totais de investimento de capital direto e indireto ( $CC_{tot}$ ) incluíram os seguintes componentes:

Tabela 4.4: Parâmetros da análise de custo ajustados de Al-Obaidani [30].

Parâmetro	Valor (ajustado)
Disponibilidade da planta ( $A_{disp}$ )	90%
Vida útil da planta ( $n$ )	20 anos
Fator de amortização ( $A_{amort}$ )	0,08
Custo de eletricidade ( $C_{eletr}$ )	\$ 0,0446/kWh
Custo da membrana ( $C_m$ )	\$ 133,73/m <sup>2</sup>
Taxa de reposição da membrana ( $C_{m,rep}$ )	15%/ano
Custo de peças sobressalentes ( $C_{ps}$ )	\$ 0,049/m <sup>3</sup>
Custo de mão de obra ( $C_{MO}$ )	\$ 0,0446/m <sup>3</sup>
Custo de produtos químicos ( $C_{quim}$ )	\$ 0,0267/m <sup>3</sup>
Custo de descarte de salmoura ( $C_{salmoura}$ )	\$ 0,0022/m <sup>3</sup>
Custo do condensador ( $C_{cond}$ )	\$ 2.971,82/m <sup>2</sup>
Custo dos trocadores de calor ( $C_{tc}$ )	\$ 2.287,41/m <sup>2</sup>
Custo de construção ( $C_{constr}$ )	\$ 2.889,90/(m <sup>3</sup> /d)
Custo de captação e pré-tratamento ( $C_{capt}$ )	\$ 977,62/(m <sup>3</sup> /d)
Fator de custo das bombas ( $C_b$ )	\$ 7,10 × 10 <sup>-6</sup> /(m <sup>3</sup> /d)

- Custo das construções: calculado pela equação:

$$CC_{constr} = C_{constr} \times P^{0,8} \quad (4.108)$$

- Custo de captação e pré-tratamento:

$$CC_{capt} = C_{capt} \times \left( \frac{P}{r} \right)^{0,8} \quad (4.109)$$

- Custo das bombas:

$$CC_b = C_b \times \left( \frac{P}{r} \right) \times p_b \quad (4.110)$$

onde  $p_b$  é a pressão operacional das bombas (101325 Pa).

- Custo das membranas:

$$CC_m = A_m \times C_m \quad (4.111)$$

- Custo do condensador e dos trocadores de calor:

O custo dos trocadores de calor foi calculado por:

$$CC_{tc} = A_{total,tc} \times C_{tc} \quad (4.112)$$

onde a área total dos trocadores de calor  $A_{total,tc}$  foi estimada por [6]:

$$A_{total,tc} = A_{tc1} + A_{tc2} = \frac{NTU_{tc1} \times C_{min,tc1}}{U_{tc}} + \frac{NTU_{tc2} \times C_{min,tc2}}{U_{tc}} \quad (4.113)$$

Na análise dos trocadores de calor foram considerados somente os trocadores efetivamente utilizados em cada configuração de planta. Por exemplo, para uma planta que recupera calor apenas da corrente de saída do permeado, apenas a área do trocador de calor 1 foi contabilizada.

Na Equação 4.113, o coeficiente global de transferência de calor  $U_{tc}$  foi assumido como 1.500 W/m<sup>2</sup>K [6].  $C_{min}$  é a capacidade térmica mínima em cada trocador de calor e  $NTU$  é o número de unidades de transferência, calculado pela equação implícita para um trocador de calor em contracorrente [6]:

$$\varepsilon = \frac{1 - \exp [-NTU(1 - C_r)]}{1 - C_r \exp [-NTU(1 - C_r)]} \quad (4.114)$$

onde  $C_r = C_{min}/C_{max}$  no trocador de calor.

O custo do condensador foi calculado de forma semelhante:

$$CC_{cond} = A_{cond} \times C_{cond} \quad (4.115)$$

onde a área de troca térmica do condensador  $A_{cond}$  foi calculada por:

$$A_{cond} = \frac{\dot{m}_{v-e} h_{lv,v-e}}{U_{cond} \Delta T_{med}} \quad (4.116)$$

onde  $U_{tc} = 5.000$  W/m<sup>2</sup>K e a temperatura média do trocador  $\Delta T_{med}$  foi calculada por [6]:

$$\Delta T_{med} = \frac{T_{a-4} - T_{a-5}}{\ln \left( \frac{T_{v-e} - T_{a-5}}{T_{v-e} - T_{a-4}} \right)} \quad (4.117)$$

O custo total de investimento de capital direto e indireto ( $CC_{tot}$ ) é a soma de todos os componentes:

$$CC_{tot} = 1,1 \times (CC_{constr} + CC_{capt} + CC_b + CC_m + CC_{tc}) \quad (4.118)$$

Os custos totais de investimento de capital ( $CC_{tot}$ ) foram convertidos em encargos anuais ( $CC_{tot,anual}$ ) utilizando o fator de amortização:

$$CC_{tot,anual} = CC_{tot} \times A_{amort} \quad (4.119)$$

Os custos operacionais e de manutenção ( $OC_{tot}$ ) incluíram os seguintes componentes:

- Custo de vapor:

O custo de vapor foi estimado com base no custo de oportunidade da eletricidade, que representa a potencial geração de energia perdida devido à extração de vapor da turbina:

$$OC_{eletr} = W_{perd} \times C_{eletr} \quad (4.120)$$

- Custo de eletricidade: O custo de eletricidade na planta foi calculado a partir da potência de bombeamento:

$$OC_{eletr} = W_b \times C_{eletr} \quad (4.121)$$

- Custo de reposição de membranas: O custo de reposição de membranas foi baseado na área total de membrana e em uma taxa de reposição anual de 15%:

$$OC_{m,rep} = A_m \times C_m \times 0,15 \quad (4.122)$$

- Outros custos operacionais:

Os custos de peças sobressalentes, mão de obra, produtos químicos e descarte de salmoura são calculados com base na produção de água dessalinizada em metros cúbicos:

$$OC_{ps} = P \times C_{ps} \quad (4.123)$$

$$OC_{MO} = P \times C_{MO} \quad (4.124)$$

$$OC_{quim} = P \times C_{quim} \quad (4.125)$$

$$OC_{salmoura} = P \times C_{salmoura} \quad (4.126)$$

Todos os custos operacionais foram convertidos para uma base anual considerando a disponibilidade anual da planta:

$$OC_{tot,anual} = OC_{tot} \times A_{disp} \quad (4.127)$$

O custo total de produção de água ( $WPC$ ) foi então calculado como a soma dos encargos anuais fixos e dos custos operacionais, dividido pela produção anual total de água:

$$WPC = \frac{CC_{tot,anual} + OC_{tot,anual}}{P_{anual}} \quad (4.128)$$

#### 4.2.2 Planta de RO

A planta de RO foi modelada utilizando um modelo simplificado, o mesmo empregado pelo software DEEP [34], da IAEA. Apenas a nomenclatura e a representação das equações foram adaptadas para esta tese. A nomenclatura das correntes segue aquela apresentada na Figura 4.2.

A razão de recuperação  $r$  é estimada a partir da seguinte correlação empírica:

$$r = 1 - \frac{0,00115 \cdot s_{a-ro}[\text{ppm}]}{P_{max}[\text{bar}]} \quad (4.129)$$

onde  $P_{max}$  é a pressão máxima de projeto da membrana e  $s_{a-ro-3}$  é a salinidade da alimentação da planta de RO.

A vazão volumétrica da alimentação  $Q_{a-ro}$  é dada por:

$$Q_{a-ro} = \frac{Q_{p-ro-s}}{r} \quad (4.130)$$

onde  $Q_{p-ro-s}$  é a vazão volumétrica de água dessalinizada produzida pela planta de RO.

A vazão volumétrica da salmoura  $Q_{a-ro-3}$  é, portanto:

$$Q_{a-ro-3} = Q_{a-ro} - Q_{p-ro-s} \quad (4.131)$$

A vazão mássica da alimentação  $\dot{m}_{a-ro}$  é dada por:

$$\dot{m}_{a-ro} = \rho_a Q_{a-ro} \quad (4.132)$$

onde  $\rho_a$  é a densidade da água ( $1.000 \text{ kg/m}^3$ ).

A salinidade da salmoura ( $s_{a-ro-3}$ ) foi calculada por:

$$s_{a-ro-3} = \frac{s_{a-ro}}{1 - r} \quad (4.133)$$

A salinidade do permeado  $s_{p-ro-s}$  foi calculada por:

$$s_{p-ro-s} = 0,00125 \cdot s_{a-ro} [\text{ppm}] \frac{j_{A,nom}}{j_{A,proj}} \left( 1 + \frac{1}{1 - r} \right) (1 + 0,03(T_{a-ro}[\text{°C}] - 25)) \quad (4.134)$$

onde  $j_{A,nom}$  é o fluxo nominal de permeado,  $j_{A,proj}$  é o fluxo médio de projeto de permeado e  $T_{a-ro}$  é a temperatura de entrada da alimentação na planta de RO.

A pressão osmótica foi definida como função da temperatura  $T$  e da salinidade  $s$ :

$$\Pi(T, s) [\text{bar}] = 0,0000348 \cdot \frac{T[\text{K}] \cdot s[\text{ppm}]}{14,7} \quad (4.135)$$

que serviu para avaliar a pressão osmótica média  $P_{med}$  do processo de osmose inversa:

$$\Pi_{med} = \frac{\Pi(T_{a-ro}, s_{a-ro}) + \Pi(T_{a-ro}, s_{a-ro-3})}{2} \cdot K_{ii} \quad (4.136)$$

onde  $K_{ii}$  é o fator de correção de agregação de íons individuais.

Os fatores de correção da temperatura e da salinidade,  $K_T$  e  $K_s$ , respectivamente, foram calculados por:

$$K_T = \exp \left[ A \left( \frac{1}{T_{a-ro}[\text{K}]} - \frac{1}{298} \right) \right] \quad (4.137)$$

$$K_s = 1,5 - 0,0000075 \left( 1 + \frac{1}{1 - r} \right) s_{a-ro} [\text{ppm}] \quad (4.138)$$

onde  $A$  é a constante de permeabilidade da membrana.

A pressão líquida motriz (*NDP*, do inglês *net driving pressure*) foi calculada por:

$$NDP = NDP_{nom} \cdot \frac{j_{A,proj}}{j_{A,nom} \cdot K_s} \cdot \frac{K_T}{FF} \quad (4.139)$$

onde o subscrito *nom* indica o valor nominal da variável e *FF* é o fator de incrustação (do inglês *fouling factor*).

O incremento de pressão da bomba de alta pressão  $\Delta P_{BAP}$  foi:

$$\Delta P_{bap} = \Pi_{med} + NDP + \frac{\Delta P_{sis}}{2} + \Delta P_p + \Delta P_{suc} \quad (4.140)$$

onde  $\Delta P_{sis}$ ,  $\Delta P_p$  e  $\Delta P_{suc}$  são as quedas de pressão do sistema, do permeado e da sucção da bomba de alta pressão.

As potências da bomba de alta pressão ( $W_{bap}$ ), da bomba de reforço ( $W_{br}$ ) e da bomba da água do mar ( $W_{bam}$ ) são calculadas pelas seguintes equações:

$$W_{bap} = \frac{\dot{m}_{a-ro}\Delta P_{bap}}{\eta_{bap}} \quad (4.141)$$

$$W_{br} = \frac{\dot{m}_{a-ro}\Delta P_{br}}{\eta_{br}} \quad (4.142)$$

$$W_{bam} = \frac{\dot{m}_{a-ro}\Delta P_{bam}}{\eta_{bam}} \quad (4.143)$$

A taxa de recuperação de energia  $W_{re}$  foi calculada por:

$$W_{re} = \dot{m}_{a-ro}(1 - r)\eta_{re}(\Delta P_{bap} - \Delta P_{sis} - \Delta P_{desc})K_{gec} \quad (4.144)$$

onde  $K_{gec}$  é o fator de correção da gravidade específica do concentrado e  $\Delta P_{desc}$  é a pressão de descarga do concentrado.

A potência total demandada pela planta de RO  $W_{perd}$  foi calculada como:

$$W_{perd} = W_{bap} + \Delta P_{br} + W_{bam} - W_{re} + W_{extra} \quad (4.145)$$

onde o  $W_{extra}$  é a potência extra, atribuída a outros componentes do sistema que necessitam de energia elétrica. Este termo é calculado através da seguinte equação:

$$W_{extra} = Q_{a-ro}SPU_{extra} \quad (4.146)$$

onde  $SPU_{extra}$  é a energia específica (do inglês *specific power use*) demandada pelos componentes adicionais.

Por fim a energia específica da planta de RO ( $SPU_t$ ) é expressa por:

$$SPU_t = \frac{W_{perd}}{Q_{p-ro-s}} \quad (4.147)$$

### 4.2.3 Integração das plantas de RO e DCMD

No acoplamento com a planta híbrida de RO+DCMD, a alimentação da planta de DCMD é a salmoura proveniente da planta de RO. A razão de divisão da salmoura (BDR, do inglês *brine division ratio*) foi definida como a razão entre a vazão volumétrica que é direcionada à alimentação da planta de DCMD e a vazão volumétrica total de salmoura produzida na planta de RO [23]:

$$BDR = \frac{Q_{a-e}}{Q_{a-ro-3}} \quad (4.148)$$

Portanto, a produção total da planta híbrida ( $P$ ) é:

$$P = P_{RO} + P_{DCMD} = Q_{p-ro-s} + Q_d \quad (4.149)$$

onde  $Q_d$  é a vazão de destilado da planta de DCMD. Ou, alternativamente, realizando um balanço de massa no sistema:

$$P = Q_{p-ro-s} + Q_{p-s} - Q_{p-e} \quad (4.150)$$

A razão de recuperação global da planta híbrida ( $r_{global}$ ) é dada pelo balanço de massa para a água aplicado à planta, que se reduz a:

$$r = r_{RO} + r_{DCMD} \cdot BDR \cdot (1 - r_{RO}) \quad (4.151)$$

onde  $r_{RO}$  e  $r_{DCMD}$  são as razões de recuperação de água das plantas individuais.

Os fatores de concentração da salmoura na RO e na DCMD ( $CF_{RO}$  e  $CF_{DCMD}$ , respectivamente) foram definidos como [22]:

$$CF_{RO} = \frac{C_{a-ro-3}}{C_{a-ro}} = \frac{w_{a-ro-3}}{w_{a-ro}} \cdot \frac{\rho_{a-ro}}{\rho_{a-ro-3}} \quad (4.152)$$

$$CF_{DCMD} = \frac{C_{a-s}}{C_{a-e}} = \frac{w_{a-s}}{w_{a-e}} \cdot \frac{\rho_{a-e}}{\rho_{a-s}} \quad (4.153)$$

No estudo do acoplamento híbrido desenvolvido nesta tese, trabalhou-se com um  $CF_{RO}$  fixo, uma vez que a razão de recuperação depende unicamente da salinidade da alimentação da RO e da pressão máxima da membrana (Eq. 4.129). Por outro lado, o  $CF_{DCMD}$  é intrinsecamente variável no modelo adotado, uma vez que dependente dos parâmetros do acoplamento.

# Capítulo 5

## Resultados e Discussões

Neste capítulo são apresentados os resultados da validação do modelo físico-matemático e os resultados do acoplamento entre o reator NuScale e a planta de DCMD.

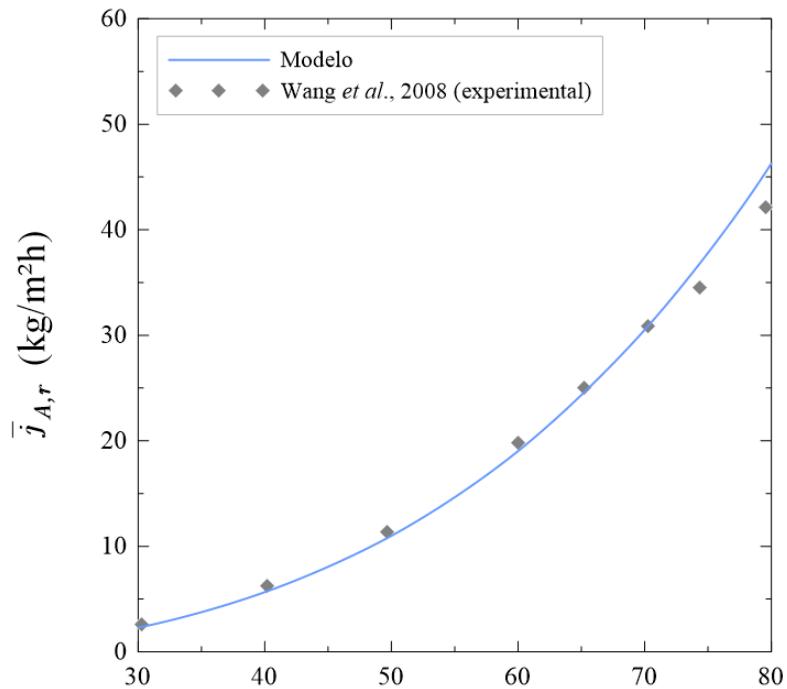
### 5.1 Verificação e validação dos modelos teóricos

Nesta seção serão apresentados os resultados da validação do modelo do módulo de DCMD e da verificação do modelo do módulo de RO.

#### 5.1.1 Módulo de DCMD

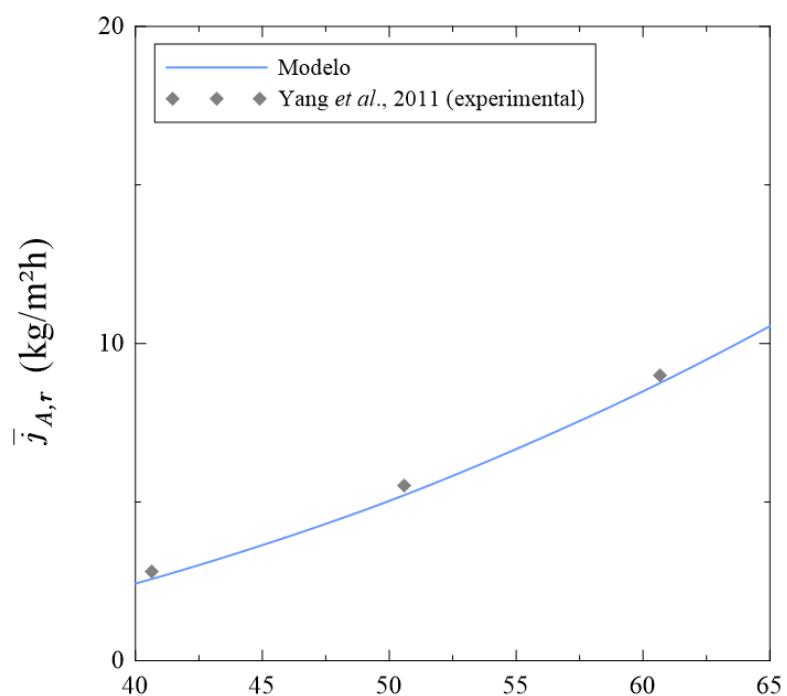
O modelo físico-matemático utilizado para a simulação do módulo de DCMD foi validado mediante à simulação dos experimentos realizados por Wang *et al.* [24] (módulo concorrente) e Yang *et al.* [25] (módulo contracorrente). Os resultados indicam que o modelo foi capaz de estimar o fluxo mássico de destilado com boa concordância para ambos os módulos, conforme mostra a Figura 5.1. Para temperaturas de entrada da alimentação mais elevadas, o modelo apresentou uma superestimação do fluxo mássico do módulo, com um erro perceptível, porém inferior a 10 %. Esse desvio pode ser atribuído ao modelo isotérmico adotado para descrever o transporte de vapor d'água através da membrana (Eq. 4.47).

Os resultados para a perda de carga também foram validados com dados experimentais, como mostra a Figura 5.2, na qual são apresentadas as quedas de pressão por atrito em função da velocidade real do fluido, tanto para o escoamento no casco (Figura 5.2a) quanto para o escoamento no interior das fibras (Figura 5.2b). Foi observada uma concordância satisfatória com os resultados experimentais, com erros máximos inferiores a 20% em todos os casos, com exceção do escoamento no casco com fator de empacotamento  $\alpha = 53,2\%$ , no qual foi observado um desvio relativamente maior, principalmente para velocidades mais elevadas, chegando a apresentar



$T_{ea}$  (°C)

(a)



$T_{ea}$  (°C)

(b)

Figura 5.1:  $GOR$  em função da temperatura de entrada da alimentação sob as condições de (a) Wang *et al.* [24] (b) Yang *et al.* [25].

um erro máximo de aproximadamente 36%. Esta discrepância pode ser atribuída à hipótese do escoamento plenamente desenvolvido axissimétrico no casco, que é adotada no modelo utilizado. De maneira geral, o modelo subestimou os valores da perda de carga no casco, sugerindo que o escoamento nessa região apresenta mais irreversibilidades do que o modelo foi capaz de prever, possivelmente devido à formação de vórtices e zonas internas de recirculação. Assim, a discrepancia torna-se mais evidente para fatores de empacotamento mais baixos, pois a presença das membranas contribui para direcionar o escoamento dentro do módulo, reduzindo o efeito dos vórtices e das regiões de recirculação. Mesmo com essa discrepancia significativa, modelos simplificados desse tipo continuam sendo amplamente utilizados na literatura devido à simplicidade e capacidade de fornecer estimativas razoáveis da perda de carga. No decorrer desta pesquisa, observou-se que outros modelos, como aqueles baseados na Lei de Darcy (Equação 2.36), apresentaram erros ainda maiores em determinadas condições de operação, exceto nos casos em que a permeabilidade foi determinada experimentalmente. Por esse motivo, optou-se pela utilização deste modelo.

### 5.1.2 Módulo de RO

O modelo físico-matemático utilizado para a simulação do módulo de RO foi verificado comparando os resultados obtidos pelo código implementado no Wolfram Mathematica com os resultados do software DEEP da IAEA e com o estudo teórico de Ingersoll *et al.* [10].

Os parâmetros da planta de RO utilizados para a verificação do modelo são apresentados na Tabela 5.1 e os resultados do modelo implementado no Mathematica, em comparação com os resultados do DEEP, são apresentados na Tabela 5.2, onde foi observado que o desvio relativo entre os dois foi inferior à 1 %.

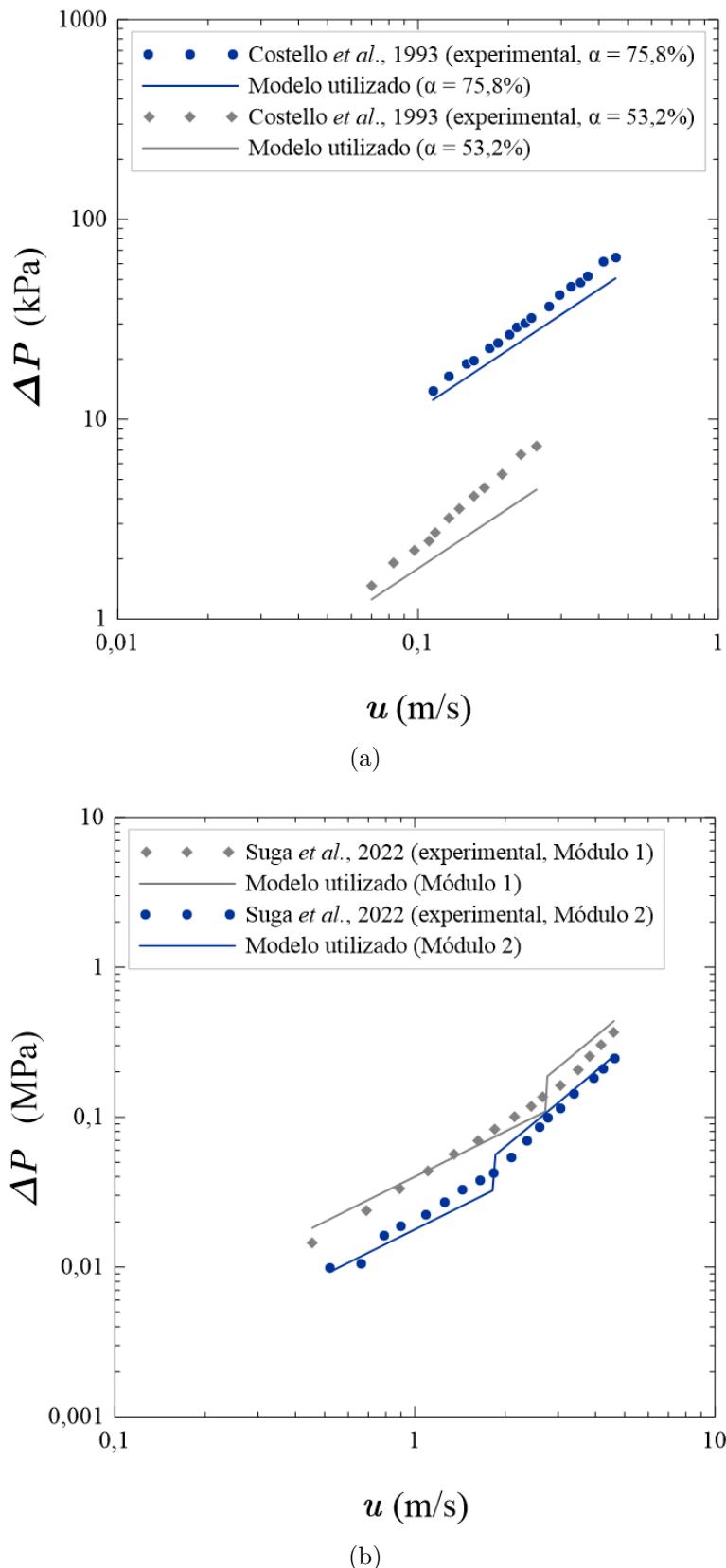


Figura 5.2: Perda de carga em função da velocidade real do fluido para escoamento (a) no casco, e (b) no interior das fibras.

Tabela 5.1: Parâmetros do Modelo

Nome	Símbolo	Valor	Unidade
Produção total de permeado da planta	$P$	300.000	$\text{m}^3/\text{d}$
Pressão máxima da membrana	$P_{max}$	69	bar
Fluxo médio de projeto do permeado	$j_{A,proj}$	13,6	$1/(\text{m}^2 \text{ h})$
Fluxo nominal do permeado	$j_{A,nom}$	27,8	$1/(\text{m}^2 \text{ h})$
Constante de permeabilidade da membrana	$A$	4.200	-
Pressão líquida motriz nominal	$NDP_{nom}$	28,2	bar
Fator de incrustação	$FF$	0,8	-
Fator de correção de agregação de íons individuais	$K_{ii}$	1,05	-
Perda de carga do sistema	$\Delta P_{sis}$	2	bar
Perda de carga do permeado	$\Delta P_p$	1	bar
Perda de carga da sucção da bomba de alta pressão	$\Delta P_{suc}$	1	bar
Pressão de descarga do concentrado	$\Delta P_{desc}$	0,5	bar
Incremento de pressão da bomba de água do mar	$\Delta P_{bam}$	1,7	bar
Incremento de pressão da bomba de reforço	$\Delta P_{br}$	3,3	bar
Fator de correção da gravidade específica do concentrado	$K_{gec}$	1,04	-
Eficiência da bomba de alta pressão	$\eta_{bap}$	82,4%	-
Eficiência da bomba de água do mar	$\eta_{bam}$	85%	-
Eficiência da bomba de reforço	$\eta_{br}$	85%	-
Eficiência da recuperação de energia	$\eta_{re}$	95%	-
Energia específica para componentes adicionais	$SPU_{extra}$	0,4	$\text{kWh/m}^3$

Tabela 5.2: Parâmetros do Modelo

Variável	Símbolo	Valor (Mathematica)	Valor (DEEP)	Desvio (%)	Unidade
Razão de recuperação	$r$	49,687 %	49,688 %	-0,002 %	-
Potência demandada	$W_{perd}$	43,716	43,552	0,376 %	MWe
Energia específica gasta	$SPU_t$	3,497	3,484	0,373 %	$\text{kWh/m}^3$

Por fim, ao comparar os resultados do modelo utilizado para a RO com o benchmark utilizado por Ingersoll *et al.* [10] para a RO, observou-se que, em seu trabalho, a energia específica demandada pela RO foi relativamente maior ( $4,0 \text{ kWh/m}^3$ )

em comparação com a energia específica calculada pelo modelo adotado nesta tese (aproximadamente 3,5 %). Este desvio, apesar de relativamente pequeno em termos percentuais ( $\approx 12,5 \%$ ), pode causar uma discrepância significativa em valores absolutos da potência total demandada pela RO. Por exemplo, para a mesma produção de permeado, a potência demandada segundo Ingersoll *et al.* [10] foi de 25 MWe, enquanto a calculada pelo modelo foi de aproximadamente 21,9 MWe. Apesar disso, segundo os pesquisadores, um valor de energia específica entre 3 e 6 kWh é esperado para a RO, estando de acordo com o resultado obtido pelo modelo utilizado.

## 5.2 Acoplamento com planta de DCMD

Após a validação do modelo teórico, a configuração escolhida como base para o módulo da planta de DCMD foi aquela apresentada por Yang *et al.* [25], cujos parâmetros são apresentados na Tabela 5.3. Esta escolha deve-se ao fato de que, dentre as duas configurações experimentais estudadas na etapa de validação, a de Yang *et al.* [25] apresenta maior eficiência térmica devido ao escoamento das fases em contracorrente.

Foram estudados três cenários de extração de vapor, como descrito na Seção 4.2.1.3: (i) extração total no ponto 1 (recuperação de calor residual), (ii) extração total no ponto 2 e (iii) extração simultânea no ponto 1 e 2. Para as plantas de DCMD alimentadas com o vapor extraído do ponto 1, a temperatura de entrada da alimentação no módulo de DCMD ( $T_{ea}$ , ou  $T_{a-5}$ ) foi de 39,7 °C, enquanto para as plantas alimentadas com o vapor extraído do ponto 2, a temperatura de entrada da alimentação foi de 84,8 °C. Em ambos os casos, foi considerada uma diferença de temperatura mínima no condensador de acoplamento de 2 °C [124].

Tabela 5.3: Valores adotados para os parâmetros físicos e geométricos do módulo (com base na configuração de Yang *et al.* [25]).

Parâmetro	Símbolo	Valor	Unidade
Raio interno da fibra oca	$r_{fi}$	0,49	mm
Espessura da membrana	$\delta$	235	$\mu\text{m}$
Diâmetro hidráulico da alimentação	$D_{ha}$	3,43	mm
Diâmetro hidráulico do permeado	$D_{hp}$	0,98	mm
Área específica da alimentação	$a_a$	819,4	$\text{m}^{-1}$
Área específica do permeado	$a_p$	553,8	$\text{m}^{-1}$
Fator de empacotamento das fibras	$\alpha$	29,7%	-
Comprimento do módulo	$L$	450	mm
Porosidade da membrana	$\phi_m$	0,85	-
Diâmetro do poro da membrana	$d_p$	0,164	$\mu\text{m}$
Condutividade térmica do polímero da membrana	$k_{pl}$	0,28	$\text{W}/\text{m}\cdot\text{K}$
Velocidade superficial da alimentação	$v_a$	0,176	$\text{m}/\text{s}$
Velocidade superficial do permeado	$v_p$	0,024	$\text{m}/\text{s}$
Temperatura de entrada da alimentação	$T_{ea}$	39,7/83,1*	$^{\circ}\text{C}$
Temperatura de entrada do permeado	$T_{ep}$	24,85	$^{\circ}\text{C}$
Fração mássica de sal na alimentação	$w_a$	0,035**	-
Fração mássica de sal no permeado	$w_p$	0,000	-
Pressão de operação	$P$	101,325	kPa

\* 39,7 °C para a planta com extração de vapor no ponto 1 e 83,1 °C para a planta com extração de vapor no ponto 2.

\*\* somente para acoplamento simples com DCMD.

A configuração base da planta de dessalinização estudada nesta fase é composta por um módulo cujos parâmetros são apresentados na Tabela 5.3, sem recuperação de calor ( $\varepsilon = 0$ ) e sem reciclo ( $R = 0$ ). Foi avaliado pelo modelo desenvolvido que a planta de dessalinização com esta configuração base de módulo de DCMD foi capaz de produzir 148,97  $\text{m}^3/\text{dia}$  de água destilada, usando exclusivamente o calor rejeitado do reator, isto é, utilizando extração total de vapor no ponto 1.

Com o objetivo de aumentar a capacidade de produção de água destilada, foi

realizada uma análise de sensibilidade para identificar os parâmetros de maior influência sobre o sistema, seguido por um estudo paramétrico e uma otimização, cujos resultados serão apresentados nas subseções a seguir.

### 5.2.1 Análise de sensibilidade

Os resultados da análise fatorial são apresentados na Fig. 5.3 para a planta de recuperação de calor rejeitado (com extração total no ponto 1). Nesta análise, foram examinados os efeitos percentuais de todos os parâmetros contínuos do módulo de DCMD sobre o  $GOR$  e a área total da membrana ( $A_m$ ), com exceção das temperaturas de entrada da alimentação e do permeado, que foram mantidas fixas, uma vez que são dependentes das condições de operação do módulo. Foram analisados dois casos: (i) sem reciclo e recuperação de calor ( $R = 0, \varepsilon = 0$ ) e (ii) com reciclo e recuperação de calor ( $R = 100, \varepsilon = 0,75$ ), sendo estes valores atribuídos para  $R$  e  $\varepsilon$  indicativos de um sistema com recuperação de calor otimizada, embora possíveis de serem alcançados em aplicações práticas [6, 122].

Pode-se observar na Fig. 5.3 que a porosidade da membrana  $\phi_m$  foi o parâmetro que apresentou o maior efeito sobre o  $GOR$ , seguida pela velocidade superficial da alimentação  $v_a$  e pelo raio interno da fibra  $r_{fi}$ . Os três principais parâmetros que tiveram maior efeito sobre a área total da membrana  $A_m$  foram o comprimento  $L$  do módulo de DCMD, o raio interno da fibra  $r_{fi}$  e a velocidade superficial da alimentação  $v_a$ .

### 5.2.2 Estudo paramétrico

Foi realizado um estudo paramétrico considerando os quatro parâmetros com maior influência sobre as variáveis de interesse do sistema ( $GOR$  e  $A_m$ ):  $\phi_m$ ,  $v_a$ ,  $r_{fi}$  e  $L$ . Além disso, foram incluídos dois parâmetros adicionais, relacionados à planta de DCMD, cuja influência sobre as variáveis de interesse já era antecipada com base na literatura científica: a razão de reciclo ( $R$ ) e a efetividade da recuperação de calor ( $\varepsilon$ ). Por convenção, o comprimento do módulo ( $L$ ) e o raio interno da fibra ( $r_{fi}$ ) foram representados por seus respectivos parâmetros adimensionais,  $L^*$  e  $r_{fi}^*$ , que resultam da divisão de  $L$  e  $r_{fi}$  por seus valores correspondentes na configuração base (Tab. 5.3). A velocidade superficial da alimentação ( $v_a$ ) foi expressa pela razão adimensional  $v_a/v_p$ , também conhecida na literatura como razão de velocidades superficiais ou, mais comumente, como razão de vazões. Para isso, assumiu-se uma velocidade superficial do permeado ( $v_p$ ) constante, igual àquela da configuração base (Tab. 5.3), enquanto a velocidade superficial da alimentação ( $v_a$ ) foi variada.

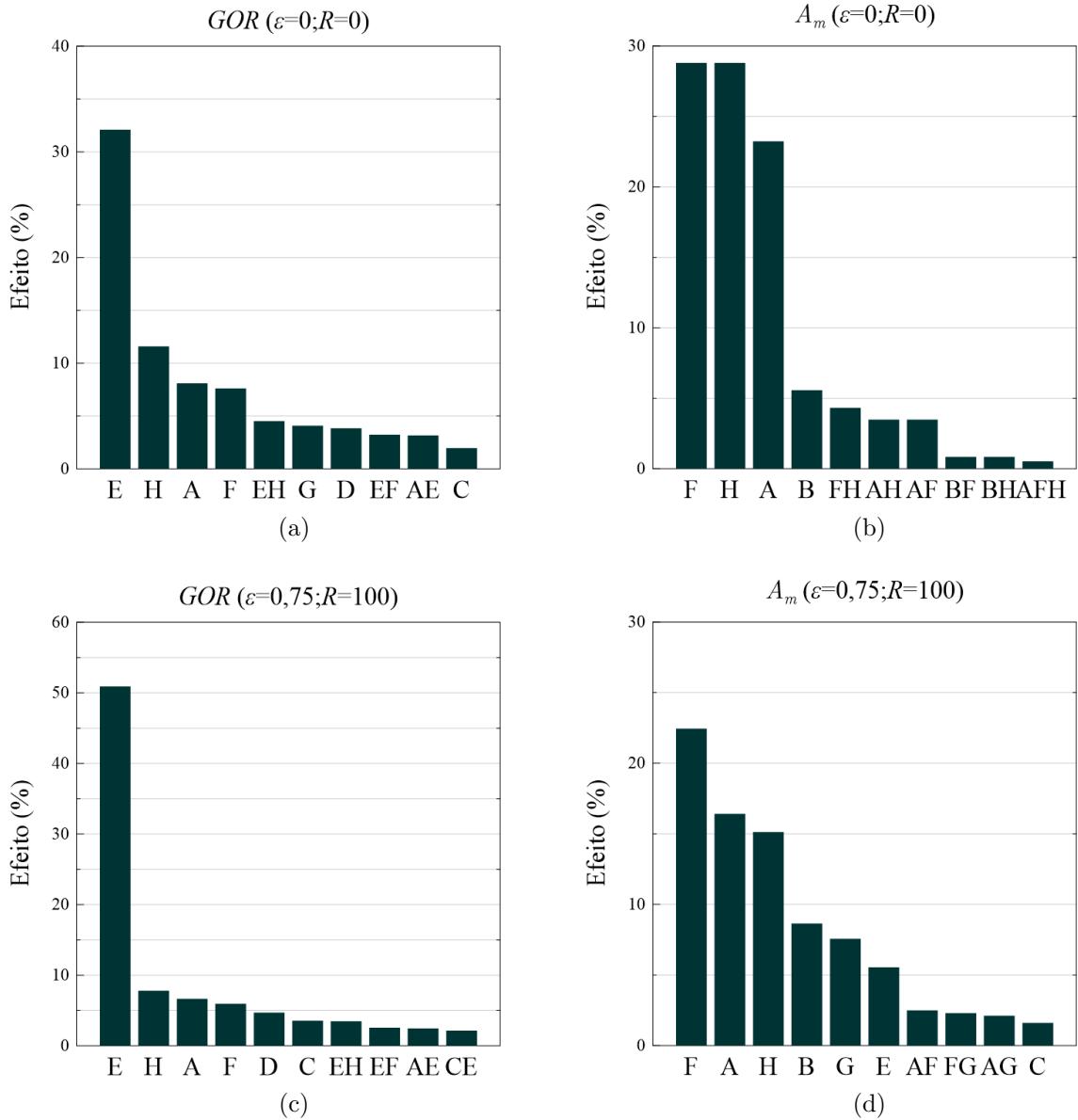


Figura 5.3: Análise factorial considerando (a) o  $GOR$  e (b) a área da membrana  $A_m$ , sem reciclo e recuperação de calor; (c) o  $GOR$  e (d) a área da membrana  $A_m$ , com reciclo e recuperação de calor ( $R = 100$ ,  $\varepsilon = 0,75$ ). Parâmetros: A - raio interno da fibra ( $r_{fi}$ ); B - espessura da membrana ( $\delta$ ); C - condutividade térmica do polímero ( $k_{pl}$ ); D - diâmetro do poro ( $d_p$ ); E - porosidade da membrana ( $\phi_m$ ); F - comprimento do módulo ( $L$ ); G - velocidade superficial do permeado ( $v_p$ ); H - velocidade superficial da alimentação ( $v_a$ ).

### 5.2.2.1 Efeito da razão de vazões e da efetividade de recuperação de calor

A razão de vazões  $v_a/v_p$  da configuração base é de 7,50. Apesar do fluxo mássico de destilado ser consideravelmente alto nesta configuração ( $\bar{j}_{A-r} \approx 2,8 \text{ kg/m}^2\text{h}$ ), o  $GOR$  calculado pelo modelo foi de aproximadamente 0,038. Dentre os parâmetros que apresentaram maior efeito sobre o desempenho da módulo de DCMD, a razão de vazões, junto com o comprimento do módulo, é um dos parâmetros que apresenta maior margem para variação, já que não apresenta limitações físicas ou operacionais, tais como os demais parâmetros.

O efeito da variação desta razão pode ser observado na Figura 5.4, onde o  $GOR$  é apresentado como função da razão de vazões para diferentes valores de efetividade  $\varepsilon$ , considerando os demais parâmetros fixos da configuração base. Foram analisadas as plantas com extração de vapor no ponto 1 (Figura 5.4a) e no ponto 2 (Figura 5.4b).

Foi observado, para a planta com extração no ponto 1, que o  $GOR$  apresenta um pico quando a razão  $v_a/v_p$  se aproxima de um valor específico, denominado razão limite. Este valor é aproximadamente 0,18 quando não há recuperação de calor, isto é, quando  $\varepsilon = 0,00$ , e 0,28 quando a recuperação de calor é a máxima possível, isto é, quando  $\varepsilon = 1,00$ , como mostra a Figura 5.4. Este comportamento é característico de módulos de MD e está de acordo com as observações de outros pesquisadores [12–14]. A razão para este comportamento pode ser entendida ao observar a Figura 5.5, onde são apresentados os perfis de temperatura e fluxo mássico de destilado ao longo do comprimento do módulo, para  $v_a/v_p = 0,10$  e  $v_a/v_p = 1,00$ , considerando a configuração base, cujo valor da razão limite é de 0,18. À medida que a razão de vazões diminui, a velocidade superficial da alimentação diminui, enquanto a velocidade superficial do permeado é mantida fixa. Uma menor velocidade superficial da alimentação implica em um maior tempo de residência da alimentação no módulo de DCMD e, consequentemente, numa diminuição do gradiente de temperatura através da membrana. Esta diminuição, por sua vez, ocasiona uma redução do fluxo de destilado, acompanhada pelo aumento do  $GOR$ , uma vez que a fração da energia que é perdida por condução através da membrana diminui. Quando a razão de vazões diminui além da razão limite, ocorre a deterioração do  $GOR$  e do fluxo mássico, pois o gradiente de temperatura na extremidade esquerda do módulo atinge um patamar abaixo do mínimo necessário para que a pressão parcial da alimentação supere a do permeado, causando reversão do fluxo mássico de destilado e cessando a transferência de calor entre as fases. É possível notar na Figura 5.5a que quando ocorre a deterioração do fluxo mássico, a produção de destilado é muito baixa em toda a porção à esquerda do módulo, enquanto, na extremidade direita, o fluxo de

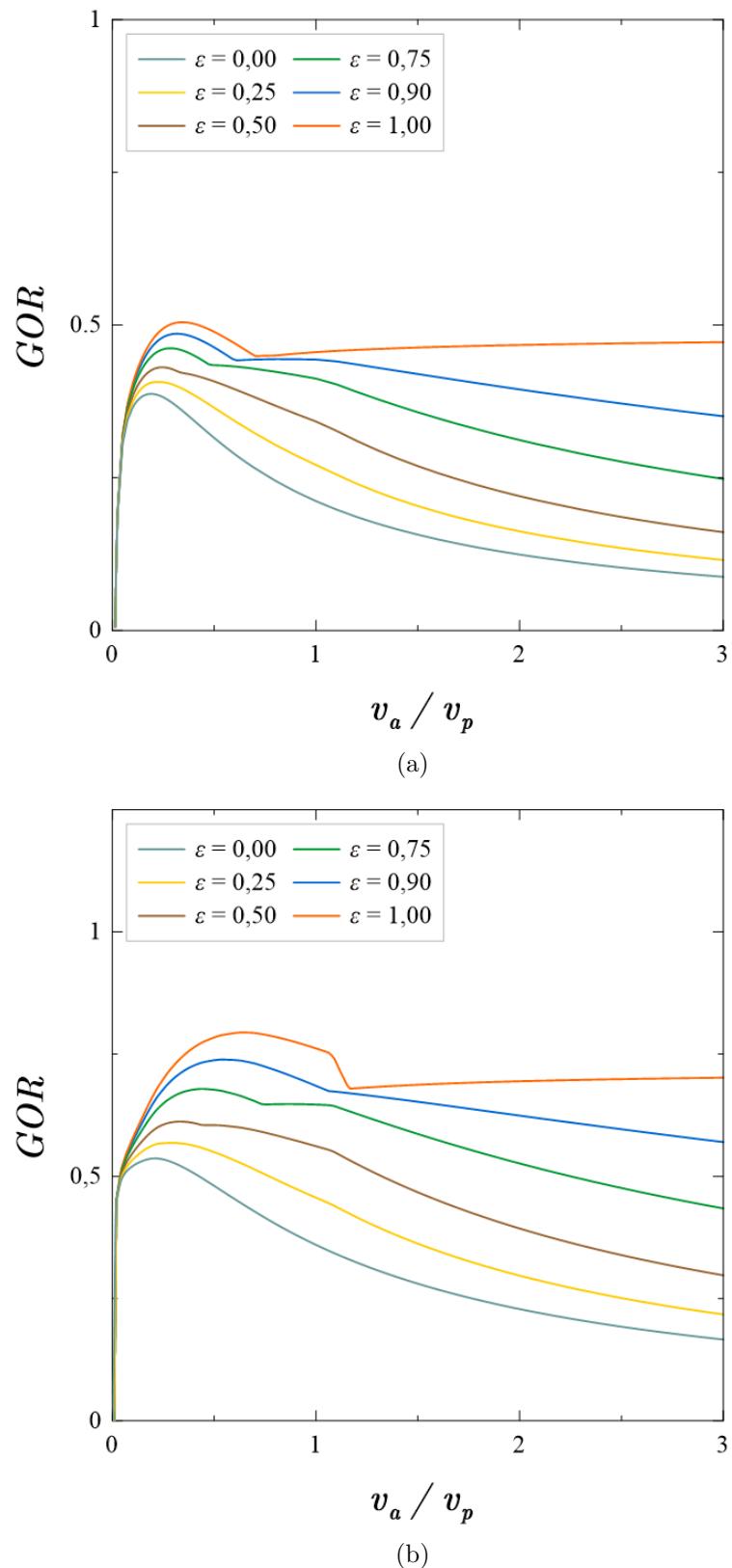


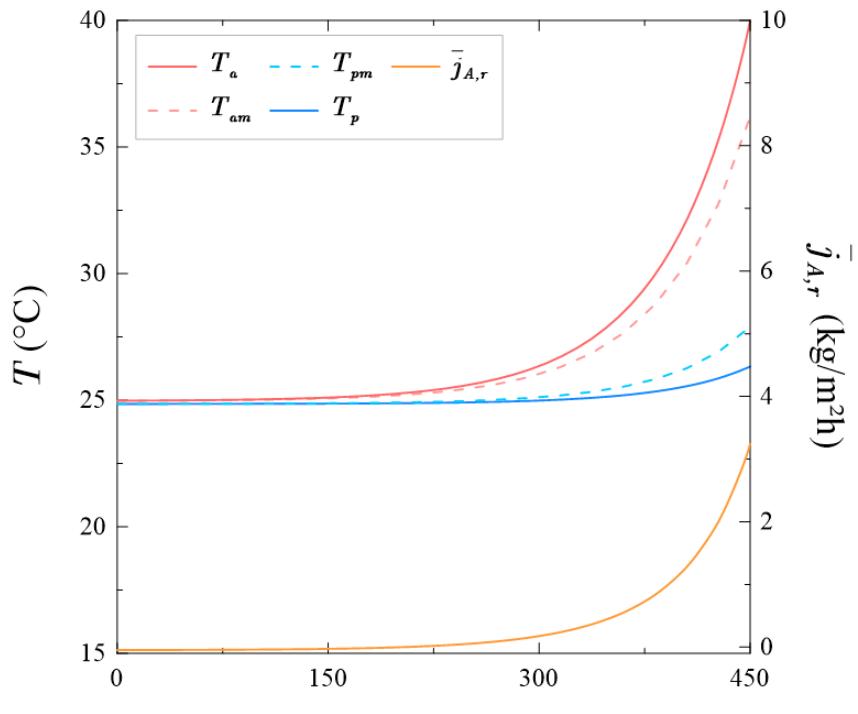
Figura 5.4:  $GOR$  como função da razão de vazões  $v_a/v_p$  para diferentes valores de efetividade  $\varepsilon$  para  $R=0$  (a) com extração de vapor no ponto 1, e (b) com extração de vapor no ponto 2.

destilado é comparativamente mais elevado. Já no módulo da Figura 5.5b, operando com  $v_a/v_p = 1,00$ , a produção de destilado é distribuída de maneira mais uniforme ao longo do comprimento do módulo.

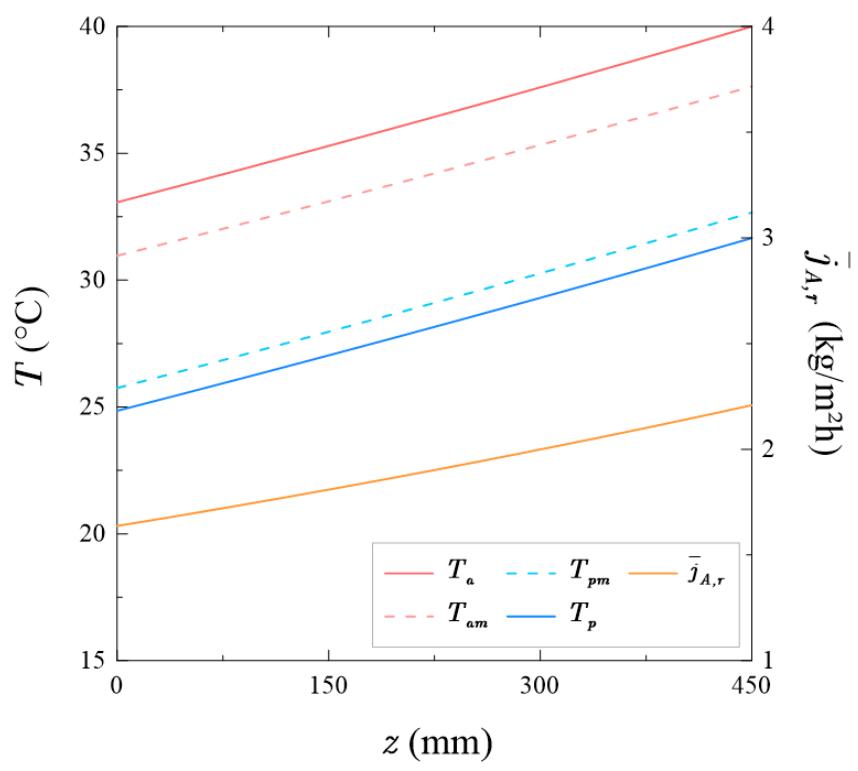
Na Figura 5.5b, que trata da planta com extração de vapor no ponto 2, foi observado um comportamento similar ao da planta com extração no ponto 1. Porém, duas diferenças marcantes observadas foram: (i) o aumento do *GOR* para todos os valores de efetividade, que se deve ao aumento da temperatura do vapor e, consequentemente, da temperatura de entrada da alimentação no módulo de DCMD, e (ii) a deterioração do fluxo mássico de destilado ocorre em uma maior faixa de razão de vazões, principalmente quando a recuperação de calor é mais pronunciada. Isso acontece devido à maior temperatura de entrada da alimentação no módulo de DCMD no caso da extração no ponto 2. O maior gradiente térmico faz com que a taxa de transferência de calor (tanto devido à condução e a convecção quanto ao transporte do vapor) seja mais elevada, fazendo com que a razão limite seja atingida para uma razão de vazões menor. Por outro lado, a faixa de razões de vazões na qual ocorre a deterioração do fluxo mássico é maior devido ao mais elevado fluxo mássico de destilado na região da entrada da alimentação, que compensa a deterioração na extremidade oposta para uma faixa de razões de vazões maior.

Como é mostrado na Figura 5.4, os sistemas com maior efetividade de recuperação de calor apresentam uma razão limite ligeiramente maior. Isto ocorre porque o calor recuperado no trocador de calor 1 decresce à medida que a temperatura de saída do permeado ( $T_{p-2}$ ) se aproxima da temperatura da alimentação que entra no trocador de calor 1 ( $T_{a-2}$ , ou  $T_{a-e}$ , já que não há corrente de reciclo, que é igual à temperatura ambiente  $T_{ea}$ ), causando uma redução do efeito de elevação do *GOR* devido à recuperação de calor na proximidade da razão limite do caso onde  $\varepsilon = 0$ . A recuperação de calor não altera o funcionamento do módulo, uma vez que todos os parâmetros, incluindo a temperatura de entrada da alimentação ( $T_{a-5}$ ), são fixados. Por outro lado, a recuperação de calor permite que o módulo seja operado a uma razão de vazões maior, que está associada a um maior fluxo mássico de destilado, e, consequentemente, a uma menor área de membrana  $A_m$ , sem comprometer a eficiência térmica (*GOR*).

Como pode ser observado na Figura 5.4, o *GOR* aumenta com a efetividade, ainda que a eficiência térmica do módulo de DCMD não se altere. Isso ocorre, pois a recuperação de calor diminui a demanda por vapor no condensador de acoplamento, permitindo que uma maior vazão mássica de alimentação seja processada para a mesma quantidade de vapor, aumentando a eficiência térmica global da planta. Na Figura 5.4, as curvas com  $\varepsilon = 0,50, 0,75, 0,80$  e  $0,90$  apresentam uma discontinuidade na inclinação. Isso ocorre porque, para razões de vazões à esquerda dessa discontinuidade, não há recuperação de calor no trocador de calor 2, uma vez que



(a)



(b)

Figura 5.5: Perfil de temperatura ao longo do comprimento do módulo para (a)  $v_a/v_p = 0,10$  e (b)  $v_a/v_p = 1,00$ .

a temperatura de saída da alimentação  $T_{a-6} \leq T_{a-3}$ . Há também uma convexidade em todas as curvas que apresentam recuperação de calor, próximo ao ponto em que

$v_a/v_p = 1,00$ . Isso se deve à maior recuperação de calor que ocorre no trocador 1 quando as capacidades caloríficas de ambas as fases são idênticas (Eq. 4.82) [6]. O sistema de recuperação de calor foi capaz de aumentar substancialmente o *GOR* do sistema, especialmente quando razões de vazões maiores são utilizadas. Por exemplo, quando  $v_a/v_p = 2,00$ , o *GOR* aumenta 183% quando a efetividade aumenta de 0,00 para 0,75.

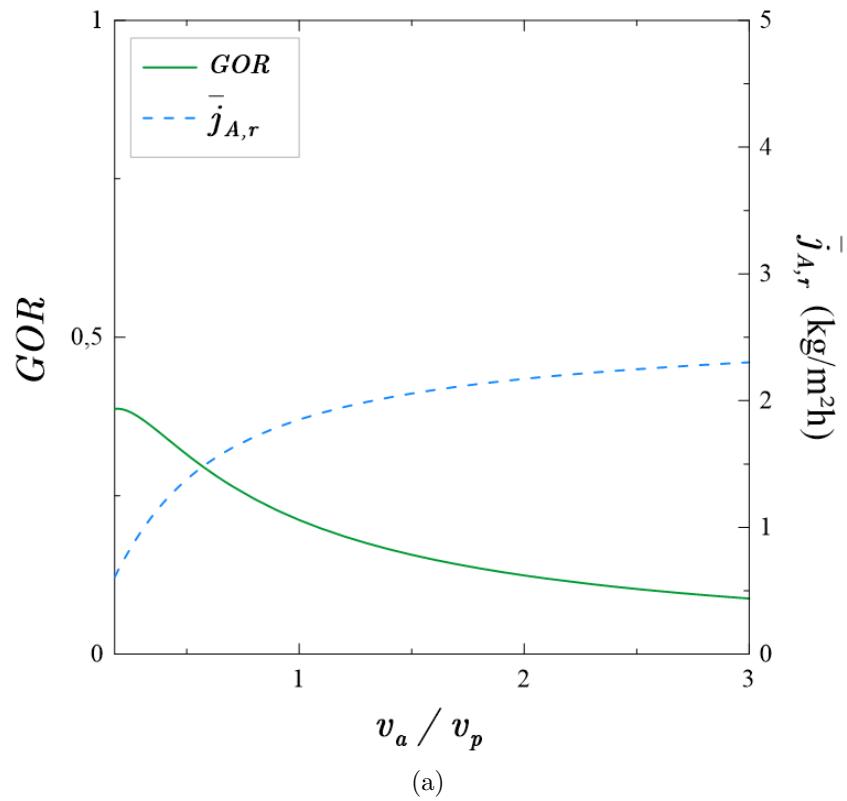
As relação entre o *GOR* e o fluxo mássico de destilado e entre a produção total da planta e a área de membrana requerida são apresentadas na Figura 5.6 em função da razão de vazões, considerando a configuração base ( $\varepsilon = 0$  e  $R = 0$ ) como ponto de partida. O balanço entre o fluxo mássico e o *GOR* pode ser observado na Figura 5.6a, onde valores de *GOR* elevados são associados a fluxos mássicos mais baixos. A produção total de água é diretamente proporcional ao *GOR* enquanto a área de membrana requerida é inversamente proporcional ao fluxo mássico, como pode ser visto na Figura 5.6b. A operação com o *GOR* máximo, associado à razão de vazões limite, resulta em uma alta produção, porém exige uma área de membrana significativamente maior. Por isso, a utilização de razões de vazões mais elevadas é recomendável na prática. O equilíbrio entre a produção total do módulo e a área de membrana necessária é, portanto, um dos principais aspectos a serem considerados no projeto de plantas de MD.

Por fim, como foi mencionado anteriormente, devido à sua extensa margem para variação, a razão de vazões apresenta um efeito absoluto consideravelmente alto sobre a produção total módulo. Enquanto a configuração base, com  $v_a/v_p = 7,50$ , apresentou um *GOR* de 0,038, sendo capaz de produzir 148,97 m<sup>3</sup>/d de água, a mesma configuração, porém operando com  $v_a/v_p = 0,20$ , apresentou um *GOR* de 0,387 e uma produção de 1.504,65 m<sup>3</sup>/d.

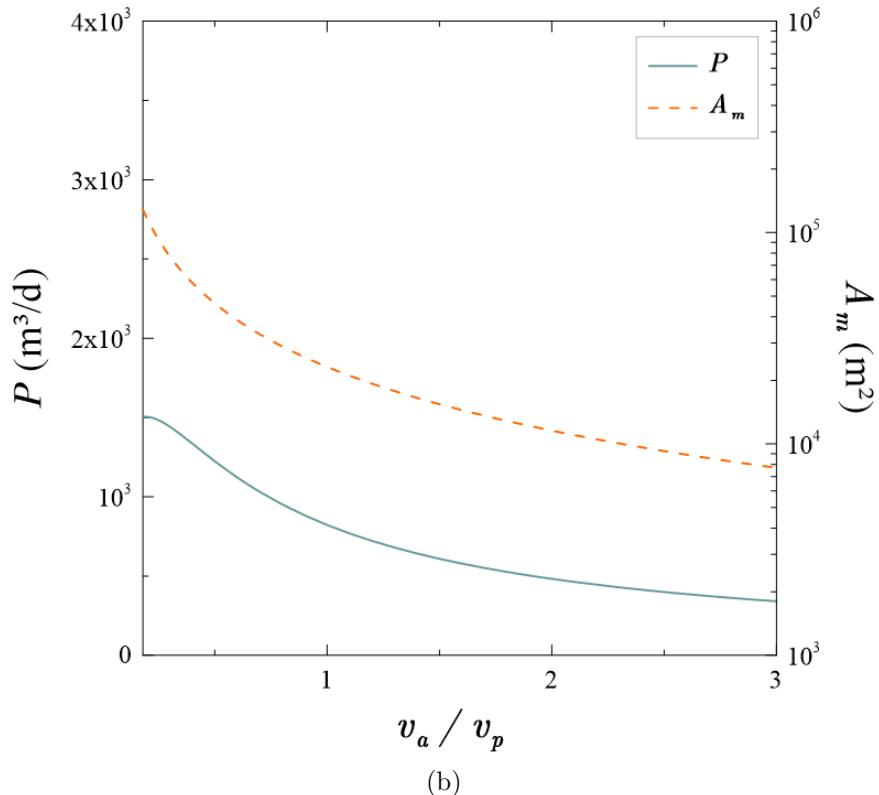
Foi observado que os efeitos dos parâmetros estudados sobre o módulo de DCMD são análogos para ambos os módulos (independente da temperatura de entrada). Portanto, os efeitos dos demais parâmetros serão apresentados somente para a planta com extração no ponto 1 (planta de recuperação de calor rejeitado).

### 5.2.2.2 Efeito da porosidade da membrana

O efeito da porosidade da membrana sobre o *GOR* foi estudado considerando a configuração base, com a velocidade superficial da alimentação  $v_a$  variando, para diferentes valores de porosidade, como mostrado na Figura 5.7. O aumento da porosidade promoveu o aumento do *GOR* em toda a faixa de razões de vazões estudada. À medida que a porosidade aumenta, a razão limite diminui ligeiramente. Isso ocorre devido à redução da condutividade térmica associada à maior porosidade, uma vez que o ar nos poros é mais isolante que o polímero que compõe a membrana. Como resultado, o aumento da porosidade faz com que o gradiente de temperatura



(a)



(b)

Figura 5.6: (a)  $GOR$  e fluxo mássico de água destilada, e (b) produção total de água destilada e área total de membrana, como funções da razão de vazões.

mínimo da membrana seja atingido a uma razão de vazões ligeiramente menor.

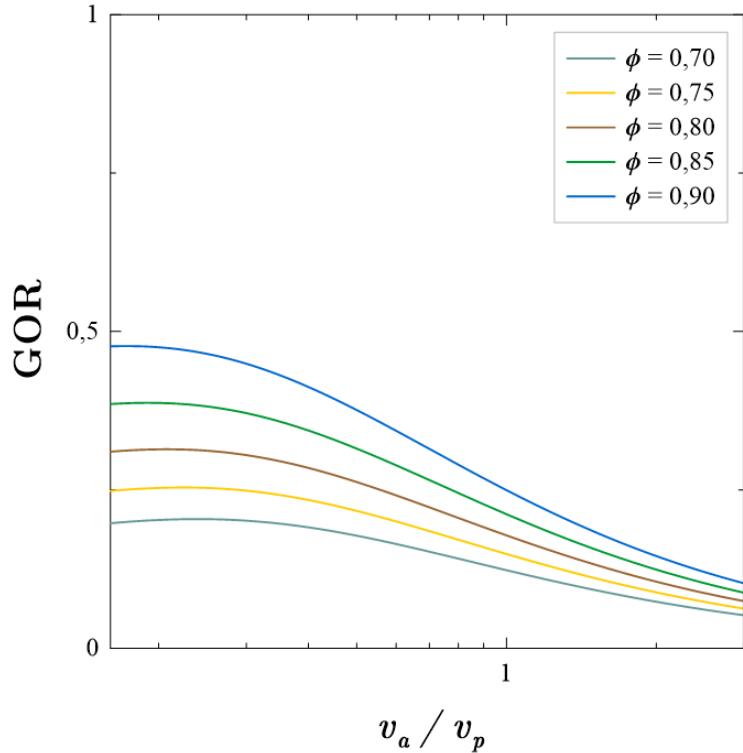


Figura 5.7:  $GOR$  como função da razão de vazões  $v_a/v_p$  para diferentes valores de porosidade  $\phi_m$ .

### 5.2.2.3 Efeito do comprimento do módulo

O efeito do comprimento do módulo sobre o  $GOR$  foi estudado considerando a configuração base, com a velocidade superficial da alimentação  $v_a$  variando, para diferentes valores de comprimento adimensional  $L^*$  do módulo, como mostrado na Figura 5.8. O  $GOR$  máximo foi o mesmo para todos os comprimentos estudados, embora, para uma razão de vazões fixa, os módulos mais longos apresentam maiores valores de  $GOR$ , em concordância com Sampaio *et al.* [18], desconsiderando os casos em que há deterioração do  $GOR$  no módulo, isto é, quando a razão de vazões é menor que a razão limite. Isso ocorre porque módulos mais longos apresentam um maior tempo de residência para ambas as fases, resultando em uma menor diferença média de temperatura. Como consequência, as perdas condutivas são reduzidas, levando a valores mais elevados de  $GOR$  e a menores fluxos mássicos de destilado. Além disso, a razão limite é maior em módulos mais longos, pois eles possuem uma área de membrana maior, o que permite atingir o gradiente mínimo de temperatura a menores velocidades superficiais de alimentação.

### 5.2.2.4 Efeito do raio interno da fibra

A Fig. 5.9 apresenta o comportamento do  $GOR$  em função da razão de vazões  $v_a/v_p$  para diferentes valores do raio interno da fibra adimensional  $r_{fi}^*$ . Observou-se

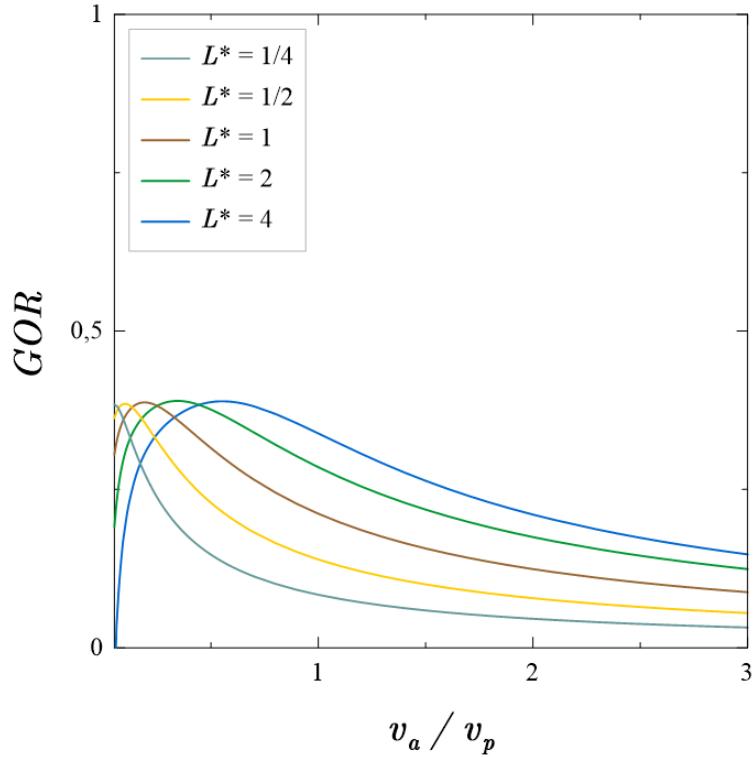


Figura 5.8:  $GOR$  como função da razão de vazões  $v_a/v_p$  para diferentes comprimentos  $L$ .

que um aumento do raio da fibra resulta em valores mais elevados de  $GOR$  ao longo de toda a faixa de razões de vazões analisada.

Isso pode ser explicado pelo fato de que o raio da fibra influencia diretamente no tempo de residência das fases e na área total de membrana  $A_m$ . Os resultados da análise factorial reforçam essa hipótese, pois sugerem que o raio da fibra  $r_{fi}$  possui forte correlação com a velocidade superficial de alimentação  $v_a$  e o comprimento do módulo  $L$ . Por outro lado, o efeito do raio interno da fibra sobre o  $GOR$  não se restringe apenas às velocidades das fases dentro do módulo, mas também afeta o transporte do vapor através da membrana, conforme descrito pela Eq. 4.47.

### 5.2.2.5 Efeito da razão de reciclo

Considerando a configuração base, com  $v_a/v_p = 2,00$  e razão de reciclo  $R$  variável, são apresentados na Figura 5.10 o  $GOR$ , a razão de recuperação  $r$ , a produção total de água e a área de membrana requerida, como funções da razão de reciclo  $R$ . Observou-se que o  $GOR$  aumenta com a razão de reciclo, a uma taxa maior para razões de reciclo baixas e a uma taxa menor para razões de reciclo mais altas. Além disso, o aumento da razão de reciclo promove o aumento da razão de recuperação. Tanto a produção total como a área de membrana requerida são proporcionais ao  $GOR$  e aumentam com a razão de reciclo (Fig. 5.10b). Quando a razão de reciclo

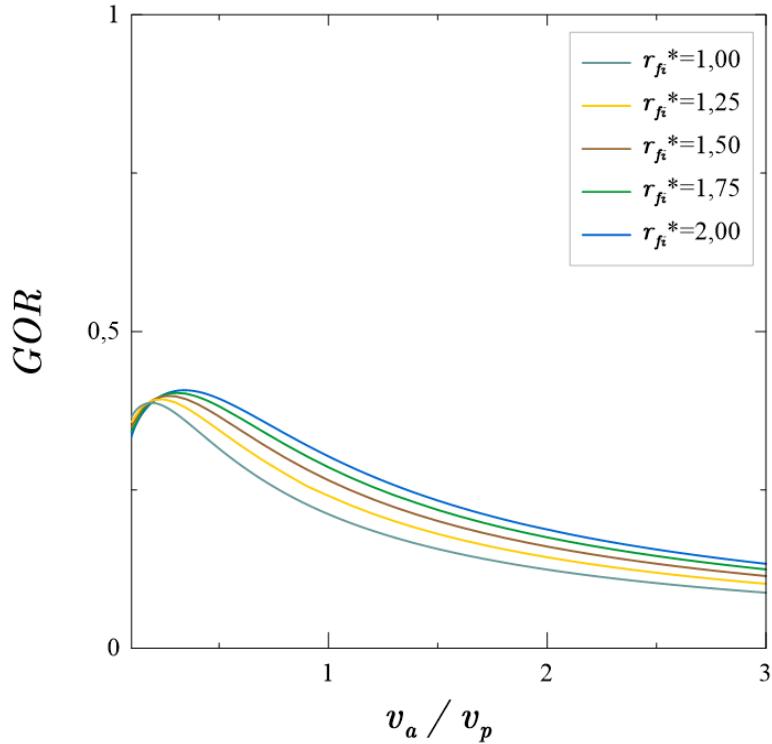
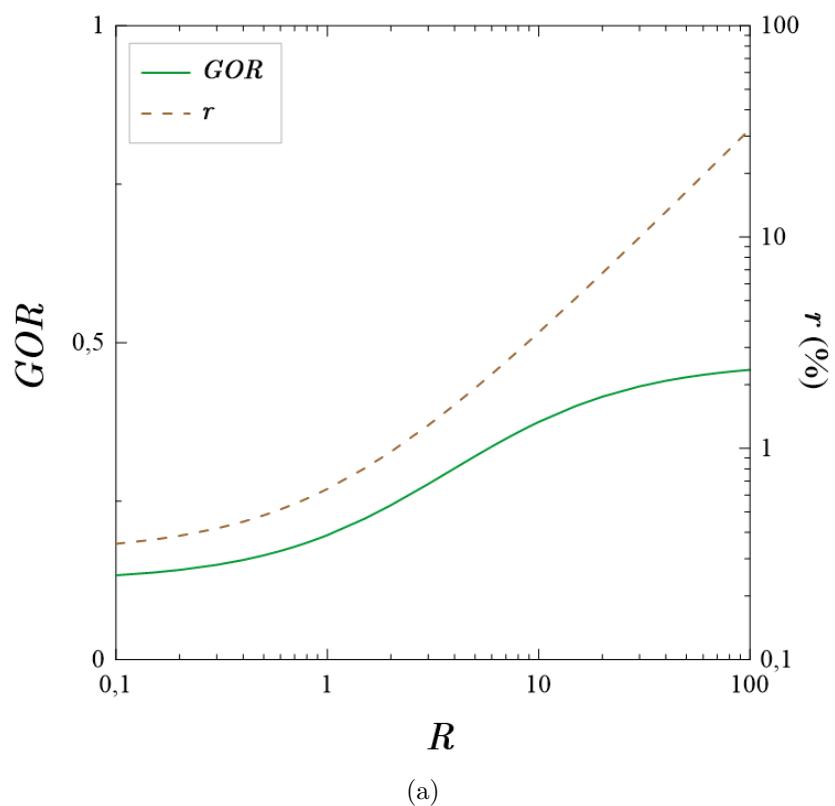


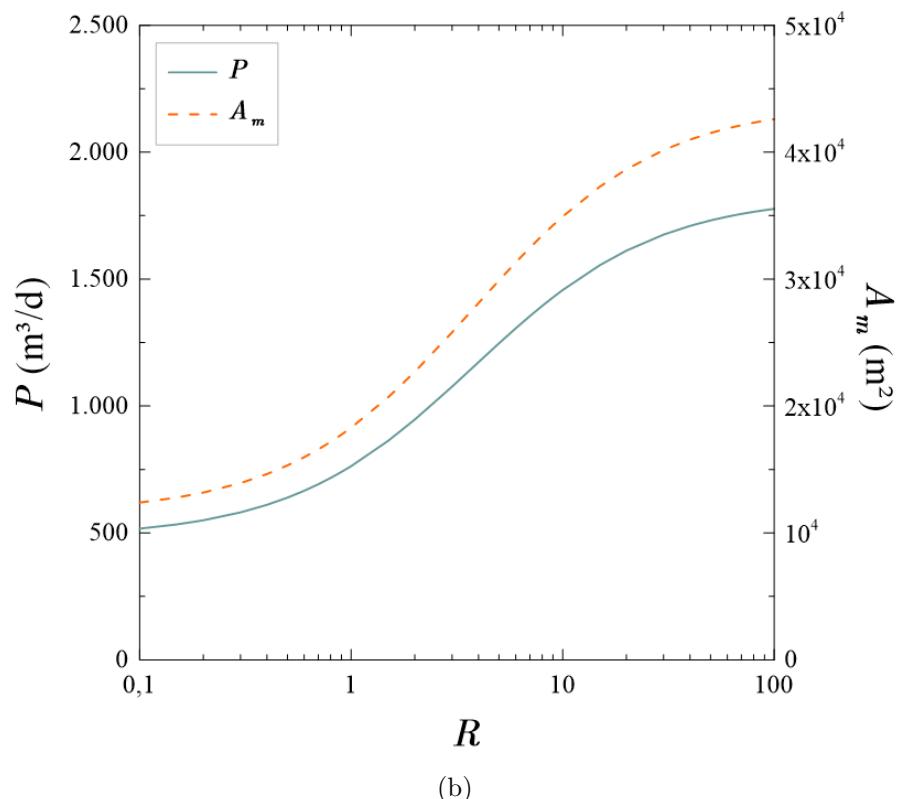
Figura 5.9:  $GOR$  em função da razão de velocidade superficial  $v_f/v_p$  para diferentes valores de raio interno da fibra  $r_{fi}$ .

aumenta de 0 para 100, a produção aumenta de 482,5 para 1.776,7  $m^3/d$ , enquanto a razão de recuperação aumenta de 0,32% para 32,44%.

A Figura 5.11 apresenta o  $GOR$  como função da razão de vazões  $v_a/v_p$ , para diferentes razões de reciclo  $R$ , considerando a configuração base, sem recuperação de calor (Figura 5.11a), e a configuração base com  $\varepsilon = 0,75$  (Figura 5.11b). Foi observado que ambos os sistemas, com ou sem recuperação de calor, apresentam aumento do  $GOR$  quando a razão de reciclo  $R$  aumenta. Para razões de reciclo baixas, o sistema de recuperação de calor foi capaz de aumentar substancialmente o  $GOR$ , enquanto, para razões de reciclo elevadas, por exemplo  $R = 100$ , o  $GOR$  não varia muito com a adição do sistema de recuperação de calor. Isso ocorre, pois quando a razão de reciclo é alta, o trocador de calor 1 é impedido de recuperar calor, uma vez que a alimentação fresca acrescida da corrente de reciclo apresenta uma temperatura mais elevada que a saída do permeado ( $T_{a-2} > T_{p-2}$ ), portanto, ambos o reciclo e o sistema de recuperação de calor recuperaram somente o calor da corrente de alimentação.

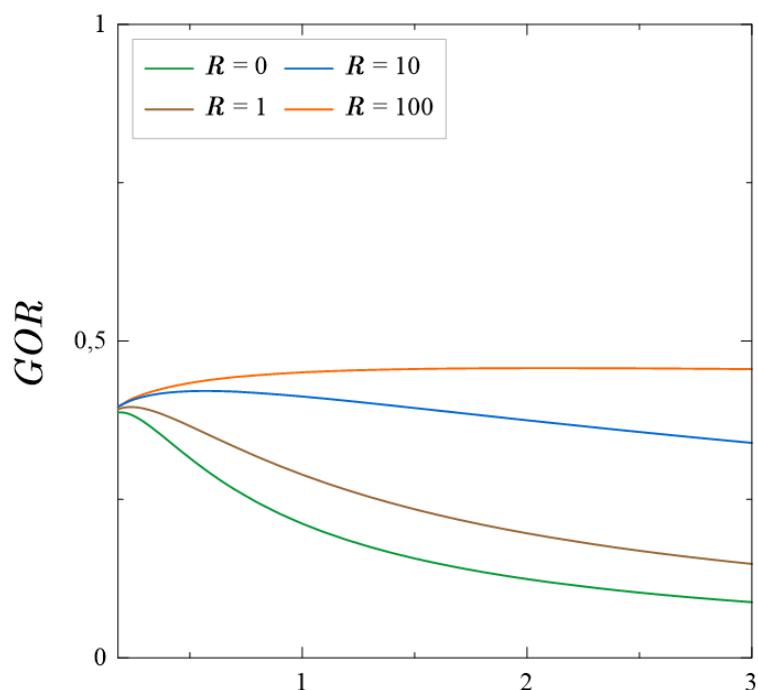


(a)

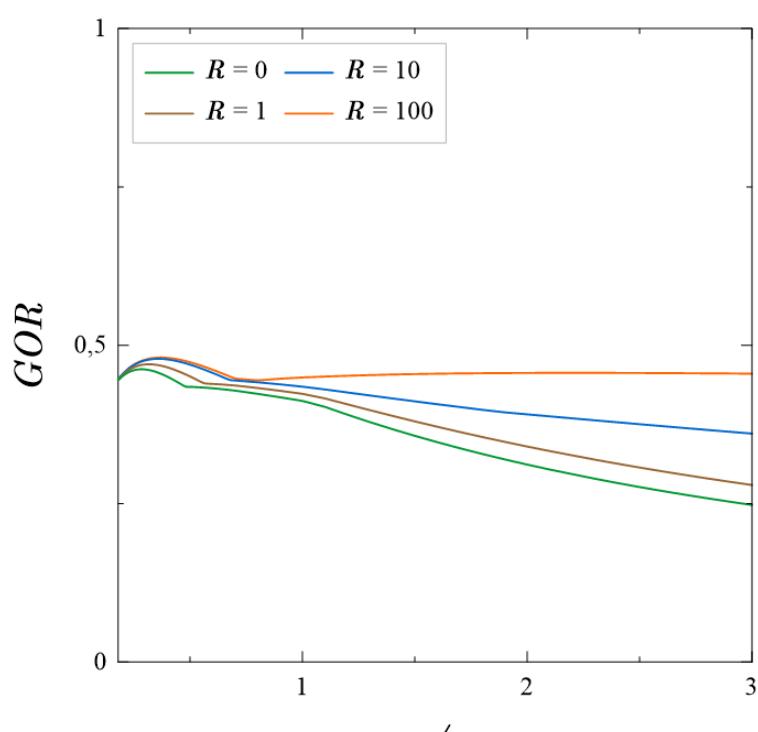


(b)

Figura 5.10: (a)  $GOR$  e razão de recuperação  $r$ , e (b) produção total de água e área de membrana, como funções da razão de reciclo  $R$ .



(a)



(b)

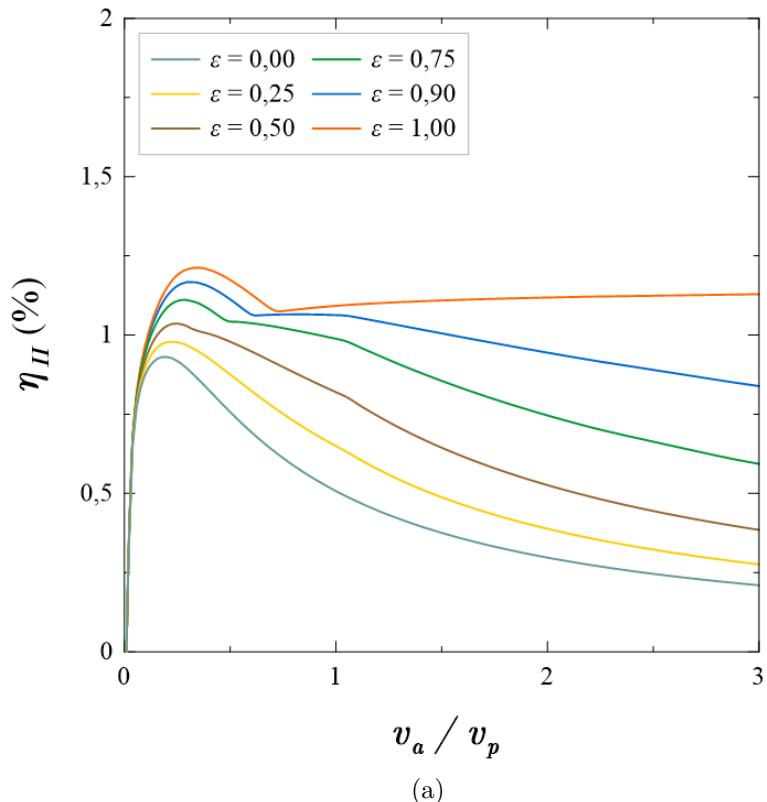
Figura 5.11:  $GOR$  como função da razão de vazões  $v_a/v_p$  para diferentes valores de razão de reciclo  $R$  com (a)  $\varepsilon=0$  e (b)  $\varepsilon=0,75$ .

### 5.3 Análise Exergética

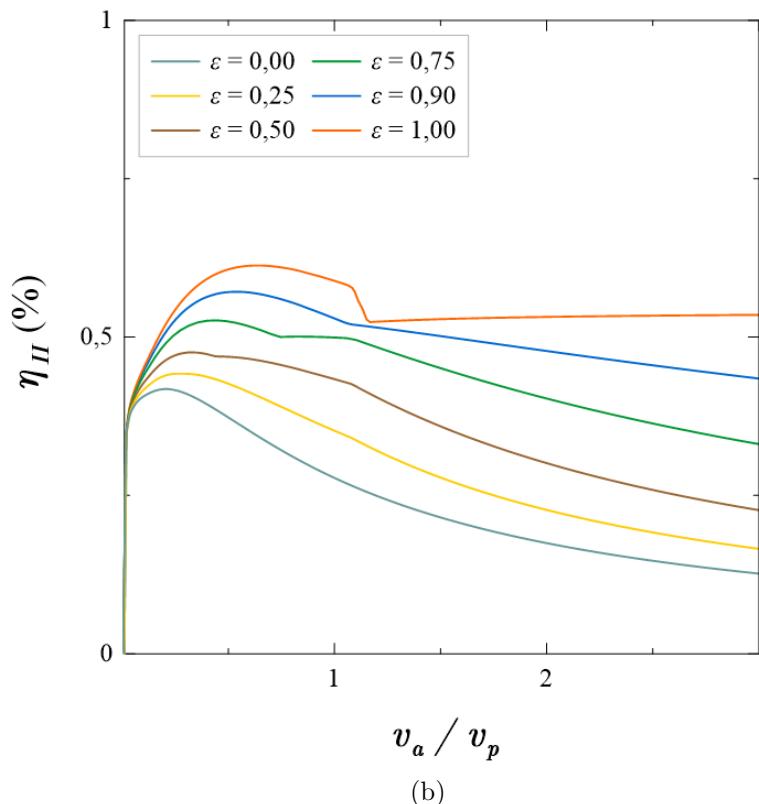
Foi realizada uma análise da eficiência da segunda lei para o sistema. A Figura 5.12 apresenta a eficiência  $\eta_{II}$  em função da razão de vazões  $v_a/v_p$  para diferentes efetividades de recuperação de calor e considerando dois cenários: (i) com extração de vapor no ponto 1 (Figura 5.12a), e (ii) com extração de vapor no ponto 2 (Figura 5.12b). Como pode ser visto na Figura 5.12,  $\eta_{II}$  apresenta uma correlação direta com o  $GOR$ , que é apresentado na Figura 5.4. Essa correlação ocorre porque, para uma quantidade fixa de vapor extraído do SMR, considerando que as temperaturas de entrada da alimentação e do permeado são fixas e independentes de  $v_a/v_p$  e de  $\varepsilon$ , o valor do calor mínimo absoluto  $Q_{min}$  (Equação 4.107) é o mesmo. Portanto, a variação do  $GOR$  em função de  $v_a/v_p$  e  $\varepsilon$  é inversamente proporcional à variação do calor de separação  $Q_{sep}$ , que corresponde à entalpia de condensação do vapor, e diretamente proporcional à variação da eficiência da segunda lei  $\eta_{II}$ .

Ao comparar diferentes condições de extração de vapor (Figuras 5.12a e 5.12b), foi observado que a extração de vapor no ponto 2, apesar de promover o aumento do  $GOR$  em relação à extração no ponto 1, o efeito sobre a eficiência da segunda lei foi de redução. Na Figura 5.12a, a eficiência da segunda lei atinge um valor máximo de 1,21 %, para  $\varepsilon = 1$ , e na Figura 5.12b, um valor máximo de 0,62 %, para a mesma efetividade de recuperação de calor  $\varepsilon = 1$ . Esses resultados mostram que a extração de vapor de maior exergia, no ponto 2, não se refletiu em um aumento da eficiência da segunda lei. Isso porque as irreversibilidades do sistema aumentaram em uma proporção maior que o aumento da exergia da fonte quente. Esses resultados estão em concordância com outros estudos sobre a MD [43–45], que mostram que o consumo exergético específico tende a aumentar com a temperatura da fonte quente, principalmente para temperaturas mais elevadas, acima de 60 °C. Para a extração de vapores de mais alta pressão, tecnologias de separação em multiestágios são normalmente mais apropriadas, pois são capazes de aproveitar melhor o gradiente térmico ao longo dos múltiplos estágios.

Os resultados da análise exergética mostraram que existe uma ampla margem de melhorias que podem ser aplicadas futuramente ao processo no sentido de reduzir as irreversibilidades. Além disso, foi reforçada a importância de duas considerações feitas nesta pesquisa: (i) o  $GOR$ , que apresenta correlação direta com a eficiência da segunda lei  $\eta_{II}$ , é uma variável ideal para a otimização já que reflete tanto a eficiência da primeira lei quanto da segunda lei para o sistema, e (ii) a extração de vapores de mais alta exergia, como vapores de média e alta pressão, não são desejáveis, já que a tendência do sistema é de redução de  $\eta_{II}$  com o aumento da exergia da fonte térmica.



(a)



(b)

Figura 5.12:  $\eta_{II}$  como função da razão de vazões  $v_a/v_p$  para diferentes valores de efetividade  $\varepsilon$  para (a)  $R=0$  e extração de vapor no ponto 1, e (b)  $R=0$  e extração de vapor no ponto 2.

## 5.4 Otimização dos parâmetros da planta

Como foi mencionado na Seção 4.2.1.9, neste estudo, a otimização da planta de dessalinização foi feita considerando as duas abordagens: (i) otimização univariada e (ii) otimização multivariada. Em ambas as análises, as configurações da planta DCMD derivam da mesma configuração base, considerando valores de efetividade de recuperação de calor e de razão de reciclo fixos ( $\varepsilon = 0,75$ ,  $R = 100$ ). Dentre os quatro parâmetros mais relevantes identificados na análise factorial, a porosidade da membrana  $\phi_m$  não foi incluída nas análises de otimização, pois a membrana da configuração base já apresenta uma porosidade relativamente alta ( $\phi_m = 0,85$ ) em comparação com outras membranas comerciais.

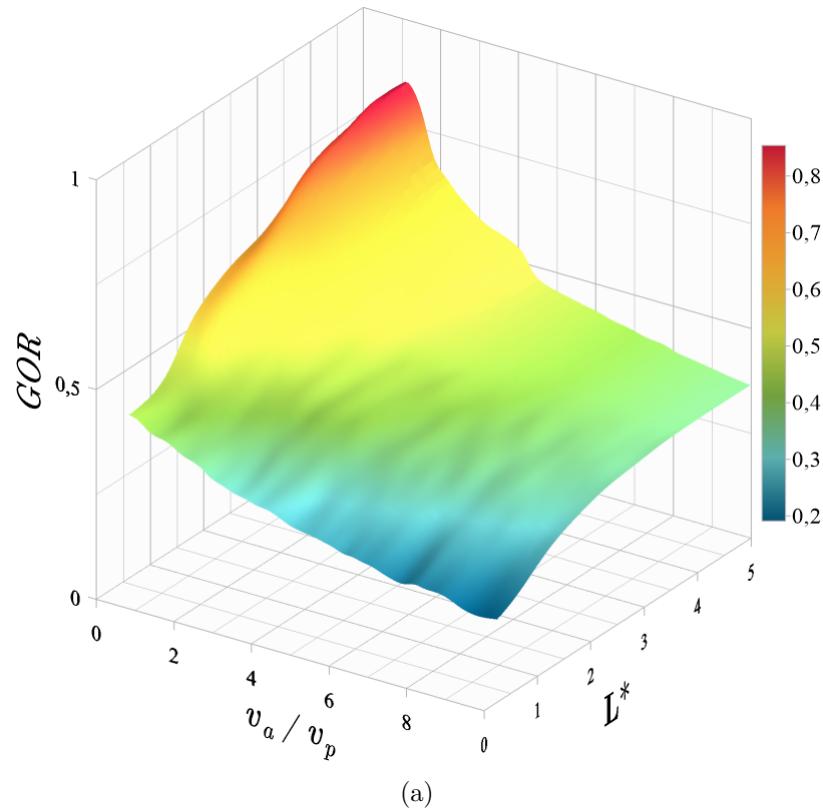
### 5.4.1 Otimização univariada

Na análise univariada, as superfícies de resposta obtidas para as funções objetivo  $GOR$  e  $A_m$  são apresentadas na Fig. 5.13, para a planta com extração total de vapor no ponto 1, e na Fig. 5.14, para a planta com extração total no ponto 2. Foram considerados os seguintes intervalos de variação dos parâmetros: (i) razão de vazões  $v_a/v_p$  variando de 0,5 a 10 e (ii) comprimento adimensional do módulo  $L^*$  variando de 0,25 a 5,0 na planta com extração no ponto 1 e de 0,25 a 7,0 na planta com extração no ponto 2.

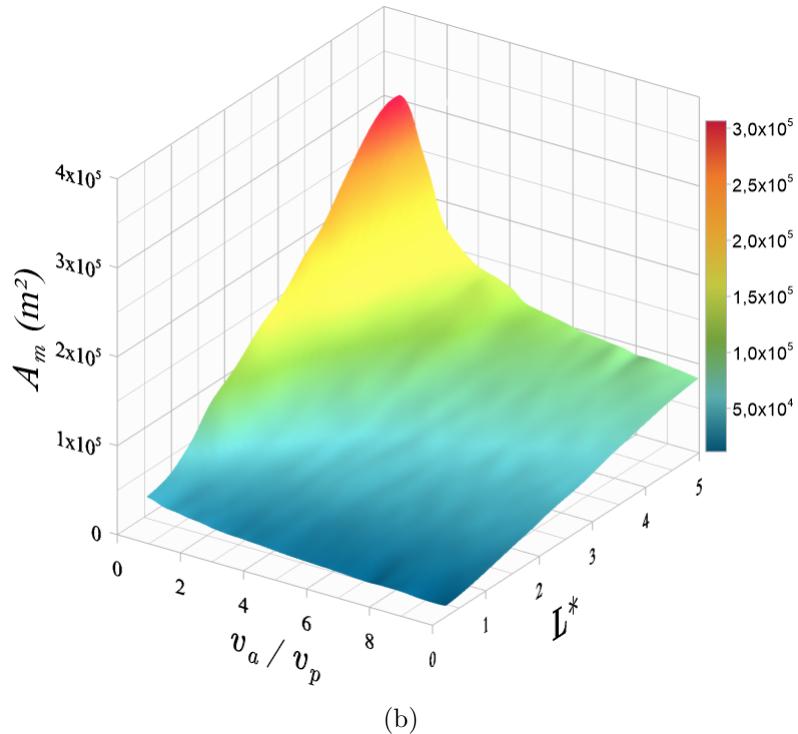
A Figura 5.14 revela que a extração de vapor no ponto 2 possibilitou um aumento do  $GOR$  e uma diminuição da área total de membrana  $A_m$  em comparação com a extração no ponto 1 (Figura 5.13). Esse efeito é atribuído principalmente ao aumento da força motriz do processo, decorrente do acréscimo na temperatura de entrada da alimentação do módulo de DCMD.

Para ambas as plantas (com extração nos pontos 1 e 2) observou-se que módulos mais longos operando em menores razões de vazões apresentaram maiores valores de  $GOR$ . Quando a recuperação de calor e o reciclo da alimentação são considerados simultaneamente, o efeito do comprimento do módulo assume um comportamento mais complexo do que aquele apresentado na Fig. 5.8, que trata do caso sem reciclo e sem recuperação de calor ( $R = 0$ ,  $\varepsilon = 0$ ). O pico do  $GOR$  nas Figuras 5.13 e 5.14 ocorre porque, para módulos mais longos operando a baixas razões de vazões, o calor é recuperado exclusivamente da corrente de saída de permeado, isto é, quando  $q_{hx2} = 0$ . Por outro lado, para as demais configurações, o calor é recuperado exclusivamente da corrente de saída da alimentação (quando  $q_{hx1} = 0$ ), o que já era realizado pelo reciclo, presente em todas as configurações estudadas. O pico do  $GOR$  ocorre na região onde a razão de vazões  $v_a/v_p \approx 1$ , coincidindo com o ponto de onde a recuperação de calor é máxima.

Além disso, as funções objetivo,  $GOR$  e a área de membrana  $A_m$ , apresentam

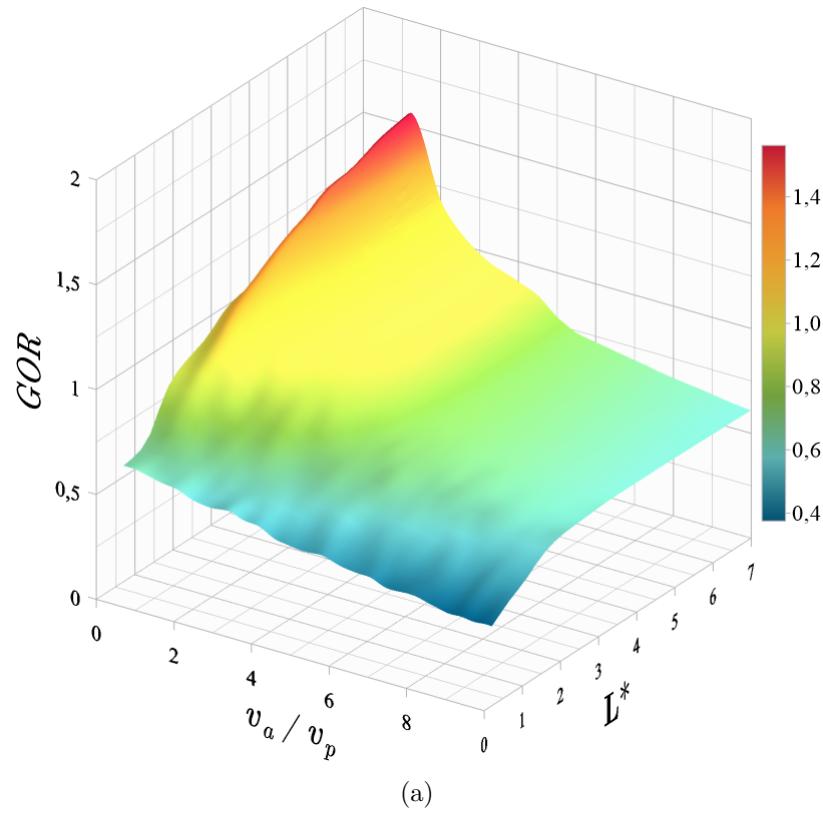


(a)

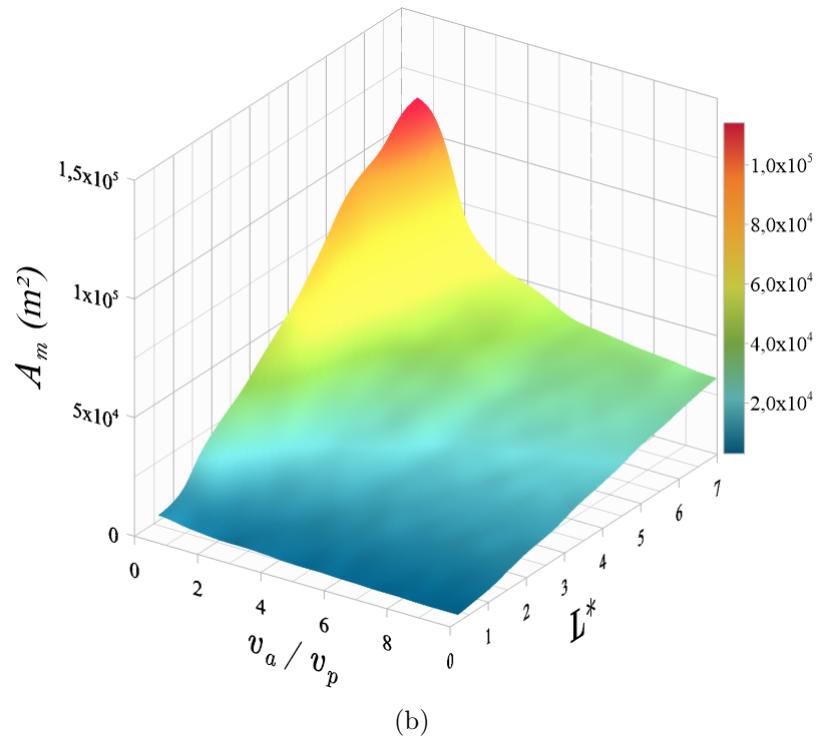


(b)

Figura 5.13: Superfícies de resposta para (a) o  $GOR$  e (b) a área total da membrana  $A_m$ , como funções da razão de vazões  $v_a/v_p$  e do comprimento adimensional do módulo  $L^*$ , considerando a planta com extração total no ponto 1, com  $\varepsilon = 0,75$ ;  $R = 100$ ;  $0,5 < v_a/v_p < 10$ ;  $0,25 < L^* < 5,0$ .



(a)



(b)

Figura 5.14: Superfícies de resposta para (a) o  $GOR$  e (b) a área total da membrana  $A_m$ , como funções da razão de velocidade superficial  $v_a/v_p$  e do comprimento adimensional do módulo  $L^*$ , considerando a planta com extração total no ponto 2, com  $\varepsilon = 0,75$ ;  $R = 100$ ;  $0,5 < v_a/v_p < 10$ ;  $0,25 < L^* < 7,0$ .

máximos e mínimos aproximadamente coincidentes, reforçando a hipótese de que a otimização multivariada é a abordagem mais adequada para o problema. Portanto, a simultânea maximização do  $GOR$  e minimização da  $A_m$  devem levar em consideração a importância relativa de cada uma das funções objetivo no projeto da planta de DCMD.

#### 5.4.2 Otimização multivariada

A análise de otimização multivariada manteve os mesmos parâmetros fixos e variáveis da análise univariada, com a inclusão de um parâmetro adicional: o raio interno da fibra oca  $r_{fi}$ , expresso em sua forma adimensional  $r_{fi}^*$ , variando de 1,0 a 2,0. Na Fig. 5.15, são apresentados os valores de  $GOR$  e  $A_m$  para um conjunto de 10.000 pontos operacionais, distribuídos igualmente para as duas diferentes configurações de planta: (i) com extração total no ponto 1 e (ii) com extração total no ponto 2.

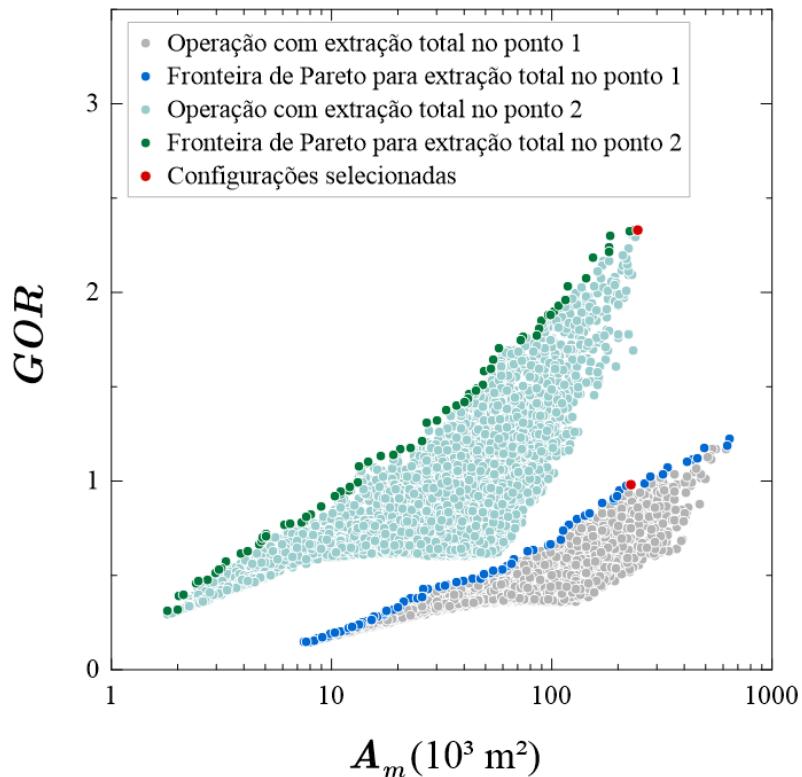


Figura 5.15:  $GOR$  em função da área da membrana  $A_m$  para diferentes configurações da planta, com  $\varepsilon = 0,75$ ;  $R = 100$ ;  $0,5 < v_a/v_p < 10$ ;  $1,0 < r_{fi} < 2,0$ ;  $0,25 < L^* < 5,0$  (para a planta com extração total no ponto 1);  $0,25 < L^* < 7,0$  (para a planta com extração total no ponto 2).

Pode ser observado na Fig. 5.15 que o domínio paramétrico estudado nesta tese abrange uma ampla faixa de valores de  $GOR$  e  $A_m$ . O projeto da planta deve levar em consideração o peso atribuído a cada uma das funções objetivo: o  $GOR$  (direta-

mente relacionado à produção total de água) e a área total de membrana  $A_m$  exigida pelo módulo de DCMD. Na análise apresentada nesta tese, as configurações otimizadas considerando simultaneamente as duas funções objetivo são representadas pelas fronteiras de Pareto, indicadas na Fig. 5.15.

Neste estudo, duas configurações de planta foram selecionadas (pontos vermelhos na Fig. 5.15) para investigação detalhada. Os critérios de seleção utilizados foram: (i) maximização do  $GOR$  na planta com extração no ponto 2 e (ii) maximização do  $GOR$  na planta com extração no ponto 1, impondo a restrição de que a área de membrana  $A_m$  da planta com extração no ponto 1 não excedesse àquela da planta com extração de vapor no ponto 2.

Essa restrição foi adotada devido aos altos valores de  $A_m$  observados na planta com recuperação de calor residual, chegando a  $700.000\text{ m}^2$  dentro do intervalo de parâmetros estudados, o que tornaria o processo inviável. Embora a seleção adotada neste estudo seja apenas um exemplo de aplicação, os critérios adotados se basearam em duas hipóteses: (i) o  $GOR$  é um fator mais crítico na planta com extração de vapor no ponto 2, pois parte da potência útil do reator é perdida nesta aplicação, e (ii) a área total de membrana  $A_m$  é mais relevante na planta com extração no ponto 1, devido aos menores fluxos de destilado observados e à consequente demanda por áreas de membrana extremamente altas.

Os principais parâmetros e variáveis de desempenho das configurações selecionadas (representadas pelas Plantas 1 e 5) encontram-se listados na Tabela 5.4. Nessa Tabela também são apresentadas três plantas com extração simultânea de vapor nos pontos 1 e 2 (Plantas 2, 3 e 4), considerando diferentes níveis de extração no ponto 2 ( $w_{P2} = 25\%, 50\% \text{ e } 75\%$ ), representando a produção combinada das duas configurações selecionadas para diferentes níveis de extração em cada ponto.

Conforme indicado na Tabela 5.4, a extração parcial de vapor na turbina, isto é, a extração simultânea nos pontos 1 e 2 do circuito secundário, surge como uma alternativa para balancear as vantagens e desvantagens individuais das Plantas 1 e 5, que representam a extração total nos pontos 1 e 2, respectivamente. A produção total de água  $P$  é mais elevada na Planta 5, enquanto a perda de potência elétrica do reator  $W_{perd}$  é mais alta. Por outro lado, para a Planta 1,  $W_{perd}$  é nulo, porém a produção é menor. As Plantas 2, 3 e 4, com extração parcial de vapor, apresentam valores intermediários tanto de produção quanto de perda de potência. O volume total dos módulos de DCMD não varia muito para as plantas apresentadas na Tabela 5.4, pois, como pode ser visto na Figura 5.15, as áreas totais de membrana  $A_m$  das configurações selecionadas na otimização são próximas. Apesar disso, a Planta 5 possui o maior módulo DCMD, com um volume de  $222,6\text{ m}^3$ , o que equivale a cerca de 59% do volume de um único módulo do reator NuScale ( $380\text{ m}^3$ ).

Na certificação de projeto do NuScale, a demanda de água de resfriamento no

Tabela 5.4: Resumo das configurações estudadas.

<b>Planta</b>	<b>1</b>	<b>2</b>	<b>3</b>	<b>4</b>	<b>5</b>
$w_{P2}$	0%	25%	50%	75%	100%
$L$ (mm)	1,009	-*	-*	-*	3,104
$v_a/v_p$	1,08	-*	-*	-*	1,05
$r_{fi}$ (mm)	0,88	-*	-*	-*	0,86
$GOR$	0,98	1,29	1,60	1,91	2,22
$\bar{j}_{A,r}$ (kg/m <sup>2</sup> h)	0,79	1,02	1,24	1,47	1,69
$P$ (m <sup>3</sup> /d)	3.809,8	5.063,1	6.316,4	7.569,7	8.832,0
$A_m$ (m <sup>2</sup> )	229.151	233.576	238.002	242.427	246.852
$V$ (m <sup>3</sup> )	203,7	208,4	213,1	217,9	222,6
$r$ (%)	65,2	69,4	73,6	77,7	81,9
$SEC$ (kJ/kg)	2.346,9	1.782,9	1.437,5	1.204,2	1.036,0
$SEC$ (kWh/m <sup>3</sup> )	651,9	495,2	399,3	334,5	287,8
$Q_{a-e}$ (m <sup>3</sup> /d)	5.843,2	7.074,5	8.305,7	9.537,0	10.768,2
$W_b$ (kW)	469,8	557,9	646,0	734,1	822,2
$W_{perd}$ (MWe)	0	0,57	1,14	1,71	2,28
$CC_{tot}$ (\$/m <sup>3</sup> )	6,26	5,14	4,02	2,90	1,78
$OC_{tot}$ (\$/m <sup>3</sup> )	3,93	3,50	3,07	2,64	2,20
$WPC$ (\$/m <sup>3</sup> )	10,19	8,64	7,09	5,54	3,98

condensador é de  $2,3 \text{ m}^3/\text{s}$  quando o reator opera à potência nominal de 50 MWe. Essa vazão corresponde a aproximadamente  $198.720 \text{ m}^3/\text{dia}$ . Embora não estejam disponíveis dados específicos sobre a perda de carga do sistema terciário do reator, a comparação com a planta DCMD revela uma taxa de captação de alimentação significativamente menor, em torno de  $10.768 \text{ m}^3/\text{dia}$ . Isto se deve à elevada taxa de reciclo adotada nas plantas otimizadas ( $R=100$ ). Por esse motivo, ainda que a vazão de alimentação seja baixa, a vazão de circulação da planta é elevada, o que reflete na potência de bombeamento substancial das configurações de planta apresentadas na Tabela 5.4, podendo alcançar até  $822,2 \text{ kW}$ , como no caso da Planta 5.

Foi observado que a extração de vapor no ponto 2 foi capaz de reduzir o consumo específico de energia  $SEC$  consideravelmente. Enquanto na Planta 1, o  $SEC$  foi de  $2.346,9 \text{ kJ/kg}$ , na Planta 5 o  $SEC$  foi de  $1.036,0 \text{ kJ/kg}$ , representando uma redução de 55,8 %. A razão de recuperação  $r$  também apresentou uma elevação com a extração de vapor no ponto 2. Isso se deve principalmente ao maior fluxo mássico de destilado da planta com extração no ponto 2, que contribui para uma maior recuperação.

A análise de custos revelou que a extração de vapor no ponto 2 resultou em uma redução do  $WPC$ , mesmo com o efeito negativo da perda de potência do reator, que foi contabilizado no cálculo do  $WPC$ . Esse resultado pode ser atribuído principalmente à redução dos custos de capital e ao aumento da produção de água das plantas com extração de vapor no ponto 2. Os menores custos de capital associados às plantas com extração de vapor no ponto 2 foram influenciados principalmente pelo menor tamanho dos trocadores de calor, pelo maior volume de produção de destilado e pela maior razão de recuperação. Embora não tenha sido realizada uma análise de sensibilidade dos parâmetros econômicos, como os custos da eletricidade e dos equipamentos, os resultados sugerem que a extração de vapor de baixa pressão da turbina pode ser uma alternativa viável para reduzir o custo de produção de água.

A Figura 5.16 apresenta a relação entre a potência elétrica  $W_e$  e a produção de água dessalinizada  $P$  para o acoplamento proposto com DCMD, considerando diferentes níveis de extração ( $0 \leq w_{P2} \leq 100\%$ ). A Figura 5.16 também apresenta uma comparação com outros acoplamentos utilizando o mesmo reator (módulo de 50 MWe do NuScale) e diferentes tecnologias de dessalinização, conforme os resultados reportados por Ingersoll *et al.* [10]. Apesar do menor patamar de produção de água, o acoplamento com DCMD apresentou uma perda de potência elétrica por unidade de massa de água destilada inferior em relação a tecnologias como MED e MSF, que operam com extrações de vapor de média (MP) e baixa pressão (LP). Embora existam diferenças, como a temperatura e a pressão do vapor extraído e o esquema de acoplamento, os resultados sugerem qualitativamente que a DCMD

pode ser uma alternativa competitiva e viável para dessalinização utilizando calor rejeitado e extração de vapor de baixa exergia, especialmente em cenários onde a demanda por água dessalinizada é baixa e quando o principal propósito do reator é a produção de energia elétrica.

Por fim, vale destacar que as extrações de água líquida dos estágios finais da turbina, embora constituam uma fonte adicional de calor rejeitado, foram desconsideradas neste estudo devido à baixa contribuição de calor sensível para a produção total de destilado, em geral inferior a 1 % em comparação com o calor latente disponibilizado pelo vapor.

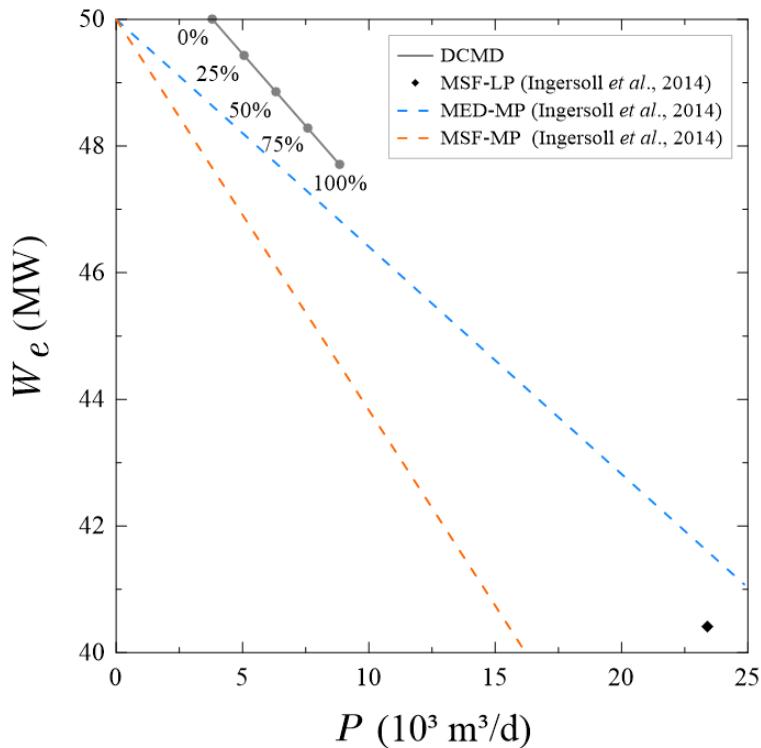


Figura 5.16: Potência elétrica  $W_e$  em função da produção total de água destilada  $P$  para o acoplamento proposto com DCMD e para o acoplamento com outras tecnologias de dessalinização (Ingersoll *et al.* [10]).

## 5.5 Acoplamento com planta híbrida de RO e DCMD

Como descrito na Seção 4.2.3, no estudo da planta híbrida RO + DCMD, foi considerado um cenário de produção fixa na planta de RO, correspondente à vazão de 300.000  $\text{m}^3/\text{d}$  de água dessalinizada, como foi apresentado no estudo de verificação (Tabelas 5.1 e 5.2). Esta produção apresenta uma demanda por energia elétrica de 43,7 MW de acordo com a simulação realizada neste trabalho, e uma demanda de

50,0 MW de acordo com Ingersoll *et al.* [10]. Estes valores correspondem a 87,4% e 100%, respectivamente, da potência elétrica de um único núcleo do NuScale. Esta produção representa, portanto, um reator totalmente, ou quase totalmente dedicado à dessalinização. Por outro lado, devido à natureza elétrica da força motriz utilizada na RO, o ciclo de potência do reator permanece inalterado, apresentando portanto a mesma quantidade de calor rejeitado que no caso do acoplamento simples do reator com DCMD. O objetivo da configuração de planta híbrida estudada é portanto a utilização do calor rejeitado pelo reator para incrementar a produção de água da planta via DCMD e promover uma maior recuperação da água do efluente da RO, reduzindo o volume da salmoura produzida.

Na Figura 5.17 é apresentada a vazão de alimentação da planta de DCMD em função da razão de reciclo da planta de DCMD para duas diferentes razões de vazões ( $v_a/v_p = 1$  e  $3$ ). Nesta análise, a efetividade da recuperação de calor foi mantida fixa ( $\varepsilon = 0,75$ ). Na Figura também são representadas as vazões de alimentação da planta correspondentes aos diferentes valores de BDR ( $1,0; 0,5; 0,25; 0,1$ ). A interseção entre as retas de BDR e as curvas do sistema são denominadas pontos de operação (de 1 a 7). Estes pontos representam as configurações necessárias da planta de DCMD, em termos de reciclo e razão de vazões, para que uma determinada vazão de efluente da RO seja processada pela planta de DCMD. Como pode ser observado na Figura, o aumento da razão  $v_a/v_p$  implica em uma maior vazão de alimentação  $Q_{a-e}$ , permitindo que uma maior razão de reciclo seja utilizada na planta de DCMD.

Na Tabela 5.5, são apresentados os parâmetros e os principais resultados obtidos pelo modelo de acoplamento híbrido desenvolvido. Como esperado, os valores de *GOR* para  $v_a/v_p = 1$  apresentaram uma tendência a serem mais elevados, enquanto para  $v_a/v_p = 3$ , os valores de *GOR* aumentam à medida que a razão de reciclo cresce, em correlação com a redução da *BDR*. No que diz respeito à recuperação de água, nota-se que a redução da *BDR* aumenta a razão de recuperação da DCMD, embora o efeito sobre a razão de recuperação global do processo seja bem menos pronunciado, especialmente para o caso no qual  $v_a/v_p = 1$ , onde praticamente não foi observada alteração na razão de recuperação global da planta híbrida. Este efeito se dá devido à compensação entre dois efeitos contrários: o aumento da razão de recuperação da DCMD e a redução da alimentação da planta de DCMD, resultando em um aumento líquido modesto da recuperação de água, para  $v_a/v_p = 3$ , ou em nenhum aumento significativo, para  $v_a/v_p = 1$ .

Uma observação importante que pode ser feita a respeito da Tabela 5.5 é a comparação entre os pontos de operação com o mesmo BDR, por exemplo 1 e 5, 2 e 6, 3 e 7. Uma tendência geral foi observada no sentido que a redução da produção decorrente do aumento da razão de vazões  $v_a/v_p$  é consideravelmente menor que o decréscimo da área de membrana  $A_m$  do módulo. Por exemplo, comparando os

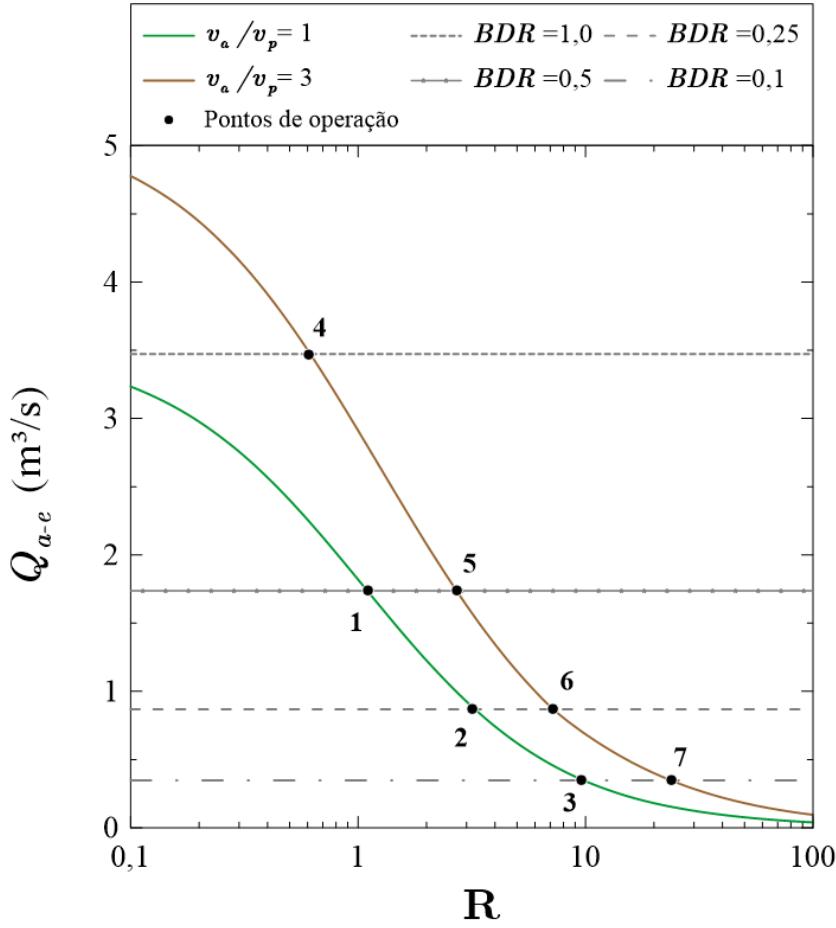


Figura 5.17: Vazão de alimentação da planta de DCMD  $Q_{a-e}$  em função da razão de reciclo para diferentes valores de razão de vazões  $v_a/v_p$  e razões de divisão da salmoura  $BDR$ , considerando  $\varepsilon = 0,75$ .

pontos de operação 3 e 7, a produção diminuiu de 1634,6 para 1560,2 m<sup>3</sup>/d, representando um decréscimo de 4,55%. Por outro lado, a área de membrana diminuiu de 49.697,6 para 37.729,3 m<sup>2</sup>, uma redução de 24%. Este resultado indica que o aumento da razão de vazões  $v_a/v_p$  permite a operação com uma razão de reciclo mais elevada, reduzindo a área de membrana causando uma perda em proporção substancialmente menor na produção de água.

Por fim, os resultados indicaram que o acoplamento híbrido com RO + DCMD utilizando calor rejeitado pelo reator foi capaz de elevar a produção total do acoplamento com RO em uma faixa de 0,34 a 0,54%, considerando os parâmetros da planta investigados na Figura 5.17 e Tabela 5.5, resultando em um incremento da recuperação de água global da planta entre 0,17 a 0,27%. Neste estudo, entretanto, foi considerada uma vazão de produção de RO elevada. Porém, como pode ser visto na Tabela 5.5, caso a produção da planta de RO fosse menor, o acoplamento com DCMD poderia fornecer uma recuperação adicional mais significativa. Por exemplo, para uma planta de RO que produz 30.000 m<sup>3</sup>/d de água dessalinizada, a integração

Tabela 5.5: Parâmetros e resultados obtidos para diferentes configurações de plantas híbridas e diferentes pontos de operação.

Ponto	1	2	3	4	5	6	7
$v_a/v_p$	1	1	1	3	3	3	3
$\varepsilon$	0,75	0,75	0,75	0,75	0,75	0,75	0,75
BDR	0,5	0,3	0,1	1,0	0,5	0,3	0,1
$Q_{a-e}$ (m <sup>3</sup> /s)	1,74	0,87	0,35	3,47	1,74	0,87	0,35
$R$	1,10	3,19	9,58	0,61	2,72	7,19	23,80
$GOR_{DCMD}$	0,40	0,41	0,41	0,26	0,30	0,33	0,39
$A_{m,DCMD}$ (m <sup>2</sup> )	48.324,7	49.108,6	49.697,6	24.728,8	28.430,3	31.424,1	37.729,3
$P_{RO}$ (m <sup>3</sup> /d)	300.000,0	300.000,0	300.000,0	300.000,0	300.000,0	300.000,0	300.000,0
$P_{DCMD}$ (m <sup>3</sup> /d)	1.597,8	1.621,0	1.634,6	1.025,7	1.178,5	1.301,2	1.560,2
$P_{global}$ (m <sup>3</sup> /d)	301.597,8	301.621,0	301.634,6	301.025,7	301.178,5	301.301,2	301.560,2
$r_{RO}$	50%	50%	50%	50%	50%	50%	50%
$r_{DCMD}$	1,08%	2,16%	5,44%	0,35%	0,80%	1,76%	5,34%
$r_{global}$	50,27%	50,27%	50,27%	50,17%	50,20%	50,22%	50,27%

com DCMD seria capaz de fornecer uma recuperação adicional de até 5,44%, aumentando a produção global da planta proporcionalmente a este mesmo fator, como evidenciado na Tabela 5.5 para  $BDR = 0,1$ .

Os resultados obtidos para o acoplamento híbrido RO + DCMD indicam tendências semelhantes às observadas no acoplamento simples com DCMD, sugerindo que a integração do SMR com DCMD pode ser uma alternativa viável em cenários de menor demanda de produção de água, especialmente quando a geração de energia elétrica constitui o principal objetivo do reator.

## 5.6 Discussões gerais

Esta seção apresenta uma discussão geral e concisa abordando aspectos dos problemas físicos investigados e do modelo adotado.

### 5.6.1 Problemas físicos

Foram estudados dois tipos de acoplamento com o SMR: (i) com planta de DCMD e (ii) com planta híbrida de RO + DCMD.

Em ambas as aplicações, foi considerado o acoplamento direto entre o circuito secundário do SMR e a planta de DCMD. No caso do acoplamento híbrido, foi considerada a alimentação da planta de RO pela energia elétrica gerada pelo próprio

SMR, embora a análise se aplique ao cenário na qual a eletricidade seja fornecida por uma fonte externa.

Uma discussão importante é sobre a hipótese do acoplamento direto. Como foi mencionado na Seção 3.1, a maioria dos acoplamento estudados entre reatores nucleares e plantas de dessalinização levaram em consideração o acoplamento indireto, isto é, com circuito intermediário. O principal motivo para esta configuração de acoplamento é a segurança, pois em um acoplamento indireto há uma barreira adicional de proteção contra vazamentos, tanto da planta de dessalinização para o SMR quanto o inverso. O acoplamento indireto é muito comum na literatura, pois a maioria das aplicações estudadas envolve a extração de vapor de média ou alta pressão. Neste caso, existe um maior risco de vazamento de vapor do circuito secundário do SMR para a planta de dessalinização. Entretanto, no caso do acoplamento proposto nesta tese, duas situações favorecem o acoplamento direto ao invés do indireto: (i) extração de vapor de baixa pressão (LP) do circuito secundário do SMR (abaixo da pressão atmosférica de operação da planta de DCMD), mitigando portanto o risco de vazamento do circuito secundário para a planta de dessalinização, e (ii) a baixa eficiência térmica da DCMD. Ao contrário da maioria dos acoplamentos térmicos estudados na literatura, que utilizam tecnologias de alta eficiência térmica (tipicamente envolvendo operações em multiestágios, como MSF e MED), no caso da MD, um circuito intermediário implicaria em uma maior diferença de temperatura mínima entre o vapor extraído e a alimentação salina da planta de MD. Essa condição resultaria em uma perda de eficiência significativa no processo e por este motivo, considerou-se o acoplamento direto como ideal para as aplicações desenvolvidas nesta tese.

Devido à configuração de acoplamento direto estudada, à efetividade relativamente alta ( $\varepsilon = 0,75$ ) requerida pelos trocadores de calor e às elevadas áreas de troca térmica, especialmente no caso da recuperação de calor rejeitado, recomenda-se o uso de trocadores de calor compactos, como de placas, de tubos de calor, ou do tipo PCHE. Esses trocadores podem ser empregados tanto como condensadores de acoplamento, quanto como recuperadores de calor na planta de DCMD, embora os do tipo PCHE sejam ideais para o condensador de acoplamento. Além de serem ideais para aplicações que envolvem recuperação de calor rejeitado [125], os trocadores do tipo PCHE oferecem uma segurança maior contra vazamentos, pois apresentam maior resistência mecânica que os trocadores de calor convencionais, além de uma seção transversal de escoamento muito menor por canal (da ordem de 1/100 em comparação com trocadores tradicionais), minimizando substancialmente a gravidade de um potencial vazamento [72].

No que diz respeito ao módulo de DCMD, embora a investigação nesta tese tenha sido realizada partindo de um módulo laboratorial, foi observado que os parâmetros

de construção, as características da membrana e as condições operacionais são comparáveis aos encontrados em módulos comerciais de DCMD do tipo fibras oca [126, 127]. Contudo, foi observada uma diferença significativa: os referidos módulos comerciais são projetados para um fluxo de destilado consideravelmente maior do que os valores obtidos para as configurações otimizadas apresentadas nesta tese, que variam em média de 3 a 6 kg/m<sup>2</sup>h, em contraste com a faixa de 1 a 2 kg/m<sup>2</sup>h estudada. Além disso, observou-se que esses módulos comerciais apresentam uma faixa de valores de GOR mais baixa (tipicamente abaixo de 0,2, desconsiderando a recuperação de calor, que é externa ao módulo). Isso sugere que, na maioria das aplicações industriais, o tamanho do módulo, e a área total da membrana sejam mais importantes do que o consumo energético da MD, embora seja possível ajustar os parâmetros operacionais dos módulos conforme as necessidades específicas de cada aplicação.

Por fim, a representação do módulo de DCMD adotada nesta tese, como um único grande módulo, foi uma escolha feita para simplificar a análise da planta de dessalinização. No entanto, a mesma quantidade de destilado poderia ser produzida utilizando uma bateria de módulos menores, dispostos em paralelo e operando com as mesmas propriedades intensivas e extensivas do módulo único estudado (exceto  $r_c$  e  $N_f$ ), incluindo o comprimento do módulo e os gradientes térmicos e de concentração. Dessa forma, os perfis térmicos ao longo dos módulos permanecem equivalentes, garantindo que o comportamento da transferência de calor e massa não seja alterado. A principal diferença entre os arranjos reside no fato de que, ao se utilizar uma bateria de módulos, a razão entre a área do casco e o volume do módulo aumenta, resultando em um incremento na perda de carga à medida que mais módulos são combinados em paralelo.

### 5.6.2 Modelo físico-matemático

O modelo físico-matemático desenvolvido para a representação do módulo de DCMD apresentou resultados em concordância com a literatura, tanto para o fluxo mássico de destilado do módulo quanto para a perda de carga. Foi observada uma pequena discrepância na predição do fluxo mássico de destilado para altas temperaturas e uma discrepância significativa na predição da perda de carga do escoamento no casco que compõe o módulo de DCMD. Neste último caso, o modelo subestimou a perda de carga, e essa discrepância foi atribuída à formação de vórtices e recirculações no casco. Presume-se que essa perda de carga adicional possa ser minimizada na prática por meio de alterações geométricas no módulo de DCMD, como o uso de defletores, otimização dos bocais, dentre outras. Por esse motivo, além da simplicidade e da adoção desse modelo simplificado de perda de carga por outros

autores, ele foi considerado satisfatório para a aplicação estudada.

Foi observado que o fenômeno da polarização da concentração foi desprezível em todas as configurações de módulo estudadas, incluindo aquelas utilizadas no acoplamento híbrido, onde a salinidade é mais alta. O maior coeficiente de polarização médio da membrana (*CPC*) observado em todas as configurações de acoplamento estudadas nesta tese, incluindo acoplamentos simples e híbridos, foi de 1,007. Esses valores estão de acordo com outros estudos teóricos e experimentais sobre a DCMD, nos quais o efeito da polarização da concentração foi considerado desprezível, mesmo em aplicações próximas ao limite de saturação da solução [53, 59, 99].

Com relação à simplificação adotada nas Eqs. 4.43 e 4.44, nas quais o termo da energia devido ao fluxo mássico de destilado foi desprezado, observou-se que este termo, presente nas Eqs. 4.45 e 4.46 apresentou uma contribuição inferior a 3,2% na variação total da temperatura das fases ao longo do módulo considerando o caso limite no qual a vazão mássica total de destilado ao longo do módulo é mais elevada dentre os casos estudados nesta tese, isto é, para a planta com extração total de vapor no ponto 2, com  $v_a/v_p = 10$ ,  $L^* = 7$ ,  $r_{fi}^* = 2,0$ ,  $R = 100$  e  $\varepsilon = 0,75$ . Portanto, esta simplificação do modelo foi considerada válida para o domínio paramétrico estudado nesta tese.

No que diz respeito à implementação do modelo no Wolfram Mathematica, o tempo computacional variou significativamente entre as simulações. De modo geral, o comprimento do módulo foi a variável mais crítica nesse aspecto, pois módulos mais longos exigiram um maior tempo de processamento. Apesar disso, o tempo computacional necessário para rodar o modelo foi considerado moderado. Para ilustrar isso, a otimização completa do modelo levou aproximadamente 65 horas em um computador equipado com um processador Intel Core i9-9900K, 32 GB de memória RAM, SSD de 512 GB e sistema operacional Windows 10. Além disso, para otimização do tempo computacional, foi utilizada a função de paralelização *ParallelMap* do Wolfram Mathematica.

# Capítulo 6

## Conclusões e Sugestões

Nesta tese, foi investigado o acoplamento direto de um SMR do tipo iPWR com plantas de dessalinização por DCMD (acoplamento simples) e por RO e DCMD (acoplamento híbrido). Para isso, foi desenvolvido um modelo termo-hidráulico para a simulação tanto dos módulos individuais de RO e DCMD quanto das plantas integradas nas diferentes configurações de acoplamento. Dentre os principais achados desta pesquisa destacam-se:

- O acoplamento otimizado do SMR com a planta de DCMD foi capaz de produzir até  $3.810 \text{ m}^3/\text{d}$  de água destilada sem gerar nenhuma perda de potência no reator. Quando considerou-se a extração de vapor de baixa pressão da turbina, foi possível gerar até  $8.832 \text{ m}^3/\text{d}$ , com uma queda de potência correspondente de 2,28 MWe.
- O acoplamento do SMR com a DCMD se mostrou competitivo em relação às tecnologias convencionais de dessalinização, como MED e MSF, principalmente para cenários de baixa demanda de água dessalinizada e quando o principal propósito do reator é a geração de energia elétrica.
- Foi observado que uma maior produção da planta de DCMD está, de maneira geral, associada a uma maior área total de membrana e, consequentemente, a um maior módulo de DCMD. Por consequência, o projeto deste tipo de acoplamento deve levar em conta a importância relativa de cada uma dessas variáveis.
- Para o acoplamento com DCMD, foram observados maiores valores de produção e área total de membrana para módulos de DCMD mais longos operando a razões de vazões mais baixas, devido à recuperação de calor simultânea das correntes de saída da alimentação e do permeado, que só foi possível nestas condições.

- Para o acoplamento híbrido com RO + DCMD, foi observado que os módulos de DCMD que apresentam maiores razões de vazão podem operar com maiores razões de reciclo e, portanto tendem a apresentar maiores razões de recuperação.

A pesquisa desenvolvida nesta tese avaliou a viabilidade dos acoplamentos e concluiu que a DCMD é uma tecnologia promissora para a dessalinização nuclear, aproveitando fontes de baixa exergia disponíveis em SMRs, como o calor rejeitado pelo reator, sendo capaz de atender uma demanda baixa de água dessalinizada, tipicamente abaixo de 10.000 m<sup>3</sup>/d, gerando pouca ou nenhuma perda de potência do reator. Além disso, a DCMD também se mostrou uma alternativa viável para o reprocessamento do efluente da RO, reduzindo o descarte de líquidos no meio ambiente.

Apesar dos resultados promissores, os acoplamentos estudados apresentaram limitações, como as grandes áreas de membrana necessárias para obter uma maior eficiência, principalmente para a recuperação exclusiva do calor rejeitado, assim como a necessidade de um sistema de recuperação de calor de alta efetividade, resultando em perdas de carga significativas.

Em síntese, a pesquisa realizada nesta tese cumpriu o objetivo de avaliar a viabilidade da aplicação da MD como tecnologia de dessalinização nuclear, abordando os aspectos físicos, operacionais, tecnológicos e de modelagem que fundamentam essa aplicação. Espera-se que os resultados obtidos nesta pesquisa sirvam como base para investigações futuras, contribuindo para o avanço das tecnologias de dessalinização nuclear e possibilitando a cogeração de energia elétrica e água dessalinizada em SMRs de forma mais eficiente e sustentável.

## 6.1 Sugestões para trabalhos futuros

Dentre as possíveis contribuições futuras para a continuação desta pesquisa sugere-se:

- a investigação de configurações alternativas da MD no acoplamento com o SMR, como AGMD, VMD e MD multiestágio, com o objetivo de otimizar a eficiência do sistema;
- a investigação do acoplamento com o SMR em um sistema com zero descarte de líquidos (ZLD), como o acoplamento híbrido RO+MD+PRO ou RO+MD com cristalização;
- a investigação da integração com tecnologias renováveis de geração de energia, como eólica e solar, buscando reduzir o consumo específico de energia do

processo;

- a análise do impacto do seguimento de carga térmica do SMR na operação da planta de dessalinização, considerando oscilações sazonais na demanda de energia e de água;
- o desenvolvimento de modelos econômico-financeiros para avaliar a viabilidade do acoplamento do SMR com DCMD e com RO+DCMD, considerando diferentes cenários de demanda e custo energético;
- a análise da cogeração de energia elétrica, água dessalinizada e hidrogênio por meio da integração com eletrolisadores;
- análise da cogeração em SMRs avançados de 4<sup>a</sup> geração, incluindo ciclos de potência alternativos.

# Referências Bibliográficas

- [1] IAEA. *Small Modular Reactors - Advances in SMR Developments*. Vienna, International Atomic Energy Agency, 2024.
- [2] MISTRY, K. H., LIENHARD, J. H. “Generalized least energy of separation for desalination and other chemical separation processes”, *Entropy*, v. 15, pp. 2046–2080, 5 2013. doi:10.3390/e15062046.
- [3] MILLER, J. E. Sandia National Laboratories (SNL), “Review of Water Resources and Desalination Technologies”, 2003.
- [4] TOUATI, K., TADEO, F. “Green energy generation by pressure retarded osmosis: State of the art and technical advancement—review”, *International Journal of Green Energy*, v. 14, pp. 337–360, 3 2017. doi:10.1080/15435075.2016.1255633.
- [5] COMITE, A., PAGLIERO, M., COSTA, C. *Current Trends and Future Developments on (Bio-) Membranes: Membrane Technology for Water and Wastewater Treatment - Advances and Emerging Processes*. 1 ed, United States, Elsevier, 2020.
- [6] ÇENGEL, Y. A., GHAJAR, A. J. *Transferência de calor e massa*. 3 ed. São Paulo, McGraw-Hill, 2007.
- [7] NISAN, S., CARUSO, G., HUMPHRIES, J. R., et al. “Sea-water desalination with nuclear and other energy sources: the EURODESAL project”, *Nuclear Engineering and Design*, v. 221, pp. 251–275, 4 2003. doi:10.1016/S0029-5493(02)00337-0.
- [8] INGERSOLL, D., BINDER, J., KOSTIN, V., et al. “Cogeneration of electricity and potable water using the International Reactor Innovative And Secure (IRIS) design”. 10 2004.
- [9] ALONSO, G., VARGAS, S., VALLE, E. D., et al. “Alternatives of seawater desalination using nuclear power”, *Nuclear Engineering and Design*, v. 245, pp. 39–48, 4 2012. doi:10.1016/j.nucengdes.2012.01.018.

- [10] INGERSOLL, D. T., HOUGHTON, Z. J., BROMM, R., et al. “NuScale small modular reactor for co-generation of electricity and water”, *Desalination*, v. 340, pp. 84–93, 5 2014. doi:10.1016/j.desal.2014.02.023.
- [11] ABDOELATEF, M. G., FIELD, R. M., LEE, Y.-K. “Thermodynamic evaluation of coupling APR1400 with a thermal desalination plant”, *World Academy of Science, Engineering and Technology*, v. 9, pp. 128–136, 11 2015.
- [12] CHENG, L. H., WU, P. C., CHEN, J. “Modeling and optimization of hollow fiber DCMD module for desalination”, *Journal of Membrane Science*, v. 318, pp. 154–166, 6 2008. doi:10.1016/j.memsci.2008.02.065.
- [13] LONG, R., LAI, X., LIU, Z., et al. “Direct contact membrane distillation system for waste heat recovery: modelling and multi-objective optimization”, *Energy*, v. 148, pp. 1060–1068, 4 2018. doi:10.1016/j.energy.2018.02.027.
- [14] GUAN, G., YANG, X., WANG, R., et al. “Evaluation of heat utilization in membrane distillation desalination system integrated with heat recovery”, *Desalination*, v. 366, pp. 80–93, 6 2015. doi:10.1016/j.desal.2015.01.013.
- [15] LISBOA, K. M., DE SOUZA, J. R. B., NAVEIRA-COTTA, C. P., et al. “Heat and mass transfer in hollow-fiber modules for direct contact membrane distillation: Integral transforms solution and parametric analysis”, *International Communications in Heat and Mass Transfer*, v. 109, pp. 104373, 12 2019. doi:10.1016/j.icheatmasstransfer.2019.104373.
- [16] DUTTA, N., SINGH, B., SUBBIAH, S., et al. “Performance analysis of a single and multi-staged direct contact membrane distillation module integrated with heat recovery units”, *Chemical Engineering Journal Advances*, v. 4, pp. 100055, 12 2020. doi:10.1016/j.ceja.2020.100055.
- [17] LISBOA, K. M., DE MORAES, D. B., NAVEIRA-COTTA, C. P., et al. “Analysis of the membrane effects on the energy efficiency of water desalination in a direct contact membrane distillation (DCMD) system with heat recovery”, *Applied Thermal Engineering*, v. 182, pp. 115769, 1 2021. doi:10.1016/j.applthermaleng.2020.116063.
- [18] SAMPAIO, P. A. B. “Computational model and simulation of DCMD desalination systems with heat recovery”, *Desalination*, v. 533, pp. 115769, 7 2022. doi:10.1016/j.desal.2022.115769.

- [19] SAMPAIO, P. A. B., ALVES, L. F. R., MOREIRA, M. L. “Electricity and water cogeneration using a small PWR of 75 MW(th) coupled to a DCMD desalination plant with heat recovery”, *Nuclear Engineering and Design*, v. 415, pp. 112658, 12 2023. doi:10.1016/j.nucengdes.2023.112658.
- [20] CHENG, D., LI, N., ZHANG, J. “Modeling and multi-objective optimization of vacuum membrane distillation for enhancement of water productivity and thermal efficiency in desalination”, *Chemical Engineering Research and Design*, v. 132, pp. 697–713, 4 2018. doi:10.1016/j.cherd.2018.02.017.
- [21] SKUSE, C., GALLEGOSCHMID, A., AZAPAGIC, A., et al. “Can emerging membrane-based desalination technologies replace reverse osmosis?” *Desalination*, v. 500, pp. 114844, 3 2021. doi:10.1016/j.desal.2020.114844.
- [22] YAN, Z., YANG, H., QU, F., et al. “Reverse osmosis brine treatment using direct contact membrane distillation: Effects of feed temperature and velocity”, *Desalination*, v. 423, pp. 149–156, 12 2017. doi:10.1016/j.desal.2017.09.010.
- [23] KIM, J., PARK, M., SHON, H. K., et al. “Performance analysis of reverse osmosis, membrane distillation, and pressure-retarded osmosis hybrid processes”, *Desalination*, v. 380, pp. 85–92, 2 2016. doi:10.1016/j.desal.2015.11.019.
- [24] WANG, K. Y., CHUNG, T. S., GRYTA, M. “Hydrophobic PVDF hollow fiber membranes with narrow pore size distribution and ultra-thin skin for the fresh water production through membrane distillation”, *Chemical Engineering Science*, v. 63, pp. 2587–2594, 5 2008. doi:10.1016/j.ces.2008.02.020.
- [25] YANG, X., WANG, R., FANE, A. G. “Novel designs for improving the performance of hollow fiber membrane distillation modules”, *Journal of Membrane Science*, v. 384, pp. 52–62, 11 2011. doi:10.1016/j.memsci.2011.09.007.
- [26] MASTERS, G. M., ELA, W. P. *Introduction to environmental engineering and science*. 3 ed, Upper Saddle River, United States, Pearson, 2008.
- [27] World Health Organization, International Atomic Energy Agency, “Total dissolved solids in Drinking-water - Background document for development of WHO Guidelines for Drinking-water Quality”, 2003.
- [28] ALAWAD, S. M., KHALIFA, A. E., ABIDO, M. A., et al. “Differential evolution optimization of water gap membrane distillation process for water

- desalination”, *Separation and Purification Technology*, v. 270, pp. 118765, 9 2021. doi:10.1016/j.seppur.2021.118765.
- [29] “Steam Boilers”. Disponível em: <<https://www.lathrop-trotter.com/steam-boilers/>>. Acessado em: 05 de janeiro de 2025, 21:10 (GMT-3).
- [30] AL-OBAIDANI, S., CURCIO, E., MACEDONIO, F., et al. “Potential of membrane distillation in seawater desalination: Thermal efficiency, sensitivity study and cost estimation”, *Journal of Membrane Science*, v. 323, pp. 85–98, 10 2008. doi:10.1016/j.memsci.2008.06.006.
- [31] World Economic Forum, “The Global Risks Report 2022”, 17 ed, 2022.
- [32] IPCC WORKING GROUP II. *Climate Change 2022: Impacts, Adaptation and Vulnerability. Contribution of Working Group II to the Sixth Assessment Report of the Intergovernmental Panel on Climate Change*. Cambridge, UK and New York, NY, USA, Cambridge University Press, 2022. Disponível em: <<https://www.ipcc.ch/report/sixth-assessment-report-working-group-ii/>>. Acessado em 03/01/2025.
- [33] United Nations. “World Population Prospects 2022 - Summary of Results”, 2022.
- [34] “Desalination Economic Evaluation Program (DEEP) v.5.1”. Disponível em: <<https://www.iaea.org/sites/default/files/18/07/deep513.zip>>. Acessado em: 05 de janeiro de 2025, 22:15 (GMT-3).
- [35] “Desalination Thermodynamic Optimization Program (DE-TOP) v.2.0 Beta”. Disponível em: <<https://www.iaea.org/sites/default/files/18/07/detop2-beta.zip>>. Acessado em: 12 de setembro de 2023, 22:16 (GMT-3).
- [36] FINDLEY, M. E. “Vaporization through porous membranes”, *Industrial and Engineering Chemistry Process Design and Development*, v. 6, pp. 226–230, 4 1967. doi:10.1021/i260022a013.
- [37] SAMPAIO, P. A. B., ALVES, L. F. R., MOREIRA, M. L. “Cogeneration of electricity and water using a small PWR of 75 MW(th) coupled to a DCMD desalination system with heat recovery”, *Proceedings of the 19th Brazilian Congress of Thermal Sciences and Engineering - ENCIT 2022*, Bento Gonçalves - RS, Brazil, November, 2022.

- [38] IAEA. “Small Modular Reactors.” . Disponível em: <<https://www.iaea.org/topics/small-modular-reactors>>. Acesso em: 3 jan. 2025, 13:10 (GMT-3).
- [39] IAEA. “What are Small Modular Reactors (SMRs)?” . Disponível em: <<https://www.iaea.org/newscenter/news/what-are-small-modular-reactors-smrs>>. Acesso em: 3 jan. 2025, 13:10 (GMT-3).
- [40] IAEA. *Small Modular Reactors - Catalogue*. Vienna, International Atomic Energy Agency, 2024.
- [41] ZAHEER, A. H. M., GZARA, L., IQBAL, A., et al. “Exergetic analysis of direct contact membrane distillation (DCMD) using PVDF hollow fiber membranes for the desalination brine treatment”, *Heliyon*, v. 9, pp. e20927, 10 2023. doi:10.1016/j.heliyon.2023.e20927.
- [42] LIN, B., MALMALI, M. “Energy and exergy analysis of multi-stage vacuum membrane distillation integrated with mechanical vapor compression”, *Separation and Purification Technology*, v. 306, 2 2023. doi:10.1016/j.seppur.2022.122568.
- [43] CHUNG, H. W., SWAMINATHAN, J., WARSINGER, D. M., et al. “Multistage vacuum membrane distillation (MSVMD) systems for high salinity applications”, *Journal of Membrane Science*, v. 497, pp. 128–141, 1 2016. doi:10.1016/j.memsci.2015.09.009.
- [44] NAJIB, A., ORFI, J., ALI, E., et al. “Thermodynamics analysis of a direct contact membrane distillation with/without heat recovery based on experimental data”, *Desalination*, v. 466, pp. 52–67, 9 2019. doi:10.1016/j.desal.2019.05.009.
- [45] KOTB, M., KHALIFA, A., HUSSEIN, A., et al. “Performance and exergy analysis of vacuum-assisted sweeping air membrane distillation and bubble column dehumidifier”, *Applied Thermal Engineering*, v. 245, 5 2024. doi:10.1016/j.applthermaleng.2024.122800.
- [46] MISTRY, K. H., MCGOVERN, R. K., THIEL, G. P., et al. “Entropy Generation Analysis of Desalination Technologies”, *Entropy*, v. 13, pp. 1829–1864, 9 2011. doi:10.3390/e13101829.
- [47] MISTRY, K., LIENHARD, J. “An Economics-Based Second Law Efficiency”, *Entropy*, v. 15, pp. 2736–2765, 7 2013. doi:10.3390/e15072736.

- [48] IAEA. *Introduction of Nuclear Desalination*. Vienna, International Atomic Energy Agency, 2000.
- [49] IAEA. *New Technologies for Seawater Desalination Using Nuclear Energy*. Vienna, International Atomic Energy Agency, 2015.
- [50] ATKINS, P., PAULA, J. D. *Rio de Janeiro, Físico-química*, v. 1. 10 ed, LTC, 2017.
- [51] BODELL, B. “Distillation of saline water using silicone rubber membrane”. United States patent, 1968.
- [52] AL-OTHMAN, A., DARWISH, N. N., QASIM, M., et al. “Nuclear desalination: a state-of-the-art review”, *Desalination*, v. 457, pp. 39–61, 5 2019. doi:10.1016/j.desal.2019.01.002.
- [53] CURCIO, E., DRIOLI, E. “Membrane distillation and related operations — a review”, *Separation Purification Reviews*, v. 34, pp. 35–86, 2005. doi:10.1081/SPM-200054951.
- [54] GONZÁLEZ, D., AMIGO, J., SUÁREZ, F. “Membrane distillation: perspectives for sustainable and improved desalination”, *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, v. 80, pp. 238–259, 12 2017. doi:10.1016/J.RSER.2017.05.078.
- [55] WEBB, S. W. “Gas-phase diffusion in porous media: evaluation of an advective-dispersive formulation and the dusty-gas model including comparison to data for binary mixtures”. 5 1996.
- [56] LAWSON, K. W., LLOYD, D. R. “Membrane distillation”, *Journal of Membrane Science*, v. 124, pp. 1–25, 2 1997. doi:10.1016/S0376-7388(96)00236-0.
- [57] FIELD, R. W., WU, H. Y., WU, J. J. “Multiscale modeling of membrane distillation: some theoretical considerations”, *Industrial and Engineering Chemistry Research*, v. 52, pp. 8822–8828, 7 2013. doi:10.1021/ie302363e.
- [58] ANDRJESDOTTIR, O., ONG, C. L., NABAVI, M., et al. “An experimentally optimized model for heat and mass transfer in direct contact membrane distillation”, *International Journal of Heat and Mass Transfer*, v. 66, pp. 855–867, 11 2013. doi:10.1016/j.ijheatmasstransfer.2013.07.051.

- [59] MARTINEZ-DIEZ, L., VÁZQUEZ-GONZÁLEZ, M. “Temperature and concentration polarization in membrane distillation of aqueous salt solutions”, *Journal of Membrane Science*, v. 156, pp. 265–273, 4 1999. doi:10.1016/S0376-7388(98)00349-4.
- [60] EDWIE, F., CHUNG, T.-S. “Development of hollow fiber membranes for water and salt recovery from highly concentrated brine via direct contact membrane distillation and crystallization”, *Journal of Membrane Science*, v. 421-422, pp. 111–123, 12 2012. doi:10.1016/j.memsci.2012.07.001.
- [61] LI, G., WANG, J., ZHANG, L., et al. “Membrane role in heat and mass transfer resistance distribution and performance of hollow fiber membrane contactor for SGMD desalination”, *International Journal of Thermal Sciences*, v. 203, 9 2024. doi:10.1016/j.ijthermalsci.2024.109133.
- [62] ANISI, F., THOMAS, K. M., KRAMER, H. J. “Membrane-assisted crystallization: Membrane characterization, modelling and experiments”, *Chemical Engineering Science*, v. 158, pp. 277–286, 2 2017. doi:10.1016/j.ces.2016.10.036.
- [63] KARANIKOLA, V., CORRAL, A. F., JIANG, H., et al. “Sweeping gas membrane distillation: Numerical simulation of mass and heat transfer in a hollow fiber membrane module”, *Journal of Membrane Science*, v. 483, pp. 15–24, 6 2015. doi:10.1016/j.memsci.2015.02.010.
- [64] YAN, W., CUI, X., MENG, X., et al. “Effect of random fiber distribution on the performance of counter-flow hollow fiber membrane-based direct evaporative coolers”, *Energy*, v. 282, 11 2023. doi:10.1016/j.energy.2023.128881.
- [65] NIELD, D. A., BEJAN, A. *Convection in porous media*. 5 ed, Cham, Switzerland, Springer International Publishing, 2017.
- [66] CONTI, D. *Thermodynamic and Economic Evaluation of Co-Production Plants for Electricity and Potable Water*. Polytechnic of Milan, 2003.
- [67] INGERSOLL, D. T. “Nuclear desalination options for the International Reactor Innovative and Secure (IRIS) design”. 2004.
- [68] ASIEDU-BOATENG, P., AKAHO, E. H., NYARKO, B. J., et al. “Modeling and simulation of cogeneration nuclear power plant for seawater desalination”, *Nuclear Engineering and Design*, v. 242, pp. 143–147, 1 2012. doi:10.1016/j.nucengdes.2011.09.037.

- [69] EL-DESSOUKY, H. T., ETTOUNNEY, H. M. "Single effect evaporation – vapor compression". 1 2002.
- [70] EL-DESSOUKY, H. T., ETTOUNNEY, H. M., AL-JUWAYHEL, F. "Multiple effect evaporation—vapour compression desalination processes", *Chemical Engineering Research and Design*, v. 78, pp. 662–676, 5 2000. doi:10.1205/026387600527626.
- [71] ZHOU, S., GONG, L., LIU, X., et al. "Mathematical modeling and performance analysis for multi-effect evaporation/multi-effect evaporation with thermal vapor compression desalination system", *Applied Thermal Engineering*, v. 159, pp. 113759, 8 2019. doi:10.1016/j.applthermaleng.2019.113759.
- [72] KIM, H. S., NO, H. C. "Thermal coupling of HTGRs and MED desalination plants, and its performance and cost analysis for nuclear desalination", *Desalination*, v. 303, pp. 17–22, 10 2012. doi:10.1016/j.desal.2012.07.004.
- [73] DARDOUR, S., NISAN, S., CHARBIT, F. "Utilisation of waste heat from GT–MHR and PBMR reactors for nuclear desalination", *Desalination*, v. 205, pp. 254–268, 2 2007. doi:10.1016/j.desal.2006.03.554.
- [74] ADAK, A. K., TEWARI, P. K. "Technical feasibility study for coupling a desalination plant to an advanced heavy water reactor", *Desalination*, v. 337, pp. 76–82, 3 2014. doi:10.1016/j.desal.2013.11.004.
- [75] ADAK, A. K., RAO, I. S., SRIVASTAVA, V. K., et al. "Nuclear desalination by waste heat utilisation in an advanced heavy water reactor", *International Journal of Nuclear Desalination*, v. 2, pp. 234–243, 2007. doi:10.1504/IJND.2007.013547.
- [76] PRIEGO, E., ALONSO, G., DEL VALLE, E., et al. "Alternatives of steam extraction for desalination purposes using SMART reactor", *Desalination*, v. 413, pp. 199–216, 7 2017. doi:10.1016/j.desal.2017.03.018.
- [77] CARLSSON, L. "The new generation in sea water desalination SU membrane distillation system", *Desalination*, v. 45, pp. 221–222, 1 1983. doi:10.1016/0011-9164(83)87030-1.
- [78] JÖNSSON, A.-S., WIMMERSTEDT, R., HARRYSSON, A.-C. "Membrane distillation - a theoretical study of evaporation through microporous membranes", *Desalination*, v. 56, pp. 237–249, 1 1985. doi:10.1016/0011-9164(85)85028-1.

- [79] DRIOLI, E., WU, Y. “Membrane distillation : An experimental study”, *Desalination*, v. 53, pp. 339–346, 1 1985. doi:10.1016/0011-9164(85)85071-2.
- [80] HANBURY, W. T., HODGKIESS, T. “Membrane distillation - an assessment”, *Desalination*, v. 56, pp. 287–297, 1 1985. doi:10.1016/0011-9164(85)85032-3.
- [81] ANDERSSON, S.-I., KJELLANDER, N., RODESJÖ, B. “Design and field tests of a new membrane distillation desalination process”, *Desalination*, v. 56, pp. 345–354, 1 1985. doi:10.1016/0011-9164(85)85037-2.
- [82] YANG, X., WANG, R., SHI, L., et al. “Performance improvement of PVDF hollow fiber-based membrane distillation process”, *Journal of Membrane Science*, v. 369, pp. 437–447, 3 2011. doi:10.1016/j.memsci.2010.12.020.
- [83] ZHANG, Z., LOKOARE, O. R., GUSA, A. V., et al. “Pretreatment of brackish water reverse osmosis (BWRO) concentrate to enhance water recovery in inland desalination plants by direct contact membrane distillation (DCMD)”, *Desalination*, v. 508, pp. 115050, 7 2021. doi:10.1016/j.desal.2021.115050.
- [84] CÁRDENAS-GOMEZ, A., SEDREZ, P. C., SOUSA, G. N., et al. “Membrane distillation demonstration unit with waste heat recovery for water desalination”, *3rd World Conference on Advanced Materials for Defense - AuxDefense 2022*, pp. 1–10, Guimarães, Portugal, July, 2022.
- [85] MESQUITA, C. R. S., CURCINO, I. V., GÓMEZ, A. O. C., et al. “Experimental Analysis of the Heat and Mass Transfer of a Flatsheet Module of Direct Contact Membrane Distillation (DCMD) for Desalination”, *Proceedings of the 19th Brazilian Congress of Thermal Sciences and Engineering - ENCIT 2022*, pp. 1–10, Bento Gonçalves - RS, Brazil, November, 2022.
- [86] ANJOS, E. B., GÓMEZ, A. O. C., CHENCHE, L. E. P., et al. “Enhancing DCMD efficiency for desalination at module scale through dual heat recovery and retentate recirculation”, *Proceedings of the Int. Symp. on Convective Heat and Mass Transfer*, pp. 533–540, Izmir, Turkey, June 5 – 10, 2022. doi:10.1615/ICHMT.2022.CONV22.690.
- [87] CURCINO, I. V., REIS, B. S., CÁRDENAS-GÓMEZ, A. O., et al. “Experimental evaluation of solar desalination system with vacuum-enhanced air gap membrane distillation”, *Proceedings of the 17th International Heat Transfer Conference - IHTC17*, pp. 1–10, 12 Cape Town, South Africa, August, 2023.

- [88] CURCINO, I. V., COSTA, T. R. P., ROSA, G. O., et al. “Experimental analysis of the desalination process by vacuum enhanced air gap membrane distillation in a pilot system”, *Proceedings of the 27th International Congress of Mechanical Engineering - COBEM 2023*, pp. 1–10, 12 Florianópolis - SC, Brazil, December, 2023.
- [89] SILVA, G. C. G. R., LISBOA, K. M., SU, J., et al. “Assessment of desalination via membrane distillation using low-grade waste heat in small modular reactors”, *Proceedings of the 19th Brazilian Congress of Thermal Sciences and Engineering - ENCIT 2022*, pp. 1–8, 11 Bento Gonçalves - RS, Brazil, November, 2022.
- [90] SILVA, G. C. G. R., COTTA, R. M., SU, J. “Analysis of nuclear desalination using rejected and extracted heat in small modular reactor with membrane distillation”, *Proceedings of the 27th International Congress of Mechanical Engineering - COBEM2023*, pp. 1–10, 12 Florianópolis – SC, Brazil, December, 2023.
- [91] YADAV, A., LABHASETWAR, P. K., SHAHI, V. K. “Membrane distillation using low-grade energy for desalination: A review”, *Journal of Environmental Chemical Engineering*, v. 9, pp. 105818, 10 2021. doi:10.1016/j.jece.2021.105818.
- [92] ASHOOR, B. B., MANSOUR, S., GIWA, A., et al. “Principles and applications of direct contact membrane distillation (DCMD): A comprehensive review”, *Desalination*, v. 398, pp. 222–246, 11 2016. doi:10.1016/j.desal.2016.07.043.
- [93] ULLAH, R., KHRAISHEH, M., ESTEVES, R. J., et al. “Energy efficiency of direct contact membrane distillation”, *Desalination*, v. 433, pp. 56–67, 5 2018. doi:10.1016/j.desal.2018.01.025.
- [94] ABID, M. B., WAHAB, R. A., SALAM, M. A., et al. “Desalination technologies, membrane distillation, and electrospinning, an overview”, *Heliyon*, v. 9, pp. e12810, 2 2023. doi:10.1016/j.heliyon.2023.e12810.
- [95] CHINCHULUUN, A., PARDALOS, P. M., MIGDALAS, A., et al. *Pareto optimality, game theory and equilibria*. New York, United States, Springer, 2008. doi:10.1007/978-0-387-77247-9.
- [96] COLAÇO, M. J., DULIKRAVICH, G. S. “A survey of basic deterministic, heuristic, and hybrid methods for single-objective optimization and response surface generation”, In: Orlande, H.R.B, Fudym, O., Maillet, D., Cotta,

R.M. (eds), *Thermal measurements and inverse techniques*, 1 ed., chapter 10, Boca Raton - FL, USA, CRC Press, Taylor & Francis Group, 2011.

- [97] SHALABY, S., ZAYED, M. E., HAMMAD, F. A., et al. “Recent advances in membrane distillation hybrids for energy-efficient process configurations: Technology categorization, operational parameters identification, and energy recovery strategies”, *Process Safety and Environmental Protection*, v. 190, pp. 817–838, 10 2024. doi:10.1016/j.psep.2024.07.098.
- [98] OSMAN, M., SCHOEIMAN, J., BARATTA, L. “Desalination/concentration of reverse osmosis and electrodialysis brines with membrane distillation”, *Desalination and Water Treatment*, v. 24, pp. 293–301, 12 2010. doi:10.5004/dwt.2010.1657.
- [99] MERICQ, J.-P., LABORIE, S., CABASSUD, C. “Vacuum membrane distillation of seawater reverse osmosis brines”, *Water Research*, v. 44, pp. 5260–5273, 10 2010. doi:10.1016/j.watres.2010.06.052.
- [100] JI, X., CURCIO, E., OBAIDANI, S. A., et al. “Membrane distillation-crystallization of seawater reverse osmosis brines”, *Separation and Purification Technology*, v. 71, pp. 76–82, 1 2010. doi:10.1016/j.seppur.2009.11.004.
- [101] BINDELS, M., CARVALHO, J., GONZALEZ, C. B., et al. “Techno-economic assessment of seawater reverse osmosis (SWRO) brine treatment with air gap membrane distillation (AGMD)”, *Desalination*, v. 489, pp. 114532, 9 2020. doi:10.1016/j.desal.2020.114532.
- [102] SANMARTINO, J. A., KHAYET, M., GARCÍA-PAYO, M. C., et al. “Treatment of reverse osmosis brine by direct contact membrane distillation: Chemical pretreatment approach”, *Desalination*, v. 420, pp. 79–90, 2017. doi:10.1016/j.desal.2017.06.030.
- [103] CHOI, Y.-J., LEE, S., KOO, J., et al. “Evaluation of economic feasibility of reverse osmosis and membrane distillation hybrid system for desalination”, *Desalination and Water Treatment*, v. 57, pp. 24662–24673, 11 2016. doi:10.1080/19443994.2016.1152648.
- [104] ALAWAD, S. M., SHAMET, O., LAWAL, D. U., et al. “Zero Liquid Discharge of Desalination Brine via Innovative Membrane Distillation System Coupled with a Crystallizer”, *Results in Engineering*, p. 103417, 11 2024. doi:10.1016/j.rineng.2024.103417.

- [105] VOUTCHKOV, N. “Energy use for membrane seawater desalination – current status and trends”, *Desalination*, v. 431, pp. 2–14, 4 2018. doi:10.1016/j.desal.2017.10.033.
- [106] NuScale Power, “NuScale Standard Plant Design Certification Application” Elsevier, 2016.
- [107] TODREAS, N. E., KAZIMI, M. S. *Nuclear Systems I - Thermal Hydraulic Fundamentals*. 1 ed, United States, Taylor & Francis, 1990.
- [108] NATIONAL INSTITUTE OF STANDARDS AND TECHNOLOGY. “NIST Chemistry WebBook”. 2017. Disponível em: <<https://webbook.nist.gov/chemistry/fluid>>. Acessado em 05/01/2025.
- [109] SHARQAWY, M. H., V, J. H. L., ZUBAIR, S. M. “Thermophysical properties of seawater: a review of existing correlations and data”, *Desalination and Water Treatment*, v. 16, pp. 354–380, 2012. doi:10.5004/dwt.2010.1079.
- [110] GUAN, G., YANG, X., WANG, R., et al. “Evaluation of hollow fiber-based direct contact and vacuum membrane distillation systems using aspen process simulation”, *Journal of Membrane Science*, v. 464, pp. 127–139, 2014. doi:<https://doi.org/10.1016/j.memsci.2014.03.054>.
- [111] ALI, A., TSAI, J. H., TUNG, K. L., et al. “Designing and optimization of continuous direct contact membrane distillation process”, *Desalination*, v. 426, pp. 97–107, 1 2018. doi:10.1016/j.desal.2017.10.041.
- [112] YOON, S. H., LEE, S., YEOM, I. T. “Experimental verification of pressure drop models in hollow fiber membrane”, *Journal of Membrane Science*, v. 310, pp. 7–12, 3 2008. doi:10.1016/j.memsci.2007.11.048.
- [113] SUGA, Y., TAKAGI, R., MATSUYAMA, H. “Effect of hollow fiber membrane properties and operating conditions on preventing scale precipitation in seawater desalination with vacuum membrane distillation”, *Desalination*, v. 527, 4 2022. doi:10.1016/j.desal.2022.115578.
- [114] PHATTARANAWIK, J., JIRARATANANON, R., FANE, A. G. “Heat transport and membrane distillation coefficients in direct contact membrane distillation”, *Journal of Membrane Science*, v. 212, pp. 177–193, 2 2003. doi:10.1016/S0376-7388(02)00498-2.
- [115] GRYTA, M., TOMASZEWSKA, M. “Heat transport in the membrane distillation process”, *Journal of Membrane Science*, v. 144, pp. 211–222, 6 1998. doi:10.1016/S0376-7388(98)00050-7.

- [116] DESHMUKH, A., ELIMELECH, M. “Understanding the impact of membrane properties and transport phenomena on the energetic performance of membrane distillation desalination”, *Journal of Membrane Science*, v. 539, pp. 458–474, 10 2017. doi:10.1016/j.memsci.2017.05.017.
- [117] INCROPERA, F. P., DEWITT, D. P. *Fundamentos de Transferência de Calor e de Massa*. 5 ed, Rio de Janeiro, LTC Editora, 2002.
- [118] STULL, D. R. “Vapor pressure of pure substances. organic and inorganic compounds”, *Industrial Engineering Chemistry*, v. 39, pp. 517–540, 4 1947. doi:10.1021/ie50448a022.
- [119] CALDWELL, D. R. “Thermal and Fickian diffusion of sodium chloride in a solution of oceanic concentration”, *Deep Sea Research and Oceanographic Abstracts*, v. 20, pp. 1029–1039, 11 1973. doi:10.1016/0011-7471(73)90073-9.
- [120] ASIRI, J. M., ASIRI, M. M., CASPAR, J., et al. “The performance of hollow fiber direct contact membrane distillation modules”, *Desalination and Water Treatment*, v. 319, 7 2024. doi:10.1016/j.dwt.2024.100427.
- [121] KERN, D. Q. *Process Heat Transfer*. New York, McGraw-Hill, 1950.
- [122] SHAH, R. K., SEKULIC, D. P. *Fundamentals of Heat Exchanger Design*. Hoboken, NJ, John Wiley & Sons, 2003.
- [123] ZARE, S., KARGARI, A. “CFD simulation and optimization of an energy-efficient direct contact membrane distillation (DCMD) desalination system”, *Chemical Engineering Research and Design*, v. 188, pp. 655–667, 12 2022. doi:10.1016/j.cherd.2022.10.001.
- [124] DURMAYAZ, A., SOGUT, O. S. “Influence of cooling water temperature on the efficiency of a pressurized-water reactor nuclear-power plant”, *International Journal of Energy Research*, v. 30, pp. 799–810, 8 2006. doi:10.1002/er.1186.
- [125] ZHANG, H., SHI, L., XUAN, W., et al. “Analysis of printed circuit heat exchanger (PCHE) potential in exhaust waste heat recovery”, *Applied Thermal Engineering*, v. 204, pp. 117863, 3 2022. doi:10.1016/j.applthermaleng.2021.117863.
- [126] MEMSIFT INNOVATIONS. “Brochure: TS-30 STOMATE-Series Hollow Fiber Membrane Distillation Module”. . Disponível em: <<https://www.environmental-expert.com/companies/>

`memsift-innovations-pte-ltd-111792/downloads>.` Acessado  
em: 15/01/2025.

[127] MEMSIFT INNOVATIONS. “Brochure: TS-30 - Model SL-Series - Membrane distillation module”. Disponível em: <<https://www.environmental-expert.com/companies/memsift-innovations-pte-ltd-111792/downloads>>. Acessado em: 15/01/2025.