

DESSALINIZAÇÃO MOVIDO A ENERGIA SOLAR USANDO MEMBRANA HIDROFÓBICA DE CONTATO DIRETO: MODELAGEM MATEMÁTICA E SIMULAÇÃO COMPUTACIONAL

Renato da Silva Pereira
Jornandes Dias da Silva

Renato da Silva Pereira
Jornandes Dias da Silva

Dessalinização Movido a Energia Solar Usando Membrana Hidrofóbica de Contato Direto:
Modelagem Matemática e Simulação Computacional

1ª ed.

Piracanjuba-GO
Editora Conhecimento Livre
Piracanjuba-GO

1ª ed.

Dados Internacionais de Catalogação na Publicação (CIP)

Pereira, Renato da Silva

P436D Dessalinização Movido a Energia Solar Usando Membrana Hidrofóbica de Contato

Direto: Modelagem Matemática e Simulação Computacional

/ Renato da Silva Pereira. Jornandes Dias da Silva. – Piracanjuba-GO

Editora Conhecimento Livre, 2024

76 f.: il

DOI: 10.37423/2024.edcl1042

ISBN: 978-65-5367-566-7

Modo de acesso: World Wide Web

Incluir Bibliografia

1. dessalinização 2. ,energia-solar 3. membrana-hidrofóbica I. Pereira, Renato da Silva II. Silva, Jornandes Dias da III. Título

CDU: 620

<https://doi.org/10.37423/2024.edcl1042>

O conteúdo dos artigos e sua correção ortográfica são de responsabilidade exclusiva dos seus respectivos autores.

EDITORIA CONHECIMENTO LIVRE

Corpo Editorial

MSc Edson Ribeiro de Britto de Almeida Junior

MSc Humberto Costa

MSc Thays Merçon

MSc Adalberto Zorzo

MSc Taiane Aparecida Ribeiro Nepomoceno

PHD Willian Douglas Guilherme

MSc Andrea Carla Agnes e Silva Pinto

MSc Walmir Fernandes Pereira

MSc Edisio Alves de Aguiar Junior

MSc Rodrigo Sanchotene Silva

MSc Adriano Pereira da Silva

MSc Frederico Celestino Barbosa

MSc Guilherme Fernando Ribeiro

MSc. Plínio Ferreira Pires

MSc Fabricio Vieira Cavalcante

PHD Marcus Fernando da Silva Praxedes

MSc Simone Buchignani Maigret

Dr. Adilson Tadeu Basquerote

Dra. Thays Zigante Furlan

MSc Camila Concato

PHD Miguel Adriano Inácio

MSc Anelisa Mota Gregoleti

PHD Jesus Rodrigues Lemos

MSc Gabriela Cristina Borborema Bozzo

MSc Karine Moreira Gomes Sales

Dr. Saulo Cerqueira de Aguiar Soares

MSc Pedro Panhoca da Silva

MSc Helton Rangel Coutinho Junior

MSc Carlos Augusto Zilli

MSc Euvaldo de Sousa Costa Junior

Dra. Suely Lopes de Azevedo

Dr. Francisco Odecio Sales

MSc Ezequiel Martins Ferreira

MSc Eliane Avelina de Azevedo Sampaio

MSc Carlos Eduardo De Oliveira Gontijo

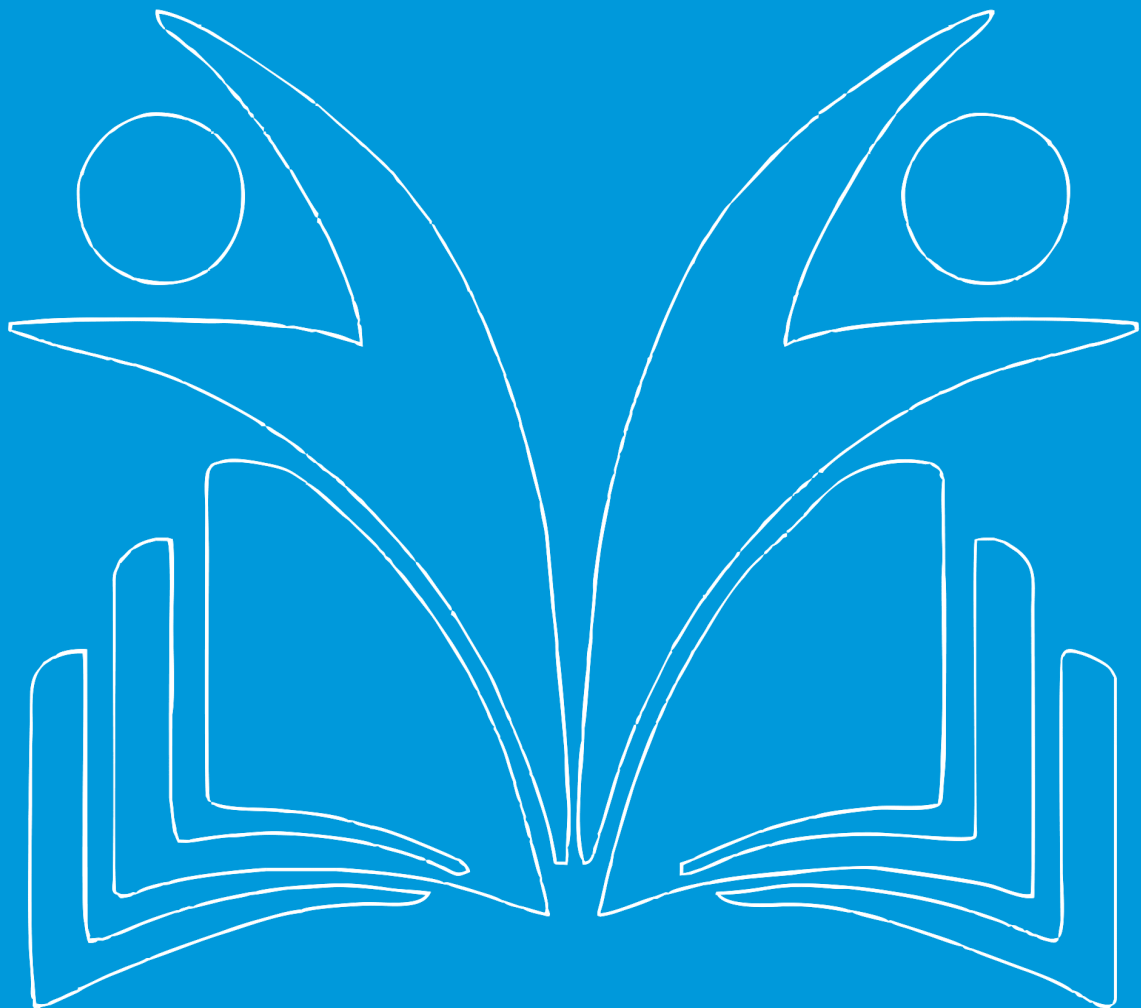
Dr. Rodrigo Couto Santos

Dra. Milena Gaion Malosso

PHD Marcos Pereira Dos Santos



10.37423/2024.edcl1042



PREFÁCIO

A escassez de água doce deverá ser um dos maiores desafios para a sociedade no futuro, devido a fatores como crescimento populacional, mudanças climáticas e poluição. Uma alternativa para enfrentar esse problema é a produção de água doce através da dessalinização da água salgada ou salobra, que representa cerca de 97% do total de água no mundo. Diversas tecnologias podem ser utilizadas para essa finalidade, podendo ser catalogadas de acordo com seu princípio de funcionamento ou com o tipo de energia motriz. Dentre elas, a Dessalinização por Membrana de Contato Direto (DMCD) se apresenta como um promissor método de microfiltração que utiliza o processo de evaporação para evaporar a água salina. O vapor de água atravessa uma membrana microporosa que retém os sais, e então é condensada em água pura. O objetivo desse trabalho foi modelar matematicamente um sistema DMCD e simulá-lo em computador, a fim de estudar os fenômenos de transporte de calor e massa. O uso de espumas metálica de leito poroso foi empregado no estudo para melhorar os efeitos de transporte. Os resultados foram obtidos por meio de um código computacional usando o Método de Diferença Finita (MDF) para simular os perfis de temperatura e concentração do módulo de dessalinização. Além disso, a produção de água foi validada com dados da literatura.

Renato da Silva Pereira

rsp@poli.br

Jornandes Dias da Silva

jornandesdias@poli.br

SÍMBOLOS E SIGLAS

$a_{A,i}$	Coeficiente de atividade da água
$A_m(m^2)$	Área de transferência de calor da MMH
B_m	Coeficiente de destilação por membrana
$B_{m,mb}$	Coeficiente de transferência de massa
$^{\circ}C$	Celsius
CMV	Compressão Mecânica de Vapor
C_p	Capacidade térmica específica da solução salina
$C_{per.,Ag,0}(mol/m^3)$	Concentração inicial de água
CPC	Coeficiente de Polarização de Concentração
CPT	Coeficiente de Polarização de Temperatura
CS	Chaminé Solar
$C_{sh,g,0}(mol/m^3)$	Concentração inicial do gás na zona de alimentação
$C_{sh,g,ent,\infty}(mol/m^3)$	Concentração final de gás na entrada da zona de alimentação
$C_{sh,g,p,0}(mol/m^3)$	Concentração inicial das partículas no gás na zona de alimentação
$C_{sh,g,sai,\infty}(mol/m^3)$	Concentração final do gás na saída da zona de alimentação
$C_{sh,p,g}(kJ/mol\ K)$	Capacidade térmica do gás na partícula na zona da alimentação
$C_{sh,p,p}(kJ/mol\ K)$	Capacidade térmica da partícula no lado da alimentação
$C_{sh,p,sal}(kJ/mol\ K)$	Capacidade térmica da partícula em relação ao sal na zona de alimentação
$C_{sh,p,sal,0}(mol/m^3)$	Concentração inicial de sal em relação à partícula na zona de alimentação
$C_{sh,sal,0}(mol/m^3)$	Concentração inicial de sal na zona de alimentação
$C_{sh,sal,ent,\infty}(mol/m^3)$	Concentração final de sal na entrada da zona de alimentação

$C_{sh,sal,sai,\infty}(\text{mol}/\text{m}^3)$	Concentração final de sal na saída da zona de alimentação
CTV	Compressão Térmica de Vapor
DIC	Deionização Capacitiva
Dh	Diâmetro hidráulico do canal úmido
DM	Destilação por Membrana
DMCD	Destilação por Membrana de Contato Direto
DME	Destilação Multi-Efeito
DMGV	Destilação por Membrana com Gás de Varredura
DMGVT	Destilação por Membrana com Gás de Varredura Termostático
DMSA	Destilação por Membrana com Separador de Ar
DMSA-AV	Destilação por Membrana com Separador de Ar Assistida a Vácuo
DMSL	Destilação por Membrana com Separador de Líquido
DMV	Destilação por Membrana à Vácuo
$dp(\text{m})$	Diâmetro da membrana
$Dr_{per.,Ag}(\text{m}^2/\text{seg.})$	Difusibilidade radial de permeação da água
$Dr_{sh,g,eff}(\text{m}^2/\text{seg.})$	Difusibilidade radial do gás efetivo
$Dr_{sh,p,g,eff}(\text{m}^2/\text{seg.})$	Difusibilidade radial do gás efetivo na partícula
$Dr_{sh,p,sal,eff}(\text{m}^2/\text{seg.})$	Difusibilidade radial do sal efetivo na partícula
DS	Destilação Solar
$d_{sh,in.}(\text{m})$	Diâmetro interno
$Dz_{sh,g}(\text{m}^2/\text{seg.})$	Difusibilidade do gás ao longo do módulo
$Dz_{sh,g,eff}(\text{m}^2/\text{seg.})$	Difusibilidade do gás efetivo ao longo do módulo
$Dz_{sh,sal,eff}(\text{m}^2/\text{seg.})$	Difusibilidade do sal efetivo ao longo do módulo

ED	Eletrodiálise
FME	Flash de Multi-Estágio
h	Hora
$h_{g,m}$	Calor latente de vaporização
$h_{gs} (W/m^2K)$	Coeficiente de transferência de calor no lado da solução
$h_{per.,Ag} \rightarrow m (W/m^2K)$	Coeficiente de transferência de calor da água na zona de permeação em relação à membrana
$h^{sh,g} \rightarrow s (W/m^2K)$	Coeficiente de transferência de calor do gás em relação à partícula sólida
$h_{sh,g} \rightarrow w (W/m^2K)$	Coeficiente de transferência de calor do gás em relação à parede do módulo
$h_{sh,sal} \rightarrow s (W/m^2K)$	Coeficiente de transferência de calor do sal em relação à partícula sólida
$h_{sh,sal} \rightarrow w (W/m^2K)$	Coeficiente de transferência de calor do sal em relação à parede do módulo
IP	Intensificação de Processo
J	Joule
J_g	Fluxo de massa do permeado
K	Kelvin
k_f	Condutividade térmica do fluido no lado da solução da MMH
k_g	Coeficiente de condutividade do gás nos poros da membrana
k_m	Condutividade térmica da membrana
k_{mm}	Condutividade térmica do material da membrana
k_p	Condutividade térmica do fluido no lado do permeado da MMH
$k_{per.,Ag} \rightarrow m (m/seg)$	Coeficiente de transferência de massa de água em relação à membrana

k_s	Coeficiente de transporte de massa do soluto
$k_{sh,g} \rightarrow s(m/seg)$	Coeficiente de transferência de massa de gás em relação à partícula sólida
$k_{sh,g} \rightarrow w(m/seg)$	Coeficiente de transferência de massa de gás em relação à parede do módulo
$k_{sh,m}(W/m\ K)$	Condutividade térmica da membrana no lado da alimentação
$k_{sh,sal} \rightarrow m(m/seg)$	Coeficiente de transferência de massa de sal em relação à membrana
$k_{sh,sal} \rightarrow s(m/seg)$	Coeficiente de transferência de massa de sal em relação à partícula sólida
$k_{sh,sal} \rightarrow w(m/seg)$	Coeficiente de transferência de massa de sal em relação à parede do módulo
m	metro
MMH	Membrana Microporosa Hidrofóbica
mol	mol
NF	Nano-Filtração
Nu	Número de Nusselt
OD	Osmose Direta
OR	Osmose Reversa
Pa	Pascal
PC	Polarização de Concentração
$P_{i,g,mA,p}$	Pressões parciais de vapor nas superfícies da MMH
$P_{MA}(mol/mol)$	Peso molecular do vapor de água
$P_{per,g,m}$	Pressão parcial de vapor na superfície da membrana no lado do permeado
Pr	Número de Prandtl
$P_{sh,g,m}$	Pressão parcial de vapor na superfície da membrana no lado da alimentação
PT	Polarização de Temperatura
$Q_{per,ag}$	Fluxo de calor na região do permeado
$Q_{sh,g,sal}(W/m^2)$	Fluxo de calor na região de alimentação
$Q_{T,m}$	Fluxo de calor na região da membrana
Re	Número de Reynolds

$R_{ug}(m^3kPa/mol\ K)$	Constante Universal dos Gases
RTI	Resina de Troca Iônica
$R_w\ (m)$	Raio na Superfície da Parede
$R_m(m)$	Raio na Superfície da membrana
Seg	Segundo
$S_m(m^{-1})$	Área da Superfície da Membrana
$S_w(m^{-1})$	Área da Superfície da Parede
$T_{m,md}(K)$	Temperatura média da MMH
$T_{mix,ent}(K)$	Temperatura da corrente de vapor que entra no lado da alimentação
$T_{per,ag}(K)$	Temperatura média da corrente de vapor no lado do permeado
$T_{per,ag,ent}(K)$	Temperatura da corrente de permeado que entra
$T_{per,ag,sai}(K)$	Temperatura da corrente de permeado que sai
$T_{per,m}(K)$	Temperatura na superfície da membrana do lado do permeado
$T_{per.,Ag,0}(K)$	Temperatura inicial da água na região do permeado
$T_{sh,g,sai}(K)$	Temperatura média da corrente de vapor no lado da alimentação
$T_{sh,g,sai,0}(K)$	Temperatura inicial do gás na região de alimentação
$T_{sh,g,sai,m}(K)$	Temperatura do gás na superfície de alimentação da MMH
$T_{sh,g,sai,ent,\infty}(K)$	Temperatura do gás que entra no lado da alimentação
$T_{sh,g,sai,sai}(K)$	Temperatura do gás que sai no lado da alimentação
$T_{sh,g,sai,sai,\infty}(K)$	Temperatura final do gás que sai no lado da alimentação
$T_{sh,p,0}(W/m\ K)$	Temperatura inicial das partículas no lado da alimentação
UDU	Umidificação-Desumidificação
$u_{sh,g}(m/seg.)$	Velocidade do gás no lado da alimentação
$u_{sh,sai}(m/seg.)$	Velocidade do sal no lado de alimentação
W	Watt
ξ	Fração molar de sal na água

LISTA DE FIGURAS

Figura 2.1: Classificação das tecnologias de dessalinização por princípio de funcionamento	17
Figura 2.2: Classificação das tecnologias de dessalinização por energia principal de entrada	19
Figura 2.3: Quantidade e capacidade de plantas de dessalinização operacionais por tecnologia	21
Figura 2.4: (a) Destilação por Membrana de Contato Direto (DMCD); (b) Destilação por Membrana à Vácuo (DMV); (c) Destilação por Membrana com Separador de Ar (DMSA); (d) Destilação por Membrana com Gás de Varredura (DMGV)	23
Figura 2.5: Destilação por Membrana de Contato Direto (DMCD)	24
Figura 2.6: Destilação por Membrana à Vácuo (DMV)	25
Figura 2.7: Destilação por Membrana com Separador de Ar (DMSA)	26
Figura 2.8: Destilação por Membrana com Gás de Varredura (DMGV)	26
Figura 2.9: Transferência de Calor e Massa num sistema DMCD.	28
Figura 3.1: Esquema simplificado do módulo de dessalinização	36
Figura 3.2: Esquema de uma partícula célula aberta	37
Figura 3.3: Mecanismo de vapor d'água transportado dentro de membrana de um sistema DMCD	38
Figura 4.1: Perfis de temperatura da mistura (gás + sal) como uma função do tempo de carregamento ao longo do módulo de dessalinização.	57
Figura 4.2: Perfis de temperatura da mistura (gás + sal) como uma função do tempo de carregamento do rcentro do módulo→Rparede do módulo.	58
Figura 4.3: Perfis de temperatura da mistura (gás + sal) como uma função do tempo de carregamento do rC. Reg,de evap.→RP. da Memb.da Reg. de Evap..	59
Figura 4.4: Comparação do perfil de temperatura da mistura (gás + sal) e do perfil de temperatura na parede da membrana hidrofóbica.	60

Figura 4.5: Perfis de temperatura na fase sólida como uma função do tempo de carregamento.	61
Figura 4.6: Perfis de concentração do sal como uma função do tempo de carregamento.	62
Figura 4.7: Perfis de concentração do gás como uma função do tempo de carregamento.	63
Figura 4.8: Evolução do fluxo de vapor d'água através da membrana hidrofóbica variando com B_m, m_b variando com a diferença de pressão nas superfícies da membrana.	64
Figura 4.9: Comparação do fluxo de vapor d'água através da membrana hidrofóbica deste com resultado da literatura.	65
Figura 4.10: Comparação do perfil de temperatura na região de permeação com perfil de temperatura na parede da membrana hidrofóbica	66
Figura 4.11: Perfis de concentração na região de permeação como uma função do tempo de carregamento do rC. da Reg.de Per. → RP. da memb.da Reg.de Per..	66

LISTA DE TABELAS

Tabela 4.1: Propriedades termofísicas utilizados para obtenção dos resultados da simulação.	56
Tabela 4.2: Descrição das médias da temperatura da mistura nas posições longitudinais em direção a saída do módulo de dessalinização.	58
Tabela 4.3: Descrição das médias da temperatura da mistura nas posições radiais em direção a parede do módulo de dessalinização.	59
Tabela 4.4: Descrição das médias da temperatura da mistura nas posições radiais em direção a parede da membrana do módulo de dessalinização.....	60
Tabela 4.5: Descrição das médias da temperatura da fase sólida nas posições radiais das partículas solidas.	61
Tabela 4.6: Exposição das médias da concentração do sal nas posições Longitudinais do módulo de dessalinização.	62
Tabela 4.7: Exposição das médias da concentração do gás nas posições Longitudinais do módulo de dessalinização.	63

Sumário

CAPÍTULO 1.....	14
1. INTRODUÇÃO.....	14
CAPÍTULO 2.....	16
2. DESSALINIZAÇÃO	16
2.1. TÉCNICAS DE DESSALINIZAÇÃO	19
2.2. DESTILAÇÃO POR MEMBRANA (DM).....	21
2.2.1. DESTILAÇÃO POR MEMBRANA DE CONTATO DIRETO (DMCD)	23
2.2.2. DESTILAÇÃO POR MEMBRANA À VÁCUO (DMV)	24
2.2.3. DESTILAÇÃO POR MEMBRANA COM SEPARADOR DE AR (DMSA)	25
2.2.4. DESTILAÇÃO POR MEMBRANA COM GÁS DE VARREDURA (DMGV)	26
2.2.5. CONFIGURAÇÕES HÍBRIDAS	27
2.3. TRANSPORTE E EFEITOS DE POLARIZAÇÃO EM DMCD	28
2.3.1. TRANSFERÊNCIA DE CALOR EM DMCD	30
2.3.1.1. REGIÃO DE ALIMENTAÇÃO	30
2.3.1.2. REGIÃO DA MEMBRANA	31
2.3.1.3. REGIÃO DO PERMEADO	32
2.3.2. TRANSFERÊNCIA DE MASSA EM DMCD	34
CAPÍTULO 3.....	36
3. MODELAGEM MATEMÁTICA.....	36
3.1. MODELAGEM MATEMÁTICA DO PROBLEMA DIRETO.....	38
3.1.1. BALANÇOS DE ENERGIA NA REGIÃO DE EVAPORAÇÃO	39
3.1.2. BALANÇOS DE MASSA DO SAL NA REGIÃO DE EVAPORAÇÃO.....	40
3.1.3. REGIÃO DE PERMEAÇÃO	43
3.1.4. EQUAÇÕES COMPLEMENTARES	46
3.1.4.1. TRANSFERÊNCIA DE CALOR NA REGIÃO DE EVAPORAÇÃO	46
3.1.4.2. TRANSFERÊNCIA DE CALOR NA MEMBRANA.....	46
3.1.4.3. TRANSFERÊNCIA DE CALOR NA REGIÃO DE PERMEAÇÃO	46

3.2. SOLUÇÃO DO PROBLEMA DIRETO	47
3.2.1. FORMALISMO DO MÉTODO DAS DFS	47
3.2.2. FORMALISMO DO MÉTODO EXPLÍCITO DAS DFS	48
3.3. DISCRETIZAÇÃO DO MODELO DE TRABALHO	49
CAPÍTULO 4.....	55
4. RESULTADOS E DISCUSSÕES.....	55
4.1. PARÂMETROS PARA SIMULAÇÃO	55
4.2. PERFIS DE TEMPERATURA DA MISTURA (GÁS + SAL).....	57
4.3. PERFIS DE TEMPERATURA NA FASE SÓLIDA	61
4.4. PERFIS DE CONCENTRAÇÃO DO GÁS E DO SAL EM DIFERENTES POSIÇÕES DO MÓDULO DE DESSALINIZAÇÃO	62
4.5. CÁLCULO DO FLUXO D'ÁGUA ATRAVÉS DA MEMBRANA.....	64
4.5.1. COMPARAÇÃO COM DADOS DA LITERATURA	64
4.6. PERFIS DA TEMPERATURA E CONCENTRAÇÃO NA REGIÃO DE PERMEAÇÃO	65
CAPÍTULO 5.....	68
5. CONCLUSÕES E PERSPECTIVAS	68
5.1. PERSPECTIVAS.....	68
REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS	69
APÊNDICE A	72

CAPÍTULO 1

1. INTRODUÇÃO

Os processos de dessalinização da água do mar são realizados com base em quantidades substanciais de energia para a produção de água doce. A escassez de água doce é um dos mais sérios desafios globais para o desenvolvimento da população mundial. A capacidade mundial de sustentabilidade será severamente prejudicada pelos recursos hídricos e energéticos limpos que estarão intimamente ligados nas próximas décadas. O custo resultante da água doce fabricada depende substancialmente do custo da energia. A utilização eficaz da energia para alimentar os processos de dessalinização é uma questão essencial para a sua sustentabilidade económica e consequente sucesso na aplicação. Por este motivo, a maior parte dos custos operacionais do processo de dessalinização depende diretamente do método como a energia é obtida e gerenciada. A utilização de fontes de energia renováveis, como a energia solar, expressa uma solução sustentável para os processos de dessalinização do ponto de vista económico e ambiental.

O método de destilação por membrana (DM) é uma das tecnologias de dessalinização que estão sendo usadas para investigar a dessalinização solar juntamente com fontes de energia renováveis. O método DM é um processo conduzido termicamente que utiliza uma membrana microporosa hidrofóbica (MMH) para separar as moléculas de vapor de uma solução estimulada por energia. A transferência de massa e a transferência de calor ocorrem simultaneamente por transporte convectivo e difusivo de vapor de água através de uma MMH. O efeito da transferência de massa e transferência de calor através da MMH está ligado ao impacto da Polarização de Concentração (PC) e Polarização de Temperatura (PT) que pode influenciar no desempenho do DM, diminuindo a força motriz provocada pelo gradiente de concentração e gradiente de temperatura no fluido que delimita a membrana.

As forças motrizes do mundo estão voltadas para a globalização, inovação, sustentabilidade e desenvolvimento. O desenvolvimento sustentável e a competitividade são objetivos importantes para a indústria de processos, e a Intensificação de Processos (IP) ajudará a alcançar uma indústria de processos sustentável e economicamente forte. O IP oferece um número potencial de oportunidades para a indústria de processo e tem um papel significativo em termos de economia de energia, redução de emissões de gases de efeito estufa e competitividade de custos. A destilação por membrana de contato direto é uma demanda projetada para ser uma tecnologia IP que envolve a transferência de

calor e a transferência de massa impulsionada por um gradiente de pressão de vapor através de uma MMH.

A tecnologia de evaporação movida a energia solar em meio poroso de espuma metálica de células abertas surge como uma abordagem promissora e sustentável para converter água do mar em água doce. A novidade deste trabalho está focada na configuração de um leito poroso compactado preenchido com partículas de espuma metálica de células abertas integrado a uma membrana de contato direto (DCM) para a produção de água doce a partir de água do mar (sal + H₂O). A utilização de espumas metálicas de células abertas em leitos empacotados com partículas aglomeradas tem sido amplamente relatada nas últimas décadas devido à sua estrutura hierárquica de poros. Devido às suas excelentes propriedades termofísicas, as espumas metálicas de células abertas são utilizadas como leitos porosos e, portanto, podem ser empregadas para melhorar as transferências de calor e massa.

CAPÍTULO 2

2. DESSALINIZAÇÃO

A escassez de água doce deve ser um dos maiores desafios para a sociedade no futuro. Segundo relatório da ONU [1], estima-se um aumento na demanda global de água doce de cerca de 1% a.a., com um acumulado entre 30~35% até 2050, devido a fatores como crescimento populacional, mudanças climáticas e poluição.

Uma alternativa para lidar com este problema é o uso de água salgada, insumo que representa cerca de 97% da água total no mundo [1]. Embora não possa ser usada diretamente para consumo, a água salgada pode ser utilizada para produção de água doce através do processo de dessalinização.

A dessalinização de água é um processo fundamental para enfrentar os desafios da escassez hídrica e garantir o acesso a água potável em regiões onde os recursos de água doce são limitados [2]. Consiste na remoção de sais e minerais dissolvidos da água salina ou salobra, tornando-a adequada para consumo humano, agricultura e outros usos diversos.

Na indústria, esse processo ocorre em Plantas de Dessalinização, instalações projetadas que normalmente apresentam os seguintes componentes ou etapas:

- Captação: onde a água é coletada de uma fonte salina, como um mar ou lago.
- Pré-tratamento: onde a água passa por um processo de remoção de partículas sólidas maiores, como areia, lama e detritos.
- Dessalinização: onde são removidos os sais e minerais dissolvidos na água.
- Pós-tratamento: onde a corrente de água doce é tratada para melhorar sua qualidade e torná-la adequada para seu uso final.

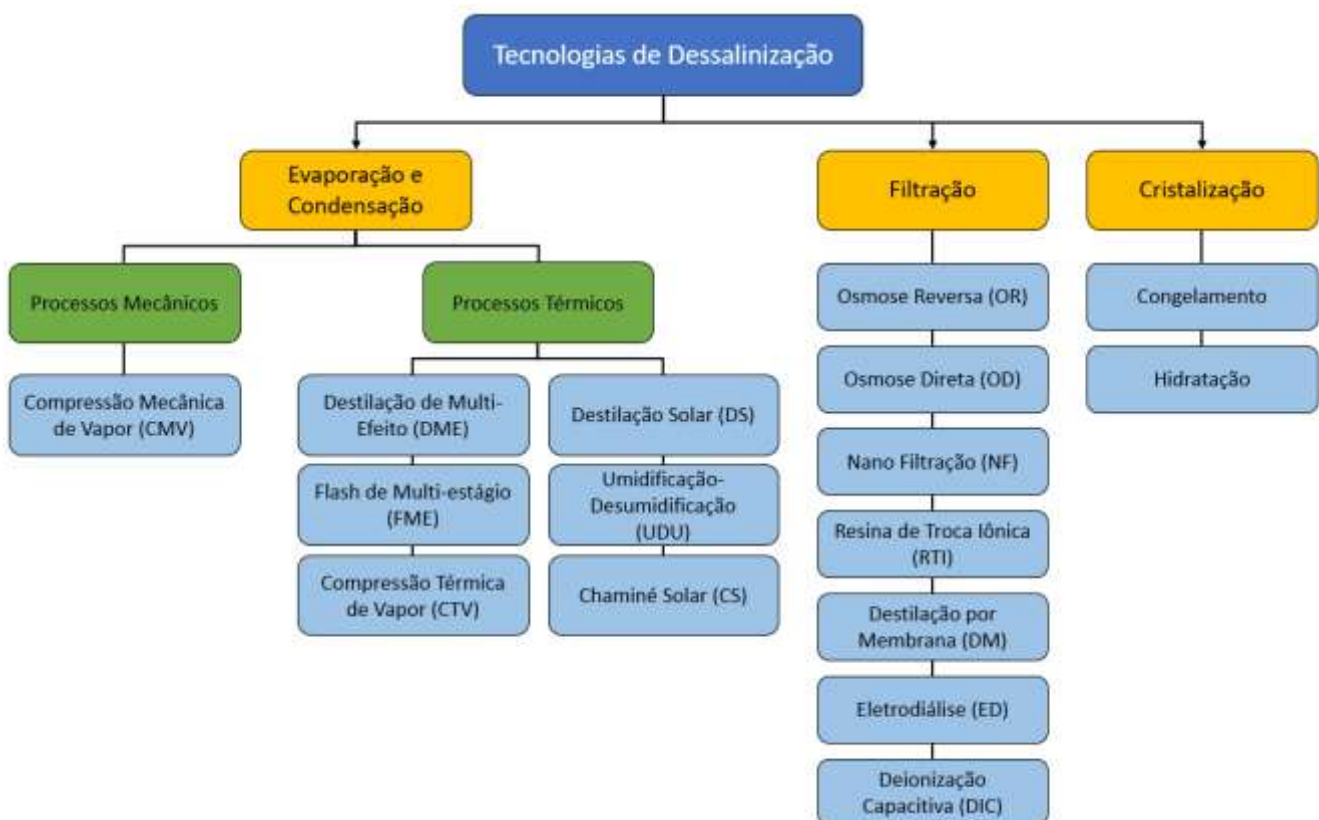
A capacidade total mundial para produção de água doce através da dessalinização tem aumentado de forma significativa nas últimas décadas, saltando de cerca de 5 milhões de metros cúbicos por dia ($\text{m}^3 \text{ dia}^{-1}$) em 1980, para 20 milhões de $\text{m}^3 \text{ dia}^{-1}$ em 2000, e 90 milhões de $\text{m}^3 \text{ dia}^{-1}$ em 2020 [3]. Em 2022, estima-se que existiam mais de 21000 plantas de dessalinização de água do mar em operação ao redor do mundo, com uma produção aproximada de 110 milhões de $\text{m}^3 \text{ dia}^{-1}$, onde cerca de 50% da capacidade instalada se localizava no Oriente Médio [4].

A dessalinização tem como subproduto a salmoura, uma corrente de efluente de alta concentração salina [5]. A salmoura tem um forte impacto negativo quando lançada no meio ambiente, uma vez que sua concentração de sais pode chegar a 1,7 vezes a da água original [6], o que exige um gerenciamento

de forma adequada em seu descarte. Uma das opções é seu aproveitamento para produção de sal ou outros compostos, operação que pode, inclusive, ajudar a reduzir os custos do processo de dessalinização [5].

A longo dos anos, diversas técnicas para dessalinização foram desenvolvidas, proporcionando soluções viáveis para a obtenção de água doce a partir de fontes alternativas, como a água do mar e águas salobras. Como sugerido por [7], essas tecnologias podem ser classificadas em três grupos principais de acordo com seu princípio de funcionamento: Evaporação e Condensação, Filtração e Cristalização. A Figura 2.1, mostra a classificação de [7] atualizada por [2], onde são incluídas técnicas modernas e tradicionais.

Figura 2.1: Classificação das tecnologias de dessalinização por princípio de funcionamento



Fonte: adaptado de Ref. [2]

Os processos de Evaporação e Condensação se baseiam na diferença de ponto de ebulição entre a água e os sais dissolvidos, permitindo a separação e recuperação da água doce [2]. Durante a evaporação, a água salina é aquecida, fornecendo a energia necessária para que a água se transforme em vapor, enquanto os sais permanecem na solução. Em seguida, o vapor gerado é conduzido para o processo de condensação, onde é resfriado e convertido novamente em água líquida.

Já os métodos de filtração consistem em passar a solução salina através de meios semipermeáveis que retêm as partículas sólidas, enquanto a água, juntamente com outros elementos dissolvidos de menor tamanho, atravessa o meio filtrante [5]. Aqui, esses meios semipermeáveis normalmente são membranas de separação, telas ou camadas porosas, que atuam como barreiras físicas para as partículas sólidas, permitindo apenas a passagem do solvente, no caso a água [5].

Os processos de cristalização se caracterizam pela separação da água dos sais dissolvidos a partir da formação controlada de cristais de gelo [2]. A cristalização é baseada na saturação da solução, em que a concentração de sais atinge um ponto em que os cristais começam a se formar.

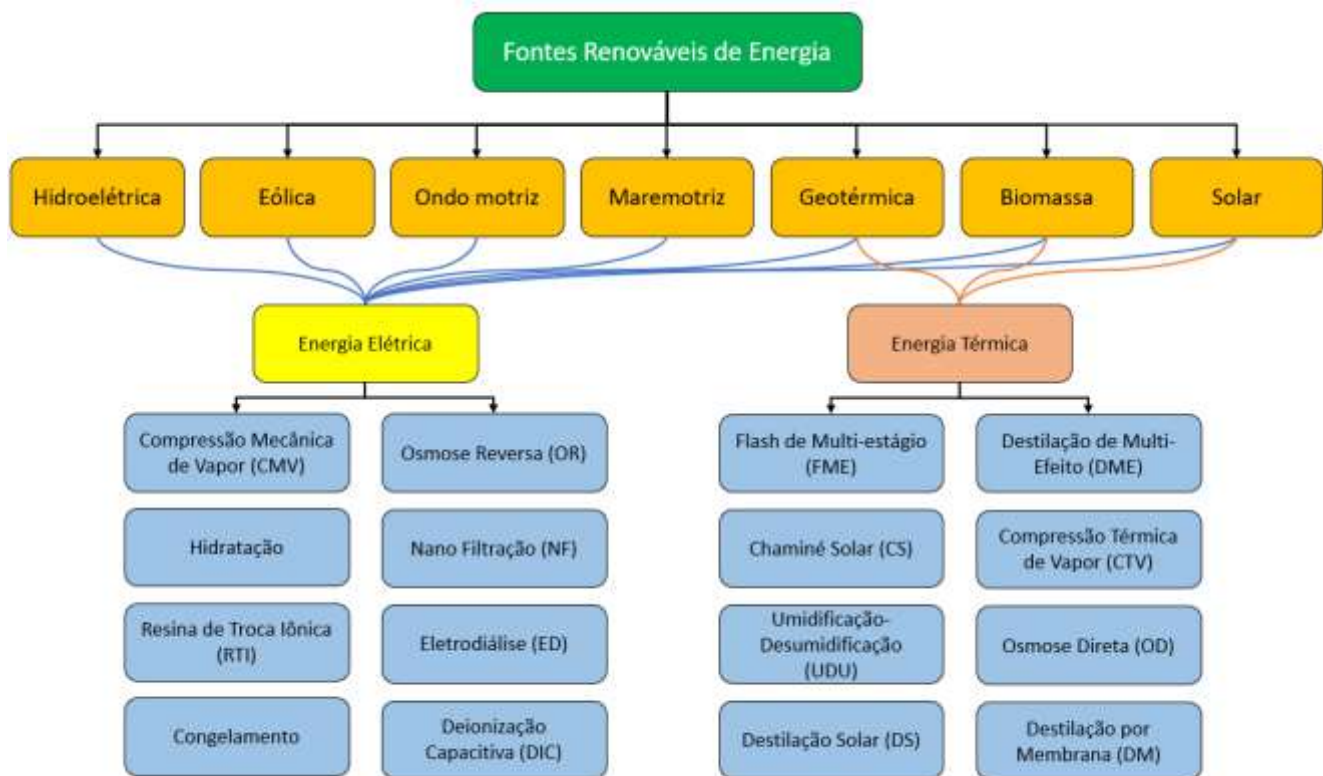
Uma vez que os processos de Evaporação e Condensação e de Cristalização, envolvem uso de temperatura, uma outra forma de classificação pode ser feita entre tecnologias térmicas e de membrana [2].

Além da produção de salmoura, uma característica comum a todos os métodos é o custo da energia como elemento chave na viabilidade da operação [8], uma vez que o processo dessalinização representa a etapa de maior consumo de energia de toda planta industrial [2]. Desta feita, a integração de tecnologias de dessalinização com energia renovável, como a energia solar, eólica e de biomassa, tem o potencial de tornar o processo mais sustentável e ambientalmente amigável [9].

O uso de energia renovável pode reduzir a dependência de combustíveis fósseis e mitigar o impacto ambiental associado às técnicas tradicionais de dessalinização [9], além de expressar uma solução sustentável do ponto de vista econômico [10]. Nesse sentido, a energia termosolar torna-se particularmente interessante por ser gratuita e em abundância [8].

Diferentes fontes de energia podem ser utilizadas, a depender do processo selecionado. A Figura 2.2 mostra uma variação na classificação das técnicas de dessalinização com base no tipo de energia utilizada e sua possível fonte renovável, dividindo processos entre de fontes térmicas e elétricas. Este último grupo agrega os também os processos mecânicos, uma vez que as energias mecânica e elétrica podem ser convertidas em ambas as direções [2].

Figura 2.2: Classificação das tecnologias de dessalinização por energia principal de entrada



Fonte: adaptado de Ref. [2]

Na sequência são apresentadas e comentadas as principais tecnologias para dessalinização de água em termos de empregabilidade na indústria, citando suas principais características e aplicações específicas.

2.1. TÉCNICAS DE DESSALINIZAÇÃO

Historicamente, os processos térmicos foram os primeiros utilizados para produção de água doce a partir de água salgada, representando mais de 84% da produção global até a década de 1980 [11]. Comercialmente, as principais tecnologias deste grupo são a Destilação de Multi-Efeito (DME) e o Flash de Multi-Estágio (FME). Para produção de vapor, esses métodos costumam se valer da queima de combustível fóssil ou do aproveitamento de calor residual. No caso da Compressão Térmica de Vapor (CTV), o uso de um compressor térmico ainda é exigido para retirar o vapor que vem da solução, o que pode aumentar os custos da instalação. Em todo caso, o principal atrativo desses processos é a capacidade de produção de água de alta qualidade [11].

Uma vez que o custo da energia e os impactos ambientais são características sensíveis na composição do valor da água, o uso de fontes renováveis de calor, sobretudo termo solar, é bastante apreciado

[7]. Neste sentido, os processos de Umidificação-Desumidificação (UDU) e Chaminé Solar (CS) são tecnologias ainda em desenvolvimento pensadas especificamente para uso de energia solar [11]. A Destilação Solar (DS) é outra técnica que segue esses moldes e encontra aplicação comercial, porém restrita a pequenas produções [2].

Os métodos mecânicos podem utilizar bombas para pressurizar a água através de uma membrana de separação ou compressores para extrair o vapor gerado a partir da solução [2]. Do primeiro caso, fazem parte a Osmose Reversa (OR) e a Nano-Filtração (NF). Pode-se dizer que a NF é um caso particular da OR, onde a membrana possui poros maiores, o que diminui a pressão e energia necessárias para a filtração, mas produz um permeado mais salino [5].

Já do segundo tipo faz parte a Compressão Mecânica de Vapor (CMV), processo similar ao CTV, mas onde um compressor a vapor é utilizado [2]. Embora seja capaz de produzir uma água de alta qualidade, esta técnica ainda apresenta baixa produtividade de água.

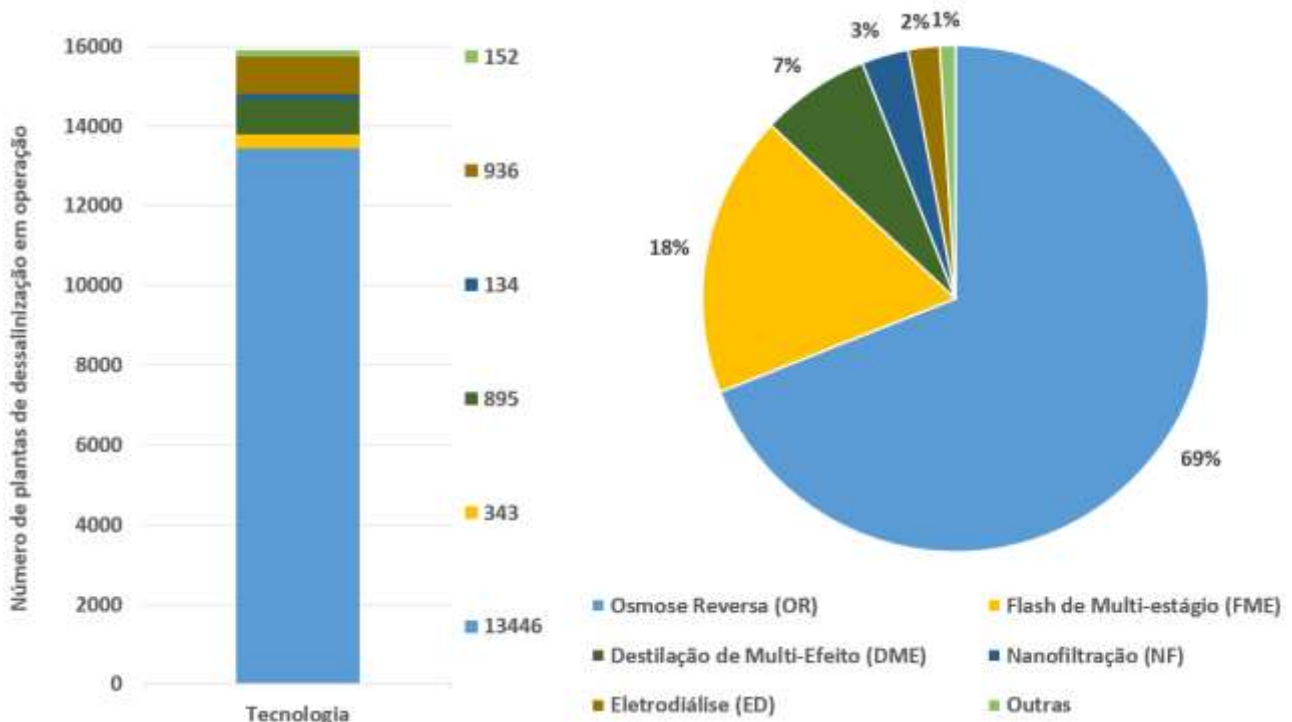
A Osmose Direta (OD), é um processo natural que acontece à pressão ambiente onde o solvente atravessa a membrana para diluir uma solução mais concentrada que está do outro lado [10]. Este processo consome bem menos energia que a OR, porém não resulta numa água própria para ingestão, estando ainda em processo de desenvolvimento [10].

Os métodos de Hidratação e Congelamento se baseiam na geração de cristais de hidratos e gelo, respectivamente, para separação do sal e água [2]. São métodos também promissores e que seguem em desenvolvimento.

Outros métodos a serem citados são a Deionização Capacitiva (DIC), a Eletrodialise (ED) e a Resina de Troca Iônica (RTI). Nos dois primeiros, a remoção de íons de sais dissolvidos ocorre por meio da geração de campo elétrico. Já no último, a captura ocorre por reação química. Nos três casos, os métodos apresentam uma eficiência menor da destilação, sendo indicados apenas para o tratamento de águas salobras [2].

Embora diversas tecnologias de dessalinização existam, a produção global é concentrada em poucas delas. Como mostrado por [11] na figura 2.3, a partir de dados da agência Global da “Water Intelligence”, em 2019 a OR era o processo dominante, representando 84% do número de plantas em operação no mundo e 69% da quantidade de água produzida. Em seguida, os processos térmicos de DME e FME somavam menos de 8% das instalações e 25% da produção, enquanto o restante vem sendo dividido entre outras tecnologias.

Figura 2.3: Quantidade e capacidade de plantas de dessalinização operacionais por tecnologia



Fonte: adaptado de Ref. [11]

Dentre as tecnologias emergentes, a Destilação por Membrana (DM) destaca-se como uma estratégia particularmente interessante por ser um híbrido entre os métodos térmico e de filtração [12]. Suas características singulares, bem como suas diferentes configurações, e principais aplicações, são apresentadas em maiores detalhes a seguir.

2.2. DESTILAÇÃO POR MEMBRANA (DM)

A Destilação por Membrana (DM), é um método de microfiltração térmico cuja força motriz é a diferença de pressão de vapor proveniente de um gradiente de temperatura existente entre as superfícies quente e fria de uma Membrana Microporosa Hidrofóbica (MMH) [12]. A MMH é uma estrutura, normalmente polimérica, que funciona com uma barreira para os solutos não-voláteis (como sais), permitindo a passagem apenas do vapor de água através de seus poros [2].

Assim, a solução salina é evaporada na superfície da MMH e o vapor gerado, após atravessar a membrana, é condensado em uma superfície fria, resultando em água purificada. Como cita [13], os transportes de calor e massa do vapor de água ocorrem, simultaneamente, por convecção e difusão.

A DM oferece diferentes atrativos, como a possibilidade de se utilizar fontes de calor de baixa temperatura (60~90 °C), compactidade e a capacidade de tratar águas de alta salinidade [10].

Igualmente, as pressões hidrostáticas envolvidas são menores do que aquelas de outros métodos, como a OR [2]. Por estes motivos, a DM acaba por necessitar de uma membrana com características menos robustas que a de outros métodos, sendo, portanto, mais barata, o que torna o processo mais econômico [12].

Sua principal vantagem, porém, é a qualidade do permeado, dada a capacidade da MMH de rejeitar quase 100% dos solutos não-voláteis da solução, o que permite eliminação de vestígios orgânicos e produção de água ultrapura [14].

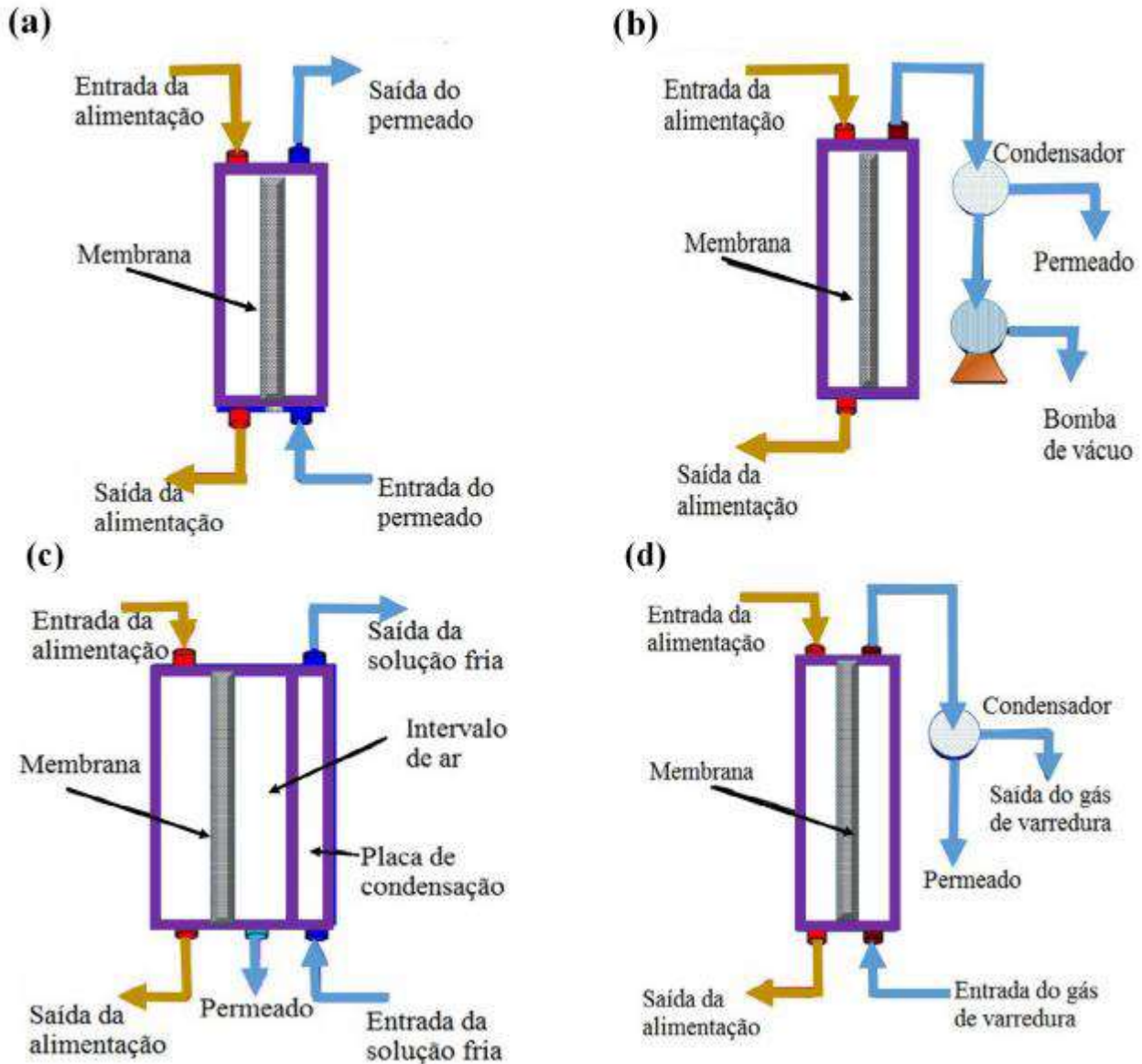
Entre as desvantagens, destaca-se a grande quantidade de energia necessária para evaporar a água, 600~9080 kWh m⁻³ [15], o que pode tornar o sistema caro para aplicações independentes [2]. O fluxo de permeado na DM menor que o de outros processos (OR) também é um obstáculo, uma vez que, tanto o ar preso dentro da membrana, quanto o pequeno diâmetro dos poros, se tornam fatores de resistência adicional na transferência de massa [12]. A quantidade de permeado também é bastante suscetível aos fenômenos de polarização de concentração e temperatura [12].

A tecnologia de DM ainda apresenta como problemas dois fenômenos: a Incrustação e o Molhamento. O primeiro se refere ao acúmulo de substâncias desfavoráveis na superfície da membrana, enquanto o segundo se trata de presença de líquido, ao invés de vapor, nos seus poros [16]. Em ambos os casos, os resultados são um prejuízo no fluxo e na qualidade do permeado, sendo necessário fazer uso de diversas estratégias para evitar ou corrigir esses problemas [2].

Ainda assim, atualmente a DM apresenta-se como uma das tecnologias mais promissoras sendo investigadas para dessalinização e tratamento de água, sobretudo quando acoplada à uma fonte de calor residual ou de energia renovável, especialmente solar [10].

A DM pode se apresentar sob quatro configurações principais [14]: Destilação por Membrana de Contato Direto (DMCD), Destilação por Membrana à Vácuo (DMV), Destilação por Membrana com Separador de Ar (DMSA) e Destilação por Membrana com Gás de Varredura (DMGV). A Figura 2.4 mostra um esquemático destes modelos, onde vê-se que a MMH apresenta um dos lados sempre em contato direto com a solução, a diferença entre as configurações se dando apenas no lado do permeado [14].

Figura 2.4: (a) Destilação por Membrana de Contato Direto (DMCD); (b) Destilação por Membrana à Vácuo (DMV); (c) Destilação por Membrana com Separador de Ar (DMSA); (d) Destilação por Membrana com Gás de Varredura (DMGV)



Fonte: Ref. [14]

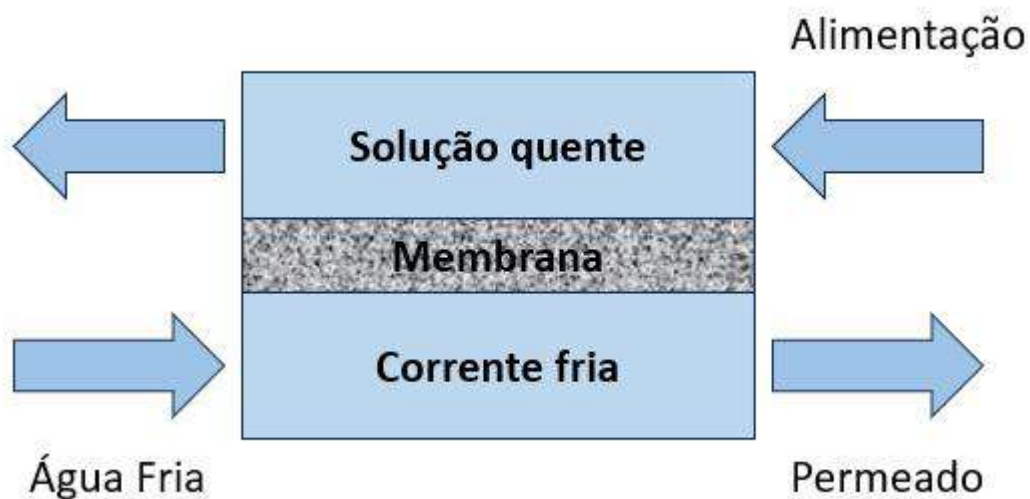
Por suas diferenças construtivas, cada variante da DM possui traços que mais as adequam a diferentes propósitos. A seguir, estas características são apresentadas e mais bem discutidas.

2.2.1. DESTILAÇÃO POR MEMBRANA DE CONTATO DIRETO (DMCD)

O método DMCD é a configuração mais prática e econômica e, portanto, a mais utilizada das quatro [14]. Como mostra na Figura 2.5, do lado do permeado a MMH fica em contato direto com uma

corrente de água fria, o que promove um gradiente de temperatura em relação ao lado da solução quente. Isso gera uma diferença de pressão entre os dois lados, o que leva o vapor do lado quente a atravessar a MMH e ser condensado do lado frio.

Figura 2.5: Destilação por Membrana de Contato Direto (DMCD)



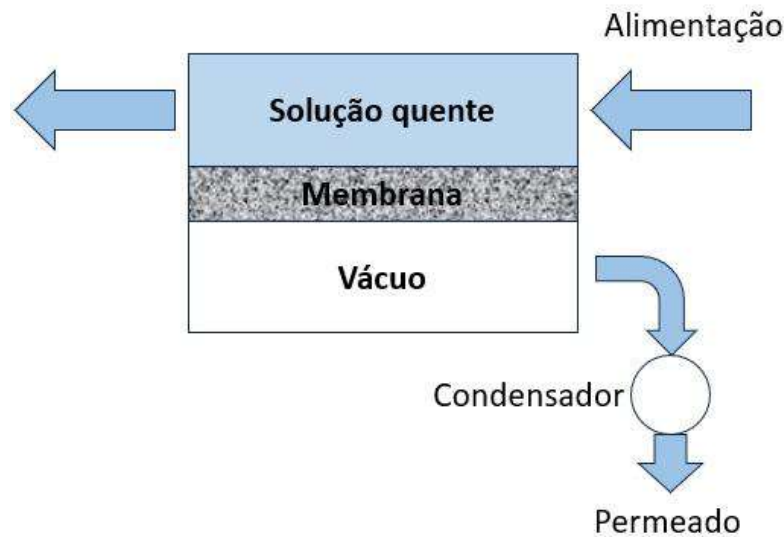
Fonte: adaptado de Ref. [12].

Além do tratamento de água, esta configuração encontra grande emprego nas indústrias alimentícia e química [12]. Embora simples, a configuração DMCD apresenta como desvantagem uma alta perda de calor por condução, significando uma baixa eficiência energética.

2.2.2. DESTILAÇÃO POR MEMBRANA À VÁCUO (DMV)

Na DMV (Figura 2.6) no lado do permeado é acoplada uma bomba de vácuo, cujo papel é promover a diferença de pressão em relação ao lado da solução que levará o vapor de água a ser arrastado através da MMH. O vapor é transferido para ser condensado num condensador separado.

Figura 2.6: Destilação por Membrana à Vácuo (DMV)



Fonte: adaptado de Ref. [12].

Uma vez que a pressão no lado do permeado é próxima de zero, essa é a configuração com maior força-motriz e maior fluxo de permeado [17]. Essa configuração também apresenta uma grande eficiência térmica, onde o calor perdido por condução também é desprezível [17].

O custo associado para a instalação da bomba de vácuo significa a maior desvantagem desse sistema, e sua principal aplicação é voltada para a separação de soluções voláteis aquosas [17].

2.2.3. DESTILAÇÃO POR MEMBRANA COM SEPARADOR DE AR (DMSA)

Nesse modelo, mostrado na Figura 2.7, uma camada estática de ar é adicionada entre a membrana e a superfície de condensação. A intenção deste modelo é promover uma redução do consumo de energia térmica, uma vez que o espaço de ar aumenta a resistência térmica entre os dois fluidos [2]. Assim, o vapor que passa através da MMH, passa também pelo ar e é condensado na superfície fria do módulo da membrana.

Figura 2.7: Destilação por Membrana com Separador de Ar (DMSA)



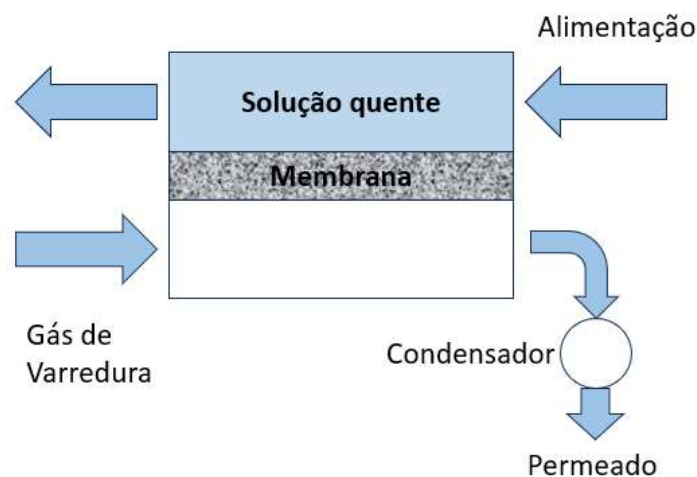
Fonte: adaptado de Ref. [12].

A inclusão da camada de ar torna essa configuração DM a de maior eficiência energética [12]. No entanto, ela também é responsável por gerar uma resistência maior à transferência de massa do vapor, o que resulta numa diminuição do fluxo de permeado. Além da dessalinização de água, a DMSA é um método que encontra emprego para é voltada para a separação de soluções voláteis aquosas e tratamento de água produzida [12].

2.2.4. DESTILAÇÃO POR MEMBRANA COM GÁS DE VARREDURA (DMGV)

Na configuração DMGV, cujo esquemático é mostrado na Figura 2.8, o vapor permeado é arrastado por uma corrente de gás frio inerte, normalmente Nitrogênio, sendo levado até um condensador fora do módulo da membrana.

Figura 2.8: Destilação por Membrana com Gás de Varredura (DMGV)



Fonte: adaptado de Ref. [12].

De forma similar ao método DMSA, na DMGV é formada uma camada de gás que reduz a perda térmica, porém sem prejudicar o fluxo de permeado, já que o gás não é estático [18]. A principal desvantagem desse método é que um pequeno volume de permeado é difundido num grande volume de gás, tornando necessário o uso de um condensador maior [2]. Esta técnica pode ser usada para remover compostos voláteis de soluções aquosas [19].

2.2.5. CONFIGURAÇÕES HÍBRIDAS

Além das quatro configurações principais, vale citar três tecnologias híbridas: a Destilação por Membrana com Gás de Varredura Termostático (DMGVT), a Destilação por Membrana com Separador de Líquido (DMSL) e a Destilação por Membrana com Separador de Ar Assistida a Vácuo (DMSA-AV).

Como aponta [20], a DMGVT é resultado da combinação das configurações DMSA e DMGV. Devido ao calor transferido pela membrana, a temperatura do gás de varredura no lado permeado aumenta consideravelmente ao longo do comprimento do módulo de membrana [20], diminuindo a diferença de pressão entre os dois lados da MMH. A ideia da combinação é minimizar o aumento da temperatura do gás utilizando uma parede fria no lado permeado. Nesse caso, o gás inerte é direcionado através do espaço entre a membrana e a superfície de condensação. Parte do vapor é condensado na superfície de condensação (DMSA), enquanto o restante é condensado fora da célula da membrana por um condensador externo (DMGV) [18].

A DMSL é um híbrido entre a DMCD e DMSA. Nela, uma camada de água destilada é usada para preencher o espaço entre a MMH e a superfície de condensação no lado do permeado do módulo. Assim, o vapor de água que passa pela membrana, condensa-se no espaço líquido. Essa configuração tem por objetivo superar a perda de calor na condução da DMCD [21].

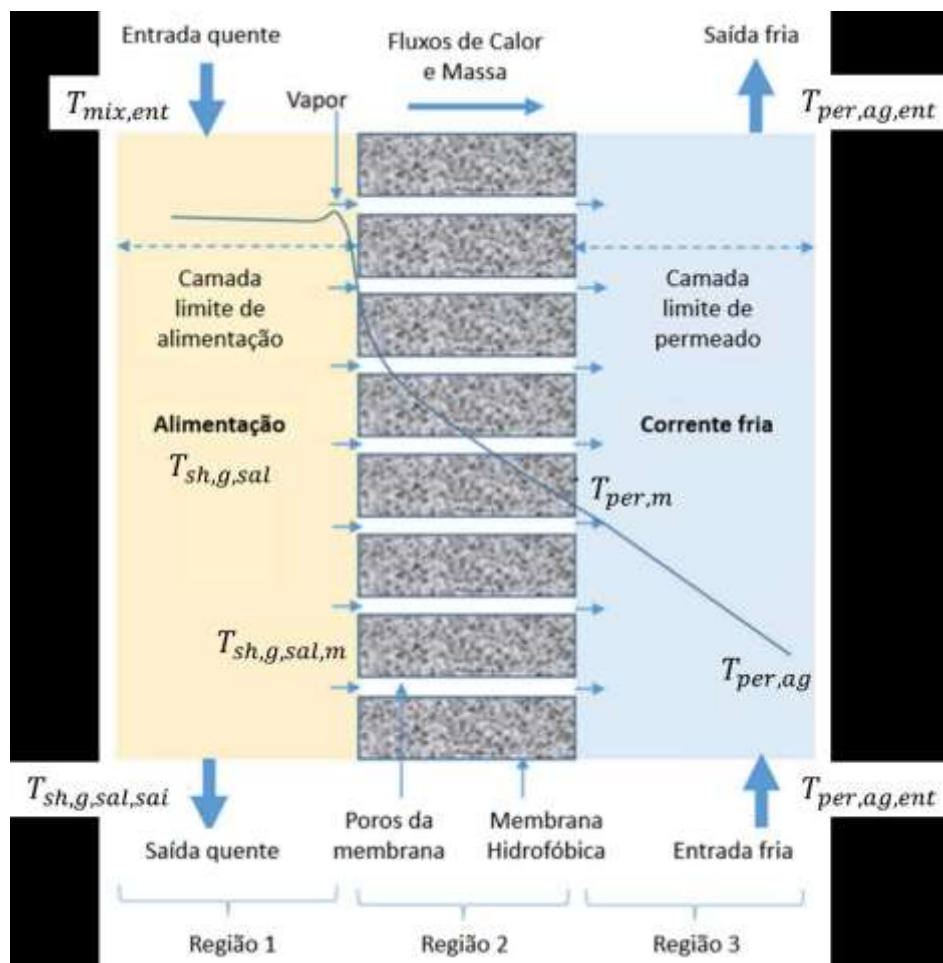
Por fim, a DMSA-AV é fruto da combinação entre as configurações DMSA e DMV. Neste método, uma bomba de vácuo é acoplada à camada que separa a MMH da superfície de condensação a fim de remover os gases não-condensáveis (ar). Esta remoção acarretada numa diminuição da resistência da transferência de massa da DMSA, resultando num aumento do fluxo de permeado. Como cita [22], a eficiência desse modelo no tocante ao alto calor latente e recuperação de água é maior que aquela das quatro configurações básicas de DM. O método, no entanto, apresenta a desvantagem de um aumento no custo de implementação e operação, associado ao fornecimento da pressão de vácuo.

2.3. TRANSPORTE E EFEITOS DE POLARIZAÇÃO EM DMCD

O processo de DMCD acontece através de mecanismos complexos e simultâneos de transporte de calor e massa [21]. O transporte de calor é o processo de transferência de energia do fluido quente para o frio, enquanto o de massa se refere à transferência de vapor proveniente da solução salina para o volume permeado [21]. A compreensão e determinação das estruturas governantes desses dois mecanismos são cruciais para poder gerar previsões precisas e confiáveis da temperatura na membrana e do volume do fluxo de permeado [22], a fim de permitir otimizar o desempenho do processo e melhorar a qualidade do permeado. O rendimento da destilação por membrana pode ser afetado negativamente dois efeitos: a Polarização de Concentração e a Polarização de Temperatura [22].

A Figura 2.9 apresenta um diagrama esquemático das curvas de temperatura e concentração de massa para um sistema DMCD, bem como as regiões onde elas ocorrem.

Figura 2.9: Transferência de Calor e Massa num sistema DMCD.



Fonte: adaptado de Ref. [22].

O efeito de PT é um fenômeno onde um aumento excessivo de temperatura no leito de alimentação leva à vaporização dos solutos, que escapam pelos poros da MMH, levando a uma redução na eficiência da separação [26]. De forma semelhante, na PC uma alta concentração do soluto no lado alimentação pode levar a uma cristalização de sais na sua superfície na membrana, bloqueando os poros e diminuindo o fluxo de massa [26].

Para entender adequadamente a combinação do processo de transferência de massa e calor no DMCD, a PC e/ou a PT próxima à superfície da membrana ao longo do comprimento do módulo deve ser totalmente analisada [26]. Devido às resistências de transferência de massa e de calor próximo à superfície da membrana, os fenômenos de polarização são identificados como os fatores limitantes que impactam na eficiência do transporte e, portanto, o PC e o PT afetam os fluxos permeáveis da membrana.

Os coeficientes de polarização relativos às transferências de calor e massa podem ser usados para descrever o gradiente de temperatura efetivo através da membrana. O Coeficiente de Polarização de Temperatura (CPT) e o Coeficiente de Polarização de Concentração (CPC) são usados para quantificar a magnitude das resistências de transferência de calor e massa na camada limite [23]. Como a camada limite térmica é considerada um dos fatores limitantes da eficiência da transferência de calor, o CPT pode ser usado para quantificar o grau de resistência da camada limite em relação à resistência total à transferência de calor e, portanto, é empregado como uma ferramenta valiosa para avaliar e projetar sistemas DMCD [20]. Dependendo do impacto da camada limite térmica na resistência à transferência de calor devido à energia térmica armazenada nesta camada, o CPT varia entre 0 e 1.

Quando o CPT tende a 0, o DMCD é governado pela transferência de calor no lado de alimentação através da camada limite e CPT é notável devido ao alto armazenamento de energia térmica nesta camada. Quando o CPT converge para 1, o processo é conduzido pela transferência de massa através da membrana e, portanto, um menor impacto do CPT é notável devido ao baixo armazenamento de energia térmica na camada limite do DMCD. A camada limite térmica diminui a eficiência térmica do DMCD à medida que aumenta a perda de calor através da membrana, aumentando assim a energia necessária para atingir um fluxo de destilado constante ao longo do comprimento da membrana [24]. O aumento da perda de calor através da membrana é impulsionado pelo deslocamento do equilíbrio termodinâmico e, conseqüentemente, o fluxo do destilado é significativamente aumentado devido à redução na camada limite térmica [25]. Do ponto de vista da modelagem matemática, o efeito de

polarização precisa ser incluído nas equações do modelo para levar em conta os gradientes radiais devido ao efeito de PC e PT nas proximidades da membrana.

A seguir, os processos de transferência de calor e massa serão apresentados e discutidos, bem como as equações que os governam especificamente para um módulo DMCD.

2.3.1. TRANSFERÊNCIA DE CALOR EM DMCD

A DM é um processo não-isotérmico onde a transferência de calor se dá por dois mecanismos: calor latente e condução térmica na membrana [18]. Há três regiões por onde essa transferência ocorre: o lado de alimentação da solução, a MMH e o lado do permeado.

2.3.1.1. REGIÃO DE ALIMENTAÇÃO

No lado de alimentação da solução, o calor é transferido por convecção da solução até a superfície da membrana. O fluxo de calor $Q_{sh,g,sal}$, dado pela equação (2.1), é regido pela Lei de Resfriamento de Newton [21].

$$Q_{sh,g,sal} = h_{gs} A_m (T_{sh,g,sal} - T_{sh,g,sal,m}) \quad (2.1)$$

Onde h_{gs} é o coeficiente de transferência de calor no lado da solução do módulo DMCD, A_m é área de transferência de calor da MMH e $T_{sh,g,sal,m}$ é a temperatura na superfície da MMH. $T_{sh,g,sal}$ é a média de temperatura da corrente de vapor entre a solução que entra, $T_{mix,ent}$, e que sai, $T_{sh,g,sal,sai}$, do módulo no lado de alimentação, sendo dado pela equação (2.2).

$$T_{sh,g,sal} = \frac{T_{mix,ent} + T_{sh,g,sal,sai}}{2} \quad (2.2)$$

O coeficiente h_{gs} é avaliado por correlações empíricas em termos dos números de Nusselt, Reynolds e Prandtl [21], e é dado pela equação (2.3).

$$h_{gs} = \frac{Nu \ k_f}{D_h} \quad (2.3)$$

Onde k_f representa a condutividade térmica do fluido no lado da solução da MMH, D_h é o diâmetro hidráulico do canal úmido e Nu é número de Nusselt. Esses últimos são dados, respectivamente, pelas equações (2.4) e (2.5).

$$D_h = \frac{4(\text{área da seção transversal})}{\text{perímetro molhado}} \quad (2.4)$$

$$Nu = 1,86 \left(Re \, Pr \, \frac{D_h}{L} \right)^{1/3} \quad (2.5)$$

Onde Re é o número de Reynolds e Pr o número de Prandtl, dado pela equação (2.6).

$$Pr = \frac{\mu \, C_{p,Ag}}{k_f} \quad (2.6)$$

Onde μ e $C_{p,Ag}$ são, respectivamente, a viscosidade do fluido e a capacidade térmica específica da solução salina de alimentação.

2.3.1.2. REGIÃO DA MEMBRANA

Ao longo da espessura da MMH o calor é transferido de forma simultânea por condução, através da membrana, e por convecção, através do fluxo de massa de vapor que passa pelos poros da membrana [22]. O fluxo total de calor $Q_{T,m}$ é dado pela equação (2.7), onde k_m é a condutividade térmica da membrana, δ_m é a sua espessura, $T_{per,m}$ é a temperatura na superfície da membrana do lado do permeado, J_g é o fluxo de massa do permeado e $h_{g,m}$ é o calor latente de vaporização.

$$Q_{T,m} = \frac{k_m A_m}{\delta_m} (T_{sh,g,sal,m} - T_{per,m}) + J_g A_m h_{g,m} \quad (2.7)$$

O valor de km é calculado como mostra a equação (2.8). Aqui, ε_m representa a porosidade da membrana, k_{mm} é sua condutividade térmica do material da membrana e k_g é o coeficiente de condutividade do gás que passa pelos poros. Os valores para k_{mm} e k_g são dados, respectivamente, pelas equações (2.9) e (2.10).

$$k_m = \left[\frac{1 - \varepsilon_m}{k_{mm}} + \frac{\varepsilon_m}{k_g} \right]^{-1} \quad (2.8)$$

$$k_{mm} = a_1 10^{-4} T_m + a_2 10^{-2} \quad (2.9)$$

$$k_g = 1,36 \times 10^{-3} + 3,885 \times 10^{-5} T_{m,md} + 1,66 \times 10^{-3} \sqrt{T_{m,md}} \quad (2.10)$$

Os coeficientes a_1 e a_2 são constantes que dependem do tipo de material da MMH [22]. Já $T_{m,md}$ é a temperatura da MMH dada pela média das temperaturas nas superfícies da membrana nos lados da solução e do permeado como mostra a equação (2.11).

$$T_{m,md} = \frac{T_{sh,g,sal,m} + T_{per,m}}{2} \quad (2.11)$$

2.3.1.3. REGIÃO DO PERMEADO

Na última região, o calor é transferido por convecção da superfície da MMH até o volume de permeado através da camada térmica limite [22]. O cálculo do fluxo de calor é regido pela equação (2.12), onde $Q_{per,ag}$ representa o fluxo de calor permeado.

$$Q_{per,ag} = h_{per} A_m (T_{per,m} - T_{per,ag}) \quad (2.12)$$

Onde h_{per} é o coeficiente de transferência de calor permeado e $T_{per,ag}$ é a média de temperatura entre as correntes de permeado na entrada, $T_{per,ag,ent}$, e na saída, $T_{per,ag,sai}$. Estes parâmetros são calculados seguindo, respectivamente, as equações (2.13) e (2.14).

$$h_{per} = \frac{Nu k_p}{D_h} \quad (2.13)$$

$$T_{per,ag} = \frac{T_{per,ag,ent} + T_{per,ag,sai}}{2} \quad (2.14)$$

Onde k_p é a condutividade térmica do fluido no lado do permeado da MMH.

Em condições de estado estacionário, as quantidades de calor total que fluem através das regiões de alimentação ($Q_{sh,g,sal}$), da membrana ($Q_{T,m}$) e do permeado ($Q_{per,ag}$) são iguais [27]. Assim, é possível combinar as equações (2.1), (2.7) e (2.12) obtendo o balanço de energia dado pela equação (2.15).

$$\begin{aligned} h_{gs}A_m (T_{sh,g,sal} - T_{sh,g,sal,m}) &= \frac{k_m A_m}{\delta_m} (T_{sh,g,sal,m} - T_{per,m}) + J_g A_m h_{g,m} \\ &= h_{per} A_m (T_{per,ag} - T_{per,m}) \end{aligned} \quad (2.15)$$

Rearranjando a equação (2.15) é possível calcular as temperaturas em ambas as superfícies da membrana, $T_{sh,g,sal,m}$ e $T_{per,m}$, através das equações (2.16) e (2.17).

$$T_{sh,g,sal,m} = \frac{h_{gs}T_{sh,g,sal} + \left(\frac{k_m}{\delta_m} T_{per,m} - J_g h_{g,m}\right)}{h_{per} + \frac{k_m}{\delta_m}} \quad (2.16)$$

$$T_{per,m} = \frac{\frac{k_m}{\delta_m} T_{sh,g,sal,m} + (h_{per} T_{per,ag} - J_g h_{g,m})}{h_{per} + \frac{k_m}{\delta_m}} \quad (2.17)$$

Por fim, o Coeficiente de Polarização de Temperatura (CPT) é o parâmetro que descreve a eficiência térmica do processo [21]. Seu cálculo depende das temperaturas médias das correntes da solução, $T_{sh,g,sal}$, e do permeado, $T_{per,ag}$, bem como as temperaturas nas duas superfícies da MMH, $T_{sh,g,sal,m}$ e $T_{per,m}$, como dado pela equação (2.18).

$$CPT = \frac{T_{sh,g,sal,m} - T_{per,ag}}{T_{sh,g,sal} - T_{per,m}} \quad (2.18)$$

O principal efeito negativo da Polarização Térmica é a redução no fluxo de permeável do processo DMCD [18]. Algumas soluções empregadas para evitar e/ou mitigar esse fenômeno envolvem a seleção de membranas com melhor condutividade térmica e menores poros [20].

Como cita [22], o cálculo da temperatura média da membrana $T_{m,mb}$ é usado para determinar a pressão de vapor na interface da membrana, item necessário para estimar a transferência de massa no processo. Assim, a modelagem da transferência de calor costuma ser um pré-requisito para o cálculo da transferência de massa [22], processo a ser discutido a seguir.

2.3.2. TRANSFERÊNCIA DE MASSA EM DMCD

A DMCD envolve o transporte de moléculas de vapor de água através de um meio poroso e é caracterizada por sua natureza simultaneamente difusiva e viscosa [22]. Assim como a transferência de calor, esse processo ocorre em três etapas em sequência: a evaporação das moléculas voláteis da solução de alimentação, a transferência do vapor através dos poros da MMH e, finalmente, a condensação do vapor no lado da corrente de permeado [21].

Conforme [20], para o sistema DMCD, o fluxo de massa é diretamente proporcional à diferença de pressão parcial de vapor através da membrana e os fatores de separação variaram de acordo com as condições de operação do DMCD. A equação (2.19), derivada da Lei de Darcy, mostra o fluxo de massa J_w no sistema.

$$J_g = B_{m,mb}(P_{sh,g,m} - P_{per,g,m}) \quad (2.19)$$

Onde $B_{m,mb}$ é o coeficiente de transferência de massa e $P_{sh,g,m}$ e $P_{per,g,m}$ são as pressões parciais de vapor nas superfícies da membrana nos lados da alimentação e permeado, respectivamente.

O cálculo de $B_{m,mb}$ depende da configuração de DM adotada [27]. Para o sistema DMCD, dois modelos de difusão são empregados para descrever o transporte de massa através do meio poroso: o de Knudsen e o molecular [21]. Como aponta [20], o primeiro modelo representa a resistência associada à passagem das moléculas de vapor de água pelos poros estreitos da MMH, enquanto o segundo indica a resistência à difusão das moléculas de vapor oferecida pela camada de ar estagnado dentro dos poros.

Como apresentado por [20], esses modelos devem ser combinados resultando no coeficiente global de transferência de massa, dado pela equação (2.20).

$$B_{m,mb} = \frac{2\varepsilon_m d_p}{3\tau_m \delta_m} \left(\frac{8R_{ug}T_{m,md}}{\pi P M_A} \right)^{1/2} \frac{P M_A}{R_{ug}T_{m,md}} \quad (2.20)$$

Onde ε_m é a porosidade da membrana, d_p é o diâmetro do poro, τ_m é a tortuosidade da membrana, δ_m é a espessura da membrana, $P M_A$ é o peso molecular da molécula de vapor de água, R_{ug} é a constante universal dos gases e $T_{m,md}$ é a temperatura média da membrana.

Já as pressões de vapor $P_{i,g,m}^{A,P}$ em cada uma das superfícies podem ser calculadas usando a equação (2.21) seguindo a equação de Antoine.

$$P_{i,g,m}^{A,P} = a_{A,i} * \exp \left\{ 23,238 - \left[\frac{3816,44}{T_{i,m} + 228,15} \right] \right\}, \quad \text{onde } i = sh \text{ ou } per \quad (2.21)$$

Onde $a_{A,i}$ é o coeficiente de atividade da água para os lados da solução e do permeado, calculado a partir da fração molar de sal da água (x_i), como mostra a equação (2.22).

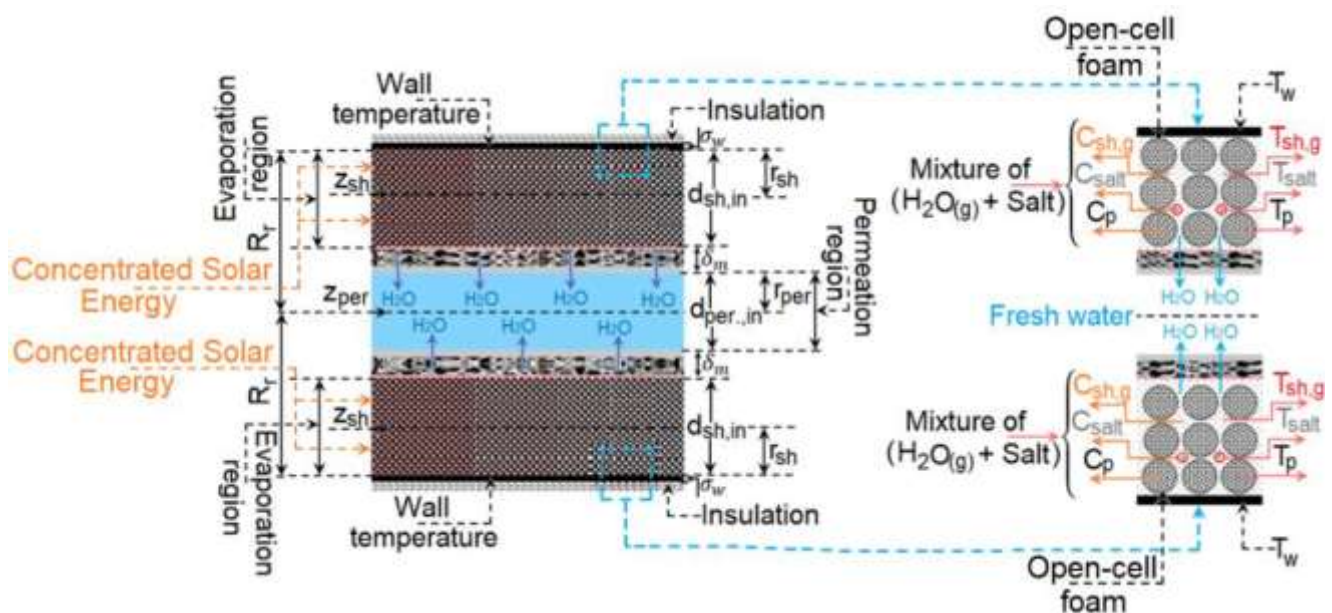
$$a_{A,i} = 1 - x_i - 10x_i^2, \quad \text{onde } i = sh \text{ ou } per \quad (2.22)$$

CAPÍTULO 3

3. MODELAGEM MATEMÁTICA

O desenvolvimento de projetos inovadores de dessalinizadores de membrana para produção de água (H_2O) potável ainda é um grande desafio para muitos pesquisadores em todo o mundo. Conforme mostrado na Figura 3.1, uma nova configuração para um dessalinizador assistido por membrana de contato direto movido a energia solar é desenvolvida com base no uso da energia solar para converter esta energia solar em energia química em vez de energia térmica. O projeto inovador da Figura 3.1 integra a região de conversão de energia e região de permeação da H_2O como segue.

Figura 3.1: Esquema simplificado do módulo de dessalinização



Fonte: Autor

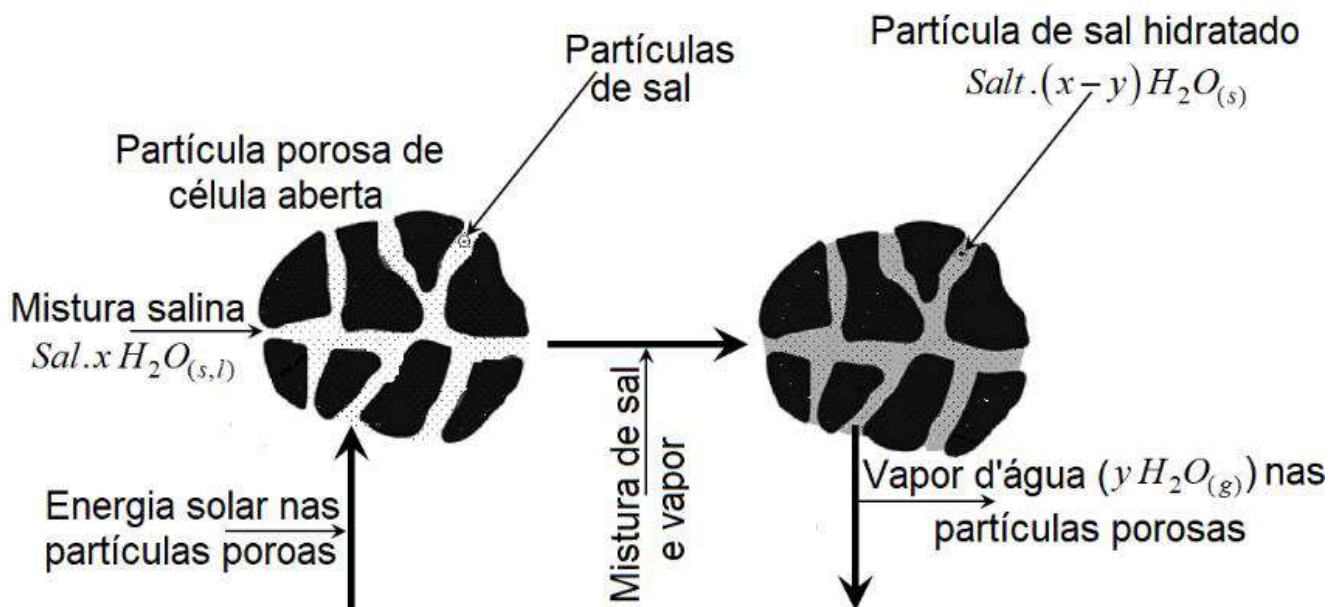
Comparado com o armazenamento de calor sensível e o armazenamento de calor latente, o Armazenamento de Calor Termoquímico (ACT) exibe uma maior densidade de armazenamento de energia ($200 \sim 500 \text{ kWh m}^{-3}$) e menores perdas de calor durante o armazenamento devido à energia armazenada nos potenciais químicos [29]. Em geral, há dois tipos de ACT segundo uma reação termoquímica: (i) sem sorção e (ii) com quimissorção. No caso do ACT sem sorção que é também considerado como sistemas de armazenamento químico, uma reação endotérmica de síntese reversível ocorre entre duas ou mais substâncias químicas separadas. Neste caso, uma grande quantidade de energia é armazenada ao sistema termoquímico porque as reações endotérmicas

ocorrem em alta temperatura, como por exemplo a reforma do metano (CH_4) com dióxido de carbono (CO_2).

No caso do ACT com quimissorção, uma quantidade relativamente pequena de energia, com baixa temperatura, pode causar a reação do ACT devido à menor energia de ativação, o que torna o ACT com quimissorção mais viável para sistemas de baixa temperatura do que sem sorção. Neste trabalho, um sistema de mistura salina ($\text{H}_2\text{O} + \text{sal}$) é introduzido em leito fixo poroso de partículas sólidas bem como uma fonte de energia solar para aquecer a mistura salina (Figura 3.1) e produzir água potável usando membrana de contato direto.

Um esquema de interação da mistura salina ($\text{H}_2\text{O} + \text{sal}$) sobre as partículas de espuma de célula aberta é mostrado na Figura 3.2. As partículas de espuma de célula aberta são materiais celulares tridimensionais (3D) feitos de suportes sólidos interconectados por uma rede de poros [30]. As espumas de células abertas são materiais potenciais para aumentar a transferência de massa e transferência de calor em leito fixo devido à sua grande porosidade, tortuosidade e grande área superficial.

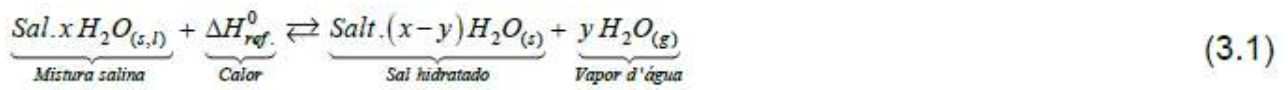
Figura 3.2: Esquema de uma partícula célula aberta



Fonte: Autor.

Uma mistura salina líquida pode ser usada para produzir água potável a partir do processo de evaporação em um sistema meio poroso usando o método de Destilação de Membrana de Contato

Direto (DMCD). No processo de evaporação, o armazenamento de energia termoquímica pode ser realizado através de uma reação química como segue.

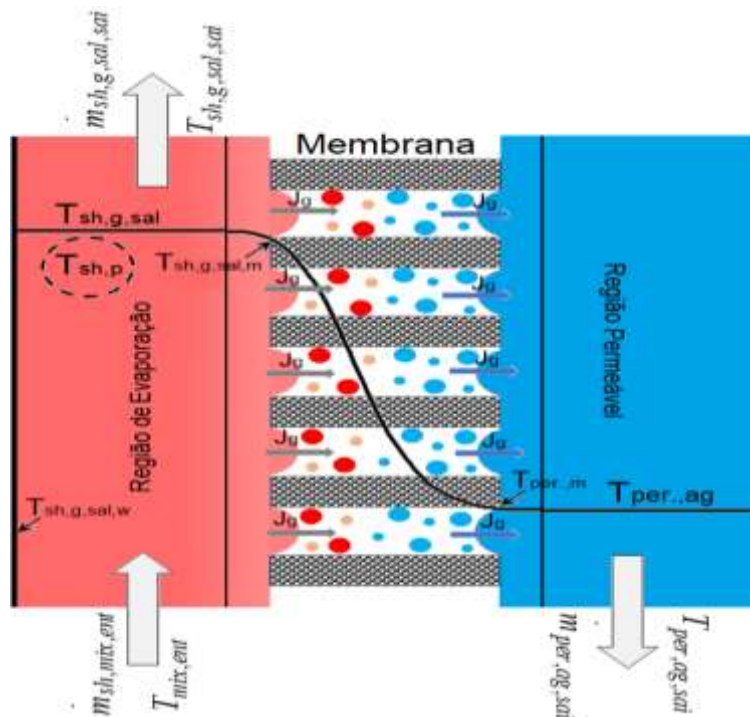


Para a Eq. (3.1), foi considerado como sal o “NaCl” e esta equação serve de base para desenvolver a modelagem matemática da região de evaporação da Figura 3.1. Além disso, a Figura 3.2 fornece informações par modelar a difusão nos poros das partículas sólidas da espuma de célula aberta.

3.1. MODELAGEM MATEMÁTICA DO PROBLEMA DIRETO

Uma configuração esquemática foi usada para desenvolver a modelagem matemática que pode ser vista na Figura 3.3. Esta figura mostra um mecanismo do método de DMCD onde a solução salina de alimentação é evaporada na região de evaporação. Até agora, vários trabalhos foram publicados sobre o método de DMCD, mas esses trabalhos não forneceram orientação teórica para o módulo de destilação de DMCD sobre um leito fixo. O contato fluido-sólido no sistema de leito empacotado melhora a transferência de calor e a transferência massa devido as partículas sólidas terem alta área interfacial e alta porosidade (espuma de célula aberta).

Figura 3.3: Mecanismo de vapor d’água transportado dentro de membrana de um sistema DMCD



Fonte: Autor

3.1.1. BALANÇOS DE ENERGIA NA REGIÃO DE EVAPORAÇÃO

O uso de modelos matemáticos pode ser utilizado para prever os fenômenos físicos de calor e massa nos sistemas fluido-sólido. Assim, foi desenvolvido um modelo matemático heterogêneo que envolve as equações de transferência de calor e massa do módulo de destilação DMCD conforme segue.

- Balanço de energia das fases gas-sal no lado de evaporação;

$$\begin{aligned} (\rho_{sh,g} C_{sh,p,g} + \rho_{sh,sal} C_{sh,p,sal}) \frac{\partial T_{sh,g,sal}}{\partial t} = & (\lambda_{r_{sh,g,eff}} + \lambda_{r_{sh,sal,eff}}) \frac{1}{r_{sh}} \frac{\partial}{\partial r_{sh}} \left(r_{sh} \frac{\partial T_{sh,g,sal}}{\partial r_{sh}} \right) + (\lambda_{z_{sh,g,eff}} + \\ & \lambda_{z_{sh,sal,eff}}) \frac{\partial}{\partial z_{sh}} \left(\frac{\partial T_{sh,g,sal}}{\partial z_{sh}} \right) - (\rho_{sh,g} C_{sh,p,g} u_{sh,g} + \rho_{sh,sal} C_{sh,p,sal} u_{sh,sal}) \\ & \frac{\partial T_{sh,g,sal}}{\partial z_{sh}} + \frac{6}{d_p} [h_{sh,g \rightarrow s} (1 - \varepsilon_b) + \varepsilon_b h_{sh,sal \rightarrow s}] (T_{sh,p}|_{r_p=R_p} - T_{sh,g,sal}) - \\ & [(1 - \varepsilon_b) h_{sh,sal \rightarrow w} + \varepsilon_b h_{sh,g \rightarrow w}] \frac{d_{sh,in}}{\sigma_w (d_{sh,in} + \sigma_w)} (T_{sh,g,sal} - T_{sh,g,sal,w}) - \\ & \frac{1}{\delta_w} [k_{sh,m} (T_{sh,g,sal,m} - T_{per,m}) + J_g h_g] \end{aligned} \quad (3.2)$$

- As condições iniciais e de contorno da Eq. (3.2) são definidos como;

$$T_{sh,g,sal} \Big|_{t=0} = T_{sh,g,sal,0} \quad (3.3)$$

$$\begin{aligned} \frac{\partial T_{sh,g,sal}}{\partial z_{sh}} \Big|_{z_{sh}=0^+, t \geq 0} = & \frac{(\rho_{sh,g} C_{sh,p,g} u_{sh,g} + \rho_{sh,sal} C_{sh,p,sal} u_{sh,sal})}{(\lambda_{z_{sh,g}} + \lambda_{z_{sh,sal}})} (T_{sh,g,sal} \Big|_{z_{sh}=0^+, t \geq 0} \\ & - T_{sh,g,sal,ent,\infty}) \end{aligned} \quad (3.4)$$

$$\begin{aligned} \frac{\partial T_{sh,g,sal}}{\partial z_{sh}} \Big|_{z_{sh}=L, t \geq 0} = & \frac{(h_{sh,g \rightarrow s,eff} + h_{sh,sal \rightarrow s,eff})}{(\lambda_{sh,g,eff} + \lambda_{sh,sal,eff})} (T_{sh,g,sal} \Big|_{z_{sh}=L, t \geq 0} \\ & - T_{sh,g,sal,sal,\infty}) \end{aligned} \quad (3.5)$$

$$-\left. \frac{\partial T_{sh,g,sal}}{\partial r_{sh}} \right|_{r_{sh}=R_w,R_m} = \left[\frac{h_{sh,g \rightarrow w} + h_{sh,sal \rightarrow m}}{\lambda_{r_{sh,g,eff}} + \lambda_{r_{sh,sal,eff}}} \right] T_{sh,g,sal} - \frac{1}{\lambda_{r_{sh,g,eff}} + \lambda_{r_{sh,sal,eff}}} \left[(h_{sh,g \rightarrow w} + h_{sh,sal \rightarrow w}) T_{sh,g,sal,w} \right|_{r_{sh}=R_w} + (h_{sh,g \rightarrow m} + h_{sh,sal \rightarrow m}) T_{sh,g,sal,m} \right|_{r_{sh}=R_m} \quad (3.6)$$

$$\left. \frac{\partial T_{sh,g,sal}}{\partial r_{sh}} \right|_{r_{sh}=0} = 0 \quad (3.7)$$

- Balanço de energia na partícula sólida no lado de evaporação;

$$\rho_{sh,p} C_{sh,p,p} \frac{\partial T_{sh,p}}{\partial t} = \lambda_{r_{sh,p,eff}} \frac{1}{r_{sh,p}^2} \frac{\partial}{\partial r_{sh,p}} \left(r_{sh,p}^2 \frac{\partial T_{sh,p}}{\partial r_{sh,p}} \right) \quad (3.8)$$

- As condições iniciais e de contorno da Eq. (3.8) são definidos como;

$$T_{sh,p} \Big|_{t=0} = T_{sh,p,0} \quad (3.9)$$

$$\left. \frac{\partial T_{sh,p}}{\partial r_{sh,p}} \right|_{r_{sh,p}=R_{sh,p}} = \frac{(1-\varepsilon_b) h_{sh,g \rightarrow s} + \varepsilon_b h_{sh,sal \rightarrow s}}{\lambda_{sh,p}} \left(T_{sh,g,sal} - T_{sh,p} \right|_{r_{sh,p}=R_{sh,p}} \quad (3.10)$$

$$\left. \frac{\partial T_{sh,p}}{\partial r_{sh,p}} \right|_{r_{sh,p}=0} = 0 \quad (3.11)$$

3.1.2. BALANÇOS DE MASSA DO SAL NA REGIÃO DE EVAPORAÇÃO

Uma equação de balanço de massa foi construída para relatar a concentração do sal dissolvido (NaCl) nas fases fluida e sólida na região de evaporação do módulo de destilação DMCD como segue.

- Balanço de massa das partículas sal (NaCl) dissolvido na região da evaporação;

$$\begin{aligned} \frac{\partial C_{sh,sal}}{\partial t} = & D_{r_{sh,sal,eff}} \frac{1}{r_{sh}} \frac{\partial}{\partial r_{sh}} \left(r_{sh} \frac{\partial C_{sh,sal}}{\partial r_{sh}} \right) + D_{z_{sh,sal,eff}} \frac{\partial^2 C_{sh,sal}}{\partial z_{sh}^2} - u_{sal} \frac{\partial C_{sh,sal}}{\partial z_{sh}} + k_{sh,sal \rightarrow s} \\ & \frac{3}{R_p} \frac{(1-\varepsilon_b)}{\varepsilon_b} \left(C_{sh,sal} - C_{sh,sal,p} \right|_{r_{sh}=R_p} \Big) - k_{sh,sal \rightarrow w} S_w \left(C_{sh,sal} - C_{sh,sal,w} \right|_{r_{sh}=R_w} \Big) - \\ & k_{sh,sal \rightarrow m} S_m \left(C_{sh,sal} - C_{sh,sal,m} \right|_{r_{sh}=R_m} \Big) \end{aligned} \quad (3.12)$$

- As condições iniciais e de contorno da Eq. (3.12) são definidos como;

$$C_{sh,sal}|_{t=0} = C_{sh,sal,0} \quad (3.13)$$

$$\varepsilon_b \frac{\partial C_{sh,sal}}{\partial z_{sh}} \Big|_{z_{sh}=0^+} = \frac{u_{sal}}{D_{z_{sh},sal}} \left(C_{sh,sal}|_{z_{sh}=0^+} - C_{sh,sal,ent.,\infty} \right) \quad (3.14)$$

$$\varepsilon_b \frac{\partial C_{sh,sal}}{\partial z_{sh}} \Big|_{z_{sh}=L_{sh}} = \frac{k_{sh,sal \rightarrow s,eff}}{D_{z_{sh},sal,eff}} \left(C_{sh,sal,sal,\infty} - C_{sh,sal}|_{z_{sh}=L_{sh}} \right) \quad (3.15)$$

$$-\varepsilon_b \frac{\partial C_{sh,sal}}{\partial r_{sh}} \Big|_{r_{sh}=R_w, R_m} = \frac{(1-\varepsilon_b)}{D_{r_{sh},sal,eff}} \left[\left(k_{sh,sal \rightarrow w} + k_{sh,sal \rightarrow m} \right) C_{sh,sal} - k_{sh,sal \rightarrow w} C_{sh,sal,w}|_{r_{sh}=R_w} - k_{sh,sal \rightarrow m} C_{sh,sal,m}|_{r_{sh}=R_m} \right] \quad (3.16)$$

$$\frac{\partial C_{sh,sal}}{\partial r_{sh}} \Big|_{r_{sh}=0} = 0 \quad (3.17)$$

Uma equação de balanço de massa também foi desenvolvida para descrever a concentração do sal dissolvido (NaCl) dentro da fase sólida como segue.

- Balanço de massa do sal (NaCl) na fase sólida na região de evaporação;

$$(1-\varepsilon_b) \frac{\partial C_{sh,sal,p}}{\partial t} = D_{r_{sh},sal,eff} \frac{1}{r_{sh,p}^2} \frac{\partial}{\partial r_{sh,p}} \left(r_{sh,p}^2 \frac{\partial C_{sh,sal,p}}{\partial r_{sh,p}} \right) \quad (3.18)$$

- As condições iniciais e de contorno para a Eq. (3.18) são definidas como:

$$C_{sh,sal,p}|_{t=0} = C_{sh,sal,p,0} \quad (3.19)$$

$$\frac{\partial C_{sh,sal,p}}{\partial r_{sh,p}} \Big|_{r_{sh,p}=R_{sh,p}} = \frac{k_{sh,sal \rightarrow s}}{D_{r_{sh,p},sal,eff}} \left(C_{sh,sal} - C_{sh,sal,p}|_{r_{sh,p}=R_{sh,p}} \right) \quad (3.20)$$

$$\left. \frac{\partial C_{sh,sal,p}}{\partial r_{sh,p}} \right|_{r_{sh,p}=0} = 0 \quad (3.21)$$

Uma equação de balanço de massa foi desenvolvida para descrever a concentração da fase gasosa (vapor d'água) na região de evaporação do módulo de destilação DMCD como segue.

- Balanço de massa da fase gasosa (vapor d'água) na região de evaporação;

$$\begin{aligned} \frac{\partial C_{sh,g}}{\partial t} = & D_{r_{sh,g},eff} \frac{1}{r_{sh}} \frac{\partial}{\partial r_{sh}} \left(r_{sh} \frac{\partial C_{sh,g}}{\partial r_{sh}} \right) + D_{z_{sh,g},eff} \frac{\partial^2 C_{sh,g}}{\partial z_{sh}^2} - u_g \frac{\partial C_{sh,g}}{\partial z_{sh}} - k_{sh,g \rightarrow s} \frac{3}{R_p} \\ & \frac{(1-\varepsilon_b)}{\varepsilon_b} \left(C_{sh,g,p} \Big|_{r_{sh}=R_p} - C_{sh,g} \right) - k_{sh,g \rightarrow w} S_w \left(C_{sh,g} - C_{sh,g,w} \Big|_{r_{sh}=R_w} \right) - \\ & - k_{sh,g \rightarrow m} S_m \left(C_{sh,g} - C_{sh,g,m} \Big|_{r_{sh}=R_m} \right) - \frac{J_g}{\delta_m} \end{aligned} \quad (3.22)$$

- As condições iniciais e de contorno da Eq. (3.22) são definidos como;

$$C_{sh,g} \Big|_{t=0} = C_{sh,g,0} \quad (3.23)$$

$$\varepsilon_b \frac{\partial C_{sh,g}}{\partial z_{sh}} \Big|_{z_{sh}=0^+} = \frac{u_g}{D_{z_{sh,g}}} \left(C_{sh,g} \Big|_{z_{sh}=0^+} - C_{sh,g,ent,\infty} \right) \quad (3.24)$$

$$\varepsilon_b \frac{\partial C_{sh,g}}{\partial z_{sh}} \Big|_{z_{sh}=L_{sh}} = \frac{k_{sh,g \rightarrow s,eff}}{D_{z_{sh,g},eff}} \left(C_{sh,g,sai,\infty} - C_{sh,g} \Big|_{z_{sh}=L_{sh}} \right) \quad (3.25)$$

$$\begin{aligned} -\varepsilon_b \frac{\partial C_{sh,g}}{\partial r_{sh}} \Big|_{r_{sh}=R_w, R_m} = & \frac{(1-\varepsilon_b)}{D_{r_{sh,g},eff}} \left[\left(k_{sh,g \rightarrow w} + k_{sh,g \rightarrow m} \right) C_{sh,g} - k_{sh,g \rightarrow w} C_{sh,g,w} \Big|_{r_{sh}=R_w} \right. \\ & \left. - k_{sh,g \rightarrow m} C_{sh,g,m} \Big|_{r_{sh}=R_m} \right] \end{aligned} \quad (3.26)$$

$$\left. \frac{\partial C_{sh,g}}{\partial r_{sh}} \right|_{r_{sh}=0} = 0 \quad (3.27)$$

Uma equação de balanço de massa também foi desenvolvida para descrever a concentração da fase gasosa (vapor d'água) dentro da fase sólida como segue.

- Balanço de massa da fase gasosa na região de evaporação;

$$(1-s_b) \frac{\partial C_{sh,g,p}}{\partial t} - D_{r,p,g,eff} \frac{1}{r_{sh,p}^2} \frac{\partial}{\partial r_{sh,p}} \left(r_{sh,p}^2 \frac{\partial C_{sh,g,p}}{\partial r_{sh,p}} \right) \quad (3.28)$$

- As condições iniciais e de contorno para a Eq. (3.27) são definidas como:

$$C_{sh,g,p} \Big|_{t=0} = C_{sh,g,p,0} \quad (3.29)$$

$$\frac{\partial C_{sh,g,p}}{\partial r_p} \Big|_{r_p=R_p} = \frac{k_{sh,g \rightarrow s}}{D_{r,p,g,eff}} \left(C_{sh,g,p} - C_{sh,g,p} \Big|_{r_p=R_p} \right) \quad (3.30)$$

$$\frac{\partial C_{sh,g,p}}{\partial r_p} \Big|_{r_p=0} = 0 \quad (3.31)$$

3.1.3. REGIÃO DE PERMEAÇÃO

A separação de H₂O através de um módulo assistido por membrana hidrofóbica de contato direto é atualmente considerada uma tecnologia potencial porque se sabe que este tipo de membrana é permeável apenas ao H₂O proveniente de uma região de evaporação. A membrana hidrofóbica não possui afinidade pela água e, portanto, este tipo de membrana tende a repelir a água. Com base na configuração desenvolvida da Figura 3.3, o fluxo de H₂O que atravessa a membrana leva em consideração a dependência da pressão parcial na interface do lado de evaporação e a pressão parcial na interface do lado de permeação [28] como segue:

$$J_g = B_{m,mb} (P_{sh,g,m} - P_{per,g,m}) \quad (3.32)$$

O coeficiente de transferência de massa da membrana (B_{m,mb}) é dependente de vários parâmetros como porosidade (ε_b), tortuosidade (τ), raio do poro (r_p), espessura (R_m), temperatura da membrana média (T_{m,md}) e peso molecular da água (PMA). Portanto, o B_{m,mb} é estimado a partir da Eq. (3.33) como segue:

$$B_{m,mb} = \frac{2 \varepsilon_m r_{poro}}{3 \tau_m \delta_m} \left(\frac{8 R_{ug} T_{m,md}}{\pi PMA} \right)^{1/2} \frac{PMA}{R_{ug} T_{m,md}} \quad (3.33)$$

A pressão parcial ($P_{sh,g,m}$) na interface superficial do lado da evaporação e a pressão parcial ($P_{per,g,m}$) na interface superficial do lado da permeação são dadas pela seguinte equação.

$$P_{i,g,m} = a_{A,i} P_{i,g,m}^{A,P}; i = sh, per \quad (3.34)$$

Na Eq. (3.34), o parâmetro $a_{A,i}$ é definido como atividade do vapor d'água e, portanto, pode ser calculado como segue.

$$a_{A,i} = 1 - x_i - 10 x_i^2 \quad (3.35)$$

Onde x_i é definido como a fração molar do soluto na solução salina.

As pressões parciais do vapor d'água pura ($P_{i,g,m}^{A,P}$) são dadas pela equação de Antoine e pode ser descrita como segue.

$$P_{per,g,m} = P_{per,g,m}^{A,P} = \exp \left\{ \alpha - \left[\frac{\beta}{(T_m + 273,15) + \gamma} \right] \right\}; T_{m,md} = \frac{T_{sh,g,sal,m} + T_{per,m}}{2} \quad (3.36)$$

Para avaliar a pressão de vapor do lado da permeação, a Eq. (3.37) pode ser usada, uma vez que, a Eq. (3.36) é aplicada a substância pura [28]. Portanto, a Eq. (3.36) pode ser reescrita da seguinte forma:

$$P_{per,g,m} = P_{per,g,m}^{A,P} = \exp \left\{ 23.238 - \left[\frac{3841}{(T_{m,md} + 273,15) - 45} \right] \right\} \quad (3.37)$$

Por outro lado, para avaliar a pressão de vapor do lado da evaporação é necessário modificar a Eq. (3.36) introduzindo uma nova equação devido ao lado da evaporação envolver uma mistura (água + sal) salina [28]. Assim a lei de Raoul é usada para avaliar a pressão de vapor do lado da evaporação como segue:

$$P_{sh,g,m} = a_{sh,A} P_{sh,g,m}^{A,P} = (1 - x_{sh} - x_{sh}^2) \exp \left\{ 23,238 - \left[\frac{3841}{(T_{m,md} + 273,15) - 45} \right] \right\} \quad (3.38)$$

Os perfis de temperatura e concentração na região de permeação depende do fluxo vapor d'água (J_g) e a entalpia de formação de H_2O (h_g). Além disso, a equação modelo da temperatura no volume d'água na região de permeação envolve a temperatura da mistura gasosa ($T_{sh,g,sal,m}$) na superfície do lado da evaporação bem como a temperatura d'água pura ($T_{per,m}$) na superfície do lado da permeação. Assim, as equações de balanço de energia e massa na região de permeação são dadas como segue.

- Balanço energético na região de permeação;

$$\rho_{Ag} C_{p,Ag} \frac{\partial T_{per.,Ag}}{\partial t} = \frac{\lambda_{r_{per.,Ag}}}{r_{per.}} \frac{\partial}{\partial r_{per.}} \left(r_{per.} \frac{\partial T_{per.,Ag}}{\partial r_{per.}} \right) + \frac{1}{\delta_w} \left[h_{per.,Ag \rightarrow m} (T_{per.,Ag} - T_{per.,Ag,m}) + J_g h_g \right] \quad (3.39)$$

- As condições de contorno para a Eq. (3.39) são definidas como:

$$(T_{per.,Ag}) \Big|_{t=0} = T_{per.,Ag,0} \quad (3.40)$$

$$-\frac{\partial T_{per.,Ag}}{\partial r_{per.}} \Big|_{r_{per.}=R_w, R_m} = \frac{h_{per.,Ag \rightarrow m}}{\lambda_{r_{per.,Ag}}} (T_{per.,Ag} - T_{per.,Ag,m}) \Big|_{r_{per.}=R_m} \quad (3.41)$$

$$\frac{\partial T_{per.,Ag}}{\partial r_{per.}} \Big|_{r_{per.}=0} = 0 \quad (3.42)$$

- Balanço massa na região de permeação;

$$\frac{\partial C_{per.,Ag}}{\partial t} = \frac{D_{r_{per.,Ag}}}{r_{per.}} \frac{\partial}{\partial r_{per.}} \left(r_{per.} \frac{\partial C_{per.,Ag}}{\partial r_{per.}} \right) - \frac{J_g}{\delta_m} \quad (3.43)$$

- As condições de contorno para a Eq. (3.43) são definidas como:

$$C_{per.,Ag} \Big|_{t=0} = C_{per.,Ag,0} \quad (3.44)$$

$$-\frac{\partial C_{per.,Ag}}{\partial r_{per.}} \Big|_{r_{per.}=R_m} = \frac{k_{per.,Ag \rightarrow m}}{D_{r_{per.,Ag}}} (C_{per.,Ag} - C_{per.,Ag,m}) \Big|_{r_{per.}=R_m} \quad (3.45)$$

$$\frac{\partial C_{per.,Ag}}{\partial r_{per.}} \Big|_{r_{per.}=0} = 0 \quad (3.46)$$

3.1.4. EQUAÇÕES COMPLEMENTARES

3.1.4.1. TRANSFERÊNCIA DE CALOR NA REGIÃO DE EVAPORAÇÃO

A transferência de calor no método da DMCD ocorre por causa da diferença de temperatura e, portanto, a transferência de calor devido a transferência de massa do vapor d'água é classificada para três regiões: (i) o fluxo de calor convectivo depende da temperatura de alimentação do volume ($T_{sh,g,sal}$). Além disso, este fluxo de calor também depende do transporte de vapor d'água na camada limite térmica, e, portanto, a temperatura na superfície ($T_{sh,g,sal,m}$) da camada limite térmica da membrana também é incluída porque é menor do que a ($T_{sh,g,sal}$). Assim, o fluxo de calor total convectivo na região da evaporação é dado como:

$$Q_{sh,g,sal} = h_{gs} A_m (T_{sh,g,sal} - T_{sh,g,sal,m}) \quad (3.47)$$

3.1.4.2. TRANSFERÊNCIA DE CALOR NA MEMBRANA

A transferência de calor na membrana depende do (ii) fluxo de calor condutivo na membrana e fluxo de calor latente associado com o fluxo de calor d'água. Assim, o fluxo de calor total na membrana é dado como:

$$Q_{T,m} = \frac{k_m A_m}{\delta_m} (T_{sh,g,sal,m} - T_{per.,m}) + J_g A_m h_{g,m} \quad (3.48)$$

3.1.4.3. TRANSFERÊNCIA DE CALOR NA REGIÃO DE PERMEAÇÃO

A transferência de calor na região da permeação ($Q_{per.,ag}$) é desenvolvida com base na transferência de calor convectiva. Como a temperatura na interface da superfície da membrana ($T_{per.,m}$) é maior do que a temperatura no volume d'água permeada ($T_{per.,ag}$), então o fluxo de calor na região do permeado é dado como segue:

$$Q_{per.,ag} = h_{per.} A_m (T_{per.,m} - T_{per.,ag}) \quad (3.49)$$

As temperaturas superficiais de ambas as regiões da membrana do processo de DMCD não podem ser medidas experimentalmente ou calculadas diretamente, mas podem ser estimadas a partir da $T_{sh,g,sal}$ da região da evaporação e da $T_{per.,ag}$ do lado do permeado. No estado estacionário, assume-se que os fluxos de calor $Q_{sh,g,sal} = Q_{T,m}$ são iguais na interface da superfície da membrana para a região de

evaporação. Assim, é possível obter $T_{sh,g,sal,m}$ através de manipulação matemática e, portanto, a expressão de $T_{sh,g,sal,m}$ é dada como segue:

$$T_{sh,g,sal,m} = \frac{h_{gs} T_{sh,g,sal} + \left(\frac{k_m}{\delta_m} T_{per.,m} - J_g h_{g,m} \right)}{h_{gs} + \frac{k_m}{\delta_m}} \quad (3.50)$$

Similarmente, para o estado estacionário, assume que os fluxos de calor $Q_{T,m} = Q_{per,ag}$ são iguais na interface da superfície da membrana para região de permeação. Neste caso, torna-se possível obter $T_{per.,m}$ usando manipulação matemática como segue.

$$T_{per.,m} = \frac{\frac{k_m}{\delta_m} T_{sh,g,sal,m} + (h_{per.} T_{per.,ag} - J_g h_{g,m})}{h_{per.} + \frac{k_m}{\delta_m}} \quad (3.51)$$

3.2. SOLUÇÃO DO PROBLEMA DIRETO

O sistema de algébrico-diferencial que inclui a Eq. (3.2) até Eq. (3.51) tem sido resolvido o método das Diferenças Finitas (DFs). O método das DFs envolve o método explícito e o método implícito.

3.2.1. FORMALISMO DO MÉTODO DAS DFS

A discretização das equações que compõem os sistemas de equações algébrico-diferencial permite substituir as variáveis e as derivadas parciais por expressões aproximadas obtidas a partir do desenvolvimento matemático usando a Série de Taylor. Assim, apresentamos um formalismo geral para as aproximações das variáveis e equações diferenciais como segue:

$$f(r=i, z=j, t=k) \cong \theta_1 \left[\theta_2 f_{i+1,j+1}^{k+1} + (1-\theta_2) f_{i+1,j+1}^k \right] + (1-\theta_1) \left[\theta_2 f_{i,j}^{k+1} + (1-\theta_2) f_{i,j}^k \right] \quad (3.52)$$

$$\frac{\partial f(r=i, z=j, t=k)}{\partial t} \cong \frac{1}{\Delta t} \left\{ \left[\theta_1 f_{i+1,j+1}^{k+1} + (1-\theta_1) f_{i,j}^{k+1} \right] - \left[\theta_1 f_{i+1,j+1}^k + (1-\theta_1) f_{i,j}^k \right] \right\} \quad (3.53)$$

$$\frac{\partial f(r=i, z=j, t=k)}{\partial z} = \frac{1}{\Delta z} \left\{ \left[\theta_2 f_{i+1,j+1}^{k+1} + (1-\theta_2) f_{i+1,j+1}^k \right] - \left[\theta_2 f_{i,j}^{k+1} + (1-\theta_2) f_{i,j}^k \right] \right\} \quad (3.54)$$

$$\frac{\partial f(r=i, z=j, t=k)}{\partial r} = \frac{1}{\Delta r} \left\{ \left[\theta_2 f_{i+1,j+1}^{k+1} + (1-\theta_2) f_{i+1,j+1}^k \right] - \left[\theta_2 f_{i,j}^{k+1} + (1-\theta_2) f_{i,j}^k \right] \right\} \quad (3.55)$$

$$\frac{\partial^2 f(r=i, z=j, t=k)}{\partial z^2} = \frac{1}{(\Delta z)^2} \left\{ \theta_2 f_{i+1,j+1}^{k+1} + (1-\theta_2) f_{i+1,j+1}^k - 2 \left[\theta_2 f_{i+1,j+1}^{k+1} + (1-\theta_2) f_{i,j}^k \right] + \theta_2 f_{i-1,j-1}^{k+1} + (1-\theta_2) f_{i-1,j-1}^k \right\} \quad (3.56)$$

$$\frac{\partial^2 f(r=i, z=j, t=k)}{\partial r^2} = \frac{1}{(\Delta r)^2} \left\{ \theta_2 f_{i+1,j+1}^{k+1} + (1-\theta_2) f_{i+1,j+1}^k - 2 \left[\theta_2 f_{i+1,j+1}^{k+1} + (1-\theta_2) f_{i,j}^k \right] + \theta_2 f_{i-1,j-1}^{k+1} + (1-\theta_2) f_{i-1,j-1}^k \right\} \quad (3.57)$$

A fim de construir o método explícito ou o método implícito do DF, o valor do θ_i é definido da seguinte forma:

$$0 \leq \theta_i \leq 1 \begin{cases} \theta_i = 0, \text{ método explícito; } i = 1, 2 \\ \theta_i = 1, \text{ método implícito} \end{cases} \quad (3.58)$$

3.2.2. FORMALISMO DO MÉTODO EXPLÍCITO DAS DFS

A partir da Eq. (3.52) até a Eq. (3.57) do formalismo do método da DF e usando o critério da Eq. (3.58) para o “ θ_i ” é possível obter as equações do formalismo do método explícito da DF como segue.

A discretização do sistema de equações é realizada considerando o método das diferenças finitas explícito. Sendo assim, as variáveis dependentes são calculadas no instante de tempo $(k+1)$ em função dos valores conhecidos.

$$f(r=i, z=j, t=k) = f_{i,j}^k \quad (3.59)$$

$$\frac{\partial f(r=i, z=j, t=k)}{\partial t} = \frac{1}{\Delta t} (f_{i,j}^{k+1} - f_{i,j}^k) \quad (3.60)$$

$$\frac{\partial f(r=i, z=j, t=k)}{\partial z} = \frac{1}{\Delta z} (f_{i+1,j+1}^k - f_{i,j}^k) \quad (3.61)$$

$$\frac{\partial f(r=i, z=j, t=k)}{\partial r} = \frac{1}{\Delta r} (f_{i+1,j+1}^k - f_{i,j}^k) \quad (3.62)$$

$$\frac{\partial^2 f(r=i, z=j, t=k)}{\partial z^2} = \frac{1}{(\Delta z)^2} (f_{i+1,j+1}^k - 2f_{i,j}^k + f_{i-1,j-1}^k) \quad (3.63)$$

$$\frac{\partial^2 f(r=i, z=j, t=k)}{\partial r^2} = \frac{1}{(\Delta r)^2} (f_{i+1,j+1}^k - 2f_{i,j}^k + f_{i-1,j-1}^k) \quad (3.64)$$

3.3. DISCRETIZAÇÃO DO MODELO DE TRABALHO

Na seção 3.3.1, um formalismo do método das Diferenças Finitas foi abortado de forma geral. Por outro lado, na seção 3.3.2, um formalismo do método DF explícito foi desenvolvido com base no formalismo da seção 3.3.1 e, portanto, o formalismo da seção 3.3.2 foi usado para discretizar o modelo deste trabalho como segue.

$$\begin{aligned} (T_{sh,g,sal})_{i,j}^{k+1} = & (T_{sh,g,sal})_{i,j}^k + \frac{\Delta t}{\alpha_{1,g,sal}} \left\{ \frac{\alpha_{2,g,sal}}{(\Delta r_{sh})^2} \left[(T_{sh,g,sal})_{i+1,j+1}^k - 2(T_{sh,g,sal})_{i,j}^k + \right. \right. \\ & \left. (T_{sh,g,sal})_{i-1,j-1}^k \right] + \frac{1}{(r_{sh})_i} \frac{\alpha_{2,g,sal}}{\Delta r_{sh}} \left[(T_{sh,g,sal})_{i+1,j+1}^k - (T_{sh,g,sal})_{i,j}^k \right] + \\ & \frac{\alpha_{3,g,sal}}{(\Delta z_{rs})^2} \left[(T_{sh,g,sal})_{i+1,j+1}^k - 2(T_{sh,g,sal})_{i,j}^k + (T_{sh,g,sal})_{i-1,j-1}^k \right] - \frac{\alpha_{4,g,sal}}{\Delta z_{rs}} \\ & \left[(T_{sh,g,sal})_{i+1,j+1}^k - (T_{sh,g,sal})_{i,j}^k \right] + \alpha_{5,g,sal} \left[(T_{sh,p})_{ii}^k - (T_{sh,g,sal})_{i,j}^k \right] - \\ & \alpha_{6,g,sal} \left[(T_{sh,g,sal})_{i,j}^k - (T_{sh,g,sal,m})_{i=1,j}^k \right] - \frac{k_{sh,m}}{\delta_m} \left[(T_{sh,g,sal,m})_{i=1,j}^k - \right. \\ & \left. (T_{per,m})_{iii=1,j}^k \right] + \frac{(J_g)_j (h_g)_j}{\delta_m} \end{aligned} \quad (3.65)$$

- As condições iniciais e de contorno da Eq. (3.65) são definidos como;

$$(T_{sh,g,sal})_{i,j}^{k=0} = T_{sh,g,sal,0} \quad (3.66)$$

$$(T_{sh,g,sal})_{i,j=0}^k = (T_{sh,g,sal})_{i,j=N-1}^k + \Delta z_{sh} \alpha_{7,g,sal} \left[(T_{sh,g,sal})_{i,j=0}^k - T_{sh,g,sal,ent,\infty} \right] \quad (3.67)$$

$$(T_{sh,g,sal})_{i,j=N}^k = (T_{sh,g,sal})_{i,j=N-1}^k + \Delta z_{sh} \alpha_{8,g,sal} \left[(T_{sh,g,sal})_{i,j=N}^k - T_{sh,g,sal,sai,\infty} \right] \quad (3.68)$$

$$(T_{sh,g,sal})_{i=1,j}^k = (T_{sh,g,sal})_{i-1,j}^k + \Delta r_{sh} \left[-\alpha_{9,g,sal} (T_{sh,g,sal})_{i,j}^k + \alpha_{10,g,sal} (T_{sh,g,sal,w})_{i=1,j}^k - \alpha_{11,g,sal} (T_{sh,g,sal,m})_{i=1,j}^k \right] \quad (3.69)$$

$$(T_{sh,g,sal})_{i=0,j}^k = 0 \quad (3.70)$$

- Balanço de energia na partícula sólida no lado de evaporação;

$$(T_{sh,p})_{ii}^{k+1} = (T_{sh,p})_{ii}^k + \frac{\beta_{1,sh,p}}{(\Delta r_{sh,p})^2} \left[(T_{sh,p})_{ii+1}^k - 2(T_{sh,p})_{ii}^k + (T_{sh,p})_{ii-1}^k \right] + 2 \frac{\beta_{1,sh,p}}{(\Delta r_{sh,p})} \frac{1}{(r_{sh,p})_{ii}} \left[(T_{sh,p})_{ii+1}^k - (T_{sh,p})_{ii}^k \right] \quad (3.71)$$

- As condições iniciais e de contorno da Eq. (3.71) são definidos como;

$$(T_{sh,p})_{ii}^{k=0} = T_{sh,p,0} \quad (3.72)$$

$$(T_{sh,p})_{ii=1}^k = (T_{sh,p})_{ii-1}^k + \Delta r_{sh,p} \beta_{2,sh,p} \left[(T_{sh,g,sal})_{i,j}^k - (T_{sh,p})_{ii=1}^k \right] \quad (3.73)$$

$$(T_{sh,p})_{ii=0}^k = 0 \quad (3.74)$$

- Balanço de massa das partículas sal (NaCl) dissolvido na região da evaporação;

$$\begin{aligned}
 (C_{sh,sal})_{i,j}^{k+1} = & (C_{sh,sal})_{i,j}^k + \Delta t \left\{ \frac{D_{rsh,sal,eff}}{(\Delta r_{sh})^2} \left[(C_{sh,sal})_{i+1,j+1}^k - 2(C_{sh,sal})_{i,j}^k + (C_{sh,sal})_{i-1,j-1}^k \right] + \right. \\
 & \frac{D_{rsh,sal,eff}}{\Delta r_{sh}} \frac{1}{(r_{sh})_i} \left[(C_{sh,sal})_{i,j+1}^k - (C_{sh,sal})_{i,j}^k \right] + \frac{D_{zsh,sal,eff}}{(\Delta z_{sh})^2} \left[(C_{sh,sal})_{i+1,j+1}^k - 2 \right. \\
 & \left. (C_{sh,sal})_{i,j}^k + (C_{sh,sal})_{i-1,j-1}^k \right] - u_{sal} \left[(C_{sh,sal})_{i,j+1}^k - (C_{sh,sal})_{i,j}^k \right] + k_{sh,sal \rightarrow s} \frac{(1-\varepsilon_b)}{\varepsilon_b} \\
 & \frac{3}{R_p} \left[(C_{sh,sal})_{i,j}^k - (C_{sh,sal,p})_{ii=1,j}^k \right] - k_{sh,sal \rightarrow w} S_w \left[(C_{sh,sal})_{i,j}^k - (C_{sh,sal,w})_{i=1,j}^k \right] \\
 & \left. k_{sh,sal \rightarrow m} S_m \left[(C_{sh,sal})_{i,j}^k - (C_{sh,sal,m})_{i=1,j}^k \right] \right\}
 \end{aligned} \quad (3.75)$$

– As condições iniciais e de contorno da Eq. (3.75) são definidos como;

$$(C_{sh,sal})_{i,j}^{k=0} = C_{sh,sal,0} \quad (3.76)$$

$$(C_{sh,sal})_{i,j=0}^k = (C_{sh,sal})_{i,j=0}^k + \gamma_{1,sh,sal} \left[(C_{sh,sal})_{i,j=0}^k - C_{sh,sal,ent,\infty} \right] \quad (3.77)$$

$$(C_{sh,sal})_{i,j=1}^k = (C_{sh,sal})_{i,j+1}^k + \gamma_{2,sh,sal} \left[C_{sh,sal,sal,\infty} - (C_{sh,sal})_{i,j=1}^k \right] \quad (3.78)$$

$$\begin{aligned}
 (C_{sh,sal})_{i=1,j}^k = & (C_{sh,sal})_{i-1,j}^k - \gamma_{3,sh,sal} \left[(k_{sh,sal \rightarrow w} + k_{sh,sal \rightarrow m}) (C_{sh,sal})_{i,j}^k - k_{sh,sal \rightarrow w} \right. \\
 & \left. (C_{sh,sal,w})_{i=1,j}^k - k_{sh,sal \rightarrow m} (C_{sh,sal,m})_{i=1,j}^k \right]
 \end{aligned} \quad (3.79)$$

$$(C_{sh,sal})_{i=0,j}^k = 0 \quad (3.80)$$

- Balanço de massa do sal (NaCl) na fase sólida na região de evaporação;

$$\begin{aligned}
 (C_{sh,sal,p})_{ii}^{k+1} = & (C_{sh,sal,p})_{ii}^k + \Delta t \left\{ \frac{\gamma_{4,sh,sal}}{(\Delta r_{sh,p})^2} \left[(C_{sh,sal,p})_{ii+1}^k - 2(C_{sh,sal,p})_{ii}^k + (C_{sh,sal,p})_{ii-1}^k \right] \right. \\
 & \left. + \frac{\gamma_{4,sh,sal}}{\Delta r_{sh,p}} \frac{2}{(r_{sh,p})_{ii}} \left[(C_{sh,sal,p})_{ii+1}^k - (C_{sh,sal,p})_{ii}^k \right] \right\}
 \end{aligned} \quad (3.81)$$

- As condições iniciais e de contorno para a Eq. (3.81) são definidas como:

$$(C_{sh,sal,p})_{ii}^{k=0} = C_{sh,sal,p,0} \quad (3.82)$$

$$(C_{sh,sal,p})_{ii=1}^k = (C_{sh,sal,p})_{ii}^k + \gamma_{5,sh,sal} \left[(C_{sh,sal})_{i,j}^k - (C_{sh,sal,p})_{ii=1}^k \right] \quad (3.83)$$

$$(C_{sh,sal,p})_{ii=0}^k = 0 \quad (3.84)$$

- Balço de massa da fase gasosa (vapor d'água) na região de evaporação;

$$\begin{aligned} (C_{sh,g})_{i,j}^{k+1} = & (C_{sh,g})_{i,j}^k + \Delta t \left\{ \frac{D_{rsh,g,eff}}{(\Delta r_{sh})^2} \left[(C_{sh,g})_{i+1,j+1}^k - 2(C_{sh,g})_{i,j}^k + (C_{sh,g})_{i-1,j-1}^k \right] + \right. \\ & \frac{D_{rsh,g,eff}}{\Delta r_{sh}} \frac{1}{(r_{sh})_i} \left[(C_{sh,g})_{i+1,j+1}^k - (C_{sh,g})_{i,j}^k \right] + \frac{D_{zsh,g,eff}}{(\Delta z_{sh})^2} \left[(C_{sh,g})_{i+1,j+1}^k - \right. \\ & 2(C_{sh,g})_{i,j}^k + (C_{sh,g})_{i-1,j-1}^k \left. \right] - \frac{u_g}{\Delta z_{sh}} \left[(C_{sh,g})_{i+1,j+1}^k - (C_{sh,g})_{i,j}^k \right] - k_{sh,g \rightarrow s} \\ & \frac{3}{R_p} \frac{(1-\varepsilon_b)}{\varepsilon_b} \left[(C_{sh,g,p})_{ii=1,j}^k - (C_{sh,g})_{i,j}^k \right] - k_{sh,g \rightarrow w} S_w \left[(C_{sh,g})_{i,j}^k - k_{sh,g \rightarrow w} \right. \\ & \left. S_w (C_{sh,g,w})_{i=1,j}^k \right] - k_{g \rightarrow m} S_m \left[(C_{sh,g})_{i,j}^k - (C_{sh,g,m})_{i=1,j}^k \right] - \frac{(J_g)_j^k}{\delta_m} \end{aligned} \quad (3.85)$$

- As condições iniciais e de contorno da Eq. (3.85) são definidos como;

$$(C_{sh,g})_{i,j}^{k=0} = C_{sh,g,0} \quad (3.86)$$

$$(C_{sh,g})_{i,j=0}^k = (C_{sh,g})_{i,j-1}^k + \gamma_{6,sh,g} \left[(C_{sh,g})_{i,j=0}^k - C_{sh,g,ent,\infty} \right] \quad (3.87)$$

$$(C_{sh,g})_{i,j=1}^k = (C_{sh,g})_{i,j+1}^k + \gamma_{7,sh,g} \left[C_{sh,g,sai,\infty} - (C_{sh,g})_{i,j=1}^k \right] \quad (3.88)$$

$$\begin{aligned} (C_{sh,g})_{i=1,j}^k = & (C_{sh,g})_{i-1,j}^k - \gamma_{6,sh,g} \left[(k_{sh,g \rightarrow w} + k_{sh,g \rightarrow m}) (C_{sh,g})_{i,j}^k - k_{sh,g \rightarrow w} \right. \\ & \left. (C_{sh,g,w})_{i=1,j}^k - k_{sh,g \rightarrow m} (C_{sh,g,m})_{i=1,j}^k \right] \end{aligned} \quad (3.89)$$

$$(C_{sh,g})_{i=0,j}^k = 0 \quad (3.90)$$

- Balanço de massa da fase gasosa na região de evaporação;

$$(C_{sh,g,p})_{ii}^{k+1} = (C_{sh,g,p})_{ii}^k + \Delta t \left\{ \frac{\gamma_{9,sh,g}}{(\Delta r_{sh,p})^2} \left[(C_{sh,g,p})_{ii+1}^k - 2(C_{sh,g,p})_{ii}^k + (C_{sh,g,p})_{ii-1}^k \right] + \frac{\gamma_{9,sh,g}}{\Delta r_{sh,p}} \frac{2}{(r_{sh,p})_{ii}} \left[(C_{sh,g,p})_{ii+1}^k - (C_{sh,g,p})_{ii}^k \right] \right\} \quad (3.91)$$

- As condições iniciais e de contorno para a Eq. (3.91) são definidas como:

$$(C_{sh,g,p})_{ii}^{k=0} = C_{sh,g,p,0} \quad (3.92)$$

$$(C_{sh,g,p})_{ii}^k = (C_{sh,g,p})_{ii-1}^k + \gamma_{10,sh,g} \left[(C_{sh,g,p})_{ii}^k - (C_{sh,g,p})_{ii=1}^k \right] \quad (3.93)$$

$$(C_{sh,g,p})_{ii=0}^k = 0 \quad (3.94)$$

- Balanço energético na região de permeação;

$$(T_{per.,Ag})_{iii}^{k+1} = (T_{per.,Ag})_{iii}^k + \Delta t \left\{ \frac{\gamma_{11,per.,Ag}}{(\Delta r_{per.})^2} \left[(T_{per.,Ag})_{iii+1}^k - 2(T_{per.,Ag})_{iii}^k + (T_{per.,Ag})_{iii-1}^k \right] + \frac{\gamma_{11,per.,Ag}}{\Delta r_{per.}} \frac{1}{(r_{per.})_{iii}} \left[(T_{per.,Ag})_{iii+1}^k - (T_{per.,Ag})_{iii}^k \right] + \frac{1}{\delta_w} \left\{ h_{per.,Ag \rightarrow m} \left[(T_{per.,Ag})_{iii}^k - (T_{per.,Ag,m})_{iii=1}^k \right] + (J_g)_{iii}^k (h_g)_{iii}^k \right\} \right\} \quad (3.95)$$

- As condições de contorno para a Eq. (3.95) são definidas como:

$$(T_{per.,Ag})_{iii}^{k=1} = T_{per.,Ag,0} \quad (3.96)$$

$$(T_{per.,Ag})_{iii=1}^k = (T_{per.,Ag})_{iii-1}^k - \gamma_{12,per.,Ag} \left[(T_{per.,Ag})_{iii}^k - (T_{per.,Ag,m})_{iii=1}^k \right] \quad (3.97)$$

$$(T_{per.,Ag})_{iii=0}^k = 0 \quad (3.98)$$

– Balanço massa na região de permeação;

$$(C_{per.,Ag})_{iii}^{k+1} = (C_{per.,Ag})_{iii}^k + \Delta t \left\{ \frac{D_{rper.,Ag}}{(\Delta r_{per})^2} \left[(C_{per.,Ag})_{iii+1}^k - 2(C_{per.,Ag})_{iii}^k + (C_{per.,Ag})_{iii-1}^k \right] \right. \\ \left. + \frac{D_{rper.,Ag}}{\Delta r_{per}} \frac{1}{(r_{per.})_{iii}} \left[(C_{per.,Ag})_{iii+1}^k - (C_{per.,Ag})_{iii}^k \right] - \frac{(J_g)_{iii}^k}{\delta_w} \right\} \quad (3.99)$$

• As condições de contorno para a Eq. (3.99) são definidas como:

$$(C_{per.,Ag})_{iii}^{k=1} = C_{per.,Ag,0} \quad (3.100)$$

$$(C_{per.,Ag})_{iii=1}^k = (C_{per.,Ag})_{iii-1}^k - \gamma_{13,per.,Ag} \left[(C_{per.,Ag})_{iii}^k - (C_{per.,Ag,m})_{iii=1}^k \right] \quad (3.101)$$

$$(C_{per.,Ag})_{iii=0}^k = 0 \quad (3.102)$$

CAPÍTULO 4

4. RESULTADOS E DISCUSSÕES

A configuração simplificada da Fig. 3.1 foi usada para desenvolver a modelagem matemática de um processo dinâmico para este trabalho. A Fig. 3.1 mostra dois tubos concêntricos separados por uma membrana hidrofóbica onde passa o vapor d'água conforme a Fig. 3.3. na seção 3.2 do capítulo 3 deste trabalho. O sistema da Fig. 3.3 inclui três regiões descritas como: (i) região de evaporação, (ii) membrana hidrofóbica e (iii) região de permeação. A região de evaporação é formada de partículas aglomeradas de espumas de células abertas. Estas partículas têm alta porosidade para que as partículas de sal penetrem mais fundo nas partículas de espumas de células abertas. As Membranas Microporosas Hidrofóbicas (MMH) repelem a água e, portanto, podem ser usadas para destilação de vapor d'água (gás). As MMH são geralmente feitas de polímeros hidrofóbicos como o politetrafluoroetileno ou cerâmicas que precisam ser tratadas quimicamente para atingir a hidrofobicidade. Existem muitas aplicações para MMH como filtração, separação de gases e destilação de vapor d'água por membrana.

4.1. PARÂMETROS PARA SIMULAÇÃO

Os modelos matemáticos são normalmente usados para validação de resultados experimentais, compreensão do comportamento de processos, projeto de processos, otimização de processos e controle de processos. Com base em hipótese simplificadora, os modelos matemáticos complexos são constituídos por sistemas de equações que representam as relações entre as variáveis independentes (controláveis) e as variáveis dependentes (observáveis). Para este trabalho, o modelo matemático desenvolvido envolve alguns coeficientes físicos que não podem ser medidas. Os resultados das previsões são obtidos a partir de um conjunto de parâmetros de entrada para alimentar o código computacional desenvolvido para este trabalho. Os valores dos parâmetros de entrada necessários para o cálculo das curvas de predição são apresentados por [31-33] e mostrados na Tabela 4.1 como segue.

Tabela 4.1: Propriedades termofísicas utilizados para obtenção dos resultados da simulação.

Parâmetros físicos	Valores	Parâmetros físicos	Valores
$\rho_{sh,g}(kg/m^3)$	0,015	$\rho_{sh,p}(kg/m^3)$	2043,87
$\rho_{sh,sal}(kg/m^3)$	1569	$C_{sh,p,p}(kJ/mol\ K)$	1455,86
$C_{sh,p,g}(kJ/mol\ K)$	16,01	$\lambda_{r_{sh,p,eff}}(W/m\ K)$	0,457
$C_{sh,p,sal}(kJ/mol\ K)$	1779	$T_{sh,p,0}(W/m\ K)$	315,00
$\lambda_{r_{sh,g,eff}}(W/m\ K)$	0,083	$\lambda_{r_{sh,p}}(W/m\ K)$	0,672
$\lambda_{r_{sh,sal,eff}}(W/m\ K)$	0,150	$D_{r_{sh,sal,eff}}(m^2/seg.)$	$4,25 \times 10^{-5}$
$\lambda_{z_{sh,g,eff}}(W/m\ K)$	0,457	$D_{z_{sh,sal,eff}}(m^2/seg.)$	$9,83 \times 10^{-6}$
$\lambda_{z_{sh,sal,eff}}(W/m\ K)$	0,097	$k_{sh,sal \rightarrow s}(m/s)$	$6,98 \times 10^{-3}$
$u_{sh,g}(m/seg.)$	0,147	$R_p(m)$	0,160
$u_{sh,sal}(m/seg.)$	0,197	$k_{sh,sal \rightarrow w}(m/s)$	0,189
$d_p(m)$	0,320	$k_{sh,sal \rightarrow m}(m/s)$	0,178
$h_{sh,g \rightarrow s}(W/m^2K)$	0,024	$S_w(m^{-1})$	0,122
$\varepsilon_b(-)$	0,580	$S_m(m^{-1})$	0,114
$h_{sh,sal \rightarrow s}(W/m^2K)$	0,632	$C_{sh,sal,0}(mol/m^3)$	0,035
$h_{sh,sal \rightarrow w}(W/m^2K)$	0,934	$C_{sh,sal,ent,\infty}(mol/m^3)$	0,035
$h_{sh,g \rightarrow w}(W/m^2K)$	0,697	$C_{sh,sal,sai,\infty}(mol/m^3)$	$1,12 \times 10^{-6}$
$d_{sh,in.}(m)$	0,076	$\varepsilon_p(-)$	0,920
$\sigma_w(m)$	0,001	$D_{r_{sh,p,sal,eff}}(m^2/seg.)$	$4,21 \times 10^{-5}$
$\delta_m(\mu m)$	35,00	$C_{sh,p,sal,0}(mol/m^3)$	$1,00 \times 10^{-6}$
$k_{sh,m}(W/m\ K)$	0,008	$D_{r_{sh,g,eff}}(m^2/seg.)$	$1,673 \times 10^{-4}$
$T_{sh,g,sal,0}(K)$	315,0	$D_{z_{sh,g,eff}}(m^2/seg.)$	$5,25 \times 10^{-5}$
$T_{sh,g,sal,ent,\infty}$	298,0	$u_{sh,g}(m/seg.)$	0,209
$T_{sh,g,sal,sai,\infty}$	300,0	$k_{sh,g \rightarrow s}(m/s)$	$3,023 \times 10^{-2}$
$\lambda_{z_{sh,g}}(W/m\ K)$	0,109	$k_{sh,g \rightarrow w}(m/s)$	$2,627 \times 10^{-2}$
$\lambda_{z_{sh,sal}}(W/m\ K)$	0,127	$C_{sh,g,0}(mol/m^3)$	0,100

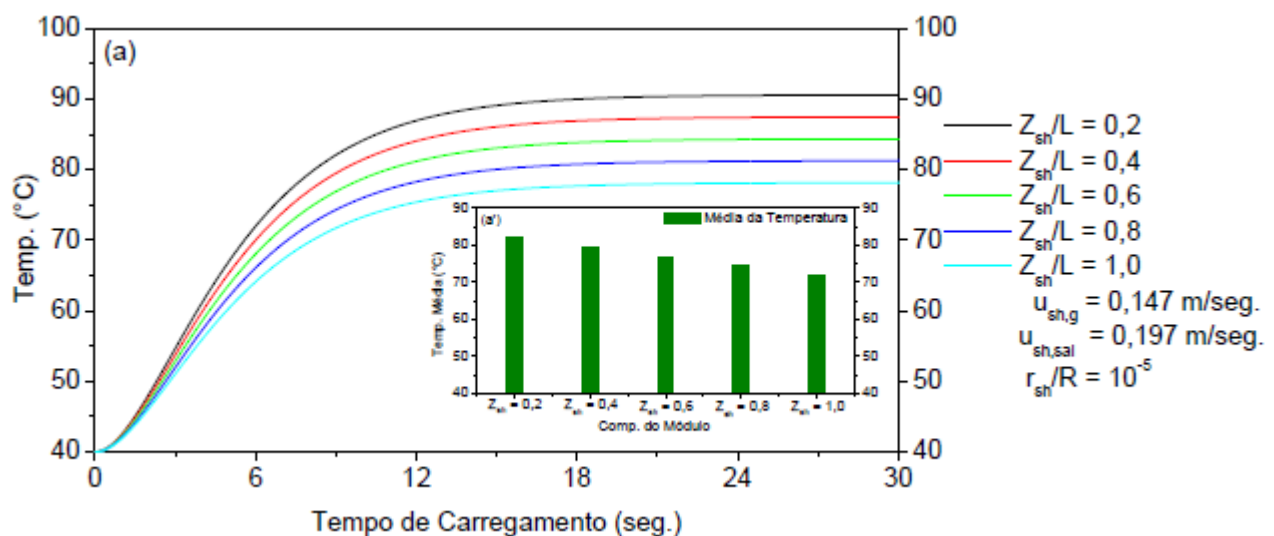
Tabela 4.1: Propriedades termofísicas utilizados para obtenção dos resultados da simulação (Continuação).

Parâmetros físicos	Valores	Parâmetros físicos	Valores
$D_{z_{sh,g}}(m^2/seg.)$	$5,01 \times 10^{-4}$	$x_i(-)$	0,03
$C_{sh,g,ent,\infty}(mol/m^3)$	0,253	$\rho_{Ag}(kg/m^3)$	1,000
$C_{sh,g,sai,\infty}(mol/m^3)$	0,072	$C_{p,Ag}(kJ/mol\ K)$	4.182
$D_{r_{sh,p,g,eff}}(m^2/seg.)$	$5,25 \times 10^{-5}$	$\lambda_{r_{per.,Ag}}(W/m\ K)$	0,613
$C_{sh,g,p,0}(mol/m^3)$	$2,21 \times 10^{-7}$	$h_{per.,Ag \rightarrow m}(W/m^2K)$	0,978
$\varepsilon_m(-)$	0,72	$T_{per.,Ag,0}(K)$	298,00
$r_{poro}(m)$	$1,2 \times 10^{-9}$	$D_{r_{per.,Ag}}(m^2/seg.)$	$3,56 \times 10^{-3}$
$r_m(-)$	0,96	$C_{per.,Ag,0}(mol/m^3)$	1.000
$R_{ug}(m^3kPa/mol\ K)$	0,0083	$k_{per.,Ag \rightarrow m}(m/seg.)$	0,280
$T_{m,md}(K)$	321,00	$A_m(m^2)$	0,15
$PM_A(mol/mol)$	18,00	$R_w, R_m(m)$	1,00

4.2. PERFIS DE TEMPERATURA DA MISTURA (GÁS + SAL)

A temperatura é definida como um indicador do armazenamento de energia térmica em outra substância. A Figura 4.1 relata os perfis de temperatura da mistura (gás + sal) ao longo do módulo de dessalinização.

Figura 4.1: Perfis de temperatura da mistura (gás + sal) como uma função do tempo de carregamento ao longo do módulo de dessalinização.



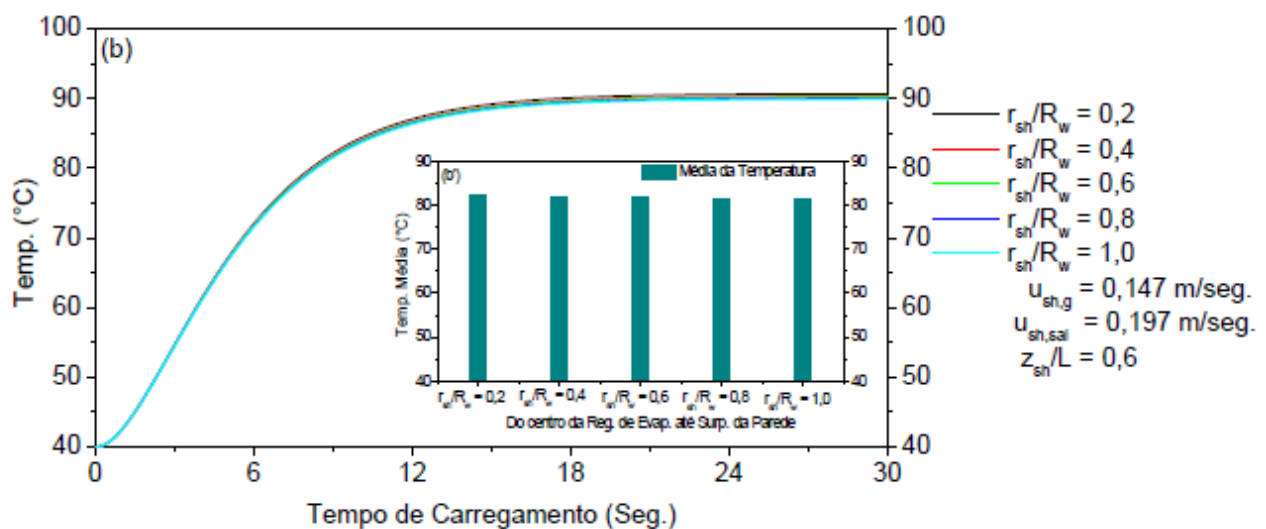
Fonte: Autor

Os perfis simulados de temperatura da mistura na Fig. 4.1 mostram o armazenamento de energia térmica em diferentes posições do módulo. Por outro lado, a Fig. 4.1b relata a média da temperatura nas cinco (5) posições do módulo da dessalinização. Nesta figura, foi observado o decrescimento do armazenamento de energia térmica segundo o aumento do comprimento do módulo. Na Tabela 4.2, relata-se os valores médios da temperatura da mistura (gás + sal) nas posições longitudinais 0,2 até 1,0 em direção a saída do módulo de dessalinização.

Tabela 4.2: Descrição das médias da temperatura da mistura nas posições longitudinais em direção a saída do módulo de dessalinização.

Posições Longitudinais	Valores	Média da Temperatura
z_{sh}/L	0,2	81,987
z_{sh}/L	0,4	79,405
z_{sh}/L	0,6	76,822
z_{sh}/L	0,8	74,240
z_{sh}/L	1,0	71,659

Figura 4.2: Perfis de temperatura da mistura (gás + sal) como uma função do tempo de carregamento do r_{centro} do módulo $\rightarrow R_{parede}$ do módulo.



Fonte: Autor

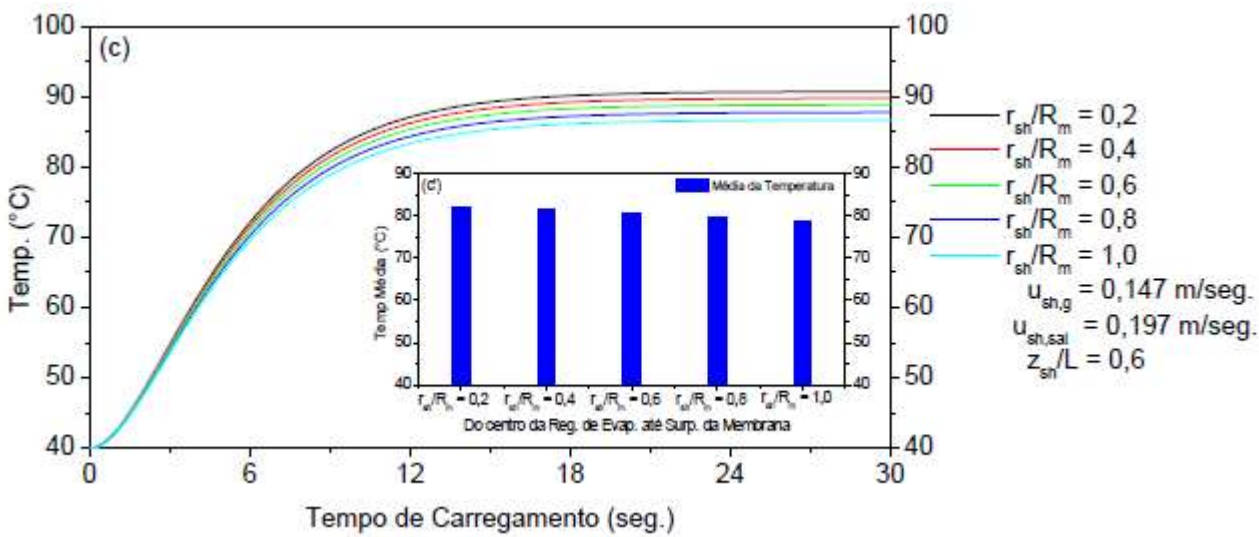
A Figura 4.2 relata os perfis de temperatura na posição longitudinal de $r_{sh}/L = 0,6$. Neste caso, os perfis de temperatura foram analisados de $r_{sh}/R_w = 0,2$ até $r_{sh}/R_w = 1,0$ para verificar a variação de energia térmica em cada posição. Como resultados, a variação de energia térmica foi muito pequena conforme

a Figura 4.2b. Na Tabela 4.3, mostra-se os valores médios da temperatura da mistura (gás + sal) nas posições radiais 0,2 até 1,0 em direção a parede do módulo de dessalinização.

Tabela 4.3: Descrição das médias da temperatura da mistura nas posições radiais em direção a parede do módulo de dessalinização.

Posições Radiais	Valores	Média da Temperatura
R_{sh}/R_w	0,2	82,117
R_{sh}/R_w	0,4	81,859
R_{sh}/R_w	0,6	81,729
R_{sh}/R_w	0,8	81,598
R_{sh}/R_w	1,0	81,471

Figura 4.3: Perfis de temperatura da mistura (gás + sal) como uma função do tempo de carregamento do rC . Reg.de evap. $\rightarrow RP$. da Memb.da Reg. de Evap..



Fonte: Autor

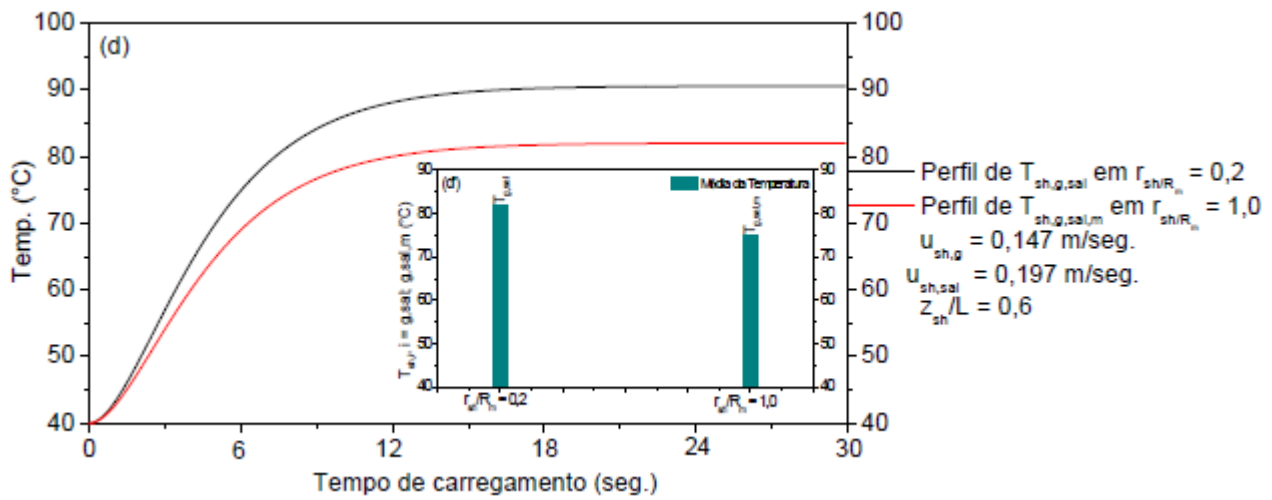
A Figura 4.3 relata os perfis de temperatura na posição longitudinal de $z_{sh}/L = 0,6$. Para este caso, os perfis de temperatura foram calculados de $r_{sh}/R_m = 0,2$ até $r_{sh}/R_m = 1,0$ para analisar a variação de energia térmica em cada posição. Como resultados, a variação de energia térmica foi maior do que no caso anterior conforme a Figura 4.3b. Na Tabela 4.4, mostra-se os valores médios da temperatura da mistura (gás + sal) nas posições radiais 0,2 até 1,0 em direção a parede da membrana do módulo de dessalinização. Esta variação de energia térmica é devido ao deslocamento do equilíbrio termodinâmico na região de evaporação. O deslocamento do equilíbrio termodinâmico ocorre devido

a passagem da molécula do vapor d’água através dos poros da membrana hidrofóbica para a região de permeação.

Tabela 4.4: Descrição das médias da temperatura da mistura nas posições radiais em direção a parede da membrana do módulo de dessalinização.

Posições Radiais	Valores	Média da Temperatura
R_{sh}/R_m	0,2	82,117
R_{sh}/R_m	0,4	81,342
R_{sh}/R_m	0,6	80,567
R_{sh}/R_m	0,8	79,663
R_{sh}/R_m	1,0	78,759

Figura 4.4: Comparação do perfil de temperatura da mistura (gás + sal) e do perfil de temperatura na parede da membrana hidrofóbica.



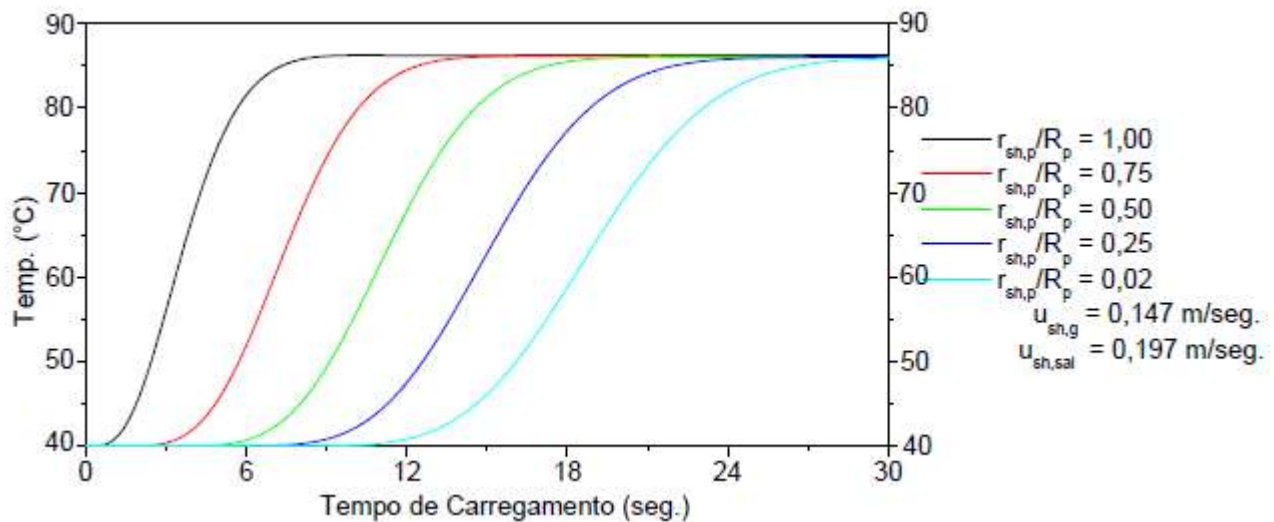
Fonte: Autor

A Figura 4.4 descreve uma comparação entre o perfil de temperatura da mistura (gás + sal) e o perfil de temperatura na parede da membrana hidrofóbica no lado da evaporação. Neste experimento, os cálculos das temperaturas foram feitos na posição longitudinal de $z_{sh}/L = 0,6$. A temperatura na posição radial de $r_{sh}/R_m = 0,2$ é maior do que a temperatura na superfície da parede da membrana hidrofóbica no lado da evaporação. Como resultado, o armazenamento de energia térmica é maior do que o armazenamento de energia térmica na superfície da parede da membrana hidrofóbica no lado da evaporação.

4.3. PERFIS DE TEMPERATURA NA FASE SÓLIDA

A Figura 4.5 relata os perfis de temperatura na fase sólida em 5 posições diferentes da partícula sólida. Neste caso, o armazenamento de energia térmica na partícula cresce de fora para dentro da partícula.

Figura 4.5: Perfis de temperatura na fase sólida como uma função do tempo de carregamento.



Fonte: Autor

Como a temperatura é um indicador do armazenamento de energia térmica nas partículas sólidas, então a Tabela 4.5 mostra a variação de energia térmica ao longo das partículas sólidas. Neste caso, o armazenamento de energia térmica cresce da superfície das partículas sólidas para o centro ($R_p \rightarrow 0$).

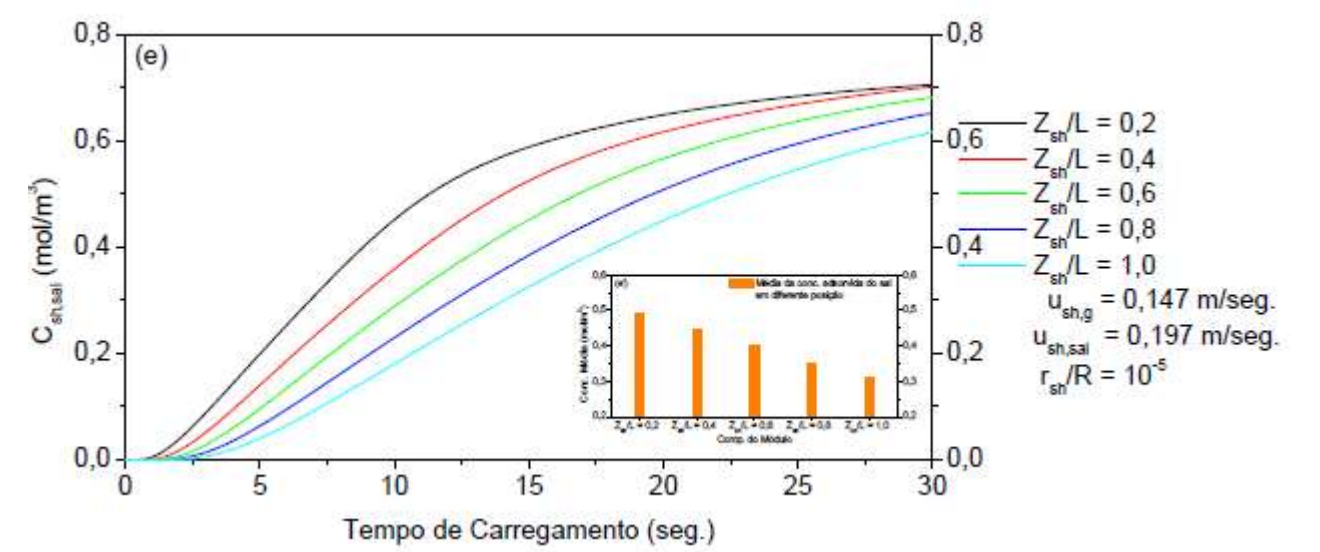
Tabela 4.5: Descrição das médias da temperatura da fase sólida nas posições radiais das partículas solidas.

Posições Radiais	Valores	Média da Temperatura
$R_{sh,p}/R_p$	1,00	80,978
$R_{sh,p}/R_p$	0,75	69,482
$R_{sh,p}/R_p$	0,50	58,017
$R_{sh,p}/R_p$	0,25	46,584
$R_{sh,p}/R_p$	0,02	35,185

4.4. PERFIS DE CONCENTRAÇÃO DO GÁS E DO SAL EM DIFERENTES POSIÇÕES DO MÓDULO DE DESSALINIZAÇÃO

As Figuras 4.6 e 4.7 relatam os perfis de concentração do sal e do gás como uma função do tempo de carregamento em 5 diferentes posições do módulo de dessalinização. Nestas figuras, mostra-se os perfis de concentração do sal e gás em cada posição.

Figura 4.6: Perfis de concentração do sal como uma função do tempo de carregamento.



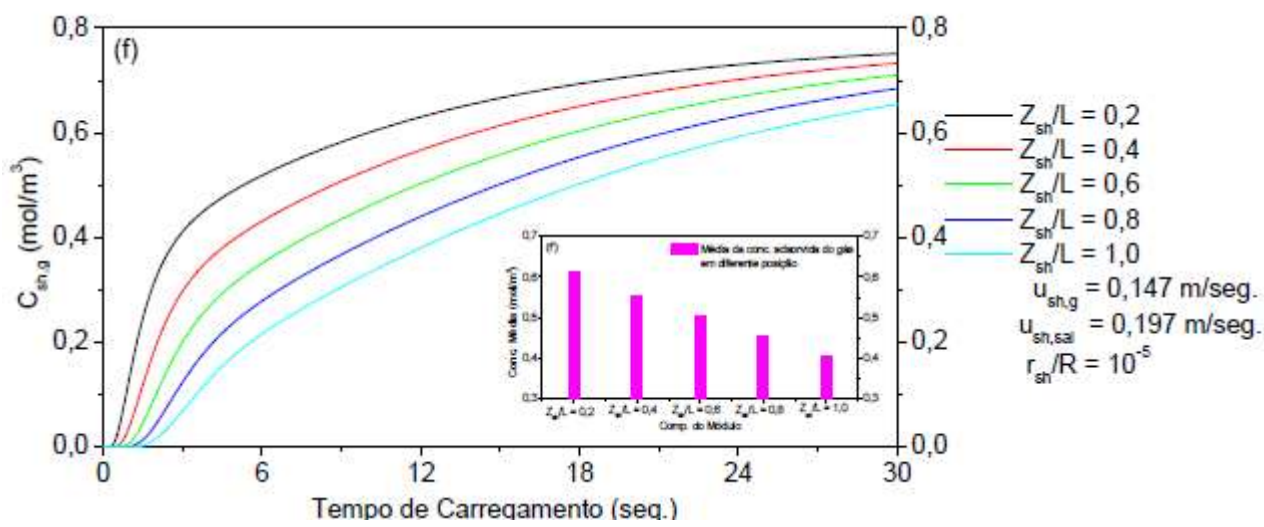
Fonte: Autor

A Tabela 4.6 relata um decrescimento médio da concentração de sal ao longo do módulo de dessalinização conforme a Figura 4.6b. Este decrescimento está conectado com a adsorção sal sobre as partículas sólidas. Neste contexto, o gradiente de concentração do sal é maior nas primeiras posições do módulo de dessalinização.

Tabela 4.6: Exposição das médias da concentração do sal nas posições Longitudinais do módulo de dessalinização.

Posições Longitudinais	Valores	Média da Conc. do Sal
z_{sh}/L	0,2	0,4887
z_{sh}/L	0,4	0,4447
z_{sh}/L	0,6	0,3982
z_{sh}/L	0,8	0,3529
z_{sh}/L	1,0	0,3104

Figura 4.7: Perfis de concentração do gás como uma função do tempo de carregamento.



A Figura 4.7 descreve os perfis de concentração do gás em 5 diferentes posições ao longo do módulo de dessalinização, enquanto a Figura 4.7b mostra a média da concentração de cada perfil. A Tabela 4.7 apresenta também um decrescimento médio da concentração de gás ao longo do módulo de dessalinização conforme a Figura 4.7b. Este decrescimento está ligado ao processo de adsorção do gás sobre as partículas sólidas. Portanto, o gradiente de concentração do gás também é maior nas primeiras posições do módulo de dessalinização. Comparando os resultados das Tabelas 4.6 e 4.7, foi observado que o gás adsorve mais do que o sal.

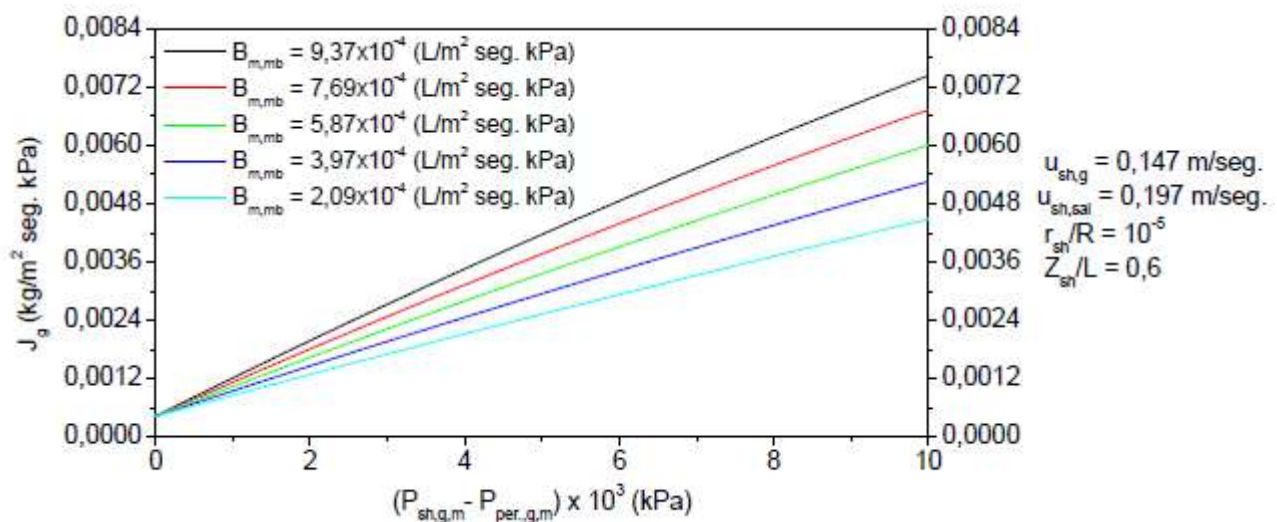
Tabela 4.7: Exposição das médias da concentração do gás nas posições Longitudinais do módulo de dessalinização.

Posições Longitudinais	Valores	Média da Conc. do Gás
z_{sh}/L	0,2	0,6102
z_{sh}/L	0,4	0,5545
z_{sh}/L	0,6	0,5014
z_{sh}/L	0,8	0,4511
z_{sh}/L	1,0	0,4037

4.5. CÁLCULO DO FLUXO D'ÁGUA ATRAVÉS DA MEMBRANA

A Figura 4.8 mostra a evolução do fluxo de vapor d'água através da membrana hidrofóbica variando com $B_{m,mb}$. Por outro lado, A Figura 4.9 relata uma comparação dos resultados deste trabalho com o resultado da literatura.

Figura 4.8: Evolução do fluxo de vapor d'água através da membrana hidrofóbica variando com $B_{m,mb}$ variando com a diferença de pressão nas superfícies da membrana.



Fonte: Autor

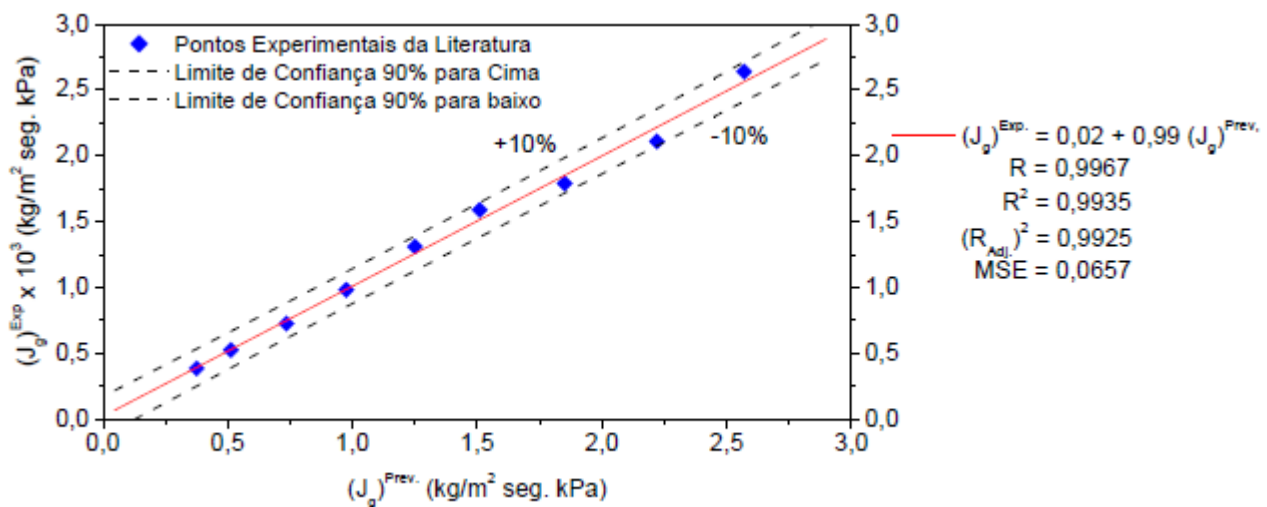
A Figura 4.8 relata os perfis do fluxo de vapor d'água através da membrana hidrofóbica passando pela membrana hidrofóbica em direção a região de permeação. O fluxo de vapor d'água (J_g) depende do coeficiente de transferência de massa ($B_{m,mb}$) (Eq. (3.32)), que por sua vez é impactado pela temperatura média da membrana ($T_{m,md}$) (Eq. (3.33)). Neste caso, pode-se correlacionar esses termos de forma que, à medida que $T_{m,md}$ diminui, o valor de $B_{m,mb}$ aumenta, levando a um maior fluxo de vapor d'água através da membrana hidrofóbica.

4.5.1. COMPARAÇÃO COM DADOS DA LITERATURA

A validação por análise comparativa do fluxo de vapor d'água utilizando dados da literatura [34] foi obtida com valor de ajuste ótimo e o intervalo de confiança dos dados observados. O gráfico do fluxo de vapor d'água está relatado na Figura 4.9. Nesta figura, um nível de incerteza de 10% é assumido para a análise da robustez. Com base no modelo de regressão linear simples, a incerteza do fluxo de vapor d'água é analisada, e os parâmetros estatísticos no intervalo de confiança de 95% são calculados como mostrado na Figura 4.9. Pode-se observar na Figura 4.9 que o fluxo de vapor d'água foi ajustado

aos dados da literatura para um nível de incerteza de 10%. Os coeficientes de correlação (R), de determinação (R^2), de determinação ajustado ($R_{Adj.}^2$) e erro quadrado médio (MSE) são medidas usadas para explicar como a variabilidade de uma variável pode ser impactada por seu relacionamento com outra variável relacionada.

Figura 4.9: Comparação do fluxo de vapor d'água através da membrana hidrofóbica deste com resultado da literatura.

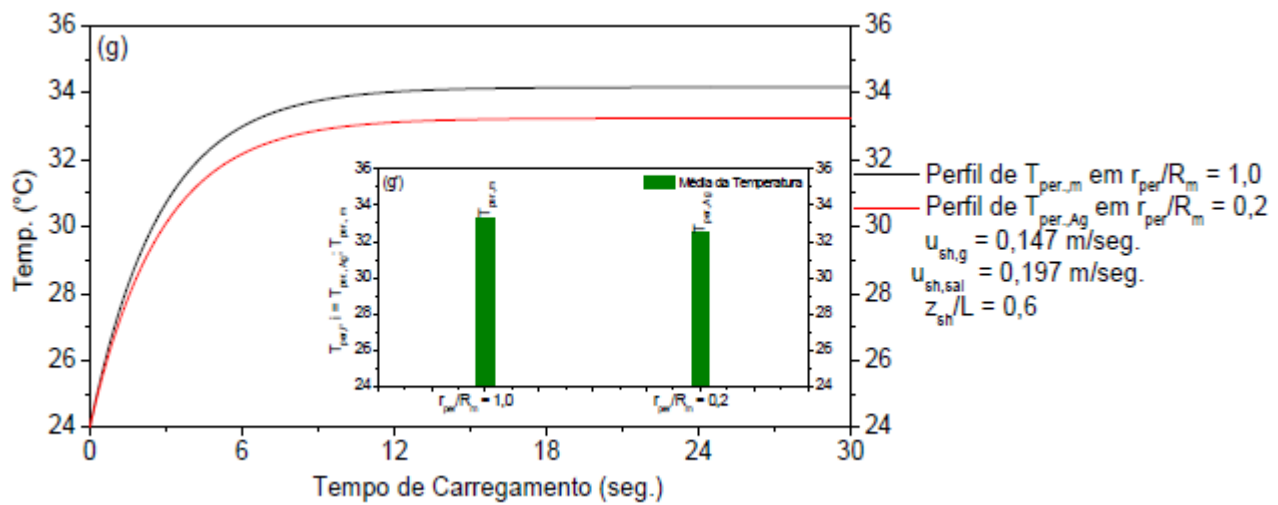


Fonte: Autor

4.6. PERFIS DA TEMPERATURA E CONCENTRAÇÃO NA REGIÃO DE PERMEAÇÃO

A Figura 4.10 simula os perfis de temperatura da temperatura no volume do permeado e a temperatura na parede da membrana hidrofóbica no lado do permeado. Por outro lado, a Figura 4.11 mostra a simulação da concentração d'água em 5 diferentes posições em direção a parede da membrana $r_{per.} \rightarrow R_m$.

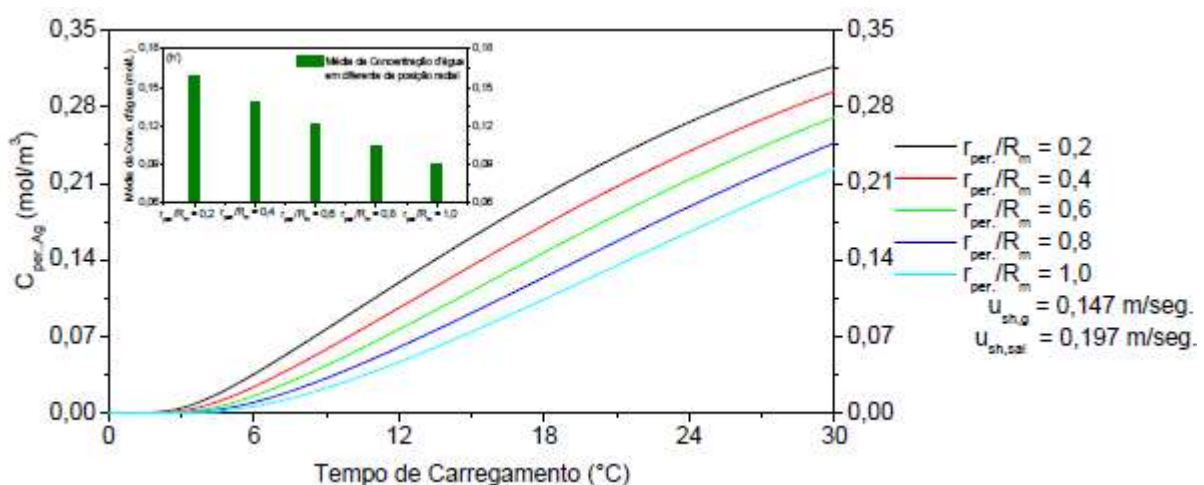
Figura 4.10: Comparação do perfil de temperatura na região de permeação com perfil de temperatura na parede da membrana hidrofóbica



Fonte: Autor

A Figura 4.10 apresenta uma comparação entre o perfil de temperatura no volume do permeado e o perfil de temperatura na parede da membrana hidrofóbica no lado do permeado. A temperatura na posição radial de $r_{per}/R_m = 0,2$ é menor do que a temperatura na superfície da parede da membrana hidrofóbica no lado do permeado. Como resultado, o armazenamento de energia térmica na superfície da parede da membrana hidrofóbica no lado do permeado é maior do que o armazenamento de energia térmica no volume do permeado.

Figura 4.11: Perfis de concentração na região de permeação como uma função do tempo de carregamento do r_c . da Reg.de Per. $\rightarrow$ RP. da memb.da Reg.de Per..



Fonte: Autor

A Figura 4.11 relata os perfis de concentração na posição longitudinal de $z_{sh}/L = 0,6$. Neste caso, os perfis de concentração foram calculados de $r_{sh}/R_m = 0,2$ até $r_{sh}/R_m = 1,0$ para analisar a evolução da concentração de d'água pura em cada posição. Como resultados, a produção d'água pura cresce da superfície da membrana hidrofóbica para o centro da região de permeação conforme a Figura 4.11b da figura acima.

CAPÍTULO 5

5. CONCLUSÕES E PERSPECTIVAS

Movido no contexto do processo de dessalinização d'água salgada, a pesquisa tem sido conduzida no uso de modelagem matemática de um módulo de dessalinização para estudar os perfis de temperatura e concentração. Além disso, o modelo matemático foi usado para fazer a comparação aos dados da literatura. Neste contexto, é possível conduzir as seguintes conclusões:

1. O modelo demonstrou concordância de resultados quando comparado aos dados da literatura, significando boa precisão da predição do fluxo de permeado gerado;
2. O fluxo de permeado aumenta à medida que a temperatura média da membrana diminui, uma vez que este, último fator melhora o coeficiente de transferência de massa do sistema;
3. Considerando as posições radiais, a membrana não apresenta variação significativa na temperatura do lado da mistura, mas sim do permeado, sendo a temperatura menor no centro da membrana. Como consequência, a produção de água é maior nessa região;
4. Para as mesmas posições de comprimento do módulo, foi identificado uma adsorção proporcional maior de gás do que de sal.

5.1. PERSPECTIVAS

Dentre as perspectivas permitidas por este trabalho para inclusões futuras, é possível destacar as seguintes:

1. Ampliação do modelo matemático para incluir um sistema de captação de energia térmica, sobretudo solar;
2. Estudo de viabilidade do sistema de dessalinização em conjunto com sistema de geração de hidrogênio a partir do processo de eletrólise;
3. Investigação de desempenho do sistema alterando variáveis como características construtivas da membrana, tipos de partícula adsorvedora, concentração de sais na mistura e perfis de temperatura a fim de melhorar a produção e qualidade da água.

REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

1. UN, United Nations. The United Nations world water development report 2021: valuing water. Paris, 2021. Disponível em <https://unesdoc.unesco.org/ark:/48223/pf0000375724/>. Acesso em: 30 ago. 2023.
2. Curto, D.; Franzitta, V.; Guercio, A. A Review of the Water Desalination Technologies. *Applied Sciences (Basel, Switzerland)*, V. 11, N. 2, P. 670, 2021.
3. IDA International Desalination Association. IDA Water Security Handbook 2020-2021. Oxford: Media Analytics, 2020.
4. Eyl-Mazzega, M.A.; Cassignol, E. The Geopolitics of Seawater Desalination, *Études de l'Ifri, Ifri*, 2022.
5. Wenten, I. G. et al. Integrated processes for desalination and salt production: A mini-review. *AIP Conference Proceedings. Anais. Author(s)*, 2017.
6. Einav, R.; Harussi, K.; Perry, D. The footprint of the desalination processes on the environment. *Desalination*, v. 152, n. 1–3, p. 141-154, 2003.
7. Alkaisi, A.; Mossad, R.; Sharifian-Barforoush, A. A review of the water desalination systems integrated with renewable energy. *Energy Procedia*, V. 110, P. 268-274, 2017
8. Alkhalidi, A.; Al-Jraba'ah, Y. K. Solar desalination tower, novel design, for power generation and water distillation using steam only as working fluid. *Desalination*, V. 500, N. 114892, P. 114892, 2021.
9. Kalogirou, S. Seawater Desalination Using Renewable Energy Sources. *Progress in Energy and Combustion Science*, V. 31, N. 3, P. 242–281, 2005.
10. Ali, A. et al. Membrane technology in renewable-energy-driven desalination. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, v. 81, p. 1–21, 2018.
11. Jones, E. et al. The state of desalination and brine production: A global outlook. *The Science of the total environment*, v. 657, p. 1343–1356, 2019.
12. Alkhudhiri, A.; Darwish, N.; Hilal, N. Produced water treatment: Application of Air Gap Membrane Distillation. *Desalination*, v. 309, p. 46–51, 2013.
13. Cong, S.; Miao, Q.; Guo, F. Mass Transfer Analysis of Air-Cooled Membrane Distillation Configuration for Desalination. *Membranes*, V. 11, N. 4, P. 281, 2021.
14. Venzke, C. D.; Giacobbo, A.; Ferreira, J. Z.; Rodrigues, M. A. S.; Bernardes, A. M. Aplicação da Destilação por Membrana ao Tratamento do Concentrado Produzido pela Tecnologia De Osmose Reversa. *Trajeto Editorial*, v. 628.16, p. 121-132, 2018.
15. Chamani, H. et al. Pore wetting in membrane distillation: A comprehensive review. *Progress in materials science*, v. 122, n. 100843, p. 100843, 2021.

16. Yang, S. et al. Membrane distillation technology for molecular separation: A review on the fouling, wetting and transport phenomena. *Journal of molecular liquids*, v. 349, n. 118115, p. 118115, 2022.
17. Lawson, K. W.; Lloyd, D. R. Membrane distillation. *Journal of membrane science*, v. 124, n. 1, p. 1–25, 1997.
18. Alkhudhiri, A.; Hilal, N. Membrane distillation-Principles, applications, configurations, design, and implementation. In: *Emerging Technologies for Sustainable Desalination Handbook*. [s. l.] Elsevier, 2018. p. 55-106.
19. Khayet, M.; Cojocaru, C.; Baroudi, A. Modeling and optimization of sweeping gas membrane distillation. *Desalination*, v. 287, p. 159–166, 2012.
20. Khayet, M. Membranes and theoretical modeling of membrane distillation: a review. *Advances in colloid and interface science*, v. 164, n. 1–2, p. 56–88, 2011.
21. Ameen, N. A. M. et al. Highly saline water desalination using direct contact membrane distillation (DMCD): Experimental and simulation study. *Water*, v. 12, n. 6, p. 1575, 2020.
22. Olatunji, S. O.; Camacho, L. M. Heat and Mass Transport in Modeling Membrane Distillation Configurations: A Review. *Frontiers in Energy Research*, V. 6, 2018.
23. Drioli, E.; Ali, A.; Macedonio, F. Membrane distillation: Recent developments and perspectives. *Desalination*, v. 356, p. 56-84, 2014.
24. Ullah, R. et al. Energy efficiency of direct contact membrane distillation. *Desalination*, v. 433, p. 56–67, 2018.
25. Cruz, B. M.; Da Silva, J. D. A two-dimensional mathematical model for the catalytic steam reforming of methane in both conventional fixed-bed and fixed-bed membrane reactors for the Production of hydrogen. *International journal of hydrogen energy*, v. 42, n. 37, p. 23670-23690, 2017.
26. Martínez-Díez, L.; Vázquez-González, M. I. Temperature and concentration polarization in membrane distillation of aqueous salt solutions. *Journal of membrane science*, v. 156, n. 2, p. 265–273, 1999.
27. Bouchrit, R. et al. Direct contact membrane distillation: Capability to treat hyper-saline solution. *Desalination*, v. 376, p. 117–129, 2015.
28. Ni W, Li Y, Zhang G, Du X. Study of spacer structure on the enhancement of heat and mass transfer in direct contact membrane distillation modules. *Desalination* 2022; 530: 115617.
29. Babu B R, Rastogi N K, Raghavarao K S M S. Concentration and temperature polarization effects during osmotic membrane distillation. *J Membrane Sci* 2008; 322: 146-153.
30. Kuang Z, Long R, Liu Z, Liu W. Analysis of temperature and concentration polarizations for performance improvement in direct contact membrane distillation. *Inter. J Heat Mass Transfer* 2019; 145: 118724.

31. Rabie M, Elkady M F, El-Shazly A H. Effect of channel height on the overall performance of direct contact membrane distillation. Appl Thermal Eng 2021; 196: 117262.
32. Martínez-Díez L, Vázquez-González M I. Temperature and concentration polarization in membrane distillation of aqueous salt solutions. J Membrane Sci 1999; 156: 265-273.
33. Anvari A, Yancheshme A, Kekre K M, Ronen A. State-of-the-art methods for overcoming temperature polarization in membrane distillation process: A review. J Membrane Sci 2020; 616: 118413.
34. Salah T. Bouguecha, Samir E. Aly, Mohammad H. Al-Beirutty, Mohamed M. Hamdi, Ali Boubakri. Solar driven DCMD: Performance evaluation and thermal energy efficiency. Chem Eng research Design 2015; 100: 331-340.

APÊNDICE A

$$\alpha_{1,g,sal} = \rho_{sh,g} C_{sh,p,g} + \rho_{sh,sal} C_{sh,p,sal}; \alpha_{2,g,sal} = \lambda_{rsh,g,eff} + \lambda_{rsh,sal,eff}; \alpha_{3,g,sal} = \lambda_{zsh,g,eff} + \lambda_{zsh,sal,eff} \quad (A.1)$$

$$\alpha_{4,g,sal} = \rho_{sh,g} C_{sh,p,g} u_{sh,g} + \rho_{sh,sal} C_{sh,p,sal} u_{sh,sal}; \alpha_{5,g,sal} = \frac{6}{d_p} [h_{sh,g \rightarrow s} (1 - \varepsilon_b) + \varepsilon_b h_{sh,sal \rightarrow s}] \quad (A.2)$$

$$\alpha_{6,g,sal} = \left[(1 - \varepsilon_b) h_{sh,sal \rightarrow w} + \varepsilon_b h_{sh,g \rightarrow w} \right] \frac{d_{sh,in}}{\sigma_w (d_{sh,in} + \sigma_w)} \quad (A.3)$$

$$\alpha_{7,g,sal} = \frac{(\rho_{sh,g} C_{sh,p,g} u_{sh,g} + \rho_{sh,sal} C_{sh,p,sal} u_{sh,sal})}{(\lambda_{zsh,g} + \lambda_{zsh,sal})}; \alpha_{8,g,sal} = \frac{(h_{sh,g \rightarrow s,eff} + h_{sh,sal \rightarrow s,eff})}{(\lambda_{sh,g,eff} + \lambda_{sh,sal,eff})} \quad (A.4)$$

$$\alpha_{9,g,sal} = \frac{h_{sh,g \rightarrow w} + h_{sh,sal \rightarrow m}}{\lambda_{rsh,g,eff} + \lambda_{rsh,sal,eff}}; \alpha_{10,g,sal} = \frac{h_{sh,g \rightarrow w} + h_{sh,sal \rightarrow w}}{\lambda_{rsh,g,eff} + \lambda_{rsh,sal,eff}}; \alpha_{11,g,sal} = h_{sh,g \rightarrow m} + h_{sh,sal \rightarrow m} \quad (A.5)$$

$$\beta_{1,sh,p} = \frac{\lambda_{rsh,p,eff}}{\rho_{sh,p} C_{sh,p,p}}; \beta_{2,sh,p} = \frac{(1 - \varepsilon_b) h_{sh,g \rightarrow s} + \varepsilon_b h_{sh,sal \rightarrow s}}{\lambda_{sh,p}} \quad (A.6)$$

$$\gamma_{1,sh,sal} = \frac{\Delta z_{sh} u_{sal}}{\varepsilon_b D_{zsh,sal}}; \gamma_{2,sh,sal} = \frac{k_{sh,sal \rightarrow s,eff} \Delta z_{rh}}{\varepsilon_b D_{zsh,sal,eff}}; \gamma_{3,sh,sal} = \frac{(1 - \varepsilon_b) \Delta z_{sh}}{\varepsilon_b D_{rsh,sal,eff}} \quad (A.7)$$

$$\gamma_{4,sh,sal} = \frac{D_{r_{p,sal,eff}}}{(1 - \varepsilon_b)}; \gamma_{5,sh,sal} = \frac{\Delta r_{sh,p} k_{sh,sal \rightarrow s}}{D_{r_{sh,p,sal,eff}}}; \gamma_{6,sh,g} = \frac{\Delta z_{sh} u_g}{\varepsilon_b D_{zsh,g}} \quad (A.8)$$

$$\gamma_{7,sh,g} = \frac{\Delta z_{sh} k_{sh,g \rightarrow s,eff}}{\varepsilon_b D_{zsh,g,eff}}; \gamma_{8,sh,g} = \frac{(1 - \varepsilon_b)}{\varepsilon_b D_{rsh,g,eff}}; \gamma_{9,sh,g} = \frac{D_{r_{p,g,eff}}}{(1 - \varepsilon_b)}; \gamma_{10,sh,g} = \frac{\Delta r_{sh,p} k_{sh,g \rightarrow s}}{D_{r_{p,g,eff}}} \quad (A.9)$$

$$\gamma_{11,per,Ag} = \frac{\lambda_{r_{per,Ag}}}{\rho_{Ag} C_{p,Ag}}; \gamma_{12,per,Ag} = \frac{h_{per,Ag \rightarrow m}}{\lambda_{r_{per,Ag}}}; \gamma_{13,per,Ag} = \frac{\Delta r_{per} k_{per,Ag \rightarrow m}}{D_{r_{per,Ag}}} \quad (A.10)$$

DESSALINIZAÇÃO MOVIDO A ENERGIA SOLAR USANDO MEMBRANA HIDROFÓBICA DE CONTATO DIRETO: MODELAGEM MATEMÁTICA E SIMULAÇÃO COMPUTACIONAL

Renato da Silva Pereira
Jornandes Dias da Silva

 conhecimentolivre.org/home
 contato@conhecimentolivre.org
 [editoraconhecimentolivre](https://www.instagram.com/editoraconhecimentolivre)