

**AVALIAÇÃO DE UM SISTEMA DE DESSALINIZAÇÃO
POR ADSORÇÃO E ENERGIA SOLAR PARA A
REGIÃO SEMIÁRIDA BRASILEIRA**

ROBERTO CAPPARELLI MARÇAL

TESE DE DOUTORADO EM CIÊNCIAS MECÂNICAS
DEPARTAMENTO DE ENGENHARIA MECÂNICA

**FACULDADE DE TECNOLOGIA
UNIVERSIDADE DE BRASÍLIA**

**UNIVERSIDADE DE BRASÍLIA
FACULDADE DE TECNOLOGIA
DEPARTAMENTO DE ENGENHARIA MECÂNICA
PROGRAMA DE PÓS GRADUAÇÃO EM CIÊNCIAS MECÂNICAS – PCMEC**

Roberto Capparelli Marçal

**AVALIAÇÃO DE UM SISTEMA DE DESSALINIZAÇÃO POR
ADSORÇÃO E ENERGIA SOLAR PARA A REGIÃO SEMIÁRIDA
BRASILEIRA**

Tese submetida ao Programa de Pós-Graduação em Ciências Mecânicas da Faculdade de Tecnologia da Universidade de Brasília, como parte dos requisitos necessários para a obtenção do grau de Doutor em Ciências Mecânicas.

Orientador:

Prof. Dr. Mário Benjamim Baptista de
Siqueira

Brasília

2024

UNIVERSIDADE DE BRASÍLIA
FACULDADE DE TECNOLOGIA
DEPARTAMENTO DE ENGENHARIA MECÂNICA
PROGRAMA DE PÓS GRADUAÇÃO EM CIÊNCIAS MECÂNICAS – PCMEC

**AVALIAÇÃO DE UM SISTEMA DE DESSALINIZAÇÃO POR
ADSORÇÃO E ENERGIA SOLAR PARA A REGIÃO SEMIÁRIDA
BRASILEIRA**

Roberto Capparelli Marçal

TESE DE DOUTORADO SUBMETIDA AO DEPARTAMENTO DE ENGENHARIA MECÂNICA DA FACULDADE DE TECNOLOGIA DA UNIVERSIDADE DE BRASÍLIA COMO PARTE DOS REQUISITOS NECESSÁRIOS PARA A OBTENÇÃO DO GRAU DE DOUTOR.

APROVADA POR:

Prof. Dr. Mário Benjamim Baptista de Siqueira - UnB
Orientador

Prof. Dr. Edgar Amaral Silveira - UnB
Membro Interno

Prof. Dr. Antônio C. Pinho Brasil Junior - UnB
Membro Interno - Suplente

Prof. Dr. José Maurício Alves Matos Gurgel - UFPA
Membro Externo

Prof. Dr. Jorge Recarte Henriquez Guerrero - UFPE
Membro Externo

Brasília, 20 de dezembro de 2024

Aos meus pais e aos meus filhos

AGRADECIMENTOS

Primeiramente, agradeço a Deus, cuja presença constante me guiou e fortaleceu em cada passo deste percurso, especialmente nos momentos mais difíceis. Sua graça me deu resiliência e esperança mesmo diante dos maiores desafios.

Aos meus pais, Moacyr (*in memoriam*) e Magda, sou eternamente grato pelo apoio incondicional ao longo desses anos de trabalho, lutas e superações. Vocês sempre foram minha base e inspiração. Como eu gostaria de compartilhar este momento com vocês, que tanto contribuíram para que eu chegasse até aqui.

À minha companheira Nubiana, minha parceira de vida, deixo meu mais profundo agradecimento. Sua presença, apoio e paciência ao longo de todos esses anos foram fundamentais para que eu pudesse superar os obstáculos dessa jornada. Sua força e amor me ajudaram a seguir em frente mesmo nos momentos mais desafiadores.

Ao meu orientador, Prof. Mario Benjamim B. de Siqueira, meu mais sincero agradecimento por ter acreditado no meu projeto de pesquisa desde o início. Sua orientação, paciência e dedicação foram fundamentais para o desenvolvimento deste trabalho. Obrigado por estar ao meu lado em cada etapa, compartilhando seu conhecimento e experiência de forma generosa e inspiradora.

Ao Programa de Pós-Graduação em Ciências Mecânicas (PCMEC) da Universidade de Brasília, aos professores e colaboradores do Departamento de Engenharia Mecânica e do Laboratório de Energia e Ambiente (LEA), minha sincera gratidão pelo apoio e aprendizado ao longo de toda esta jornada.

À FAP-DF, pelo apoio no programa Confap Mobility Italy, que proporcionou a valiosa oportunidade de intercâmbio com a Universidade de Palermo, na Sicília, Itália. Meu agradecimento especial ao Prof. Andrea Cipollina por sua orientação e apoio durante essa experiência.

RESUMO

AVALIAÇÃO DE UM SISTEMA DE DESSALINIZAÇÃO POR ADSORÇÃO E ENERGIA SOLAR PARA A REGIÃO SEMIÁRIDA BRASILEIRA

Autor: Roberto Capparelli Marçal

Orientador: Prof. Dr. Mário Benjamim B. de Siqueira

Programa de Pós-Graduação em Ciências Mecânicas

Brasília, 20 dezembro de 2024

Este estudo avalia a viabilidade técnica da aplicação de um sistema híbrido de dessalinização de água salobra baseado no processo de adsorção, ativado por energia térmica solar, operando sob as condições climáticas da região semiárida brasileira. O sistema de dessalinização com o aproveitamento do efeito de refrigeração (ADS) é composto por dois reatores adsortivos, carregados com o material adsorvente sílica gel tipo Fuji RD 260, evaporador e condensador e sistema de aquecimento termossolar a partir de coletores solares planos. Para o sistema ADS foi construído um modelo matemático representativo composto por dois subsistemas, o adsortivo e o termossolar. O modelo numérico agrupado foi implementado na plataforma MATLAB e simulado com os parâmetros operacionais e dimensionais de sistemas já validados na bibliografia. A abordagem do modelo proposto leva em consideração as variações das condições climáticas, como a temperatura ambiente e os índices de irradiância global horizontal, dados obtidos pelo INMET a partir da estação meteorológica automática A313 situada na cidade de Campina Grande–PB. Os dados tratados foram utilizados para a definição de um ano e um dia característico utilizados na simulação. A influência da variabilidade dos índices de salinidade das fontes de alimentação na performance de um sistema ADS também foi avaliado como parte deste estudo. A cinética adsortiva do material adsorvente foi avaliada para a determinação do tempo de ciclo de 3600 s utilizado na simulação. Os resultados da simulação indicaram um SWP (produção específica diária de água) variando de 0 a 7,4 kg/kg, totalizando uma produção de 6,26 kg/kg (SDWP) para um dia característico. Além disso, a avaliação do efeito de resfriamento sob diferentes temperaturas ambientes destacou um intervalo de 40 a 290 W/kg para a potência específica de resfriamento (SCP), com temperaturas chegando abaixo de 10 °C durante os ciclos com um COP médio de 0,46. A maioria das fontes de água subterrâneas da região do semiárido apresenta índices de salinidade variando de 1500 a 10.000 ppm, o modelo proposto apresentou pouca sensibilidade para variações nos índices de desempenho para esta faixa. Esses resultados estão alinhados com estudos teóricos e experimentais similares documentados na literatura, destacando o potencial promissor dessa tecnologia como uma alternativa técnica viável aos processos convencionais de osmose reversa para comunidades remotas na região semiárida do Nordeste brasileiro.

Palavras-chave: dessalinização; adsorção; sílica gel; refrigeração solar

ABSTRACT

EVALUATION OF A SOLAR-DRIVEN ADSORPTION DESALINATION SYSTEM FOR BRAZILIAN SEMIARID REGION

Author: Roberto Capparelli Marçal

Advisor: Prof. Dr. Mário Benjamim B. de Siqueira

Graduate Program in Mechanical Sciences

Brasília, December 20, 2024

This study evaluates the technical feasibility of applying a hybrid brackish water desalination system based on the adsorption process, powered by solar thermal energy, operating under the climatic conditions of the Brazilian semi-arid region. The desalination system utilizing the cooling effect (ADS) consists of two adsorption reactors loaded with Fuji RD 260 silica gel adsorbent material, an evaporator, a condenser, and a thermosolar heating system with flat plate solar collectors. A representative mathematical model for the ADS system was developed, comprising two subsystems: the adsorption and the thermosolar systems. The integrated numerical model was implemented on the MATLAB platform and simulated using operational and dimensional parameters of systems validated in the literature. The proposed model approach considers variations in climatic conditions, such as ambient temperature and global horizontal irradiance indices, using data obtained from INMET through the A313 automatic weather station located in Campina Grande–PB. Processed data were used to define a characteristic year and day for the simulation. The influence of the variability of salinity levels in feed water sources on the performance of the ADS system was also assessed as part of this study. The adsorption kinetics of the adsorbent material were evaluated to determine the cycle time of 3600 s used in the simulation. Simulation results indicated a specific water production (SWP) varying from 0 to 7.4 kg/kg, totalling 6.26 kg/kg (SDWP) for a characteristic day. Additionally, the evaluation of the cooling effect under different ambient temperatures showed a range of 40 to 290 W/kg for the specific cooling power (SCP), with temperatures dropping below 10 °C during cycles and an average COP of 0.46. Most groundwater sources in the semi-arid region exhibit salinity levels ranging from 1500 to 10,000 ppm. The proposed model demonstrated low sensitivity to performance variations within this range. These results align with similar theoretical and experimental studies documented in the literature, highlighting the promising potential of this technology as a technically viable alternative to conventional reverse osmosis processes for remote communities in the semi-arid region of Northeast Brazil.

Keywords: desalination; adsorption; silica gel; solar refrigeration

PUBLICAÇÕES DURANTE O DOUTORADO

PUBLICAÇÕES EM PERÍODICOS

1.MARÇAL, R.C., SIQUEIRA. M.B.B. Evaluation of a solar-driven adsorption desalination system for Brazilian semiarid region. *Applied Water Science* v.14, 212 Setember,2024. <https://doi.org/10.1007/s13201-024-02265-5>

2.ALVAREZ, J. C., HATAKEYAMA, K., CARVALHO, M., MARÇAL, R.C., INCHE, J., MELO, N. A model for renewable energy-based product innovation based on TRIZ methodology, exergy analysis and knowledge management: Case study. *Energy Reports* v.8, supplement 9, pg.1107-1114, November 2022. <https://doi.org/10.1016/j.egyr.2022.07.110>

3.ALVAREZ, José C., BRAVO, L., MARÇAL, R.C., HATAKEYAMA, K., BARRANTES, E. Knowledge construction and systematization of solar adsorption refrigeration prototypes. *Energy Reports*, v.7, supplement 5, pg.428-440, November 2021. <https://doi.org/10.1016/j.egyr.2021.07.108>

PUBLICAÇÕES EM ANAIS DE CONGRESSOS

1.MARÇAL, R.C., SIQUEIRA, M.B.B., Numerical Evaluation of the Influence of Operational Parameters on the Adsorption System Performance. 26th ABCM International Congress of Mechanical Engineering - COBEM 2021, Florianopolis, November 2021.

2.MARÇAL, R.C., SIQUEIRA, M.B.B., Thermodynamic Evaluation of a Solar-Driven Adsorption Desalination Cooling Cycle. World Environmental and Water Resources Congress 2020.ASCE Library, May 2020. <https://ascelibrary.org/doi/abs/10.1061/9780784482988.005>

LISTA DE FIGURAS

Figura 2.1 - Situação da escassez de água mundial período de 1996-2005.....	11
Figura 2.2 - Capacidade instalada de plantas de dessalinização por setor.....	12
Figura 2.3 - Evolução da capacidade contratada acumulada deste 1965.....	12
Figura 2.4 - Capacidade contratada anual por tipo de água de alimentação.....	13
Figura 2.5 - Evolução da publicação de trabalhos científicos base de dados Scopus....	14
Figura 2.6 - Usina de dessalinização por osmose reversa em Fernando de Noronha (PE)	17
Figura 2.7 - Usina de dessalinização por osmose reversa da Siderúrgica Arcelor Mittal Tubarão.....	18
Figura 2.8 (a) - Dessalinizador por osmose reversa.....	18
Figura 2.8 (b) - Dessalinizador por destilação solar com coletor de águas pluviais....	18
Figura 2.9 - Proposta de sistema integrado de produção com aproveitamento do rejeito de dessalinização	22
Figura 2.10 - Delimitação geográfica da região semiárida do Nordeste brasileiro.....	23
Figura 2.11 - Representação esquemática do sistema de dessalinização adotado pelo Programa PAD.....	25
Figura 2.12 - Desenho esquemático do sistema de produção integrado do PAD.....	25
Figura 2.13 - Definição do processo de dessalinização.....	27
Figura 2.14 - Processos de dessalinização classificados de acordo com o tipo de processo utilizado.....	28
Figura 2.15- Processos de dessalinização classificados de acordo com a energia utilizada.....	29
Figura 2.16 - Incremento de capacidade instalada por tipo de processo.....	30
Figura 2.17 - Princípio de funcionamento do processo de dessalinização térmico MSF (<i>multi-stage flash</i>)	31
Figura 2.18 - Princípio de funcionamento do processo de dessalinização MED.....	34
Figura 2.19 - Processos de osmose e osmose reversa.....	36
Figura 2.20 - Diagrama esquemático do ADS proposto com quatro leitos e dois evaporadores.....	45
Figura 2.21 - Diagrama esquemático de um ciclo de resfriamento e dessalinização por adsorção com 2 evaporadores e 3 leitos.....	46

Figura 2.22 - Diagrama esquemático de um sistema de dessalinização por adsorção duplo estágio de reatores adsortivos.....	48
Figura 2.23 - Diagrama esquemático do ciclo avançado de dessalinização por adsorção (AD) com o circuito de recuperação de calor entre o evaporador e o condensador.....	50
Figura 2.24 - O sistema de dessalinização por adsorção (ADS) com dispositivo integrado de evaporador-condensador.....	51
Figura 2.25 - Diagrama esquemático do ciclo avançado de dessalinização por adsorção.....	52
Figura 2.26 - Foto ilustrativa da planta de dessalinização com 4 leitos adsortivos.....	55
Figura 2.27 - Esquema da planta de dessalinização 4 leitos adsortivos.....	56
Figura 2.28 - Diagrama esquemático de sistema de quatro leitos adsortivos para de dessalinização com efeito de refrigeração.....	57
Figura 2.29 - Diagrama esquemático do sistema AD em modos de dois leitos e quatro leitos.....	57
Figura 2.30 - Representação esquemática de sistema ADS duplo reator ativado por energia solar.....	60
Figura 2.31 - Roadmap projeto de sistemas ADS.....	66
Figura 3.1 - Processo de adsorção e dessorção.....	75
Figura 3.2 - Isotermas do processo de adsorção.....	76
Figura 3.3 - Estrutura SiO ₄ , sílica.....	82
Figura 3.4 (a) - Curvas de regeneração (dessorção) adsorvente sílica gel A, 3A e RD (temperatura)	84
Figura 3.4 (b) - Curvas de regeneração (dessorção) adsorvente sílica gel A, 3A e RD (tempo).....	84
Figura 3.5 - Isotermas sílica gel Tipo A.....	85
Figura 3.6 - Isotermas sílica gel tipo RD.....	85
Figura 4.1 - Diagrama esquemático do sistema dessalinização por adsorção.....	91
Figura 4.2 - Diagrama Pressão x Temperatura do ciclo adsortivo no reator.....	92
Figura 4.3 - Sistema termo solar de aquecimento.....	101
Figura 6.1 - Isotermas da adsorção para a par sílica gel Fuji Davison tipo RD 2560 e água.....	107
Figura 6.2 - Isotermas de adsorção sílica gel Fuji RD 2560.....	107
Figura 6.3 - Isotermas de dessorção sílica gel Fuji RD 2560.....	108
Figura 6.4 - Fases do ciclo de adsorção de um sistema ADS real.....	108

Figura 6.5 - Variação das médias da temperatura ambiente e índice de radiação solar em Campina Grande, PB ao longo de um dia característico.....	110
Figura 6.6 - Variação da temperatura do coletor e do reservatório com a variação do índice de radiação.....	110
Figura 6.7 - Ciclos de adsorção e dessorção e as variações das temperaturas.....	111
Figura 6.8 - Perfis das temperaturas dos diversos componentes do sistema ADS...	112
Figura 6.9 - Perfis das temperaturas dos diversos componentes do sistema ADS detalhe.....	113
Figura 6.10 - Produção específica de refrigeração (SCP)	113
Figura 6.11 - Coeficiente de performance (COP)	114
Figura 6.12 - Coeficiente de performance (COP), detalhes.....	114
Figura 6.13 - Produção específica de água potável (SWP)	115
Figura 6.14- Variação do SWP em função da variação do fluxo mássico e quantidade de coletores solares.....	117
Figura 6.15 - Variação da produção do efeito de refrigeração (SCP) em função da salinidade da fonte de alimentação.....	118
Figura 6.16 - Variação da produção específica (SWP) em função da variação da salinidade da fonte de alimentação.....	119

LISTA DE TABELAS

Tabela 2.1 - Aplicabilidade dos processos de dessalinização.....	29
Tabela 2.2 - Comparativo dos custos energéticos das tecnologias de dessalinização adaptado.....	41
Tabela 2.3 - Custo unitário de produção dos diversos processos de dessalinização..	42
Tabela 2.4 - Resumo desempenho de sistemas ADS com sílica gel.....	63
Tabela 2.5 - Parâmetros dos materiais adsorptivos aplicados em sistemas ADS.....	65
Tabela 3.1 - Distribuição das fontes de água no mundo.....	68
Tabela 3.2 - Classificação das águas conforme salinidade.....	69
Tabela 3.3 - Composição química padrão da água marinha.....	70
Tabela 3.4 - Comparação da composição química entre a água marinha e as águas de rios.....	71
Tabela 3.5 - Propriedades termodinâmicas da água do mar com 35.000 mg/L a 20°C..	71
Tabela 3.6 - Resultado das análises físicas e químicas, referente aos parâmetros da Portaria de Consolidação nº 5/2017.....	73
Tabela 3.7 - Tipos de adsorventes e suas temperaturas de regeneração.....	83
Tabela 3.8 - Propriedades termo físicas da sílica gel.....	83
Tabela 5.1 - Valores dos parâmetros para a mudança do modo de operação ADS...	96
Tabela 6.1 - Parâmetros utilizados na simulação numérica.....	103
Tabela 6.2 - Parâmetros operacionais.....	105
Tabela 6.3 - Parâmetros do subsistema de aquecimento solar.....	105
Tabela 5.4 - Tabela resumo principais resultados publicados na bibliografia.....	116

LISTA DE SÍMBOLOS

A	Área	[m ²]
C(t)	Transiente captura de vapor	[kg.kg ⁻¹ .s ⁻¹]
C*	Quantidade de adsorvato adsorvido em condição de equilíbrio	[kg.kg ⁻¹]
C _m	Máxima quantidade de adsorvato captada	[kg.kg ⁻¹]
C _p	Calor específico	[J.kg ⁻¹ .K ⁻¹]
D _{so}	Constante da cinética de adsorção , difusividade	[m ² .s ⁻¹]
E _a	Energia de ativação	[kJ.kg ⁻¹]
h	Entalpia específica	[kJ.kg ⁻¹]
h _{isos}	Entalpia isostérica	[kJ.kg ⁻¹]
I _c	Irradiância global horizontal	[W.m ⁻²]
K ₀	Constante pré-exponencial	[kPa ⁻¹]
m	Vazão mássica	[kg.s ⁻¹]
M	Massa	[kg]
m _b	Vazão mássica do rejeito concentrado	[kg.s ⁻¹]
m _{pw,cond}	Vazão mássica de água potável extraída no condensador	[kg.s ⁻¹]
M _{sg}	Massa de sílica gel no reator	[kg]
M _{sw,evap}	Massa de água salobra ou marinha contida no evaporador	[kg]
m _{sw,evap}	Vazão mássica de água salina de alimentação no evaporador	[kg.s ⁻¹]
P	Pressão (abs)	[kPa]
R	Constante universal dos gases	[kJ.kg ⁻¹ .K ⁻¹]
R _p	Raio médio da partícula do material adsorvente	[m]
T	Temperatura (abs)	[K]
T _{amb}	Temperatura ambiente	[°C]
T _c	Temperatura do coletor	[°C]
T _s	Temperatura do reservatório	[°C]
U.A	Coeficiente global de transferência de calor	[W.K ⁻¹]
V	Volume	[m ³]
x	Constante de heterogeneidade de Tòth	adimensional
χ _{sw,evap}	Concentração salina pré-determinada para o descarte da salmoura	[ppm]

$\chi_{sw,in}$	Concentração salina da água de alimentação bombeada para o evaporador	[ppm]
χ_v	Concentração de vapor no evaporador em condição de equilíbrio	%

LISTA DE SIMBOLOS GREGOS

θ	Parâmetro operacional	
η	Parâmetro operacional	
χ	Concentração	
γ	Parâmetro operacional	
Δ	Variação	
ρ	Densidade	[kg.m ⁻³]
u	Vazão coletor solar	[m ³ .s ⁻¹]

LISTA DE SIMBOLOS SUBSCRITOS

<i>ads</i>	Adsorção
<i>amb</i>	Ambiente
<i>b</i>	Rejeito de Salmoura
<i>bed</i>	Leito adsortivo
<i>C</i>	Coletor solar
<i>Chil</i>	Água de resfriamento
<i>cond</i>	Condensador
<i>cw</i>	Água de arrefecimento
<i>des</i>	Dessorção
<i>evap</i>	Evaporador
<i>f</i>	Líquido
<i>fg</i>	Vapor saturado
<i>h/c</i>	Aquecimento ou arrefecimento
<i>hw</i>	Água de aquecimento
<i>hx</i>	Trocador de calor

<i>in</i>	Entrada
<i>out</i>	Saída
<i>pw</i>	Água potável
<i>S</i>	Reservatório coletor solar
<i>sg</i>	Sílica Gel
<i>sw</i>	Água Salina
<i>v</i>	Vapor
<i>w</i>	Água

LISTA DE ACRONIMOS E ABREVIações

AD	Sistemas baseados nos processos de adsorção
ADS	Sistemas de dessalinização por adsorção e refrigeração
ANA	Agência Nacional de Águas e Saneamento Básico
ANEEL	Agência Nacional de Energia Elétrica
CAGECE	Companhia de Água e Esgoto do Ceará
CEPEL	Centro de Pesquisas de Energia Elétrica
COMPESA	Companhia Pernambucana de Saneamento
COP	Conferência das Partes
COP	<i>Coefficient of Performance</i>
ED	Eletrodialise
EDR	Eletrodialise Reversa
GEE	Gases do efeito estufa
GIS	<i>Geographical Information System</i>
GOR	<i>Gained Output Ratio</i>
GWI	<i>Global Water Intelligence</i>
IBGE	Instituto Brasileiro de Geografia e Estatística
IDRA	<i>International Desalination and Reuse Association</i>
INPE	Instituto Nacional de Pesquisas Espaciais
LDF	<i>Linear Drive Force</i>
MED	Destilação de Múltiplos estágios
MENA	Médio Oriente e Norte de África
MMA	Ministério do Meio Ambiente do Brasil
MOF	<i>Metal Organic Framework</i>

MSF	Destilação Multiefeitos
OMS	Organização Mundial da Saúde
PAD	Programa Água Doce
PIB	Produto Interno Bruto
PR	<i>Performance Ratio</i>
PV	Painel Solar Fotovoltaico
RO	Osmose Reversa
SCC	<i>Specific Cooling Capacity</i>
SCP	<i>Specific Cooling Power</i>
SDWP	<i>Specific Daily Water Production</i>
SEC	Consumo Específico de Energia
SNIS	Sistema Nacional de Informações sobre Saneamento
SWP	<i>Specific Water Production</i>
TBT	<i>Top Brine Temperature</i>
TDS	Total de sólidos dissolvidos
TES	Sistemas de Armazenamento de Energia Térmica
TR	Tonelada de Refrigeração
UNFCC	<i>United Nations Framework Convention on Climate Change</i>
VCD	<i>Vapor Compression Distillation</i>

SUMÁRIO

1 INTRODUÇÃO	1
1.1 OBJETIVO	7
1.1.1 Objetivo Geral	7
1.1.2 Objetivos Específicos	7
1.2 ORGANIZAÇÃO DO TRABALHO	7
2 REVISÃO DE LITERATURA	9
2.1 VISÃO GLOBAL SOBRE OS PROCESSOS DE DESSALINIZAÇÃO	9
2.2 A DESSALINIZAÇÃO NO BRASIL.....	15
2.2.1 A Dessalinização no Semiárido do Nordeste Brasileiro	22
2.3 VISÃO GERAL DAS PRINCIPAIS TECNOLOGIAS EMPREGADAS NOS PROCESSOS DE DESSALINIZAÇÃO.....	26
2.3.1 Destilação Múltiplos Estágios (MSF)	31
2.3.2 Destilação Múltiplos Efeitos (MED)	33
2.3.3 Osmose Reversa	36
2.3.4 Outras Tecnologias Aplicadas a Dessalinização	38
2.3.5 Comparativo dos Custos e Consumo Energético da AD com as Outras Tecnologias	40
2.3.6 Estado da Arte da Dessalinização por Adsorção	43
3 REFERENCIAL TEÓRICO	68
3.1 O RECURSO ÁGUA E SEUS PADRÕES DE POTABILIDADE.....	68
3.2 FUNDAMENTOS DOS PROCESSOS DE ADSORÇÃO	74
3.2.1 Calor da Adsorção	76
3.3.2 Adsorção de Superfície e Poros	78
3.3.3 Silica Gel e a Cinética Adsorção	81
4 METODOLOGIA	86
4.1 ANÁLISE DA PERFORMANCE DE UM PROCESSO DE DESSALINIZAÇÃO UTILIZANDO O CICLO DE ADSORÇÃO	87

4.1.1 Descrição do Processo de Dessalinização e o Ciclo de Adsorção	87
5 DESENVOLVIMENTO DO MODELO MATEMÁTICO	93
5.1 MODELAGEM DO SUBSISTEMA ADSORTIVO (ADS)	94
5.2 MODELAGEM DO SUBSISTEMA DE AQUECIMENTO TERMO SOLAR COM COLETORES PLANOS	100
6 RESULTADOS DA SIMULAÇÃO NUMÉRICA	103
7 CONCLUSÃO	121
REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS	123

1 INTRODUÇÃO

Água significa vida. Diariamente, os seres humanos realizam uma variedade notável de atividades que, direta ou indiretamente, envolvem o consumo de água, frequentemente em quantidades substanciais. A água é fundamental em atividades industriais, agricultura e para fins de consumo doméstico. O consumo per capita varia consideravelmente, apresentando diferenças marcantes dependendo da área geográfica específica, como a região saariana da África e a região dos Grandes Lagos na América do Norte. Nos EUA, o consumo médio de água chega a 400 l por pessoa por dia, enquanto em outros países ocidentais pode cair para 150 l (CIPOLLINA; MICALE; RIZZUTI, 2009), onde ações bem sucedidas reduziram a demanda por água doce. Em contraste, em nações africanas, com grave escassez hídrica, o consumo per capita pode ser tão baixo quanto 20 l por dia. A Organização Mundial da Saúde (OMS) recomenda um limite inferior para a sobrevivência de 15 a 20 l por pessoa por dia (CIPOLLINA; MICALE; RIZZUTI, 2009), atendendo apenas às necessidades básicas, como hidratação, preparo de alimentos e cuidados com a higiene pessoal. Para suprir também outras necessidades, incluindo institucionais como hospitais, escolas e infraestrutura, esse valor mínimo precisa ser aumentado significativamente para até 50 l por pessoa por dia.

A água é uma das substâncias mais abundantes presentes no planeta Terra; uma estimativa da quantidade total de água fornece um valor de cerca de $1,4 \cdot 10^9 \text{ km}^3$. A água salgada, com salinidade média de 35.000 ppm, correspondente a 97,5%, está disponível sob a forma de oceanos, mares, lagos e lençóis subterrâneos, enquanto o 2,5% remanescente de água doce, isto é, $3,5 \cdot 10^7 \text{ km}^3$ é composto pelas águas subterrâneas e de superfícies. As águas subterrâneas na forma de lençóis freáticos representam cerca de 30% do total de água doce do planeta. A maioria dos recursos hídricos de superfície, aproximadamente 70%, está armazenada como gelo em regiões montanhosas e nas geleiras dos polos Antártico e Ártico. No entanto, apenas 0,3% de toda a água doce disponível é acessível para uso humano.

A quantidade de água constante ao longo do tempo no planeta Terra é assegurada pelo ciclo da água que, evapora dos mares e das águas superficiais para a atmosfera e acumula-se nas nuvens das quais as chuvas se originam. A água precipitada, por sua vez, alimenta as águas dos mares, os depósitos subterrâneos e os

de superfície. Assim, no que diz respeito à água, o planeta Terra se comporta como um *terrarium*, que é um sistema fechado autossuficiente, sem necessidade de suprimento externo. Obviamente, a disponibilidade local de água doce depende do nível de precipitação. Em áreas onde a chuva é abundante, a água doce também é abundante. Por outro lado, em terras áridas, onde a chuva é escassa, a água doce também é escassa. No entanto, a poluição ambiental e suas consequências climáticas vem promovendo alterações nos regimes de precipitação e nos padrões de disponibilidade de água. A escassez e a poluição são os responsáveis diretos pelos crescentes aumentos nos custos associados à captação, tratamento e distribuição de novas fontes que tornaram grandes os atuais desafios dos gestores de políticas públicas.

Existem no mundo diversos fatores que vem contribuindo para um consumo cada vez maior de água, dentre eles estão; o crescimento econômico, o aumento demográfico mundial e a melhoria geral da qualidade de vida em todos os níveis. Este aumento demográfico vem acompanhado pelo crescimento da demanda por bens e serviços, impactando de forma proporcional no aumento da atividade econômica e seus reflexos diretos na agricultura e indústria. Considerando um crescimento global médio anual de 2%, apontados pelo índice PIB (Produto Interno Bruto), acrescido dos efeitos do crescimento populacional, estima-se que a demanda anual por água potável até 2030 seja da ordem de 6.900 bilhões de metros cúbicos (Bm^3) (MCKINSEY, 2009). O ciclo natural da água no planeta Terra possibilita um fornecimento anual sustentável de água potável da ordem de 4.200 bilhões de metros cúbicos (Bm^3) (OKI; KANAE, 2006). Atualmente, a demanda por este recurso já se apresenta em um nível acima da capacidade de um fornecimento sustentável, fazendo com que aproximadamente 80% da população mundial, de alguma forma, já esteja sendo submetida a alguma situação de estresse hídrico. Mesmo as regiões consideradas ricas neste recurso já apresentam dificuldades de prover às suas populações água potável o suficiente tanto para o consumo quanto para a suportar as atividades econômicas como a agricultura e os seus processos industriais.

A solução prática para o problema mundial da escassez de água potável certamente passa pelo esforço de desenvolvimento de novas tecnologias de captação e tratamento que sejam economicamente viáveis e ambientalmente sustentáveis. Dentre algumas tecnologias atualmente disponíveis, a dessalinização se apresenta como uma solução a ser considerada tanto aplicada a água do mar quanto a fontes de água salobra. Uma das justificativas a ser levada em consideração quando se avalia o

uso desta tecnologia é que aproximadamente 50% da população mundial atualmente vive em regiões de até 200 km distantes da costa (LI; GOSWAMI; STEFANAKOS, 2013).

No entanto, o suprimento de água potável a partir do processo de dessalinização requer um consumo elevado de energia, porém as regiões com recursos hídricos escassos são também, na sua maioria, deficientes em fontes energéticas. Dentre as principais tecnologias desenvolvidas e comercialmente consolidadas para os processos de dessalinização podem ser citadas; Osmose Reversa (RO), Destilação Multiestágios (MSF) e a Destilação Multiefeitos (MED), que representam respectivamente 59%, 27% e 12% da capacidade de produção total instalada mundialmente (INTERNATIONAL DESALINATION AND REUSE ASSOCIATION, 2019). Estas tecnologias são consumidoras intensivas de energia apresentando um consumo específico na faixa de 3,5 a 12 kWh/m³ para a dessalinização da água marinha (NG et al., 2013a) e de 0,3 a 2,8 kWh/m³ para a dessalinização de águas salobras (GHAF FOUR; MISSIMER; AMY, 2013). Independentemente da metodologia ou do processo empregado, o limite termodinâmico teórico para a dessalinização da água marinha com salinidade de 35.000 ppm é de aproximadamente 0,78 kWh/m³ (NG et al., 2021). Na avaliação e seleção da tecnologia mais adequada para cada situação deve ser considerado não somente o consumo e a eficiência energética do processo, mas também, as condições de captação da água salgada (marinha ou salobra), os custos primários de energia e os impactos ambientais decorrentes do descarte dos rejeitos e emissões.

A literatura relata trabalhos nos quais os autores apresentam alternativas para reduzir o custo unitário de produção de água potável por dessalinização para produção em larga escala. Estas alternativas envolvem a hibridização de processos já consolidados como o MSF e MED, combinados com a RO e integrados (cogeração) a plantas de geração termoelétrica (HAMED, 2005), (AHMED; HASHAIKEH; HILAL, 2020), (AWERBUCH; MAST; SOO-HOO, 1987) e (EL-NASHAR, 2001).

Atualmente, a maioria das plantas de dessalinização implementadas e em operação está localizada em países que predominantemente utilizam fontes de energia derivadas de combustíveis fósseis. Essas fontes contribuem significativamente para a formação das chuvas ácidas, emissão de gases do efeito estufa (GEEs) e outras emissões prejudiciais à saúde humana e ao meio ambiente.

Em termos comparativos, caso a população mundial de aproximadamente 7,6 bilhões de habitantes fosse suprida com um mínimo recomendado de 100 l/dia per

capita, as plantas de dessalinização instaladas poderiam atender somente 7,5% desta demanda. Isto exigiria um consumo de 1,58 milhões de toneladas de óleo combustível e resultaria na liberação para a atmosfera de cerca de 174 tCO₂/dia (GUDE; NIRMALAKHANDAN; DENG, 2010).

Em 2016, na 21.ª Conferência das Partes (COP21) da UNFCCC (*United Nations Framework Convention on Climate Change*) em Paris, 195 países membros ratificaram um acordo (Acordo de Paris) para a redução das emissões dos gases do efeito estufa (GEEs). Para atingir este objetivo, os governos das nações membros (55 países) estabeleceram compromissos individuais, conhecidos como Pretendidas Contribuições Nacionalmente Determinadas (iNDC, na sigla em inglês). Através das iNDCs, cada nação apresentou sua contribuição para a redução de emissões dos gases de efeito estufa, levando em consideração a viabilidade no contexto social e econômico local. O Brasil, em particular, se comprometeu em reduzir as emissões de GEEs em 37% em relação aos níveis de 2005 até 2025 (REPÚBLICA FEDERATIVA DO BRASIL, 2016).

O território brasileiro, segundo a OMS (Organização Mundial da Saúde), detém 12% do total da água doce do planeta. Apesar dessa aparente abundância, existem muitas regiões no Brasil que, devido às suas dimensões geográficas continentais e diversidade climática, sofrem há anos com graves problemas de escassez de água (SILVA et al., 2018). A região Norte, que abriga aproximadamente 9% da população, detém 70% dos recursos de águas superficiais do país. Os restantes 30% precisam suprir os 91% restantes da população brasileira (SAHA et al., 2016).

A situação mais crítica se encontra no Nordeste, representando pouco mais de 18% do território nacional, com 27% da população, sendo que 84% desta população reside em áreas urbanas. Grande parte desta região está inserida no Semiárido, que possui apenas 3% dos recursos hídricos de superfície (IBGE, 2010). Em um cenário de escassez e de crescimento populacional, a alternativa é recorrer às fontes de água subterrâneas. No entanto, a região semiárida do Nordeste brasileiro está geologicamente localizada sobre uma área de formação rochosa de escudo cristalino, aonde grande parte dos poços perfurados apresentam vazões inferiores a 3 m³/h com índices de salinidade média de 3.000 ppm com predominância de cloretos dificultando o seu aproveitamento para o consumo humano. Conforme os padrões da Organização Mundial da Saúde (OMS), a água, para ser considerada potável, deve ter uma quantidade total de sólidos dissolvidos (TDS) de menos de 500 ppm.

O governo brasileiro, visando mitigar os problemas de escassez de água na região do Semiárido, lançou em 2004, através do Ministério do Meio Ambiente (MMA) o programa denominado “Água Doce”. Este programa teve como objetivo inicial a instalação de 1300 plantas de dessalinização, utilizando a tecnologia de Osmose Reversa (RO), nas comunidades do Nordeste brasileiro situadas na região denominada por Polígono das Secas (FERREIRA et al., 2017).

Até o ano de 2017, 460 comunidades rurais da região do Semiárido foram atendidas pelo programa, produzindo 1,5 milhões de litros por dia de água potável, beneficiando mais de 185 mil pessoas. Após a implementação, um diagnóstico realizado sobre o desempenho dos dessalinizadores que empregam a tecnologia de Osmose Reversa (RO) (CAMPOS, 2007), (PINHEIRO; CALLADO, 2005) detectou que mais de 1/3 das instalações apresentaram problemas técnicos (qualidade da energia elétrica) e de gestão (manutenção e administrativos) que resultaram em uma operação abaixo da capacidade, ou mesmo na paralisação total da produção.

Observa-se também que, a partir deste diagnóstico, existe uma demanda pelo desenvolvimento de tecnologias alternativas mais resilientes e eficientes que reduzam os requisitos de energia dos atuais processos de dessalinização. Além disto, há busca por tecnologias inovadoras de baixo custo (operacional e de manutenção), economicamente viáveis, adequadas para aplicações de pequena escala, que empreguem energias renováveis e processos com menor impacto ambiental.

Dentre diversos processos emergentes relatados na bibliografia, destaca-se o potencial da dessalinização a partir do processo de adsorção. A dessalinização por adsorção (AD) é uma tecnologia emergente que utiliza como fundamento a adsorção e dessorção física do vapor de água por materiais sólidos porosos como, por exemplo: a sílica gel, zeólitas e MOFs (*metal-organic frameworks*), genericamente denominados aqui por materiais adsorventes.

Nestes materiais, durante a adsorção, o vapor de água é retido no interior e superfícies dos poros do material adsorvente, devido às forças de van der Waals. Trata-se de um processo termicamente ativado, reversível e o material adsorvente, quando saturado, pode ser regenerado com o emprego de energia térmica de baixa intensidade (50°C - 85°C), este processo é denominado dessorção. A capacidade de operar os sistemas a esta faixa de temperatura é uma das vantagens competitivas desta tecnologia, pois habilita o emprego de diversas fontes térmicas como, por exemplo, o uso do calor residual de processos industriais e a energia solar (NG et al., 2013a).

O ciclo de dessalinização por adsorção imita os processos encontrados na atmosfera, replicando a evaporação e a condensação. Excetua-se que estes processos ocorrem em uma planta de dessalinização, em um ambiente de componente único e em um ritmo muito mais rápido. Pode-se dizer que os sistemas de dessalinização por adsorção sejam uma variação dos sistemas de refrigeração por adsorção e não constituem uma tecnologia totalmente nova. Em 1983, Donald Broughton (BROUGHTON, 1983) registrou patente de um processo contínuo e cíclico de dessalinização por adsorção utilizando resina de retardo iônico e regeneração térmica. Da mesma forma, em 2010, NG et al.(2010) registraram patente de um sistema de dessalinização por adsorção acionado por calor residual utilizando sílica gel e água como par adsorvente-adsorbato. Os componentes, arranjo físico e as configurações do sistema inicialmente proposto ainda permanecem como referência em diversos trabalhos citados na literatura atual. Nestes trabalhos a dessalinização pelo método de adsorção demonstrou ser muito promissor por ser energeticamente eficiente com um consumo de energia específico menor que $1,5 \text{ kWh/m}^3$ (NG et al., 2013a) e, o seu desenvolvimento pode compensar algumas das limitações apresentadas pelos outros métodos convencionais de dessalinização. Além da produção de água potável, os sistemas de dessalinização por adsorção apresentam outra vantagem competitiva em relação aos demais métodos, a qual é possibilitar a configuração do sistema para somente a produção de água potável ou combinada com a produção simultânea de um efeito frigorífico.

A maioria dos trabalhos relacionados aos processos de dessalinização apresentados na literatura tratam de dessalinização de água marinha e raros são os que versam sobre água salobra. Portanto, diante deste cenário, as seguintes questões científicas se impõem:

As vantagens do emprego dos processos de dessalinização por adsorção se preservam quando aplicados às fontes de água salobra?

A sua aplicação no contexto do semiárido nordestino brasileiro seria tecnicamente viável, principalmente no contexto do atendimento às comunidades mais remotas e às características climáticas da região?

1.1 OBJETIVO

1.1.1 Objetivo Geral

Avaliar a viabilidade técnica e a escalabilidade da aplicação de um sistema de dessalinização por adsorção utilizando a energia solar como fonte de energia, quando submetidos à variabilidade das condições climáticas e condições de sazonalidades das fontes de água subterrâneas da região do semiárido nordestino.

1.1.2 Objetivos Específicos

Para atingir os resultados da pesquisa este trabalho contempla os seguintes objetivos específicos:

- Desenvolver um modelo matemático agrupado para prever o comportamento de um sistema de dessalinização por adsorção (AD) acoplado a um sistema de aquecimento térmico solar (ADS).
- Aplicar e avaliar o modelo para as condições de operação de acordo com as variações das condições climáticas e de salinidade típicas do semiárido nordestino.
- Comparar os resultados obtidos na simulação numérica com outros resultados teóricos e experimentais disponíveis na literatura.

1.2 ORGANIZAÇÃO DO TRABALHO

Este trabalho está organizado para apresentar uma visão global sobre a adoção da dessalinização como uma forma de mitigar os efeitos da escassez dos recursos hídricos bem como apresentar uma alternativa de tratamento para obtenção de água potável tanto para os sistemas de abastecimento para o consumo doméstico quanto

para suporte das atividades agrícolas e industriais. No capítulo 2, em uma revisão da literatura, são apresentados os principais processos de dessalinização comerciais e suas tecnologias, com os detalhes sobre suas aplicações e dados de desempenho. Os processos de dessalinização também são avaliados no contexto da realidade brasileira, particularmente na região semiárida do nordeste brasileiro.

No capítulo 3 são apresentados, em um referencial teórico, detalhes sobre os padrões de potabilidade de água para o consumo humano, bem como a composição química das principais fontes de recursos hídricos utilizados nos processos de dessalinização. Apresenta também uma análise das características físico-químicas das fontes e capacidades de poços situados no semiárido brasileiro. Os conceitos e fundamentos teóricos do processo de adsorção são também apresentados com mais detalhes neste capítulo.

No capítulo 4 é apresentada a metodologia utilizada na construção do modelo, fazendo uma descrição dos processos termodinâmicos do ciclo adsortivo e os detalhes do sistema ADS modelado. O capítulo 5 apresenta o desenvolvimento do modelo matemático onde o sistema ADS foi dividido e modelado em dois subsistemas, o subsistema adsortivo e o subsistema de aquecimento termo solar. No capítulo 6, os resultados da simulação numérica dos subsistemas agrupados são apresentados, discutidos e comparados com resultados de trabalhos similares disponíveis na bibliografia.

Finalizando, no capítulo 7, são apresentadas as conclusões e a colocação de algumas questões levantadas durante esta pesquisa que possam ser sugestões de temas para trabalhos futuros.

2 REVISÃO DE LITERATURA

2.1 VISÃO GLOBAL SOBRE OS PROCESSOS DE DESSALINIZAÇÃO

A prática da dessalinização, embora com registros que remontam a séculos passados, ganhou notoriedade nas últimas décadas. Os primeiros vestígios de referências à dessalinização podem ser rastreados entre os anos 300 a.C. e 200 d.C. (NAIR; KUMAR, 2013). Um marco relevante ocorreu em 320 a.C., quando Alexandre de Aphrodisias descreveu a técnica de fervura da água do mar pelos marinheiros, seguida da suspensão de esponjas nos recipientes para absorver o vapor, possibilitando a subsequente coleta dessa água doce para consumo. O processo utilizado empregava destiladores simples, operados em regime de batelada, ativados pelo calor dos fogões e fornos, sem recuperação do calor de condensação. Em 1565, o explorador francês Jean de Lery alcançou sucesso na dessalinização da água durante uma expedição ao Brasil, e em 1627, Sir Francis Bacon propôs a utilização de filtros de areia como meio de dessalinização (NAIR; KUMAR, 2013).

Até 1800, a dessalinização era praticada mais comumente a bordo de embarcações. A qualidade do produto final variava consideravelmente dependendo da qualidade do equipamento e habilidades do operador, mas a transferência de vapor sempre foi o maior problema técnico a ser superado. O desenvolvimento da indústria de processamento do açúcar, por volta de 1800, resultou em um considerável desenvolvimento nos processos de evaporação, desenvolvendo destiladores maiores e mais eficientes para a produção de melaço e açúcar. Estes avanços nos processos de vapor viabilizaram a ampla adoção dos métodos de evaporação e condensação para a dessalinização, os quais mantiveram sua predominância até o início do século XX (NAIR; KUMAR, 2013).

Na década de 1950, o desenvolvimento da tecnologia de materiais poliméricos modernos levou à produção de membranas que possibilitam a passagem seletiva da água (semipermeáveis) ou íons (membranas de troca iônica), estabelecendo assim a base para o desenvolvimento dos processos de dessalinização por membranas. O emprego dessas membranas resultou em processos de dessalinização

significativamente mais eficientes, sendo seu desenvolvimento o responsável pela rápida expansão da indústria de dessalinização em escala global (JUDD, 2017).

Um fator adicional que impulsionou o avanço da indústria de dessalinização foi o surgimento e expansão da indústria petrolífera a partir de 1929. Neste segmento, a água dessalinizada desempenha um papel fundamental na indústria petrolífera, sendo empregada em diversas aplicações críticas, especialmente nas operações offshore relacionadas à exploração e produção de petróleo e gás.

Nas últimas décadas, o crescimento populacional e seu consequente aumento na demanda por alimentos, bens e serviços vem pressionando os processos de industrialização, mecanização agrícola, ao uso de tecnologias insustentáveis e à exploração excessiva das reservas naturais. A escassez de água é um fenômeno natural que impacta sazonalmente todos os continentes, no entanto, a atividade humana vem ampliando e acrescentando novos componentes a este problema; a poluição e as alterações climáticas, transformando a escassez em um problema crônico (MEKONNEN; HOEKSTRA, 2016).

A escassez hídrica é avaliada em diversas estatísticas de forma anual, não levando em consideração a distribuição e a frequência da disponibilidade dos recursos hídricos. Em trabalho realizado por Mekonnen e Hoekstra (2016), a escassez de água potável no mundo é avaliada mensalmente, desta forma podem ser consideradas nos índices as variações devido às sazonalidades. Na realidade, aproximadamente quatro bilhões de pessoas em todo o mundo já enfrentam uma escassez severa de água por pelo menos um mês ao longo do ano, e meio bilhão de pessoas experimentam essa escassez durante todo o ano. A Figura 2.1 ilustra que numerosos países em diversas partes do mundo, com destaque para a região do MENA (Médio Oriente e Norte de África) e Austrália, enfrentam níveis críticos de escassez de água durante todo o ano.

Pode-se afirmar que, na atualidade, a escassez de água desempenha um papel fundamental no impulsionamento da tecnologia e da indústria de dessalinização. A Figura 2.2 ilustra como o processo de obtenção de água potável por meio da dessalinização está crescendo significativamente em resposta ao problema global da escassez hídrica.

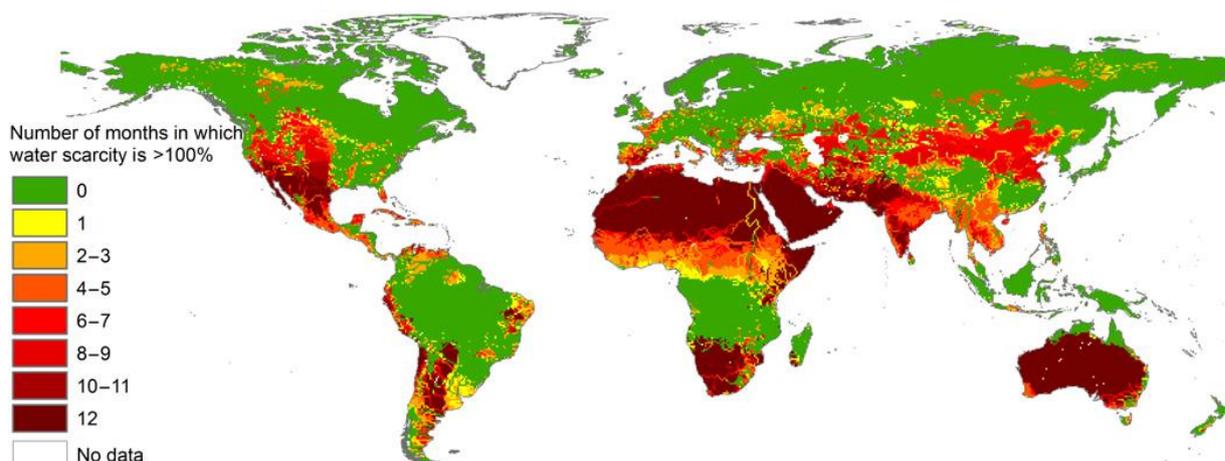


Figura 2.1 - Situação da escassez de água mundial período de 1996-2005 (MEKONNEN; HOEKSTRA, 2016)

De acordo com os resultados da pesquisa conduzida por Jones *et al.* (2019), existem atualmente 15.906 instalações de dessalinização distribuídas em mais de 183 países, com uma capacidade de produção total de 95 milhões de metros cúbicos por dia. Os autores deste estudo identificaram que, até 2019, quase metade dessas instalações de dessalinização em todo o mundo estava dedicada à produção de água dessalinizada para uso industrial, enquanto o setor municipal representava o maior consumidor em termos de capacidade. Desse modo, 62,3% dessa capacidade eram destinados ao abastecimento de água potável para consumo humano, enquanto 30,2% eram direcionados para atender às demandas da indústria. Esse padrão se manifesta devido à capacidade geralmente menor das instalações de dessalinização industrial, que costumam ter uma capacidade média de 3.712 m³/dia, em contraste com as unidades de dessalinização voltadas para abastecimento público, as quais têm uma média de 12.126 m³/dia.

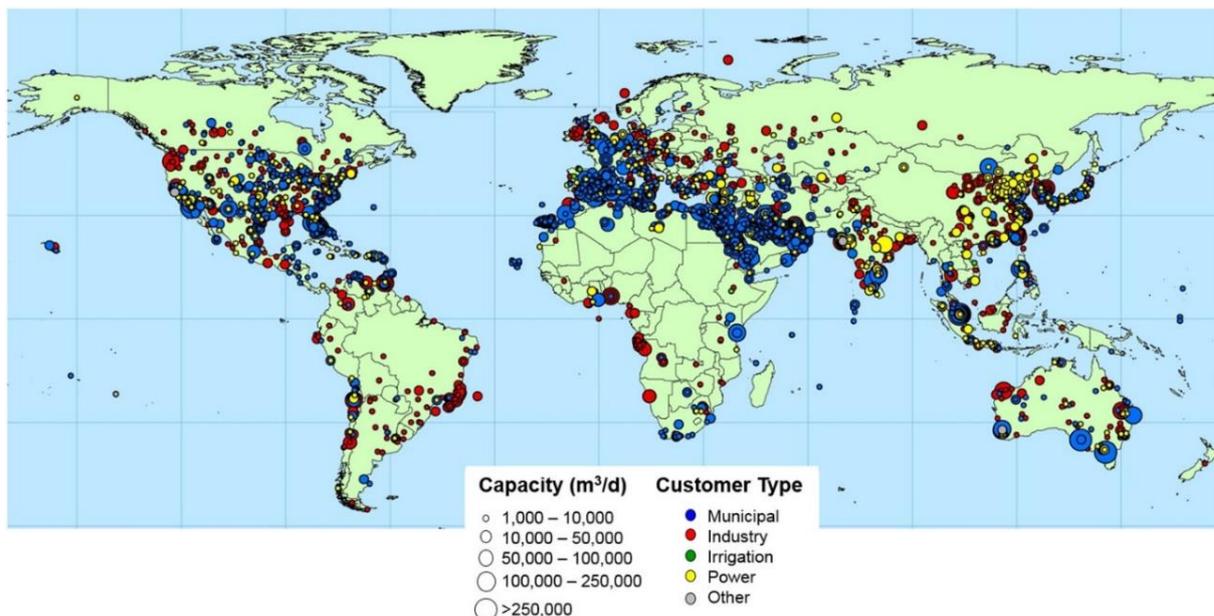


Figura 2.2 - Capacidade instalada de plantas de dessalinização por setor (JONES et al., 2019)

Em relatório da *Global Water Intelligence* (GWI) publicado em parceria com a *International Desalination Association* (IDA) (INTERNATIONAL DESALINATION AND REUSE ASSOCIATION, 2019) referente ao período de 2019-2020 é apresentado a evolução da capacidade mundial contratada em termos de plantas de dessalinização a partir do ano de 1965. Observa-se neste estudo a evolução exponencial do setor como ilustrado na Figura 2.3. Isso destaca a contribuição essencial que a dessalinização vem exercendo no contexto da mitigação dos problemas da escassez de água.

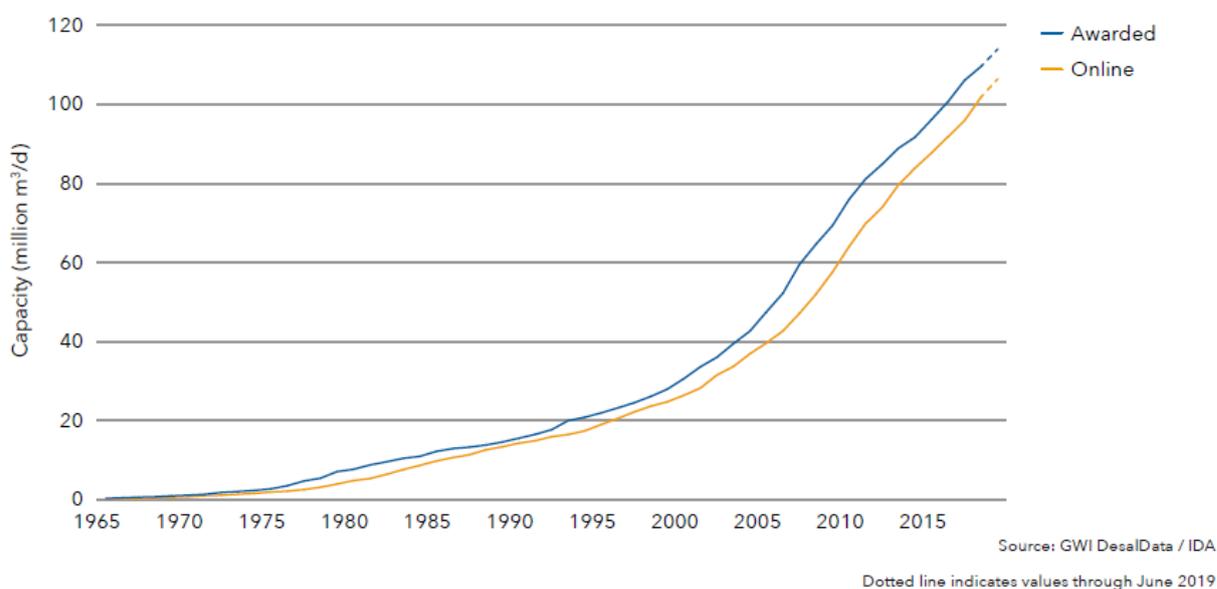


Figura 2.3 - Evolução da capacidade contratada acumulada deste 1965 (INTERNATIONAL DESALINATION AND REUSE ASSOCIATION, 2019)

A água potável obtida pela dessalinização pode ter como origem diversas fontes além da água do mar, como, por exemplo, águas salobras que podem ser de fontes de superfície ou subterrânea e as águas de reuso. Neste mesmo relatório a GWI/IDA (INTERNATIONAL DESALINATION AND REUSE ASSOCIATION, 2019) apresentam a evolução e como estão atualmente distribuídas as capacidades das plantas instaladas em função destas outras fontes. A Figura 2.4 ilustra a evolução da capacidade instalada de dessalinização em função da fonte de alimentação, e atualmente os processos de dessalinização utilizando água do mar representam 56%, água salobra 15% e outras fontes 29%.

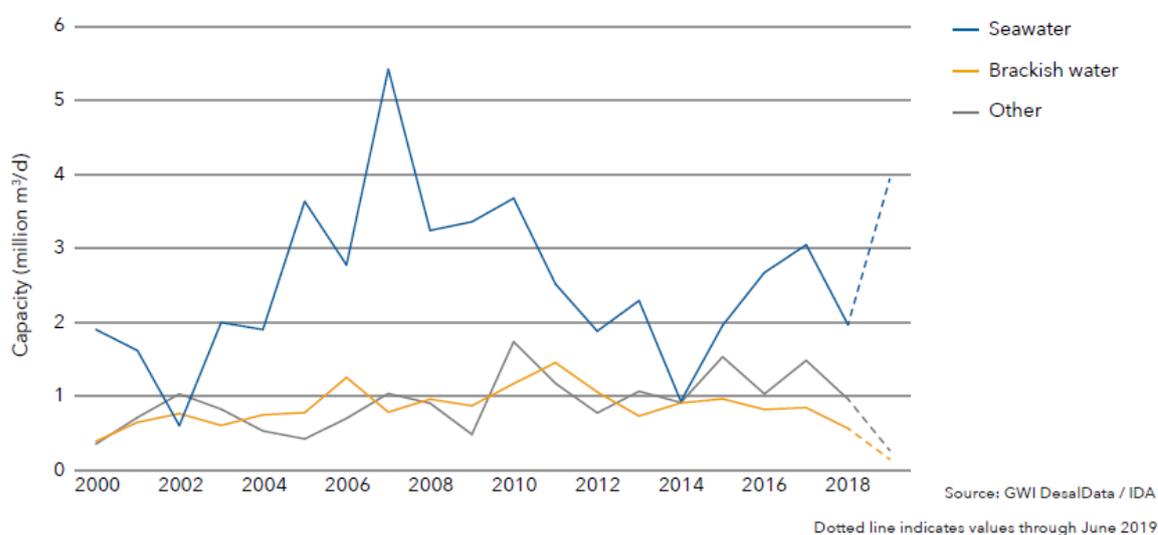


Figura 2.4 - Capacidade contratada anual por tipo de água de alimentação, 2000–2019 (INTERNATIONAL DESALINATION AND REUSE ASSOCIATION, 2019).

Para nações que enfrentam o constante desafio da escassez de recursos hídricos, a dessalinização pode emergir como a única alternativa viável para suprir a demanda de água indispensável ao suporte das atividades econômicas e ao fornecimento básico, mesmo quando se levam em conta os seus elevados custos energéticos, as restrições tecnológicas e seu potencial impacto ambiental. No entanto, é através da pesquisa contínua nesse campo que a evolução sustentável dessa tecnologia poderá ser alcançada. Em trabalho de pesquisa bibliométrica conduzido por Zapata et al.(2022) são avaliadas as principais publicações de trabalhos científicos relacionados ao tema dessalinização no período correspondente aos anos de 2000 a 2020. Os três principais clusters identificados nesta pesquisa foram: osmose reversa, dessalinização por energias renováveis e dessalinização por processos térmicos.

No período de 2015 a 2020 a palavra-chave mais importante detectada foi “membrana”, demonstrando um interesse crescente dos pesquisadores pelos processos de dessalinização por osmose reversa. A Figura 2.5 ilustra o crescimento exponencial de trabalhos científicos relacionados ao tema dessalinização, a partir do ano de 2008 obtida com dados da base Scopus com as palavras-chave “*desalination*”, “*renewable energy desalination*”, “*adsorption desalination*” e “*solar adsorption desalination*”. Destaque para o crescente interesse pelo o tema da dessalinização e dessalinização associada às energias renováveis, (ABDELKAREEM *et al.*, 2018; ALAWAD *et al.*, 2023; BUNDSCHUH *et al.*, 2021; ELTAWIL *et al.*, 2009; GHAZI *et al.*, 2022; GUDE *et al.*, 2010). Os temas “dessalinização por adsorção” e “dessalinização por adsorção com o uso de energia solar” vem, mesmo que ainda de forma tímida, despertando um crescente interesse dos pesquisadores por esta emergente tecnologia, (ALSAMAN *et al.*, 2017; FILIPE; ALVES, 2009; HUA; XU; XIE, 2022a; NG *et al.*, 2013a; QIU; GORGOJO; FAN, 2022; SHAHZAD *et al.*, 2018; WU; HU; BIGGS, 2012; YOUSSEF; MAHMOUD; AL-DADAH, 2015; ZOHIR *et al.*, 2023).

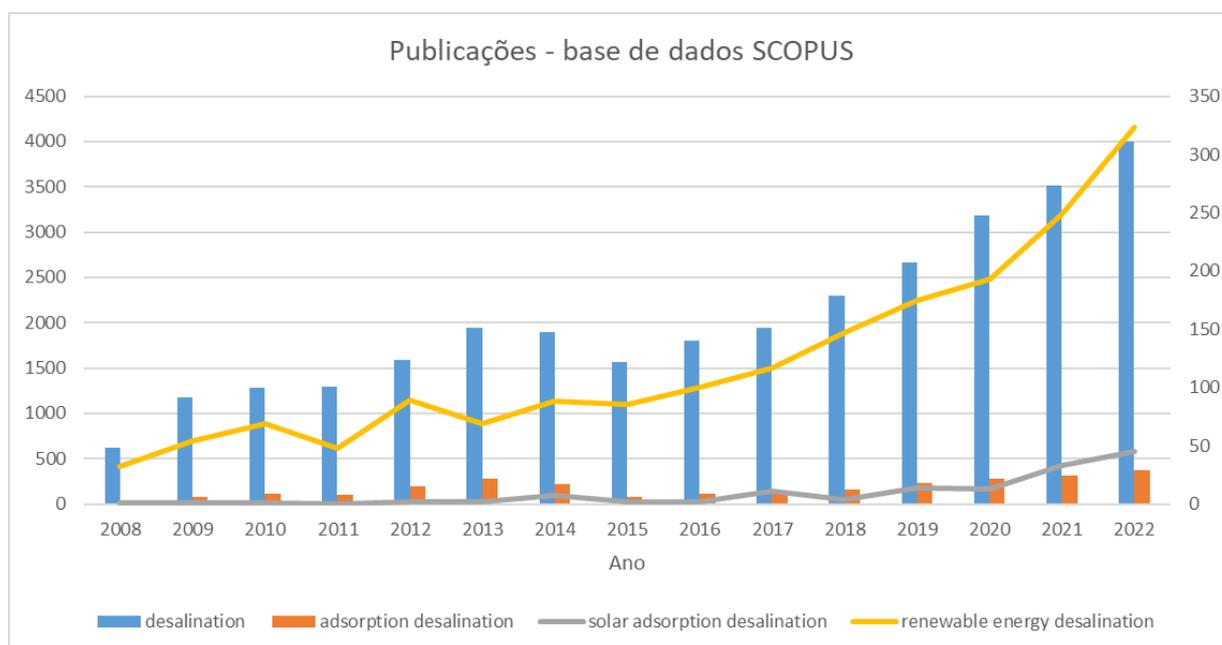


Figura 2.5 - Evolução da publicação de trabalhos científicos base de dados Scopus

Os sistemas de dessalinização baseados nos ciclos de adsorção são uma alternativa técnica e viável quando comparada às demais técnicas de dessalinização disponíveis no mercado, é ambientalmente mais sustentável, além de poderem ser operados com energia térmica de baixa intensidade (solar ou calor residual de

processos) e podem simultaneamente serem configurados para produzirem um efeito secundário de refrigeração. O atual estágio de desenvolvimento desta tecnologia demonstra que ainda existem grandes desafios tecnológicos a serem considerados para a superação do problema de baixa eficiência do processo (NG et al., 2013a).

2.2 A DESSALINIZAÇÃO NO BRASIL

O Brasil é reconhecido como um dos países com maior abundância de recursos hídricos no mundo. Apesar de deter aproximadamente 12% das reservas de água superficial do planeta, o país enfrenta desafios significativos no que diz respeito à demanda e ao fornecimento de água potável (SILVA et al., 2018). A região amazônica detém a maior parcela dos recursos hídricos superficiais do Brasil (ANA, 2019). Contudo, a distribuição geográfica da população brasileira contrasta com essa abundância, concentrando-se em áreas onde a disponibilidade de recursos hídricos é desfavorável. Tal discrepância entre oferta e demanda tem acarretado uma série de desafios sociais e econômicos, incluindo problemas de qualidade da água e um aumento exagerado da demanda nas grandes cidades, além de evidenciar uma escassez cada vez mais preocupante em regiões onde a subsistência da população depende essencialmente da disponibilidade hídrica. Esta situação apresenta uma tendência de agravamento, uma vez que se estima que o consumo de água no Brasil aumentará em torno de 24% nos próximos 30 anos (VAL et al., 2019), enquanto o uso do solo e as mudanças climáticas continuarão a influenciar os ciclos hidrológicos e a qualidade da água.

As mudanças climáticas têm o potencial de intensificar a frequência e a gravidade de eventos climáticos extremos, como secas severas e inundações, configurando-se como um dos principais fatores que afetam a disponibilidade e a qualidade dos recursos hídricos no país. Essas alterações impactam diretamente os ciclos hidrológicos, modificando padrões de precipitação e taxas de evapotranspiração, o que, por sua vez, eleva a vulnerabilidade dos recursos hídricos e expõe a população a um maior risco de estresse hídrico. Conforme a ANA (Agência Nacional de Águas), cerca de 38 milhões de brasileiros foram afetados por secas em 2017, totalizando 2551

eventos de seca associados às ações antrópicas e influências climáticas globais como El Niño e La Niña.

No período entre os anos de 1997 e 2017, houve um aumento significativo de 80% na demanda por água no Brasil, representando um desafio considerável para garantir a disponibilidade e qualidade desse recurso vital (ANA,2019),(MOREIRA et al., 2021). O aumento exacerbado na demanda dificulta severamente a implementação de políticas eficazes para a gestão da água. Em muitas regiões, a escassez de água potável já é evidente devido à contaminação dos recursos hídricos por escoamento agrícola, efluentes industriais e esgoto doméstico.

Conforme relatado pelo Sistema Nacional de Informações sobre Saneamento (SNIS, 2018), aproximadamente 35 milhões de brasileiros ainda não têm acesso à água tratada. Embora na região Sudeste do país a proporção de domicílios conectados à rede de distribuição de água seja alta, atingindo 91%, nas regiões Norte e Nordeste esse número cai drasticamente para apenas 57,1%. Isso implica que 42,9% dos domicílios nessas regiões dependem de outras fontes, como cisternas e caminhões pipa, para obter água.

A combinação de diversos fatores como a progressiva exaustão dos recursos hídricos, o aumento da poluição devido às deficiências de saneamento, o aparecimento de novos contaminantes, o envelhecimento e o aumento da complexidade das redes de distribuição vem pressionando os custos de captação, tratamento e distribuição. Atender às necessidades da população enquanto se mantém a capacidade e qualidade do abastecimento de água a longo prazo emerge como uma necessidade urgente e um desafio considerável para os gestores de políticas públicas no país. No entanto, se faz necessária a avaliação da adoção de novas tecnologias de captação e tratamento para poder aumentar a disponibilidade de água para a população e proporcionar resiliência diante de secas e dos impactos das mudanças climáticas sobre a disponibilidade dos recursos hídricos de superfície e subterrâneos. Neste caso, a dessalinização deve ser avaliada como uma solução alternativa a ser considerada para o abastecimento de água, já que vem sendo adotada em muitos países que enfrentam esta escassez ou têm acesso limitado a recursos de água doce (ELSAID et al., 2020). Atualmente, o Brasil produz 1,7 milhões de m³ de água dessalinizada por dia, dos quais 97% são destinados a aplicações industriais, especialmente no setor de Óleo e Gás na região sudeste. Em contrapartida, a produção e a capacidade instalada de plantas de dessalinização

destinadas à produção de água potável para o consumo humano ainda têm valores bastante inexpressivos (HAGUENAUER et al., 2019).

A aplicação desta tecnologia no Brasil pode ser dividida basicamente em dois grupos distintos em função da origem do recurso hídrico; a dessalinização da água marinha e a dessalinização de água salobra. O primeiro grupo se caracteriza por: plantas de grande porte localizadas em regiões próximas à região costeira; utilizam equipamentos de alta tecnologia e de custo elevados; são projetadas para o abastecimento público ou processos industriais; são acionadas por energia elétrica conectadas ao grid e utilizam majoritariamente o processo de osmose reversa como tecnologia de tratamento. Apesar de aproximadamente 42% da população brasileira estar distribuída em municípios na região costeira, a utilização da dessalinização da água marinha para o abastecimento público ou industrial continuam em seus estágios iniciais. As Figuras 2.6, e 2.7 a seguir representam dois exemplos típicos e significativos de projetos de dessalinização de água marinha pelo processo de osmose reversa implementados no Brasil. A Figura 2.6 ilustra um dos projetos pioneiros com capacidade de produção de 72 m³ /h, a usina de dessalinização de Fernando de Noronha (PE) que é responsável pelo abastecimento de 30% do consumo total no arquipélago.



Figura 2.6 - Usina de dessalinização por osmose reversa em Fernando de Noronha (PE), Fonte COMPESA.

Como outro exemplo, a Figura 2.7 apresenta um dos maiores e o mais recente projeto implementado no Brasil, a usina de dessalinização para abastecimento industrial da Siderúrgica Arcelor Mittal Tubarão (ES), com capacidade de produção de 500 m³/h utilizando também a tecnologia de osmose reversa.



Figura 2.7 - Usina de dessalinização por osmose reversa da Siderúrgica Arcelor Mittal Tubarão - Fonte Arcelor Mittal Tubarão.

O segundo grupo, conforme ilustrado nas Figuras 2.8 (a) e (b) , no entanto, se caracterizam por plantas de pequena produção; com equipamentos de pequeno porte e de pouca tecnologia; utilizam principalmente os processos de osmose reversa e destilação; podem estar conectados à rede elétrica pública ou possuir sistemas próprios de geração de energia descentralizada, elétrica ou térmica; utilizam como fontes os recursos hídricos de superfície ou águas subterrâneas, normalmente classificadas como salobras; são destinados ao abastecimento doméstico ou de pequenas comunidades afastadas da região costeira, principalmente na região do semiárido do Nordeste brasileiro.

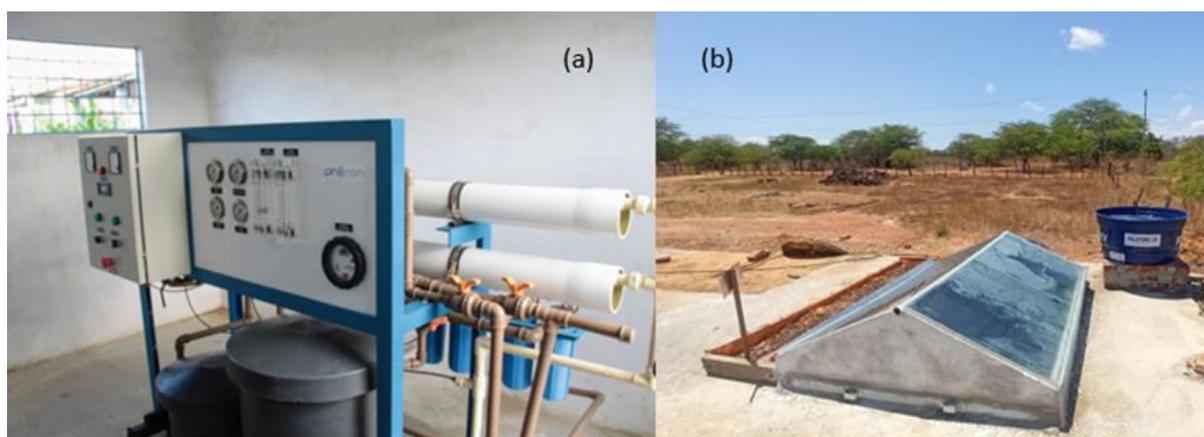


Figura 2.8 - (a) Dessalinizador por osmose reversa (b) dessalinizador por destilação solar com coletor de águas pluviais – Fonte Aliança Energia

O crescimento da indústria de dessalinização no Brasil depende da integração de diversos fatores, como: o custo tarifário da água tratada, os custos primários de energia elétrica ou térmica, disponibilidade de energia renovável, políticas públicas e

regramentos, legislação ambiental, incentivos fiscais e financiamentos. Em (MOREIRA et al., 2021), os autores avaliam a iteração dinâmica destes fatores sob diferentes cenários e o impacto sobre o crescimento da indústria de dessalinização no Brasil. Na análise da viabilidade técnica e econômica dos processos de dessalinização presentes na literatura, diversos autores concentram-se principalmente em dois destes fatores: os relacionados ao consumo de energia e aos impactos ambientais. Essa ênfase é justificada pelo fato de que aproximadamente 38% do custo na produção de água potável obtida por dessalinização são atribuídos ao consumo energético (COHEN; SEMIAT; RAHARDIANTO, 2017), o que torna crucial na avaliação da viabilidade do processo considerar a utilização de fontes alternativas de energia principalmente as fontes renováveis.

Conforme o Relatório Síntese do Balanço Energético Nacional, 2024 base 2023 (BEN 2024), o Brasil se destaca no setor elétrico mundial pela sua diversidade da matriz energética, com as fontes de energia renováveis representando 49,1% da Oferta Interna de Energia (OIE). Dentre estas fontes renováveis, destaca-se a geração de energia hidrelétrica, que corresponde a 12,1% da produção de eletricidade, seguida pelas termelétricas baseadas na biomassa de cana-de-açúcar com 16,9%, energia eólica *on-shore* com 2,6% e solar com 1,7%. Os demais 50,9% são representados por fontes de energia não renováveis obtidas a partir de combustíveis fósseis e nuclear (GOMES et al., 2023). Embora o país tenha abundantes recursos hídricos, a energia hidrelétrica, especialmente os sistemas de fio d'água, é vulnerável aos efeitos das mudanças climáticas e à variação dos regimes de precipitação, o que pode comprometer o fornecimento de água e energia. Em 2014, a maior crise hídrica da história recente resultou na redução da geração hidrelétrica e na ativação de usinas térmicas, elevando os custos de energia para os consumidores. Em resposta, os reguladores têm incentivado a maior inclusão de fontes renováveis, como a energia eólica e solar, no sistema elétrico (FERREIRA et al., 2018). Com 7.491 km de litoral, o Brasil tem grande potencial para energia solar (fotovoltaica e termo solar) e eólica com áreas de alto potencial eólico (velocidade média anual do vento superior a 6 m/s) (CEPEL 2013) e radiação solar de 4,53–5,49 kWh/m²/d (E.B. Pereira 2017) . A exploração dessas fontes renováveis pode beneficiar, onde a eletrificação convencional ainda não é viável. Assim, o uso de energias renováveis para alimentar unidades de dessalinização surge como uma solução promissora para garantir o abastecimento de água e energia em comunidades afastadas principalmente as áreas rurais do semiárido

(HAGUENAUER et al., 2019). Fontes como energia solar, gás natural, biomassa, energia eólica e biogás são opções que merecem análise, especialmente no contexto da realidade econômica brasileira. Em estudos realizados por (SILVA et al., 2018) o processo de osmose reversa foi avaliado considerando a utilização de três fontes primárias de energia; solar, biogás e gás natural. Os resultados indicaram que o uso de gás natural para geração de eletricidade apresentou o menor custo de produção, com valores finais variando entre 0,88 e 1,97 US\$/m³. Sistemas de dessalinização utilizando energia térmica MED (destilação de múltiplos estágios) e ativados por fontes híbridas de energia como biomassa e solar são comparadas a uma planta de dessalinização acionada por painéis fotovoltaicos na região de Natal-RN, os resultados para o custo nivelado de energia para o sistema híbrido alcançados foi de 0,0785 US\$/kWh comparado ao 0,1045 US\$/ kWh da planta fotovoltaica (KHOSRAVI; SANTASALO-AARNIO; SYRI, 2021). Cunha e Pontes (2022) apresentam um estudo de viabilidade econômica de um sistema de dessalinização termo solar (MED) para água salobra com capacidade de 72 m³/dia, acoplado a um sistema de armazenamento térmico (TES) e um sistema de biodigestor para geração de energia elétrica a um custo de 4,95 US\$/m³. Menos de 3% do consumo de energia equivalente do sistema MED é destinado à eletricidade, enquanto a maior parte é consumida como energia térmica. A combinação de alta eficiência térmica e baixo uso de eletricidade torna a destilação multi-estágios (MED) uma alternativa promissora para o semiárido do nordeste brasileiro especialmente quando fontes renováveis substituem combustíveis fósseis, o que contribui para uma maior sustentabilidade ambiental e econômica. Esse benefício é ainda mais evidente em áreas remotas, onde o fornecimento de eletricidade pela rede é inviável ou pouco acessível economicamente.

O outro fator importante é o que está relacionado aos impactos ambientais do processo de dessalinização, isto inclui o consumo de combustíveis fósseis e de energia elétrica, que acarretam emissões de gases de efeito estufa (GEEs) o que pode ser mitigado com a intensificação do uso de energias renováveis. Além disso, outra questão a ser considerada é a do descarte e disposição da salmoura resultante do processo, bem como o descarte de materiais como os elementos de membrana filtrante empregados nos processos de osmose reversa (RO). Grandes plantas de dessalinização fazem seu descarte lançando seus rejeitos por meio de emissários diretamente ao mar sem tratamento a uma determinada distância da costa, o suficiente para garantir a diluição do concentrado salino. Em Fortaleza, Ceará, o projeto de

instalação de uma planta de osmose reversa na Praia do Futuro vai aumentar em 12% a oferta de água potável na região metropolitana. Conforme divulgação da CAGECE, a planta tem inicialmente a capacidade de 1 m³/s e teve a sua localização, seu ponto de captação e o ponto de lançamento dos rejeitos avaliados mediante estudos de modelagem ambiental, garantindo a qualidade da água da costa de Fortaleza (PEREIRA et al., 2021).

O lançamento direto ao mar dos rejeitos é uma solução ambientalmente controversa, pois não se trata somente da diluição da concentração do efluente mas também da quantidade de produtos químicos utilizados no processo de pré- tratamento da osmose reversa que são carregados juntamente com o rejeito e seus respectivos impactos sobre a biota marinha brasileira (Nascimento e Silva 2020), (ANDERS et al., 2020). Existem duas soluções alternativas para a gestão dos rejeitos dos processos de dessalinização que podem minimizar os impactos ambientais e produzir subprodutos de valor agregado. A primeira é a minimização do volume do rejeito por evaporação, aumentando a concentração facilitando a precipitação e a remoção dos sais, este processo é conhecido também como Descarga Líquida Zero (ZLD). O segundo é a valorização do rejeito a partir da mineração de materiais como lítio e óxido de magnésio. Outra forma de valorização seria o aproveitamento dos rejeitos de alta concentração para a geração de energia elétrica a partir do gradiente salino e processo de eletrodíálise reversa (EDR), (SÁNCHEZ; MATOS, 2018). Os rejeitos também podem ser diluídos a valores ajustados com águas de menor salinidade para o uso na irrigação agrícola, evitando a deposição de sais no solo (DIAS et al., 2010; PORTO; AMORIM; SILVA JÚNIOR, 2001) e também em culturas hidropônicas (COSME et al., 2011; DA SILVA GOMES et al., 2011). A Figura 2.9 ilustra um processo de produção integrado com o aproveitamento do rejeito de pequenas plantas de dessalinização de águas salobras por osmose reversa proposto por (SÁNCHEZ; NOGUEIRA; KALID, 2015) para aplicação em pequenas comunidades e propriedades rurais do interior. Esse conceito de arranjo produtivo também está incorporado na proposta do projeto Água Doce (PAD),(FERREIRA et al., 2017) para o semiárido nordestino, detalhado na próxima seção.

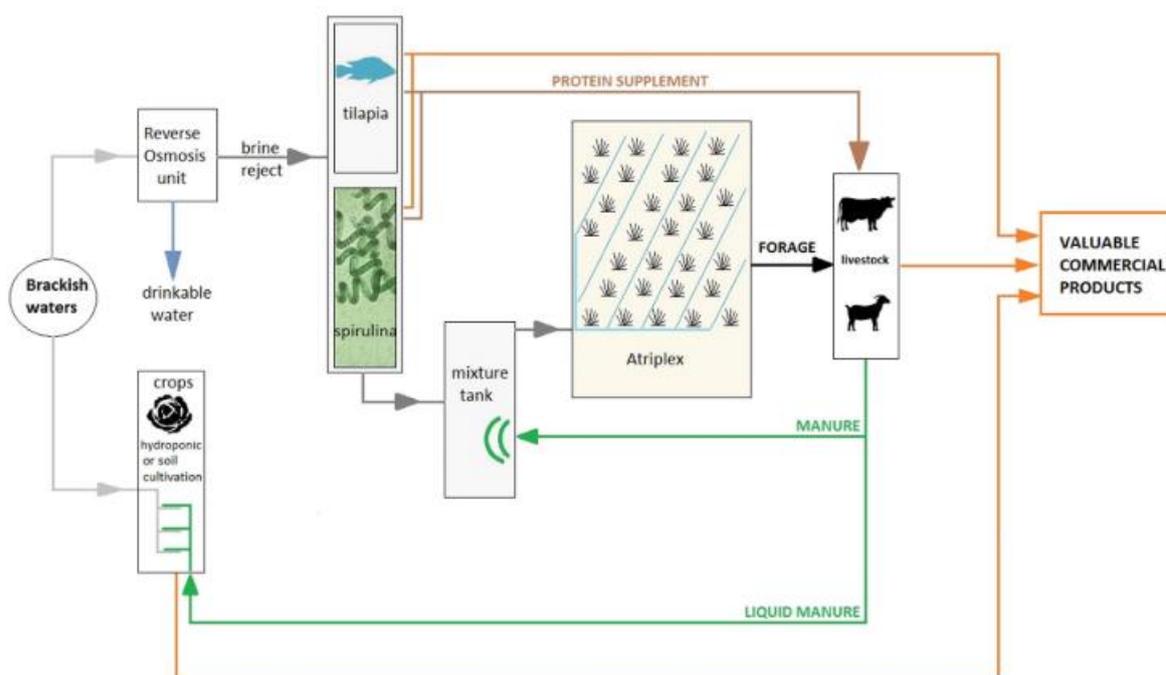


Figura 2.9 - Proposta de sistema integrado de produção com aproveitamento do rejeito de dessalinização (SÁNCHEZ; NOGUEIRA; KALID, 2015)

2.2.1 A Dessalinização no Semiárido do Nordeste Brasileiro

O Nordeste do Brasil, composto por nove estados (Maranhão, Piauí, Ceará, Rio Grande do Norte, Paraíba, Pernambuco, Alagoas, Sergipe e Bahia), abrange aproximadamente 18% do território nacional. Sua população, de 2002 a 2020, representava em média cerca de 28% do total do país. Conforme as estimativas populacionais do IBGE, aproximadamente 57 milhões de pessoas residiam na região até 2020, distribuídas entre 1.794 municípios pertencentes aos estados mencionados.

O semiárido brasileiro está localizado na região Nordeste do Brasil e é caracterizado por um clima semiárido que se distribui por uma área extensa dessa região, como mostra a Figura 2.10. Esse território abrange grande parte dos estados da Bahia, Ceará, Paraíba, Pernambuco, Piauí e Rio Grande do Norte, além de incluir porções de Alagoas, Sergipe, Maranhão e parte de Minas Gerais.

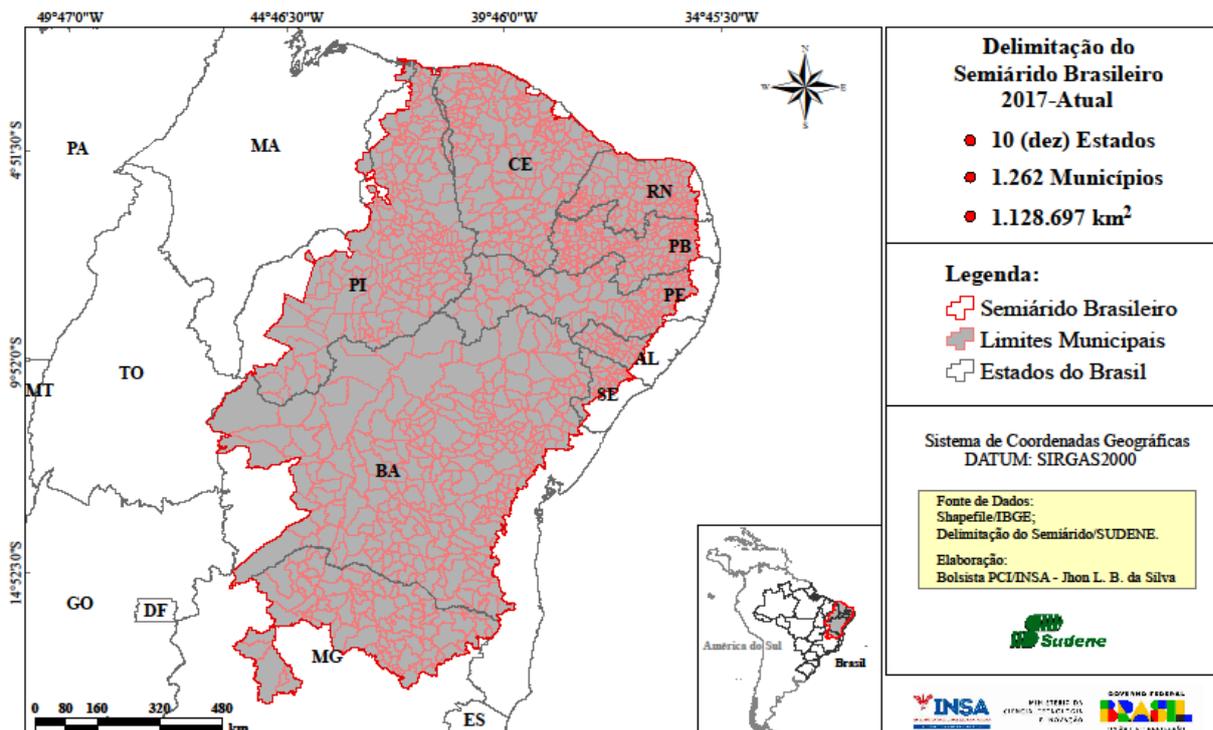


Figura 2.10 - Delimitação geográfica da região semiárida do Nordeste brasileiro fonte INSA

O clima da região do semiárido do nordeste brasileiro sofre a influência direta de diversas massas de ar que interferem em seu clima. Estas massas circulam pelo interior do Nordeste com pouca energia, influenciando para uma grande variabilidade no volume, na frequência e na distribuição espacial das precipitações (SUASSUNA, 2005) que, por sua vez, são fortemente concentradas em quatro meses do ano, normalmente de fevereiro a maio com índices pluviométricos médios inferiores a 900 mm (SOELMA et al., 2019). A região se caracteriza por baixos níveis de reserva de água em seus mananciais, por apresentar temperaturas elevadas ao longo de todo o ano, com média em torno de 26 °C e baixas amplitudes térmicas, variando apenas entre 2 e 3°C. A localização próxima à linha do Equador contribui para um elevado número de horas de insolação anual, estimado em aproximadamente 3000 horas, e intensifica os índices de evapotranspiração devido à alta radiação solar, com raios que incidem de forma quase perpendicular sobre a superfície do solo.

Segundo modelos do INPE, o semiárido brasileiro é uma das regiões mais vulneráveis às mudanças climáticas e indica que a temperatura média pode aumentar entre 3,5 e 5,5 °C no cenário mais crítico, ou entre 1,5 e 2,5 °C em um cenário mais sustentável, levando a uma intensificação da aridez até o final do século XXI (MARENGO, 2008). Esse conjunto de fatores gera um balanço hídrico negativo na

região (SOELMA et al., 2019) e sugere um menor índice de chuvas na estação chuvosa e maior deficiência de umidade no solo agravando a indisponibilidade de recursos hídricos de superfície que possam ser utilizados para o abastecimento humano e agricultura. O impacto destes problemas afeta principalmente as comunidades mais afastadas dos grandes centros urbanos, com pouco acesso a recursos de saneamento e o uso de águas subterrâneas torna-se uma das principais alternativas para suprir o abastecimento

Entre as várias iniciativas para enfrentar a escassez de água nas últimas décadas, o Ministério do Meio Ambiente do Brasil (MMA), em parceria com governos federais, universidades e a sociedade civil, a partir de 2004, lançou o “Programa Água Doce” (PAD) (MMA - MINISTÉRIO DO MEIO AMBIENTE, 2010). O Programa teve como objetivo inicial estabelecer uma política pública permanente de acesso à água de alta qualidade, adequada para consumo humano, por meio da implementação de sistemas de dessalinização por osmose reversa em pequena escala. O PAD foi concebido e desenvolvido de maneira participativa, incorporando precauções técnicas, ambientais e sociais durante a implementação, recuperação e gestão das instalações de dessalinização. A participação social, o empoderamento comunitário e a mitigação das mudanças climáticas estavam no centro da metodologia do programa. A escolha das comunidades beneficiadas foi realizada com base em critérios técnicos, compilando diversos indicadores sociais e ambientais, como o Índice de desenvolvimento humano (IDH), percentual de mortalidade infantil, nível de pobreza, presença de sal nas fontes de água subterrânea e índices pluviométricos. Após o processo de seleção, cada comunidade participante recebeu treinamento adequado de especialistas em dessalinização e a instalação de uma unidade de osmose reversa (OR). Cada sistema de osmose reversa padrão era composto por 2 a 6 elementos de membranas, com fluxo de água 400 L/h e recuperação de 50% de água, operando 6 horas por dia como capacidade de produção média entre 2,4 a 7,2 m³ por dia a um custo médio de US\$ 55.000 (FERREIRA et al., 2017). Em relação à sustentabilidade do processo, a salmoura concentrada, subproduto do sistema de dessalinização por OR, é descartada em tanques de evaporação para ser reutilizada em atividades agrícolas, como a produção de forrageiras como a erva-sal (*Atriplex Nummularia*) utilizada para alimentação animal. Quando no projeto são incluídos o sistema de irrigação e a piscicultura, cada projeto teria acesso a um aporte financeiro adicional de US\$ 30.000. As Figuras 2.11 e 2.12 ilustram as possíveis configurações dos arranjos.



Figura 2.11 - Representação esquemática do sistema de dessalinização adotado pelo Programa PAD

Fonte: MMA (MMA - MINISTÉRIO DO MEIO AMBIENTE, 2010)



Figura 2.12 - Desenho esquemático do sistema de produção integrada do PAD Fonte: MMA (MMA - MINISTÉRIO DO MEIO AMBIENTE, 2010)

Na ocasião de seu lançamento, o programa PAD previa a implementação de 1300 plantas de dessalinização pelo processo de osmose reversa (OR). Até julho de 2017, 460 comunidades já haviam sido atendidas pelo programa, produzindo de forma sustentável a partir dos recursos de água subterrânea 1,5 milhões de litros de água potável por dia, garantindo o mínimo de 10 litros por pessoa dia, beneficiando aproximadamente 185 mil pessoas (FERREIRA et al., 2017). A etapa atual do projeto busca avançar em sustentabilidade integrada de água, alimentos e energia, expandindo o uso de energia solar fotovoltaica e incorporando boas práticas de conservação do solo e da água.

O uso associado da energia solar fotovoltaica com o processo de dessalinização por osmose reversa (PV-RO) tem se mostrado bastante promissor e sua expansão facilitada devido à grande base instalada de equipamentos de osmose reversa (RO) *on-grid* na região do semiárido nordestino que podem ser convertidos para operação *off-grid*. No estudo de Carvalho et al., 2004, foi avaliada no semiárido do Ceará uma planta de osmose reversa movida a energia fotovoltaica (PV-RO), apresentando uma taxa de recuperação de 27%. Na análise, foram estimados o consumo específico de energia (SEC) de 3,03 kWh por m³ a um custo de produção de US\$ 12,76 por m³. Em Da Silva et al., 2020, é apresentada uma avaliação técnica e econômica integrada à ferramenta GIS (*Geographical Information System*) de uma planta PV-RO no semiárido brasileiro com capacidade de produção de 10 m³ por dia, a um custo nivelado de 1,44 a 1,65 US\$ por m³, com 26 a 33 m² de PV.

Outras tecnologias de baixo custo estão sendo desenvolvidas para a dessalinização de águas salobras por energia solar. Os destiladores solares são aplicáveis para pequenas propriedades em comunidades rurais onde a energia elétrica é bastante escassa e a demanda por água é modesta, tornando inviável a aplicação de sistemas como a osmose reversa (RO) utilizados no programa PAD. Estes destiladores são de baixo custo, fáceis de construir e operar, podem também ser utilizados como sistemas alternativos integrados às plantas de osmose reversa para o tratamento da salmoura. Em (DA SILVA et al., 2023) dois modelos destiladores solares com diferentes configurações geométricas (dupla inclinação e piramidal) submetidos às mesmas condições climáticas na região de Campina Grande-PB, observou-se que a produção do destilador piramidal de 2.508 ml por m² foi 7,13% superior ao de dupla inclinação.

2.3 VISÃO GERAL DAS PRINCIPAIS TECNOLOGIAS EMPREGADAS NOS PROCESSOS DE DESSALINIZAÇÃO.

De forma geral, os processos de dessalinização podem ser conceituados como processos nos quais uma determinada corrente de água com uma determinada concentração salina, quando alimentada a um sistema, é submetida às transformações termodinâmicas e físico-químicas visando alterar a salinidade para outro valor pré-determinado, fazendo uso de uma fonte de energia externa e com produção de rejeitos.

No caso do uso desta água for destinada para o consumo humano este valor segue o padrão adotado pela Organização Mundial de Saúde, que para ser considerada potável, este índice deve inferior a 500 ppm (ESFAHANI et al., 2016).

Dependendo da forma de energia utilizada, da origem e disponibilidade da fonte de água salina, bem como do tipo de mecanismo empregado no processo de separação, esses processos recebem diferentes denominações, conforme ilustrado na Figura 2.13.

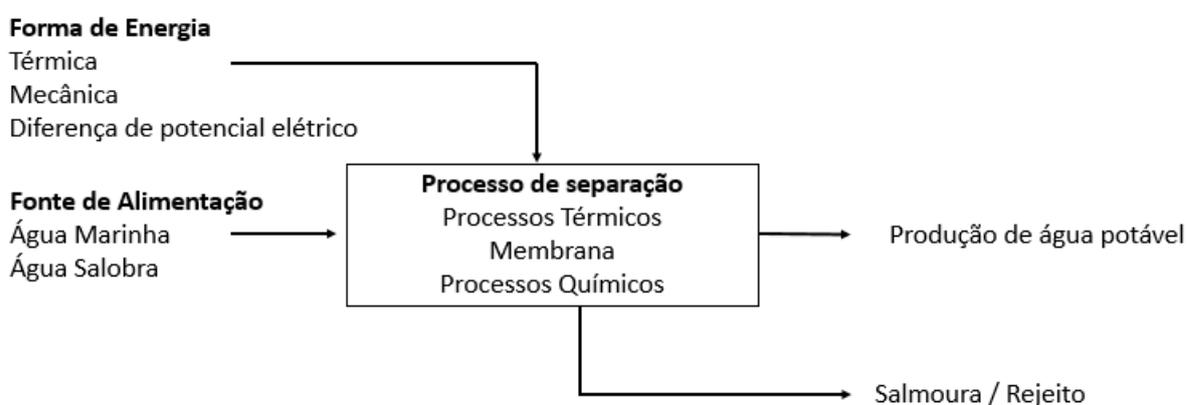


Figura 2.13 - Definição do processo de dessalinização, adaptado (EL-DESSOUKY; ETTOUNEY, 2002)

Estes processos podem ser categorizados em três grandes grupos distintos a saber: (1) processos de dessalinização termicamente ativados, que utilizam a energia térmica para separar a água doce da água salgada; (2) processos ativados por pressão, onde um fluxo forçado de solução salina, pressurizado a uma pressão maior que a pressão osmótica, permeia através de membranas semipermeáveis deixando para trás uma salmoura concentrada e (3) processos de dessalinização química e eletricamente ativados. Os processos de dessalinização ativados por energia térmica podem ser subdivididos também em outros dois subgrupos; o primeiro representa os processos de extração do vapor por evaporação seguido de condensação e segundo envolve o congelamento e derretimento dos cristais de água. O processo mais importante de dessalinização por membranas é o processo de Osmose Reversa (RO). Outro processo que emprega membranas é a eletrodialise (ED) porém apresenta limitações para uso industrial. Neste processo, diferentemente da osmose reversa (RO), são os íons dos sais carregados eletricamente que são separados através de uma membrana de troca iônica. A Figura 2.14 a seguir ilustra esta classificação.

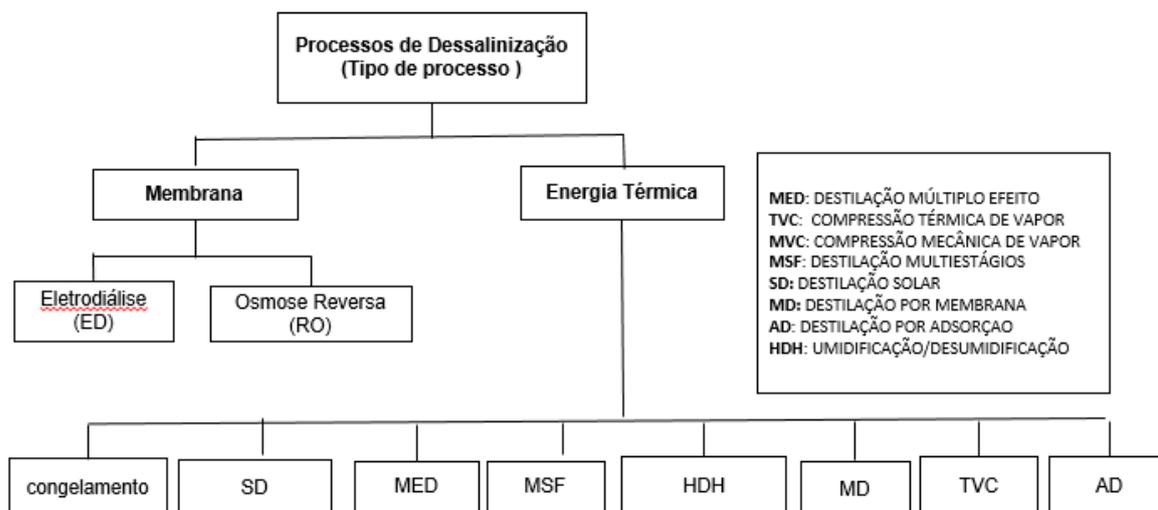


Figura 2.14 - Processos de dessalinização classificados de acordo com o tipo de processo utilizado, adaptado de (CIPOLLINA; MICALE; RIZZUTI, 2009)

Por fim os processos de dessalinização podem também ser classificados de acordo com o tipo de energia que é utilizada para ativar o processo. Esta classificação é ilustrada na Figura 2.15. Os processos de energia térmica são subdivididos em outras duas subcategorias; uma onde a energia é adicionada e outra onde a energia é removida do processo. Nos processos onde a energia é adicionada, incluem MSF, MED, HDH, os processos híbridos que combinam energia térmica, química, absorção ou adsorção (AD). O vapor utilizado como fluido de aquecimento nestes processos pode ser obtido através de uma caldeira dedicada, usina de cogeração ou a partir de energia solar. A dessalinização por remoção de energia inclui o processo de congelamento. Os sistemas RO e MVC são classificados como processos de dessalinização ativados por energia mecânica. No processo de RO a energia mecânica fornecida ao sistema se apresenta sob a forma da manutenção da diferença de pressão entre as superfícies da membrana. Quanto ao processo MVC, a energia mecânica do compressor de vapor aumenta a pressão e a temperatura do vapor destilado utilizado para aquecer a água do mar de alimentação. A última subcategoria emprega a energia elétrica para separar água e sal. Este é o processo denominado por eletrodialise (ED), no qual a energia elétrica conduz os íons eletricamente carregados através de membranas seletivas.(EL-DESSOUKY; ETTOUNEY, 2002).

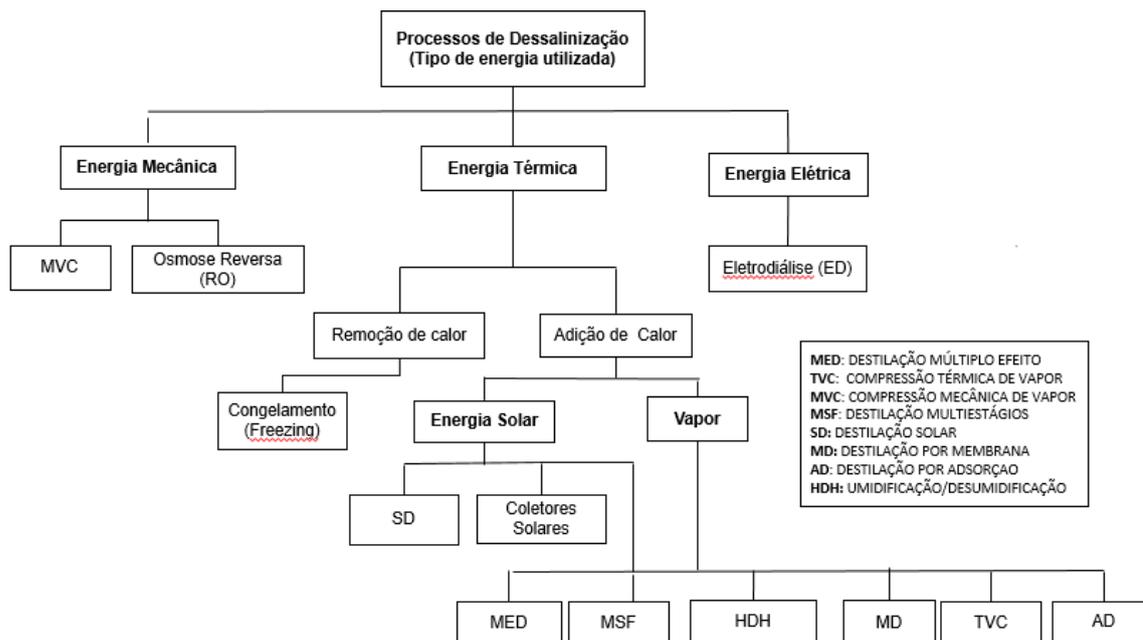


Figura 2.15 - Processos de dessalinização classificados de acordo com a energia utilizada, adaptado de (CIPOLLINA; MICALE; RIZZUTI, 2009)

Na análise técnica e econômica do processo de escolha da tecnologia mais adequada a ser empregada na dessalinização são levados em consideração os seguintes fatores: a quantidade e qualidade da água (índice de salinidade, presença de materiais orgânicos, contaminantes químicos e agentes patogênicos) da fonte; o tipo, a disponibilidade e o custo da energia a ser empregada no processo; análise do ciclo de vida de todo processo e seu impacto ambiental. A Tabela 2.1 fornece uma indicação geral da faixa de salinidade da fonte para qual os processos de dessalinização térmicos e de membranas são economicamente viáveis.

Tabela 2.1 - Aplicabilidade dos processos de dessalinização, adaptado (VOITCHKOV, 2013)

Tipo de separação /processo	Faixa de salinidade de melhor custo benefício (mg/L)
Processos térmicos / destilação/ MSF, MED	20.000 a 100.000
Processos de separação por membranas/ RO	50 a 46.000
Processos de separação por eletrodiálise / ED	200 a 3.000
Processos de separação por troca iônica/ IX	1 a 800

Atualmente, aproximadamente 60% dos sistemas de dessalinização implementados no mundo são sistemas que utilizam os processos de separação por membranas, com destaque para os processos de osmose reversa (RO) e 34% são instalações de dessalinização que utilizam processos térmicos, como os processos

MSF e MED. As tecnologias baseadas em ED e IX contribuem com menos de 6% da capacidade total instalada das plantas de dessalinização em todo o mundo. Ao longo dos últimos anos a participação no mercado global do processo de osmose reversa (RO) vem aumentando, isto se deve aos notáveis avanços tecnológicos no desenvolvimento das membranas, desenvolvimento de tecnologias de recuperação energética bem como reduções nos custos associados à produção. De forma contrária, no mesmo período, várias plantas baseadas nos processos térmicos, MSF e MED vem gradualmente sendo descomissionadas conforme pode ser verificado na Figura 2.16.



Figura 2.16 - Incremento de capacidade instalada por tipo de processo (INTERNATIONAL DESALINATION AND REUSE ASSOCIATION, 2019)

Todos os processos de dessalinização que utilizam os processos térmicos possuem cinco fluxos fundamentais; o fluxo da fonte de água (marinha, salobra ou salmoura) destinada para a dessalinização; o fluxo de vapor necessário para evaporação da fonte de água; o fluxo de água de resfriamento para a condensação do vapor de água da evaporação da fonte de água; o fluxo de água destilada com baixa salinidade; e o fluxo da salmoura contendo o concentrado de sais e outras impurezas separadas da fonte de água.(VOUTCHKOV, 2013).

2.3.1 Destilação Múltiplos Estágios (MSF)

Historicamente, por volta do ano de 1960, o processo térmico *Multi-stage flash distillation* (MSF) foi a primeira tecnologia de dessalinização térmica disponível comercialmente aplicada à produção de água potável em larga escala. O fato de ser um processo relativamente simples e confiável explica sua popularidade, atualmente mais de 80% da água dessalinizada por processos térmicos é produzida em plantas com tecnologia MSF, especialmente na região do Golfo Pérsico onde grandes plantas de MSF estão acopladas a sistemas de geração de potência a vapor ou gás (cogeração) para melhor aproveitamento energético dos combustíveis. (EL-NASHAR, 2001).



Figura 2.17 - Princípio de funcionamento do processo de dessalinização térmica MSF (*multi-stage flash*) adaptado (VAN DER BRUGGEN; VANDECASTEELE, 2002)

O princípio de operação do MSF é baseado em uma série de câmaras (estágios) de evaporação flash onde o vapor é gerado a partir da alimentação de uma água em solução salina (marinha ou salobra) a uma pressão progressivamente reduzida (Figura 2.17). O vapor é condensado por troca de calor com uma série de tubos fechados, onde a solução ser dessalinizada é pré-aquecida. As bandejas coletoras são usadas para coletar o vapor condensado obtido que é o produto final desejado. A salmoura remanescente é parcialmente recirculada para se obter uma maior recuperação do fluxo de água até atingir um valor predeterminado de concentração salina quando é parcialmente rejeitada. A principal vantagem no uso da tecnologia MSF é a sua simplicidade e a confiabilidade, possuem poucas partes móveis, a não ser na utilização de bombas convencionais e emprega um pequeno número de conexões que limitam o aparecimento de problemas relacionados a estes vazamentos simplificando os procedimentos de manutenção. Outra característica processo é que a troca de calor

com a água salina não ocorre através do calor transferido através de superfícies, para que não haja o risco de uma redução na taxa de transferência de calor, ao longo da operação, devido ao aparecimento de incrustações internas às superfícies dos tubos, e por esta razão a temperatura máxima da salmoura é limitada de 90 a 115°C (*top brine temperature*, TBT). Porém, a ocorrência de precipitações de sais inorgânicos dentro das câmaras pode ser reduzida com a aplicação de ácidos ou de anti-incrustantes. Biocidas também podem ser adicionados para reduzir o crescimento de bactérias; esses produtos não afetam a qualidade final da água devido às características do processo MSF que é insensível às concentrações iniciais da alimentação e à presença de partículas em suspensão. O produto final obtido contém cerca de 50 mg/L de total de sais dissolvidos, obtidos com um consumo médio específico de energia (SEC) de 25-70 kW/m³.(EL-DESSOUKY; ETTOUNEY, 2002). A principal desvantagem do processo MSF está em sua baixa razão de performance GOR (*gained output ratio*) de 7 a 9, resultando em uma operação de alto consumo energético, sendo economicamente viável somente quando os custos de obtenção de energia forem muito baixos.

O processo MSF é uma tecnologia madura que já vem sendo utilizada na dessalinização desde o início de 1960, porém, alguns trabalhos em sendo apresentados no sentido de aprimorar a eficiência energética com foco na otimização dos parâmetros operacionais e em modificações nas configurações do processo. Em (HANSHIK et al., 2016) é apresentado estudo teórico, em condições ideais, sobre o impacto da variação da TBT na performance de uma planta MSF existente. Os resultados deste estudo sugerem que uma forma de aumento da produtividade de água doce e da eficiência energética podem ser obtidos com a elevação do TBT a um custo mínimo, porém este aumento está limitado ao potencial incremento de incrustações catalisado por este acréscimo. Alternativamente este aumento na eficiência pode ser alcançado com aplicação de algumas alterações no processo como proposto em (CHOI, 2016), que avalia os efeitos da reutilização da salmoura no consumo específico de energia de uma planta MSF em operação. A mudança sugere a instalação de uma nova tubulação e um trocador de calor para extração de uma fração do vapor em estágios a montante reaquescido até a TBT e novamente reintroduzido nos estágios a jusante. Verificou-se que esta modificação levou a um decréscimo de 1,9 a 3,35% no consumo específico de energia e um correspondente ganho de 1,18 a 2,10% na produção de água dessalinizada. A hibridização de processos para ganhos em

eficiência é uma tendência tecnológica para os processos de dessalinização, como processo MSF+NF (Nanofiltração) com patente emitida para (AWERBUCH; SOMMARIVA, 2004) em que demonstram um processo híbrido com MSF operando em seu mais alto desempenho com a TBT acima de 120°C. Devido ao seu consumo relativamente alto de energia, o processo MSF (*Multi-Stage Flash*) torna-se economicamente inviável quando acoplado a sistemas de energia renovável (ALAWAD et al., 2023).

2.3.2 Destilação Múltiplos Efeitos (MED)

O processo térmico *Multiple-effect Distillation* (MED) é a tecnologia mais antiga empregada para dessalinização e também muito eficiente termodinamicamente (KHAWAJI; KUTUBKHANAH; WIE, 2008). O processo MED ocorre em uma série de evaporadores denominados por estágios (efeitos) que utilizam o princípio da redução gradual da pressão e temperatura em suas câmaras. Esse processo permite que o fluxo de solução salina possa entrar em ebulição em cada estágio sem a necessidade do fornecimento de calor adicional. A solução salina é inicialmente pré-aquecida no condensador e ao ser introduzida no primeiro estágio sofre uma rápida vaporização após ser pulverizada nas superfícies dos tubos do trocador de calor do evaporador. Normalmente, o trocador de calor do primeiro estágio é aquecido por vapor fornecido externamente a partir de geradores dedicados, caldeiras ou por cogeração em plantas de geração de potência. O vapor condensado no lado oposto do trocador de calor retorna e realimenta o sistema de geração de vapor. O consumo de vapor de uma planta MED é proporcional ao número de estágios utilizados no processo. O número total de estágios em uma planta MED está limitado pela faixa de temperatura total disponível e também, pela diferença mínima de temperatura permitida entre um estágio e o próximo. Apenas uma parte da água salina pulverizada nos tubos do primeiro estágio é evaporada, o restante, alimenta o segundo estágio onde é novamente pulverizada no feixe de tubos do trocador de calor. Esses tubos, por sua vez, são aquecidos pela regeneração de calor dos vapores gerados no primeiro estágio. O vapor de água destilada, que é o produto final, é condensado e o calor liberado na sua condensação é utilizado na evaporação de parte da água salina restante no próximo

estágio. Estes processos de evaporação e condensação são repetidos de estágio em estágio, cada um a pressões e temperaturas sucessivamente mais baixas. O número de estágios de uma planta MED determinam a sua capacidade de produção e normalmente, dependendo do porte da planta, esse número de estágios pode ser de 4, para plantas menores e de 21 para as plantas maior capacidade. Em plantas típicas de grande porte que utilizam a tecnologia MED o valor da razão de performance (GOR) está entre de 10 a 18 com consumo médio específico de energia (SEC) de 14,2 a 21,6 kW/m³ (NASSRULLAH et al., 2020). Algumas plantas são projetadas para operar com a TBT (*top brine temperature*) de 70°C no primeiro estágio para a redução dos processos corrosivos e formação de incrustações, porém necessitam um aumento de área de troca de calor dos tubos. O consumo de energia de uma planta de dessalinização que utiliza o processo MED é significativamente menor que uma planta de MSF, portanto a razão de performance (GOR) é maior nas plantas MED, o que faz esta tecnologia ser mais eficiente que a MSF sob o ponto de vista termodinâmico e da transferência de calor. Figura 2.18 a seguir ilustra este processo.

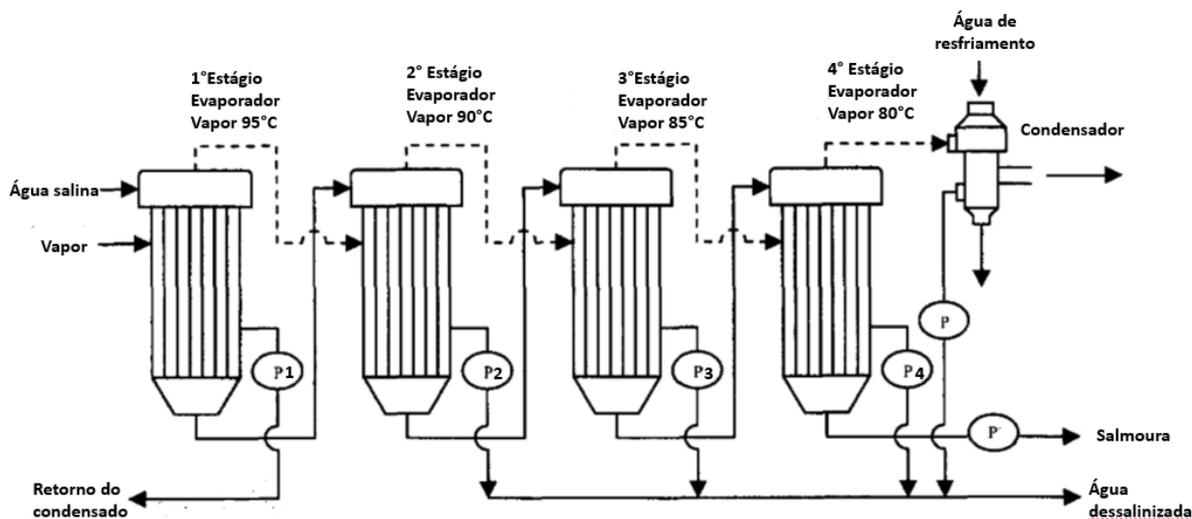


Figura 2.18 - Princípio de funcionamento do processo de dessalinização MED (*multiple-effect distillation*) adaptado (VAN DER BRUGGEN; VANDECASTEELE, 2002).

A performance de um sistema de dessalinização por MED, avaliado em termos de SEC depende da configuração dos fluxos de alimentação e de vapor; mesmo sentido (*forward*), sentido contrário (*backward*) e fluxos de alimentação em paralelo (*parallel*). Em (AL-MUTAZ; WAZEER, 2014) é realizado um estudo paramétrico sobre as diferentes configurações do MED usando modelos matemáticos para avaliar o efeito de

diferentes parâmetros no desempenho do MED. Os resultados mostraram que, à medida que o número de estágios aumenta, a área específica de transferência de calor também aumenta. A mesma tendência foi observada para todas as configurações pois, como o processo ocorre em uma faixa de temperatura total constante, o aumento do número de estágios reduz a diferença de temperatura entre os estágios necessitando assim, uma área maior de troca de calor para manter a produção de água em nível determinado. Devido à queda na diferença de temperatura entre os estágios e aumento na área específica de transferência de calor, o consumo específico de calor diminui e a razão de performance (GOR) aumenta. Neste estudo também foi avaliado o impacto da queda de temperatura nos estágios sobre o GOR e o consumo energético específico em um sistema com 8 estágios. Os resultados demonstraram que o aumento da diferença de temperatura nos estágios leva ao aumento do consumo específico de calor com um menor GOR. Entre os diferentes arranjos, o de fluxo paralelo oferece o melhor desempenho, razão pela qual é o mais utilizado. Uma das grandes desvantagens da tecnologia MED na fase de projeto é que necessitam de valores muito altos para a área específica de transferência de calor quando comparado à tecnologia MSF. Em (MORIN, 1993) foi demonstrado que o processo de dessalinização MED necessita de aproximadamente do dobro de área específica de transmissão de calor quando comparado com o processo MSF, além disso plantas MED operando com altas temperaturas de TBT necessitam de áreas menores de transferência de calor.

De longe, o processo térmico de dessalinização com maior capacidade instalada no mundo são os processos que utilizam a tecnologia de MSF, mesmo sendo este processo o que tem um maior consumo energético, opera com temperaturas mais altas de (TBT) e tem maior custo de capital quando comparados ao MED. Porém, a possibilidade operação do processo MED a temperaturas na faixa ente 70-80 °C vem despertando um crescente interesse por esta tecnologia, principalmente em países onde há disponibilidade de fontes confiáveis de energia renovável, incluindo energia solar e geotérmica, ou fontes de calor residual (SHARON; REDDY, 2015), (AHMED; HASHAIKEH; HILAL, 2019). El-Nashar, 2001 analisou as vantagens econômicas do uso de energia solar em comparação com combustíveis fósseis para a operação de pequenos sistemas MED (*Multi-Effect Distillation*) em áreas remotas. Ele concluiu que o custo de produção de água doce com o sistema movido a energia solar foi 10 US\$/GJ inferior ao de um sistema convencional baseado em óleo diesel.

Os processos MED e suas variações possuem uma maior vida útil, um menor custo de operação e manutenção e podem ser hibridizados com outros processos como TVC (CIPOLLINA et al., 2017; ELSAYED et al., 2018; GUIMARD et al., 2019) , MVC e AD (SHAHZAD et al., 2014).

2.3.3 Osmose Reversa

Osmose Reversa (RO) é um processo que se baseia no fenômeno físico da osmose, ou seja, a utilização da diferença da pressão osmótica ($\Delta\pi$) entre a água pura e a água salina para a separação e remoção dos sais dissolvidos. Nesse processo é aplicado à água salgada uma pressão maior que a pressão osmótica invertendo o fluxo de passagem da água pura (permeado) através de uma membrana semipermeável constituída por material sintético e poroso, separando a água e retendo os sais dissolvidos em uma solução concentrada a ser descartada (Figura 2.19).

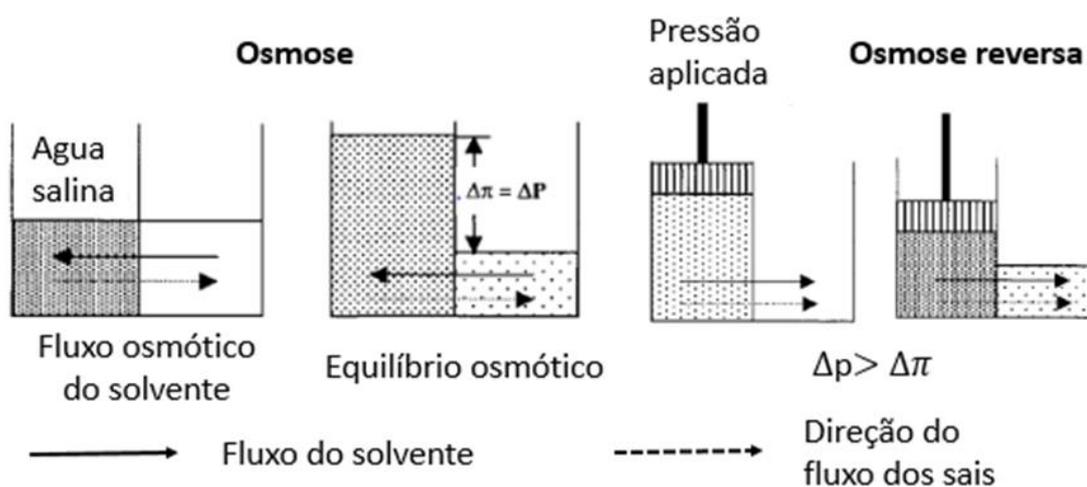


Figura 2.19 - Processos de osmose e osmose reversa

O processo de RO é eficaz para soluções salinas com o valor do total de sólidos dissolvidos (TDS) de até 45.000 mg/L podendo ser aplicado para dessalinizar tanto águas salobras quanto água do mar. Para sua operação o processo de osmose reversa necessita do fornecimento externo de energia utilizado para operar as bombas

responsáveis pelo aumento da pressão aplicada à água salina de alimentação. A pressão aplicada ao processo está diretamente relacionada à concentração salina inicial (TDS) da água de alimentação. Para águas salobras o requisito operacional de pressão está entre 140 e 400 psi, enquanto para operação com água marinha estes valores podem chegar a 1200 psi. Portanto, neste processo o parâmetro TDS tem um efeito substancial sobre consumo de energia e o custo final do produto.

Dois tipos comuns de membranas são utilizados no processo de dessalinização utilizando a tecnologia de osmose reversa (RO); as membranas de acetato de celulose (CA) e as não-CA. As membranas de acetato de celulose foram desenvolvidas na década de 1960 e, desde então, novas formulações e aprimoramentos técnicos foram desenvolvidos para aplicação nos processos de dessalinização. A membrana CA possui uma superfície relativamente lisa e resistente à formação de incrustações pois, na teoria, se a superfície da membrana for lisa o bastante, o material que pode eventualmente causar incrustações não consegue ser depositado nas fendas da membrana (NICOLAISEN, 2003). As membranas não-CA, normalmente chamadas de “película de compósitos” incluem as membranas compostas por poliamidas aromáticas (PA) e as membranas compostas por materiais orgânicos comuns, como a polissulfona (LI; WANG, 2010). Essas membranas possuem uma taxa de fluxo mais elevada (volume de água doce por área de superfície da membrana) e, comparadas às membranas CA, permitem a passagem de baixas concentrações salinas. As membranas não-CA são mais estáveis em uma faixa de pH mais ampla que as membranas CA, mas são suscetíveis à degradação por cloro (EL-DESSOUKY; ETTOUNEY, 2002)

No processo de osmose reversa (RO) o pré-tratamento da água de alimentação é essencial tanto para a proteção da membrana, quanto para redução dos custos de energia e aumento da retenção de sal. O pré-tratamento típico envolve; a filtração em filtros de areia e cartucho (<10µm) para remoção de matéria orgânica e partículas e a adição de produtos químicos para evitar a formação de incrustações na membrana. Muitas vezes, também é necessário serem feitos ajustes no pH. Certos materiais da membrana são sensíveis a oxidantes tais como o cloro; portanto, pode ser também necessário a adição de produtos químicos para a remoção dos oxidantes da água de alimentação antes do tratamento na membrana. O pós-tratamento do permeado na RO pode também ser necessário, dependendo do uso final pretendido da água como por

exemplo: a adição de dióxido de carbono e carbonato de sódio para aumentar a alcalinidade da água tratada e reduzir a corrosividade da água.

A taxa de recuperação é um parâmetro importante para avaliar a eficácia da membrana e, é definida como a razão do volume de água doce produzida pelo volume de água de alimentação processada, em porcentagem. As taxas típicas de recuperação para sistemas de RO podem ser de 30% a 80%, dependendo da qualidade da água de alimentação, pressão aplicada e outros fatores,

Em 1970 quando os processos de dessalinização por osmose reversa (RO) ainda estavam nos estágios iniciais de desenvolvimento e o consumo energético específico (SEC) era da ordem de 16 kWh/m³, desde então, este processo vem recebendo uma série de estudos para o melhoramento tecnológico para a redução deste consumo. Os resultados destes melhoramentos demonstraram que o menor consumo específico para o RO com taxa de recuperação de 50% a uma taxa de fluxo de 15,3 L/m² h foi em torno de 1,85 kWh/m³ (NASSRULLAH et al., 2020). O valor médio da taxa de recuperação nas plantas de dessalinização nos países do oriente médio, responsáveis por dois terços da produção mundial, é de 35%, com consumo de aproximadamente de 6 a 8 kWh/m³ sem o emprego de recuperação de energia. Com a instalação de sistemas de recuperação o consumo é reduzido para 4 a 5 kWh/m³ (KHAWAJI; KUTUBKHANAH; WIE, 2008).

2.3.4 Outras Tecnologias Aplicadas a Dessalinização

No processo de dessalinização utilizando a tecnologia VCD (*vapor compression distillation*) o calor para a evaporação da solução salina é obtido através da compressão do vapor. As plantas VCD se beneficiam do princípio da redução da temperatura de ebulição pela redução da pressão, e vem sendo implementadas em diversas configurações. Dois métodos são utilizados para comprimir o vapor e produzir calor o suficiente para ser utilizado na evaporação da água salgada: por compressor mecânico, normalmente acionado eletricamente (MVC) ou por compressor ejetor a jato de vapor (termo compressor, TVC). O processo de dessalinização utilizando a tecnologia VCD é bastante simples, confiável e com um processo eficiente que para sua operação requer somente uma fonte de energia elétrica. A disponibilidade de compressores de alta

capacidade permite ao processo operar temperaturas de operação e TBT abaixo de 70°C reduzindo o potencial de formação de incrustações e processos corrosivos. As plantas VCD normalmente são projetadas para produção na faixa de 3.000 m³/dia, com SEC de 8,0 kWh/m³.

Em (DARWISH, 1988) é apresentado uma análise térmica de um sistema de compressão a vapor. Neste estudo são avaliados os efeitos dos parâmetros operacionais no dimensionamento do compressor, na área total de transferência de calor e no trabalho realizado. É apresentado então, um novo modelo matemático para a predição do consumo específico de energia (SEC) bem como as potencialidades de redução do consumo específico de energia quando o VCD é associado a outros sistemas de dessalinização como o MSF e MED.

Hisham Ettouney (ETTOUNEY, 2006) apresenta um modelo mais abrangente do processo de dessalinização por compressão de vapor incluindo aos modelos já propostos na literatura, novos parâmetros de projeto como: as dimensões do evaporador, dimensões do filtro demister e a capacidade de vácuo do sistema. A comparação dos resultados do modelo proposto com os dados experimentais disponíveis mostrou boa concordância para as previsões do consumo de energia específico e área específica de transferência de calor.

Outro processo térmico de dessalinização é o processo que utiliza técnicas de congelamento (*freezing*) da água salina. Basicamente o congelamento envolve a sequência dos seguintes processos; refrigeração da água salina, cristalização parcial do gelo, separação do gelo da solução salina restante e finalmente o derretimento da massa de gelo. A vantagem da utilização deste processo é a operação em baixas temperaturas diminuindo o potencial de aparecimento de incrustações e processos corrosivos, porém é um processo de difícil manejo e poucas são as plantas instaladas nos últimos 40 anos, basicamente para atendimentos de demandas municipais como no projeto da planta experimental, acionada por energia solar, construída na Arábia Saudita em 1985.(KHAWAJI; KUTUBKHANAH; WIE, 2008)

Os sistemas ativados por pressão, incluem os processos de eletrodialise reversa (EDR) e o processo de osmose reversa (RO), (Figura 2.19). A eletrodialise (ED) utiliza a força eletromotriz aplicada a eletrodos adjacentes aplicados em ambos os lados de uma membrana de troca iônica para separar os minerais dissolvidos na água. A separação dos minerais ocorre unidades de membranas denominada por células pares. Uma célula par consiste em uma membrana aniônica, outra catiônica, montadas de

forma alternada formando uma pilha e separadas por dois espaçadores para permitir o escoamento da solução salina entre elas. O número de células componentes da pilha variam de acordo com o sistema. A eficiência da remoção dos sais da água salinizada está na atração pelo catodo, os íons de sódio e pelo anodo, os íons de cloro. O processo requer uma pressão de operação entre 485 e 630 kPa, com uma eficiência de remoção entre 70 a 98% do total de sólidos dissolvidos da solução salina de alimentação.

A eletrodialise reversa (EDR) é um processo similar ao processo ED, exceto pelo fato que o fluxo de corrente que alimenta o cátion e o ânion tem sua polaridade sucessivamente alternada, em alguns projetos 4 vezes por hora, com o objetivo de se criar um mecanismo de limpeza e diminuir o potencial crescimento de incrustações (CIPOLLINA et al., 2016). Este procedimento permite a este processo alcançar uma taxa de recuperação (94%) superior ao processo ED. Os processos ED e EDR podem remover ou reduzir uma série de contaminantes, porém não são eficientes no controle do pH e nível de dureza e são mais indicados e economicamente viáveis para tratamento de águas salobras com TDS abaixo de 4.000 mg/L com SEC de 0,7 a 5,5 kWh/m³ e plantas com capacidade de 2.000 a 145.00 m³/dia (NASSRULLAH et al., 2020).

2.3.5 Comparativo dos Custos e Consumo Energético da AD com as Outras Tecnologias

O custo energético específico (SEC) da produção de água tem uma influência significativa na escolha do sistema de dessalinização, sendo um fator crucial para a avaliação da viabilidade de instalação de um novo sistema. O valor mínimo que pode ser alcançado pela tecnologia é de 0,706 kWh/m³, que é o limite termodinâmico do processo, conforme relatado por (SPIEGLER; EL-SAYED, 2001). Na prática, a eficiência e o consumo energético dos processos de dessalinização dependem de diversos fatores, como a configuração do projeto, das condições do local, das características da fonte de alimentação e da qualidade final requerida.

Na Tabela 2.2 (NG et al., 2008) os autores apresentam o consumo e os custos da energia térmica e elétrica de alguns dos principais métodos de dessalinização disponíveis comercialmente. Entre eles, o processo *Multi-Stage Flash* (MSF) é

identificado como o maior consumidor de energia, mesmo com sua maturidade tecnológica, acumulando mais de 50 anos de uso. Após o MSF, destacam-se os sistemas *Multi-Effect Distillation* (MED) e, em seguida, os sistemas de compressão de vapor. O consumo energético do MSF, amplamente reconhecido como o processo térmico mais utilizado, excede em 20 a 30 vezes o limite termodinâmico teórico mínimo.

Em contraste, a tecnologia de osmose reversa (RO), mais recente, com aproximadamente 30 anos, demonstra maior eficiência energética, especialmente devido aos avanços recentes na recuperação de energia e a evolução dos materiais utilizados na fabricação das membranas. Esse método consome atualmente em torno de 3 a 10 vezes o limite teórico mínimo. Entretanto, cabe ressaltar que o RO depende principalmente de energia elétrica, enquanto o MSF utiliza diretamente energia térmica, geralmente na forma de calor ou combustível. A eficiência de conversão de energia térmica em energia elétrica é limitada, em torno de 38%. Assim, considerando o consumo baseado em combustível, estima-se que o RO exija entre 9 e 30 vezes o limite termodinâmico mínimo.

Tabela 2.2 - Comparativo dos custos energéticos das tecnologias de dessalinização adaptado (NG et al., 2008)

Tecnologia de dessalinização	Consumo Energia Térmica [kWh/m ³] (A)	Consumo Energia Elétrica [kWh/m ³] (B)	Entrada Primária de Energia * $c = \left(\frac{A}{\eta_b} + \frac{B}{\eta_c} \right)$	Custo de Produção [US\$/m ³] = 5 * (c * 3,6) / 1055
Destilação Flash Múltiplo Estágios (MSF)	19,4	5,2	37,9	0,647
Destilação Múltiplos Efeitos (MED)	16,4	3,8	30,5	0,520
Compressão de Vapor (VC)	-	11,1	29,5	0,497
Osmose Reversa – 1 passagem	-	8,2	21,5	0,366
Osmose Reversa – 2 passagens	9,0	9,0	23,7	0,403
Adsorção	Calor Residual	1,5	3,9	0,067

*eficiência do boiler, $\eta_b = 0,80$, eficiência conversão elétrica, $\eta_c = 0,38$, baseados no custo do gás natural em Singapura de 5 US\$/m³, base 2005.

Diversos esforços têm sido realizados para viabilizar a operação de processos de dessalinização utilizando fontes de energia renovável. Entre as opções disponíveis, destacam-se a energia solar térmica, fotovoltaica, eólica e geotérmica. Estudos e

revisões detalhadas sobre a aplicação de energias renováveis na dessalinização estão amplamente documentados na literatura científica (ALAWAD et al., 2023; ELTAWIL; ZHENGMING; YUAN, 2009; GARCÍA-RODRÍGUEZ, 2003; GHAF FOUR et al., 2014; GHAZI et al., 2022; GUDE; NIRMALAKHANDAN; DENG, 2010).

Graças a inovações, como membranas mais eficientes, dispositivos de recuperação de energia, materiais de menor atrito e acionadores de frequência variável, o consumo de energia em plantas de osmose reversa (RO) foi significativamente reduzido (Tabela 2.3). Novos sistemas RO alcançam consumos específicos de energia (SEC) entre 1,80 e 2,50 kWh/m³. Plantas de pequeno porte com capacidade de até 1000 m³/d podem operar com consumos abaixo de 2,0 kWh/m³. Um exemplo de excelência é a planta localizada na Ilha do Sal, em Cabo Verde, com capacidade de 1000 m³/d e condutividade da água do mar de 64,90 mS/cm, esta instalação, atinge um SEC de apenas 1,98 kWh/m³. (PEÑATE; GARCÍA-RODRÍGUEZ, 2012). Em instalações de médio e grande porte, o consumo de energia no processo RO varia, em média, de 1,8 a 2,5 kWh/m³.

O custo de unitário médio de produção de água obtido a partir dos diferentes métodos de dessalinização foi abordado por (KARAGIANNIS; SOLDATOS, 2008; REDDY; GHAF FOUR, 2007; YOUNOS, 2005) nestes trabalhos observa-se que o custo unitário de produção na dessalinização varia amplamente. Na Tabela 2.3 estão sumarizados estes custos médios. Em (BLANK; TUSEL; NISANC, 2007), os autores investigaram o custo real da dessalinização e concluíram que grandes plantas de dessalinização térmica e as de osmose reversa no futuro, com o desenvolvimento tecnológico, podem atingir o mesmo nível de custo específico de produção.

Tabela 2.3 - Custo unitário de produção dos diversos processos de dessalinização

Tecnologia de dessalinização	Consumo energia geral médio [kWh/m ³]	Custo médio [US\$/m ³]
Destilação Flash Múltiplo Estágios (MSF)	15 - 25	1,0 - 3,0
Destilação Múltiplos Efeitos (MED)	10 - 16	0,7 - 2,5
Compressão de Vapor (VC)	7 - 12	0,7 - 2,0
Osmose Reversa – 1 passagem	1,8 - 2,5	0,5 - 2,0
Osmose Reversa – 2 passagens	4 - 6	0,5 - 1,0
Adsorção	1,5 - 2	0,227

De modo geral, é razoável concluir que globalmente os custos atuais de dessalinização estão em torno de 0,5 a 1,5 US\$/m³ e que o consumo de energia é pelo menos 3 vezes e meia superior ao limite termodinâmico teórico para os processos de osmose reversa e sete vezes para os processos térmicos. Em (NG et al., 2008, 2013a) os autores propuseram e avaliaram os custos de um processo de dessalinização por adsorção, que mitiga as limitações enfrentadas pelas tecnologias de dessalinização atuais, como altos custos de manutenção e o elevado consumo de energia.

A dessalinização por adsorção (AD) é uma tecnologia inovadora com potencial para ser altamente eficiente em termos de consumo energético na produção de água potável. Tipicamente, o sistema AD consome menos de 1,5 kWh/m³, o que corresponde a aproximadamente US\$ 0,227 por m³. Essa eficiência é destacada quando o consumo específico de energia (SEC, kWh/m³) do sistema AD é comparado com métodos de dessalinização amplamente utilizados, como o *multi-stage-flash* (MSF), *multi-effect-distillation* (MED) e osmose reversa (RO), conforme apresentado na Tabela 2.2.

2.3.6 Estado da Arte da Dessalinização por Adsorção

Um dos primeiros sistemas de dessalinização por adsorção relatados está relacionado ao trabalho de Broughton (BROUGHTON, 1983). O sistema patenteado tratava-se de um sistema de dessalinização térmica por adsorção carregados com resina de retardo iônico, de dois leitos, com o qual foram realizadas diversas simulações. Outros desenvolvimentos também foram realizados para melhorar o desempenho do sistema. (AL-KHARABSHEH; GOSWAMI, 2004; ZEJLI et al., 2004) relataram o desenvolvimento de um sistema baseado no processo MED acoplado a uma bomba de calor por adsorção utilizando o par adsorvente água e zeólita. O aparato de dessalinização por múltiplos estágios (MED) utiliza recuperação interna de calor para fornecer vapor e água do mar para o sistema. Foi proposto um design de sistema de dessalinização de três efeitos com um evaporador posicionado entre dois leitos de adsorção (RAHMAN, 2019) e, nesse contexto, o segundo leito utiliza diretamente o calor rejeitado por um dos leitos, sem necessidade de processamento, porque o segundo leito requer energia térmica de alta temperatura. A produção de água dessalinizada por este processo de adsorção foi de 0,12 kg/kg de zeólita, com a

temperatura do evaporador variando de 2 °C a 10 °C, enquanto a temperatura de dessorção foi de 195 °C.

Diversos pesquisadores têm investigado estruturas e variações nos arranjos dos sistemas ADS avaliando-os a partir dos índices SDWP, SCP e COP, visando aprimorar o seu desempenho. Entre as estratégias exploradas, destaca-se a adoção de ciclos que envolvem diferentes configurações, incluindo variações no número de reatores adsorptivos, de estágios, evaporadores/condensadores, variações nos parâmetros operacionais e materiais adsorventes. Além disso, estudos têm analisado o impacto de ciclos com recuperação de calor e configurações híbridas, como relatado em várias publicações.

A otimização da configuração dos sistemas AD pode ser alcançada por meio da otimização do arranjo dos evaporadores para melhorar o desempenho e pela alteração do número de leitos de adsorção. Ali et al.(2016), analisaram o desempenho de um sistema ADS avançado, no qual ciclos de múltiplos leitos com duplo evaporador foram conectados a uma planta integrada de condensador/evaporador. O sistema proposto apresentou uma melhoria de 20% no SDWP em comparação com um sistema de ciclo único de múltiplos leitos com duplo evaporador. Além disso, os autores também apresentaram um sistema avançado de resfriamento e dessalinização por adsorção (ADS), composto por quatro leitos de adsorção e dois evaporadores, conforme ilustrado na Figura 2.20. O sistema proposto produz continuamente água dessalinizada e água resfriada em dois níveis de temperatura diferentes no condensador. O sistema foi simulado com duas configurações distintas. Na primeira configuração, cada evaporador estava conectado a apenas dois leitos, enquanto na segunda configuração, todos os leitos estavam conectados aos dois evaporadores para adsorção contínua em pressões baixa e alta. O sistema proposto na segunda configuração apresentou um aumento de 45% no SDWP e de 40% no OCR em comparação com o sistema convencional de quatro leitos. Além disso, a flexibilidade do sistema foi demonstrada pela variação do esquema de temporização, o que permitiu ajustar o SCP e o SDWP de acordo com as demandas de água potável e energia de resfriamento.

O sistema proposto produz continuamente água dessalinizada e água resfriada em dois níveis de temperatura diferentes no condensador.

Na primeira configuração, cada evaporador estava conectado a apenas dois leitos, enquanto na segunda configuração, todos os leitos estavam conectados aos dois evaporadores para adsorção contínua em pressões baixa e alta.

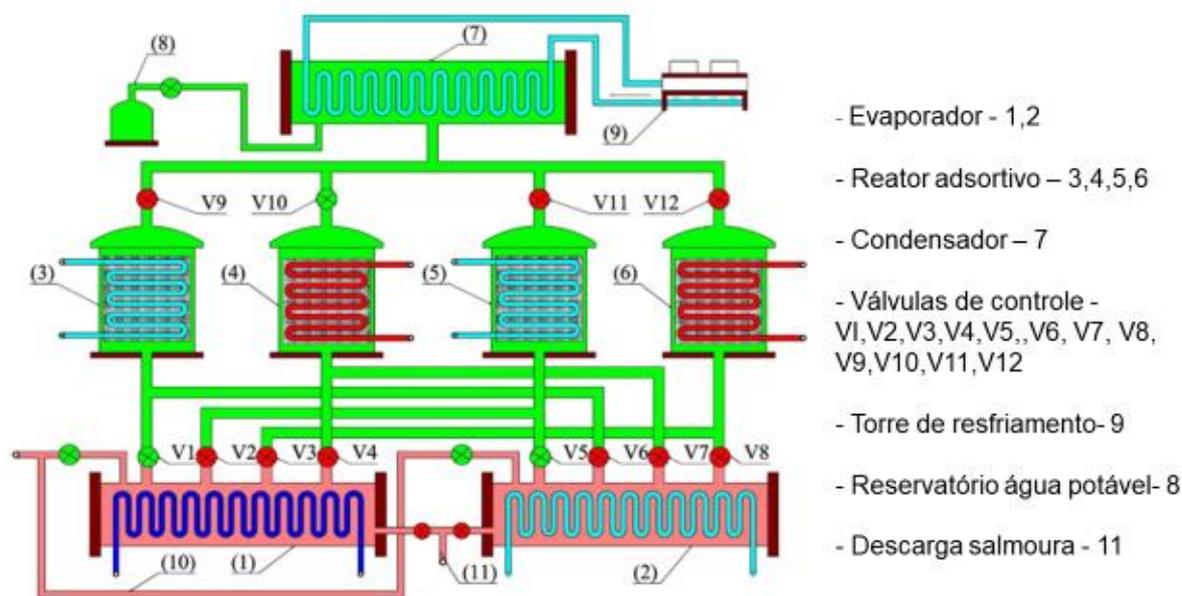


Figura 2.20 - Diagrama esquemático do ADS proposto com quatro leitos e dois evaporadores (ALI et al., 2016)

O sistema proposto na segunda configuração apresentou um aumento de 45% no SDWP e de 40% no OCR em comparação com o sistema convencional de quatro leitos. Além disso, a flexibilidade do sistema foi demonstrada pela variação do esquema de temporização, o que permitiu ajustar o SCP e o SDWP de acordo com as demandas de água potável e energia de resfriamento.

Além disso, Thu et al. (2016) desenvolveram com sucesso um sistema avançado de dessalinização com resfriamento por adsorção composto por três leitos e dois evaporadores. Esse sistema avançado converte a fonte de calor de baixa temperatura em energia de resfriamento e água dessalinizada, conforme ilustrado na Figura 2.21.

Devido à exclusiva proposta de configuração do ciclo no sistema ADS, o coeficiente de desempenho (COP) do sistema foi de 0,84, próximo ao limite teórico, com uma razão de desempenho de dessalinização correspondente de 0,67.

Observou-se que o desempenho do evaporador de baixa pressão foi bastante sensível às condições operacionais, como a temperatura da fonte térmica e o tempo de ciclo, em termos de SCP e COP, enquanto o desempenho do evaporador de alta pressão se mostrou relativamente estável.

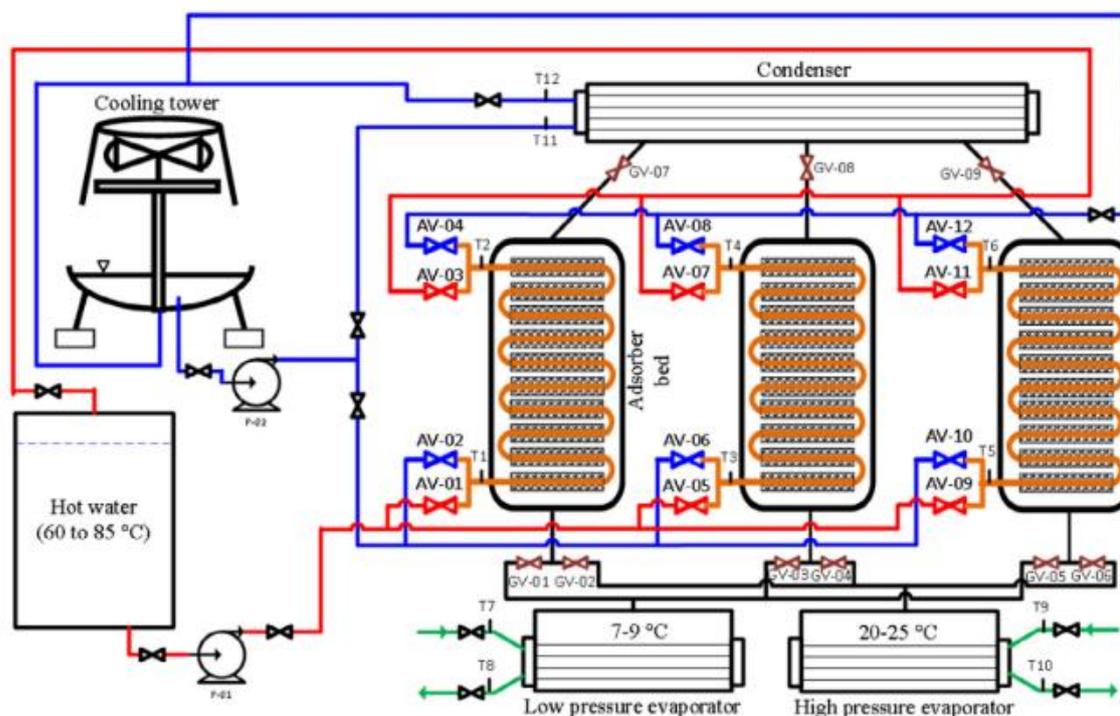


Figura 2.21 - Diagrama esquemático de um ciclo de resfriamento e dessalinização por adsorção com 2 evaporadores e 3 leitos (THU et al., 2016)

O sistema de evaporação de múltiplos efeitos (MED) combinado com dessalinização por adsorção pode ser operado de forma eficiente utilizando energia de baixa intensidade, como energia solar térmica e calor residual de processos.(ALI; ASKALANY; ZOHIR, 2020) neste estudo os autores apresentam uma abordagem inovadora que combina sorção química e física para aplicações de dessalinização de água. São explorados os princípios de operação de um sistema híbrido de hidratação de sal e adsorção integrado em um único sistema de dessalinização, juntamente com um modelo matemático para avaliação de seu desempenho. Foi analisado um sistema composto por três reatores, utilizando evaporadores de alta e baixa pressão ajustados para diferentes condições operacionais, como temperaturas das fontes térmica e resfriamento, além do tempo de ciclo do sistema, foram investigadas. O sistema híbrido proposto demonstrou vantagens substanciais em comparação com os sistemas convencionais de dessalinização e resfriamento por adsorção, que utilizam dois leitos e um único evaporador. A primeira vantagem foi o aumento significativo no desempenho do sistema, com um acréscimo de 56%, 55% e 25% na produção diária de água, potência de resfriamento e coeficiente de desempenho, respectivamente.

Além disso, o sistema pode ser operado de forma eficiente a temperaturas de acionamento relativamente baixas (55 °C – 65 °C), apresentando uma produção diária de 8 a 9 m³/ton de adsorvente por, com a possibilidade de utilizar energia solar e/ou calor residual.

No estudo de (YOUSSEF; MAHMOUD; AL-DADAH, 2016), os autores desenvolveram um modelo numérico para um sistema de dessalinização e resfriamento por adsorção de dois estágios, utilizando o par adsorvente água e AQSOA-Z02. O sistema demonstrou altas taxas de produção de água potável e efeito de resfriamento, aproveitando fontes de calor renováveis e residuais. Ele é composto por dois estágios de reatores de adsorção interligados por um evaporador/condensador integrado: um ciclo utiliza o evaporador/condensador integrado como evaporador (ciclo superior), enquanto o segundo ciclo o utiliza como condensador (ciclo inferior). Esse arranjo permite alcançar temperaturas de condensação mais baixas, aproveitando o efeito de resfriamento do evaporador do ciclo inferior e do evaporador/condensador integrado, o que resulta em um desempenho aprimorado do sistema. Além disso, os leitos de adsorção dos ciclos superior e inferior são aquecidos em série durante o processo de dessorção, utilizando a mesma fonte de calor. O sistema pode operar em três modos diferentes, conforme as necessidades de produção de água dessalinizada e capacidade de resfriamento. Os resultados indicaram que a produção diária específica de água varia de 6,64 a 15,4 m³/tonelada de adsorvente por dia, enquanto a capacidade de resfriamento pode atingir até 46,6 TR/tonelada de adsorvente, com temperatura de evaporador de 10 °C. O ciclo proposto oferece o potencial de produzir simultaneamente grandes volumes de água dessalinizada e capacidade de resfriamento (a 10 °C), superando o desempenho de outros ciclos.

Sistemas de estágio único apresentam baixa eficiência sob condições de temperaturas ambientais mais altas. Portanto, seu desempenho em condições de verão tropical pode ser avaliado construindo um sistema de adsorção de dois estágios e operando-o em um modelo de estágio único. (MITRA et al., 2013, 2015, 2016) desenvolveram um sistema ADS de dois estágios e quatro reatores adsorptivos carregados com sílica gel e água como fluido refrigerante, conforme mostrado na Figura 2.22. Todo o sistema dotado de arrefecimento a ar, ativado por energia solar térmica não concentrada. O estudo foi conduzido para avaliar o desempenho do sistema em diferentes temperaturas de condensador e tempos de ciclo, a fim de determinar as condições ótimas de operação necessárias para dessalinização e resfriamento.

A simulação mostrou que o ADS de estágio único possui um tempo de meio ciclo ideal na faixa de 600–900 s, maximizando a capacidade de dessalinização e resfriamento os resultados da modelagem e os experimentais, mostram também que, embora o COP do sistema continue a aumentar com o aumento do tempo de meio-ciclo, um tempo de meio-ciclo de 1800 s maximiza o rendimento do sistema. Além disso, o COP do sistema e a produção de água aumentaram com o aumento da pressão do evaporador, o que pode ser atribuído à diminuição da diferença de pressão entre o evaporador e o condensador. O sistema de adsorção de dois estágios estudado neste trabalho operou com um COP mais baixo em comparação com estudos anteriores. Portanto, esse sistema precisa ser ainda mais otimizado para maximizar a capacidade de resfriamento, em vez de maximizar o COP (MITRA et al., 2017a).

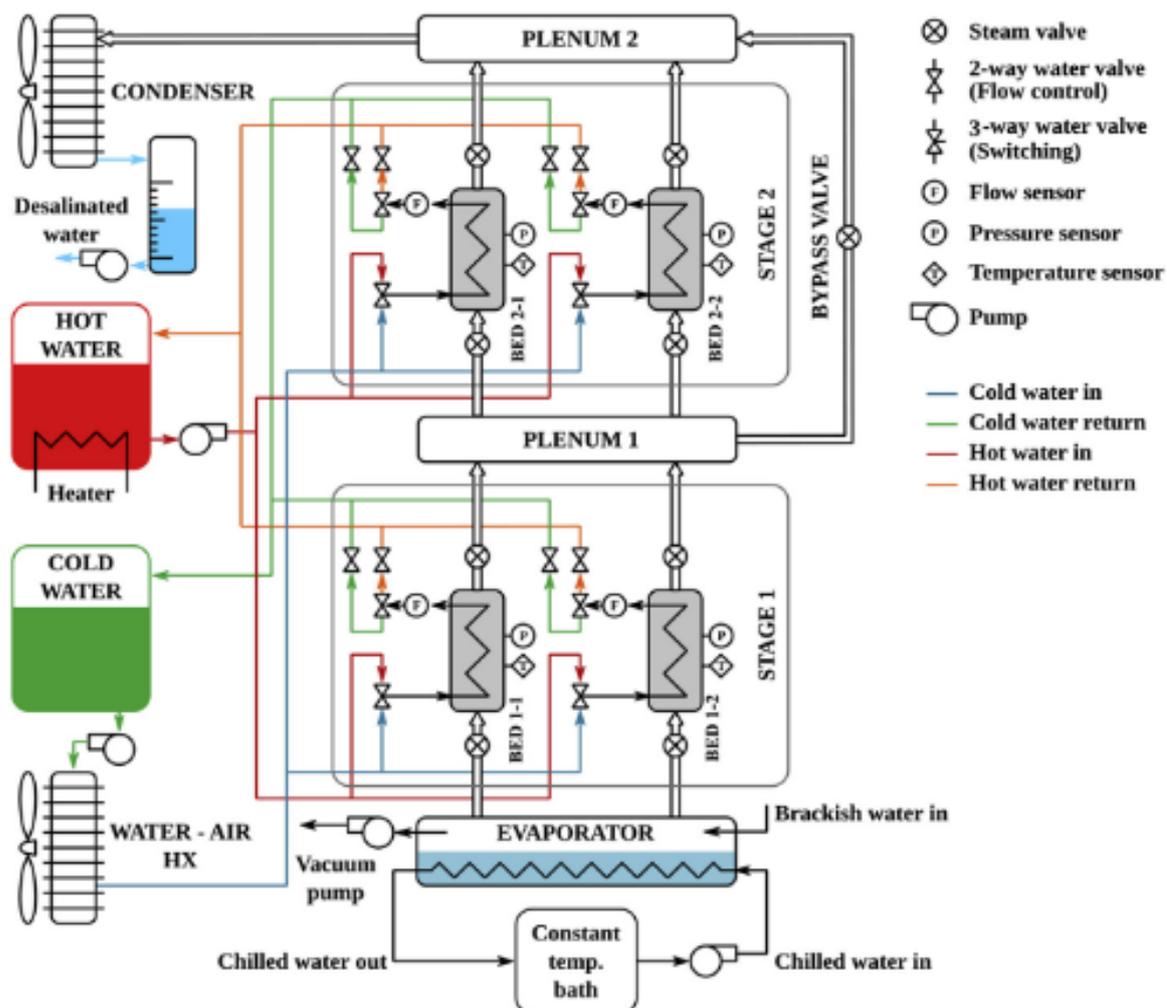


Figura 2.22 - Diagrama esquemático de um sistema de dessalinização por adsorção duplo estágio de reatores adsorptivos (MITRA et al., 2015)

Para melhorar ainda mais o desempenho e a eficiência energética do sistema ADS convencional de reatores múltiplos, esquemas de recuperação de calor e massa são considerados necessários nos ciclos de adsorção, levando em conta a determinação do número de reatores de adsorção, o arranjo dos evaporadores e o número de estágios do ciclo. (AMIRFAKHRAEI; ZAREI; KHORSHIDI, 2020) modelaram as equações de balanço de calor e massa para um sistema ADS convencional. A comparação do modelo com dados experimentais mostrou que as diferenças relativas médias em COP, SDWP e SCP para diferentes temperaturas da água quente foram 5,2%, 5,1% e 8,6%, respectivamente. Enquanto isso, as diferenças relativas médias de COP, SDWP e SCP para diferentes temperaturas da água fria foram 11,6%, 4,4% e 4,4%, respectivamente. O desempenho do novo ADS foi aprimorado, conseqüentemente, pela recuperação de calor e massa entre o reator, evaporador e condensador. No entanto, o estudo de Ma et al. (2018) mostrou que a recuperação de calor não pode aumentar a produção de água, mas pode reciclar energia. Durante o processo de recuperação de calor, a eficiência da recuperação de calor é de 74,7%. O SDWP e o PR deste sistema são 4,69 e 0,766, respectivamente. A utilização de um circuito de recuperação de calor entre o reator adsorativo e o leito de dessorção pode aumentar significativamente o PR.

Thu et al.(2011) investigaram o desempenho de um sistema de dessalinização por adsorção (ADS) com recuperação interna de calor entre o condensador e o evaporador. O estudo comparou os resultados de um modelo matemático do ciclo com os resultados experimentais, os quais demonstraram que é possível alcançar uma produção específica diária de água (SDWP) de aproximadamente 9,24 m³ por tonelada de sílica gel seca. A razão de desempenho (PR) atingiu 0,77 com uma temperatura da fonte térmica de 70 °C. A Figura 2.23 ilustra o ciclo integrado que utiliza recuperação de calor entre o condensador e o evaporador por meio de um circuito de recuperação de calor.

Em trabalho posterior (THU et al., 2013a), os autores desenvolveram um modelo de simulação para um ciclo avançado de dessalinização por adsorção (ADS) com recuperação de calor interna entre o condensador e o evaporador, conforme mostrado na Figura 2.24.

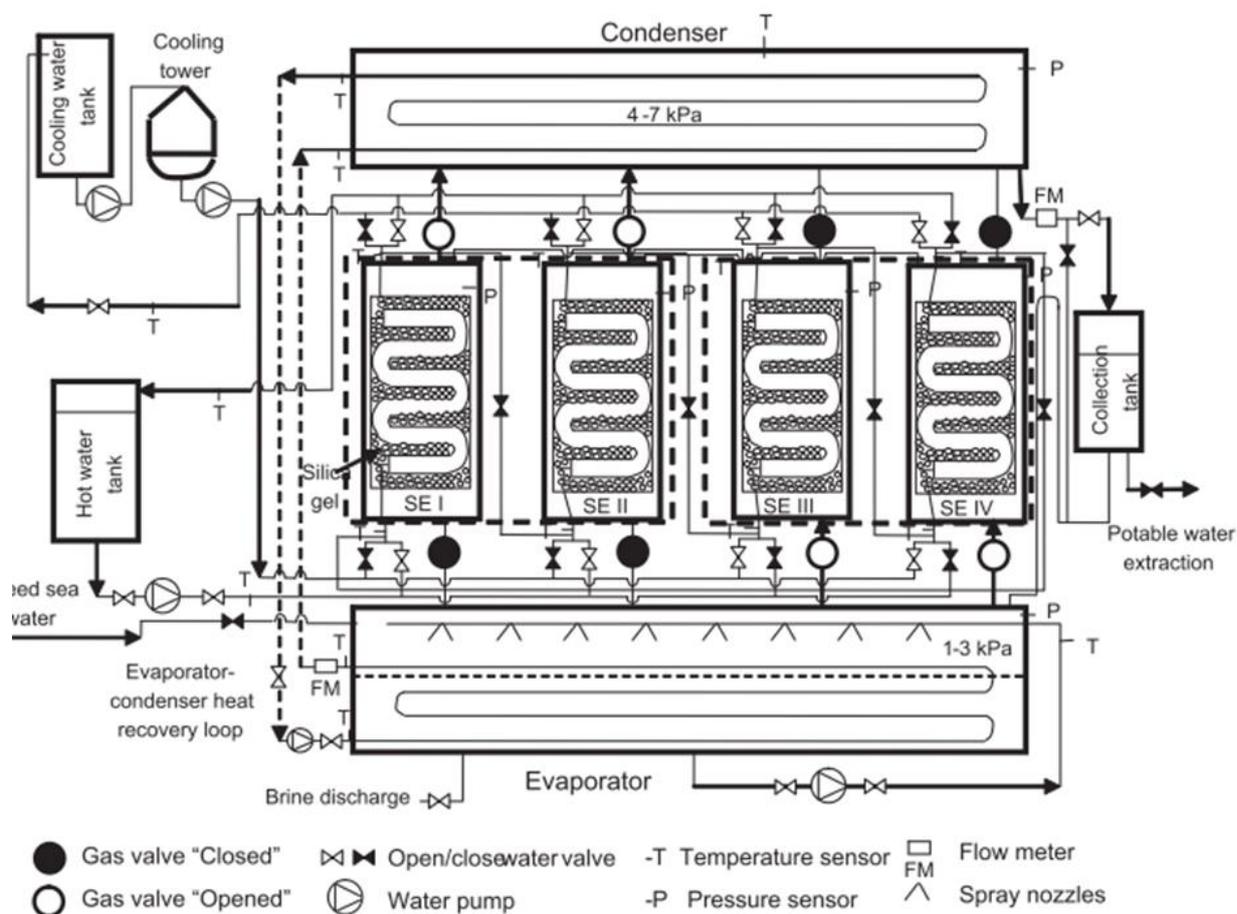


Figura 2.23 - Diagrama esquemático do ciclo avançado de dessalinização por adsorção (AD) com o circuito de recuperação de calor entre o evaporador e o condensador. (THU et al., 2011)

O estudo demonstrou a possibilidade de alcançar uma taxa de produção de água dessalinizada até três vezes maior em comparação com o ciclo convencional. A produção específica diária de água (SDWP) equivalente do ciclo teve uma variação entre 8,1 m³ e 26 m³, correspondendo às temperaturas da fonte de calor de 50 °C a 85 °C, respectivamente para um tempo de meio ciclo ajustado para 300 segundos. Além disso, o consumo específico de eletricidade do ciclo avançado proposto foi de aproximadamente 1,38 kWh/m³.

Em análise experimental semelhante, os autores (THU et al., 2017a) avaliam o desempenho de um sistema avançado de dessalinização por adsorção (ADS), com recuperação interna de calor entre o condensador e o evaporador.

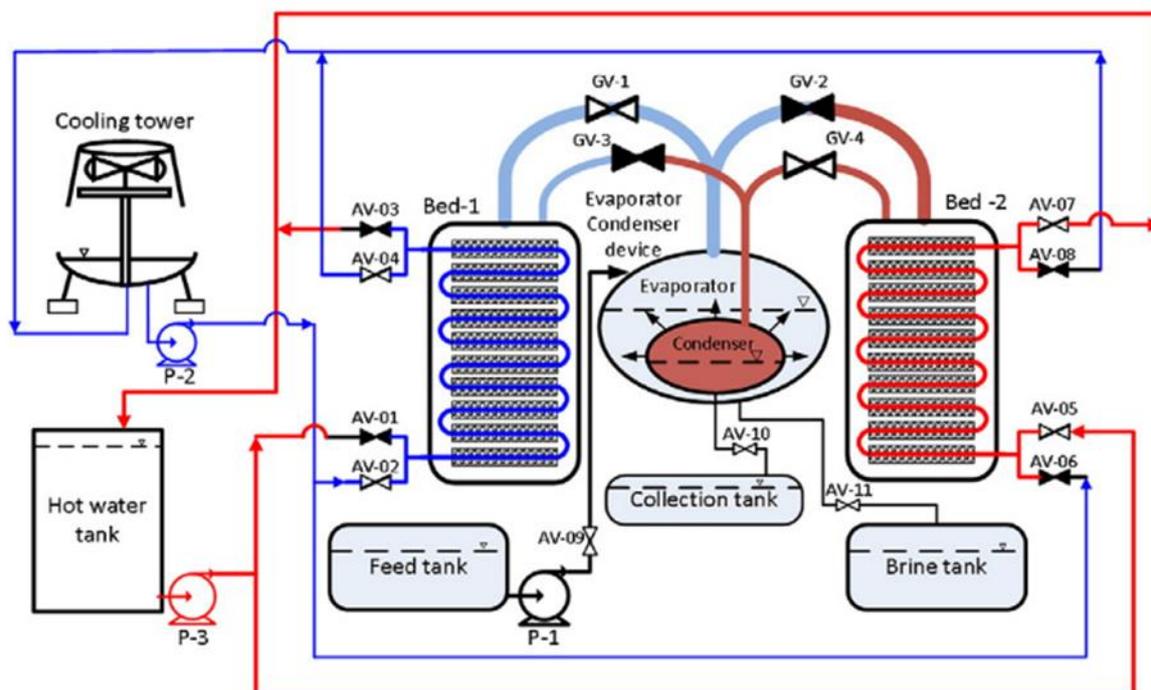


Figura 2.24 - O sistema de dessalinização por adsorção (ADS) com dispositivo integrado de evaporador-condensador (THU et al., 2013a)

O protótipo de dessalinização por adsorção acionado por calor residual de baixa temperatura está ilustrado na Figura 2.25. Observou-se que a produção diária aumentou para 15 m³ por tonelada de sílica gel nas mesmas condições operacionais. Além disso, foi indicado que, com uma fonte térmica a 50 °C, o sistema pode alcançar uma produção de 4,3 m³ por tonelada de sílica gel.

Devido ao design integrado, o coeficiente global de transferência de calor do condensador e evaporador foi maior, tipicamente em torno de 2300 W/m²·K. Quando o calor residual de baixa temperatura é utilizado como fonte de energia térmica para o sistema, o consumo específico de energia desse ciclo avançado é de aproximadamente 1,38 kWh/m³, o que representa apenas o dobro do limite termodinâmico necessário para dessalinização.

A recuperação de calor interna em sistemas de dessalinização por adsorção com o aproveitamento do efeito frigorífico Adsorção (ADS) tem sido objeto de análises numéricas e experimentais.

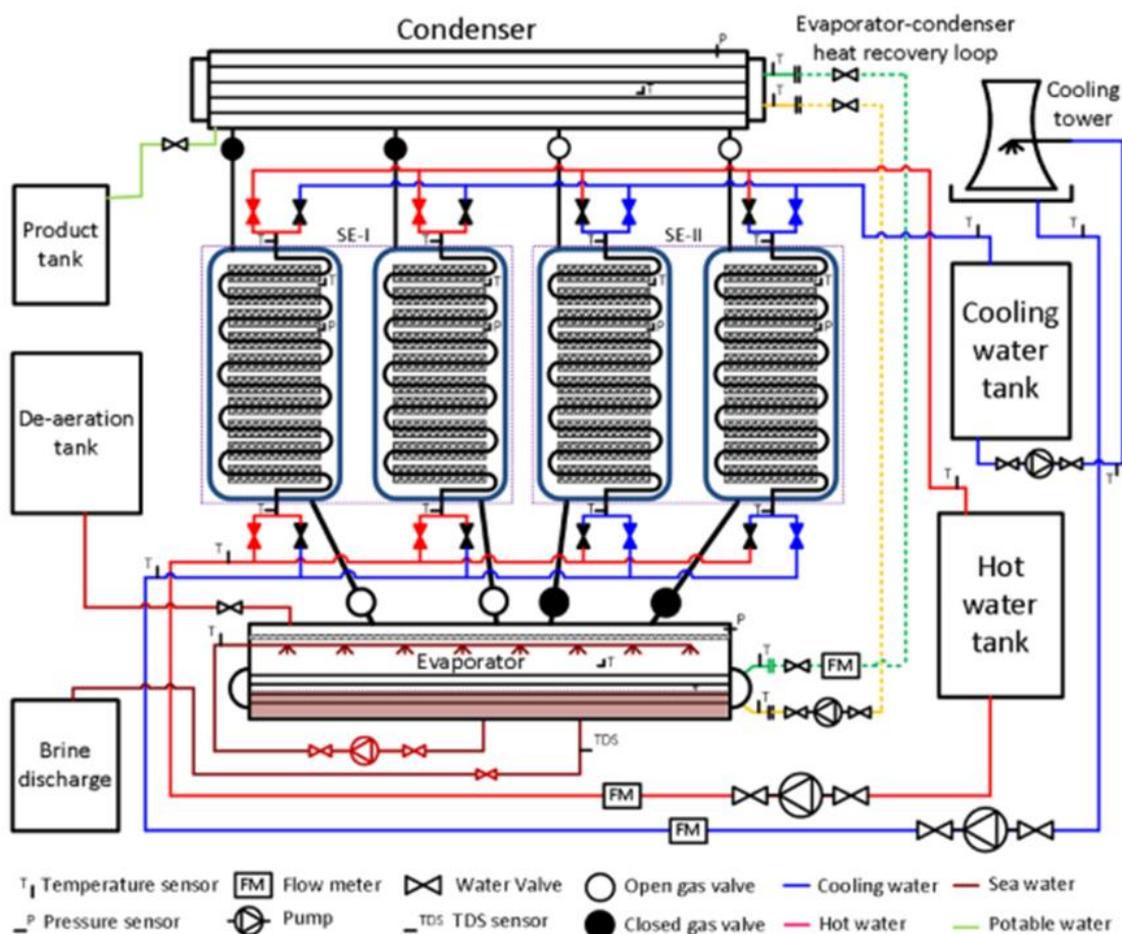


Figura 2.25 - Diagrama esquemático do ciclo avançado de dessalinização por adsorção (THU et al., 2017a)

Estudos envolvendo um sistema ADS de quatro leitos com recuperação de calor mostraram resultados promissores (THU et al., 2011, 2013b, 2017b, 2017a). Esses estudos demonstraram que o sistema avançado foi capaz de atingir uma produção específica diária de água (SDWP) de 9,24 m³/ton de sílica gel por dia, quando operado com uma temperatura de entrada de 70 °C para a fonte térmica. Além disso, o sistema apresentou uma relação de desempenho (PR) relativamente elevada, de 0,77. Um dos achados mais relevantes foi a capacidade do sistema em operar com uma temperatura de entrada da fonte de calor de apenas 50 °C, obtendo um SDWP de 4,3 m³/ton, desempenho inédito entre os ciclos termicamente acionados.

Os resultados evidenciam que o desempenho dos sistemas ADS pode ser substancialmente melhorado pela configuração otimizada de elementos como o número de leitos de adsorção, evaporadores, estágios do ciclo e implementação de ciclos de recuperação de calor. Configurações específicas, como a utilização de três ou

quatro leitos de adsorção em diferentes estágios, podem resultar em um aumento de 20% a 45% no SDWP, enquanto o PR de sistemas com recuperação de calor pode atingir valores de até 0,76.

Após a definição da configuração estrutural do sistema ADS, o desempenho do sistema passa a ser amplamente determinado pelas condições operacionais do ciclo. A otimização dessas condições é uma abordagem consolidada para aumentar a eficiência do sistema. Entre os parâmetros mais relevantes estão a temperatura da fonte térmica, a temperatura de resfriamento, o ajuste da pressão operacional, os tempos de ciclo e de comutação entre os reatores. Contudo, a otimização experimental desses parâmetros apresenta desafios significativos, demandando grande investimento de tempo, recursos financeiros e esforço, além de ser limitada pela quantidade de dados disponíveis.

Nesse contexto, a modelagem matemática surge como uma solução eficaz, permitindo a descrição do desempenho do ADS e a otimização de seus parâmetros por meio de diferentes estratégias de modelagem. Wu et al.(2010), por exemplo, desenvolveram um modelo termodinâmico para investigar os fatores que influenciam a produção de água doce e o consumo energético do sistema. A análise identificou que existe uma temperatura ideal para a fonte térmica, capaz de minimizar o consumo de energia por unidade de massa de água doce produzida. Essa temperatura ótima depende da temperatura da água de resfriamento e de outros parâmetros operacionais. A água de resfriamento que ingressa no reator adsorvente exerce influência na produtividade de água e no consumo energético do processo de adsorção, sendo que para temperaturas mais baixas resulta em melhor desempenho. Assim, esforços para melhorar o desempenho do sistema e reduzir os custos devem priorizar a gestão da água de resfriamento utilizada no reator durante o processo de adsorção.

Posteriormente, no trabalho de (WU; BIGGS; HU, 2010), foi realizada uma análise termodinâmica numérica de um ciclo de dessalinização baseado em adsorção (ADS) para avaliar o impacto da temperatura do evaporador no desempenho do ciclo. Os principais resultados indicaram que: (i) a temperatura do evaporador exerce uma influência significativa no desempenho dos sistemas de adsorção (ADS), com o impacto variando conforme a capacidade de adsorção do adsorvente; (ii) a temperatura da água de resfriamento apresenta pouca influência no desempenho dos ciclos de adsorção (ADS); (iii) o desempenho dos ciclos é limitado pela capacidade do adsorvente; e (iv) a taxa ótima de produção de água aumenta proporcionalmente à capacidade, enquanto

a taxa de consumo de energia por quilograma de água produzido diminui de forma gradativa. O efeito das variações das temperaturas do evaporador e condensador foi avaliado em modelo numérico proposto por (YOUSSEF et al., 2015), os resultados demonstraram que, para uma temperatura de entrada de água de 10 °C no condensador e 30 °C no evaporador, foram alcançadas uma produção de água potável de 10 m³/tonelada de sílica gel por dia e uma capacidade específica de resfriamento (SCC) de 77 TR por tonelada de sílica gel, índices que destacam do o potencial deste ciclo. Outros estudos teóricos e experimentais, também indicam que a temperatura do evaporador e a temperatura da água de resfriamento desempenham papéis cruciais na eficiência e dinâmica do ciclo (WU et al., 2012; WU; BIGGS; HU, 2010; WU; HU; BIGGS, 2012). A máxima produção de água do sistema é alcançada quando a temperatura do evaporador é ajustada para valores superiores à temperatura da água de resfriamento no condensador. O desempenho do ciclo, contudo, é limitado pela capacidade do material adsorvente utilizado. Enquanto a taxa ideal de produção de água aumenta proporcionalmente à capacidade do adsorvente, o consumo energético por quilograma de água apresenta uma redução a uma taxa decrescente. Além disso, (RAJ; BAIJU, 2019; YOUSSEF et al., 2015) demonstraram que parâmetros como a temperatura da entrada da fonte térmica, a temperatura da água de resfriamento e a temperatura do condensador podem afetar diretamente a produção de água, o consumo de energia e o COP (Coeficiente de Performance) do sistema ADS. O melhor desempenho do sistema pode ser obtido quando a temperatura da água de resfriamento e a temperatura de condensação são reduzidas, enquanto a temperatura de entrada da fonte térmica é aumentada.

Para analisar os efeitos da temperatura da água de resfriamento e da água de refrigeração no desempenho do sistema. Ng e seus colaboradores (NG et al., 2009, 2012; WANG; NG, 2005) investigaram detalhadamente o desempenho de um sistema de dessalinização por adsorção em escala piloto como função da configuração do sistema e dos parâmetros operacionais. As Figuras 2.26 e 2.27 ilustram esquematicamente o aparato experimental composto por evaporador, condensador e quatro leitos adsorventes carregados com o material adsorvente sílica gel. O sistema ADS utilizado pelos autores (WANG; NG, 2005), ajustado para as temperaturas de 85 °C para a fonte térmica, 29,4 °C para a água de resfriamento, 12,2 °C a temperatura para água de refrigeração e um tempo de ciclo de 180 s, atingiu a produção de 4,7 kg/kg sílica gel. Foi observado que a produção específica de água (SWP) é influenciada pelas

temperaturas de resfriamento e da água gelada. Uma redução de 1,6 °C na temperatura de resfriamento pode aumentar a SWP em até 10%, enquanto um aumento de 1,8 °C na temperatura da água gelada gera o mesmo efeito. O impacto da temperatura da fonte de calor no desempenho da planta de dessalinização foi avaliado utilizando dois tempos de meio ciclo, 180 s e 300 s. Constatou-se que tanto a SWP quanto o coeficiente de desempenho (COP) aumentam à medida que a temperatura da fonte de calor é elevada.

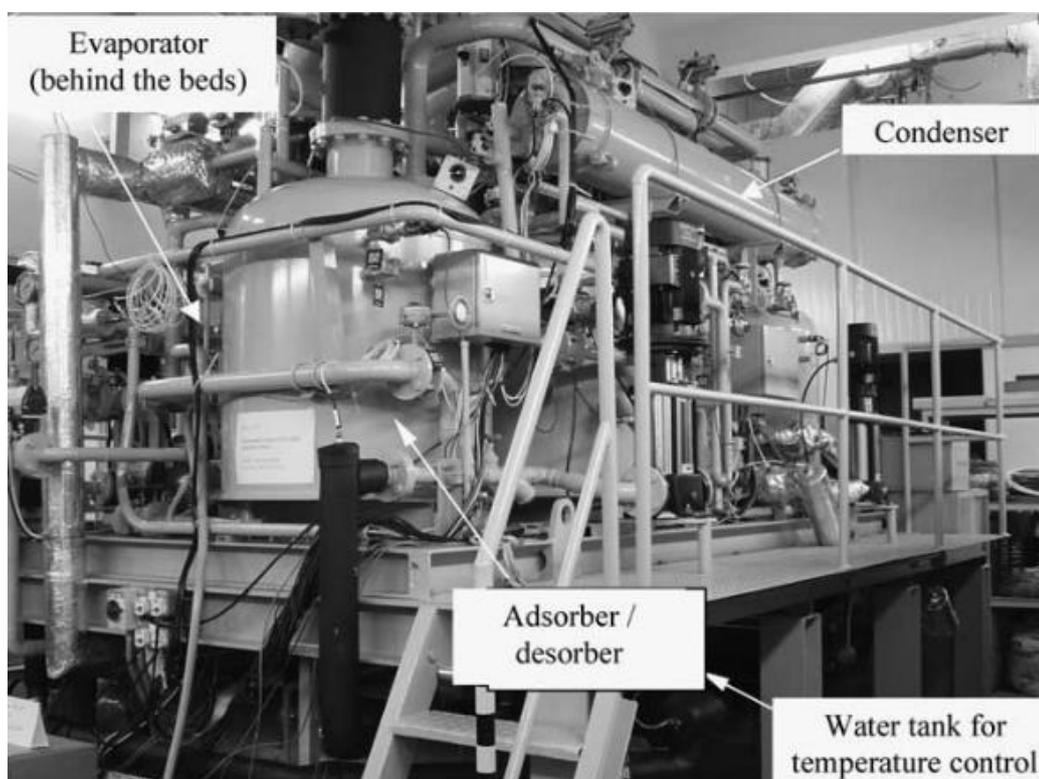


Figura 2.26 - Foto ilustrativa da planta de dessalinização com 4 leitos adsorbtivos (WANG; NG, 2005)

Sistemas de dessalinização por adsorção podem ser projetados e configurados para permitir a produção simultânea de efeito frigorífico. Em um estudo conduzido por (NG et al., 2012), os autores analisaram o desempenho de um ciclo de resfriamento por adsorção acionado por calor residual, integrado à dessalinização, conforme ilustrado na Figura 2.28. Os resultados indicaram que, com uma temperatura da fonte térmica de 85 °C, a produção de água alcançou 3,6 m³ por tonelada por dia, enquanto a capacidade de resfriamento foi de 23 TR por tonelada de sílica gel.

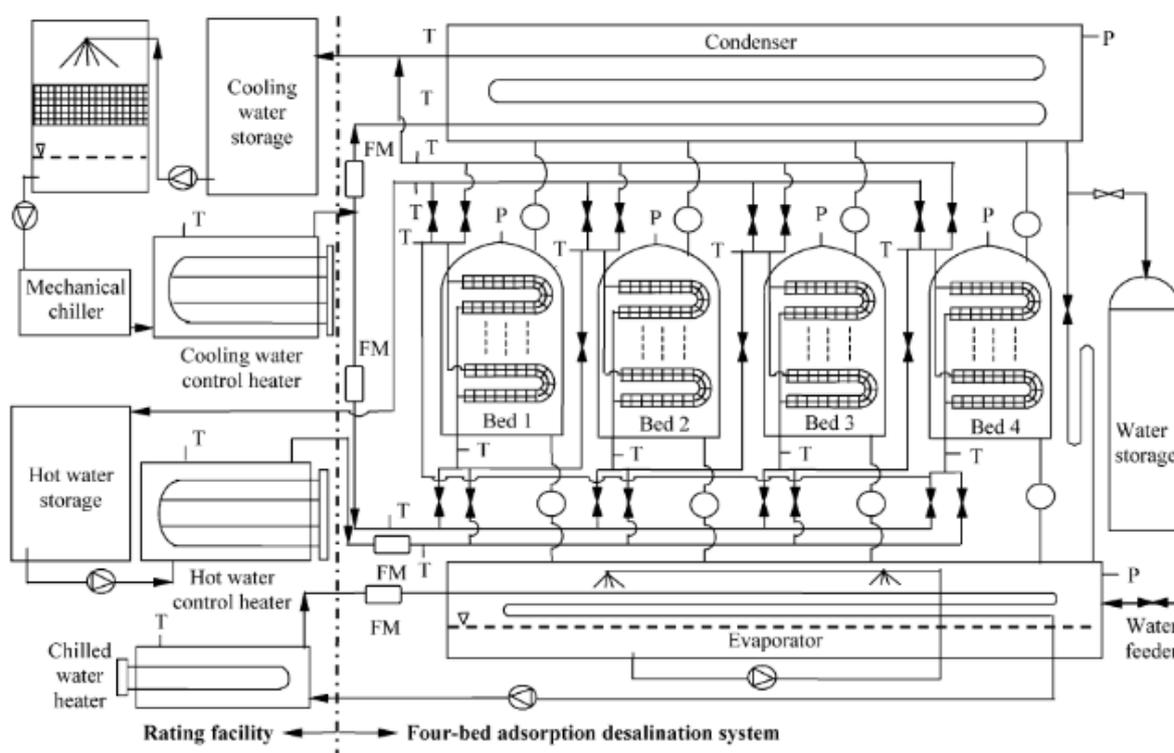


Figura 2.27 - Esquema da planta de dessalinização 4 leitos adsortivos (WANG; NG, 2005)

Os resultados indicaram que, com uma temperatura da fonte térmica de 85 °C, a produção de água alcançou 3,6 m³ por tonelada por dia, enquanto a capacidade de resfriamento foi de 23 TR por tonelada de sílica gel. Além disso, a água resfriada gerada atingiu uma temperatura de 10 °C. O estudo também destacou a possibilidade de atingir uma produção específica diária de água (SDWP) de até 8 m³ e uma capacidade de resfriamento específica (SCP) de 51,6 TR por tonelada de sílica.

Em estudos experimentais (THU et al., 2009a), os coeficientes de desempenho de uma planta de dessalinização por adsorção foram avaliados operando com dois ou quatro leitos adsortivos carregados com 36 kg de sílica gel Fuji RD (Figura 2.29), considerando a variação de parâmetros operacionais como o tempo de ciclo (1080-1560 s) e a temperatura da fonte térmica de dessorção (65-85 °C). Os dados experimentais mostraram uma produção máxima de água potável de 10 m³/ton de sílica gel, com uma razão de desempenho (PR) correspondente de 0,61. Os autores concluíram, ainda, que para alcançar a produção máxima de água em temperaturas mais baixas da fonte de calor, é necessário um tempo de ciclo mais longo.

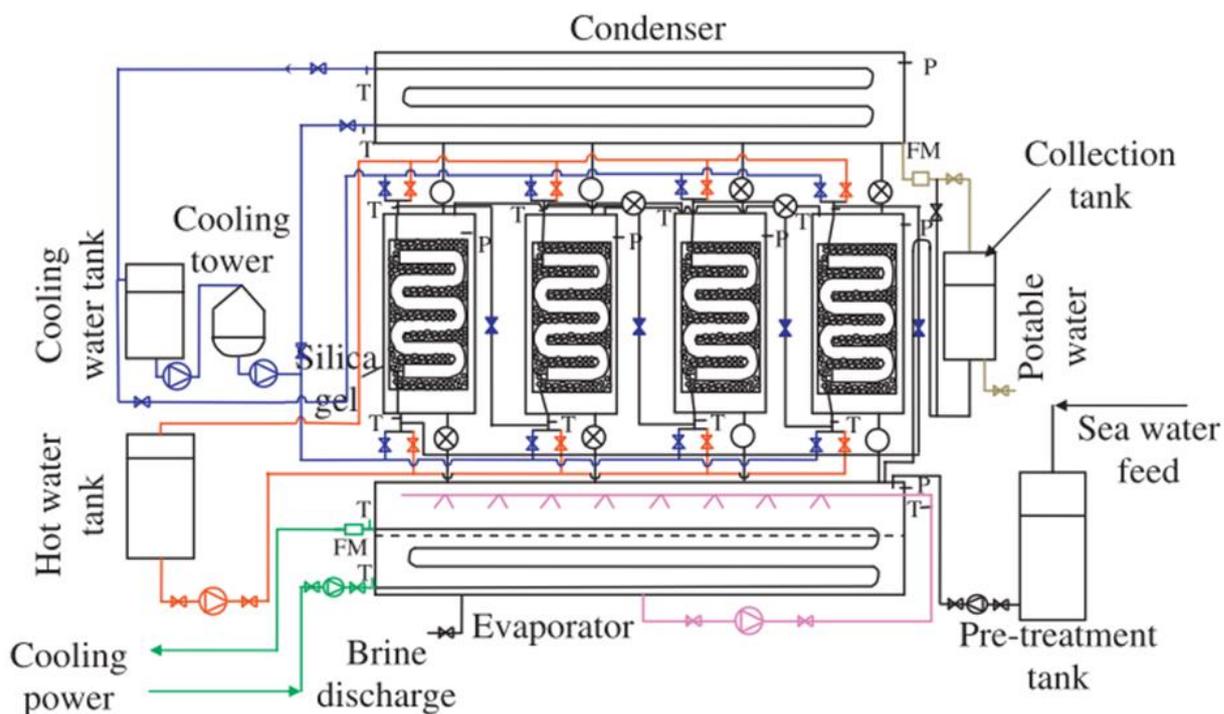


Figura 2.28 - Diagrama esquemático de sistema de quatro leitos adsorptivos para de dessalinização com efeito de refrigeração (NG et al., 2012)

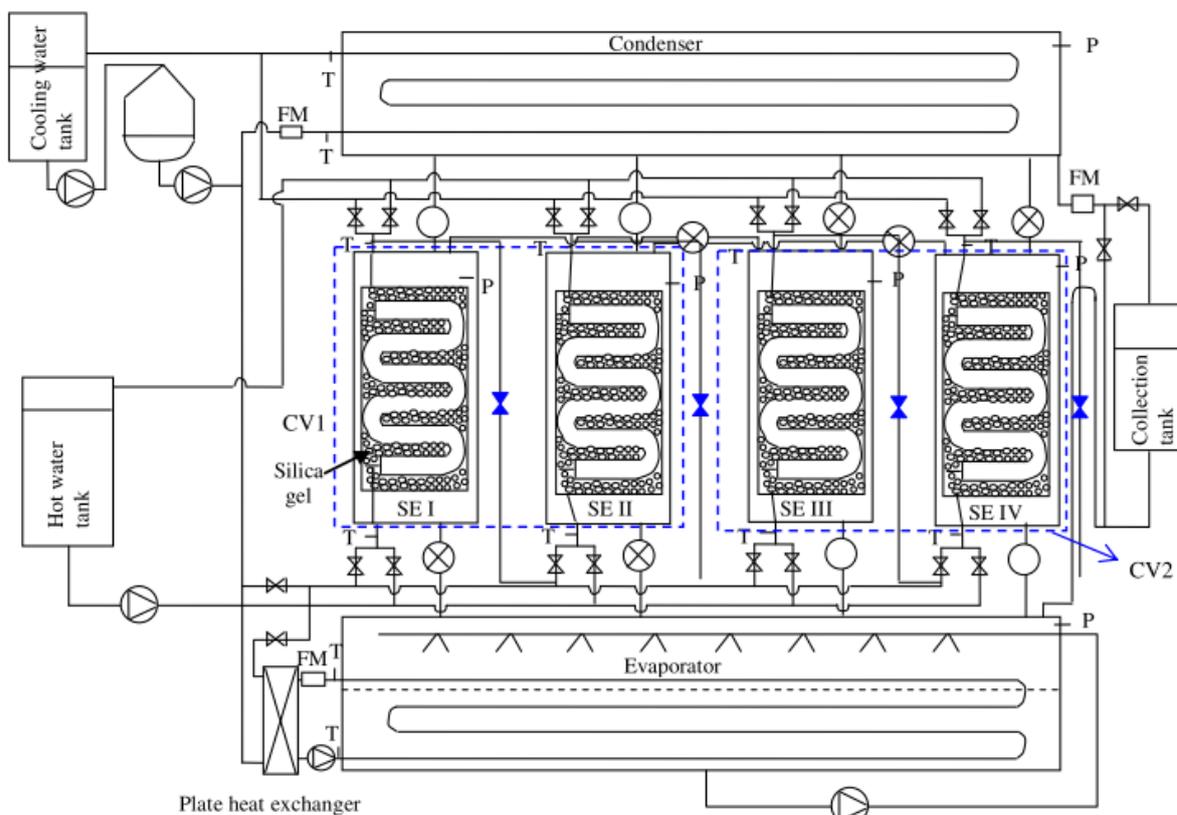


Figura 2.29 - Diagrama esquemático do sistema AD em modos de dois leitos e quatro leitos (em cor azul) (THU et al., 2009b)

Os tempos ideais de ciclo e de comutação dos reatores e a capacidade de adsorção do material adsorvente utilizado no sistema de adsorção (ADS) possuem uma relação importante com a temperatura da fonte térmica, ou seja, diferentes temperaturas da fonte térmica resultam em diferentes tempos operacionais ótimos. (ALSAMAN et al., 2017, 2022; ASKALANY et al., 2021; REZK et al., 2019).

Transientes de calor e massa presentes no processo de adsorção e dessorção (meio adsorvente) de um sistema de dessalinização por adsorção com reatores carregados com sílica gel operando com calor residual para produção de refrigeração foram avaliados em (WU; BIGGS; HU, 2014). Os autores propuseram um modelo matemático dinâmico validado experimentalmente. Neste estudo foi analisado o efeito da transferência de calor sobre a produção específica diária de água (SDWP), considerando diferentes raios das partículas de sílica gel em condições operacionais com temperatura da água quente a 80 °C e da água de resfriamento a 20 °C. Foi observado que há um tempo de desaceleração necessário para a transferência de calor através da sílica gel no leito adsorvente do reator, onde a eficiência da transferência térmica diminui na direção da profundidade do material. Essa desaceleração resulta, experimentalmente, em maior retenção de água pela sílica gel durante o processo de adsorção. O tempo de ciclo que maximiza a produção média de água ao longo do período designado (ou seja, a taxa média de produção a longo prazo) para o sistema investigado é de $22 \cdot 10^3$ segundos, resultando em aproximadamente 0,315 kg de água por kg de gel de sílica. Para avaliar o impacto do tempo no desempenho de sistemas de resfriamento e dessalinização, Ghaffour et al. (2014) avaliaram um sistema ADS operando com dois meio ciclos. Os tempos das etapas de adsorção e dessorção foram ajustados entre 200 e 700 segundos, com um intervalo de troca de 20 a 40 segundos dedicados ao pré-aquecimento ou pré-resfriamento dos trocadores de calor. Com as condições operacionais ajustadas de temperatura de entrada da água de resfriamento a 30 °C, água para refrigeração a 7 °C e temperatura da fonte térmica de 85 °C, foi registrado uma produção específica de resfriamento (SCP) de 25 TR e uma produção específica diária de água dessalinizada (SDWP) de 12 m³ por tonelada de gel de sílica.

Outro parâmetro que impacta diretamente os índices de desempenho dos sistemas ADS é a qualidade da água salinizada, incluindo sua origem e suas características biofísico-químicas. Durante o processo de dessalinização por adsorção, a água salina passa por diversas etapas térmicas e mecânicas, como desaeração, decantação, filtração, aquecimento, evaporação e condensação. O entendimento dos

fatores que influenciam suas propriedades termodinâmicas, especialmente na etapa inicial no evaporador, é fundamental. Estudos realizados por (BROMLEY et al., 1974; NAYAR et al., 2016; SHARQAWY; LIENHARD V; ZUBAIR, 2011) apresentam correlações para o ajuste de diversas propriedades da água em função do índice de salinidade e das condições de pressão operacional.

No estudo de (BAI et al., 2020), os autores buscam estabelecer a relação entre a salinidade da água salgada e o desempenho de resfriamento e dessalinização, além de desenvolver um modelo numérico abrangente capaz de prever com precisão o desempenho de um sistema de dessalinização por adsorção. Para isso, utilizam um compósito adsorvente inovador, caracterizado por elevada capacidade de captação de água e alta condutividade térmica. O modelo matemático desenvolvido incorpora o processo de recuperação de massa, as etapas de pré-aquecimento e pré-resfriamento, bem como o impacto da salinidade nas propriedades físicas da água salgada. O modelo foi validado por meio de experimentos realizados em um protótipo de sistema de dessalinização por adsorção. Os resultados demonstraram uma forte concordância entre as simulações e os dados experimentais. Sob condições operacionais com temperatura de dessorção de 85 °C e temperatura de evaporação de 14 °C, os experimentos reportaram uma potência de resfriamento específica de 490 W/kg e uma produção diária específica de água de 18 m³/tonelada de adsorvente/dia, utilizando água do mar. Além disso, foi apresentada de forma clara a tendência das variações no desempenho de resfriamento e dessalinização em função da salinidade da água salgada.

Outro parâmetro essencial no projeto de sistemas ADS é a escolha da fonte primária de energia térmica para sua ativação. Os sistemas de dessalinização por adsorção podem ser acionados por fontes de calor de baixa intensidade, o que torna a energia solar térmica não concentrada uma opção altamente promissora. Como uma fonte típica de calor de baixa temperatura entre as energias renováveis, a energia solar apresenta grande potencial para aplicação em sistemas ADS. Nos últimos anos, diversas pesquisas têm explorado a integração da energia solar com tecnologias de dessalinização por adsorção, evidenciando sua viabilidade de sua aplicação. Em (DU et al., 2017), os autores desenvolveram um modelo para otimizar a área total de coletores solares em um sistema ADS localizado na região de Tianjin, China, considerando diferentes condições meteorológicas e níveis de radiação solar. Os resultados mostraram que, após a otimização, o custo unitário da água potável foi

reduzido em 20%. Os resultados indicaram que a área ideal dos coletores solares tem uma relação positiva com o custo da energia suplementar e uma relação inversa com a razão de desempenho do sistema de dessalinização e com a eficiência energética do aquecimento solar. Em cenários onde a energia auxiliar apresenta custos elevados, a otimização da área dos coletores pode reduzir o custo unitário de produção de água doce em até 20%. Além disso, o custo total do aquecimento solar para suprir energia térmica ao sistema ADS foi estimado entre US\$0,03 e US\$0,04/MWJ, sendo mais baixo que o das fontes de energia convencionais. Esses resultados evidenciam as vantagens da integração da energia solar aos ADS.

As condições climáticas influenciam significativamente o desempenho dos sistemas híbridos de dessalinização por adsorção e resfriamento (ADS). Nesse contexto (ALI et al., 2017) investigaram um sistema ADS híbrido movido a energia solar sob as condições climáticas do Egito, utilizando o software TRNSYS e dados meteorológicos da cidade de Assiut, como ilustrado na Figura 2.30. Os resultados mostraram que a produção diária de água e a eficiência de resfriamento aumentam com a radiação solar diária, evidenciando que o ADS híbrido pode ser eficientemente alimentado por energia solar no Egito.

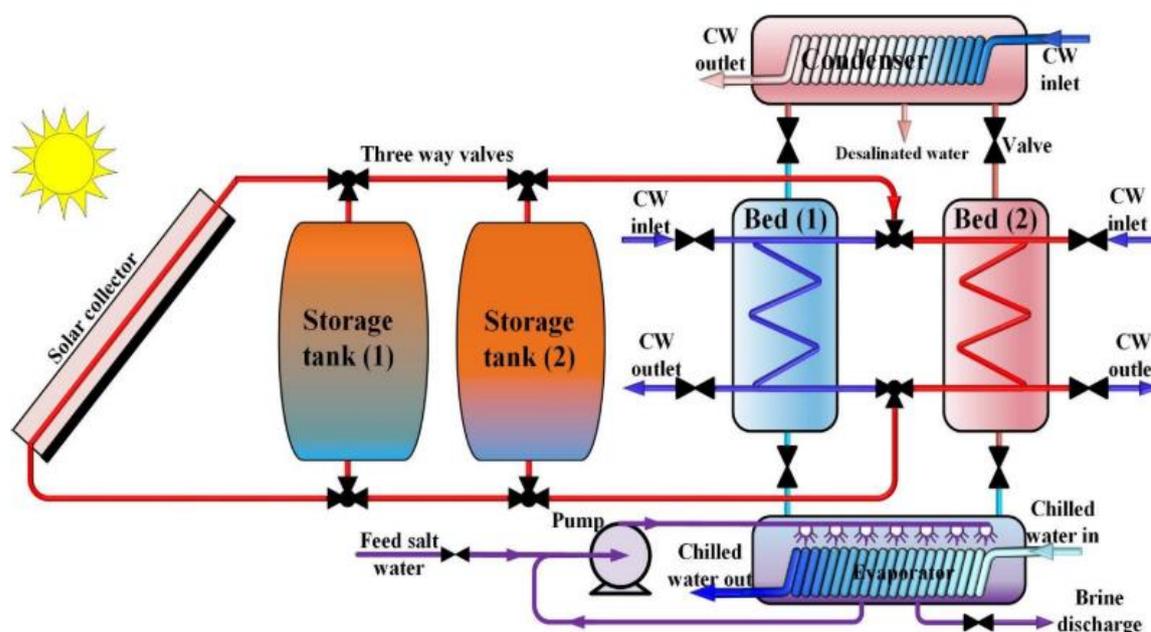


Figura 2.30 - Representação esquemática de sistema ADS duplo reator ativado por energia solar (ALI et al., 2017)

Em seguida, (ALSAMAN et al., 2017) projetaram e testaram um novo sistema ADS solar no clima egípcio, empregando aproximadamente 13,5 kg de sílica gel

comercial. Os testes indicaram que o sistema obteve uma potência de resfriamento específica média de 112 W/kg, uma produção diária de água de 4 m³ por tonelada de adsorvente e um coeficiente de desempenho (COP) de 0,45. Além disso, a energia solar também se mostra promissora para alimentar sistemas de dessalinização por adsorção em outras regiões, oferecendo uma solução para o fornecimento de água potável e ajudando a mitigar a crise hídrica crescente na Europa. Nesse sentido, (OLKIS et al., 2021) analisaram a viabilidade de um sistema ADS solar para produção de água potável em dois locais europeus com diferentes níveis de radiação solar. Para isso, utilizaram dados detalhados de radiação solar como entrada em um modelo ADS validado experimentalmente, baseado em um sistema real.

Outra definição de fundamental importância durante o projeto de sistemas ADS é a escolha adequada do par adsorvente a ser empregado. O material adsorvente selecionado afeta diretamente o desempenho dos sistemas ADS, pois está diretamente relacionado às propriedades do material sólido, tanto na condição equilíbrio quanto na cinética do processo. A eficiência do ciclo de adsorção (AD) é influenciada pelas características do adsorvato e da capacidade de sorção do adsorvente, especialmente no contexto da produção de água potável. No caso de aplicações em dessalinização, é essencial que o material adsorvente seja hidrofílico e apresente uma temperatura de regeneração reduzida (NG et al., 2013a). Há uma grande variedade de materiais com capacidade de adsorção, mas nem todos são adequados para o processo de adsorção-dessorção (AD). A escolha do material adsorvente a ser utilizado em sistemas ADS deve atender então a determinados parâmetros e considerações, conforme descrito em (ALSAMAN et al., 2016; QIU; GORGOJO; FAN, 2022): (i) capacidade de adsorver a maior quantidade de adsorvato sob condições de baixa temperatura. (ii) possibilidade de dessorver a maioria do adsorvato quando exposto à energia térmica. (iii) possuir alto calor latente de adsorção em comparação ao calor sensível. (iv) ser não tóxico e não corrosivo. (v) não apresentar deterioração com o tempo ou uso. (vi) ser de baixo custo e amplamente disponível.

As propriedades termo físicas, características de superfície e capacidade de absorção de vapor de água são parâmetros fundamentais na seleção de adsorventes para aplicações em processos de adsorção-dessorção (AD) (ALSAMAN et al., 2016). Entre os materiais mais comuns utilizados no processo AD estão a sílica gel, a alumina ativada, zeólitas e MOFs (HUA; XU; XIE, 2022b). Três tipos principais de sílica gel, comercialmente disponíveis, são utilizados em estudos de ADS na bibliografia: (i) tipo

RD 2560 (fabricado pela Fuji Silysia, Japão), (ii) tipo A5BW (fabricado pela KD Corporation, Coreia) e (iii) tipo A++ (fabricado pela Mayekawa, Japão).

A sílica gel é um material adsorvente altamente ativo, estável e poroso, formado a partir de gel de silicato em forma granular de tamanhos variados, obtido por um certo grau de desidratação (na forma de $\text{SiO}_2 \cdot n\text{H}_2\text{O}$). O tamanho dos poros do gel de sílica varia geralmente de 2 nm a 20 nm, e a área de superfície específica costuma estar entre 100 e 1000 m^2/g . Sua estrutura física única e composição química conferem à sílica gel um excelente desempenho de adsorção, alta estabilidade térmica, resistência mecânica e outras características difíceis de serem substituídas por adsorventes semelhantes. Além disso, a sílica gel pode ser regenerada por desidratação térmica a uma temperatura relativamente baixa após a saturação, o que torna este adsorvente tão comum nas aplicações que envolvem ciclos ADS (ALSAMAN et al., 2017; MITRA et al., 2014; NG et al., 2013a; THU et al., 2013b).

O comportamento fundamental da sílica gel na absorção de vapor é caracterizado pela adsorção física, que resulta das forças de van der Waals e das forças eletrostáticas entre as moléculas do adsorvato e os átomos na superfície do adsorvente. Nesse processo, a massa de adsorvato está constantemente em contato com o adsorvente, e a quantidade de adsorvato adsorvida segue as isotermas de Henry ou Dubin-Astokov (CHAKRABORTY et al., 2009; NG et al., 2013a), atingindo a absorção máxima quando o sistema alcança o equilíbrio. No entanto, a fase adsorvida depende de fatores como a pressão (P) e a temperatura (T) aplicadas, além das características do adsorvente, como o diâmetro e a área da superfície dos poros.

As propriedades termo físicas, as características da superfície e a capacidade de absorção de vapor d'água são aspectos essenciais na escolha de adsorventes para processos de ADS e diversos estudos têm explorado a aplicação de diferentes tipos de sílica gel em sistemas ADS. Wu et al. (2012) avaliaram analiticamente e desenvolveram um modelo termodinâmico para um sistema de adsorção utilizando sílica gel RD. Os resultados do modelo mostraram que o efeito da temperatura do evaporador na natureza do ciclo e no desempenho do ADS depende da capacidade do adsorvente utilizado, sendo que o desempenho do ciclo é limitado pela capacidade do adsorvente. Adicionalmente, concluíram que o rendimento ideal de produção de água aumenta diretamente com a capacidade do adsorvente, enquanto o consumo energético específico diminui a uma taxa decrescente (WU; BIGGS; HU, 2010). Thu et al. (2013c) investigaram a adequação de três tipos de sílica gel comercialmente disponíveis para

os ciclos AD. A caracterização da superfície por adsorção de N_2 revelou que todas as amostras de sílica gel possuíam um número reduzido de microporos. Em contraste, a análise BET mostrou que a amostra do Tipo-A++ apresentou a maior área de superfície, com $863,6 \text{ m}^2$, seguido pela Tipo-A5BW e RD2560. O método NLDFT foi aplicado para investigar a distribuição do tamanho dos poros das amostras de sílica gel selecionadas. A análise mostrou que todas três amostras apresentaram duas distribuições máximas ou padrões bimodais, com tamanhos de poro variando de 10 \AA a 30 \AA . A amostra de sílica gel Tipo-A++ possui um volume de poro maior na mesma faixa de tamanho de poro das demais. Os resultados sugerem que a amostra de sílica gel Tipo-A++ é uma candidata adequada, com maior área de superfície e volume de poro.

A maioria dos trabalhos apresentados na bibliografia sobre o material adsorvente sílica gel tem foco na elaboração das isotermas de adsorção (CHAKRABORTY et al., 2009; NG et al., 2001; THU et al., 2013c) o que deixou uma lacuna em relação à trabalhos sobre a cinética adsorvente a qual deve ser preenchida. Askalany et al. (2022) completaram a caracterização de um novo material SIL (Líquido iônico com suporte de sílica) EMIM-AC/Syloid 72FP avaliando a cinética de adsorção de água interpretada a partir do modelo LDF (*linear drive force*). Os resultados indicam um ótimo potencial para este material em aplicações de dessalinização de água, com um alto valor teórico de produção de água pura, alcançando $47 \text{ m}^3/\text{ton.dia}$, um coeficiente de desempenho (COP) de 0,85 e uma potência específica de resfriamento (SCP) de 600 W/kg . Além disso, os autores também estudaram um modelo ADS usando o SIL EMIM-AC/Syloid 72FP para avaliar o desempenho a nível de sistema.

Vários pesquisadores analisaram diferentes configurações de sistemas ADS que empregam sílica gel como adsorvente. A Tabela 2.4 apresenta um resumo dos dados básicos de configuração, juntamente com os respectivos indicadores de desempenho obtidos nos estudos.

Tabela 2.4 - Resumo desempenho de sistemas ADS com sílica gel

Material adsorvente	Configuração do sistema	Indicador de desempenho	Referencia (*)
Sílica gel	ADS convencional, 2 reatores	SDWP= $7,4 \text{ m}^3/\text{ton}$, PR=0,57	1
	ADS convencional, 4 reatores	SDWP= $8,9 \text{ m}^3/\text{ton}$, PR=0,61	
Sílica gel	ADS avançado, 2 reatores Recuperação calor condens./evap	SDWP= $13,46 \text{ m}^3/\text{ton}$, PR=0,55	2

(continua)

Material adsorvente	Configuração do sistema	Indicador de desempenho	Referencia (*)
	ADS avançado, 2 reatores		
Silica gel A ⁺⁺	Recuperação calor evap/condens. evap/condens encapsulados	SDWP=26 m ³ /ton, PR=0,7	3
Sílica gel	ADS convencional, 4 reatores Ativado por energia solar	SDWP=2 m ³ /ton SCP= 16 TR/ton	4
Silica gel	ADS convencional, 4 reatores	SDWP= 3,6 m ³ /ton SCP= 23 TR/ton	5
Silica gel	ADS dois estágios, 4 reatores	10 lts/dia300 W	6
Sílica gel	ADS integrado com MED	Produção de água aumentada em 3 x , MEDAD	7

(*) 1. (NG et al., 2013b), 2. (THU et al., 2013b), 3.(THU et al., 2013d), 4. (MITRA et al., 2014), 5. (NG et al., 2012), 6. (MITRA et al., 2017b), 7. (SHAHZAD et al., 2014)

Outros materiais vêm sendo pesquisados e aplicados aos sistemas ADS como a zeólitas e os MOFs. A zeólita é um material cristalino inorgânico composto por hidrato de sal metálico de aluminossilicato, com estrutura tridimensional, poroso e altamente estável em água. Devido às suas excelentes propriedades físico-químicas, este material pode ser amplamente utilizado em aplicações de AD, como dessalinização por adsorção (ADS) e bombas de calor por adsorção (GOLDSWORTHY, 2014; MYAT et al., 2013; WIBOWO et al., 2017; YOUSSEF; MAHMOUD; AL-DADAH, 2016).

Os adsorventes sílica gel e zeólitas, apresentados anteriormente, apresentam baixa capacidade de absorção de água em baixas pressões relativas. Assim, o desempenho do sistema de adsorção é bastante inferior ao do sistema de refrigeração convencional, limitando sua aplicação no mercado (ELSAYED et al., 2020). Para resolver esses problemas, são necessários desenvolver e avaliar novos adsorventes com propriedades de adsorção aprimoradas. Os MOFs (*metal-organic frameworks*) são materiais de adsorção inovadores, sólidos com alta porosidade, alta área superficial, tamanho de poro uniforme e propriedades estruturais sólidas ajustáveis. Por isso, são considerados com alto potencial para fornecer uma alta capacidade de adsorção quando comparados à sílica gel convencional, e esperam-se que seu uso traga melhorias significativas no desempenho de ADS. No entanto, MOFs com alta capacidade de adsorção de água e estabilidade hidrotérmica são limitados, e apenas alguns estão disponíveis no mercado. Dois destes MOFs o CPO-27(Ni) e o fumarato de alumínio, foram avaliados tendo uma alta estabilidade hidrotérmica, com altas taxas

de absorção de água de 0,47 gH₂O e 0,53 gH₂O a uma pressão relativa de 0,9, e podem ser adquiridos no mercado. (ELSAYED et al., 2017, 2020; ELSHENITI et al., 2021; VELTE et al., 2023; YOUSSEF et al., 2017).

O processo de seleção de um adsorvente adequado é fundamental para o desenvolvimento e desempenho eficiente de um sistema de dessalinização por adsorção (ADS). A escolha do compósito adsorvente ideal depende, predominantemente, de suas propriedades termo físicas, capacidade de adsorção, comportamento dinâmico e parâmetros de desempenho. A Tabela 2.5 sintetiza alguns dos parâmetros de adsorção destacados na literatura.

Tabela 2.5 - parâmetros materiais adsorvivos aplicados em sistemas ADS adaptado (HUA; XU; XIE, 2022b)

Material adsorvente	Diâmetro médio do poro [nm]	Capacidade de adsorção [g/g]	Área específica de superfície [m ² /g]	Volume dos microporos [cm ³ /g]	Referencias (*)
Silica gel	1,4~3	0,29~0,59	585~863,6	0,31~0,47	1,2,3
Zeólita	0,83~0,98	0,4	91,8	0,04~0,28	4,5
MOFs	1~2,16	0,45~1,47	4500	0,37~2	6,7,8

1. (THU et al., 2013c), 2. (WU et al., 2012), 3.(WOO et al., 2019), 4.(GOLDSWORTHY, 2014),5. (MYAT et al., 2013), 6. (ELSAYED et al., 2017), 7.(ELSAYED et al., 2020), 8.(YOUSSEF et al., 2017)

A partir da análise da Tabela 2.5, verifica-se que os MOFs apresentam desempenho geral superior e possuem potencial para substituir outros materiais porosos como principais adsorventes em sistemas de dessalinização. Embora a sílica gel e a zeólita ofereçam vantagens, como abundância de matérias-primas, tecnologia bem estabelecida e ampla aplicação, suas áreas de utilização divergem. A sílica gel é mais indicada para sistemas de dessalinização de água do mar, enquanto a zeólita é mais apropriada para sistemas de refrigeração. Os MOFs destacam-se pelo desempenho superior em adsorção e dessorção nas mesmas faixas de temperatura de regeneração e refrigeração, apontando para um futuro promissor em aplicações diversas. No entanto, como materiais emergentes, os MOFs continuam em estágios iniciais de pesquisa, e sua aplicação em larga escala enfrenta desafios a curto prazo, especialmente relacionados a custos e disponibilidade comercial.

Com base nos princípios fundamentais de funcionamento dos sistemas de dessalinização por adsorção (ADS), o progresso das pesquisas sobre adsorventes,

estratégias de otimização para a configuração do sistema e condições operacionais cíclicas está classificado graficamente na Figura 2.31.

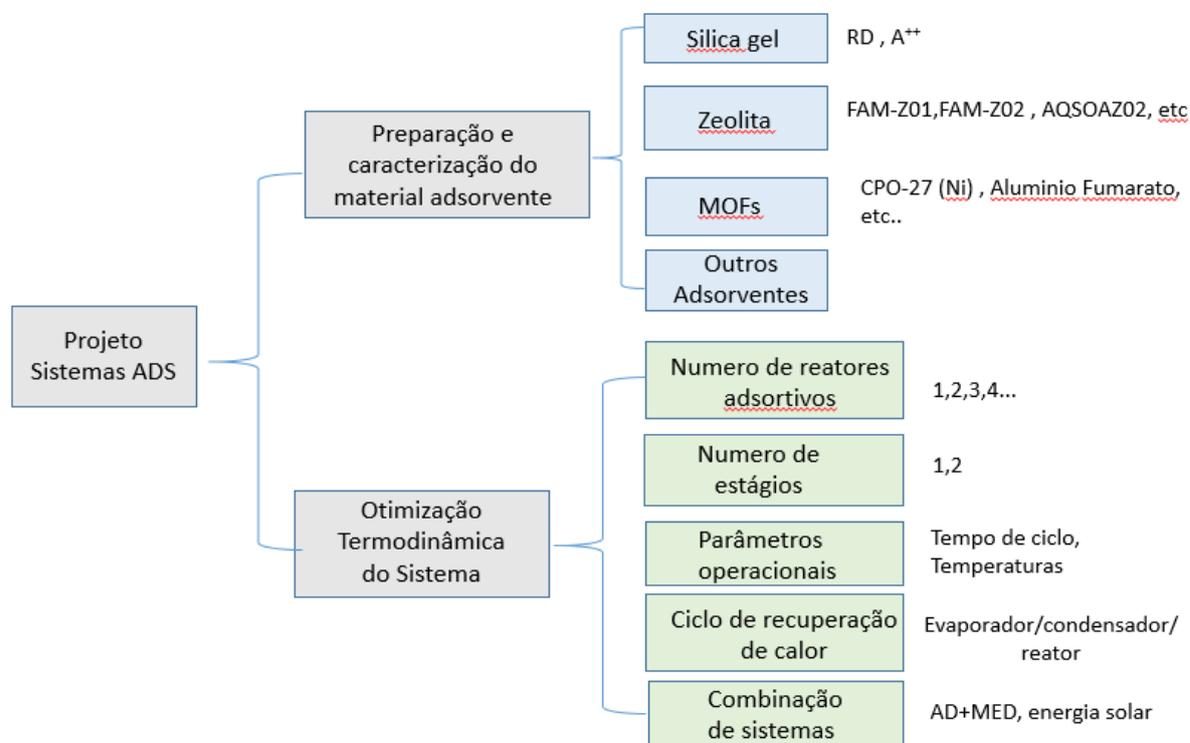


Figura 2.31 - roadmap projeto de sistemas ADS

Ao resumir os elementos-chave dos temas disponíveis na literatura, é possível afirmar que a dessalinização por adsorção é um método comprovadamente viável, com fundamentos teóricos e dados experimentais cada vez mais consolidados. As aplicações em pequena escala mostram que o material adsorvente sílica gel é eficaz em aplicações tanto para sistemas simples e compactos quanto para sistemas maiores e mais complexos de dessalinização e/ou refrigeração. A sílica gel e a zeólita apresentam vantagens, como baixo custo e produção em larga escala, mas possuem limitações em sua capacidade de adsorção de vapor de água. Nesse contexto, alternativamente, surgem os MOFs como materiais adsorventes promissores, oferecendo desempenho superior. No entanto, esses materiais porosos enfrentam desafios significativos, como altos custos de produção, problemas de hidrólise e baixa estabilidade (térmica e química). A principal meta futura é possibilitar a produção em larga escala de MOFs e outros materiais compósitos adsorventes que sejam estáveis e economicamente viáveis.

A configuração estrutural do sistema e as condições operacionais dos ciclos são os dois fatores mais importantes para determinar seu desempenho. Dessa forma, o desempenho térmico dos ciclos de adsorção e dessorção pode ser aprimorado com o uso de configurações estruturais otimizadas, ajustes nas condições operacionais e a implementação de estratégias regenerativas. No entanto, há uma carência de estudos sobre a qualidade da água doce produzida por sistemas de dessalinização por adsorção, com destaque para aspectos como a concentração de sal e outros indicadores essenciais.

A fonte de consumo de energia é outro desafio enfrentado por todos os sistemas de dessalinização. Como uma tecnologia acionada por fontes de calor de baixa intensidade, a dessalinização por adsorção pode aproveitar plenamente a energia solar térmica. No entanto, a energia solar apresenta algumas limitações quanto à sua intermitência e instabilidade, sugerindo o uso de uma unidade de armazenamento de energia para possibilitar ajustes flexíveis no desempenho do sistema de dessalinização por adsorção.

3 REFERENCIAL TEÓRICO

3.1 O RECURSO ÁGUA E SEUS PADRÕES DE POTABILIDADE

Apesar do planeta Terra dispor um grande volume de água, esta água não está distribuída uniformemente por toda área bem como não está disponível em quantidade e qualidade suficiente quando ou onde for necessário. A Tabela 3.1 a seguir fornece um resumo para distribuição de vários recursos hídricos disponíveis em todo o mundo. A média diária do regime de precipitação é de 2.10^{11} m^3 porém esta quantidade está mal distribuída em todo o mundo. As mudanças climáticas decorrentes da ocupação humana são os grandes responsáveis pelas constantes alterações no regime de chuvas, causando eventos extremos de desertificação e enchentes.

Tabela 3.1 - Distribuição das fontes de água no mundo (EL-DESSOUKY; ETTOUNEY, 2002)

Fonte	Volume (Km ³)	% Total	% Total água potável
Água Atmosférica	12900	0,001	0,01
Geleiras	24064000	1,72	68,7
Geleiras subterrâneas	300000	0,021	0,86
Rios	2120	0,0002	0,006
Lagos	176400	0,013	0,26
Pântanos	11470	0,0008	0,03
Umidade do solo	16500	0,0012	0,05
Aquíferos	10530000	0,75	30,1
Litosfera	23400000	1,68	-
Oceanos	1338000000	95,81	-

A energia solar é o principal fator para a formação de água doce a partir dos oceanos. A energia térmica absorvida pela superfície do planeta é a responsável pela geração dos gradientes de temperatura necessários para o processo de evaporação das águas na superfície do oceano. O vapor de água sobe através do ar atmosférico formando uma cobertura de nuvens distribuídas em vários níveis de elevação. As nuvens são formadas por gotículas finas de vapor de água com diâmetro médio de 10 μm . As nuvens são transportadas ao longo do planeta por correntes atmosféricas e

precipitadas quando em contato com correntes atmosféricas com temperaturas mais baixas. As precipitações em forma de neve são formadas em regiões de clima mais frio e de relevo com altitudes mais elevadas; enquanto as chuvas são formadas em climas mais quentes e em altitudes mais baixas. Por outro lado, em regiões do planeta com o clima mais frio, neve, gelo e chuvas podem coexistir dependendo da estação do ano.

As precipitações dependem da direção e da velocidade do vento e estabelecem os padrões climáticos que variam de acordo com a localização e com as variações sazonais de temperatura. Além disso, as precipitações são afetadas pelas condições geográficas, ou seja, presença de montanhas, terrenos planos, bem como pelas condições ambientais locais, ou seja, temperatura e umidade. Os padrões do vento, as formas geográficas e as condições ambientais heterogêneas geram áreas de precipitação constante bem como áreas com níveis de precipitação de água muito baixas. A grande parte água precipitada acaba formando, de forma sazonal ou permanente, os principais os corpos hídricos como os lagos, rios, águas superficiais, aquíferos subterrâneos e áreas de inundação.

As águas destes corpos hídricos diferem substancialmente das águas do mar pela quantidade relativa de sais presentes em suas composições. A Tabela 3.2 apresenta uma classificação simples das águas naturais com base na sua composição salina. As águas doces podem apresentar uma salinidade de até 1.500 mg/L, as águas salobras exibem uma salinidade na faixa de 3.000 a 10.000 mg/L, enquanto as águas do mar normalmente apresentam valores variando entre 10.000 mg/L (como no caso do Mar Báltico) até 45.000 mg/L (como no Golfo arábico) (CIPOLLINA; MICALE; RIZZUTI, 2009). A baixa salinidade marinha pode ser resultado da presença de influxo de rios, o derretimento das calotas polares, bem como devido à abundância de precipitação. Ao contrário, a alta salinidade pode ser resultado de altas temperaturas promovendo aumento da evaporação em regiões com escassez de recursos hídricos e deficiências no regime de precipitação.

Tabela 3.2 - Classificação das águas conforme salinidade (CIPOLLINA; MICALE; RIZZUTI, 2009)

Classificação	Total de sólidos dissolvidos (TDS) (mg/L)	Observação
Água potável	Até 1500	Composição química variável
Água salobra	1.500 a 10.000	Composição química variável
Água marinha	10.000 a 45.000	Composição química fixa
Água marinha padrão	35.000	Composição química fixa

A salinidade média de referência da água do mar é de 35.000 mg/L e a sua composição salina é apresentada na Tabela 3.3. Os principais componentes químicos encontrados na água do mar são essencialmente sódio (30%) e cloreto (55%), ou seja, são os componentes de um sal comum de mesa, que representam 85% do conteúdo total de sólidos dissolvidos (TDS) da água do mar. Outros sais como sulfatos e o magnésio também são abundantes, com uma percentagem de quase 8 e 4%, respectivamente.

Tabela 3.3 - Composição química padrão da água marinha (CIPOLLINA; MICALE; RIZZUTI, 2009)

Ion	Concentração (mg/L)	% em relação sais totais
Cloreto Cl^-	19.345	55,0
Sódio Na^+	10.752	30,6
Sulfato SO_4^{2-}	2.701	7,6
Magnésio Mg^{2+}	1.295	3,7
Cálcio Ca^{2+}	416	1,2
Potássio K^+	390	1,1
Bicarbonato HCO_3^-	145	0,4
Bromo Br^-	66	0,2
Borato BO_3^{3-}	27	0,08
Estroncio Sr^{2+}	13	0,04
Fluor F^-	1	0,003

Observa-se que, embora a salinidade da água do mar possa variar dependendo da região específica, a sua composição percentual é essencialmente constante em todo mundo (ou seja, as proporções dos principais componentes são constantes). A composição salina da água do mar, descrita acima, é bem diferente da composição de uma água típica de rios que pode sofrer variações em função de vários fatores como: variação de regimes de seca e cheias, índices de precipitação pluviométrica e evaporação, fatores geoquímicos e antropogênicos. Porém, conforme ilustrado na Tabela 3.4 em comparação com a água do mar destaca-se o fato de que os teores de cloreto de sódio nas águas dos rios são muito menores, representando menos de 16%; inversamente, a quantidade de cálcio e bicarbonato é muito maior (ou seja, cerca de 17 e 32%, respectivamente), representando quase 50% do total de sólidos dissolvidos (TDS). A sílica é outro componente importante presente nas águas dos rios, mas está presente de forma insignificante na água do mar.

Tabela 3.4 - Comparação da composição química entre a água marinha e as águas de rios (CIPOLLINA; MICALE; RIZZUTI, 2009)

Ion	% em relação aos sais totais	% em relação sais totais
	águas de rios	água marinha
Cloreto Cl^-	8,6	55,0
Sódio Na^+	6,9	30,6
Sulfato SO_4^{2-}	12,4	7,6
Magnésio Mg^{2+}	4,6	3,7
Cálcio Ca^{2+}	16,6	1,2
Potássio K^+	2,6	1,1
Bicarbonato HCO_3^-	31,9	0,4
Bromo Br^-	-	0,2
Borato BO_3^{3-}	-	0,08
Estrôncio Sr^{2+}	-	0,04
Flúor F^-	-	0,003
Sílica SiO_2	14,6	-
Ferro Fe^{2+}	0,7	-
Nitrato NO_3^-	1,1	-

Como resultado da presença dos altos teores de totais de sólidos dissolvidos (TDS), as propriedades termofísicas da água do mar são também muito diferentes das propriedades apresentadas pelas águas de rios. A Tabela 3.5 apresenta as principais propriedades termodinâmicas para o caso da composição padrão da água do mar, ou seja, 35.000 mg/L de salinidade a 20 ° C.

Tabela 3.5 - Propriedades termodinâmicas da água do mar com 35.000 mg/L a 20°C (VOUTCHKOV, 2013)

Viscosidade [kg/ms]	$1,074 \cdot 10^{-3}$
Calor específico [kJ/kg°C]	3,998
Pressão Osmótica [bar]	27
Elevação do ponto de ebulição a 20°C	0,32
Elevação do ponto de ebulição a 100°C	0,51

Avaliando estas propriedades, vale ressaltar que, tanto a pressão osmótica quanto a elevação do ponto de ebulição são propriedades fundamentais no projeto e na operação de sistemas de dessalinização que utilizam filtração com membranas

semipermeáveis ou sistemas de dessalinização que utilizam os processos térmicos. A pressão osmótica está diretamente relacionada com a quantidade de íons totais dissolvidos na água salina o que influencia fortemente o processo de separação da água doce pela passagem do fluxo salino através da membrana semipermeável. A elevação do ponto de ebulição representa o aumento da temperatura de ebulição de uma solução e isto está, da mesma forma, fortemente relacionado com a concentração de sais dissolvidos na solução afetando o desempenho energético geral de sistemas de dessalinização que operam com processos evaporativos. Para uma avaliação do comportamento das propriedades termodinâmicas de águas salinizadas, marinha ou salobra, submetidas à processos de dessalinização (SHARQAWY; LIENHARD V; ZUBAIR, 2010) apresentam correlações empíricas para as propriedades como funções da temperatura e do índice de salinidade para processos que ocorrem à pressões próximas à pressão atmosférica. Rotineiramente, alguns processos de dessalinização ocorrem à pressões mais elevadas, como por exemplo, o processo de Osmose Reversa (RO) a 6 Mpa, porém dados experimentais para as propriedades da água marinha à pressão elevada ($P=0,1$ a 12 Mpa) estão limitados a um índice de salinidade de até 56.10^3 mg/L. Com objetivo de melhorar a precisão na modelagem e nos projetos de sistemas de dessalinização em (NAYAR et al., 2016) apresentam novas correlações estimando os efeitos da pressão e das variações do índice de salinidade sobre as propriedades termodinâmica da água marinha para temperaturas variando entre 0 e 120°C , índice de salinidade de 0 a 120.10^3 mg/L e pressões de 0 a 12 Mpa.

Para as águas classificadas como salobras de origem de fontes superficiais ou subterrâneas, os valores de TDS variam entre 1.500 a 10.000 mg/L e suas composições químicas são bastante variáveis. A justificativa desta grande variabilidade na sua composição química e no nível de concentração dos sais está especificamente relacionada com o tipo de rocha e de solo com os quais estas águas têm contato, desta forma, observa-se que as águas provenientes dos lençóis subterrâneos apresentam uma concentração de sais mais elevada que as águas de superfície. Particularmente na região do semiárido no Nordeste brasileiro onde o embasamento cristalino é predominante, amostras analisadas de poços perfurados indicaram a predominância de águas cloretadas bicarbonatadas cálcicas e de águas cloretadas cálcicas (MARCON; MARTINS; STEIN, 2014), (JUNIOR; GHEYI; MEDEIROS, 1999),(ZOBY, 2005). As diversas amostras apresentaram parâmetros hidroquímicos fora do padrão de potabilidade com teores acima do VMP (Valor Máximo Permitido) determinados pela

legislação brasileira para água de consumo humano (“Ministério da Saúde do Brasil”, 2017), (“Ministério do Meio Ambiente”, 2008). Para ilustrar, a Tabela 3.6 apresenta os resultados sumarizados de algumas destas amostras retiradas de poços situados no semiárido do Nordeste brasileiro. A alta salinidade verificada nos poços também pode ser atribuída às condições climáticas locais como: o baixo índice pluviométrico que faz com que os sais transportados pela chuva e acumulados no solo não sejam lixiviados; as altas temperaturas que favorecem a evaporação e a concentração dos sais fazendo com que as águas que infiltram acumulam-se nas fraturas e no solo se enriquecendo em sais. Por outro lado, a atividade antrópica e o crescimento descontrolado do uso da água subterrânea são outros importantes fatores que têm comprometido a qualidade das águas. O aproveitamento do potencial hídrico tanto de águas de superfície quanto subterrâneas com alto índice de salinidade depende da aplicação de técnicas adequadas de tratamento com o objetivo de reduzir o índice de salinidade aos parâmetros mínimos de potabilidade sem que seu consumo represente riscos à saúde pública nem danos ao meio ambiente e, neste caso, o emprego de dessalinizadores se apresenta como uma alternativa técnica a ser considerada.

Tabela 3.6 - Resultado das análises físicas e químicas, referente aos parâmetros da Portaria de Consolidação nº 5/2017

Íon / Amostra (mg/L)	a	b	c	d	e	VPM
Cloreto Cl^-	545,95	7.557,70	3.558,9	2.914	5.710	250
Sódio Na^+	164,85	1.844	1.067,8	900	1.300	200
Sulfato SO_4^{2-}	288,12	315,80	0,6	542	147	250
Magnésio Mg^{2+}	114,44	-	-	471	1.133	-
Cálcio Ca^{2+}	188,52	-	-	1.124	1.048	-
Potássio K^+	10,10	-	-	28	12	-
Bicarbonato HCO_3^-	338,93	-	-	410	491	-
Flúor F^-	-	0,7	2,0	-	-	1,5
Ferro Fe^{2+}	0,16	1,3	0,5	-	-	0,3
Nitrato NO_3^-	6,12	1,1	1,8	-	-	10
pH	7,49	6,68	6,21	7,21	7,86	6 a 9,5
Dureza total	942	6.060	2.280	2.650	5.219	500
Totais Sólidos Dissolvidos (TDS)	1.756,25	11.925	5.507	7.850	13.653	1.000

- a - Média da análise descritiva hidro química de 24 amostras hídras de poços tubulares no aquífero Jandaíra , RN (MARCON; MARTINS; STEIN, 2014)
- b – Análise hidro química poço tubular , município de Itapipoca, CE , amostra poço I15 (BARROS; FREIRE, 2019)
- c - Análise hidro química poço tubular , município de Itapipoca, CE , amostra poço I16 (BARROS; FREIRE, 2019)
- d – Análise hidro química poço tubular, município de Baixa Grande, Italegre, BA (ROCHA, 2008)
- e – Análise hidro química poço tubular, município de Ipirá, Cachoeirinha, BA (ROCHA, 2008)
- VPM - Valores Máximos Permitidos , Legislação brasileira para a água de consumo humano, Portaria de Consolidação N° 5/2017 do Ministério da Saúde. (“Ministério da Saúde do Brasil”, 2017)

3.2 FUNDAMENTOS DOS PROCESSOS DE ADSORÇÃO

Na dessalinização por adsorção (AD), ao invés de utilizar água purificada reciclada do condensador, a água salina ou salobra é alimentada no evaporador a partir de uma fonte externa, ciclo aberto. O vapor gerado no evaporador, com o uso de calor de baixa intensidade (como o calor solar ou calor residual de processos industriais), é direcionado para um leito de gel de sílica, onde é adsorvido até que a sílica atinja sua saturação. Quando saturado, o leito de sílica é aquecido com calor proveniente da fonte térmica para liberar a água desmineralizada, enviada em forma de vapor para o recipiente do condensador e posteriormente colhida em reservatório.

A sílica gel, como material adsorvente no leito do reator, desempenha um papel importante em todo o processo de dessalinização, auxiliando a equilibrar a pressão entre o evaporador e o condensador durante o aquecimento/resfriamento e retendo uma grande quantidade de vapor d'água, devido à sua alta área de superfície. Acredita-se que as propriedades de adsorção do material tenham um impacto significativo no desempenho do processo de AD, sendo essencial um entendimento aprofundado do mecanismo de adsorção para aprimorar a modelagem do sistema.

O processo de adsorção/dessorção é ilustrado na Figura 3.1. O princípio básico da adsorção é a acumulação de átomos ou moléculas do adsorvato na superfície de outro material denominado adsorvente. Uma película do adsorvato é formada na superfície do adsorvente, mas também os poros podem ser preenchidos até a saturação no processo de adsorção. Esse processo geralmente é exotérmico e reversível, sendo revertido, ou seja, o processo de dessorção por aquecimento ou pela aplicação de vácuo, ou utilizando ambos.

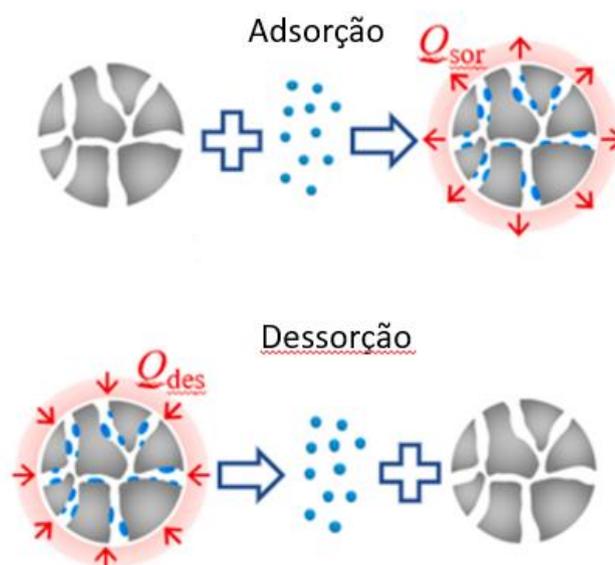


Figura 3.1 – Processo de adsorção e dessorção

Na prática, o material adsorvente necessita ter algumas características: (i) precisa ter alta estabilidade térmica, (ii) alta resistência mecânica e à abrasão, (iii) grande área superficial por unidade de volume para uma alta capacidade de adsorção. Alguns materiais adsorventes, como carvão ativado, gel de sílica, zeólita e alumínio ativado, têm utilização muito difundida. Suas áreas superficiais variam de 300 a 1000 m² por grama, e o tamanho típico dos poros é entre 0,5 e 1 nm. As formas típicas de apresentação dos materiais adsorventes são esféricas, hastes, monólitos, pó ou granulados, com diâmetros variando de 0,5 a 10 mm, para diferentes finalidades.

A adsorção pode ser dividida em duas categorias: adsorção física e adsorção química, dependendo da natureza das forças atrativas entre o adsorvato e o adsorvente (RUTHVEN, 2008). Na adsorção física (fisissorção), a força de van der Waals fornece a ligação das moléculas do adsorvato à superfície do adsorvente em estado sólido. Como as forças atrativas de van der Waals são fracas, o processo de fisissorção pode ser facilmente revertido por aquecimento ou pela diminuição da pressão, sendo denominado dessorção. Na adsorção química (quimissorção), o adsorvato é quimicamente ligado ao adsorvente, levando a forças de ligação entre os dois de 10 a 100 vezes maiores do que na fisissorção. Essas ligações químicas que levam à adsorção são normalmente irreversíveis, uma vez que as propriedades químicas tanto do adsorvato quanto do adsorvente são alteradas durante o processo de adsorção.

Quando um par adsorvente-adsorvato entra em contato sob determinadas condições de temperatura e pressão por um tempo suficientemente longo, eles atingem um estado de equilíbrio. A relação entre as quantidades adsorvidas, q , à temperatura T , é chamada de isotermas de adsorção a T . A Figura 3.2 mostra duas isotermas típicas do tipo Tòth a T_1 e T_2 onde $T_1 < T_2$ para o mesmo par adsorvente-adsorvato quando saturados, ou seja, $q = q_0 =$ capacidade de adsorção. As isotermas de adsorção são descritas por várias relações matemáticas, algumas das quais se baseiam em princípios físicos de adsorção e dessorção, enquanto outras são empíricas e procuram correlacionar os dados experimentais em equações simples com dois ou três parâmetros empíricos. Quanto mais parâmetros empíricos, melhor o ajuste dos dados experimentais; no entanto, equações empíricas oferecem apenas uma forma compacta de representar os dados experimentais, que têm menos significado prático comparado às equações baseadas em teorias fundamentais, pois não estão relacionados a fatores físicos

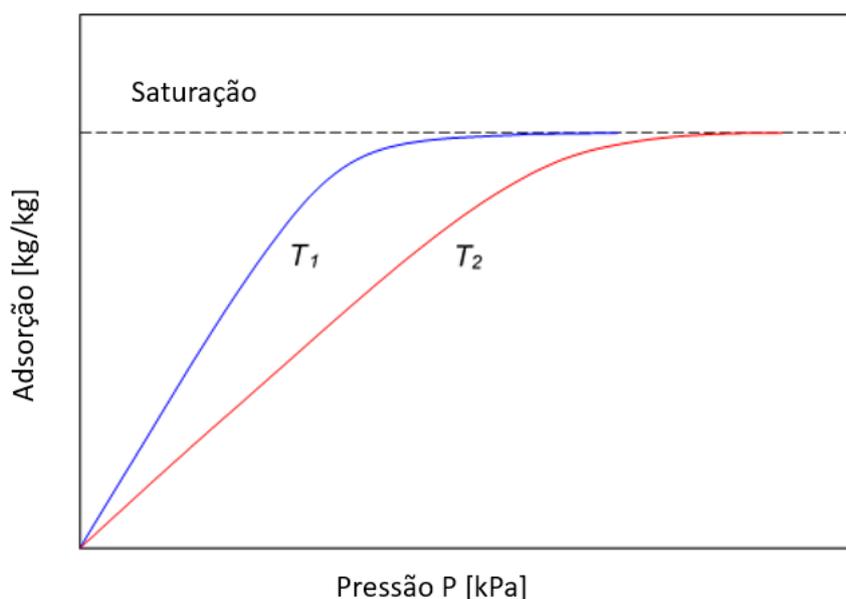


Figura 3.2 – Isotermas do processo de adsorção

3.2.1 Calor da Adsorção

Durante os processos de adsorção e dessorção ocorrem mudanças de fase, o que pode envolver a necessidade de realização de trabalho mecânico sobre o sistema.

O processo de adsorção é um processo exotérmico e o de dessorção endotérmico. Do ponto de vista da engenharia, este calor presente nestas duas etapas é denominado como calor diferencial da adsorção (Q_{dif}) com calor isostérico (Q_{st}) definido a partir da equação de van't Hoff's dada pela expressão (3.1) (RUTHVEN, 2008).

$$Q_{st} = R \cdot T^2 \cdot \left(d \frac{\ln P}{dT} \right) \quad (3.1)$$

Onde R é a constante geral dos gases, T a temperatura [K], e o termo $d \frac{\ln P}{dT}$ é a derivada logarítmica da pressão em relação à temperatura, obtida experimentalmente a partir de isotermas de adsorção medidas em diferentes temperaturas T_1 (P_1) e T_2 (P_2), como:

$$Q_{st} = R \cdot (\ln P_1 - \ln P_2) / \left(\frac{1}{T_1} - \frac{1}{T_2} \right) \quad (3.2)$$

ou também como:

$$Q_{st} = Q_{dif} + RT \quad (3.3)$$

RT é equivalente ao trabalho realizado ($PV = RT$).

Conforme as equações de Langmuir e Henry, Q_{st} está relacionado com a constante de equilíbrio K (CHAKRABORTY et al., 2009; CHUA et al., 2002a)

$$Q_{st} = R \cdot T^2 \left(\frac{d \ln K}{dT} \right) \quad (3.4)$$

onde

$$K = K_0 \cdot \exp\left(\frac{Q_{st}}{RT}\right) \quad (3.5)$$

onde K_0 é a constante de equilíbrio

De acordo com Suzuki 1990, o calor de adsorção Q_{st} é independente da quantidade adsorvida q se os ambientes de adsorção forem energeticamente homogêneos e não houver interação entre as moléculas adsorvidas.

3.3.2 Adsorção de Superfície e Poros

A isoterma de Langmuir é o modelo mais básico para descrever a adsorção em superfícies. Nesse modelo, assume-se que a adsorção ocorre de forma localizada em uma superfície energeticamente homogênea, sem interações entre as moléculas adsorvidas (Suzuki, 1990). O equilíbrio entre as taxas de adsorção e dessorção, conforme proposto por Langmuir é descrito pela seguinte relação:

$$\theta = \frac{K \cdot P}{1 + K \cdot P} \quad (3.6)$$

onde $\theta = q/q_0$ é a cobertura superficial ou a fração de preenchimento do microporo, q é a fração da quantidade de adsorvato adsorvido pelo material adsorvente na condição de equilíbrio, q_0 é a capacidade total de adsorção do material, P a pressão parcial de vapor na fase gasosa, K a constante de equilíbrio. Quando q é muito pequeno comparado ao q_0 , temos que $\theta = K \cdot P$, ou no caso de $P \gg 1/K$ temos a condição de material adsorvente totalmente saturado.

Outra isoterma típica do processo de adsorção comumente utilizada é a equação de Freundlich e pode ser expressa como:

$$q = K_f \cdot C^{(b_f)} \quad (3.7)$$

Onde K_f é a constante de Freundlich, C a concentração do adsorvato na fase líquida na condição de equilíbrio e b_f o fator de heterogeneidade que, quando assume o valor unitário, este modelo se reduz à lei de Henry. Esta equação é amplamente reconhecida como empírica, apresentando um bom ajuste para dados experimentais, porém, em uma faixa limitada de concentrações e restrita a concentrações abaixo do nível de saturação (RUTHVEN, 1984)

Outra expressão comumente utilizada é a equação de Tòth (CHUA et al., 2002b), que também está baseada no ajuste de três parâmetros e é expressa como:

$$\frac{q}{q_0} = \left(\frac{1}{1/(K \cdot P)^t + 1} \right)^{-\frac{1}{t}} \quad (3.8)$$

Onde q_0 é a capacidade total de adsorção monocamada, P é a pressão de equilíbrio com a cobertura total monocamada da superfície, t é a constante de Tòth que, quando assume o valor unitário, esta equação se iguala à equação de Langmuir. A equação de Tòth é bastante adequada para correlacionar dados de isotermas obtidos tanto em baixas quanto em altas concentrações.

Partindo do conceito de adsorção em monocamada proposto por Langmuir, Brunauer, Emmett e Teller desenvolveram a equação BET para adsorção em multicamadas, como uma extensão da equação de Langmuir. Essa equação é fundamentada na consideração da ocorrência de diferentes forças atrativas.

$$\frac{q}{q_0} = \frac{K_b \cdot P_r}{[(1 - P_r) \cdot (1 - P_r + K_b \cdot P_r)]} \quad (3.9)$$

Onde $P_r = P/P_0$ é a pressão relativa, P_0 é a pressão de saturação e q_0 representa a quantidade adsorvida correspondente à cobertura monomolecular da superfície.

Outra forma da adsorção que, ao invés de ocorrer a partir da interação entre as moléculas do adsorbato com a superfície do material adsorbente, ocorre na estrutura porosa interna do material. A adsorção em microporos ocorre devido à força atrativa exercida pelas paredes que circundam os microporos, e as moléculas de adsorbato que preenchem os microporos volumetricamente durante o processo de adsorção (Suzuki, 1990). A relação de equilíbrio para a adsorção em microporos, para um determinado par adsorbato-adsorbente, pode ser expressa pelo potencial de adsorção (Suzuki, 1990), que é independente da temperatura, como:

$$W = q/\rho = W(\delta) \quad (3.10)$$

onde

$$\delta = -R \cdot T \ln(P/P_0) \quad (3.11)$$

W é o volume de microporo preenchido pelo adsorbato, ρ é a densidade da fase adsorvida e δ é o potencial de adsorção, que é definido como a diferença de energia livre entre a fase adsorvida e o líquido saturado. Nessa equação, R é a constante dos gases, T é a temperatura do adsorbente e p é a pressão relativa.

O modelo de Dubinin-Radushkevich (DR) é uma abordagem clássica usada para descrever a adsorção em microporos e é especialmente útil para analisar a adsorção de gases em materiais com estrutura porosa. Este modelo foi proposto por M.M. Dubinin e L.V. Radushkevich em 1947 e é amplamente utilizado para caracterizar a adsorção em microporos de materiais como carvão ativado, sílica e outros adsorventes com alta área de superfície. O modelo baseia-se na teoria da adsorção em microporos e assume que a adsorção ocorre em uma superfície homogênea com uma distribuição de energia dos pontos de adsorção. A equação matemática para o modelo de DR é expressa como:

$$q = q_0 \cdot \exp\left(-\left(\frac{A}{RT}\right)^n\right) \quad (3.12)$$

Onde q é a quantidade de adsorvato adsorvido, q_0 é a capacidade máxima de adsorção, A é uma constante relacionada à energia de adsorção, R é a constante dos gases ideais, T é a temperatura e n é um parâmetro que caracteriza a energia de adsorção e a distribuição dos pontos de adsorção.

A equação de Dubinin-Radushkevich é derivada da equação de potencial de adsorção de Dubinin, que leva em consideração a energia de adsorção dos pontos de adsorção e sua distribuição em um material microporoso. O parâmetro n indica a forma da distribuição de energia: um valor de n igual a 1 representa uma distribuição uniforme, enquanto valores diferentes de 1 refletem uma distribuição não uniforme. Este modelo é particularmente útil para prever a capacidade de adsorção em microporos e para entender como diferentes fatores, como a temperatura e a pressão, afetam o processo de adsorção.

Da mesma forma, no modelo de Dubinin-Astakhov (DA) a equação usada para descrever a adsorção de gases em microporos de materiais adsorventes. Ele foi desenvolvido como uma extensão do modelo de Dubinin, que inicialmente foi utilizado para descrever a adsorção em microporos com base em dados experimentais, e o modelo de Astakhov, que propõe uma abordagem que leva em conta as características específicas de microporos, como a heterogeneidade das superfícies adsorventes.

$$q = q_0 \cdot \exp\left(-\left(\frac{A}{RT}\right)^\beta\right) \quad (3.13)$$

onde β é uma constante de heterogeneidade que fornece uma abordagem mais ampla para caracterizar a distribuição de energia e é independente da temperatura, o que torna o modelo aplicável em diferentes condições de temperatura e pressão.

Ambos os modelos são úteis para descrever a adsorção em microporos, mas o modelo de Dubinin-Astakhov é uma versão mais geral e flexível, permitindo uma melhor representação da heterogeneidade dos microporos em comparação ao modelo de Dubinin-Radushkevich. Enquanto o DR é mais direto e aplicável a casos com distribuição de energia mais simples, o DA oferece uma abordagem mais robusta para sistemas com heterogeneidade na energia de adsorção.

3.3.3 Silica Gel e a Cinética Adsorptiva

A eficiência de um ciclo de dessalinização por adsorção (ADS) está relacionada às características de sorção do adsorvente (sílica gel) e do adsorvato (água) para a produção de água potável. A capacidade do adsorvente em absorver vapor de água é um fator determinante no desempenho do ciclo. Portanto, o adsorvente utilizado deve ter uma boa capacidade de adsorção do adsorvato (vapor de água) e a habilidade de se regenerar a uma temperatura relativamente baixa. Além disto, o material adsorvente deve ter um grande calor latente por volume, boa estabilidade térmica, não ser tóxico e não ser inflamável dentre outros requisitos. Alguns pares de trabalho de adsorção física comumente usados podem atender à maioria desses requisitos nos sistemas de dessalinização por adsorção (ADS), como os pares zeólita-água e sílica gel-água.

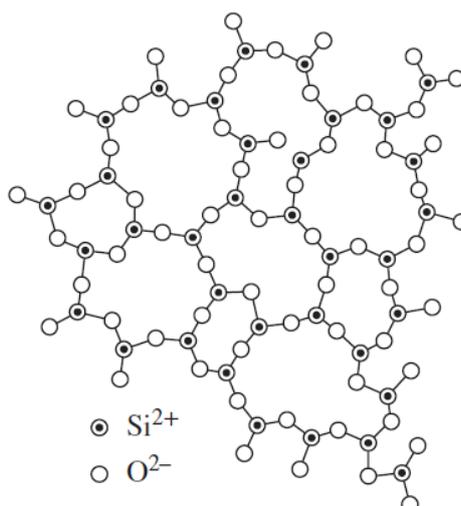
Em geral, o material adsorvente é um material poroso e hidrofílico, com alta área de superfície e ligação transitória às moléculas de água por meio de ligações de hidrogênio. Um adsorvente adequado é selecionado com base na temperatura de regeneração, e a Tabela 3.7 apresenta um comparativo entre os tipos de adsorventes hidrofílicos e suas respectivas temperaturas de regeneração.

A sílica gel é um tipo de sílica sintética amorfa. É uma rede rígida e contínua de sílica coloidal composta por grãos muito pequenos de SiO_4 hidratado (Figura 3.3). O grupo hidroxila na estrutura é um componente importante para a adsorção, pois é polar e pode formar pontes de hidrogênio com óxidos polares com a água.

Tabela 3.7 – Tipos de adsorventes e suas temperaturas de regeneração (THU, 2010)

Tipo de adsorvente	Temperatura de regeneração [°C]
Silica gel	55-140
Alumina ativada	120-260
Zeólitas	175-370

A capacidade de adsorção da sílica gel aumenta à medida que a polaridade aumenta. Uma hidroxila pode adsorver uma molécula de água, esta característica permite que exiba uma excelente capacidade de adsorção de água até 35-40% de sua massa seca. Cada tipo de sílica gel possui apenas um tipo de poro (microporo, mesoporo), que geralmente está confinado em canais estreitos. Os diâmetros dos poros da sílica gel comum estão entre de 2 nm, 3 nm (tipo A) e 0,7 nm (tipo B), e a área de superfície específica de cerca de 100–1000 m²/g.

**Figura 3.3** - Estrutura SiO₄, sílica

A Tabela 3.8 mostra as propriedades termofísicas de alguns tipos de sílica gel. Como pode-se observar, a sílica gel Tipo A e a sílica gel Tipo RD têm muitas semelhanças físicas, o que resulta em características de dessorção semelhantes em diferentes temperaturas de regeneração. Além disso, a sílica gel Tipo RD apresenta a maior condutividade térmica, o que é uma das vantagens na seleção do adsorvente para fins de ADS. Em termos das taxas de dessorção (ou seja, a remoção do vapor de água do adsorvente), o comportamento é dependente tanto do tempo quanto da temperatura.

Tabela 3.8 - Propriedades termo físicas da sílica gel (NG et al., 2001)

	Tipo A	Tipo B	Tipo RD
Área superficial específica (m ² /g)	650	606	650
Volume do poro (ml/g)	0.36	0.45	0.35
Diâmetro médio do poro (nm)	2.2	3.0	2.1
Densidade aparente (kg/ m ³)	730	770	800
pH	5.0	3.9	4.0
Concentração de água (wt. %)	< 2.0	0.87	-
Calor específico (kJ/kg K)	0.921	0.921	0.921
Condutividade térmica (W/m K)	0.174	0.174	0.198
Distribuição dos poros (1/in)	10-40	60-200	10-20

Em NG et al., 2001 os autores realizaram experimentos sobre as características da isoterma de adsorção de sílica gel-água, incorporando a técnica de balanço de umidade com um aparelho de controle de volume e pressão variável (CVVP). A Figura 3.4 (a) mostra a porcentagem de dessorção alcançada em diferentes temperaturas de regeneração e a porcentagem de dessorção em função do tempo para a sílica gel Tipo A Tipo 3A e Tipo RD da Fuji Davison. Os resultados indicam que uma fonte de calor a 90°C é suficiente para atingir 95% de regeneração, como observado na Figura 3.4 (b) para os três tipos de sílica gel. Para uma fonte de calor de regeneração a 140°C, a sílica gel Tipo 3A levaria 2,5 minutos para dessorver 95% de sua massa original de adsorvato, enquanto a sílica gel Tipo RD e Tipo A levaria 4 minutos e 5 minutos, respectivamente. Nesse caso, a sílica gel Tipo 3A tem o tempo de resposta mais rápido, o que pode ser devido ao maior volume poroso.

Um outro critério a ser considerado durante a seleção do adsorvente mais adequado para um sistema ADS é avaliar a capacidade de captura de vapor de água (ou seja, a absorção), sendo que uma maior capacidade de captura de vapor de água proporciona maior produtividade de água final no ciclo termodinâmico ADS.

Chua et al. (2002) mediram a isoterma de adsorção de vapor de água para a sílica gel Tipo A e Tipo RD sob diversas condições, todas referindo-se aos ciclos de operação do resfriador (ou ciclo de ADS), ou seja, temperaturas de 303 a 358 K e pressões de 500 a 7000 Pa.

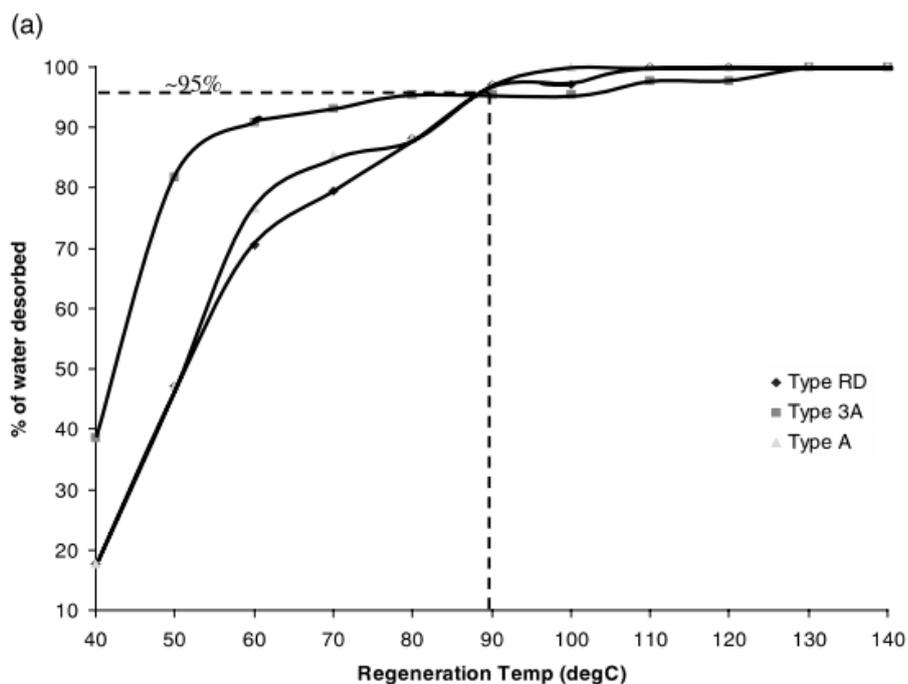


Figura 3.4 (a) – Curvas de regeneração (dessorção) adsorventes sílica gel A, 3A e RD (temperatura) (NG et al., 2001)

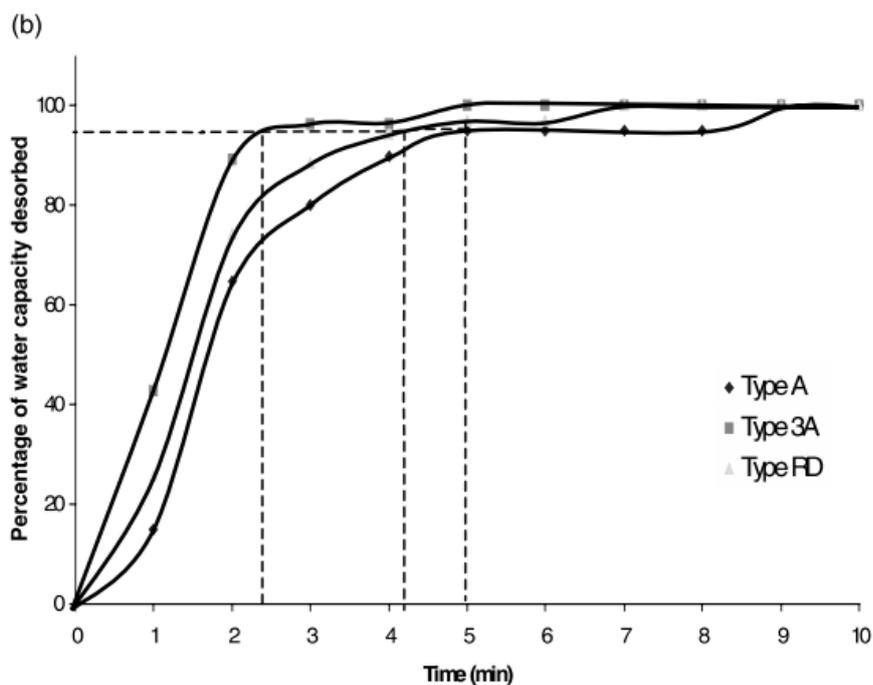


Figura 3.4 (b) – Curvas de regeneração (dessorção) adsorvente sílica gel A, 3A e RD (tempo) (NG et al., 2001)

No entanto, os dados da isoterma da sílica gel do tipo Tipo 3A não estão disponíveis, portanto, não são utilizados para comparações posteriores e são desconsiderados. As Figuras 3.5 e 3.6 apresentam as isotermas de adsorção tanto para

a sílica gel Tipo A quanto para a Tipo RD, onde a capacidade de vapor de água (ou seja, absorção), q^* , é de 0,40 kg/kg e 0,45 kg/kg, respectivamente

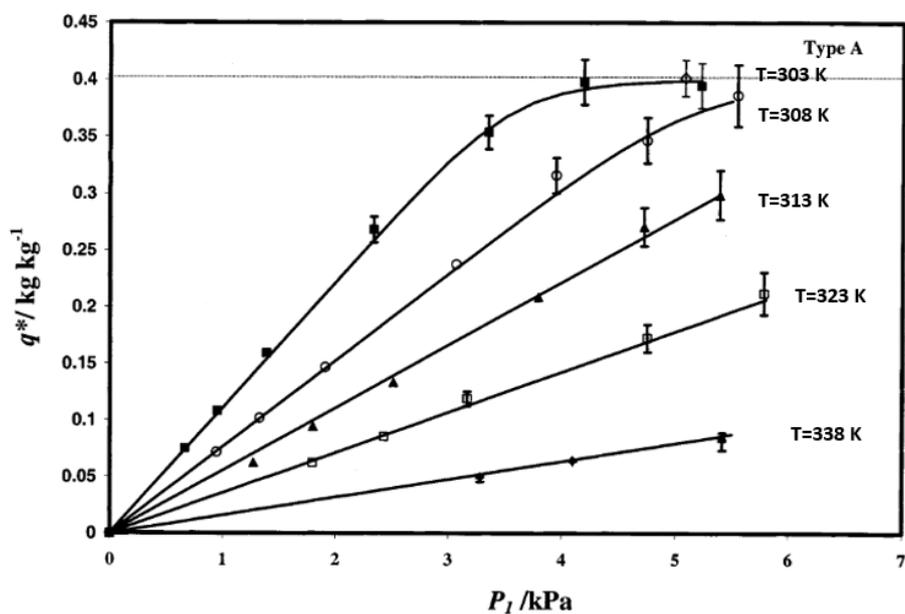


Figura 3.5 – Isotermas sílica gel Tipo A (CHUA et al., 2002b)

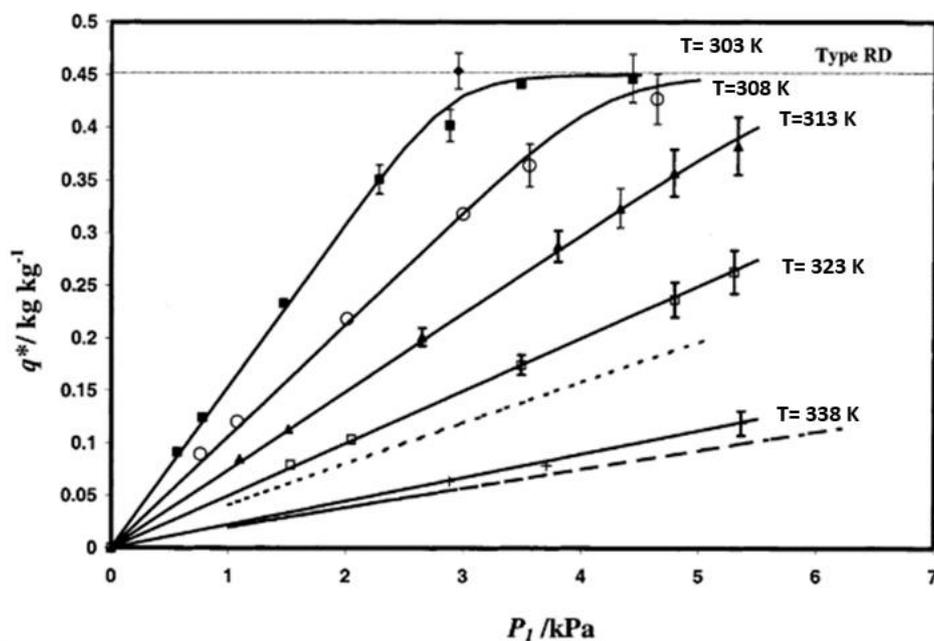


Figura 3.6 – Isotermas sílica gel tipo RD (CHUA et al., 2002b)

A sílica gel tipo RD apresenta maior capacidade de adsorção e dessorção de água em comparação à sílica gel tipo A durante um ciclo termodinâmico ADS. Essas características na cinética adsorptiva tornam este material a escolha mais adequada para um sistema ADS, pois apresenta um maior potencial para os índices de desempenho esperados em sistema de dessalinização por adsorção.

4 METODOLOGIA

Neste capítulo, o sistema de dessalinização por adsorção acionado por energia térmica solar proposto, é introduzido de maneira esquemática, com uma descrição clara das funções de cada componente no processo. Além disso, as etapas do ciclo adsortivo, realizadas nos reatores do sistema, são detalhadas.

Para analisar o comportamento deste sistema de dessalinização baseado em um ciclo de adsorção (AD/ADS) é proposto um modelo matemático baseado na descrição detalhada da cinética de adsorção incluindo a avaliação dos balanços de massa e energia aplicados aos componentes do sistema; evaporador, reatores de leito adsortivos, condensador e o sistema de termo aquecimento solar.

O modelo matemático foi implementado no software MATLAB, onde foram realizadas as simulações numéricas para a obtenção das estimativas dos índices de desempenho do sistema, mediante os parâmetros selecionados. Dentre os parâmetros selecionados, considera-se a variabilidade das condições climáticas, como a temperatura ambiente, os índices de radiação solar e de salinidade das fontes de água subterrâneas. Os dados meteorológicos utilizados na simulação foram obtidos a partir dos dados obtidos pela estação meteorológica automática A313 situada na cidade de Campina Grande-PB, considerando uma série histórica de 10 anos (1993-2022).

Os resultados obtidos através da simulação numérica foram utilizados para a estimativa dos índices de desempenho Produção Específica Diária de Água (SDWP, do inglês *Specific Daily Water Production*), Potência Específica de Refrigeração (SCP, do inglês *Specific Cooling Power*) e o Coeficiente de Performance (COP, do inglês *Coefficient of Performance*) dos ciclos de adsorção nas configurações AD/ADS. As avaliações de desempenho, a partir da análise destes índices, são utilizadas para estabelecer as estratégias operacionais para o sistema, visando maximizar os efeitos desejáveis conforme a sua configuração.

Para maximizar os efeitos desejáveis do sistema, tais como, a produção de água potável e o efeito frigorífico com a minimização do consumo energético, outros ajustes dos parâmetros operacionais do sistema são sugeridos a partir a avaliação do modelo sob às diversas condições externas disponíveis locais (temperatura, índice de salinidade da água e a disponibilidade de energia solar).

Com o objetivo de avaliar e validar o modelo numérico proposto, os resultados obtidos na simulação são confrontados com trabalhos similares disponíveis na literatura.

4.1 ANÁLISE DA PERFORMANCE DE UM PROCESSO DE DESSALINIZAÇÃO UTILIZANDO O CICLO DE ADSORÇÃO

Esta seção apresenta os principais componentes e descreve os processos termodinâmicos envolvidos em um ciclo de adsorção. A partir da configuração do sistema e a caracterização termodinâmica dos processos, um modelo matemático, descrito no capítulo 5, foi desenvolvido para avaliar o desempenho de um sistema ADS configurado para operar em processos de dessalinização com geração simultânea de efeito frigorífico, ativados termicamente por energia solar de baixa intensidade. As formulações termodinâmicas do modelo baseiam-se na interpretação dos conceitos e na dinâmica de funcionamento dos sistemas ADS discutidos na seção anterior. O modelo termodinâmico proposto permite avaliar a performance de um sistema ADS configurado para operar com reatores de leito simples ou duplo, considerando diversas condições operacionais reais.

4.1.1 Descrição do Processo de Dessalinização e o Ciclo de Adsorção

O processo de obtenção de água potável a partir dos mananciais de água marinha ou salobra através da dessalinização baseada no método de adsorção é relativamente novo. Em patente registrada por Ng.et al (NG KIM CHOON, WANG XIAOLIN, GAO LIZHEN, CHAKRABORTY ANUTOSH, SAHA BIDYUT BARAN, KOYAMA SHIGERU, AKISAWA ATSUSHI, 2010) os autores apresentam as configurações de um aparato de dessalinização, baseado em sistemas de refrigeração por adsorção, para a produção de água potável com o aproveitamento do efeito frigorífico a partir da utilização energia térmica de baixa intensidade provenientes de fontes de energias

renováveis ou calor residual. Basicamente um sistema convencional de dessalinização por adsorção é composto por três componentes principais a saber: (i) o evaporador, (ii) o condensador, (iii) um, dois ou mais leitos adsorptivos nos quais os adsorventes são conformados nos trocadores de calor.

Como para sua operação os ciclos AD e ADS podem empregar fontes térmicas de baixa intensidade isto favorece, como por exemplo, a utilização da energia solar e, desta forma, têm o potencial de serem métodos eficientes de converter a água marinha ou a água salobra em água potável, pois a única energia elétrica necessária para a operação do sistema é a empregada para a alimentação das válvulas de controle, instrumentação e bombas de recirculação de água. Esta energia para a operação dos sistemas periféricos pode também, de forma alternativa, ser obtida pela conversão de energia solar em sistemas fotovoltaicos tornando a dessalinização por adsorção independente da disponibilidade e qualidade do fornecimento local de energia elétrica.

A independência deste processo em relação ao fornecimento público de energia elétrica se apresenta como uma vantagem técnica a ser considerada perante a atual tecnologia de Osmose Reversa (RO), predominantemente empregada para a dessalinização de água salobra e marinha, possibilitando que comunidades situadas em regiões mais remotas não servidas pela rede elétrica (ou rede elétrica de baixa qualidade) a ter acesso a água potável. Além da eliminação dos custos diretos com o consumo energético de eletricidade se observa neste processo uma redução da frequência de intervenção de manutenção em equipamentos ocasionada pela má qualidade no fornecimento da energia elétrica. Além disto, este processo apresenta outras vantagens significativas em relação aos processos convencionais que devem (WANG; NG, 2005), (NG et al., 2013a) ser consideradas: 1) Possibilidade de configuração do sistema para a produção de um efeito frigorífico simultaneamente à produção de água potável; 2) Baixo custo de manutenção devido ao fato do processo não utilizar partes móveis; 3) Apresenta baixa taxa de incrustações salinas no evaporador devido à operação à baixas temperaturas; 4) O processo apresenta uma dupla destilação minimizando a possibilidade de contaminação por agentes microbianos patológicos de contaminação oriundos do biofilme (*biofouling*) comuns às superfícies de filtração das membranas de Osmose Reversa (RO); 5) Capacidade de dessalinização e tratamento de fontes de água que contem compostos orgânicos.

O ciclo AD/ADS é composto por quatro processos distintos que por sua vez podem ser agrupados em duas fases; a fase de evaporação-adsorção e a de

dessorção-condensação descritas a seguir. Na Figura 4.2 é apresentado um diagrama contendo uma representação esquemática destas fases, os processos e as quantidades de calor envolvidos em cada das etapas do ciclo AD/ADS. A Figura 4.1 apresenta em um diagrama esquemático os principais componentes, os sistemas periféricos e suas conexões. No sistema principal o evaporador (19) se conecta aos reatores de leito adsorativos (1), (2) através das linhas de vapor (5), que por sua vez, se conectam ao condensador (7) através das linhas de vapor (6). Periféricamente ao sistema principal estão incorporados outros subsistemas essenciais para a execução do ciclo, como sistemas de pré-tratamento, e pós-tratamento.

- I. Sistema de pré-tratamento: Inicialmente a água marinha ou salobra passa por um processo de decantação e pré-filtração onde as partículas e detritos indesejáveis ao processo são removidos por um filtro convencional e posteriormente transferida para o tanque de desaeração, representado na figura na posição (16).
- II. Sistema de evaporação-adsorção: A água marinha ou salobra, previamente desaerada, é bombeada de forma intermitente para o interior do evaporador, previamente evacuado a P_{evap} , onde o processo de evaporação é iniciado e aprimorado com a ação de um sistema formado por um conjunto de bicos pulverizadores (17). Durante o processo de evaporação a água salina no interior do evaporador é recirculada até que atinja o limite de concentração salina pré-ajustado ($\chi_{s,evap}$) para o descarte da salmoura, representado na figura na posição (18). No evaporador, a quantidade de calor necessária para a manutenção do processo de evaporação é fornecida através das superfícies externas do circuito de água de resfriamento ($T_{chil,in}$) representado na figura nas posições (20), (21) e (22) e através das superfícies internas do evaporador mantidas à temperatura ambiente (T_{evap}). Quando as válvulas das linhas (5), que comunicam o evaporador aos reatores adsorativos são abertas, o vapor gerado pelo processo de evaporação é então continuamente adsorvido pelo material adsorvente, (sílica gel) contido no interior dos reatores (1) e (2) a $T_{cw,in}$, P_{evap} . Devido à natureza exotérmica do processo de adsorção, o calor liberado durante o processo de resfriamento isostérico ($Q_{c,isost}$), no trecho C-D da Figura 4.2, é

removido através da recirculação de água de resfriamento ($T_{cw,in}$) até que se atinja P_{evap} em (8) que também remove o calor sensível do reator adsorativo e o calor do processo adsorativo no trecho C-D. Q_{sv} denota o calor sensível do aquecimento do vapor na entrada do reator, conforme trecho D-A da Figura 4.2. O processo de resfriamento continua até que se complete o tempo pré-ajustado para o ciclo (t_{ciclo}) ou até que seja atingida uma concentração pré-determinada (C_{max}). O tempo de ciclo é um dos principais parâmetros de entrada para o controle do processo de adsorção e o ajuste do seu intervalo de tempo é função direta da temperatura de alimentação da água quente (12).

- III. Sistema dessorção-condensação: Em A o material adsorvente (sílica gel) saturado pelo processo de adsorção anterior (C_{max}) inicia o seu processo de regeneração por aquecimento através da recirculação de água aquecida no trocador de calor do reator adsorativo (inicialmente a $T_{cw,in}$ e P_{evap}) até que a pressão do reator atinja P_{cond} em B. A fonte térmica necessária para alcançar a temperatura de regeneração ($T_{hw,in}$) do material adsorvente (baixas temperaturas, tipicamente abaixo de $85^{\circ}C$) é obtida a partir de coletores solares planos de tubos convencionais ou evacuados representados nas posições (23), (12) e (13). Na primeira etapa deste aquecimento, representado pelo trecho A-B da Figura 4.2, a quantidade de calor cedido pela fonte térmica ao sistema é utilizado para o aquecimento isostérico (concentração constante) do material adsorvente, $Q_{h, isost}$. Na etapa B-C o calor fornecido pela fonte térmica é utilizado para o aquecimento do reator e do material adsorvente até que se atinja $T_{hw,in}$ (Q_s) e para o processo de dessorção (Q_{des}), conforme representado na Figura 4.2. Quando as válvulas das linhas que conectam os reatores (6) com o condensador (7) são abertas, o vapor regenerado proveniente do reator adsorativo é então transferido para o interior do condensador (T_{cond} , P_{cond}). O processo de condensação é acompanhado da rejeição do calor latente de condensação do vapor para a água de resfriamento ($T_{cw,in}$). O vapor em contato com as superfícies internas resfriadas pelo sistema de recirculação de água de resfriamento (8), (9) e (10) condensa, produzindo assim água destilada potável. O condensado é coletado pelo reservatório e água potável (15).

O processo de dessalinização que utiliza o ciclo de adsorção opera segundo o regime de batelada e, para que se possa atingir os efeitos e a produção desejada, são utilizados um ou mais reatores de leitos adsortivos. A configuração com pelo menos dois leitos adsortivos permite a alternância nos processos, assim enquanto um leito se encontra na fase de dessorção o outro leito opera na fase de adsorção. Porém, antes de ser feita esta manobra de alternância na operação dos leitos, o reator que inicialmente foi utilizado no processo de dessorção necessita ser previamente resfriado e, da mesma forma, o leito utilizado no processo de sorção necessita ser previamente aquecido antes do início de um novo ciclo, este processo é conhecido como *switching*.

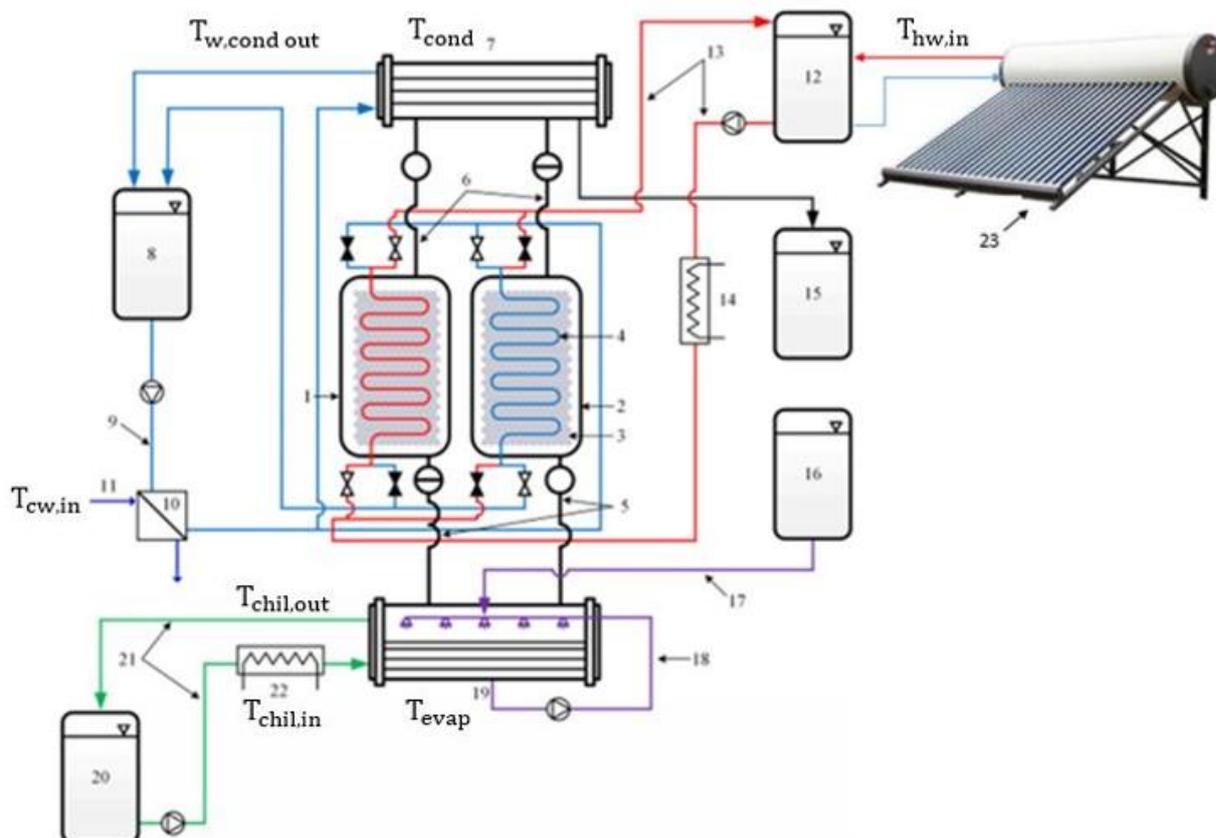


Figura 4.1 - diagrama esquemático do sistema dessalinização por adsorção. 1,2: reator adsortivo, 3: sílica gel, 4: trocador de calor, 5,6: linha de vapor, 7:condensador,8: reservatório água de resfriamento, 9: linha de água de resfriamento, 10: trocador de calor, 11: retorno, 12: reservatório de água quente, 13: linha circuito de água quente, 14: aquecedor elétrico, 15: coletor de água potável, 16: tanque de desaeração de água salgada, 17: linha de alimentação água salgada, 18: recirculação da salmoura, 19: evaporador, 20: reservatório de água resfriada, 21: linha de água resfriada, 22: aquecedor elétrico, 23: aquecedor solar tubos evacuados.

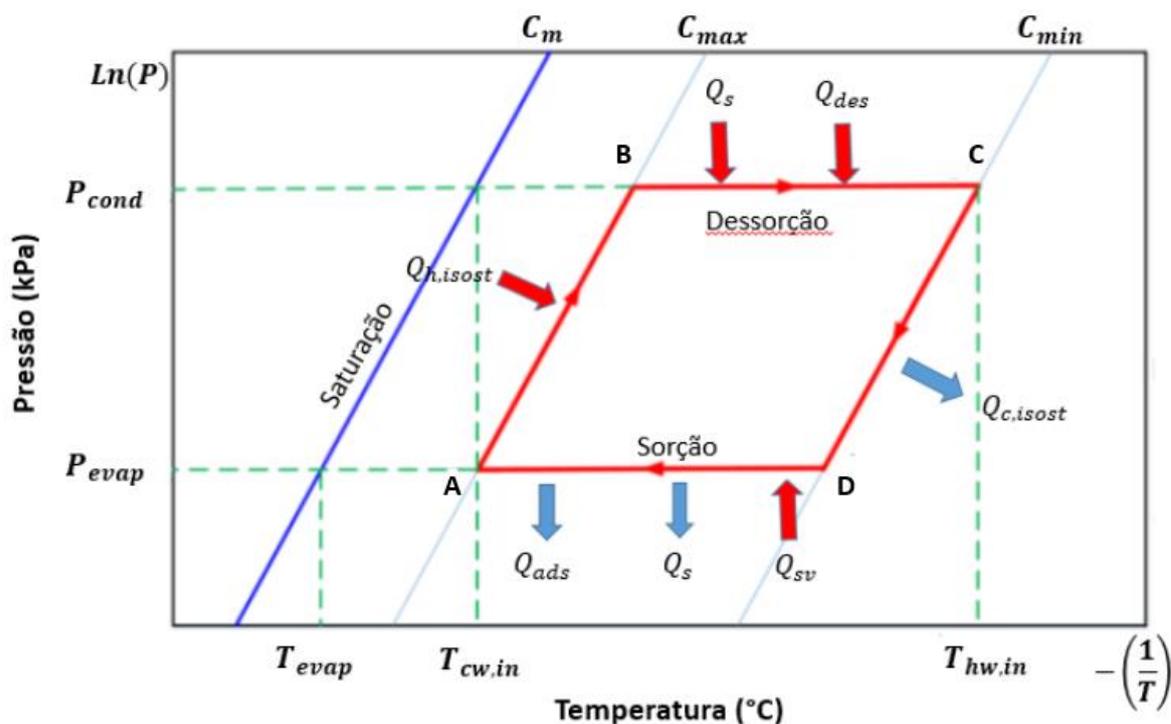


Figura 4.2 - Diagrama Pressão x Temperatura do ciclo adsorptivo no reator

O sistema de dessalinização descrito acima, integrado a um sistema de aquecimento solar, configurando então uma instalação ADS, foi modelado através dos balanços de massa e energia traduzido equações diferenciais ordinárias que descrevem a dinâmica das variáveis de estado dos componentes do dispositivo. A solução (numérica) dessas equações permite a simulação da evolução temporal das variáveis e, conseqüentemente, a estimativas dos índices de desempenho do sistema, a partir de dados de entrada de salinidade do insumo e meteorológicos. O modelo, descrito no próximo capítulo, foi aplicado a região de Campina Grande, cuja a disponibilidade de dados meteorológicos permitiu a construção de um dia típico em termos de radiação solar e temperatura a serem usados nas simulações, cujos resultados são apresentados no capítulo 6.

5 DESENVOLVIMENTO DO MODELO MATEMÁTICO

Esta seção descreve o desenvolvimento de um modelo matemático agrupado aplicado a um sistema de dessalinização baseado nos processos de adsorção (ADS) e ativados por energia térmica solar a partir de coletores solares planos. O modelo agrupado é composto por dois subsistemas. O primeiro, o subsistema adsortivo é composto por dois reatores adsortivos contendo trocadores de calor aletados carregados com o material adsorvente sílica-gel Fuji RD 2560, acoplados a um evaporador e um condensador. Por último, o subsistema solar representando os coletores solares planos e um reservatório térmico, responsável por fornecer a energia térmica necessária para realizar o ciclo de adsorção.

A formulação das equações diferenciais representativas do modelo ADS fundamenta-se na aplicação dos princípios termodinâmicos de conservação de massa e energia a cada componente do sistema, além da análise das isotermas que caracterizam a cinética adsortiva do par sílica-gel e água. O objetivo do modelo matemático proposto é permitir que na simulação sejam estimados os índices de desempenho do sistema em resposta a variações em diferentes parâmetros operacionais e às condições climáticas.

Com o objetivo de simplificação do estudo matemático as seguintes premissas são consideradas para a elaboração do modelo: (i) os reatores adsortivos e o evaporador são avaliados como um conjunto compacto, não havendo variação de pressão e temperatura entre eles; (ii) a pressão, a temperatura e a quantidade de adsorvato (vapor de água) são consideradas uniformes ao longo dos reatores adsortivos; (iii) assume-se que a água na fase adsorvida se comporta como líquido, portanto o calor específico e a densidade da fase adsorvida são considerados na condição de água na fase líquida; (iv) a perda de carga devida aos fluxos de vapor e água no circuito são desconsideradas; (v) devido ao bom isolamento térmico, as perdas de calor através das superfícies dos reatores adsortivos, evaporador, condensador e tubulações são desconsideradas; (vi) nos reservatórios dos banhos térmicos, quente e frio os fluidos são considerados totalmente misturados, portanto os gradientes de temperatura não são modelados; (vii) a densidade do vapor é significativamente menor que a sílica gel e a água, conseqüentemente sua capacidade térmica não é levada em

consideração. (viii) ambos, o adsorvato na fase gás (vapor de água) e o adsorvente (sílica gel) estão em condição de equilíbrio.

Essas hipóteses podem ser consideradas razoáveis, pois simplificam o modelo e são justificadas pelo fato de o sistema possuir componentes de pequena escala e tubulações termicamente bem isoladas. Além disso, o sistema opera com ciclos prolongados, o que minimiza os efeitos da resistência térmica entre o material adsorvente e o trocador de calor, bem como os impactos da difusão de vapor no meio poroso.

5.1 MODELAGEM DO SUBSISTEMA ADSORTIVO (ADS)

Com o objetivo de estimar a quantidade de vapor adsorvido à diferentes valores de temperatura e pressão as isotermas de adsorção devem ser inicialmente determinadas. Em uma condição de equilíbrio a captação (C^*) de vapor de água pela sílica gel a uma determinada pressão (P) e temperatura (T) pode ser estimada pela relação da isoterma de Tóth (CHUA et al., 2002a) a seguir:

$$C^* = \frac{K_0 \cdot \exp\left(\frac{\Delta h_{\text{isos,ads}}}{RT}\right) \cdot P}{\left[1 + \left\{\left(\frac{K_0}{C_m}\right) \exp\left(\frac{\Delta h_{\text{isos,ads}}}{RT}\right) \cdot P\right\}^x\right]^{\frac{1}{x}}} \quad (5.1)$$

Em que C^* é a quantidade de adsorvato adsorvido pela massa de adsorvente na condição de equilíbrio e no lado direito da equação; K_0 é a constante pré-exponencial, $\Delta h_{\text{isos,ads}}$ a variação da entalpia isostérica do processo de adsorção, x é a constante de heterogeneidade de Tóth, C_m representa a quantidade máxima captada, R é a constante universal dos gases, T e P denotam respectivamente a temperatura e a pressão na condição de equilíbrio.

O transiente de captura de vapor à uma determinada pressão e temperatura, isto é, a cinética de adsorção e dessorção é obtida utilizando a equação do modelo LDF (*Linear Driving Force*) (SAHA; KASHIWAGI, 1997; SAKODA; SUZUKI, 1984) dada por:

$$\frac{dC(t)}{dt} = K_s a_v \cdot (C^* - C(t)) \quad (5.2)$$

Onde $K_s a_v$ é o coeficiente de transferência de massa para regimes de operação em baixas pressões (2 a 10 kPa) e que pode ser expresso em termos dos parâmetros R_p e D_{s0} (CHIHARA; SUZUKI, 1983) . A taxa de adsorção é função da difusividade superficial D_s expressa em função da temperatura como na equação (5.4) a seguir:

$$K_s a_v = 15 \cdot \frac{D_s}{R_p^2} \quad (5.3)$$

sendo que D_s é dado por:

$$D_s = D_{s0} \exp\left(-\frac{E_a}{RT}\right) \quad (5.4)$$

Os parâmetros indicados nas expressões (5.3) e (5.4) denotam; R_p o raio médio do grão de sílica gel, D_{s0} a constante da cinética de adsorção do par sílica-gel e água e E_a a energia de ativação. Os valores de D_{s0} e E_a utilizados nesta simulação foram obtidos de (ARISTOV et al., 2006).

A aplicação do princípio da conservação de massa para a concentração de sal no evaporador de um ciclo de dessalinização por adsorção e resfriamento (ADS) considera as quantidades relacionadas ao fluxo mássico de alimentação de água salgada ou salobra, à produção mássica de água potável extraída do condensador e à taxa de descarte dos rejeitos concentrados na forma de salmoura. Esse balanço de massa é, portanto, representado pela Equação (5.5) (ALSAMAN et al., 2017; NG et al., 2013a):

$$\frac{dM_{sw,evap}}{dt} = \dot{m}_{sw,in} - \dot{m}_{pw,cond} - \dot{m}_b \quad (5.5)$$

Onde $M_{sw,evap}$ é a quantidade de água salobra ou marinha contida no evaporador, $\dot{m}_{sw,in}$ é a vazão mássica de alimentação de água salina no evaporador, $\dot{m}_{pw,cond}$ é a produção mássica e água potável extraída do condensador e \dot{m}_b é a taxa

de descarte do rejeito concentrado. O bombeamento de água salina para alimentação do evaporador é feito de forma intermitente, na quantidade dependente do nível de volume previamente ajustado. O descarte do rejeito ocorre quando a concentração salina do volume interno no evaporador atinge um valor definido. A Equação (5.5) de balanço mássico então pode ser reescrita na forma da Equação (5.6) levando-se em consideração as diferentes etapas de carga e descarga no evaporador, considerando a utilização dos parâmetros para a mudança do modo de operação do sistema ADS.

$$\frac{dM_{sw,evap}}{dt} = \theta \cdot \dot{m}_{sw,in} - \eta \cdot \left(\frac{dC}{dt}\right) \cdot M_{sg} - \gamma \cdot \dot{m}_b \quad (5.6)$$

Os parâmetros θ , η e γ são os parâmetros utilizados para o ajuste das expressões conforme o modo de operação do ciclo adsorativo e seus valores, estão apresentados na tabela 5.1. A Equação (5.6) também pode ser expressa em termos do balanço da concentração salina no evaporador, como na Equação (5.7).

$$M_{sw,evap} \frac{d\chi_{sw,evap}}{dt} = \theta \cdot \chi_{sw,in} \cdot \dot{m}_{sw,in} - \eta \cdot \chi_v \cdot \left(\frac{dC}{dt}\right) \cdot M_{sg} - \gamma \cdot \chi_{sw,evap} \cdot \dot{m}_b \quad (5.7)$$

Nesta equação $\chi_{sw,in}$ denota a concentração salina da água de alimentação bombeada para o evaporador, χ_v a concentração de vapor no evaporador em condição de equilíbrio e $\chi_{sw,evap}$ a concentração salina pré-determinada para o descarte da salmoura.

Tabela 5.1 - Valores dos parâmetros para a mudança do modo de operação do ADS

Modo	Parâmetro	1 ou 2 leitos adsorativos
Operação	η	1 ou 2
	θ	0 ou 1 (alimentação)
	γ	0 ou 1 (descarga)
Switching	η	1 ou 2
	θ	0 ou 1 (alimentação)
	γ	0 ou 1 (descarga)

Um sistema de dessalinização com efeito de refrigeração baseado em um ciclo de adsorção (ADS) consiste de um ou mais reatores de leitos adsortivos, onde o material adsorvente, neste caso a sílica gel, é compactada ao longo da superfície aletada de um elemento do trocador de calor. Neste (s) reator (es), o vapor que é adsorvido é gerado a partir da evaporação da água (marinha ou salobra) na superfície externa do tubo interno do evaporador e o calor latente necessário para vaporização é fornecido pelo sistema de recirculação de água de resfriamento. Baseado no sistema e nos conceitos termodinâmicos teóricos o balanço energético avaliado no evaporador pode ser escrito como (ALSAMAN et al., 2017; NG et al., 2013a):

$$\begin{aligned} & \left[M_{sw,evap} \cdot C_{p,sw}(T_{evap}, \chi_{sw,evap}) + M_{hx,evap} \cdot C_{p,hx,evap} \right] \frac{dT_{evap}}{dt} & (5.8) \\ & = \theta \cdot h_{f,sw}(T_{evap}, \chi_{sw,evap}) \cdot \dot{m}_{sw} - \gamma \cdot h_{f,b}(T_{evap}, \chi_{sw,evap}) \cdot \dot{m}_b \\ & - \eta \cdot h_{fg}(T_{evap}) \frac{dC}{dt} \cdot M_{sg} + \dot{m}_{chil\ w} \cdot C_{p,chil\ w} \cdot (T_{chil,in} - T_{chil,out}) \end{aligned}$$

Onde M_{hx} é a massa total do evaporador, M_{sg} é a massa total do adsorvente sílica gel em cada reator, \dot{m}_b é a vazão mássica de descarga do rejeito salmoura, C denota a quantidade de vapor captado pelo adsorvente durante o processo de adsorção. O primeiro termo do lado direito da Equação (5.8) representa a quantidade de calor sensível devido à alimentação da água salina no evaporador, no segundo termo, tem-se a quantidade de calor sensível devido à descarga da salmoura, o terceiro termo denota a quantidade de calor removido no processo de adsorção, o quarto termo representa a quantidade e calor fornecido pela alimentação do fluxo de água de resfriamento. Os parâmetros $C_{p,sw}$ calor sensível e $h_{f,b}$ entalpia específica da água salina são calculados através de correlações como função da temperatura e pressão (NAYAR et al., 2016). A queda do valor da pressão de vapor devido à concentração da água salina é considerada em termos da elevação do BPE (*boiling point elevation*). A temperatura de saída da água de resfriamento no evaporador $T_{chil,out}$ é estimada utilizando o método da diferença de temperatura média logarítmica (LMTD) é descrita como a Equação (5.9) (Kakaç et al., 2012) :

$$T_{chil,out} = T_{evap} + (T_{chil,in} - T_{evap}) \exp \left\{ \frac{-U \cdot A_{evap}}{\dot{m}_{chil\ w} \cdot C_{p,chil\ w}} \right\} \quad (5.9)$$

Onde o termo $U.A_{evap}$ é o coeficiente global de transferência de calor do evaporador e, desprezando a resistência térmica das paredes do evaporador devido ao isolamento. A pressão do evaporador P_{evap} pode ser estimada como a pressão de saturação na temperatura calculada do evaporador T_{evap} (MITRA et al., 2017b)

O balanço de energia para o condensador acoplado ao reator adsorptivo pode ser avaliado através da seguinte relação:

$$\left[M_{w,cond} \cdot C_{p_{w,cond}}(T_{cond}) + M_{hx,cond} \cdot C_{p_{hx,cond}} \right] \frac{dT_{cond}}{dt} = -h_f(T_{cond}) \frac{dM_{wd}}{dt} + \quad (5.10)$$

$$\eta \cdot h_{fg}(T_{cond}) \frac{dC_{des}}{dt} \cdot M_{sg} + \dot{m}_{w,cond} \cdot C_{p_{w,cond}}(T_{cond}) \cdot (T_{w,cond in} - T_{w,cond out})$$

Onde $M_{w,cond}$ é a massa de vapor condensado no condensador, M_{wd} a massa de água destilada, extraída no condensador, $h_{fg}(T_{cond})$ denota a entalpia de saturação do vapor avaliada na temperatura do condensador T_{cond} , $\dot{m}_{w,cond}$ é a vazão mássica do fluxo de água de resfriamento no condensador com a temperatura de entrada $T_{w,cond in}$ e de saída $T_{w,cond out}$. O valor para a temperatura de saída da água de resfriamento no condensador é estimado utilizando o método da diferença de temperatura média logarítmica (LMTD) dada por (KAKAÇ et al., 2012):

$$T_{w,cond out} = T_{cond} + (T_{w,cond in} - T_{cond}) \exp \left\{ \frac{-U \cdot A_{cond}}{\dot{m}_{w,cond} \cdot C_{p_{w,cond}}} \right\} \quad (5.11)$$

Onde $U.A_{cond}$ representa o coeficiente global de transferência de calor no condensador. A equação de balanço de energia para o reator de leito adsorptivo, que contém a massa do material adsorvente sílica-gel e o trocador de calor aletado, acoplado ao evaporador e ao condensador, é descrita pela expressão:

$$\left[M_{sg} \cdot C_{p_{sg}} + M_{hx,bed} \cdot C_{p_{hx,bed}} + M_{sg} \cdot C_{pv} \cdot C^* \right] \frac{dT_{ads/des}}{dt} \quad (5.12)$$

$$= \pm \eta \cdot \Delta h_{isos,ads/des}(T_{ads/des}, P_{ads/des}) \cdot M_{sg} \frac{dC}{dt}$$

$$\pm \dot{m}_{h/c w} \cdot C_{p_{h/c w}}(T_{h/c w}) \cdot (T_{h/c w, in} - T_{h/c w, out})$$

Os termos apresentados do lado esquerdo da igualdade acima representam o calor sensível do conjunto do trocador de calor do leito adsorativo onde são levados em consideração o calor específico da sílica gel, a massa dos componentes metálicos e a massa de vapor no adsorvente modelada como fase líquida. O primeiro termo do lado direito da igualdade representa a variação da entalpia durante os processos de adsorção e dessorção que ocorrem no interior do leito adsorativo. O parâmetro $\Delta h_{\text{isos,ads/des}}(T_{\text{des}}, P_{\text{des}})$ é denominado calor isostérico e quantifica o calor fornecido, ou rejeitado no leito adsorativo durante os processos de adsorção e dessorção. (ALSAMAN et al., 2017; RUTHVEN, 2008)

Os termos $T_{h/cw,in}$, $T_{h/cw,out}$, representam respectivamente as temperaturas de entrada e saída da água utilizada as etapas de aquecimento e resfriamento do trocador de calor do reator adsorativo durante os processos de adsorção e dessorção. $T_{h/cw,out}$ pode ser estimada utilizando, da mesma forma aos demais trocadores de calor do modelo, o método da temperatura média logarítmica (LMTD) como:

$$T_{h/cw,out} = T_{hex} + (T_{h/cw,in} - T_{hex}) \exp \left\{ \frac{-U \cdot A_{hex}}{\dot{m}_{h/cw} \cdot C_{p_{h/cw}}} \right\} \quad (5.13)$$

Onde $U \cdot A_{hex}$ é o coeficiente global de transferência de calor no reator adsorativo. A solução numérica das equações diferenciais ordinárias (5.2), (5.6), (5.7), (5.8), (5.10) e (5.12) constitui o modelo utilizado para descrever a evolução da produção diária de água potável. Modelos numéricos validados experimentalmente para o subsistema de adsorção e semelhantes ao modelo proposto neste trabalho são apresentados por diversos autores na literatura, como em (MITRA et al., 2014), (YOUSSEF et al., 2016) e (ALSAMAN et al., 2017).

Na elaboração do balanço energético para o sistema ADS considera-se que a energia requerida para a remoção do vapor de água do adsorvente sílica gel, neste caso adsorção ou dessorção, Q_{des} pode ser calculada utilizando as temperaturas dos banhos térmicos (aquecimento ou resfriamento) dos reatores adsorativos como:

$$Q_{ads/des} = \int_0^{t_{\text{cycle}}} \dot{m}_{h/cw} \cdot C_{p_{h/cw}}(T_{h/cw}) \cdot (T_{h/cw,in} - T_{h/cw,out}) dt \quad (5.14)$$

O calor da evaporação Q_{evap} e o calor de condensação Q_{cond} rejeitado no condensador são expressos por:

$$Q_{\text{evap}} = \int_0^{t_{\text{cycle}}} \dot{m}_{\text{chil w}} \cdot C_{p,\text{chil w}}(T_{\text{chil}}) \cdot (T_{\text{chil,in}} - T_{\text{chil,out}}) dt \quad (5.15)$$

$$Q_{\text{cond}} = \int_0^{t_{\text{cycle}}} \dot{m}_{\text{w,cond}} \cdot C_{p_{\text{w,cond}}}(T_{\text{cond}}) \cdot (T_{\text{w,cond in}} - T_{\text{w,cond out}}) dt \quad (5.16)$$

Como o ciclo proposto produz água potável e um efeito frigorífico, três indicadores são utilizados para a avaliação da performance do ciclo (ADS). Estes indicadores determinam a produtividade do ciclo em termos de dessalinização, refrigeração ou ambos. Para a dessalinização dois parâmetros são utilizados: O SDWP (*specific daily water production*) que fornece o índice de produção diária de água potável e, para avaliação do efeito frigorífico, dois outros indicadores são utilizados o SCP (*specific cooling power*) e o COP (*coefficient of performance*). Estes indicadores são estimados a partir das seguintes expressões:

$$\text{SDWP} = \int_0^{t_{\text{cycle}}} \frac{\dot{m}_{\text{w,cond}} \cdot C_{p_{\text{w,cond}}}(T_{\text{cond}}) \cdot (T_{\text{w,cond,out}} - T_{\text{w,cond,in}})}{h_{\text{fg}}(T_{\text{cond}}) \cdot M_{\text{sg}}} dt \quad (5.17)$$

$$\text{SCP} = \int_0^{t_{\text{cycle}}} \frac{\dot{m}_{\text{chil w}} \cdot C_{p_{\text{chil w}}}(T_{\text{chil}}) \cdot (T_{\text{chil,in}} - T_{\text{chil,out}})}{M_{\text{sg}}} dt \quad (5.18)$$

$$\text{COP} = \int_0^{t_{\text{cycle}}} \frac{\dot{m}_{\text{chil w}} \cdot C_{p_{\text{chil w}}}(T_{\text{chil}}) \cdot (T_{\text{chil,in}} - T_{\text{chil,out}})}{\dot{m}_{\text{h w}} \cdot C_{p_{\text{h w}}}(T_{\text{h w}}) \cdot (T_{\text{h w,in}} - T_{\text{h w,out}})} dt \quad (5.19)$$

5.2 MODELAGEM DO SUBSISTEMA DE AQUECIMENTO TERMO SOLAR COM COLETORES PLANOS

As Equações (5.20) e (5.21) constituem o modelo matemático que descreve o comportamento transiente da temperatura no coletor solar (T_c) e no reservatório

térmico (T_s). Essas equações são derivadas do balanço de energia aplicado ao coletor solar e ao reservatório térmico, considerando que a temperatura do fluido térmico no coletor e no reservatório está termicamente misturada. O modelo, originalmente proposto por (BUZÁS et al., 1998) e posteriormente revisado por (BUZÁS, 2009), destaca-se por sua simplicidade aliada à capacidade de fornecer resultados precisos e satisfatórios. A confiabilidade deste modelo é corroborada por outros estudos presentes na literatura, como os trabalhos de (KICSINY; VARGA, 2012; KUMAR; ROSEN, 2010), que validaram modelos semelhantes. As Equações (5.20) e (5.21) são dadas pelas seguintes expressões:

$$\frac{dT_c}{dt} = \frac{A_c \cdot \eta_o}{\rho \cdot c_w \cdot V_c} \cdot I_c + \frac{U_l \cdot A_c \cdot (T_{amb} - T_c)}{\rho \cdot c_w \cdot V_c} + \frac{v \cdot (T_s - T_c)}{V_c} \quad (5.20)$$

Onde A_c corresponde a área total do coletor solar plano, η_o a eficiência ótica do coletor solar, V_c o volume de água no coletor solar, T_c a temperatura do fluido no coletor, T_s a temperatura do fluido no reservatório, T_{amb} a temperatura ambiente, U_l o coeficiente global de transferência de calor, I_c a irradiância global horizontal na superfície do coletor solar, v a vazão do fluido térmico pelo coletor, ρ e C_w as propriedades do fluido térmico, densidade e o calor específico respectivamente.

$$\frac{dT_s}{dt} = \frac{v \cdot (T_c - T_s)}{V_s} + \frac{v_l \cdot (T_{cold} - T_s)}{V_s} + \frac{A_s \cdot K_s \cdot (T_{amb} - T_s)}{\rho \cdot c_w \cdot V_s} \quad (5.21)$$

Onde V_s é o volume do reservatório, T_{cold} a temperatura do fluido de retorno do sistema ADS para o reservatório, v_l a vazão de retorno do sistema ADS para o reservatório, A_s a área superficial do reservatório do coletor solar e K_s o coeficiente global de transferência de calor do reservatório. A Figura 5.1 ilustra esquematicamente o subsistema modelado.

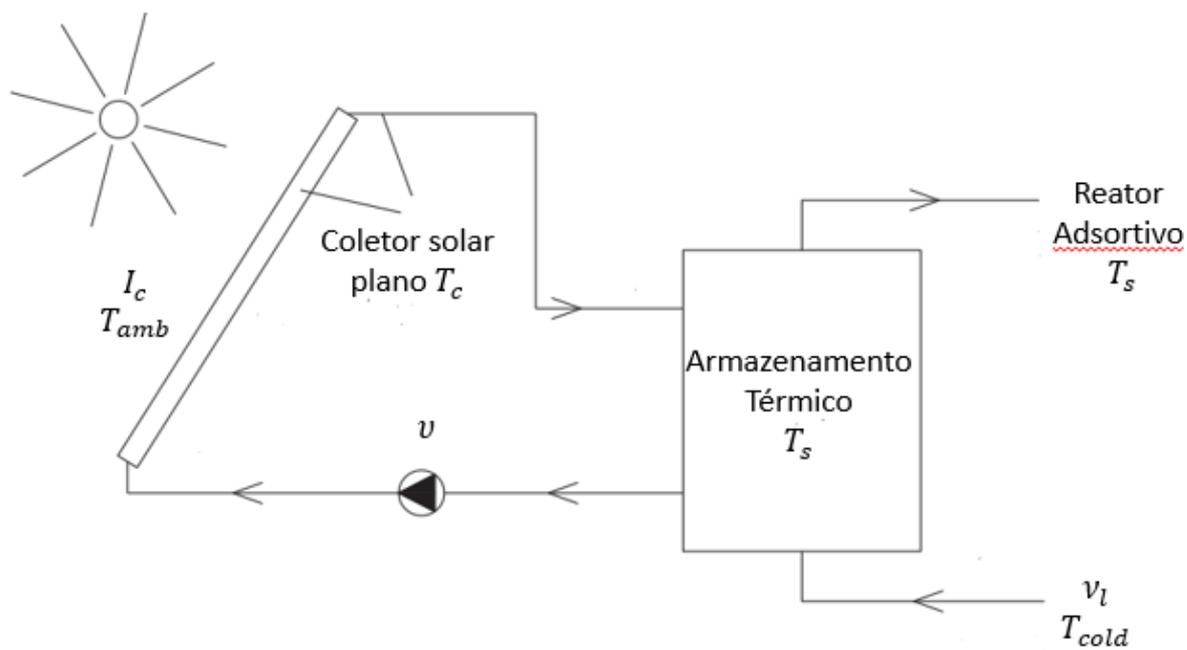


Figura 5.1 - Sistema termo solar de aquecimento

6 RESULTADOS DA SIMULAÇÃO NUMÉRICA

Os indicadores SDWP, SCP e COP propostos para o modelo estimam o desempenho de um sistema AD/ADS, leito simples ou duplo, operando em diferentes configurações: dessalinização ou dessalinização com o aproveitamento do efeito frigorífico. As etapas do ciclo são avaliadas a partir da alteração dos parâmetros indicadores η , θ e γ , conforme as Equações (5.6), (5.7), (5.8), (5.10) e (5.12). Os valores adotados, para cada etapa, estão disponibilizados conforme a Tabela 5.1.

O modelo numérico é implementado e resolvido utilizando o programa MATLAB 2017^a acoplado à plataforma de propriedades termo físicas REFPROP/NIST (*Reference Fluid Thermodynamic and Transport Properties Database*). O sistema de variáveis foi computado por integração numérica, a partir das equações diferenciais (ODEs) do modelo, com a aplicação do método de Runge-Kutta-Felberg (RFK) de quarta ordem, com a tolerância do erro relativo de 1.10^{-6} . Nas Tabelas 6.1, 6.2 e 6.3, apresentadas a seguir, estão as propriedades dos materiais, constantes, os parâmetros dimensionais e operacionais utilizados como valor inicial na simulação numérica.

Para a simulação numérica, as propriedades termo físicas do meio adsorvente utilizadas foram obtidas a partir das características da sílica gel Fuji Davison tipo RD 2560, que é um adsorvente comumente utilizado pelos fabricantes de *chillers* comerciais. Estudos experimentais que validam as características da cinética de adsorção entre a sílica gel e a água utilizada nesta simulação são relatados em (CHUA et al., 2002a) e (THU et al., 2013c).

Tabela 6.1 - Parâmetros utilizados na simulação numérica (ALSAMAN et al., 2017; CHUA et al., 2002a; MITRA et al., 2017b)

Símbolo	Descrição	Valor	Unid
$C_{0,i}$	Massa inicial de vapor adsorvido	0,16	Kg/kg
C_m	Capacidade máxima de adsorção	0,45	kg/kg
$C_{p,sg}$	Calor específico sílica gel	$0,924 \cdot 10^3$	J/kg.k
$C_{p,hx, evap}$	Calor específico material do evaporador (Cu)	$0,386 \cdot 10^3$	J/kg.K
$C_{p,hx, cond}$	Calor específico material do condensador (Cu)	$0,386 \cdot 10^3$	J/kg.K

(continua)

Símbolo	Descrição	Valor	Unid
$C_{phx,bed}$	Calor específico material do leito (Al 304)	477	J/kg.K
C_{pv}	Calor específico água fase vapor	$1,89 \cdot 10^3$	J/kg.K
C_{pw}	Calor específico da água na fase líquida	$4,18 \cdot 10^3$	J/kg.K
D_{so}	Constante da cinética de adsorção	$2,9 \cdot 10^{-4}$	m^2/s
E_a	Energia de ativação	$2,3 \cdot 10^3$	kJ/kg
K_0	Constante pré-exponencial	$7,3 \cdot 10^{-10}$	1/kPa
$M_{hx,bed}$	Massa do material do leito adsortivo	15	kg
$M_{hx,evap}$	Massa do material do evaporador	1,3	kg
$M_{s,evap}$	Massa de água salina inicial no evaporador	3	kg
M_{sg}	Massa de sílica gel no reator adsortivo	7,0	kg
R_p	Raio médio da partícula do adsorvente	$0,8 \cdot 10^{-3}$	m
$T_{hw,in}$	Temperatura da fonte térmica	85	°C
$T_{chil,in}$	Temperatura da água de refrigeração	25	°C
$T_{cw,in}$	Temperatura da água de resfriamento	25	°C
$T_{wcond,in}$	Temperatura da água de resfriamento no condensador	25	°C
UA_{hex}	Coeficiente Global de transferência de Calor leito adsortivo	600	W/K
UA_{evap}	Coeficiente global de transferência de calor do evaporador	350	W/K
UA_{cond}	Coeficiente global de transferência de calor do evaporador	500	W/K
$\chi_{sw,evap}$	Concentração pré ajustada para rejeito da salmoura no evaporador	100000	ppm
$\chi_{sw,i}$	Concentração inicial água salina	35000	ppm
Δh_{isos}	Varição da entalpia isostérica	2693	kJ/kg
R	Constante universal dos gases	0,461	kJ/kg.K
x	Constante de heterogeneidade de Tòth	12	—

Tabela 6.2 Parâmetros operacionais

Símbolo	Descrição	Valor	Unid
$\dot{m}_{h/cw}$	Fluxo mássico de água no leite	0,6	Kg/s
$\dot{m}_{chil\ w}$	Fluxo mássico de água de refrigeração/evaporador	0,025	Kg/s
$\dot{m}_{w,cond}$	Fluxo mássico de água de resfriamento no condensador	0,6	Kg/s
$T_{chil,in}$	Temperatura de entrada água de resfriamento no evaporador	20-35	°C
$T_{cw,in}$	Temperatura de entrada água de arrefecimento no reator adsortivo	20-35	°C
$T_{hw,in}$	Temperatura de entrada da fonte térmica no reator adsortivo	25-85	°C
$T_{wcond,in}$	Temperatura de entrada água de arrefecimento no condensador	20-35	°C
$\chi_{sw,evap}$	Concentração salina pré determinada para descarte da salmoura	50.000	ppm
$\chi_{sw,i}$	Concentração inicial da água salina	1.000	ppm

Tabela 6.3 Parâmetros do subsistema de aquecimento solar

(continua)

Símbolo	Descrição	Valor	Unid
A_c	Área total da superfície do coletor solar	4,461	m ²
A_s	Área da superfície do reservatório	2,305	m ²
I_c	Irradiância global horizontal na superfície do coletor solar	0-800	W/m ²
K_s	Coeficiente de transferência de calor reservatório	7,2	W/m ² .K
T_{amb}	Temperatura ambiente	15-35	°C
T_c	Temperatura de saída do coletor solar	20-100	°C
T_{cold}	Temperatura de retorno do sistema ao reservatório	20-80	°C
T_s	Temperatura do fluido no reservatório	20-80	°C
U_l	Coeficiente global de transferência de calor	4,4	W/m ² .K
V_s	Volume do reservatório	0,268	m ³
η_o	Eficiência ótica do coletor solar	0,68	-
v_l	Vazão de retorno do reservatório	$6,0 \cdot 10^{-4}$	m ³ /s

Símbolo	Descrição	Valor	Unid
c	Calor específico do fluido térmico	4,200	J/Kg.K
t	Tempo	3.600	s
v	Vazão no coletor solar	$3,4 \cdot 10^{-5}$	m ³ /s
ρ	Densidade do fluido térmico	1.000	Kg/m ³

Os dados meteorológicos utilizados nesta simulação como a temperatura ambiente (T_{amb}) e a radiação solar (I_c) foram obtidos a partir dos dados históricos referentes ao período de 1993-2022 (10 anos) disponibilizados pelo INMET (Instituto Nacional de Meteorologia) na estação meteorológica automática A313 situada na cidade de Campina Grande, PB. Para simplificar a análise dos efeitos das variações climáticas no modelo, sem comprometer a representatividade das condições médias de longo prazo, os dados foram processados para gerar um ano e um dia característico.

O comportamento da cinética adsortiva do par sílica gel-água (adsorvente-adsorvato), foi avaliado conforme o modelo de Tòth apresentado na Equação (5.1) simulado em diferentes faixas de temperatura entre 25 °C e 85 °C. Na Figura 6.1, as isotermas do processo de adsorção demonstram que a capacidade adsortiva, sob condições de equilíbrio, da sílica gel (C^*) é função da pressão parcial de vapor (P), do adsorvato (água) na fase gasosa e a temperatura do meio adsorvente (sílica-gel) (T). Para a par sílica gel tipo RD 2560 e água, a uma mesma pressão de equilíbrio (P) o valor de C_m (0,45 kg/kg), que indica a capacidade máxima adsortiva do meio, é alcançado mais rapidamente quando este meio está a uma temperatura mais baixa. De outra forma, a uma concentração previamente definida para o meio adsorvativo à medida que se incrementa o valor das temperaturas do meio adsorvente há um incremento na pressão de vapor do adsorvato na condição de equilíbrio.

A avaliação inicial da cinética de adsorção da par sílica gel e água permite a caracterização do comportamento do material em várias temperaturas operacionais e auxilia na determinação dos tempos de ciclo ideais para maximizar a diferença entre as quantidades de vapor adsorvido e dessorvido em cada ciclo. Quanto maiores essas diferenças, melhores serão os desempenhos dos índices SDWP, SCP e COP.

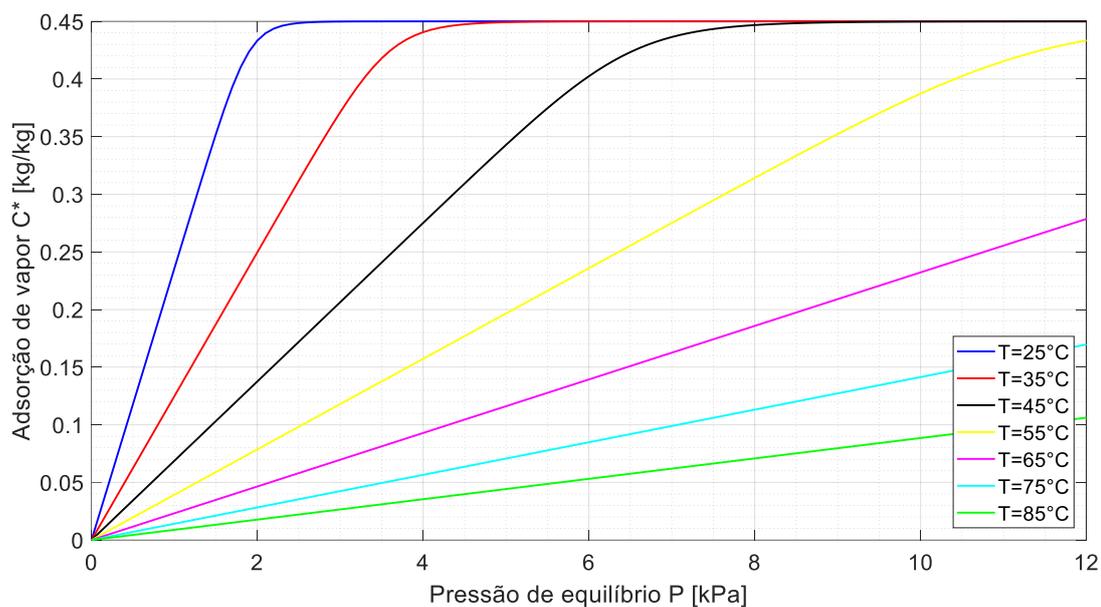


Figura 6.1 Isotermas da adsorção para a par sílica gel Fuji Davison tipo RD 2560 e água.

As Figuras 6.2 e 6.3 a seguir, apresentam as isotermas correspondentes aos processos de adsorção e dessorção, respectivamente, como resultado da simulação do modelo com base nas Equações (5.1), (5.2), (5.3) e (5.4), em um intervalo de 1 h (3.600 s), correspondente a meio ciclo, para diferentes faixas de temperatura variando entre 25 e 85 °C.

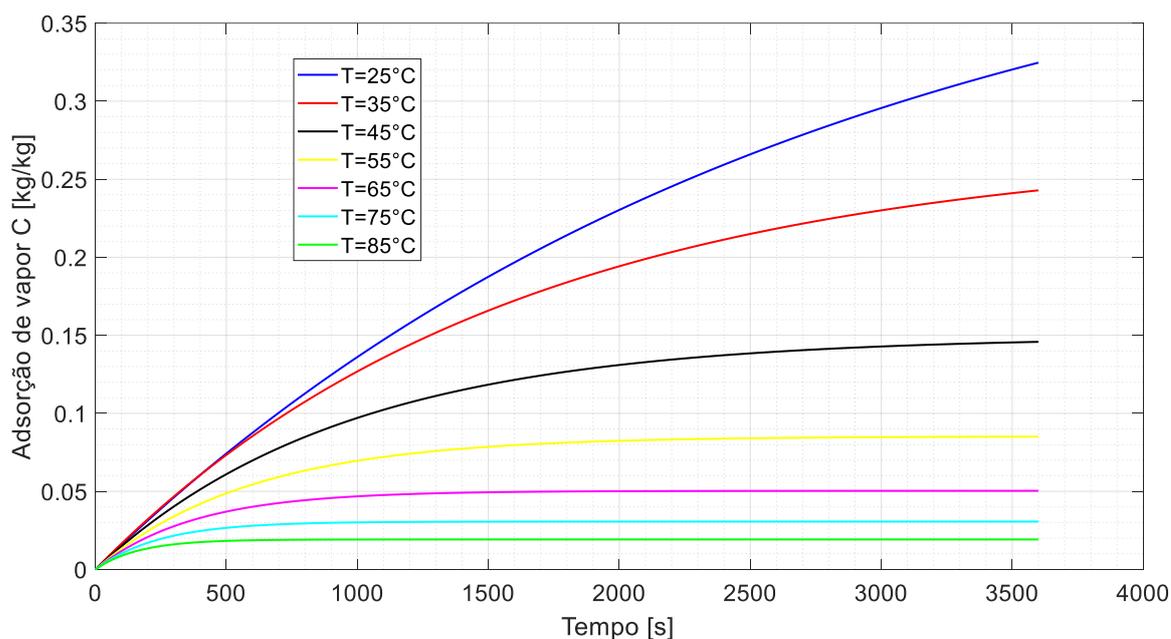


Figura 6.2 – Isotermas de adsorção sílica gel Fuji RD 2560

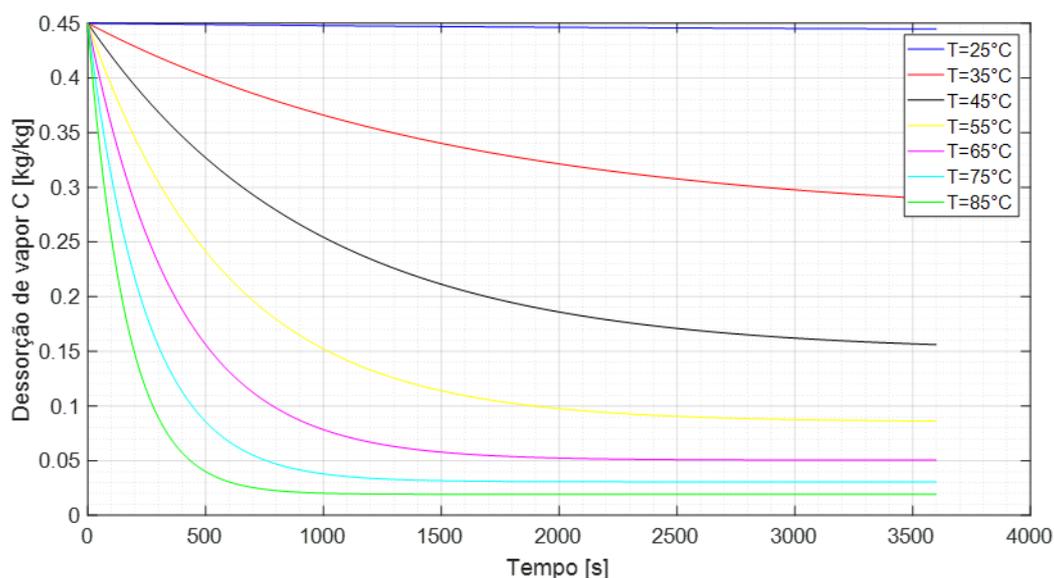


Figura 6.3 – Isotermas de dessorção sílica gel Fuji RD 2560

Além das características da cinética adsortiva do par adsorvente a determinação teórica do tempo de ciclo ideal depende de diversos outros fatores: (i) da configuração do sistema, (ii) das características construtivas, como dimensões e materiais utilizados (iii) do pré-ajuste dos parâmetros operacionais, como a temperatura máxima da fonte térmica a ser utilizada no processo de dessorção, (iv) da temperatura mínima disponível para o processo de adsorção, (v) da pressão do sistema, (vi) da concentração salina da fonte de alimentação. No caso de variabilidade temporal de alguns ou vários desses parâmetros, também haverá variabilidade no tempo de ciclo ideal dependendo do conjunto de parâmetros utilizados. A Figura 6.4 ilustra um ciclo adsortivo real que difere do ciclo teórico nos tempos necessários de preparação, o pré-resfriamento que ocorre durante a adsorção e pré-aquecimento no processo de dessorção. As somas dos tempos necessários para estas etapas constituem o tempo ciclo do sistema ADS.

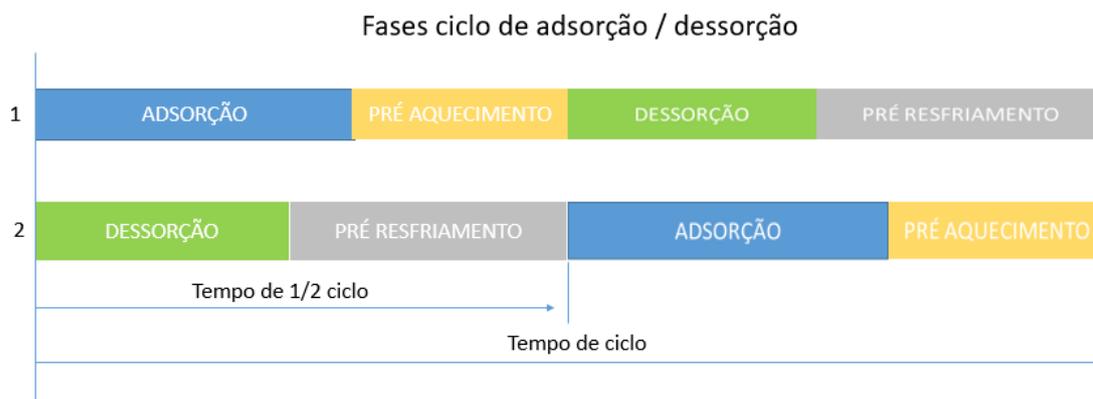


Figura 6.4 – Fases do ciclo de adsorção de um sistema ADS real

O principal objetivo deste trabalho é avaliar o desempenho de um sistema de dessalinização por adsorção responsivo, ativado por energia térmica solar, considerando a natureza transitória das condições climáticas. A variação da temperatura ambiente e do nível de radiação solar, ao longo de um dia característico, tem efeito direto sobre as temperaturas de operação do sistema que, por sua vez, também influenciam na determinação do tempo de ciclo ideal. Portanto para melhor compreender e avaliar a relação entre estas variações e o desempenho do sistema um tempo de meio ciclo de 1 h (3.600 s) foi adotado para simulação numérica. Este tempo de meio ciclo é bastante razoável quando se leva em consideração a cinética adsortiva da material sílica gel Fuji RD 2560 avaliada sob diversas temperaturas de operação representada, nas Figuras 6.2 e 6.3

Além disso, dentro desse mesmo intervalo de tempo, foram coletados dados de temperatura ambiente e irradiância horizontal global fornecidos pela estação meteorológica e utilizados na simulação. Na simulação, também assume-se que o fluido térmico de baixa temperatura utilizado no evaporador ($T_{chil,in}$), nos reatores adsortivos ($T_{cw,in}$) e no condensador ($T_{wcond,in}$) utilizam fluidos provenientes do mesmo reservatório, que reflete as variações e assume o mesmo valor da temperatura ambiente (T_{amb}). Da mesma forma, a fonte térmica de alta temperatura ($T_{hw,in}$) assume o mesmo valor da temperatura do reservatório do coletor solar (T_s). As tubulações e conexões entre os componentes do sistema ADS são consideradas de pequenas dimensões e estão perfeitamente isolados, desconsiderando assim as perdas de calor e pressão.

A Figura 6.5 apresenta as variações dos valores médios de T_{amb} e I_c ao longo de um dia característico, baseadas nos dados coletados da estação meteorológica A313 localizada em Campina Grande-PB, uma cidade na região semiárida do Brasil. Observa-se que a radiação solar é nula durante a noite e aumenta gradualmente ao longo do dia solar, das 6h às 18h, alcançando um valor médio máximo de 790 W/m^2 . De forma semelhante, a temperatura ambiente durante o mesmo período do dia atinge um valor médio máximo de $28,8 \text{ }^\circ\text{C}$.

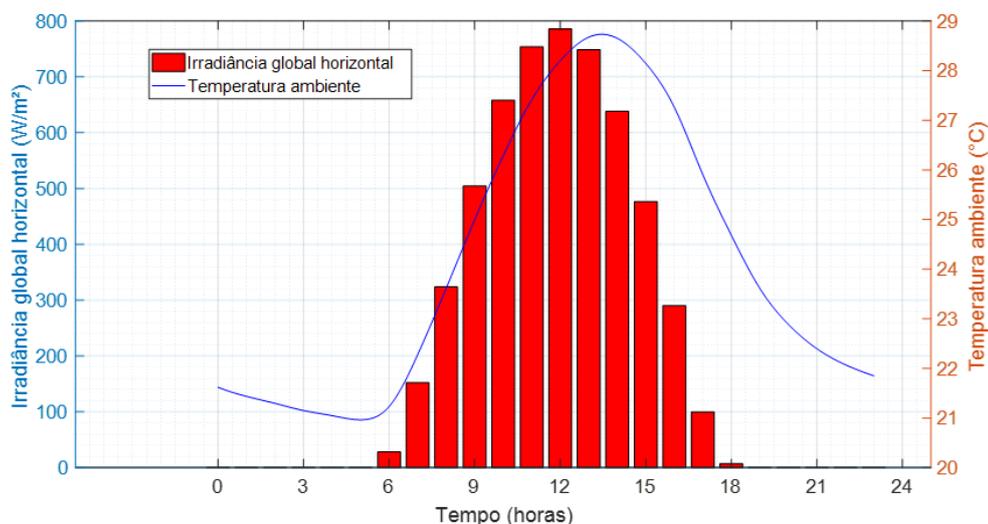


Figura 6.5 – Variação das médias da temperatura ambiente e índice de radiação solar em Campina Grande-PB ao longo de um dia característico

A Figura 6.6 apresenta a variação transiente da temperatura do reservatório térmico (T_s) em função da variação da irradiância global horizontal (I_c) ao longo de um dia característico obtida a partir da resolução das Equações (5.20) e (5.21) do modelo. Observa-se que, a partir das 6h, o reservatório do coletor solar inicia seu processo de aquecimento, atingindo uma temperatura máxima de 74 $^{\circ}C$ às 15h.

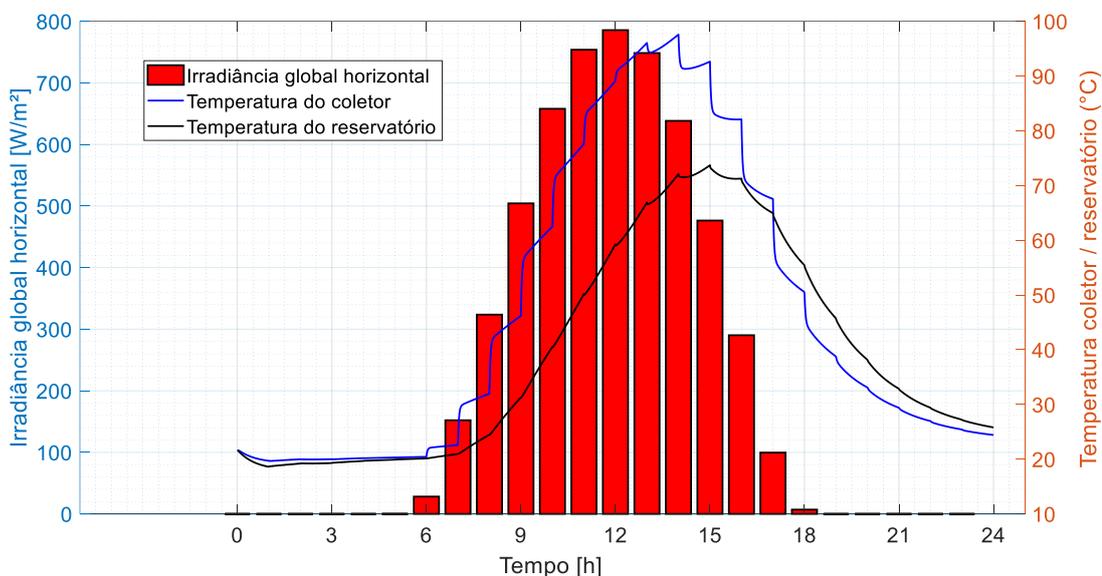


Figura 6.6 - Variação da temperatura do coletor e do reservatório com a variação do índice de radiação

Em trabalho anterior publicado por Mitra et al., (2017b), os autores determinaram que, para um sistema adsortivo utilizando o par gel de sílica e água, a temperatura

teórica mínima para o processo de dessorção situa-se entre 46 °C e 52 °C. Considerando como o limite mínimo da temperatura o valor de 46 °C, este valor limita o tempo total de operação do sistema ADS ao longo do dia. Neste caso, e de acordo com os parâmetros iniciais adotados para a simulação deste modelo, esta temperatura está disponível no sistema apenas durante o período entre 11h e 19h, conforme ilustrado na Figura 6.6. Antes desse período, toda a energia térmica gerada pelo sistema de aquecimento solar é utilizada para aquecer o volume de água armazenado no reservatório do coletor solar. No entanto, as temperaturas alcançadas ainda são insuficientes para ativar o reator de adsorção.

O perfil dos processos de adsorção e dessorção em função das variações de temperatura ambiente (T_{amb}) e temperatura do reservatório (T_s) nos reatores 1 e 2 está ilustrado na Figura 6.7. A amplitude entre as curvas dos processos de adsorção e dessorção representa a quantidade de vapor liberada por ciclo de cada reator para o condensador. O valor mais alto, de 0,25 kg/kg por ciclo, é alcançado entre o período de 14 a 16 h, coincidindo com o intervalo do dia que apresenta a maior amplitude térmica (40 °C). É importante destacar que, após as 18 h, mesmo quando o índice de radiação global for praticamente zero, o sistema pode continuar produtivo, devido à disponibilidade de energia térmica residual no reservatório do coletor solar.

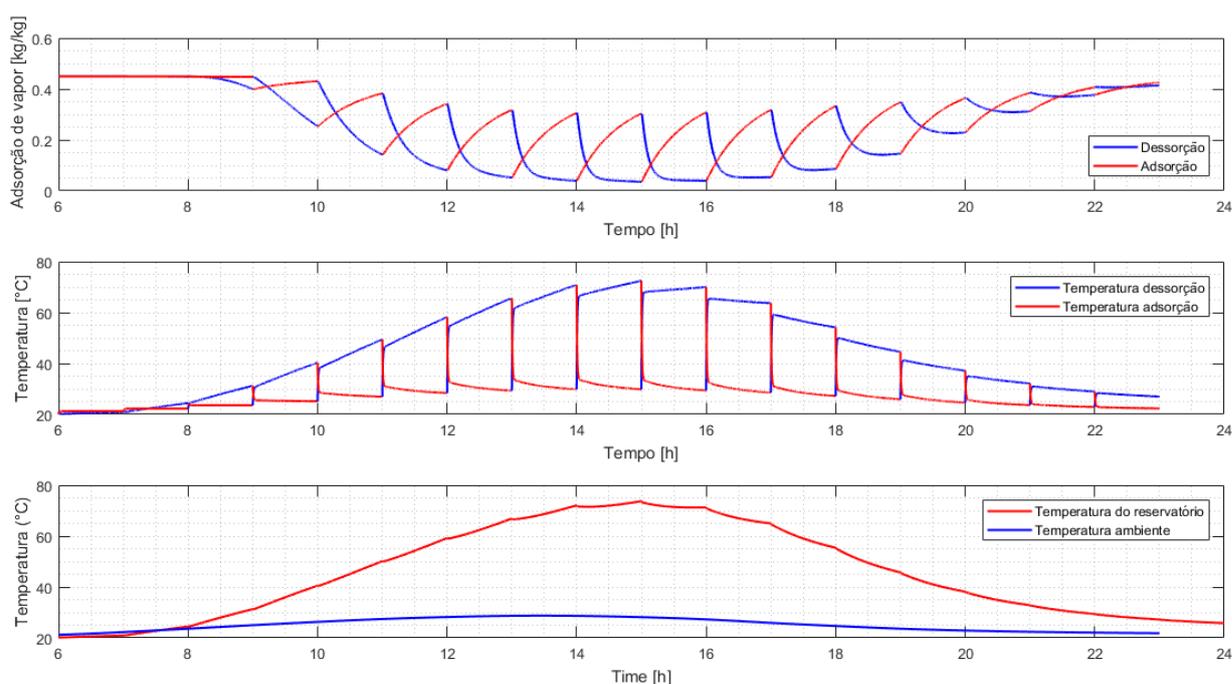


Figura 6.7 - Ciclos de adsorção e dessorção e as variações das temperaturas

As Figuras 6.8 e 6.9 ilustram os perfis das dinâmicas de temperatura do ciclo adsorvivo obtidos a partir da simulação do atual modelo para o evaporador, reatores adsorvivos e condensador. Na Figura 6.8 são apresentadas as variações de temperatura para cada meio ciclo (3.600 s) ao longo de um dia característico. Na Figura 6.9, para melhor visualização, esses perfis de temperatura são detalhados para um período correspondente a um ciclo completo entre 14 e 16 h. O perfil de temperatura de dessorção nos reatores segue uma tendência ascendente de aquecimento, atingindo o pico de 74 °C às 15 h, após o qual começa a diminuir devido ao ciclo térmico e à menor disponibilidade de energia térmica. Após atingir a temperatura de pico 74 °C às 15 h, o sistema comuta e o reator inicia seu processo de resfriamento até atingir a temperatura ambiente (T_{amb}), preparando o reator para a próxima etapa de adsorção.

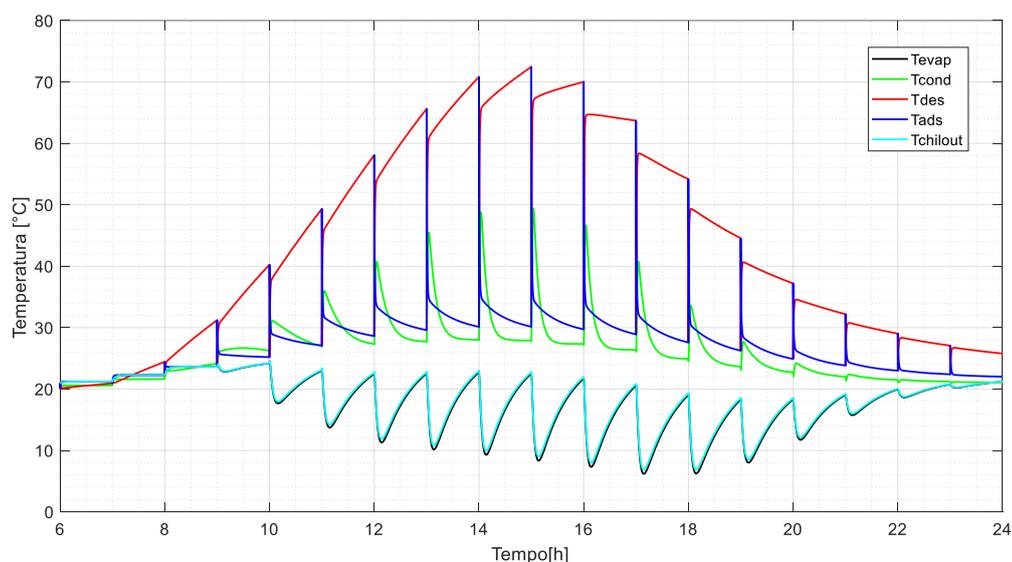


Figura 6.8 - Perfis das temperaturas dos diversos componentes do sistema ADS

O efeito de refrigeração é evidenciado pela análise do perfil de temperatura ($T_{chill, out}$) no evaporador. Esse efeito torna-se perceptível a partir das 10 h, alcançando uma temperatura de 17 °C e um SCP (capacidade específica de refrigeração) de 130 W/kg. Entre 14 e 19 h, foram observadas quedas de temperatura abaixo de 10 °C e valores de SCP entre 280 e 230 W/kg, com pico de 290 W/kg próximo às 16 h, conforme ilustrado na Figura 6.10.

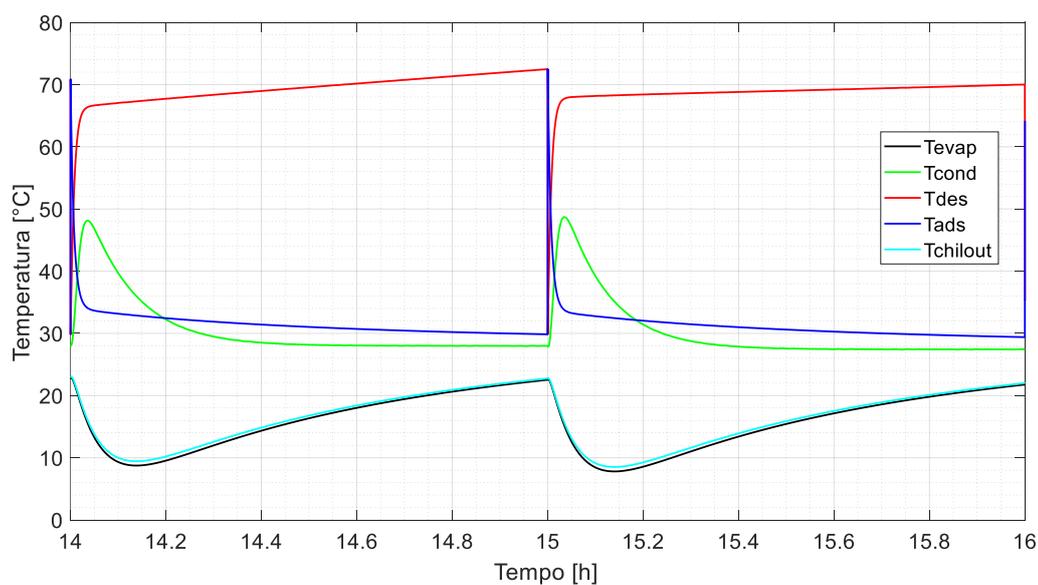


Figura 6.9 - Perfis das temperaturas dos diversos componentes do sistema ADS detalhe

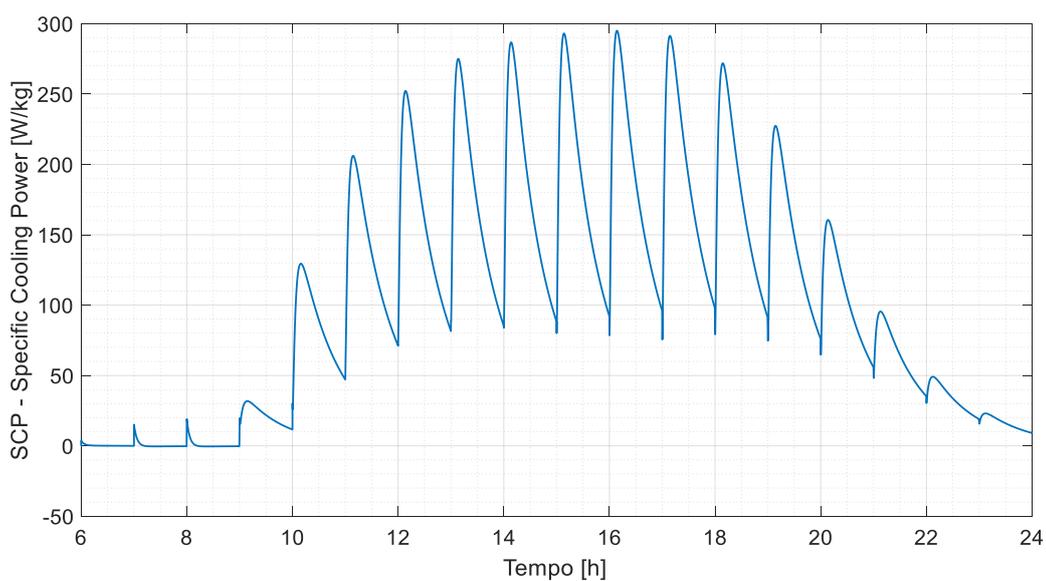


Figura 6.10 - Produção específica de refrigeração (SCP)

Outro indicador relevante avaliado neste estudo é o coeficiente de desempenho (COP). As Figuras 6.11 e 6.12 apresentam os resultados da simulação do modelo, conforme a Equação (4.19). A Figura 6.11 mostra as variações do COP para um período de meio ciclo equivalente a 1 h (3.600 s) ao longo de um dia característico. Figura 6.12 fornece uma visão mais detalhada do período entre 14 e 16 h. Observa-se que, no início

do ciclo, o COP apresenta valores muito baixos, aumentando gradualmente à medida que o efeito de refrigeração é gerado no evaporador.

Essas análises demonstram o comportamento térmico e os desempenhos operacionais do sistema, correlacionando os efeitos térmicos com a produtividade e eficiência energética ao longo de um ciclo típico. A queda de temperatura no evaporador é mais pronunciada nos primeiros 600 s, após os quais a temperatura do evaporador aumenta gradualmente até atingir o equilíbrio térmico com $T_{chil,in} = T_{amb}$, conforme ilustrado na Figura 6.9. Para fins de conveniência e comparação, o COP médio calculado para este sistema ao longo de um dia característico é de 0,46, como mostrado na Figura 6.12.

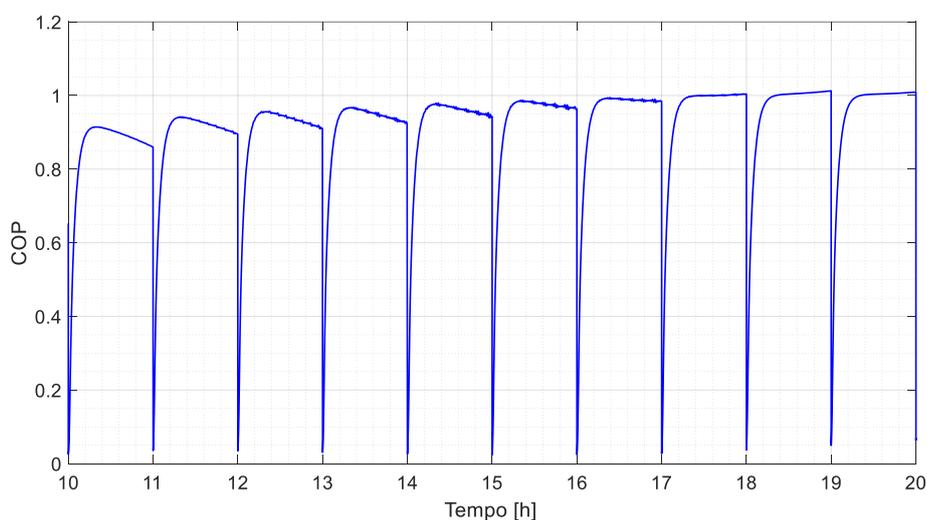


Figura 6.11 - Coeficiente de performance (COP)

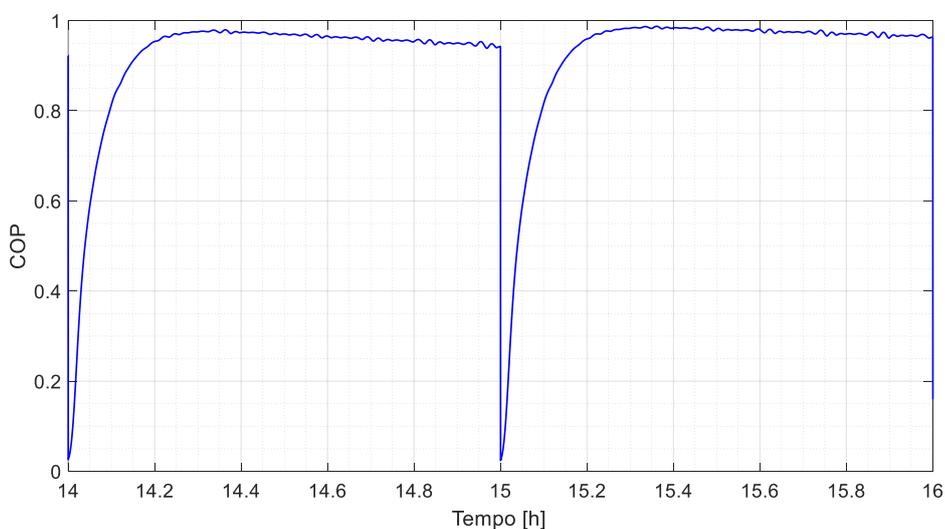


Figura 6.12 – Coeficiente de performance (COP), detalhes

O indicador de desempenho SWP (*specific water production*) é avaliado com a solução da Equação (5.17), este indicador de desempenho quantifica a produção de água potável em um sistema ADS. A Figura 6.13 apresenta o perfil de produção de água ao longo de um dia característico. Observa-se que a produção de água potável é mais sensível às variações da temperatura de dessorção ($T_{hw,in}$) mesmo que, ao mesmo tempo haja um aumento na temperatura de resfriamento do condensador ($T_{cw,in} = T_{amb}$). Na bibliografia o índice de desempenho de produção de água potável é expresso em termos de produção diária específica, SDWP (*specific daily water production*), assim, a partir da Equação (5.17) avaliada para o período o valor encontrado nesta simulação foi de 6,26 m³/ton sílica gel.

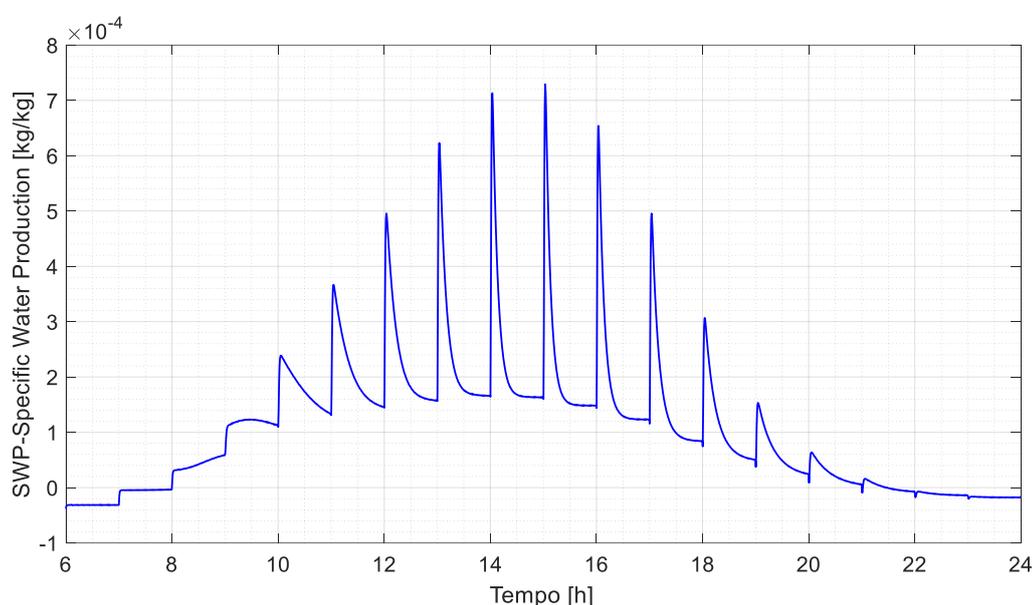


Figura 6.13 - Produção específica de água potável (SWP)

Na Tabela 6.4 são resumidos os principais resultados de estudos experimentais anteriores conduzidos por outros autores, nos quais sistemas de dessalinização por adsorção (ADS) carregados com adsorvente de gel de sílica foram avaliados em diversas condições operacionais e arranjos. Adicionalmente, os resultados da simulação numérica deste modelo também são apresentados para fins comparativos. Observa-se que os resultados obtidos na simulação numérica deste trabalho são consistentes com aqueles apresentados em estudos publicados na literatura. Os índices de desempenho são independentes da quantidade de material adsorvente utilizado, o que facilita a comparação entre sistemas de diferentes dimensões e configurações. Este estudo analisou um sistema considerando a variação das

temperaturas dos banhos térmicos em função das condições climáticas, diferentemente de outros trabalhos que adotaram temperaturas fixas (85°C para dessorção e 27-30°C para adsorção). Embora o uso de temperaturas fixas nos banhos térmicos permita um controle mais preciso dos processos de adsorção e dessorção no reator, isso demanda maior complexidade nos componentes e sistemas de controle. Ainda assim, mesmo sem fixar as temperaturas para otimizar o desempenho do sistema adsorvente, os resultados obtidos foram satisfatórios, com um índice SDWP de 6,26 m³/ton de sílica gel, considerando temperaturas dos banhos térmicos variando de 21-29°C para adsorção e 21-74°C para dessorção. Essa variação de temperatura também influenciou a geração do efeito frigorífico, refletido no índice SCP, que oscilou entre 5 e 300 W/kg de sílica gel, com COP médio de 0,46, compatível com os resultados obtidos por outros autores. Outro parâmetro considerado neste estudo foi o tempo de meio ciclo, definido em 3600 segundos com base nas características das isotermas e da cinética adsorvente. Observa-se que, mesmo em sistemas com a mesma quantidade de material adsorvente e operando sob as mesmas condições de temperatura no ciclo adsorvente, os tempos ótimos para o meio ciclo podem variar. Essa variação é influenciada por outros fatores específicos de cada projeto, como os materiais utilizados, dimensões, arranjos e sistemas de controle.

Tabela 6.4 - Tabela resumo principais resultados publicados na bibliografia

Tempo de meio ciclo (s)	Nº leitos	Massa Adsorvente (kg)	T _{cw} (°C)	T _{hw} (°C)	SDWP (m ³ /ton)	SCP (W/kg)	COP	REF
180	4	36	30	85	4.7	-	0,28	(WANG; NG, 2005)
650	2	6,75	30	85	4	112	0,45	(ALSAMAN et al., 2017)
600	4	36	30	85	14.2	-	0,74	(THU et al., 2011)
900	2	29,17	27	83	4.69	-	0,766	(ZHANG et al., 2020)
600	4/2	36	30	85	10	-	0,61	(THU et al., 2009b)
480	4	36	29,5	85	8	181	-	(NG et al., 2012)
3600	2	7	21-29	21-74	6,26	5-300	0,46	Este trabalho

Para avaliar as influências da variação da taxa de fluxo de alimentação dos banhos térmicos e do número (área total) de coletores solares planos utilizados no

sistema sobre o índice de desempenho SDWP, o modelo numérico foi submetido às variações dos parâmetros $\dot{m}_{h/cw}$ (reator) e $\dot{m}_{w,cond}$ (condensador). Para minimizar o esforço computacional, os valores de taxa de fluxo na simulação foram atribuídos igualmente a ambos os parâmetros, variando entre 0,1 e 0,9 kg/s. Na Figura 6.14, observa-se que o índice de produtividade SDWP do modelo não é altamente sensível ao aumento da capacidade de alimentação dos banhos térmicos para taxas de fluxo acima de 0,4 kg/s. Além disso, um aumento nesta capacidade resultaria em maior demanda de energia para o sistema de bombeamento e em maiores perdas de pressão no sistema.

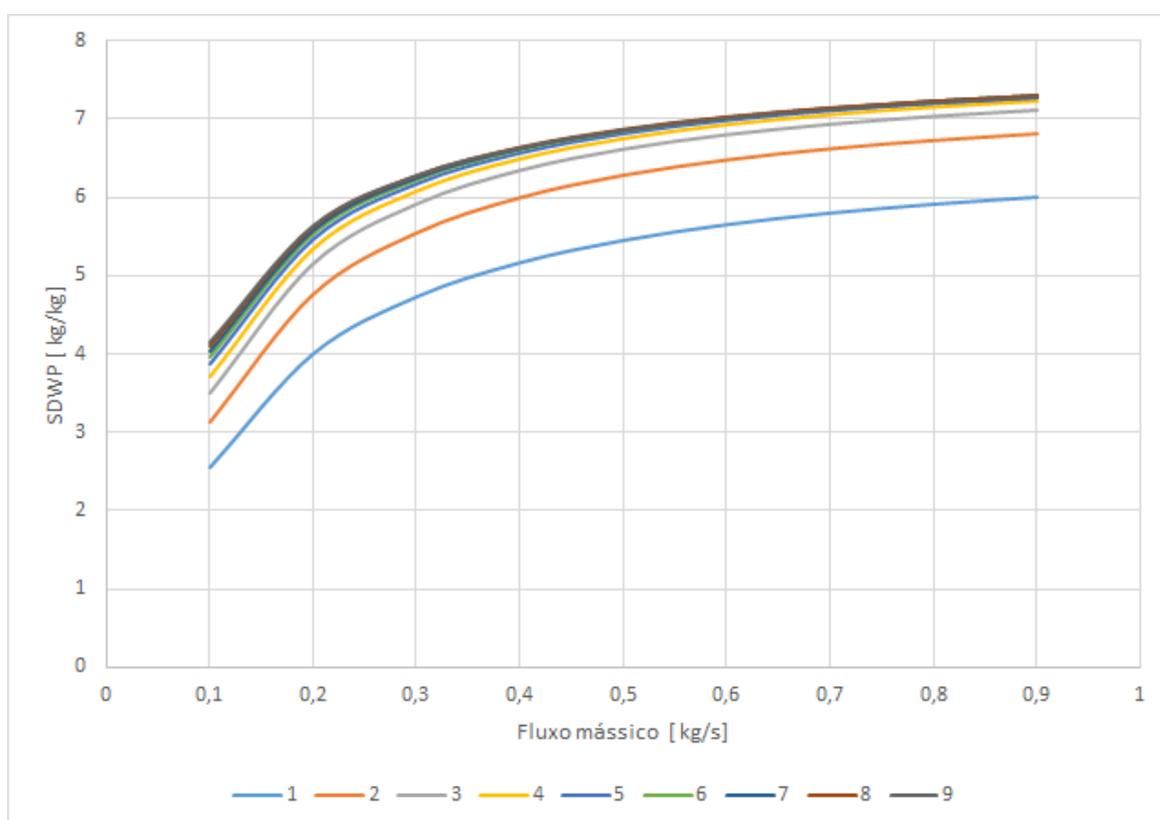


Figura 6.14 - Variação do SWP em função da variação do fluxo mássico e quantidade de coletores solares

Cada coletor utilizado nesta simulação possui uma área de $A_c = 4,46 \text{ m}^2$. Analisando a Figura 6.14, nota-se que, para cada taxa de fluxo adotada nos banhos térmicos, o índice de desempenho SDWP apresenta uma variação mínima para sistemas equipados com mais de três coletores solares.

Os índices de irradiância global horizontal (I_c) e a concentração salina (χ_i) da fonte de água (salobra ou marinha) são parâmetros de entrada para o modelo ADS

avaliado e estão sujeitos a variações ao longo de um dia característico, à alterações sazonais e mudanças nos padrões de precipitação. As Figuras 6.15 e 6.16 ilustram o impacto dessas variações nos índices de desempenho SCP (capacidade específica de refrigeração) e SWP (produção específica de água). Foram avaliadas concentrações de salinidade variando de 0 ppm ($\chi_i = 0$, para água pura) a 35.000 ppm ($\chi_i = 35.000$ para água do mar) e de irradiâncias globais horizontais de 200 a 1.000 W/m². Em ambos os casos, observa-se que, dentro da faixa de salinidade avaliada para a água salobra típica da região semiárida (salinidade ≤ 10.000 ppm), o índice de desempenho SWP apresenta baixa sensibilidade, como evidenciado pela sobreposição das curvas nas Figuras 6.15 e 6.16. Isso indica que o modelo é pouco sensível às mudanças nesses parâmetros, especialmente dentro dos limites operacionais considerados.

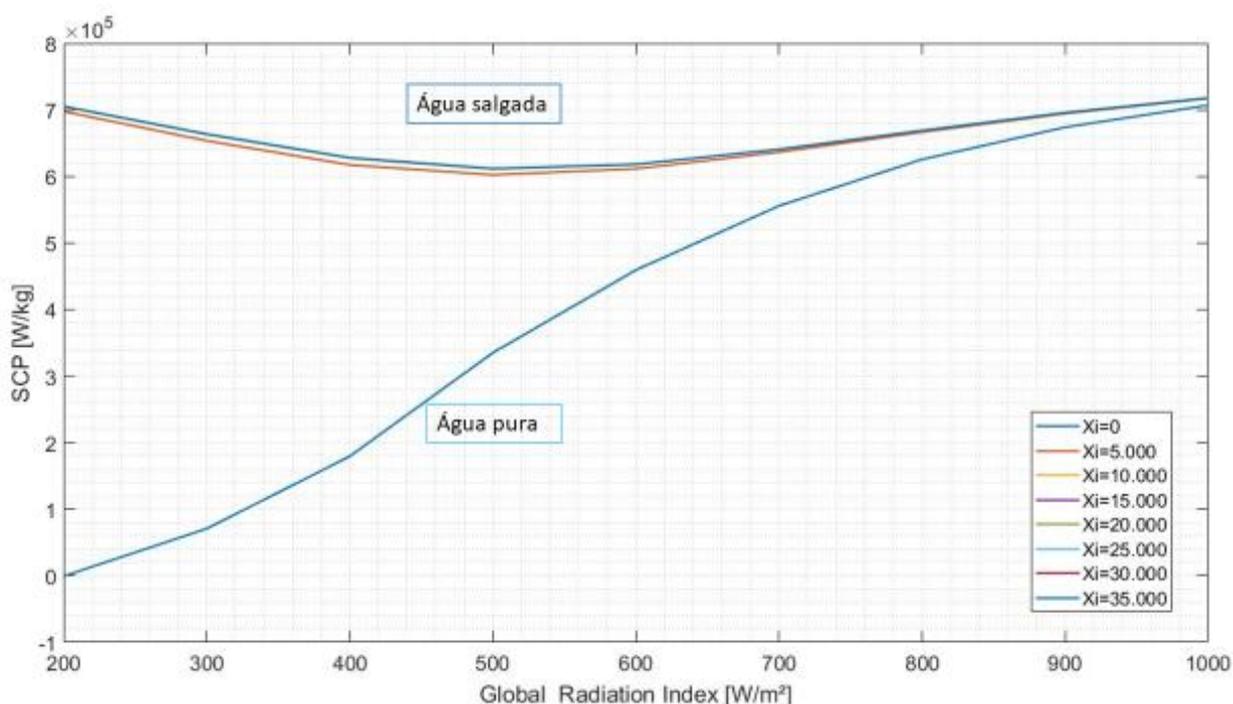


Figura 6.15 - Variação da produção do efeito de refrigeração (SCP) em função da salinidade da fonte de alimentação

Em trabalho teórico e experimental Bai et al.(2020), os autores avaliaram a influência do nível salinidade no desempenho de um sistema de dessalinização por adsorção. Os resultados não mostraram mudanças significativas no índice SWP para amostras com concentrações salinas variando de 35.000 a 100.000 ppm. Na Figura 6.16 a partir de 750 W/m², a água salobra basicamente apresenta um desempenho similar ao da água pura termos de SWP.

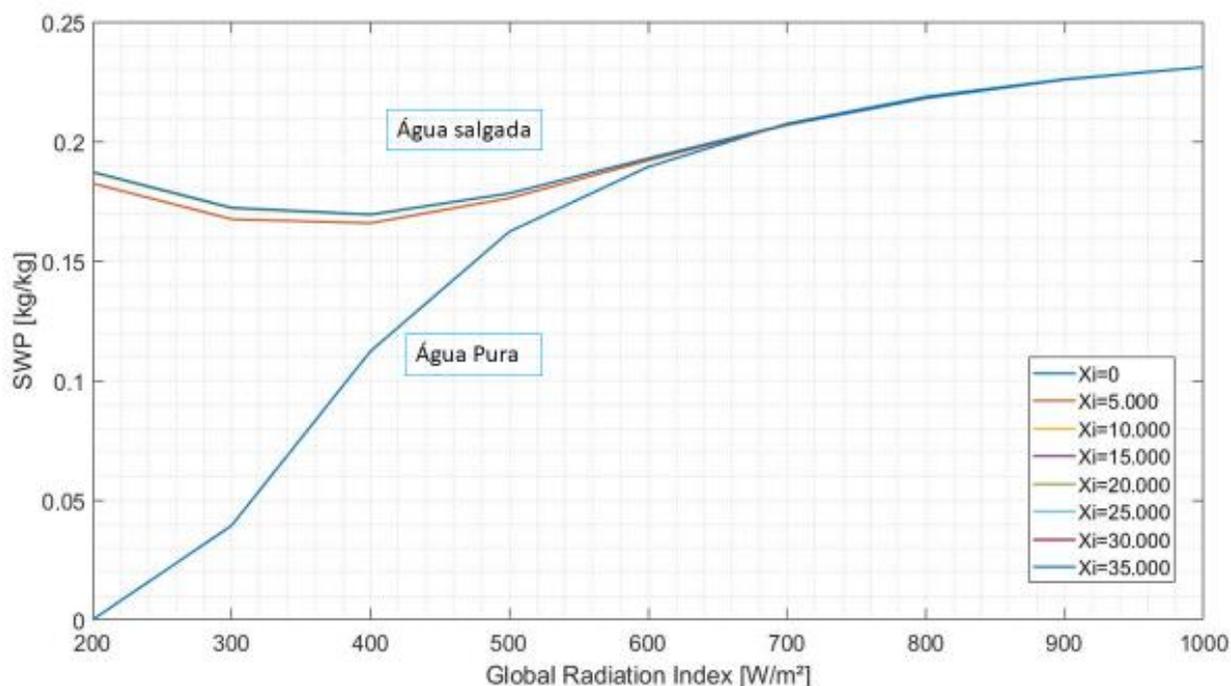


Figura 6.16 - Variação da produção específica (SWP) em função da variação da salinidade da fonte de alimentação

A influência da salinidade no sistema é mais pronunciada no evaporador, afetando a quantidade de calor necessária para manter o processo de evaporação à medida que a concentração salina aumenta, o que eleva o ponto de ebulição (BPE) e reduz o calor latente de vaporização (SHARQAWY; LIENHARD V; ZUBAIR, 2010).

De acordo com o trabalho de (NG et al., 2013b; SPIEGLER; EL-SAYED, 2001) ao avaliar o trabalho ideal para dessalinização, adotando a abordagem do trabalho realizado e a energia livre de Gibbs, ficou demonstrado ser sensível à variação do índice de salinidade. Por exemplo, a energia mínima teórica exigida para dessalinizar água do mar padrão com uma concentração de 35.000 ppm é de 0,706 kWh/m³. Esse limite termodinâmico é independente do método de dessalinização empregado.

Do ponto de vista da eficiência energética e sustentabilidade ambiental, existe uma forte motivação para engenheiros e pesquisadores melhorarem o consumo específico de energia no processo de dessalinização. Atualmente, devido aos avanços tecnológicos em novos materiais aplicados a membranas, assim como a adoção de processos de recuperação de energia, o consumo específico de energia (SEC) foi reduzido para 30% do consumo médio de 6 kWh/m³ na dessalinização de água do mar padrão. Embora o SEC seja comumente utilizado como um indicador de desempenho,

ele não consegue discernir entre as formas de energia que geram custos e aquelas que não geram, quando usadas como insumos nos processos.

Além disso, o SEC pode ser aplicado para avaliar e comparar processos alimentados por fontes de energia elétrica ou térmica. A combinação dessas duas formas de energia constitui o principal insumo energético. De acordo com (NG et al., 2013a), os valores podem chegar a 14,29 kWh/m³ para processos de osmose reversa (RO) e 39,80 kWh/m³ para processos de dessalinização por adsorção (AD). No entanto, o consumo de eletricidade para esses processos é de 5 kWh/m³ e 1,38 kWh/m³, respectivamente.

Como os principais componentes do sistema de dessalinização por adsorção são estacionários, o baixo consumo elétrico está relacionado à operação das bombas de transferência de fluido e de vácuo, atuação das válvulas, instrumentação e painel de controle, uma carga que pode ser atendida pela adição de painéis fotovoltaicos e pequenas baterias ao sistema. A adição de baterias ao sistema não só suporta os sistemas periféricos, mas também ajuda a estender o período de operação do sistema após a redução dos níveis de radiação solar, alimentando resistências elétricas instaladas nos reatores adsorventes, garantindo temperaturas mínimas para a manutenção do ciclo adsorvente e melhorando os índices de produtividade SDWP.

7 CONCLUSÃO

Este estudo realizou uma avaliação detalhada da viabilidade de empregar tecnologia de adsorção ativada por energia solar térmica não concentrada no contexto de processos de dessalinização. Envolveu a aplicação de um modelo matemático, a integração de dados meteorológicos e de salinidade das fontes de água subterrânea da região semiárida do nordeste do Brasil. Por meio dessa análise, foi avaliada a complexa interação entre condições meteorológicas, flutuações do nível de salinidade e os índices de desempenho do sistema.

As análises numéricas realizadas elucidaram em que medida as variações transitórias de temperatura decorrentes de mudanças climáticas e as alterações do nível de salinidade das fontes de água subterrânea (sazonalidade) nos indicadores de desempenho do modelo proposto. A partir da avaliação de alguns parâmetros operacionais, como a taxa de fluxo de alimentação dos banhos térmicos nos reatores e condensadores, foram obtidas informações sobre a eficiência do sistema em termos de produção específica diária de água (SDWP), sugerindo um número ótimo de coletores solares a serem empregados.

As implicações dos diversos índices de radiação global durante o dia solar tanto na temperatura ambiente quanto na temperatura do reservatório do coletor solar, indicaram um SWP (produção específica diária de água) variando de 0 a 7,4 kg/kg, totalizando uma produção de 6,26 kg/kg (SDWP) para um dia característico. Além disso, a avaliação do efeito de resfriamento sob diferentes temperaturas ambientes destacou um intervalo de 40 a 290 W/kg para a potência específica de resfriamento (SCP), com temperaturas chegando abaixo de 10 °C durante os ciclos. As fontes de água subterrânea na região semiárida brasileira apresentam predominantemente águas salobras, com índices de salinidade variando de 0 a 15.000 ppm. O modelo demonstrou pouca sensibilidade nos índices de desempenho SDWP e SCP dentro dessa faixa inferior de salinidade.

Considerando um consumo médio per capita de 150 l/dia e um uso diário estimado de 600 l/dia por família, o modelo simulado (produção de 6,26 kg de água por quilo de material adsorvente por dia), recomenda um sistema de dessalinização por adsorção com 95,84 kg de material adsorvente (sílica gel) distribuídos em dois reatores

adsortivos, ativados por energia térmica proveniente de pelo menos dois coletores solares planos com área total de 8,92 m².

Esses resultados estão alinhados com estudos teóricos e experimentais similares documentados na literatura, destacando o potencial promissor dessa tecnologia como uma alternativa viável aos processos convencionais de osmose reversa na região semiárida do Nordeste brasileiro, principalmente quando empregada nas comunidades mais remotas com pouco ou nenhum acesso a rede elétrica.

Os resultados desta abordagem demonstram a adaptabilidade e resiliência do modelo proposto às condições climáticas do semiárido, estabelecendo uma base sólida para futuras investigações e aprimoramentos desses sistemas em diferentes contextos geográficos e climáticos. Durante o desenvolvimento desta pesquisa, foram identificadas questões importantes para melhorar o desempenho dos sistemas ADS, como a síntese de novos materiais adsorventes com maior capacidade absorviva e ativação em baixas temperaturas, além de estudos voltados para a melhoria da baixa eficiência na transferência de calor entre o material adsorvente e os trocadores de calor.

Vale ressaltar que, apesar do resultado do estudo de modelagem aqui apresentado indicar viabilidade técnica, existe ainda a necessidade de testes experimentais de protótipo para elevar o nível de maturidade tecnológica (*TRL*, do inglês *Technological Readiness Level*) do dispositivo para futuras aplicações em regiões semiáridas.

REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

ABDELKAREEM, M. A. et al. Recent progress in the use of renewable energy sources to power water desalination plants. **Desalination**, v. 435, n. November 2017, p. 97–113, 2018.

AHMED, F. E.; HASHAIKEH, R.; HILAL, N. Solar powered desalination – Technology, energy and future outlook. **Desalination**, v. 453, n. October 2018, p. 54–76, 2019.

AHMED, F. E.; HASHAIKEH, R.; HILAL, N. Hybrid technologies: The future of energy efficient desalination – A review. **Desalination**, v. 495, n. July, p. 114659, 2020.

AL-KHARABSHEH, S.; GOSWAMI, D. Y. Theoretical analysis of a water desalination system using low grade solar heat. **Journal of Solar Energy Engineering, Transactions of the ASME**, v. 126, n. 2, p. 774–780, 2004.

AL-MUTAZ, I. S.; WAZEER, I. Comparative performance evaluation of conventional multi-effect evaporation desalination processes. **Applied Thermal Engineering**, v. 73, n. 1, p. 1194–1203, 2014.

ALAWAD, S. M. et al. Renewable energy systems for water desalination applications: A comprehensive review. **Energy Conversion and Management**, v. 286, n. January, p. 117035, 2023.

ALI, E. S. et al. Weather effect on a solar powered hybrid adsorption desalination-cooling system: A case study of Egypt's climate. **Applied Thermal Engineering**, v. 124, p. 663–672, 2017.

ALI, E. S.; ASKALANY, A. A.; ZOHIR, A. E. Innovative employing of salt hydration with adsorption to enhance performance of desalination and heat transformation systems. **Applied Thermal Engineering**, v. 179, n. January, p. 115614, 2020.

ALI, S. M. et al. Thermally driven adsorption cooling and desalination employing multi-bed dual-evaporator system. **Applied Thermal Engineering**, v. 106, p. 1136–1147, 2016.

ALSAMAN, A. S. et al. A state of the art of hybrid adsorption desalination-cooling systems. **Renewable and Sustainable Energy Reviews**, v. 58, p. 692–703, 2016.

ALSAMAN, A. S. et al. Performance evaluation of a solar-driven adsorption desalination-cooling system. **Energy**, v. 128, p. 196–207, 2017.

ALSAMAN, A. S. et al. Composite adsorbent materials for desalination and cooling applications: A state of the art. **International Journal of Energy Research**, v. 46, n. 8, p. 10345–10371, 2022.

AMIRFAKHRAEI, A.; ZAREI, T.; KHORSHIDI, J. Performance improvement of adsorption desalination system by applying mass and heat recovery processes. **Thermal Science and Engineering Progress**, v. 18, n. February, p. 100516, 2020.

ANDERS, C. R. et al. Environmental impacts of reject brine disposal from desalination plants. **Desalination and Water Treatment**, v. 181, p. 17–26, 2020.

ARISTOV, Y. I. et al. Kinetics of water adsorption on silica Fuji Davison RD.

Microporous and Mesoporous Materials, v. 96, n. 1–3, p. 65–71, 2006.

ASKALANY, A. et al. Experimental optimization of the cycle time and switching time of a metal organic framework adsorption desalination cycle. **Energy Conversion and Management**, v. 245, n. March, p. 114558, 2021.

AWERBUCH, L.; MAST, V. V.; SOO-HOO, R. San Francisco, California U.S.A. v. 64, 1987.

AWERBUCH, L.; SOMMARIVA, C. **MSF DISTILLATE DRIVEN DESALINATION PROCESS AND APPARATUS**, [s.d.]. Disponível em: <<https://patentimages.storage.googleapis.com/1e/67/06/05c84664d9ed8a/WO2006021796A1.pdf>>

BAI, S. et al. Study of the salinity effects on the cooling and desalination performance of an adsorption cooling cum desalination system with a novel composite adsorbent. **Applied Thermal Engineering**, v. 181, n. August, 2020.

BARROS, I. B. B. F.; FREIRE, G. S. DE S. Qualidade da água de poços paralisados no município de Itapipoca, Ceará. **Águas Subterrâneas**, v. 33, n. 4, p. 1–12, 2019.

BLANK, J. E.; TUSEL, G. F.; NISANC, S. The real cost of desalted water and how to reduce it further. **Desalination**, v. 205, n. 1–3, p. 298–311, 2007.

BROMLEY, L. A. et al. Thermodynamic properties of sea salt solutions. **AIChE Journal**, v. 20, n. 2, p. 326–335, 1974.

BROUGHTON, D. B. **Continous desalination process, United States patent US 4447329A**, 1983. Disponível em: <<https://patents.google.com/patent/US4447329A/en>>

BUNDSCHUH, J. et al. State-of-the-art of renewable energy sources used in water desalination: Present and future prospects. **Desalination**, v. 508, n. December 2020, 2021.

BUZÁS, J. et al. Modelling and simulation of a solar thermal system. **Mathematics and Computers in Simulation**, v. 48, n. 1, p. 33–46, 1998.

BUZÁS, J. Block-Oriented Modeling of Solar Thermal. 2009.

CAMPOS, R. T. Dessalinização De Água Em Comunidades Rurais. **RER - Revista Estudos Regionais**, v. 45, n. 04, p. 963–984, 2007.

CHAKRABORTY, A. et al. Adsorption thermodynamics of silica gel-water systems. **Journal of Chemical and Engineering Data**, v. 54, n. 2, p. 448–452, 2009.

CHIHARA, K.; SUZUKI, M. Air drying by pressure swing adsorption. **Journal of Chemical Engineering of Japan**, v. 16, n. 4, p. 293–299, 1983.

CHOI, S. H. On the brine re-utilization of a multi-stage flashing (MSF) desalination plant. **Desalination**, v. 398, p. 64–76, 2016.

CHUA, H. T. et al. Adsorption {Characteristics} of {Silica} {Gel} + {Water} {Systems}. **Journal of Chemical and Engineering Data. Chem. Eng**, v. 47, p. 1177–1181, 2002a.

CHUA, H. T. et al. Adsorption characteristics of silica gel + water systems. **Journal of Chemical and Engineering Data**, v. 47, n. 5, p. 1177–1181, 2002b.

CIPOLLINA, A. et al. **Reverse electrodialysis: Applications**. [s.l.] Elsevier Ltd., 2016.

- CIPOLLINA, A. et al. A dynamic model for MED-TVC transient operation. **Desalination**, v. 413, p. 234–257, 2017.
- CIPOLLINA, A.; MICALE, G.; RIZZUTI, L. **Seawater Desalination**. [s.l.] Springer-Verlag, 2009.
- COHEN, Y.; SEMIAT, R.; RAHARDIANTO, A. A perspective on reverse osmosis water desalination: Quest for sustainability. **AIChE Journal**, v. 63, n. 6, p. 1771–1784, 2017.
- COSME, C. R. et al. Hydroponic tomato production using reject of desalination in the nutrient solution applied at different stages. **Revista Brasileira de Engenharia Agrícola e Ambiental**, v. 15, n. 5, p. 499–504, 2011.
- CUNHA, D. P. S.; PONTES, K. V. Desalination plant integrated with solar thermal energy: A case study for the Brazilian semi-arid. **Journal of Cleaner Production**, v. 331, n. April 2021, p. 129943, 2022.
- DA SILVA GOMES, J. W. et al. Cherry tomato growth and yield in soilless system using wastewater from desalination process. **Revista Ciencia Agronomica**, v. 42, n. 4, p. 850–856, 2011.
- DA SILVA, K. S. et al. Study of solar still in groundwater treatment in Brazilian northeast. **Desalination and Water Treatment**, v. 293, p. 14–26, 2023.
- DARWISH, M. A. Thermal analysis of vapor compression desalination system. **Desalination**, v. 69, n. 3, p. 275–295, 1988.
- DE CARVALHO, P. C. M. et al. The Brazilian experience with a photovoltaic powered reverse osmosis plant. **Progress in Photovoltaics: Research and Applications**, v. 12, n. 5, p. 373–385, 2004.
- DIAS, N. S. et al. Melon yield in a hydroponic system with wastewater from desalination plant added in the nutrient solution | Produção de melão rendilhado em sistema hidropônico com rejeito da dessalinização de água em solução nutritive. **Revista Brasileira de Engenharia Agrícola e Ambiental**, v. 14, n. 7, p. 755–761, 2010.
- DU, B. et al. Area optimization of solar collectors for adsorption desalination. **Solar Energy**, v. 157, n. July, p. 298–308, 2017.
- EL-DESSOUKY, H. T.; ETTOUNEY, H. M. **Fundamentals of Salt Water Desalination**. [s.l.] Elsevier, 2002.
- EL-NASHAR, A. M. Cogeneration for power and desalination - State of the art review. **Desalination**, v. 134, n. 1–3, p. 7–28, 2001.
- ELSAYED, E. et al. CPO-27(Ni), aluminium fumarate and MIL-101(Cr) MOF materials for adsorption water desalination. **Desalination**, v. 406, p. 25–36, 2017.
- ELSAYED, E. et al. Experimental testing of aluminium fumarate MOF for adsorption desalination. **Desalination**, v. 475, n. June 2019, p. 114170, 2020.
- ELSAYED, M. L. et al. Exergy and thermo-economic analysis for MED-TVC desalination systems. **Desalination**, v. 447, n. February, p. 29–42, 2018.
- ELSHENITI, M. B. et al. Performance of a solar adsorption cooling and desalination system using aluminum fumarate and silica gel. **Applied Thermal Engineering**, v. 194, n. April, p. 117116, 2021.

ELTAWIL, M. A.; ZHENGMING, Z.; YUAN, L. A review of renewable energy technologies integrated with desalination systems. **Renewable and Sustainable Energy Reviews**, v. 13, n. 9, p. 2245–2262, 2009.

ESFAHANI, I. J. et al. Efficient thermal desalination technologies with renewable energy systems: A state-of-the-art review. **Korean Journal of Chemical Engineering**, v. 33, n. 2, p. 351–387, 2016.

ETTOUNEY, H. Design of single-effect mechanical vapor compression. **Desalination**, v. 190, n. 1–3, p. 1–15, 2006.

FERREIRA, A. et al. Economic overview of the use and production of photovoltaic solar energy in Brazil. **Renewable and Sustainable Energy Reviews**, v. 81, n. February 2017, p. 181–191, 2018.

FERREIRA, R. S. et al. Empowering Brazilian Northeast Rural Communities To Desalinated Drinking Water Access: Programa Água Doce. **The International Desalination Association World Congress**, p. 1–13, 2017.

FILIFE, J.; ALVES, S. Faculdade de Engenharia da Universidade do Porto Sistema de Suporte à Execução de Processo de Negócio. 2009.

GARCÍA-RODRÍGUEZ, L. Renewable energy applications in desalination: State of the art. **Solar Energy**, v. 75, n. 5, p. 381–393, 2003.

GHAFFOUR, N. et al. Renewable energy-driven innovative energy-efficient desalination technologies. **Applied Energy**, v. 136, p. 1155–1165, 2014.

GHAFFOUR, N.; MISSIMER, T. M.; AMY, G. L. Technical review and evaluation of the economics of water desalination: Current and future challenges for better water supply sustainability. **Desalination**, v. 309, n. 2013, p. 197–207, 2013.

GHAZI, Z. M. et al. An overview of water desalination systems integrated with renewable energy sources. **Desalination**, v. 542, n. July, p. 116063, 2022.

GOLDSWORTHY, M. J. Measurements of water vapour sorption isotherms for RD silica gel, AQSOA-Z01, AQSOA-Z02, AQSOA-Z05 and CECA zeolite 3A. **Microporous and Mesoporous Materials**, v. 196, p. 59–67, 2014.

GOMES, A. M. et al. **BEN - Relatório Síntese 2024- Ano base 2023**. [s.l.: s.n.]. Disponível em: <https://www.epe.gov.br/sites-pt/publicacoes-dados-abertos/publicacoes/PublicacoesArquivos/publicacao-819/topico-715/BEB_Summary_Report_2024.pdf>.

GUDE, V. G.; NIRMALAKHANDAN, N.; DENG, S. Renewable and sustainable approaches for desalination. **Renewable and Sustainable Energy Reviews**, v. 14, n. 9, p. 2641–2654, 2010.

GUIMARD, L. et al. New considerations for modelling a MED-TVC plant under dynamic conditions. **Desalination**, v. 452, n. October 2018, p. 94–113, 2019.

HAGUENAUER, G. DE M. et al. Current and future opportunities for renewable integrated desalination systems in the Brazilian semiarid region. **Desalination and Water Treatment**, v. 166, p. 279–295, 2019.

HAMED, O. A. Overview of hybrid desalination systems - Current status and future prospects. **Desalination**, v. 186, n. 1–3, p. 207–214, 2005.

HANSHIK, C. et al. Improved productivity of the MSF (multi-stage flashing) desalination plant by increasing the TBT (top brine temperature). **Energy**, v. 107, p. 683–692, 2016.

HUA, W. S.; XU, H. J.; XIE, W. H. Review on adsorption materials and system configurations of the adsorption desalination applications. **Applied Thermal Engineering**, v. 204, n. November 2021, 2022a.

HUA, W. S.; XU, H. J.; XIE, W. H. Review on adsorption materials and system configurations of the adsorption desalination applications. **Applied Thermal Engineering**, v. 204, n. December 2021, 2022b.

INTERNATIONAL DESALINATION AND REUSE ASSOCIATION. **IDRA water security handbook 2019-2020**. [s.l: s.n.]. v. 112

JONES, E. et al. The state of desalination and brine production: A global outlook. **Science of the Total Environment**, v. 657, p. 1343–1356, 2019.

JUDD, S. J. Membrane technology costs and me. **Water Research**, v. 122, p. 1–9, 2017.

JUNIOR, L. G. DE A. S.; GHEYI, H. R.; MEDEIROS, J. F. DE. COMPOSIÇÃO QUÍMICA DE ÁGUAS DO CRISTALINO DO NORDESTE BRASILEIRO. **Revista Brasileira de Engenharia Agrícola e Ambiental**, v. 3, n. 1, p. 11–17, 1999.

KAKAÇ, S.; LIU, H.; PRAMUANJAROENKIJ, A. **Heat exchanger selection and design**. Third Edit ed. Boca Raton -FL: CRC Press - Talor & Francis Group, 2012.

KARAGIANNIS, I. C.; SOLDATOS, P. G. Water desalination cost literature: review and assessment. **Desalination**, v. 223, n. 1–3, p. 448–456, 2008.

KHAWAJI, A. D.; KUTUBKHANAH, I. K.; WIE, J. M. Advances in seawater desalination technologies. **Desalination**, v. 221, n. 1–3, p. 47–69, 2008.

KHOSRAVI, A.; SANTASALO-AARNIO, A.; SYRI, S. Optimal technology for a hybrid biomass/solar system for electricity generation and desalination in Brazil. **Energy**, v. 234, p. 121309, 2021.

KICSINY, R.; VARGA, Z. Real-time state observer design for solar thermal heating systems. **Applied Mathematics and Computation**, v. 218, n. 23, p. 11558–11569, 2012.

KUMAR, R.; ROSEN, M. A. Thermal performance of integrated collector storage solar water heater with corrugated absorber surface. **Applied Thermal Engineering**, v. 30, n. 13, p. 1764–1768, 2010.

LI, C.; GOSWAMI, Y.; STEFANAKOS, E. Solar assisted sea water desalination: A review. **Renewable and Sustainable Energy Reviews**, v. 19, p. 136–163, 2013.

LI, D.; WANG, H. Recent developments in reverse osmosis desalination membranes. **Journal of Materials Chemistry**, v. 20, n. 22, p. 4551–4566, 2010.

MA, H. et al. Experimental investigation on an adsorption desalination system with heat and mass recovery between adsorber and desorber beds. **Desalination**, v. 446, p. 42–50, 15 nov. 2018.

MARCON, A. E.; MARTINS, C. A.; STEIN, P. **Caracterização Das Águas Subterrâneas Do Aquífero Jandaíra Em Subsídio Ao Programa Água Doce No Rio**

Grande Do Norte (Pad / Rn). XVIII Congresso Brasileiro de Águas Subterraneas. Anais...2014

MARENGO, J. A. Água E Mudanças Climáticas. **Estudos Avancados**, v. 22, n. 63, p. 83–96, 2008.

MCKINSEY. Charting Our Water Future. **Water**, 2009.

MEKONNEN, M. M.; HOEKSTRA, A. Y. Sustainability: Four billion people facing severe water scarcity. **Science Advances**, v. 2, n. 2, p. 1–7, 2016.

Ministério da Saúde do Brasil. Portaria de Consolidação N° 5Brasil, 2017. Disponível em: <http://bvsms.saude.gov.br/bvs/saudelegis/gm/2017/prc0005_03_10_2017.html>

Ministério do Meio Ambiente. BrasilConselho Nacional do Meio Ambiente - CONAMA -Resolução CONAMA 396, , 2008.

MITRA, S. et al. Solar driven Adsorption Desalination system. **Energy Procedia**, v. 49, p. 2261–2269, 2013.

MITRA, S. et al. Solar driven Adsorption Desalination system. **Energy Procedia**, v. 49, p. 2261–2269, 2014.

MITRA, S. et al. Performance evaluation of a two-stage silica gel + water adsorption based cooling-cum-desalination system. **International Journal of Refrigeration**, v. 58, p. 186–198, 2015.

MITRA, S. et al. Instrumentation and control of a two-stage 4-bed silica gel + water adsorption cooling cum desalination system. **Measurement: Journal of the International Measurement Confederation**, v. 79, p. 29–43, 2016.

MITRA, S. et al. Modeling study of two-stage, multi-bed air cooled silica gel + water adsorption cooling cum desalination system. **Applied Thermal Engineering**, v. 114, p. 704–712, 2017a.

MITRA, S. et al. Performance evaluation and determination of minimum desorption temperature of a two-stage air cooled silica gel/water adsorption system. **Applied Energy**, v. 206, n. June, p. 507–518, 2017b.

MMA - MINISTÉRIO DO MEIO AMBIENTE, B. **Programa Água Doce. Base Document [portuguese].2010. Available at:**http://www.aesa.pb.gov.br/aesa-website/wp-content/uploads/2016/11/doc_PAD_01.pdf. Brasilia-DF: Secretaria de Recursos Hídricos e Ambiente Urbano Ministério do Meio Ambiente Pro, 2010. Disponível em: <http://www.aesa.pb.gov.br/aesa-website/wp-content/uploads/2016/11/doc_PAD_01.pdf>.

MOREIRA, F. DE S. et al. Future scenarios for the development of the desalination industry in contexts of water scarcity: A Brazilian case study. **Technological Forecasting and Social Change**, v. 167, n. October 2020, 2021.

MORIN, O. J. Design and operating comparison of MSF and MED systems. **Desalination**, v. 93, n. 1–3, p. 69–109, 1993.

MYAT, A. et al. Experimental investigation on the optimal performance of Zeolite-water adsorption chiller. **Applied Energy**, v. 102, p. 582–590, 2013.

NAIR, M.; KUMAR, D. Water desalination and challenges: The Middle East perspective: A review. **Desalination and Water Treatment**, v. 51, n. 10–12, p. 2030–2040, 2013.

NASSRULLAH, H. et al. Energy for desalination: A state-of-the-art review. **Desalination**, v. 491, n. May, 2020.

NAYAR, K. G. et al. Thermophysical properties of seawater: A review and new correlations that include pressure dependence. **Desalination**, v. 390, p. 1–24, 2016.

NG, K. C. et al. Experimental investigation of the silica gel-water adsorption isotherm characteristics. **Applied Thermal Engineering**, v. 21, n. 16, p. 1631–1642, 2001.

NG, K. C. et al. Adsorption desalination quenches global thirst. **Heat Transfer Engineering**, v. 29, n. 10, p. 845–848, 2008.

NG, K. C. et al. Solar-assisted dual-effect adsorption cycle for the production of cooling effect and potable water. **International Journal of Low-Carbon Technologies**, v. 4, n. 2, p. 61–67, 2009.

NG, K. C. et al. Study on a waste heat-driven adsorption cooling cum desalination cycle. **International Journal of Refrigeration**, v. 35, n. 3, p. 685–693, 2012.

NG, K. C. et al. Adsorption desalination: An emerging low-cost thermal desalination method. **Desalination**, v. 308, p. 161–179, 2013a.

NG, K. C. et al. Adsorption desalination: An emerging low-cost thermal desalination method. **Desalination**, v. 308, p. 161–179, 2013b.

NG, K. C. et al. A thermodynamic platform for evaluating the energy efficiency of combined power generation and desalination plants. **npj Clean Water**, v. 4, n. 1, p. 1–10, 2021.

NG KIM CHOON, WANG XIAO-LIN, GAO LIZHEN, CHAKRABORTY ANUTOSH, SAHA BIDYUT BARAN, KOYAMA SHIGERU, AKISAWA ATSUSHI, K. T. **Aparattus and method for desalination, United States patent US 20100258426A1**, 2010. Disponível em: <<https://scholarbank.nus.edu.sg/handle/10635/35270>>

NICOLAISEN, B. Developments in membrane technology for water treatment. **Desalination**, v. 153, n. 1–3, p. 355–360, 2003.

OKI, T.; KANAE, S. Global hydrological cycles and world water resources. **Science**, v. 313, n. 5790, p. 1068–1072, 2006.

OLKIS, C. et al. Solar powered adsorption desalination for Northern and Southern Europe. 2021.

PEÑATE, B.; GARCÍA-RODRÍGUEZ, L. Current trends and future prospects in the design of seawater reverse osmosis desalination technology. **Desalination**, v. 284, p. 1–8, 2012.

PEREIRA, S. P. et al. Brine outfall modeling of the proposed desalination plant of fortaleza, brazil. **Desalination and Water Treatment**, v. 234, p. 22–30, 2021.

PIMENTEL DA SILVA, G. D.; SHARQAWY, M. H. Techno-economic analysis of low impact solar brackish water desalination system in the Brazilian Semiarid region. **Journal of Cleaner Production**, v. 248, p. 119255, 2020.

PINHEIRO, J.; CALLADO, S. Avaliação de desempenho dos dessalinizadores no Ceará. **Revista Econômica do Nordeste**, v. 36, n. 1, 2005.

PORTO, E. R.; AMORIM, M. C. C. DE; SILVA JÚNIOR, L. G. DE A. Uso do rejeito da dessalinização de água salobra para irrigação da erva-sal (*Atriplex nummularia*). **Revista Brasileira de Engenharia Agrícola e Ambiental**, v. 5, n. 1, p. 111–114, 2001.

QIU, B.; GORGOJO, P.; FAN, X. Adsorption desalination: Advances in porous adsorbents. **Chinese Journal of Chemical Engineering**, v. 42, p. 151–169, 2022.

RAHMAN, M. S. **Foreword I**. [s.l.: s.n.].

RAJ, R.; BAIJU, V. Thermodynamic analysis of a solar powered adsorption cooling and desalination system. **Energy Procedia**, v. 158, p. 885–891, 2019.

REDDY, K. V.; GHAF FOUR, N. Overview of the cost of desalinated water and costing methodologies. **Desalination**, v. 205, n. 1–3, p. 340–353, 2007.

REPÚBLICA FEDERATIVA DO BRASIL. NDC Contribuição Nacionalmente Determinada para Consecução do Objetivo da Convenção-Quadro das Nações Unidas sobre Mudança do Clima. **Unfccc**, v. 9, p. 6, 2016.

REZK, H. et al. Identifying optimal operating conditions of solar-driven silica gel based adsorption desalination cooling system via modern optimization. **Solar Energy**, v. 181, n. February, p. 475–489, 2019.

ROCHA, T. S. **Avaliação da qualidade das águas dos poços tubulares da Bacia do Rio do Peixe equipados com dessalinizadores, com vistas ao aproveitamento econômico dos sais de rejeitos**. [s.l.] Universidade Federal da Bahia, 2008.

RUTHVEN, D. M. **Principles of adsorption and adsorption processes**. [s.l.] John Wiley & Sons, [s.d.].

RUTHVEN, D. M. Fundamentals of adsorption equilibrium and kinetics in microporous solids. **Molecular Sieves - Science and Technology**, v. 7, n. January 2006, p. 1–43, 2008.

SAHA, B. B. et al. Fundamental and application aspects of adsorption cooling and desalination. **Applied Thermal Engineering**, v. 97, p. 68–76, 2016.

SAHA, B. B.; KASHIWAGI, T. Experimental investigation of an advanced adsorption refrigeration cycle. **ASHRAE Transactions**, v. 103, n. pt 2, p. 50–58, 1997.

SAKODA, A.; SUZUKI, M. Fundamental study on solar powered adsorption cooling system. **Journal of Chemical Engineering of Japan**, v. 17, n. 1, p. 52–57, 1984.

SÁNCHEZ, A. S.; MATOS, Â. P. **Desalination Concentrate Management and Valorization Methods**. [s.l.] Elsevier Inc., 2018.

SÁNCHEZ, A. S.; NOGUEIRA, I. B. R.; KALID, R. A. Uses of the reject brine from inland desalination for fish farming, Spirulina cultivation, and irrigation of forage shrub and crops. **Desalination**, v. 364, p. 96–107, 2015.

SHAHZAD, M. W. et al. Multi effect desalination and adsorption desalination (MEDAD): A hybrid desalination method. **Applied Thermal Engineering**, v. 72, n. 2, p. 289–297, 2014.

SHAHZAD, M. W. et al. **Adsorption desalination—Principles, process design, and its hybrids for future sustainable desalination**. [s.l.] Elsevier Inc., 2018.

SHARON, H.; REDDY, K. S. A review of solar energy driven desalination technologies. **Renewable and Sustainable Energy Reviews**, v. 41, p. 1080–1118, 2015.

SHARQAWY, M. H.; LIENHARD V, J. H.; ZUBAIR, S. M. Thermophysical properties of seawater: A review of existing correlations and data. **Desalination and Water Treatment**, v. 16, n. 1–3, p. 354–380, 2010.

SHARQAWY, M. H.; LIENHARD V, J. H.; ZUBAIR, S. M. Erratum to Thermophysical properties of seawater: A review of existing correlations and data. **Desalination and Water Treatment**, v. 29, n. 1–3, p. 355–355, 2011.

SILVA, W. F. DA et al. Reverse osmosis desalination plants in Brazil: A cost analysis using three different energy sources. **Sustainable Cities and Society**, v. 43, n. August, p. 134–143, 2018.

SOELMA, M. B. DE M. et al. **Aspectos meteorológicos do Semiárido brasileiro** **Tecnologias de convivência com o Semiárido brasileiro**, 2019.

SPIEGLER, K. S.; EL-SAYED, Y. M. The energetics of desalination processes. **Desalination**, v. 134, n. 1–3, p. 109–128, 2001.

SUASSUNA, J. **Potencialidades hídricas do nordeste brasileiro**. Parcerias estratégicas. **Anais...** Brasília: Centro de Gestão de Estudos Estratégicos (CGEE), 2005 Disponível em: https://www.cgEE.org.br/documents/10195/734063/8.3.1_1893.pdf/b3d1ceec-6f66-46cb-aca9-0552a7c901f8?version=1.0

THU, K. et al. Operational strategy of adsorption desalination systems. **International Journal of Heat and Mass Transfer**, v. 52, n. 7–8, p. 1811–1816, 2009a.

THU, K. et al. Operational strategy of adsorption desalination systems. **International Journal of Heat and Mass Transfer**, v. 52, n. 7–8, p. 1811–1816, 2009b.

THU, K. **Adsorption desalination: Theory & Experiments**. [s.l.: s.n.].

THU, K. et al. Study on an advanced adsorption desalination cycle with evaporator-condenser heat recovery circuit. **International Journal of Heat and Mass Transfer**, v. 54, n. 1–3, p. 43–51, 2011.

THU, K. et al. Numerical simulation and performance investigation of an advanced adsorption desalination cycle. **Desalination**, v. 308, p. 209–218, 2013a.

THU, K. et al. Performance analysis of a low-temperature waste heat-driven adsorption desalination prototype. **International Journal of Heat and Mass Transfer**, v. 65, p. 662–669, 2013b.

THU, K. et al. Thermo-physical properties of silica gel for adsorption desalination cycle. **Applied Thermal Engineering**, v. 50, n. 2, p. 1596–1602, 2013c.

THU, K. et al. Numerical simulation and performance investigation of an advanced adsorption desalination cycle. **Desalination**, v. 308, p. 209–218, 2013d.

THU, K. et al. Performance investigation of a waste heat-driven 3-bed 2-evaporator adsorption cycle for cooling and desalination. **International Journal of Heat and Mass**

Transfer, v. 101, p. 1111–1122, 2016.

THU, K. et al. Performance investigation on a 4-bed adsorption desalination cycle with internal heat recovery scheme. **Desalination**, v. 402, p. 88–96, 2017a.

THU, K. et al. Modeling and Simulation of Mass Recovery Process in Adsorption System for Cooling and Desalination. **Energy Procedia**, v. 105, p. 2004–2009, 2017b.

VAL, A. L. et al. **Water Quality In Brazil**. [s.l.: s.n.].

VAN DER BRUGGEN, B.; VANDECASTEELE, C. Distillation vs. membrane filtration: Overview of process evolutions in seawater desalination. **Desalination**, v. 143, n. 3, p. 207–218, 2002.

VELTE, A. et al. Adsorption dynamics and hydrothermal stability of MOFs aluminium fumarate, MIL-160 (Al), and CAU-10-H, and zeotype TiAPSO for heat transformation applications. **Applied Thermal Engineering**, v. 227, n. February, p. 120336, 2023.

VOUTCHKOV, N. **Desalination Engineering - Planning and Design**. [s.l.: s.n.].

WANG, X.; NG, K. C. Experimental investigation of an adsorption desalination plant using low-temperature waste heat. **Applied Thermal Engineering**, v. 25, n. 17–18, p. 2780–2789, 2005.

WIBOWO, E. et al. Utilization of Natural Zeolite as Sorbent Material for Seawater Desalination. **Procedia Engineering**, v. 170, p. 8–13, 2017.

WOO, S. Y. et al. Silica gel-based adsorption cooling cum desalination system: Focus on brine salinity, operating pressure, and its effect on performance. **Desalination**, v. 467, n. June, p. 136–146, 2019.

WU, J. W. et al. Experimental implementation and validation of thermodynamic cycles of adsorption-based desalination. **Applied Energy**, v. 98, p. 190–197, 2012.

WU, J. W.; BIGGS, M. J.; HU, E. J. Thermodynamic analysis of an adsorption-based desalination cycle. **Chemical Engineering Research and Design**, v. 88, n. 12, p. 1541–1547, 2010.

WU, J. W.; BIGGS, M. J.; HU, E. J. Dynamic model for the optimisation of adsorption-based desalination processes. **Applied Thermal Engineering**, v. 66, n. 1–2, p. 464–473, 2014.

WU, J. W.; HU, E. J.; BIGGS, M. J. Thermodynamic cycles of adsorption desalination system. **Applied Energy**, v. 90, n. 1, p. 316–322, 2012.

YOUNOS, T. The Economics of Desalination. **Journal of Contemporary Water Research & Education**, n. 132, p. 39–45, 2005.

YOUSSEF, P. et al. Numerical Investigation of Aluminum Fumarate MOF adsorbent material for adsorption desalination/cooling application. **Energy Procedia**, v. 142, p. 1693–1698, 2017.

YOUSSEF, P. G. et al. Effect of Evaporator and Condenser Temperatures on the Performance of Adsorption Desalination Cooling Cycle. **Energy Procedia**, v. 75, p. 1464–1469, 2015.

YOUSSEF, P. G.; MAHMOUD, S. M.; AL-DADAH, R. K. Performance analysis of four

bed adsorption water desalination/refrigeration system, comparison of AQSOA-Z02 to silica-gel. **Desalination**, v. 375, p. 100–107, 2015.

YOUSSEF, P. G.; MAHMOUD, S. M.; AL-DADAH, R. K. Numerical simulation of combined adsorption desalination and cooling cycles with integrated evaporator/condenser. **Desalination**, v. 392, p. 14–24, 2016.

ZAPATA-SIERRA, A. et al. Worldwide research trends on desalination. **Desalination**, v. 519, n. May 2021, p. 115305, 2022.

ZEJLI, D. et al. A solar adsorption desalination device: First simulation results. **Desalination**, v. 168, n. 1–3, p. 127–135, 2004.

ZHANG, H. et al. Investigation on the operating characteristics of a pilot-scale adsorption desalination system. **Desalination**, v. 473, 1 jan. 2020.

ZOBY, J. L. **Panorama da Qualidade das Águas Subterrâneas no Brasil**. XV Congresso Brasileiro de Águas Subterrâneas. **Anais...2005**

ZOHIR, A. E. et al. A state-of-the-art of experimentally studied adsorption water desalination systems. **International Journal of Energy and Environmental Engineering**, v. 14, n. 4, p. 573–599, 2023.