

INSTITUTO DE ENGENHARIA NUCLEAR

LUIZ FLÁVIO RODRIGUES ALVES

DESSALINIZAÇÃO NUCLEAR UTILIZANDO DESTILAÇÃO POR
MEMBRANAS DE CONTATO DIRETO E UM PEQUENO REATOR
MODULAR.

Rio de Janeiro

2023

LUIZ FLÁVIO RODRIGUES ALVES

DESSALINIZAÇÃO NUCLEAR UTILIZANDO DESTILAÇÃO POR
MEMBRANAS DE CONTATO DIRETO E UM PEQUENO REATOR
MODULAR.

Dissertação apresentada ao programa de
Pós-graduação em Ciência e Tecnologia Nucleares
do Instituto de Engenharia Nuclear como parte dos
requisitos necessários para a obtenção do Grau
Mestre em Ciências e Tecnologia Nucleares.

Orientadores: Prof. Paulo Augusto Berquó de Sampaio (PPGIEN/CNEN) e
Prof.^a Maria de Lourdes Moreira (PPGIEN/CNEN)

RIO DE JANEIRO
2023

ALVE Alves, Luiz Flávio Rodrigues

Dessalinização nuclear utilizando destilação por membranas de contato direto e um pequeno reator modular. / Luiz Flávio Rodrigues Alves - Rio de Janeiro: CNEN/IEN, 2023.

98 p. : il. ; 31 cm.

Orientadores: Paulo Augusto Berquó de Sampaio e Maria de Lourdes Moreira

Dissertação (Mestrado em Ciência e Tecnologia Nucleares) - Instituto de Engenharia Nuclear, PPGIEN, 2023.

1. Pequeno reator modular. 2. Destilação por membranas de contato direto. 3. Cogeração. 4. Dessalinização nuclear.

DESSALINIZAÇÃO NUCLEAR UTILIZANDO DESTILAÇÃO POR
MEMBRANAS DE CONTATO DIRETO E UM PEQUENO REATOR MODULAR

Luiz Flávio Rodrigues Alves

DISSERTAÇÃO SUBMETIDA AO PROGRAMA DE PÓS GRADUAÇÃO EM CIÊNCIA E
TECNOLOGIA NUCLEARES DO INSTITUTO DE ENGENHARIA NUCLEAR DA COMISSÃO
NACIONAL DE ENERGIA NUCLEAR COMO PARTE DOS REQUISITOS NECESSÁRIOS
PARA OBTENÇÃO DO GRAU DE MESTRE EM CIÊNCIAS E TECNOLOGIA NUCLEARES –
ENFASE ACADÊMICO EM ENGENHARIA DE REATORES.

Aprovada por:

Paulo

Dr. Paulo Augusto Berquó de Sampaio, Ph.D.

Maria de Lourdes Moreira

Dra. Maria de Lourdes Moreira, D. Sc.

Zelmo Rodrigues Lima

Prof. Dr. Zelmo Rodrigues Lima, D. Sc.

Su Jian

Prof. Dr. Su Jian D. Sc.

RIO DE JANEIRO, RJ – BRASIL

MARÇO, 2023

Resumo da dissertação apresentada ao PPGIEN como parte dos requisitos necessários para obtenção do grau de Mestre em Ciências (M. SC.)

DESSALINIZAÇÃO NUCLEAR UTILIZANDO DESTILAÇÃO POR MEMBRANAS DE CONTATO DIRETO E UM PEQUENO REATOR MODULAR.

Luiz Flávio Rodrigues Alves

2023

Orientadores: Prof. Paulo Augusto Berquó de Sampaio (PPGIEN/CNEN)
Prof.^a Maria de Lourdes Moreira (PPGIEN/CNEN)

Este trabalho propõe investigar as vantagens técnico-operacionais da dessalinização nuclear utilizando destilação por membranas de contato direto (*DCMD*), considerando os aspectos físicos de uma hipotética instalação aplicada no nordeste brasileiro. Para tal duas ferramentas são exploradas ao longo do trabalho: i) o programa *DE-TOP* disponibilizado pela Agência Internacional de Energia Atômica (AIEA) para análise termodinâmica da planta nuclear e ii) o programa *Desal_Plant* para a simulação computacional de sistema de dessalinização *DCMD*, com recuperação de calor. No programa *DE-TOP* foram simuladas as características de trabalho de um pequeno reator modular (*SMR*) de 75 MWt, cujos resultados serviram de base para estimar a energia térmica que pode ser utilizada para a cogeração de eletricidade e água através de dessalinização. Com o programa *Desal_Plant* simulamos o desempenho de uma planta *DCMD* dotada de recuperador de calor. Ao longo do trabalho são exploradas três formas de compatibilizar as plantas nuclear e de dessalinização de forma que se aproveite o calor desprezado a partir do condensador da planta nuclear. Duas formas de acoplamento utilizam extrações de vapor da planta nuclear para aquecimento da água salina disposta para dessalinização. Já a terceira estratégia aquece a água salina exclusivamente através da refrigeração dos condensadores de dois ciclos Rankine trabalhando paralelamente.

Palavras chave: *SMR*, destilação por membranas de contato direto, cogeração, *DE-TOP*.

Abstract of the dissertation presented to PPGIEN as part of the necessary requirements for obtaining of Master's degree Science (M. Sc.)

NUCLEAR DESALINATION USING DIRECT CONTACT MEMBRANES
DISTILLATION AND A SMALL MODULAR REACTOR.

Luiz Flávio Rodrigues Alves
Rio de Janeiro / Brazil – 2023

Advisors: Prof. Paulo Augusto Berquó de Sampaio (PPGIEN/CNEN)
Prof.^a Maria de Lourdes Moreira (PPGIEN/CNEN)

This work proposes to investigate the technical-operational advantages of nuclear desalination through the membrane distillation process, considering the physical aspects of a hypothetical installation applied in northeastern Brazil. Two programs are used for this purpose and are explored throughout this work: i), the DE-TOP program, developed by the International Atomic Energy Agency - IAEA, for the thermodynamic analysis of the nuclear plant, and ii) the Desal-plant program for the computational simulation of a membrane desalination system with heat recovery. In the DE-TOP program, the working characteristics of a small reactor (SMR) of 75 MWt were simulated and the results served as a basis for estimating the thermal energy that can be used for the cogeneration of electricity and water through desalination. With the Desal_Plant program, we simulated the performance of a Direct Contact Membrane Distillation (DCMD) plant with heat recovery. Throughout this work three manners of coupling the nuclear and desalination plants are explored in order to take advantage of the discarded heat from the nuclear plant's condenser. Two ways of coupling use steam extractions from the nuclear power plant to heat saline water available for desalination. The third strategy heats the saline water through two Rankine cycle condensers working in parallel.

Keywords: SMR, membrane distillation, cogeneration, DE-TOP

LISTA DE FIGURAS

Figura 1 –	Salinidade da água do mar: Nordeste Brasileiro.	16
Figura 2 –	Classificação das tecnologias de dessalinização.	17
Figura 3 –	Ilustração do conceito <i>MED</i> .	19
Figura 4 –	Ilustração de um conceito <i>MSF</i> .	19
Figura 5 –	Ilustração de um módulo de membranas.	20
Figura 6 –	Fotomicrografia da superfície e seção transversal das fibras.	21
Figura 7 –	Publicações sobre destilação por membranas por década.	22
Figura 8 –	Configurações típicas <i>DCMD</i> , <i>AGMD</i> , <i>VMD</i> , <i>SGMD</i> .	23
Figura 9 –	SN10 - Submarino Nuclear brasileiro.	26
Figura 10 –	Seção transversal e canal equivalente da membrana.	29
Figura 11 –	Ilustração da discretização parcial da membrana.	31
Figura 12 -	Ilustração da condução de calor através da membrana	34
Figura 13 –	Diagrama básico da planta de dessalinização.	38
Figura 14 –	Gráfico entre resultados de Schoffield e <i>DESAL_PLANT</i> .	42
Figura 15 –	Comparação dos fluxos obtidos com diferentes temperaturas.	43
Figura 16 -	Parâmetros de entrada utilizando <i>DESAL_PLANT</i> .	43
Figura 17 -	Primeiro bloco de resultados utilizando <i>DESAL_PLANT</i> .	44
Figura 18 -	Segundo bloco de resultados utilizando <i>DESAL_PLANT</i> .	45
Figura 19 –	Representação das variáveis ao longo da unidade.	45
Figura 20 -	Terceiro bloco de resultados utilizando <i>DESAL_PLANT</i> .	46
Figura 21 -	Quarto bloco de resultados utilizando <i>DESAL_PLANT</i> .	46
Figura 22 -	Quinto bloco de resultados utilizando <i>DESAL_PLANT</i> .	47
Figura 23 -	Sexto bloco de resultados utilizando <i>DESAL_PLANT</i> .	48
Figura 24 -	Último bloco de resultados utilizando <i>DESAL_PLANT</i> .	49
Figura 25 –	Temperatura da água do mar: Nordeste Brasileiro.	52
Figura 26 –	Variação do escoamento e incremento de temperatura.	52
Figura 27 –	Parâmetros da fonte nuclear.	53
Figura 28 –	Planta de referência com 75 MWt.	54
Figura 29 –	Extrações de vapor para prover calor para a planta <i>DCMD</i>	55
Figura 30 –	GOR em função da temperatura da água de alimentação	56
Figura 31 –	Detalhe para as extrações do Caso 1	58
Figura 32 –	Detalhe para as extrações do Caso 2	60
Figura 33 –	Conceito básico do modelo paralelo de Rankine	63
Figura 34 –	Performance dos sistemas “a” e “b”	66
Figura 35 –	Gráfico de solicitação de potência para cada tecnologia	72

LISTA DE TABELAS

Tabela 1 -	Comparativo entre processos de dessalinização.	17
Tabela 2 -	Exemplos em dessalinização nuclear.	24
Tabela 3 -	Análise comparativa de versões DE-TOP.	50
Tabela 4 -	Parâmetros típicos para diferentes tipos de reatores.	51
Tabela 5 -	Dados de entrada e resultados para o Caso 1.	58
Tabela 6 -	Dados de entrada e resultados para o Caso 2.	61
Tabela 7 -	Dados de entrada e resultados para o Caso 3.	67
Tabela 8 -	Indicadores de recuperação de calor e utilização térmica.	69
Tabela 9 -	Síntese dos resultados da cogeração.	69
Tabela 10 -	Custos envolvidos para cogeração.	70
Tabela 11 -	Temp. da salmoura e vapor requeridas.	71

LISTA DE ABREVIATURAS E SIGLAS

<i>AGMD</i>	-	<i>Air Gap Membrane Distillation</i>
<i>AGR</i>	-	<i>Advanced Gas-cooled Reactor</i>
<i>BWR</i>	-	<i>Boiling Water Reactor</i>
<i>CDTN</i>	-	Centro de Desenvolvimento da Tecnologia Nuclear
<i>CAREM</i>	-	Central Argentina de Elementos Modulares
<i>CNEN</i>	-	Comissão Nacional de Energia Nuclear
<i>DEEP</i>	-	<i>Desalination Economic Evaluation Program</i>
<i>DE-TOP</i>	-	<i>Desalination Thermodynamic Optimization Program</i>
<i>DES-SAL</i>	-	Programa de dessalinização nuclear (Marinha/Cnen)
<i>DCMD</i>	-	<i>Direct Contact Membrane Distillation</i>
<i>FNPP</i>	-	<i>Floating Nuclear Power Plant</i>
<i>GOR</i>	-	<i>Gained Output Ratio</i>
<i>HTGCR</i>	-	<i>High-temperature Gas-Cooled Reactor</i>
<i>IAEA</i>	-	<i>International Atomic Energy Agency</i>
<i>IEN</i>	-	Instituto de Engenharia Nuclear
<i>IPEN</i>	-	Instituto de Pesquisas Energéticas e Nucleares
<i>MSF</i>	-	<i>Multi-stage Flash distillation</i>
<i>MED</i>	-	<i>Multiple-effect distillation</i>
<i>MD</i>	-	<i>Membrane distillation</i>
<i>NUSCALE</i>	-	<i>Nuclear Scalable reactors</i>
<i>PWR</i>	-	<i>Pressurized Water Reactor</i>
<i>RO</i>	-	<i>Reverse Osmosis</i>
<i>SMR</i>	-	<i>Small Modular Reactor</i>
<i>SMART</i>	-	<i>System-integrated Modular Advanced Reactor</i>
<i>SGMD</i>	-	<i>Sweeping Gas Membrane Distillation</i>
<i>TPC</i>	-	<i>Temperature Polarization Coefficient</i>
<i>VMD</i>	-	<i>Vacuum Membrane Distillation</i>

SUMÁRIO

1	INTRODUÇÃO	11
1.1	CONTEXTUALIZAÇÃO DO PROBLEMA	11
1.2	OBJETIVOS	13
1.3	CONTRIBUIÇÃO	13
1.4	ORGANIZAÇÃO DO TRABALHO	14
2	PANORAMA GERAL SOBRE DESSALINIZAÇÃO	15
2.1	DESSALINIZAÇÃO NO BRASIL E DESTAQUES MUNDIAIS	15
2.2	DESCARTE DE EFLUENTES	16
2.3	TECNOLOGIAS DE DESSALINIZAÇÃO	17
2.3.1	DESTILAÇÃO POR MEMBRANAS	20
2.3.2	TIPOS DE MEMBRANAS	22
2.4	DESSALINIZAÇÃO NUCLEAR-COGERAÇÃO	23
2.5	O PROGRAMA DES-SAL	25
2.6	APONTAMENTOS ADICIONAIS PARA SEGURANÇA NUCLEAR	27
3	METODOLOGIA	28
3.1	O PROGRAMA <i>DESAL_PLANT</i>	28
3.1.1	BALANÇO MÁSSICO E FLUXO DE CALOR	32
3.1.2	CONSERVAÇÃO DE ENERGIA AXIAL	33
3.1.3	DISTRIBUIÇÃO RADIAL	34
3.1.4	PLANTA <i>DCMD</i> COM RECUPERAÇÃO DE CALOR	37
3.1.5	MÉTRICAS PARA AVALIAR O DESEMPENHO DA PLANTA	39
3.1.6	VALIDAÇÃO DO ALGORITMO	41
3.1.7	DADOS DE SAÍDA DO PROGRAMA <i>DESAL_PLANT</i> .	43
3.2	O PROGRAMA <i>DE-TOP</i>	49
3.2.1	MODELAGEM DA PLANTA NUCLEAR UTILIZANDO <i>DE-TOP</i>	51
3.2.2	ACOPLAMENTO COM A PLANTA DESSALINIZADORA	54

SUMÁRIO (cont.)

4	ESTUDOS DE CASO	56
4.1	CASO 1	56
4.2	CASO 2	60
4.3	CASO 3	62
4.4	SUMÁRIO DOS DADOS APRESENTADOS	68
5	COMPARATIVO COM OUTRAS TECNOLOGIAS UTILIZANDO <i>DE-TOP</i>	71
6	CONCLUSÃO	73
6.1	DISCUSSÃO	73
6.2	SUGESTÕES PARA TRABALHOS FUTUROS	74
	REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS	75
	APÊNDICES	83
	APÊNDICE A - DIAGRAMAS TERMODINÂMICOS POR CASO	84
	APÊNDICE A.1 - PLANTA DE REFERÊNCIA PARA GERAÇÃO ELÉTRICA	84
	APÊNDICE A.2 - DIAGRAMA PARA CASO 1 UTILIZANDO <i>DE-TOP</i>	85
	APÊNDICE A.3 - DIAGRAMA PARA CASO 2 UTILIZANDO <i>DE-TOP</i>	86
	APÊNDICE A.4 - DIAGRAMA PARA CASO 3a UTILIZANDO <i>DE-TOP</i>	87
	APÊNDICE A.5 - DIAGRAMA PARA CASO 3b UTILIZANDO <i>DE-TOP</i>	88
	APÊNDICE B - RESULTADOS DO PROGRAMA <i>DESAL_PLANT</i>	89
	APÊNDICE B.1 - DADOS DO PROGRAMA PARA O CASO 1	89
	APÊNDICE B.2 - DADOS DO PROGRAMA PARA O CASO 2	92
	APÊNDICE B.3 - DADOS DO PROGRAMA PARA O CASO 3	95

CAPÍTULO 1 - INTRODUÇÃO

1.1 CONTEXTUALIZAÇÃO DO PROBLEMA

A preocupação por água de qualidade tem sido cada vez maior no mundo, em consequência da escassez e utilização inadequada deste bem. No Brasil sofrem deste mal desde os climas considerados áridos, como no Nordeste, até regiões abastadas, porém com leitos poluídos, como no Sudeste. Cabe lembrar da crise hídrica que assolou a cidade de São Paulo e região em 2014 pela prolongada estiagem, e a crise na capital Rio de Janeiro, devida à proliferação de algas e cianobactérias em 2020 (RODRIGUES, 2021).

Os oceanos possuem uma enorme quantidade de água, porém com concentração salina de 30 a 50 g por litro, essa água é imprópria para o consumo humano e impraticável para diversas aplicações industriais, seja pelos custos de materiais resistentes à corrosão, seja pelos custos de processos de tratamento.

A dessalinização de água contribui para mitigar este problema e há diversas vertentes para se utilizar uma planta dessalinizadora, mesmo em um país que contempla cerca de 12% da água doce do mundo (O GLOBO, 2019). A utilização das águas oriundas de dessalinização possui desde aplicações domésticas, aumentando para uso agrícola e aplicações industriais. Há relatos de sua obtenção por processos de evaporação no Egito antigo e dispositivos que auxiliavam navegadores no século XVII (BOUCHEKIMA et al., 2001).

Porém este processo demanda energia, seja na forma de calor ou elétrica. Por isso, plantas termelétricas que incorporam este tipo de processo tendem a alcançar um melhor rendimento global recuperando desperdícios térmicos. A água também pode ser armazenada facilmente, enquanto é inviável se utilizar de baterias para armazenar eletricidade em grande escala. Estes fatos favorecem sinergias entre as duas fontes.

Nesse quesito, a energia nuclear ganha vantagem por utilizar há décadas a água do mar como meio de refrigeração de sistemas, possuindo uma prerrogativa estrutural e *know-how* para tratamento e descarte.

Segundo a IAEA a dessalinização nuclear pode ser traduzida como a produção de água potável a partir da água do mar em uma instalação na qual um

reator nuclear é usado como fonte de energia para o processo de dessalinização. Nesse processo poderá ser utilizada energia na forma elétrica ou térmica, além de o reator ser de propósito exclusivo ou para a cogeração entre água potável e a energia elétrica (IAEA, 2000).

De fato, a cogeração empreende melhores resultados, sendo o modelo mais adotado no mundo. A cogeração permite reduzir desperdício calorífico dos processos de geração nuclear-elétrica e compartilhar instalações, processos, estratégias, pessoal qualificado, entre outras contribuições que proporcionam maior eficiência e sustentabilidade.

Há tecnologias maduras de dessalinização já aplicadas em nível mundial, dentre as quais podemos citar *multi-stage flash (MSF)*, *multi-effect distillation (MED)* e a osmose reversa (*RO*). Nas últimas décadas, uma tecnologia emergente ganha força com o avanço na engenharia de materiais. A Dessalinização por Membranas ou *Membrane Desalination (MD)* ganhou destaque por sua eficiência e economia energética, sendo aplicada inclusive de forma híbrida com as tecnologias tradicionais, uma vez que demanda menor temperatura de trabalho.

Na fonte primária de energia destacam-se atualmente os reatores modulares, ou *Small Modular Reactors (SMR's)*, que trazem o estado da arte no quesito segurança, impulsionados pelas melhores práticas, eficiência e lições aprendidas ao longo da história do desenvolvimento da tecnologia nuclear, propiciando uma maneira de implantação rápida, de forma limpa, segura e compacta, voltada para a extração da energia térmica proveniente das reações nucleares.

A primeira preocupação no estudo inicial de um empreendimento como esse é a definição da região de interesse, de maior escassez e comunidades beneficiadas. No Brasil, o fato de possuímos um sistema elétrico interligado nacionalmente (SIN) favorece a distribuição de eletricidade e garante uma segurança energética, mas empreendimentos de menor porte podem trabalhar como sistemas isolados para produzir eletricidade e água de qualidade para suprir as necessidades regionais (IAEA, 2020).

A região norte do país conta com 250 localidades trabalhando com sistemas elétricos isolados, a maioria no estado do Amazonas, com o óleo diesel como base principal de geração. Já o arquipélago de Fernando de Noronha, também precisa de geração própria de energia, além da necessidade de armazenar quase toda sua

água de saneamento das chuvas, por não possuir nascentes de água doce (EPE, 2019).

Especialmente, o litoral da região Nordeste do Brasil se adapta bem às soluções que os novos *SMR*'s entregam, pois são de baixa densidade demográfica, com relevo prejudicado que acrescenta dificuldade em estruturar uma forte rede de transmissão de energia elétrica, ao passo que convive com intensas e periódicas secas. A solução da cogeração nuclear para uma cidade de até 300 mil habitantes, por exemplo Mossoró no Rio Grande do Norte, traria água de qualidade e energia elétrica de base para destravar o potencial sócio-econômico desta região que é exploradora de sal e petróleo, mas convive com os serviços essenciais insatisfatórios (MORENO, 2020).

1.2 OBJETIVOS

Investigar as vantagens técnico-operacionais da cogeração nuclear através do processo de dessalinização por membranas, considerando as características geográficas de uma hipotética instalação aplicada no nordeste brasileiro, utilizando de bibliografias pertinentes para as inovações, utilidades e soluções de novos reatores modulares e membranas para dessalinização, além dos requisitos e melhores práticas que fariam desta união uma simbiose benéfica. Para tal, duas ferramentas são exploradas ao longo do trabalho, o programa *DE-TOP* (IAEA, s.d.), disponibilizado pela *IAEA*, para análise termodinâmica da planta nuclear, e o algoritmo *Desal_Plant* criado e disponibilizado por De Sampaio (2022), para análise termodinâmica de uma planta constituída por membranas de contato direto com regeneração de calor, de forma a arquitetar modelos e arranjos de acoplamento entre os dois sistemas.

1.3 CONTRIBUIÇÃO

Este trabalho apresenta um estudo inovador sobre a viabilidade da cogeração de água e eletricidade, que investiga diferentes estratégias de acoplamento entre um *SMR* e uma planta de destilação por membranas por contato direto, utilizando diversos indicadores para a avaliação produtiva.

O levantamento de informações essenciais para o funcionamento dos dois sistemas, aliado à simulação computacional, fornecerá dados embasados que possibilitarão uma melhor análise dos processos e ensejarão propostas para trabalhos futuros, bem como para ratificações ou aperfeiçoamentos.

Ao longo do trabalho são exploradas diferentes maneiras de compatibilizar as plantas nuclear e de dessalinização de forma que se aproveite do calor desprezado a partir do condensador da planta nuclear para aquecimento da água salina de alimentação para a dessalinização. Também são analisadas as formas de aquecimento através de extrações de vapor do ciclo secundário da planta nuclear.

Por fim teremos arranjos de cogeração com indicadores produtivos suficientes para comparação com outros modelos ou tecnologias de dessalinização.

1.4 ORGANIZAÇÃO DO TRABALHO

No Capítulo 2 exploraremos um panorama geral sobre a dessalinização como solução contra a escassez hídrica para diferentes regiões do globo, as principais tecnologias empregadas para tal e as consequências de tais aplicações, além do uso conjunto com plantas nucleares.

No Capítulo 3 descreveremos a fundamentação teórica e ferramentas que serão úteis ao presente trabalho, apresentando os princípios de funcionamento e resultados de validação que ensejarem.

O Capítulo 4 visa à aplicação e exposição dos resultados dos modelos elaborados após processamento das ferramentas mencionadas no Capítulo 3, além de estruturar as formas de acoplamento entre as plantas nuclear e dessalinizadora e os cuidados relativos à segurança radiológica e outros que se fizerem necessários.

Por fim, o capítulo 5 discute os resultados e conclusões obtidas com os indicadores pertinentes, destaca as vantagens e desvantagens de cada processo abordado, além de indicar sugestões para trabalhos futuros.

CAPÍTULO 2 - PANORAMA GERAL SOBRE A DESSALINIZAÇÃO

2.1 DESSALINIZAÇÃO NO BRASIL E DESTAQUES MUNDIAIS

A maioria dos processos de dessalinização adotados mundialmente requerem algum tipo de energia advinda dos combustíveis fósseis, que agravam o aquecimento global. Em 2016 contabilizavam-se mais de 19 mil plantas dessalinizadoras no mundo, cuja maioria obtém água retirada diretamente do mar e utiliza o processo de osmose reversa (*RO*) (WNA, 2020).

A maior planta (Al-Jubail 2) localizada na Arábia Saudita, produz cerca de 948 mil m³/d através do processo *MED-TVC* a partir de turbinas a gás. Cerca de 3/4 da água utilizada em Israel é dessalinizada, onde destaca-se a planta de Soreq que produz 627 mil m³/d também por *RO*. Cingapura já utiliza metade de sua demanda pela dessalinização e tratamento de águas de reuso. Já a China se destaca por produzir mais de 1,2 milhão m³/d, grande parte para processos industriais enquanto algumas regiões amargam a escassez de água potável (WNA, 2020).

No Brasil destaca-se o programa Água Doce, que utiliza principalmente a água salobra de poços existentes no semiárido nordestino e dessaliniza via osmose reversa para uso de mais de 300 mil pessoas distribuídas nos estados do Nordeste com seus 830 sistemas em operação. Outro novo projeto da Companhia de água e esgoto do Ceará (Cagene) propõe a instalação de uma planta de 86 mil m³/d (MINISTÉRIO DO DESENVOLVIMENTO REGIONAL, s.d.).

A salinidade das águas da costa brasileira é de 35500 ppm, conforme figura 1, valor esse considerado um pouco acima da média mundial. Este fator deve ser contabilizado na escolha de um sistema eficaz de redução da concentração salina, mas que não acrescente resíduos no processo que possam ser nocivos às pessoas e ao meio ambiente (IBGE, 2011).

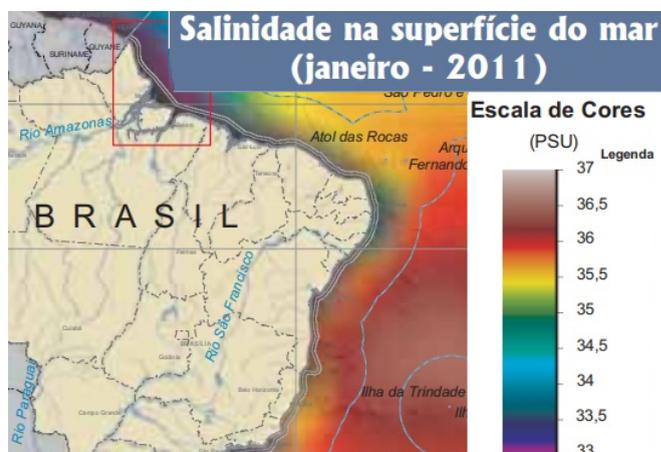


Fig.1: Salinidade da água do mar no Nordeste brasileiro

Fonte:IBGE, 2011.

2.2 DESCARTE DE EFLUENTES

A salmoura hipersalina, resultado do processo de dessalinização, muitas vezes é descartada diretamente na água do mar. A princípio esta água saturada se homogeniza no oceano, porém os impactos para vida marinha do entorno ainda não são completamente entendidos. Descarte da água aquecida e resíduos químicos oriundos dos tratamentos preliminares também são um problema. Estudos promissores estão acompanhando a questão, inclusive tecnologias para *Zero Liquid Discharge* (ZLD), que não impactam na salinidade natural, estão sendo desenvolvidas (PANAGOPOULOS, 2019).

O uso da salmoura na aquicultura e irrigação de agriculturas também é realidade. Espécies de plantas de animais tolerantes a um ambiente salino podem ser cultivados dependendo da região. No Brasil, o programa Água Doce promove a produção de tilápias e a irrigação da erva-sal, que posteriormente se torna alimentação de ovinos e caprinos (MINISTÉRIO DO DESENVOLVIMENTO REGIONAL, s.d.).

2.3 TECNOLOGIAS DE DESSALINIZAÇÃO

As tecnologias empregadas em processos de dessalinização podem ser classificadas em processos térmicos e por membranas. Nos processos térmicos, a água salobra é vaporizada e posteriormente condensada, deixando os resíduos e sais para trás, enquanto nas membranas a água salobra é forçada através de nanoporos semipermeáveis onde são “filtrados” os sólidos dissolvidos nessa solução.

Estes processos podem ser subclassificados de acordo com a mudança de fase do líquido, do tipo de energia necessária e do modo de separação entre o solvente e o soluto. Os processos térmicos necessitam basicamente de calor, em maior ou menor nível dependendo da tecnologia. Nesta categoria se destacam o *multi-stage flash (MSF)* e o *multi-effect distillation (MED)*. Enquanto no processo por membranas se destaca a osmose reversa (*RO*), que é a tecnologia mais empregada em plantas recentes, como mostra a figura 2.

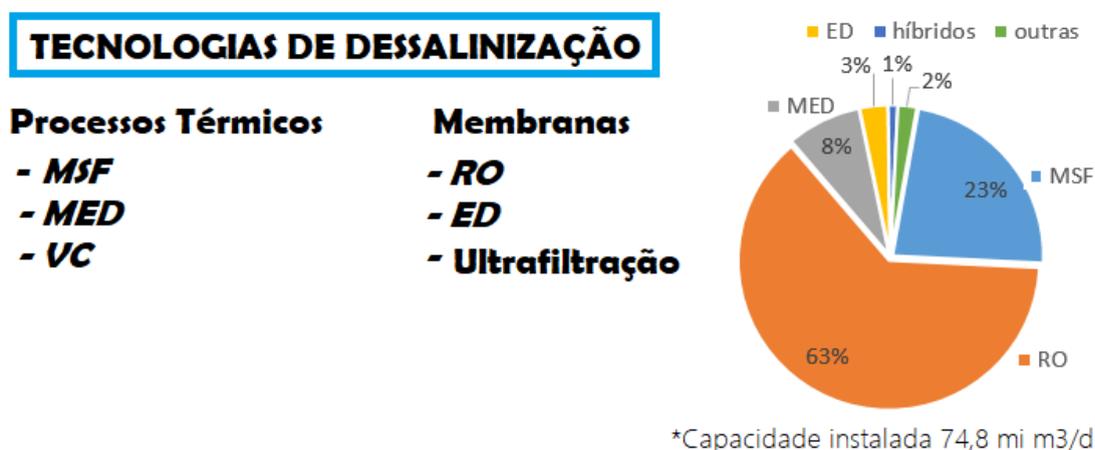


Fig.2: Classificação das tecnologias de dessalinização.

Fonte: IAEA, 2015

Na tabela 1 são ressaltados alguns destes processos, com sua descrição básica e destaques de cada técnica:

Tabela 1 - Comparativo entre processos de dessalinização mais utilizados.

TÉCNICA	PROCESSO	DESCRIÇÃO	DESTAQUES (VANT./DESV.)
Compressão de vapor (VC)	Térmico	O vapor é comprimido mecanicamente e mantém um diferencial de pressão através da superfície onde ocorre a transferência de calor.	Processo simples mas com limitação física e alto consumo de eletricidade
Congelamento (FREEZING)	Térmico	Fenômeno crioscópico. Substâncias puras possuem um ponto de congelamento inferior ao da solução.	Baixa produção; Manipulação do gelo; alto consumo de água de lavagem.
<i>MED - Multi-Effect Distillation</i>	Térmico	Evaporação da água salina aquecida pelo vapor contido em estágios sucessivos, com pressões cada vez menores que diminui o ponto de ebulição.	Não eficaz para instalações de pequeno porte. Mais estágios permitem menor área de troca de calor.
<i>MSF - Multistage flash</i>	Térmico	Técnica similar ao MED, porém com maiores subsistemas.	Maior pureza da água, porém mais caro.
Troca Iônica	Químico	Resinas contendo átomos ou moléculas inócuas e carregadas (cátions ou ânions), para troca de íons indesejáveis na solução (p.ex. sódio)	Troca frequente de resinas; economicamente indicado para rejeitos industriais (soluções nocivas);
Eletrodialise (ED)	Membranas	Membranas permeáveis-seletivas que na presença de um campo elétrico aplicado permite a troca iônica dos solutos dissolvidos através da membrana, capturando cátions e ânions dos sais envolvidos, separando-os da água	Alto consumo de eletricidade para bombeamento e manter o campo elétrico. Rigoroso pré-tratamento.
Osmose Reversa (RO)	Membranas	Bombas pressurizam a água (55 a 82 bars) e forçam sua passagem através de membranas semipermeáveis ultrafinas, de modo a vencer a chamada pressão osmótica. Processo mais adotado atualmente.	Alta rejeição de sais também produz salmoura muito concentrada. Depende de disponibilidade integral de eletricidade para funcionar.

Fonte: O autor, 2021.

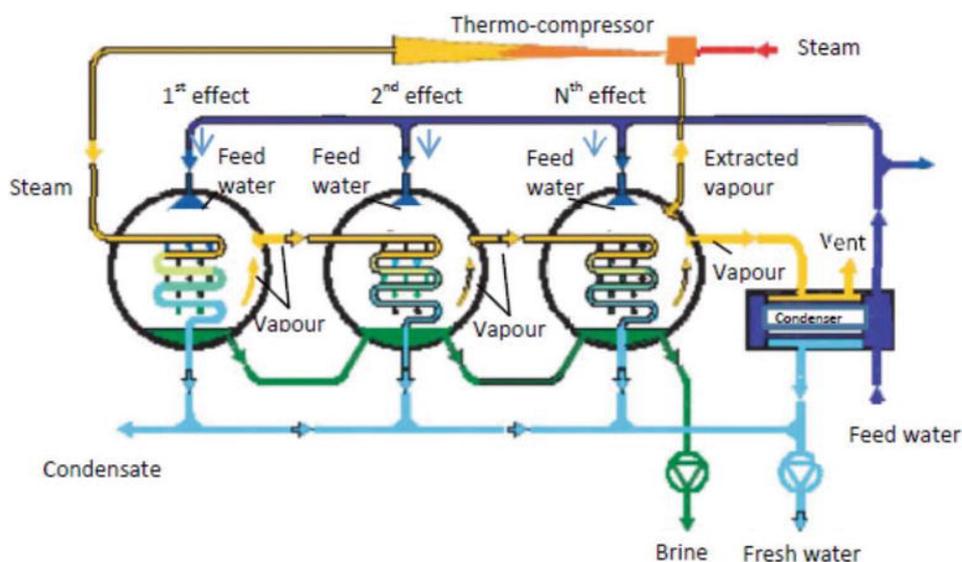


Fig.3 : Ilustração do conceito MED

Fonte: Thimmaraju et al., 2018.

Nas figuras 3 e 4 estão representadas as diferenças esquemáticas entre os dois processos térmicos mais utilizados, *MED* e *MSF* respectivamente. Nestas técnicas a evaporação da água salina é aquecida pelo vapor contido em estágios sucessivos, com pressões cada vez menores que diminuem o ponto de ebulição, favorecendo a evaporação.

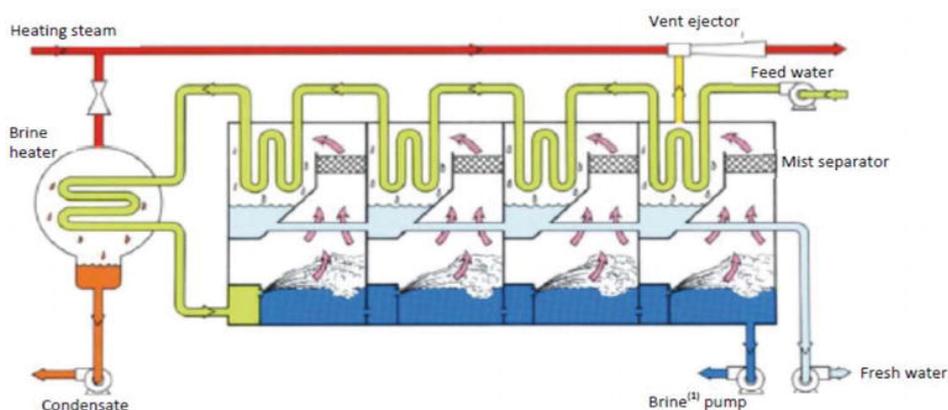


Fig.4 : Ilustração do conceito MSF.

Fonte: Thimmaraju et al., 2018.

Um termo comumente utilizado em artigos pertinentes à dessalinização e uma forma de quantificar a eficiência do processo de destilação de uma planta é através do *GOR* (*Gained Output Ratio*), que mensura a relação entre a energia envolvida na destilação e a energia fornecida pela fonte externa. Quanto maior o *GOR* de uma

planta, melhor é sua performance, sendo que plantas com um ótimo GOR situam-se por volta de 12. Já a destilação por membranas atinge, em geral, valores abaixo de 5 (SUMMERS et al., 2012).

2.3.1 DESTILAÇÃO POR MEMBRANAS

A destilação por membranas, patenteada por Bodell (1963) (EUA), pode ser descrita como um processo não-isotérmico que combina o processo de evaporação térmica com separação por membranas. O destaque desta tecnologia, comparado-a aos demais meios de dessalinização, é a possibilidade de utilizar uma temperatura do líquido de entrada menor que o ponto de ebulição de água, tornando-a atrativa para uso de fontes de energias renováveis ou aproveitamento de calor rejeitado.

O processo é obtido pela diferença de temperatura, que promove a força de transferência de vapor entre o lado da água salgada aquecida e o lado da água destilada fresca (permeado). O vapor de água atravessa os microporos hidrofóbicos contidos nos tubos internos, que separam a água salgada, e condensa novamente do outro lado juntamente com a água fresca, como ilustrado na figura 5.

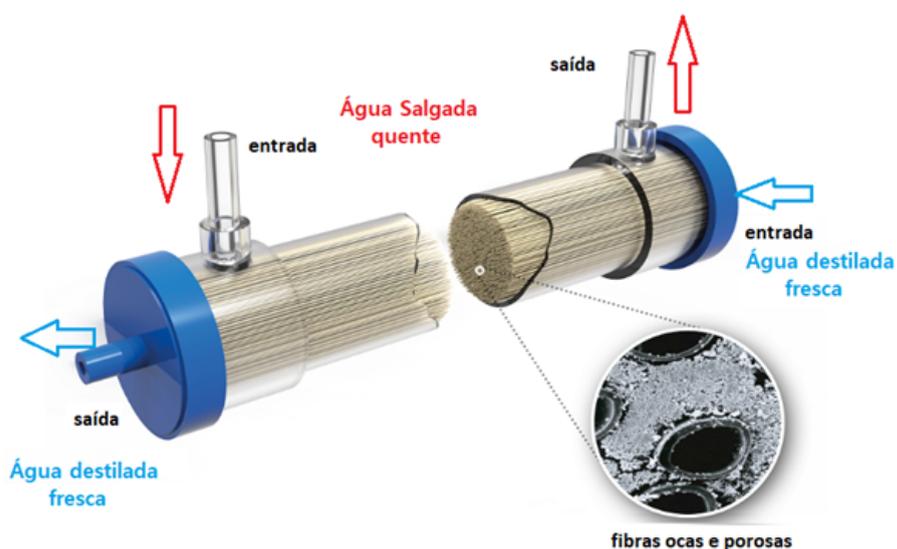


Fig. 5: Ilustração de um módulo de membranas.

Fonte: KD Bio, s.d.

A característica da membrana ser porosa é que viabiliza este processo. A porosidade é a razão entre o volume total dos poros e o volume total da membrana.

Uma membrana porosa é mostrada na micrografia transversal da figura 6. Este valor se encontra entre 40 a 90% e uma alta porosidade é almejada, porém deve-se atentar que esta característica afeta a resistência mecânica dos tubos, portanto uma solução de compromisso entre a porosidade e a resistência deve ser buscada (CHEN et al., 2020).

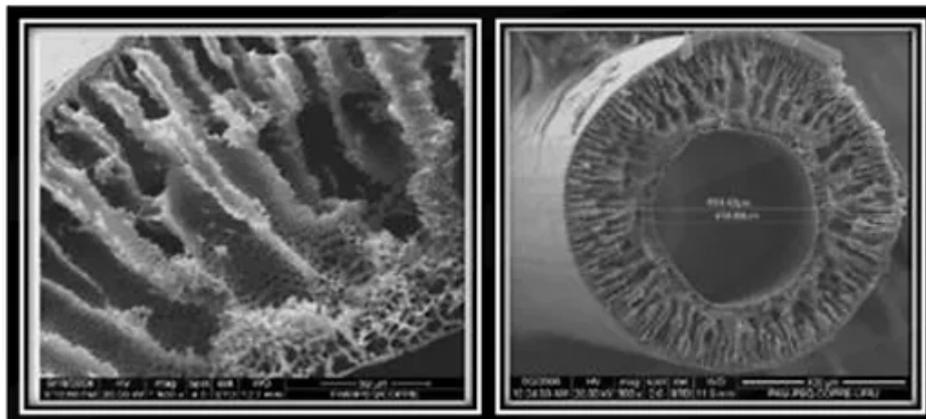


Fig.6: Fotomicrografia da superfície (a) e da seção transversal (b) das fibras.

Fonte: PAM Membranas, s.d.

Por não necessitar de temperaturas muito altas, este processo pode ser acoplado com energia solar, energia geotérmica, inclusive aproveitando também calor rejeitado de processos de plantas industriais, como para a geração elétrica de fonte nuclear.

As membranas podem solucionar também outras funções além da destilação de água salgada, como o tratamento de resíduos e esgoto doméstico, remoção de metais pesados, separação de solutos orgânicos e até mesmo na fabricação de bebidas (CHEN, 2020).

Apesar de ser considerada uma tecnologia recente, o número de estudos na área cresceu substancialmente a cada década, como mostrado na figura 7, com foco principalmente na sua otimização material e energética, além de aplicações em sistemas híbridos.



Fig. 7: Publicações sobre Destilação por Membranas no mundo, por década.

Fonte: O autor, 2021

2.3.2 TIPOS DE MEMBRANAS

As membranas podem ser produzidas por diferentes materiais e configurações. A principal característica material é a hidrofobicidade na qual garante que a membrana não será penetrada pelas moléculas de água, permitindo uma interface líquido/vapor nas extremidades dos poros. Esta característica pode ser determinada pelo ângulo de contato da água com a superfície da membrana. Se o ângulo for inferior a 90° refere-se então a uma característica hidrofílica, ou seja, o “molhamento” da membrana será mais suscetível (WANG et al., 2008).

Os materiais mais comuns são *PP* (polipropileno, *PTFE* (politetrafluoretileno) mais conhecido com Teflon, *PVDF* (polivinilideno). E as membranas em formato de capilares, tubos ou placas. Já as configurações típicas de construção das membranas podem ser conforme ilustração da figura 8 (CHEN et al., 2020):

(a) *DCMD* (*Direct Contact Membrane Distillation*): o vapor condensa na água pura (permeado) que está em contato direto do outro lado da membrana;

(b) *AGMD* (*Air Gap Membrane Distillation*): uma lacuna de ar separa a membrana da placa fria que condensa e coleta o vapor que atravessa o gap;

(c) *SGMD* (*Sweeping Gas Membrane Distillation*): utiliza um gás como veículo de vapor, o qual é condensado em uma câmara separada;

(d) *VMD (Vacuum Membrane Distillation)*: o lado do destilado (permeado) é mantido sob uma pressão mais baixa, de modo a aumentar a diferença de pressão e facilitar a passagem do vapor através da membrana;

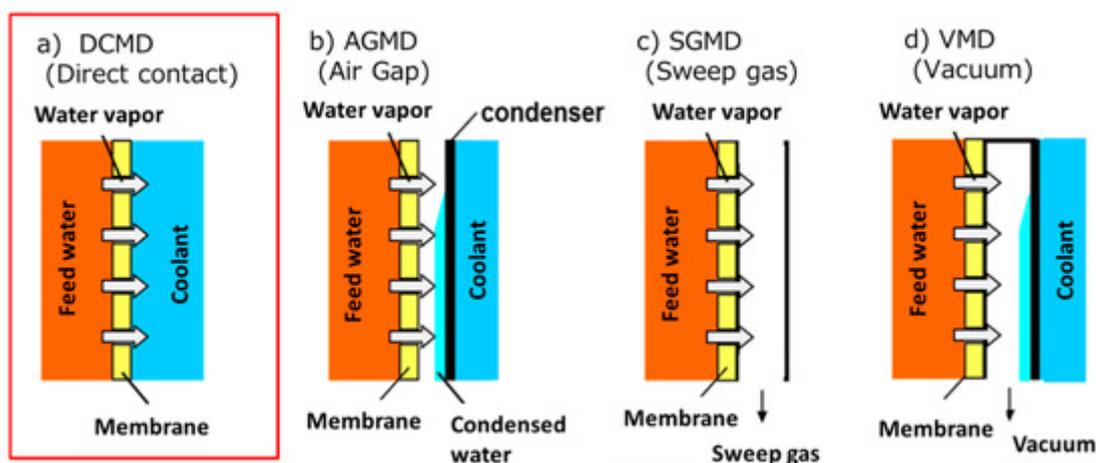


Fig. 8: Configurações típicas (a)DCMD, (b)AGMD, (c)SGMD, (d)VMD

Fonte: CHEN et al., 2020

A membrana aplicada neste trabalho será a partir da técnica de destilação por membrana por contato direto (*DCMD*), de modo a perseguir um bom escoamento de destilado com menor consumo de energia elétrica por bombeamento. Visto que a *SGMD* e *VMD* necessitam de gás e vácuo respectivamente. Já na configuração *AGMD* a lacuna de ar acaba gerando uma resistência adicional para o vapor atravessar.

Além disso a *DCMD* tem sido estudada extensivamente de modo que sua otimização já está adiantada e possuem uma boa rejeição de sais. Embora possua uma grande condução de calor que ocasiona perda de calor interno da própria membrana, o calor envolvido para sua operação neste estudo já é fruto de rejeição de calor do processo de condensação de vapor que move as turbinas do gerador, ou seja, seria desperdiçado no ambiente (SUMMERS et al., 2012).

2.4 DESSALINIZAÇÃO NUCLEAR - COGERAÇÃO

No uso de uma planta nuclear como fonte térmica para incorporar a produção de água pura a partir da água salina, uma preocupação evidente é sobre o risco potencial de uma possível liberação de material radioativo na água produzida. Os

padrões de segurança e tecnologia dos novos reatores já propõem soluções eficientes para mitigação dos riscos, mas características como barreiras físicas e diferenciais de pressão entre os fluidos envolvidos são desejáveis (IAEA, 2000).

Entre os vários tipos de reatores empregados para geração elétrica (*BWR*, *PWR*, *AGR*, *HTGCR*...) um deles se destaca para a utilização na cogeração em dessalinização, os *PWR's* (*Pressurized Water Reactors*). Além de constituir a grande maioria dos reatores utilizados no mundo, também possui a vantagem de conter uma barreira adicional, o sistema primário, constituído pelos Geradores de Vapor (*GV's*), para evitar uma possível contaminação da água desmineralizada (NUCLEAR ENERGY SERIES, 2012).

Na tabela 2 temos diferentes exemplos de dessalinização nuclear, com o tipo do reator, o processo utilizado e a capacidade máxima de produção.

Tabela 2: Exemplos em dessalinização nuclear.

Tipo de reator	Potência (MWe)	Processo de Dessalinização	Capacidade (m³/dia)
Ikata 1-2- PWR (Japão)	2 x 566	MSF	200
Ikata 3-PWR(Japão)	890	RO	2000
Ohi 1-2 PWR (Japão)	2 x 1180	MSF	3900
Ohi- 3-4 PWR (Japão)	2 x 1180	RO	2600
BN-350 (Kazakistão)	150	MED	80000
MAPS - PHWR (Índia)	2 x 170	MSF/RO (híbrido)	6300

Fonte: NUCLEAR ENERGY SERIES, 2012

Os reatores considerados de pequeno e médio porte são convenientes para a cogeração com dessalinização. A produção média de água está em torno de 1000 m³/d. O custo médio estimado para a dessalinização varia com a tecnologia implementada. O levantamento econômico não é o objetivo deste estudo, mas produções em torno de 2 US\$/m³ são consideradas viáveis frente aos obtidos por processos de óleo e gás (IAEA, 2020).

Em 2008 a Agência Internacional de Energia Atômica (IAEA) estabeleceu um programa coordenado de pesquisa (CRP) sobre novas tecnologias para dessalinização da água do mar utilizando energia nuclear, para analisar novas técnicas que possam ser acopladas aos sistemas nucleares usuais, com foco na recuperação de calor e menor descarte de salmoura, com valorosos estudos publicados comprovando a viabilidade desta aplicação (IAEA, 2015).

Ao passo que fortaleceu-se a busca por reatores compactos, inicialmente para compor frotas navais, incorporando toda a “*expertise*” acumulada das grandes unidades quanto à operação e segurança. Nasceram os *Small Modular Reactors* ou SMR’s, com capacidade inferior a 300 MWe (WNA, 2021).

A opção por centrais nucleares modulares (SMR’s), beneficia o projeto para regiões remotas, pois atenderia a demanda local sem grandes orçamentos do ponto de vista da segurança radiológica, como planos de contingência para atendimento e remoção da circunvizinhança em caso de necessidade (ELETROBRAS, s.d.).

Dentre os proeminentes projetos de SMR’s aplicados para dessalinização podemos destacar (WNA DESALINATION, 2020):

- *SMART*: projeto Sul-Coreano de um reator PWR de 330 MWt para produção 40 mil m³/d e 90 MWe através de tecnologia *MED-TVC* com recarregamentos de combustível nuclear a cada 3 anos;
- *FNPP’s*: As usinas nucleares flutuantes Russas ou *Floating nuclear power plant*, com reatores APVS-80 (KLT-40S), ABV-6, VBER-300. Robustas embarcações com potências de 12 a 80 MWe de cogerações diversas;
- *CAREM* - projeto de um PWR Argentino de 100 MWt (25 MWe) que se utilizado em cogeração entrega 8 MWe, que já conta com sistema de segurança passiva que utiliza a convecção como forma de bombear o refrigerante;
- *NuScale*: O primeiro reator modular a receber a aprovação da Comissão Reguladora Nuclear dos EUA. De design escalonável para aquecimento urbano ou dessalinização de 60 MWe;

2.5 PROGRAMA LABGENE - DES-SAL

Baseado no projeto Labgene da Marinha do Brasil, que contempla um protótipo em terra da planta nuclear do primeiro submarino com propulsão nuclear

brasileiro (PROSUB), conforme concepção artística da figura 9. O programa DES-SAL iniciado em 2016 pela CNEN com contribuições de diferentes institutos e universidades (IEN, AMAZUL, UFRJ, IPEN, CDTN, entre outros...) aborda o desenvolvimento de um reator *PWR* em escala modular (*SMR*) para a cogeração de água desmineralizada e eletricidade de modo a enfrentar o problema de escassez hídrica nacional (GALANTE, 2020).



Fig.9: Submarino Nuclear Brasileiro – SN10: Concepção artística

Fonte: GALANTE, 2020

O DES-SAL aborda um reator para a aplicação híbrida e de última geração (pós-Fukushima), que contém requisitos de segurança como um sistema passivo de remoção de calor residual, além da aplicação do sistema *core catcher* para o improvável evento de derretimento do núcleo (COTTA et al., 2019).

Para a aplicação de dessalinização da água do mar, o projeto relaciona diferentes técnicas de dessalinização dominantes no mercado (*RO*, *MED*, *MSF*) com a combinação dentre elas, com o aprimoramento da técnica de dessalinização por membranas, de forma a obter o melhor aproveitamento do calor rejeitado da planta nuclear (COTTA et al., 2019).

Para tal utilizaram o programa disponibilizado pela Agência Internacional de Energia Atômica (IAEA) chamado *DEEP*, acrônimo do inglês *Desalination Economic Evaluation Program*, que permite avaliar economicamente a configuração da planta de cogeração aplicada no programa. Os melhores resultados colhidos resultaram em uma produção de até 132.000 m³/dia de água própria para a utilização (COTTA, 2017).

Inspirado no projeto DES-SAL, este trabalho utiliza as características de projeto da planta nuclear de 75 MW térmicos e trabalha com uma pressão de vapor no secundário de 54 bar (5,4 MPa) (COTTA, 2017).

2.6 APONTAMENTOS ADICIONAIS PARA SEGURANÇA NUCLEAR

O reator nuclear é a fonte de suprimento energético para a planta de dessalinização. O fato de se extrair um canal de desvio de vapor do sistema secundário para alimentar uma segunda instalação de caráter não-elétrico pode causar receios em relação à segurança nuclear e de proteção radiológica, porém a cogeração nuclear é aplicada há várias décadas e em diversos países, e esta experiência mostra que não houve riscos para a segurança e que os níveis de radioatividade nestas aplicações se mantiveram dentro dos limites padrões (IAEA, 2020).

Mas seja por questões técnicas ou econômicas, a análise do impacto dessa extração de vapor deverá ser avaliada para cada caso.

A implantação das duas instalações em um mesmo sítio oferece vantagens, pois a estrutura de captação ou descarte da água salgada pode ser compartilhada. O encurtamento da linha de vapor para a planta de dessalinização diminui perdas térmicas. O pessoal técnico especializado pode ser centralizado. Já o suprimento de energia elétrica para a planta dessalinizadora não é algo preocupante devido ao baixo consumo relativo do processo por membranas. Este consumo deverá ser descontado da energia bruta de geração da própria fonte nucleoeletrica a ser acoplada, dessa forma garantirá a energia ininterrupta da qual necessita.

A proteção do ponto de vista radiológico, pode ser suprida através de barreiras mecânicas e de pressões reversas. No caso de reatores *PWR*, o gerador de vapor (G.V.) pode ser considerado a primeira barreira, em todos os casos o condensador também é considerado outra barreira pois é um trocador de calor.

Barreiras adicionais ou trocadores de calor intermediários podem ser implementados para outros pontos de extração de vapor com diferenças de pressões, de modo a conter contaminações da água do mar ou variações no consumo de vapor. Transientes de vapor devem ser evitados de modo a não causar uma situação de perigo para a troca de calor do sistema primário. Por essa razão os reatores *BWR* não são adequados para incorporar a cogeração (IAEA, 2020).

CAPÍTULO 3 METODOLOGIA

A metodologia utilizada neste trabalho baseia-se na utilização de dois programas computacionais distintos, que são empregados em conjunto, para modelar o acoplamento entre um pequeno reator *PWR* e uma planta de dessalinização. Um dos programas, chamado *DE-TOP*, foi desenvolvido pela Agência Internacional de Energia Atômica (*IAEA*), e é usado na modelagem do secundário de uma planta de potência *PWR*. O outro programa, chamado *DESAL_PLANT*, foi desenvolvido no Instituto de Engenharia Nuclear (*IEN/CNEN*), e é usado na modelagem de uma planta de destilação por membranas de contato direto, com recuperação de calor. Diferentes formas de acoplamento entre as plantas de potência e de dessalinização são investigadas. Nas seções que seguem, apresentam-se descrições dos programas *DESAL_PLANT* e *DE-TOP*.

3.1 O PROGRAMA *DESAL_PLANT*

O programa *DESAL_PLANT* foi desenvolvido para modelar uma planta composta por membranas por contato direto *DCMD* (*direct contact membrane distillation*) com recuperação de calor. A unidade de dessalinização compreende vários módulos *DCMD*'s. Cada módulo é um cilindro contendo em seu interior pequenos tubos, cujas paredes são membranas porosas. Os pequenos tubos são alinhados com o eixo do cilindro. O interior dos tubos porosos é denominado lúmen e o lado externo aos tubos, mas interno ao módulo, é denominado de casco (BODELL, 1963).

O programa *DESAL_PLANT* inclui a modelagem do fluxo de vapor através dos micro/nano poros da membrana, modelos de conservação de massa e energia no módulo *DCMD*, bem como a modelagem da planta de dessalinização completa, envolvendo os vários módulos *DCMD*'s idênticos, a fonte externa de calor e o trocador de calor usado na recuperação de calor. A apresentação detalhada da modelagem e dos métodos iterativos de solução empregados no programa *DESAL_PLANT* pode ser vista na referência DE SAMPAIO (2022).

Dadas as características do módulo *DCMD* (dimensões, materiais, número de fibras) e as condições operacionais (temperaturas, vazões), o programa

DESAL_PLANT determina o número de módulos necessários para atender o aquecimento externo disponível e calcula a quantidade de água destilada produzida pela planta de dessalinização.

Como a planta de dessalinização compreende vários módulos *DCMD*'s idênticos, a modelagem de um único módulo *DCMD* figura como a pedra fundamental do programa. O módulo *DCMD* considerado é um tubo envoltório cilíndrico (casco), com raio interno R_s , que é ocupado por um número n_f de fibras ocas (lúmens) alinhadas em seu eixo. Os raios internos e externos das fibras são a e b , respectivamente.

Observe que uma modelagem 3D detalhada dos escoamentos dentro do módulo tornaria a análise complexa e dispendiosa computacionalmente. O *DESAL_PLANT* adota um modelo unidimensional simplificado, baseado na definição de um canal equivalente para o escoamento no casco, envolvendo uma única fibra oca representativa. O canal equivalente é escolhido como um canal anular, com raio interno b e raio externo c , tendo o mesmo diâmetro equivalente da configuração original, ou seja, o casco preenchido com n_f fibras ocas. O diâmetro equivalente é definido como $4A/\Gamma$, onde A é a área da seção transversal do escoamento e Γ é a parte do perímetro da seção transversal onde ocorre a transferência de massa e calor. Dessa forma, verifica-se que para preservar o mesmo diâmetro equivalente do escoamento lateral do casco, o raio do canal equivalente é $c = R_s / \sqrt{n_f}$. A Figura 10 ilustra a seção transversal do casco e o canal equivalente.

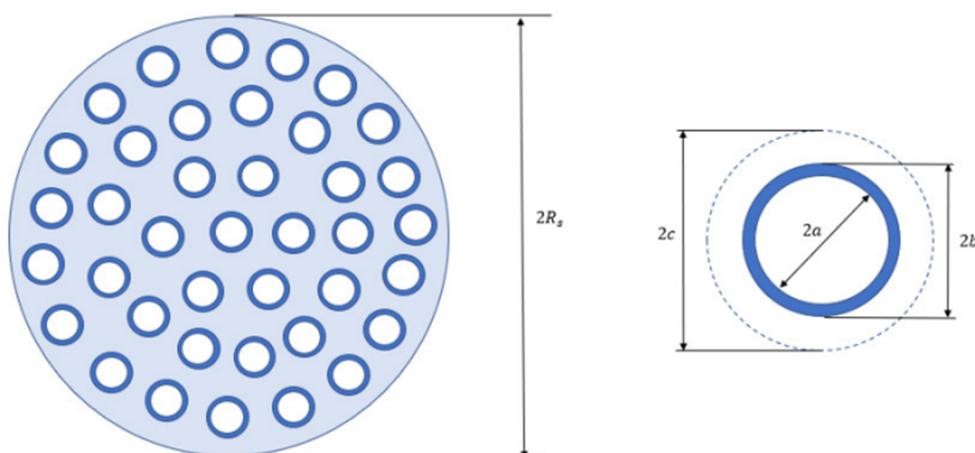


Figura 10 – Seção transversal (esq.) e canal equivalente (dir.).

Fonte: DE SAMPAIO, 2022.

O *DESAL_PLANT* pode assumir configurações de escoamentos co-correntes e contracorrentes entre a alimentação de água salgada quente e o permeado fresco. Por padrão, assume-se que o permeado ocupa o interior das fibras ocas (lúmens) e a água salgada escoar no casco. No entanto, a modelagem também se aplica para o caso de a água salgada escoar dentro das fibras e o permeado circular no casco, nesse caso, os fluxos de calor e massa através das membranas serão negativos.

Equações unidimensionais apropriadas para conservação de massa e energia, ao longo do comprimento do módulo, são escritas para ambos os escoamentos de alimentação e permeação (DE SAMPAIO, 2022). No entanto, essas equações dependem de modelos que aproximam a transferência de calor e massa através das membranas. O modelo *Dusty gas model* (FERNANDEZ, 2002) é usado para descrever a difusão de vapor através dos micro/nano poros da membrana. Os modelos no *DESAL_PLANT* também levam em conta os processos de transferência de calor entre os lados da alimentação e do lúmen nas membranas, isso inclui a transferência de calor por convecção (com base em correlações apropriadas para o número de Nusselt), transporte de calor latente pelo vapor atravessando os poros da membrana e transferência de calor por condução através da matriz da membrana.

As variáveis dependentes no *DESAL_PLANT* são temperaturas e fluxos mássicos. As temperaturas no lúmen e no casco são denotados por T_l e T_s , respectivamente. Os fluxos de massa axiais para lúmen e casco são G_l e G_s , e representam os fluxos mássicos no lúmen e casco divididas por suas respectivas áreas de seção transversal. Outras variáveis importantes são o fluxo de calor e massa radiais que atravessam a membrana. Os subscritos "*ms*" e "*ml*" são usados para indicar variáveis nas interfaces casco-membrana e lúmen-membrana, respectivamente. Assim, os fluxos de massa radiais nas superfícies da membrana são denotados por G_{ml} e G_{ms} e os fluxos de calor radiais nas superfícies da membrana são representados por q''_{ml} e q''_{ms} .

Como pode ser visto em De Sampaio (2022), soluções analíticas de transferência de massa e de calor através da membrana são combinadas com equações discretizadas de volumes finitos, descrevendo a conservação de calor e massa para as correntes de água salgada e de permeado. A Figura 11 ilustra um tubo em corte longitudinal particionado em segmentos discretos, onde a parede da membrana faz a divisão entre o casco e o lúmen. A discretização adotada

compreende N volumes finitos e $N + 1$ nós. Os volumes finitos são representados por $I = 1, N$ e os nós por $i = 1, N + 1$. Volumes finitos e nós são numerados seguindo a direção axial de x . O volume finito genérico I tem o nó i como seu primeiro nó, e o nó $i + 1$ como seu segundo nó. É importante também localizar onde as variáveis são definidas na discretização. Os fluxos de massa radiais, G_{ml} e G_{ms} , e as temperaturas nas paredes da membrana, T_{ml} e T_{ms} , são definidas no centro de cada segmento. Por outro lado, as temperaturas dos escoamentos do casco e do lúmen, T_s e T_l , e os fluxos de massa axial, G_s e G_l , são definidos nos nós. Esses valores nodais são usados para definir aproximações lineares por partes para T_s , T_l , G_s e G_l (lineares em cada volume/segmento).

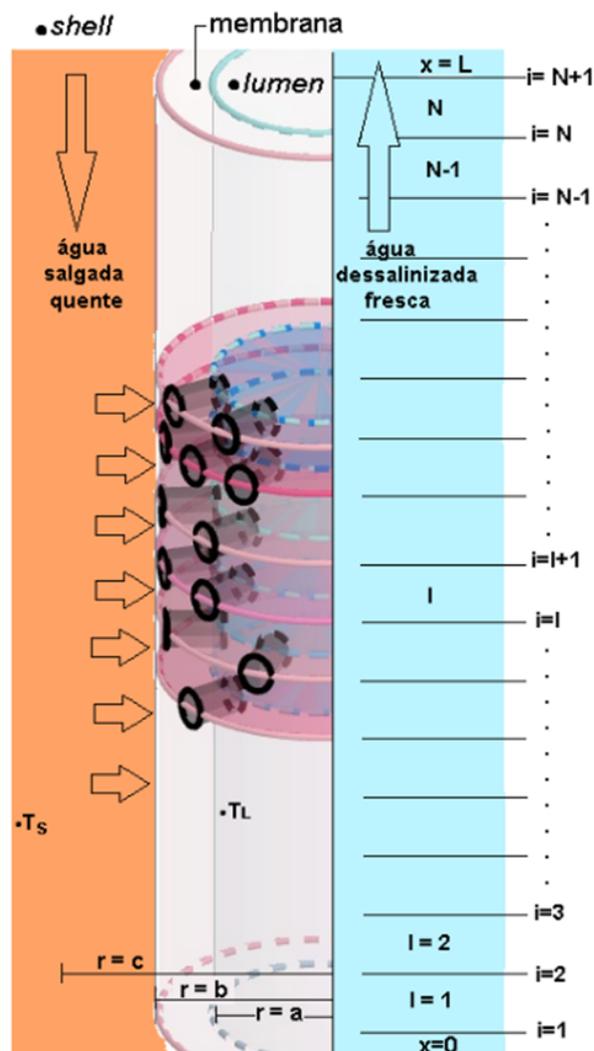


Fig.11: Ilustração da discretização parcial da membrana

Fonte: O autor, 2021.

Para resolver este problema acoplado e não linear, o *DESAL_PLANT* emprega uma estratégia de solução iterativa para atualizar todas as variáveis relevantes. Todas as variáveis que caracterizam a operação do módulo *DCMD* estão conectadas, direta ou indiretamente. O fluxo radial de massa através da membrana depende das temperaturas nas paredes da membrana, T_{ml} e T_{ms} . Estes, por sua vez, e em conjunto com os fluxos de calor na parede do lúmen (q''_{ml}) e na parede do casco (q''_{ms}), dependem do fluxo radial de massa e das temperaturas médias, tanto no lúmen quanto no casco. Finalmente, as temperaturas no lúmen T_l e no casco T_s , juntamente com os fluxos mássicos axial G_l e G_s , dependem dos fluxos de calor e massa radiais.

3.1.1 BALANÇO MÁSSICO E FLUXO DE CALOR

Partindo da conservação de massa que é transferida do lado externo da membrana (*Casco*) para o lado interno (*Lumen*) temos que, a vazão de entrada de um ponto amostral de interesse é a diferença mássica do ponto à jusante menos o volume que adentra o poro em forma de vapor. Como possuímos meios de medir a vazão apenas nas extremidades dos tubos em $x=0$ ou $x=L$, podemos inferir em uma análise unidimensional que, a vazão total no *Lumen* recebe incrementos de massa a cada segmento Δx . Dessa forma temos que a vazão inicial, menos a vazão do ponto à montante, mais o incremento doado em forma de vapor são iguais a zero. Dessa forma podemos atribuir o balanço de massa e energia para o *Lumen* como:

$$A_l G_l|_x - A_l G_l|_{x+\Delta x} + \Delta x \Gamma_{ml} G_{ml} = 0 \quad (1)$$

$$A_l (G_l H_l)|_x - A_l (G_l H_l)|_{x+\Delta x} + \Delta x \Gamma_{ml} q''_{ml} = 0 \quad (2)$$

onde G_l e G_{ml} são os fluxos mássicos axiais no *Lumen* ($\text{kg}/\text{m}^2 \cdot \text{s}$) no meio do segmento e na superfície da membrana, respectivamente. Já o subscrito x é o ponto de entrada do permeado e Δx é a altura de cada unidade discreta. O perímetro interno da membrana está denotado como Γ_{ml} e q''_{ml} refere-se ao fluxo de calor radial imediatamente na superfície da membrana, já H_l compreende a entalpia envolvida no processo.

Assumindo que a condução de calor axial neste caso pode ser negligenciada e de posse da equação 1, fazendo o limite de Δx tender a zero, pode-se escrever tanto para o *Lumen* quanto para o *Casco*:

$$\frac{dG_l}{dx} - \frac{4}{D_{el}} G_{ml} = 0 \qquad \frac{dG_s}{dx} - \frac{4}{D_{es}} G_{ms} = 0 \qquad (3)$$

$$\frac{d(G_l H_l)}{dx} - \frac{4}{D_{el}} q''_{ml} = 0 \qquad \frac{d(G_s H_s)}{dx} - \frac{4}{D_{es}} q''_{ms} = 0 \qquad (4)$$

Sendo que o fluxo de calor deixando a superfície da membrana do lado do *Casco* e sendo recebido pela superfície interna (*Lumen*) pode ser estabelecido através de dois mecanismos. A convecção forçada em função da diferença de temperatura entre o fluxo T_L e a parede da membrana T_{ml} vezes o coeficiente de transferência de calor h_l , além da energia transferida pelo fluxo mássico radial, levando em conta a água sendo transferida apenas no estado de vapor saturado. Portanto o vapor transferido e condensado no *Lumen*, além do fluxo de calor recebido pode ser escrito:

$$q''_{ml} = h_l (T_{ml} - T_l) + G_{ml} H_{L,ml} \qquad (5)$$

3.1.2 CONSERVAÇÃO DE ENERGIA AXIAL

Utilizando a analogia obtida na eq. 5 e 3, pode-se reescrever a eq 4 para obter a equação para a energia em função da entalpia, no lado do *Lumen*:

$$G_l \frac{dH_l}{dx} - \frac{4}{D_{el}} [h_l (T_{ml} - T_l) + G_{ml} (H_{L,ml} - H_l)] = 0 \qquad (6)$$

Da mesma forma, para o lado do *Casco*, considerando o fluxo em contracorrente, temos:

$$G_s \frac{dH_s}{dx} - \frac{4}{D_{es}} [h_s (T_s - T_{ms}) + G_{ms} (H_{L,ms} - H_s)] = 0 \qquad (7)$$

Relacionando a entalpia em termos da temperatura vezes o calor específico à pressão constante, é possível substituir nas eqs. 6 e 7 tornando a temperatura a

variável dependente, já que é possível medir de forma direta a temperatura de entrada ou saída do *Lumen* e *Casco*.

3.1.3 DISTRIBUIÇÃO RADIAL

Para uma modelagem de distribuição de calor e massa na porção radial de forma a aproximar-se dos fenômenos que ocorrem no interior da membrana fez-se importante referenciar os raios a e b a partir de um corte axissimétrico de $r = 0$, conforme a figura 12.

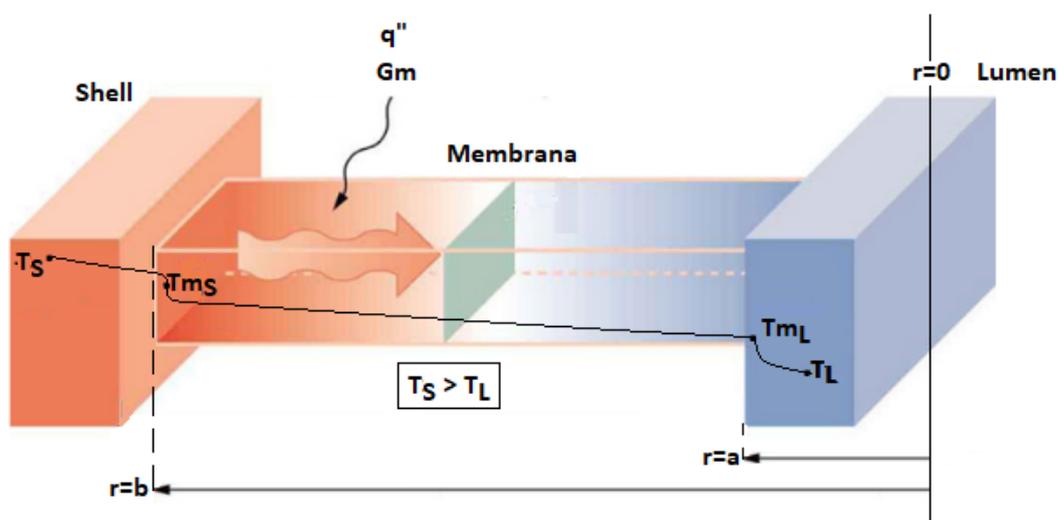


Fig. 12: Ilustração da condução de calor e massa através da membrana.

Fonte: O autor

Para o fluxo mássico G_m , que é transferido através da membrana, utilizou-se a lei de Fick (Fourier) modificada para abordar a convenção do gradiente de temperatura e aspectos construtivos da membrana de tortuosidade (τ) e porosidade (ϵ) já mencionados, que para efeito de cálculo, podem ser considerados inversamente proporcionais $\tau = 1/\epsilon$.

$$G_m = \frac{D_e \epsilon}{\tau} \frac{dC}{dr} \quad \text{coeficiente de difusão} \quad \text{gradiente de concentração de vapor} \quad (8)$$

onde o coeficiente de difusão efetiva D_e reflete a resistência equivalente causada pela oposição à passagem de massa devido aos coeficientes de Knudsen e Prandtl.

Considerando as condições de contorno para as concentrações de vapor $r=a$ e $r=b$ iguais às concentrações que podem ser determinadas no lado do *lumen* e do lado do *Casco* respectivamente, então a concentração em um dado ponto no segmento r pode ser determinado:

$$C(r = a) = C_{ml} \quad ; \quad C(r = b) = C_{ms}$$

$$C(r) = C_{ml} + (C_{ms} - C_{ml}) \frac{\ln(r/a)}{\ln(b/a)} \quad (9)$$

Rearranjando a equação da concentração em função do raio r para a equação do fluxo mássico G_m , obtemos:

$$G_m(r) = \frac{D_e \varepsilon (C_{ms} - C_{ml})}{\tau r \ln(b/a)} \quad (10)$$

Dessa forma, podemos aplicar a Lei dos gases perfeitos de modo a relacionar a Concentração em termos de temperatura e pressão de ambos lados:

se $C_{ms} = MP_{ms}/(R T_{ms})$; $C_{ml} = MP_{ml}/(R T_{ml})$, então

$$G_m(r) = \frac{D_e \varepsilon}{\tau r \ln(b/a)} \frac{M}{R} \left(\frac{P_{ms}}{T_{ms}} - \frac{P_{ml}}{T_{ml}} \right) \quad (11)$$

peso molecular da água

constante universal dos gases perfeitos

Uma vez que as temperaturas em questão T_{ms} e T_{ml} são fornecidas e aplicando essas definições para os pontos de interesse quando os raios são $r=a$ (*Lumen*) e $r=b$ (*Casco*), respectivamente temos:

$$G_m(r = a) = \frac{D_e \varepsilon}{\tau a \ln(b/a)} \frac{M}{R} \left(\frac{P_{ms}}{T_{ms}} - \frac{P_{ml}}{T_{ml}} \right) \quad (12)$$

$$G_m(r = b) = \frac{D_e \varepsilon}{\tau b \ln(b/a)} \frac{M}{R} \left(\frac{P_{ms}}{T_{ms}} - \frac{P_{ml}}{T_{ml}} \right) \quad (13)$$

Para obtermos as pressões equivalentes na membrana imediatamente próximos ao *Lumen*, P_{mL} e ao *Casco*, P_{mS} , aplicou-se a lei de Antoine, que

estabelece a pressão em função da temperatura para uma solução de concentração salina, como a água marinha:

$$P_{ms} = \exp\left(23.1964 - \frac{3816.44}{T_{ms} - 46.13}\right) \quad (14)$$

$$P_{ml} = \exp\left(23.1964 - \frac{3816.44}{T_{ml} - 46.13}\right) \quad (15)$$

Vale salientar que as equações acima são apropriadas para água pura ou uma baixa concentração salina. Caso essa proporção aumente, para uma boa precisão, a eq. 14 precisa levar em conta a concentração salina na água multiplicando o termo $(1-X_{\text{NaCl}})$, onde X é a fração molar de sal na solução.

Assumindo que o calor que é transferido da superfície externa (*Casco*) através da membrana, é igual ao calor absorvido na parte interna (*Lumen*), temos a seguinte equação da quantidade de calor atravessando a membrana, entre os raios a e b , resultante da evaporação e condução de calor:

$$q'' = G_m h_v + k_m \frac{dT}{dr} \quad ; \quad a < r < b \quad (16)$$

onde h_v é a entalpia do vapor transferido G_m , k_m é a condutividade térmica efetiva da membrana e dT/dr é o gradiente de temperatura em função do raio r .

Considerando as condições de contorno para as temperaturas em $r=a$ e $r=b$ iguais às temperaturas que podem ser determinadas no lado do *lumen* e do lado do *Casco* respectivamente, então a temperatura em um dado ponto no segmento r pode ser determinado em função das temperaturas imediatamente encontradas nas superfícies externa e interna da membrana designada por ms e ml respectivamente:

$$T(r = a) = T_{ml} \quad ; \quad T(r = b) = T_{ms}$$

$$T(r) = T_{ms} - (T_{ms} - T_{ml}) \left(\frac{r^{-Pe} - b^{-Pe}}{a^{-Pe} - b^{-Pe}} \right) \quad (17)$$

onde Pe é o número de Peclet determinado pela taxa entre a transferência de calor por convecção e a transferência de calor por condução.

Rearranjando a equação da temperatura em função do raio r , obteve-se o gradiente de temperatura:

$$\frac{dT}{dr} = \frac{Pe (T_{ms} - T_{ml})}{(a^{-Pe} - b^{-Pe})} r^{-(1+Pe)} \quad (18)$$

Dessa forma, voltando à equação do fluxo de calor (16), escreveu-se em função do raio= b (Casco) e raio= a (Lumen):

$$q''_{r=b} = (G_m \Delta h_{lv})_{r=b} + k_m \frac{Pe (T_{ms} - T_{ml})}{(a^{-Pe} - b^{-Pe})} b^{-(1+Pe)} \quad (19)$$

$$q''_{r=a} = (G_m \Delta h_{lv})_{r=a} + k_m \frac{Pe (T_{ms} - T_{ml})}{(a^{-Pe} - b^{-Pe})} a^{-(1+Pe)} \quad (20)$$

onde Δh_{lv} é o calor latente de vaporização, dado pela diferença entre as entalpias do vapor saturado e do líquido saturado.

3.1.4 PLANTA DE DESSALINIZAÇÃO DCMD COM RECUPERAÇÃO DE CALOR

A unidade de dessalinização é composta de vários módulos *DCMD* idênticos. Uma representação esquemática da planta de dessalinização *DCMD* com recuperação de calor é mostrada na Fig.13. Nela consideramos que a usina de dessalinização está conectada a uma planta nuclear e há abundante disponibilidade de água salina aquecida, à temperatura T_{SEA} , proveniente do condensador da usina nuclear (calor rejeitado). Essa água do mar aquecida é usada como água de alimentação para a planta de dessalinização, reduzindo assim a energia necessária para o processo.

O modo de operação ilustrado, em contracorrente, garante um aumento no coeficiente de temperatura de polarização (*TPC*) que aumenta a diferença de temperatura dos fluidos e também a transferência de massa. Dessa forma será exigida menor área de membrana para executar o mesmo trabalho, comparado ao modo cocorrente (CHEN et al., 2020).

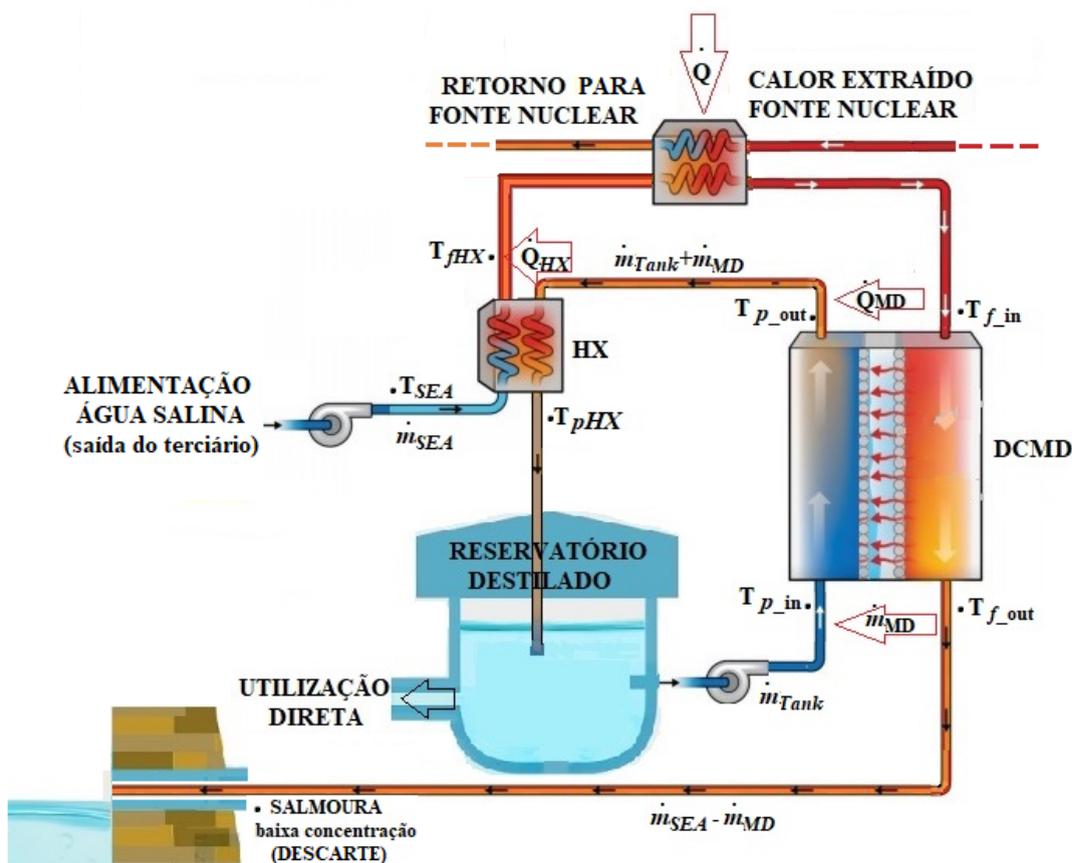


Fig.: 13 - Diagrama básico da planta dessalinizadora com recuperação de calor.

Fonte: O autor, 2021.

Ainda com referência à Fig. 13, a água salina de alimentação é pré-aquecida no trocador de calor indicado como HX . A fonte de aquecimento de HX é o escoamento de retorno do permeado que ganhou calor na unidade de dessalinização $DCMD$. A vazão da água salina é m_{SEA} . Em HX , o calor é transferido do permeado para a água do mar na taxa Q_{HX} . A temperatura da alimentação aumenta de T_{SEA} , na entrada, para T_{fHX} , na saída de HX . A fonte de calor externa aquece ainda mais o escoamento de água salina (indicado pela fonte de calor Q) até a temperatura T_{f-in} , na qual adentra a unidade de dessalinização $DCMD$. Observe que o aquecimento externo Q é fornecido pelo vapor extraído do sistema secundário da usina nuclear, no entanto, para evitar o risco de contaminação radiológica do processo de dessalinização, uma barreira de isolamento é aplicada na forma de trocador de calor entre o vapor extraído e a usina de dessalinização.

Como mostrado na Fig. 13, o permeado entra nos módulos *DCMD*'s com vazão \dot{m}_{Tank} e temperatura T_{p-in} . Massa e energia são transferidas da alimentação para o permeado, através das membranas da unidade *DCMD*, nas taxas \dot{m}_{MD} e Q_{MD} , respectivamente. O lado da alimentação deixa a unidade *DCMD* com a salmoura remanescente do permeado que atravessou a membrana, com vazão $\dot{m}_{SEA} - \dot{m}_{MD}$ e temperatura T_{f-out} . Dependendo de sua temperatura e salinidade, a salmoura pode ser descartada diretamente no mar. Conforme consideramos aqui, com uma taxa máxima de recuperação esperada de 7%, com uma única passagem da água pela unidade *DCMD*, e com a salinidade da água do mar captada de 35 g/kg, a concentração de salmoura será limitada a 37,5 g/kg, e sua descarga direta para o mar tem baixa probabilidade de causar prejuízos ao ambiente. No entanto, a temperatura da salmoura deve ser decrescida suficientemente no processo, para o posterior descarte, tanto por razões ambientais quanto por eficiência térmica.

O permeado deixa a unidade *DCMD* na temperatura T_{p-out} e vazão $\dot{m}_{Tank} + \dot{m}_{MD}$. De lá vai para o recuperador de calor *HX*, e como mencionado, irá pré-aquecer o fluxo de água salina de entrada. Após transferir calor para a alimentação, o permeado deixa *HX* na temperatura T_{pHX} . A temperatura de T_{pHX} , que sempre será maior que a obtida em T_{SEA} , deve ser o mais baixo possível para maximizar o preaquecimento da alimentação. O ideal é que fique logo acima da temperatura do reservatório de destilado e também próximo a T_{p-in} . Nesse caso, não haverá necessidade de resfriamento ativo do reservatório de destilado, pois naturalmente o excesso de calor dissipará para o ambiente.

3.1.5 MÉTRICAS PARA AVALIAR O DESEMPENHO DA PLANTA DE DESSALINIZAÇÃO

O calor transferido através das membranas é Q_{MD} . No entanto, apenas parte deste calor está associado ao processo de destilação. A parte restante atravessa as membranas por condução de calor e é considerada como perda de energia. A eficiência térmica η_{th} é definida como a fração de Q_{MD} que é efetivamente usada para produzir o destilado na taxa \dot{m}_{MD} , da forma que

$$\eta_{th} = \dot{m}_{MD} \bar{H}_{LV} / Q_{MD} \quad (21)$$

onde \bar{H}_{LV} é o calor latente médio de evaporação da unidade de dessalinização *DCMD*. É avaliado na temperatura média da unidade *DCMD* $T_{mean} = (T_{f-in} + T_{p-in})/2$.

Outra métrica importante é o *Gain Output Ratio (GOR)*. Essa é a razão entre a massa de água produzida pela massa de vapor externo consumido Q , ou seja:

$$GOR = \dot{m}_{MD} \bar{H}_{LV} / Q = \eta_{th} Q_{MD} / Q \quad (22)$$

Podemos também definir *MGOR* (GOR mecânico) como a razão entre o calor utilizado na destilação e a potência total de bombeamento necessária para vencer, nos módulos *DCMD*, tanto as perdas de pressão ao longo do escoamento no casco quanto aquelas ao longo do escoamento no interior das fibras (LISBOA et al., 2021).

$$MGOR = \dot{m}_{MD} \bar{H}_{LV} / \dot{W}_p = GOR Q / \dot{W}_p \quad (23)$$

O consumo específico de energia térmica SEC_{th} (*Specific thermal Energy Consumption*) representa a energia térmica consumida para produzir uma unidade de massa de destilado, e é definido como:

$$SEC_{th} = Q / \dot{m}_{MD} = \bar{H}_{LV} / GOR \quad (24)$$

Outro parâmetro útil é a taxa de recuperação de massa R_{rec} , que expressa a fração de vazão de água que deixa a solução salina de alimentação, para se incorporar ao permeado:

$$R_{rec} = \dot{m}_{MD} / \dot{m}_{SEA} \quad (25)$$

Conforme as referências GUAN et al. (2015), CHRISTIE et al. (2020) e LIN et al. (2014), identificaram que a razão entre as vazões mássicas do permeado e da alimentação, $\alpha = \dot{m}_p / \dot{m}_{SEA}$, é o fator operacional que mais afeta o *GOR*. Se a vazão mássica do permeado é muito baixa em relação à vazão mássica da alimentação, o permeado aquece rapidamente dentro do módulo *DCMD*, eventualmente cancelando a força motriz necessária para a transferência de massa. Essa condição limitante é conhecida como *PLR (Permeate Limiting Regime)*. Por outro lado, se a vazão mássica de alimentação for menor em relação à vazão mássica do permeado, a

água salgada esfria rapidamente dentro do módulo *DCMD*. Neste caso, a força motriz para a transferência de massa diminui à medida que a temperatura da alimentação se aproxima rapidamente da temperatura do permeado, caracterizando outra condição limitante *FLR (Feed Limiting Regime)* (LIN et al., 2014).

Em De Sampaio (2022) mostra-se que existe uma relação ótima α^* entre as vazões mássicas do permeado e da alimentação para as quais a taxa de recuperação de massa R_{rec} é maximizada. A razão ótima α^* depende do calor específico da alimentação e do permeado, do calor latente de vaporização e da eficiência da transferência de calor através da membrana η_{th} .

3.1.6 VALIDAÇÃO DO PROGRAMA *DESAL_PLANT*

O programa *DESAL_PLANT* (DE SAMPAIO, 2022) foi testado de modo a comparar suas previsões com plantas-piloto e publicações pertinentes. Os resultados colhidos quando comparados com o conjunto de dados disponíveis apresentaram boa concordância.

Representamos na figura 14, o gráfico comparativo dos experimentos com temperaturas de água de alimentação, em 56, 62 e 69°C, alterando a velocidade das vazões de entrada no módulo, em l/min, versus o fluxo mássico obtido em cada situação, em kg/m²h, realizados por FANE et al. (1987), ilustrado por segmentos em pontos espaçados, com os resultados obtidos pelo programa *DESAL_PLANT*, em linhas.

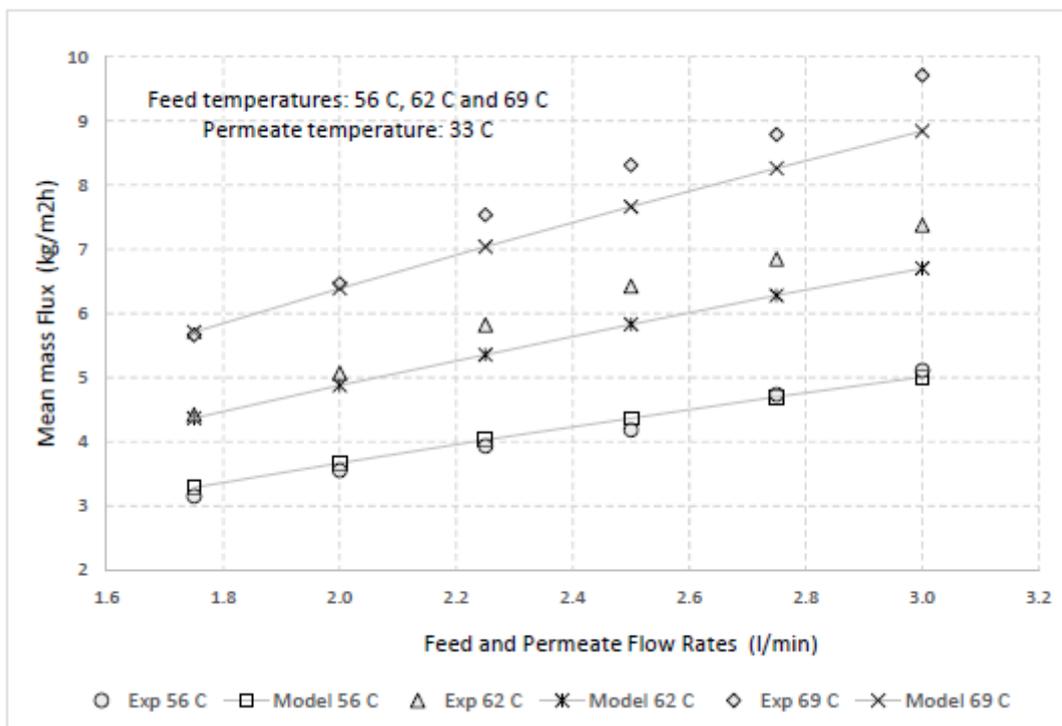


Fig.14: Gráfico entre resultados de FANE et al. (1987) e *Desal_Plant*.
Fonte: De Sampaio, 2022.

Vemos na figura 14 que os resultados obtidos com o programa *DESAL_PLANT* se assemelham com o estudo em questão, principalmente quando as vazões aumentam.

Buscou-se também validar o algoritmo com base no artigo proposto por WANG (2008), no qual obtivemos dados suficientes para simular no programa.

Coletando os dados disponíveis no artigo, convertendo para unidades utilizadas no programa, realizando aproximações necessárias, pudemos comparar o resultado da quantidade de água desmineralizada obtida por módulo no processo. No artigo base, o fluxo de permeado máximo atingido foi de 41,5 kg/m².h variando $\pm 1,4$, considerando a temperatura da água de alimentação de 79,3 °C. Já no programa executado, o resultado médio foi de 44,05 kg/m².h, seguindo os mesmos critérios.

Ainda no experimento do artigo WANG (2008), a temperatura da água de alimentação variou em 40,0; 49,5; 59,8; e 70,2 °C. Seguimos com a simulação no algoritmo *Desal_plant* nessas mesmas condições, onde pudemos auferir permeações mais condizentes com o artigo em questão, como pode ser visto na Figura 15. Os resultados foram considerados satisfatórios, endossando a aplicação do algoritmo.

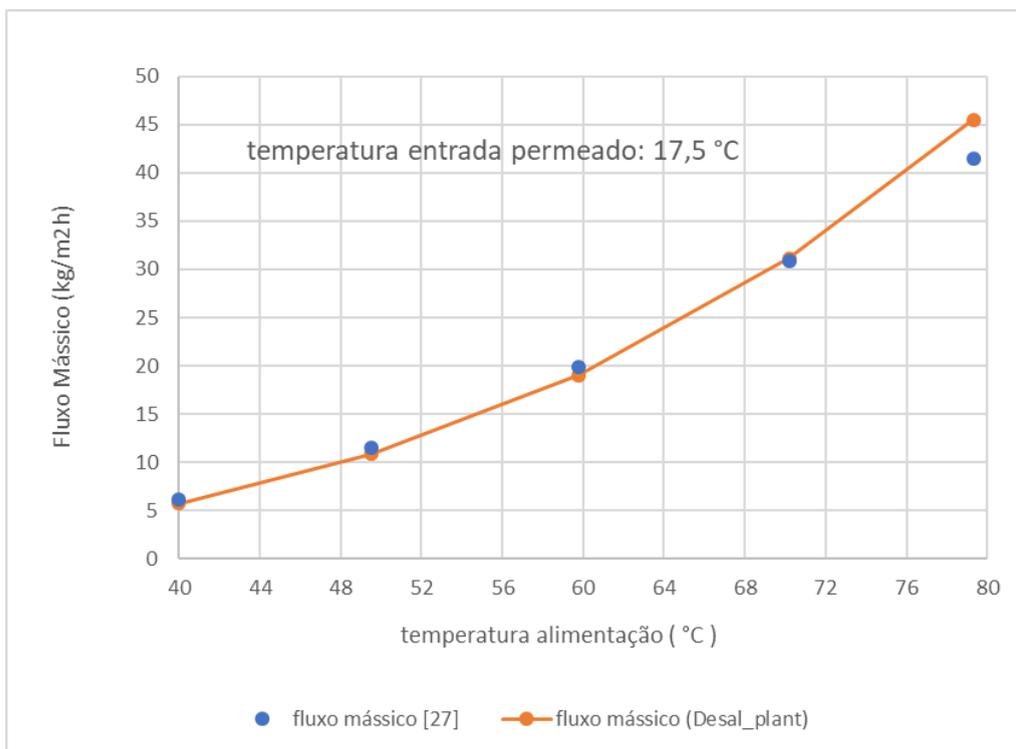


Fig. 15: Comparação dos fluxos obtidos com diferentes temperaturas de alimentação entre o estudo WANG (2008) e *Desal_plant*.

Fonte: O autor, 2021.

3.1.7 DADOS DE SAÍDA DO PROGRAMA *DESAL_PLANT*

Neste tópico utilizamos um exemplo hipotético para tecermos um panorama sobre os dados de saída do programa e interpretações dos resultados.

Lançando mão de uma simulação com um módulo construtivamente idêntico ao que será utilizado em todo o trabalho, porém com 6 MWt de potência térmica útil disponível, com a água do mar entrando na planta já com 50°C e ganhando temperatura no sistema até atingir 83°C para entrada nos módulos *DCMD*. A saída do permeado após o recuperador de calor *HX* terá 52°C e precisará resfriar até 30°C para então retornar ao ciclo. Teremos os dados conforme a figura 16..

THE INPUT DATA:

```
Heat Rate Input from Power Plant (MW)      =      6.00000
HX_Permeate_out_temperature (C)            =      52.00000
Sea_water_temperature (C)                  =      50.00000
```

Data for desalination_module

```
No. of fibers per module =      2150
```

```

Shell (ID) (cm)           =      5.00000
Length of fibers (cm)    =     500.00000
Fiber(ID) (micro_m)     =     600.00000
Fiber(OD) (micro_m)     =     820.00000
Pore diameter (micro_m) =       0.16500
Membrane porosity        =       0.73800
Inlet feed flow (l/min)  =     10.00000
Inlet perm. flow (l/min) =       9.15600
Inlet feed temp. (C)    =     83.00000
Inlet perm. temp. (C)   =     30.00000
Countercurrent? (yes=1) =          1
Feed in Shell? (yes=1)  =          1
Feed Water (Sea Water=1, Fresh Water=2) =          1
Membrane Material (PTFE=1,PVDF=2,PP=3,UFRJ=4) =          2
*****
Data for Numerical Model
*****
Number of Finite Volumes =          20
Relaxation Parameter     =       1.00000

```

Figura 16 - Parâmetros de entrada da simulação utilizando *DESAL_PLANT*.

Fonte: O autor, 2021.

Na figura 17, vemos que o primeiro dado de saída fornece a taxa de ocupação das fibras em função da área total do casco (*shell*) de 57,8%. O dado seguinte fornece o cálculo do número de Reynolds para o lado do casco e do lúmen, de modo a verificar se o regime de escoamento é mesmo o laminar e calcular os coeficientes afetados por este parâmetro.

 THE OUTPUT DATA:

Ratio of shell area occupped by fibers/total shell area = 0.578

Countercurrent flow

Shell flow is laminar

Re_shell_min= 154.

Re_shell_max= 352.

Lumen flow is laminar

Re_lumen_min= 189.

Re_lumen_max= 445.

Figura 17 - Primeiro bloco de resultados utilizando *DESAL_PLANT*.

Fonte: O autor, 2021.

Logo, o programa fornece as variáveis de temperaturas e vazões ao longo da unidade de dessalinização em função da altura discretizada em metros, variando de 0 a 5,0 m em 20 volumes finitos distintos, conforme a figura 18.

VARIABLES ALONG THE DESALINATION UNIT						
X-COOR (m)	TS (C)	TMS (C)	TML (C)	TL (C)	GS (kg/m ² s)	GL (kg/m ² s)
0.00000	32.29718			30.00000	194.53430	249.52271
0.12500	33.27680	33.07576	31.27190	30.99432	194.68433	249.72707
0.37500	35.25912	35.05404	33.28933	33.00621	194.99561	250.15110
0.62500	37.28909	37.07966	35.35515	35.06609	195.33003	250.60666
0.87500	39.36966	39.15557	37.47232	37.17690	195.68902	251.09567
1.12500	41.50380	41.28474	39.64379	39.34158	196.07402	251.62011
1.37500	43.69446	43.47013	41.87248	41.56308	196.48650	252.18199
1.62500	45.94457	45.71466	44.16127	43.84425	196.92794	252.78332
1.87500	48.25690	48.02113	46.51288	46.18784	197.39982	253.42611
2.12500	50.63407	50.39216	48.92986	48.59643	197.90358	254.11233
2.37500	53.07848	52.83016	51.41449	51.07231	198.44061	254.84387
2.62500	55.59216	55.33722	53.96870	53.61747	199.01219	255.62248
2.87500	58.17678	57.91501	56.59401	56.23348	199.61951	256.44976
3.12500	60.83350	60.56476	59.29143	58.92138	200.26357	257.32710
3.37500	63.56292	63.28712	62.06137	61.68169	200.94519	258.25560
3.62500	66.36502	66.08211	64.90361	64.51422	201.66496	259.23606
3.87500	69.23907	68.94906	67.81720	67.41814	202.42320	260.26895
4.12500	72.18362	71.88658	70.80046	70.39183	203.21998	261.35431
4.37500	75.19648	74.89256	73.85097	73.43297	204.05502	262.49181
4.62500	78.27477	77.96414	76.96562	76.53851	204.92779	263.68068
4.87500	81.41493	81.09785	80.14064	79.70475	205.83743	264.91979
5.00000	83.00000			81.30255	206.30134	265.55173

Figura 18 - Segundo bloco de resultados utilizando *DESAL_PLANT*.
Fonte: O autor, 2021.

Importante destacar que, já que os fluidos escoam em contracorrente, a coordenada em $x = 5,0$ m refere-se à entrada do casco e à saída do lúmen, já a cota 0 m, ou seja, comprimento final da membrana está a saída do casco e entrada do Lúmen, como ilustrado na figura 19.

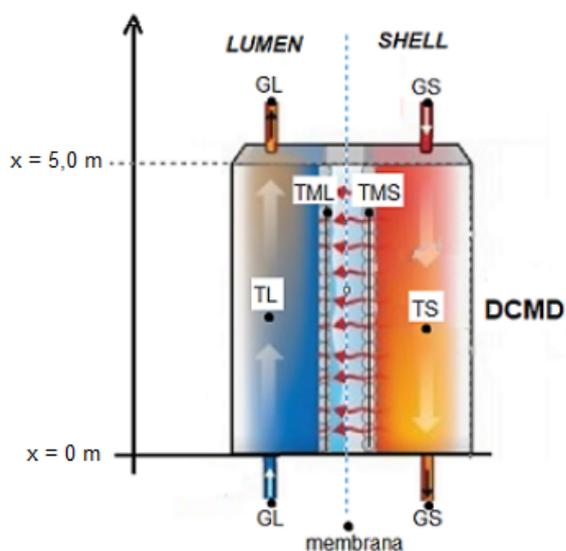


Fig.19: Representação ilustrativa das variáveis ao longo do módulo *DCMD*.
Fonte: O autor, 2021.

Outro importante aspecto retornado é o fluxo mássico computado através da superfície da membrana (lado do casco), na metade de cada coordenada ao longo da membrana, conforme a Figura 20 .

 MASS FLUX THROUGH MEMBRANE FEED SIDE SURFACE

X-COOR (m)	mass_flux (kg/m2h)
0.12500	0.64600
0.37500	0.69434
0.62500	0.74567
0.87500	0.80009
1.12500	0.85766
1.37500	0.91842
1.62500	0.98237
1.87500	1.04948
2.12500	1.11965
2.37500	1.19272
2.62500	1.26846
2.87500	1.34657
3.12500	1.42667
3.37500	1.50830
3.62500	1.59094
3.87500	1.67399
4.12500	1.75682
4.37500	1.83878
4.62500	1.91923
4.87500	1.99756

 Mean Mass Flux Through Membrane Feed Side Surface (kg/m2h) = 1.26668
 Mean Membrane Mass Flow Per Unit Module Length (kg/mh) = 7.01569

Figura 20 - Terceiro bloco de resultados utilizando *DESAL_PLANT*.

Fonte: O autor, 2021.

Dessa forma podemos obter o fluxo mássico médio na superfície de toda a membrana, situado em 1,26 kg/m².hora.

 MEMBRANE HEAT FLUX THROUGH FEED SIDE SURFACE

X-COOR (m)	heat_flux (kW/m2)
0.12500	0.93563
0.37500	0.96192
0.62500	0.99015
0.87500	1.02037
1.12500	1.05267
1.37500	1.08707
1.62500	1.12362
1.87500	1.16232
2.12500	1.20313
2.37500	1.24598
2.62500	1.29078
2.87500	1.33735
3.12500	1.38550
3.37500	1.43497
3.62500	1.48545
3.87500	1.53661

4.12500	1.58807
4.37500	1.63943
4.62500	1.69032
4.87500	1.74035

Mean Heat Flux Through Membrane Feed Side Surface (kW/m²) = 1.29558
Mean Membrane Heat Flow Per Unit Module Length (kW/m) = 7.17576

Figura 21 - Quarto bloco de resultados utilizando *DESAL_PLANT*.

Fonte: O autor, 2021.

De modo análogo, computa-se o fluxo de calor através da superfície da membrana (lado casco), na metade de cada coordenada ao longo da membrana, conforme a figura 21. Assim podemos obter o fluxo de calor médio através da superfície de toda membrana (lado casco), situado em torno de 1,29 kW/m².

A próxima variável retornada é o coeficiente de transferência de calor ao longo do comprimento da membrana em W/m².K, como mostra a figura 22.

HEAT TRANSFER COEF. X-COOR (m)	SHELL SIDE SURFACE h _S (W/m ² K)	LUMEN SIDE SURFACE h _L (W/m ² K)
0.12500	4530.26701	4490.73804
0.37500	4552.18842	4513.60448
0.62500	4574.02042	4536.38388
0.87500	4595.74946	4559.06260
1.12500	4617.35738	4581.62229
1.37500	4638.82079	4604.03929
1.62500	4660.11043	4626.28394
1.87500	4681.19054	4648.31999
2.12500	4702.01826	4670.10395
2.37500	4722.54312	4691.58460
2.62500	4742.70659	4712.70254
2.87500	4762.44189	4733.39003
3.12500	4781.67400	4753.57098
3.37500	4800.31990	4773.16127
3.62500	4818.28927	4792.06941
3.87500	4835.48545	4810.19760
4.12500	4851.80679	4827.44313
4.37500	4867.14840	4843.70011
4.62500	4881.40408	4858.86156
4.87500	4894.46847	4872.82152

Mean Membrane Heat Transfer Coef. Shell Side (W/m²K) = 4725.50053
Mean Membrane Heat Transfer Coef. Lumen Side (W/m²K) = 4694.98306

Figura 22 - Quinto bloco de resultados utilizando *DESAL_PLANT*.

Fonte: O autor, 2021.

Percebe-se que, tanto do lado do casco quanto do lúmen, há coeficientes de transferência de calor próximos para a mesma coordenada.

Logo, na Figura 23, temos os resultados dos fluxos mássicos por módulo, tanto na entrada e saída do lado do casco quanto do lúmen, e a diferença entre eles, fornecido em kg/h. Essa informação é muito útil, pois o delta deverá coincidir em ambos os lados e será a diferença entre vazões de entrada e saída, que corresponderá à massa transferida do casco para o lúmen, devido a isso o *Delta_Shell* encontra-se negativo.

```

-----
Mass Flowrates per module (kg/h)
Shell Inlet   Shell Outlet   Delta_Shell
   615.00000   579.92155    -35.07845
Lumen Inlet   Lumen Outlet   Delta_Lumen
   546.06384   581.14229     35.07845
-----

```

```

-----
HEAT EXCHANGER TEMPERATURES
THX_FEED_IN  (C) =    50.00000
THX_FEED_OUT (C) =    78.98896
THX_PERM_IN  (C) =    81.30255
THX_PERM_OUT (C) =    52.00000
-----

```

Figura 23 - Sexto bloco de resultados utilizando *DESAL_PLANT*.

Fonte: O autor, 2021.

Ainda na figura 23, temos as correspondentes temperaturas envolvidas no preaquecedor e recuperador de calor do sistema *HX*, onde a maior parte do calor que o permeado ganhou na membrana será incorporado na água salina na forma de calor sensível.

Por fim, na figura 24, temos os resultados finais da produção de água destilada. Para a planta modelada neste caso, temos o equivalente a 35,3 litros a cada hora de água destilada produzida por módulo, dos 615 quilogramas de água salina que circulam por hora, isso dá um aproveitamento de cerca de 5,7%. Sendo que o preaquecedor *HX* será o responsável por transferir 19,8 kW para a água salina a ser destilada e o calor retirado da planta nuclear será responsável por apenas 2,7 kW por módulo, ou seja, para a energia efetiva que a planta dessalinizadora necessita, apenas 7,6% são oriundos do calor extraído da fonte nuclear, o restante é reaproveitado das trocas térmicas internas. Isso nos fornece uma eficiência térmica de 64%, o restante é associado às perdas térmicas por condução de calor.

Um mesmo módulo é dependente principalmente das variáveis temperaturas e vazões de trabalho, enquanto estas se mantiveram constantes, a produção de água destilada tende a ser a mesma.

```

-----
Distilled water production per module (l/h) = 35.29019
Membrane area(facing feed) per module (m2) = 27.69314
Heat transferred in DCMD per module (kw) = 35.87881
Pre_Heating in HX per module (kw) = 19.79427
Heating from Power Plant per module (kw) = 2.73882
Pumping Power per module (kw) = 0.02024
Energy consumption per m3 (kWh/m3) = 77.60858
Specific Thermal Energy Consumption (kJ/kg) = 281.07734
Thermal Efficiency ( - ) = 0.64249
Gained Output Ratio (GOR) ( - ) = 8.41664
Mechanical Gained Output Ratio (MGOR) ( - ) = 1139.03379
Feed Recovery Fraction ( % ) = 5.70381
Maximum Feed Recovery Fraction ( % ) = 5.94687
Maximum Max Feed Recovery Fraction ( % ) = 9.43269

*****
NUMBER OF MODULES = 2191
TOTAL MEMBRANE AREA (FACING FEED)(m2) = 60675.66808
TOTAL FEED FLOWRATE (ton/s)= 0.37430
TOTAL DISTILLED WATER PRODUCTION (m3/h) = 77.32081
TOTAL PRE HEATING IN HX (MW) = 43.36924
TOTAL HEATING FROM POWER PLANT (MW) = 6.00076
PUMPING POWER FOR ALL MODULES (MW) = 0.04434
*****
Number of Iterations: 20332
Convergence Residual: 0.99985E-12
-----

```

Figura 24 - Último bloco de resultados utilizando *DESAL_PLANT*.

Fonte: O autor, 2021.

3.2 O PROGRAMA DE-TOP

O programa *DE-TOP* (*Desalination Thermodynamic Optimization Program*), desenvolvido pela Agência Internacional de Energia Atômica (IAEA), simula o circuito secundário de um reator *PWR* genérico (*Pressurized Water Reactor*), de forma que ele modela o ciclo regenerativo de Rankine, de acordo com modelos termodinâmicos fundamentais (IAEA, s.d.) As propriedades termodinâmicas da água e do vapor utilizadas no *DE-TOP* são baseadas na formulação industrial *IAPWS-IF97*.

Além de modelar o ciclo termodinâmico, o *DE-TOP* também modela o acoplamento da malha secundária do *PWR* com uma planta de dessalinização. As tecnologias de dessalinização incluídas no *DE-TOP* são *Multistage Flashing (MSF)* e *Multi-Effect Destilação (MED)*. É importante mencionar também que o *DE-TOP* pode ser aplicado para a modalidade de aquecimento distrital, apesar que neste trabalho nos concentramos apenas na dessalinização (IAEA, s.d.).

Análises comparativas com casos obtidos em diferentes publicações demonstraram que a ferramenta apresenta resultados satisfatórios (CERVERA et al., 2013). Estudos levantados por NASERBEGI et al. (2019) apresentam alguns parâmetros de uma planta de referência comparada com as duas versões de *DE-TOP* e os erros máximos encontrados, como mostra a tabela 3. Vemos que as variações entre a planta de referência e as projeções das duas versões não ultrapassaram 5%.

Tabela 3: Análise comparativa de versões do *DE-TOP*.

Parâmetros	Ref.	<i>DE-TOP V1.0</i>	<i>DE-TOP V2.0</i>	ERRO
Energia bruta, MWe	1020,0	1019,0	1062,8	4,2%
Calor rejeitado, MWth	N/A	1954	1917	-
Eficiência Bruta, %	34	33,9	35,4	3,9%
Água para o G.V., kg/s	1636,1	1624,0	1623,5	0,8%
Vapor p/ condensador, kg/s	N/A	911	902	-
Título turbina baixa pressão, %	90	89	89	1,1%
Água de refrigeração, tn/s	33,4	33,5	32,8	1,8%

Fonte: NASERBEGI et al., 2019

O *DE-TOP* possui uma interface gráfica intuitiva e configuração de sistema flexível. O programa é constituído por 4 etapas, sendo que na primeira se define a característica da planta (fóssil ou nuclear-*PWR*). Caso não tenha em mãos os parâmetros básicos da planta, pode-se recorrer a modelos predefinidos.

O usuário pode escolher o número de aquecedores regenerativos e a posição do desaerador ao longo da linha. Por padrão, o *DE-TOP* define automaticamente a pressão operacional de cada aquecedor regenerativo, mas o usuário pode redefini-la de acordo com seus requisitos.

Na etapa seguinte, o usuário define a aplicação não elétrica e pode selecionar diferentes arranjos de acoplamentos, seja por extração de vapor simples, múltiplas extrações de vapor, operação de contrapressão, etc.

Na etapa final um relatório é emitido contendo um balanço com os dados gerais de geração, perdas e consumo entre a planta para propósito único de geração elétrica e a planta em cogeração com a aplicação não elétrica escolhida.

3.2.1 MODELAGEM DA PLANTA NUCLEAR UTILIZANDO *DE-TOP*

Inspirado no projeto LABGENE/DES-SAL, este trabalho utiliza as características de projeto de uma planta nuclear de 75 MW térmicos e com uma pressão do gerador de vapor ajustada em 54 bar (5,4 MPa) (COTTA, 2017).

Como os modelos predefinidos de plantas nucleares no programa não compreendem os reatores de menor porte, e como a planta do referido projeto contém fatores que são de sigilo industrial, utilizamos outros projetos com capacidades similares para compararmos algumas variáveis do circuito secundário, como o projeto do reator AP100 (PWR de 310MWt / 100 MWe) (SONG et al., 2014), o projeto Argentino CAREM (100MWt / 27 MWe) (REVISTA CONICET, 2017), além da usina nuclear flutuante KLT40S (IAEA, 2013) de (150 MWt / 30 MWe).

Na tabela 4, são relacionados valores típicos para diferentes tipos de reatores, com destaque para o caso *PWR*.

Tabela 4: Parâmetros típicos para diferentes tipos de reatores.

Tecnologia reatores	Temperatura refrigerante primário entrada-saída (°C)	Parâmetros de vapor secundário	
		Pressão (MPa)	Temperatura (°C)
PHWR	250 - 295	5,6	271
PWR	280 - 320	6,5	280
BWR	278 - 288	5,5	270
LMFBR	390 - 540	16,3	510
HTGR	390 - 540	17,3	541

Fonte:IAEA, 2012.

Já para o sistema de refrigeração, terciário, considerou-se uma média de 26°C nas águas do Nordeste Brasileiro, segundo Atlas de 2011 conforme a figura 25, para a captação da água do mar para troca de calor dos componentes.

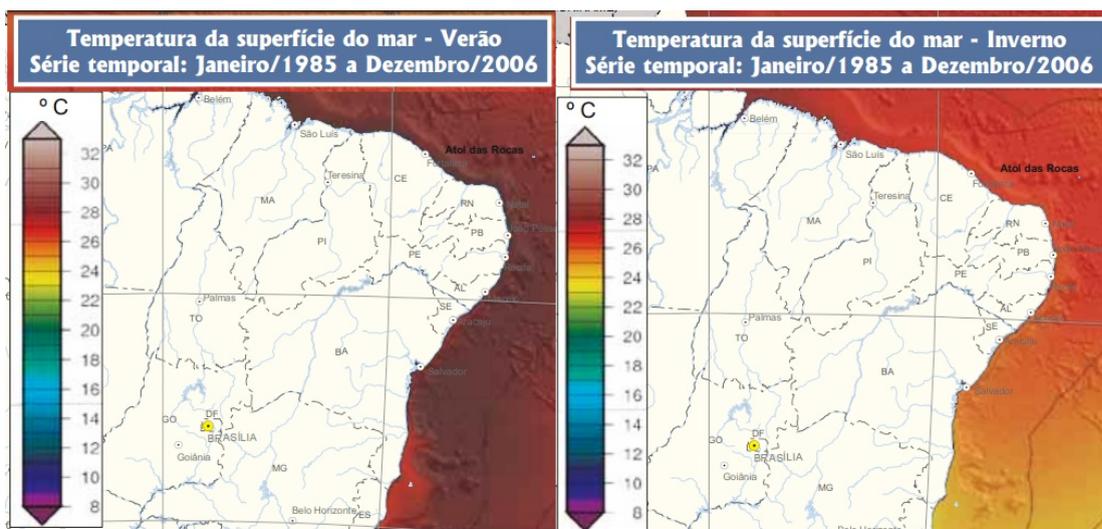


Fig.25: Temperaturas da água do mar no Nordeste Brasileiro (Verão/Inverno)

Fonte: IBGE, 2011.

Plantas similares utilizam um incremento de cerca de apenas 6 °C no retorno dessa água para o mar após todo o processo, de modo que este aquecimento não importe em alteração significativa para a vida marinha local. Isso implica em utilizar mais vazão de água conforme referenciado na figura 26 (NUCLEAR ENERGY SERIES, 2012).

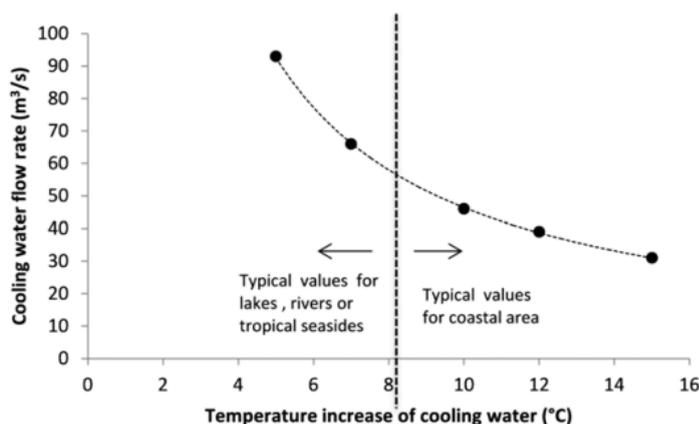


Fig.26: Variação do escoamento e incremento de temperatura da água de refrigeração.

Fonte: NUCLEAR ENERGY SERIES, 2012).

No *DE-TOP* temos certa autonomia para modelarmos alguns parâmetros da planta conforme a necessidade da cogeração, inclusive o aumento de temperatura no condensador. Na figura 27, temos os aspectos básicos usados na planta de referência, com alguns dos parâmetros mencionados.

The image shows two overlapping windows from the DE-TOP software. The left window, titled 'Power Plant Description', contains input fields for various parameters. The right window, titled 'Power Plant Condenser calculations', shows a cooling system configuration and a temperature-heat graph.

Power Plant Description Parameters:

- Steam Generator: Thermal Input [MW(th)] = 75; Live steam pressure [bar] = 54; Live steam temperature [°C] = 268,8 (T_{sat} = 268,8 °C).
- Reheat: Reheat Type = Moisture separator and reheater (Nuclear power plant); Pressure (HP Turbine exhaust) [bar] = 11,17; Temperature [°C] = 250.
- Feedwater line: Final Feedwater temperature [°C] = 220 (P_{sat} = 23,2 bar); Number feedwater preheaters = 6; Deaerator position = 5.
- Main cooling condenser: Condensing steam pressure [bar] = 0,063.

Power Plant Condenser calculations Parameters:

- Cooling System: Type of cooling system = once through cooling; Cooling water temperature [°C] = 26; Cooling water temperature rise in condenser (ΔT_{cw}) [°C] = 6; Condenser approach temperature (ΔT_a) [°C] = 5.
- Condensing steam pressure [bar] = 0,063.

The graph in the condenser calculations window plots Temperature [°C] on the y-axis against Heat [MW] on the x-axis. It shows a horizontal line for 'Condensing steam' and a diagonal line for 'Cooling Water'. The vertical distance between the steam line and the cooling water line at the end of the condenser is labeled ΔT_a, and the vertical distance between the cooling water inlet and outlet is labeled ΔT_{cw}.

Fig.27: Parâmetros da fonte nuclear utilizados como referência no programa *DE-TOP*.

Fonte: O autor, 2021.

A Figura 28, gerada pelo programa *DE-TOP* a partir dos parâmetros fornecidos, ilustra o sistema secundário da planta nuclear de referência utilizada neste trabalho. Utilizamos 6 reaquecedores com as pressões de trabalho indicadas pelo programa. Observe que o *DE-TOP* apresenta pressão, temperatura, entalpia e vazão em vários pontos ao longo do circuito fechado. No ciclo, o vapor produzido pelo gerador de vapor (*Steam Gen*) é expandido na turbina de alta pressão (*HP Turbine*). O fluido segue pelo desaerador e o reaquecedor e separador de umidade (*MS*). O teor de umidade é removido e o vapor seco é superaquecido, por uma porção de vapor extraída diretamente do gerador de vapor, para diminuir a umidade do vapor que segue para a turbina intermediária e de baixa pressão (*IP /LP*). Lá o vapor é expandido até a pressão do condensador. O vapor de trabalho passa pelo condensador onde ocorre a condensação. Fechando o ciclo, o condensado é bombeado através dos reaquecedores regenerativos de volta ao gerador de vapor. Uma figura com melhor resolução da planta de referência pode ser encontrada no Apêndice A.1 deste trabalho.

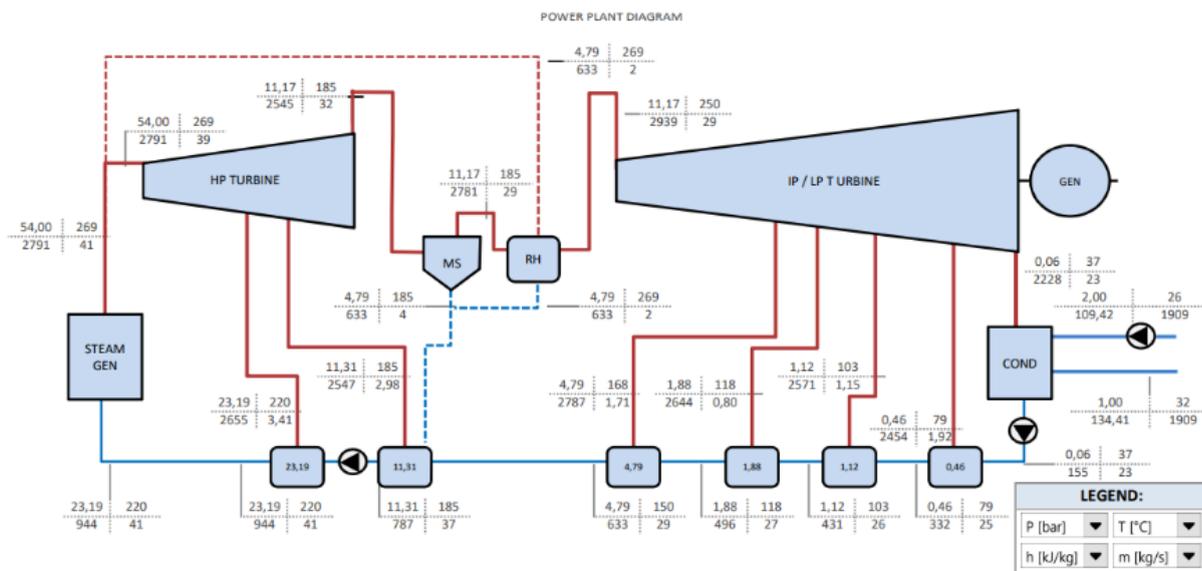


Fig.: 28 – Planta de referência com 75 MWT, utilizando *DE-TOP*.

Fonte: O autor, 2021.

A modelagem fornece a quantidade de calor rejeitado no terciário, após a troca de calor no condensador. Na planta nuclear de referência temos um fluxo de 1909 kg/s dispensados a 32 °C (aumento de 6 °C), uma vazão de água do mar aquecida e tratada que pode ser utilizada no processo de dessalinização.

3.2.2 ACOPLAMENTO COM A PLANTA DESSALINIZADORA

Embora a Destilação por Membranas não seja uma tecnologia de dessalinização disponível atualmente no programa *DE-TOP*, é possível a combinação do *DE-TOP* e *DESAL_PLANT* para modelar o acoplamento do *SMR* e a planta de dessalinização *DCMD*.

De fato, o *DE-TOP* pode ser usado para prover pontos de extrações de vapor destinados a fornecer calor para a planta dessalinizadora. Esse aquecimento adicional serve para elevar a temperatura da água salina para melhor desempenho nos módulos *DCMD*'s, mas causa impacto no rendimento do ciclo de Rankine e perdas para a produção elétrica.

Conforme a figura 29 indica, a potência de aquecimento externa exigida pela usina de dessalinização *DCMD* é fornecida pelo vapor extraído indicado pelas setas vermelhas. As setas azuis indicam os pontos de retorno dessas extrações com a entalpia reduzida.

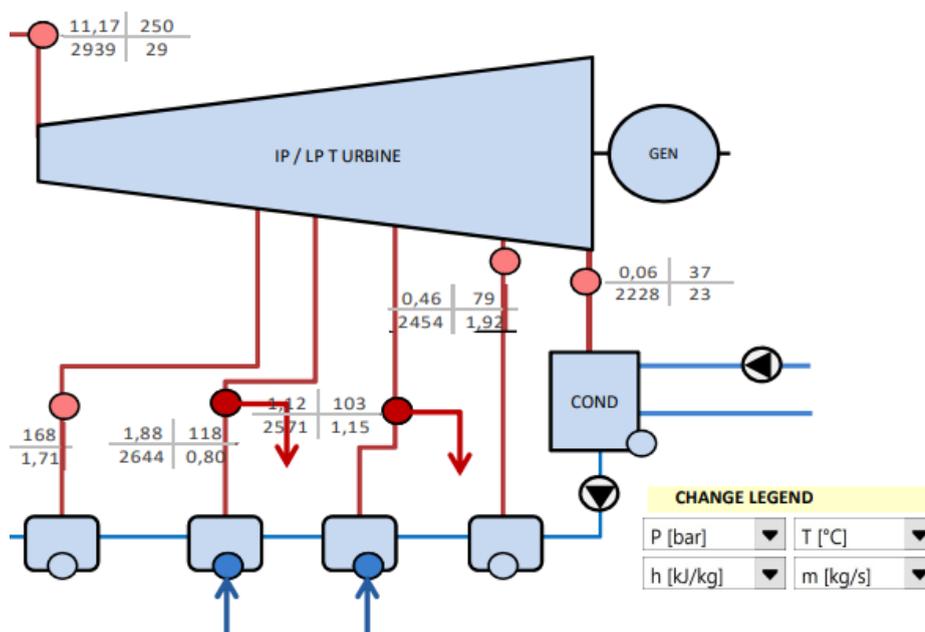


Fig.: 29 – Extrações de vapor para prover calor para a planta *DCMD*..

Fonte: O autor, 2021.

Extrações de vapor a pressões acima da pressão atmosférica demandam o emprego de trocadores de calor intermediários para aumentar o isolamento entre o vapor do secundário da usina nuclear e a água do mar que será dessalinizada. Os trocadores de calor intermediários aumentam a segurança radiológica da água dessalinizada, porém acabam por acrescentar perdas térmicas. Por conta dos trocadores de calor intermediários, a temperatura na qual o calor fornecido à planta de dessalinização será sempre inferior à temperatura do vapor extraído.

Dadas as características e condições de operação do módulo *DCMD*, o programa *DESAL_PLANT* determina o número de módulos necessários para atender a potência de aquecimento externa disponibilizada pelo programa *DE-TOP*.

CAPÍTULO 4 ESTUDOS DE CASO

Diferentes estratégias foram consideradas para fazer o acoplamento entre o PWR de 75 MWt e a planta de dessalinização DCMD. Em todos os casos estudados parte do calor empregado na dessalinização é calor rejeitado da usina de potência uma vez que a planta de dessalinização coleta água do mar que foi aquecida no condensador em vez de recolher diretamente água fria do mar. As estratégias de acoplamento consideradas são apresentadas a seguir, com ênfase nos desempenhos obtidos.

4.1 CASO 1: ELEVAÇÃO DA PRESSÃO E TEMPERATURA DO CONDENSADOR

Ao simularmos no programa *DESAL_PLANT* diferentes temperaturas de entrada da água salina, observamos que o módulo *DCMD* possui um *GOR* afetado linearmente em função da temperatura da água salina de alimentação, como mostra a Figura 30.

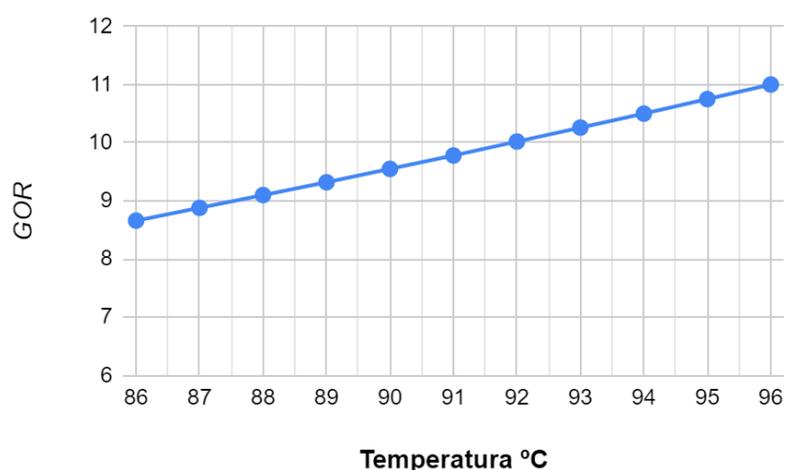


Fig. 30: *GOR* em função da temperatura da água de alimentação utilizando *DESAL_PLANT*.
Fonte: O autor, 2021.

Um melhor desempenho de produção permite que utilizemos menor número de módulos, exigindo menor custo de implantação e manutenção da planta. Reconhecendo que um *GOR* próximo a 10 seria considerado satisfatório para o módulo sugerido, para alcançarmos tal nível propomos então construir um modelo

onde a temperatura da água salina de alimentação para os módulos atinja 92°C (SUMMERS et al., 2012) (LEE et. al., 2011).

Na expectativa de aumentarmos o aproveitamento térmico do calor descartado pela planta nuclear e diminuirmos a amplitude térmica de aquecimento no interior da planta de dessalinização, utilizamos o programa *DE-TOP* para aumentarmos a pressão e a temperatura de operação do condensador, de modo a elevar a temperatura da água salina até 47°C. Dessa forma será exigida menor demanda de calor, a ser provida por extrações de vapor, para elevar a temperatura da água salina que deve chegar aos módulos a 92°C.

Esta abordagem implicou em uma redução de 70% na vazão do terciário comparada com a planta de referência, isto é, caiu de 1909 kg/s para 565 kg/s.

Adicionalmente no *DE-TOP*, provemos duas extrações de vapor de pontos das linhas de reaquecedores que saem da turbina de baixa pressão. Uma extração de 1,15 kg/s, 103°C e 1,12 bar (2,46 MWt de calor latente) e outra extração de 0,8 kg/s, 118°C e 1,88 bar (1,72 MWt de calor latente), totalizando 4,18 MWt extraídos, como ilustra a figura 31, sendo que o diagrama expandido da planta pode ser observado no Apêndice A.2.

A transferência de calor do vapor extraído para a água do mar exige a utilização de um trocador de calor intermediário para evitar contaminação da água dessalinizada, uma vez que a pressão do vapor extraído é maior do que a pressão da água do mar (pressão atmosférica). O emprego do trocador de calor intermediário torna necessário garantir uma margem suficiente de diferença de temperatura entre o vapor e a temperatura máxima da água do mar aquecida. O programa *DE-TOP* estabelece essa margem de diferença de temperatura em 10,5 °C nas aplicações com as tecnologias *MED* e *MSF*. Considerando essa mesma margem no presente trabalho, verifica-se que a temperatura mínima exigida para o vapor é de 102,5 °C, condição que é satisfeita para as duas extrações de vapor mencionadas acima.

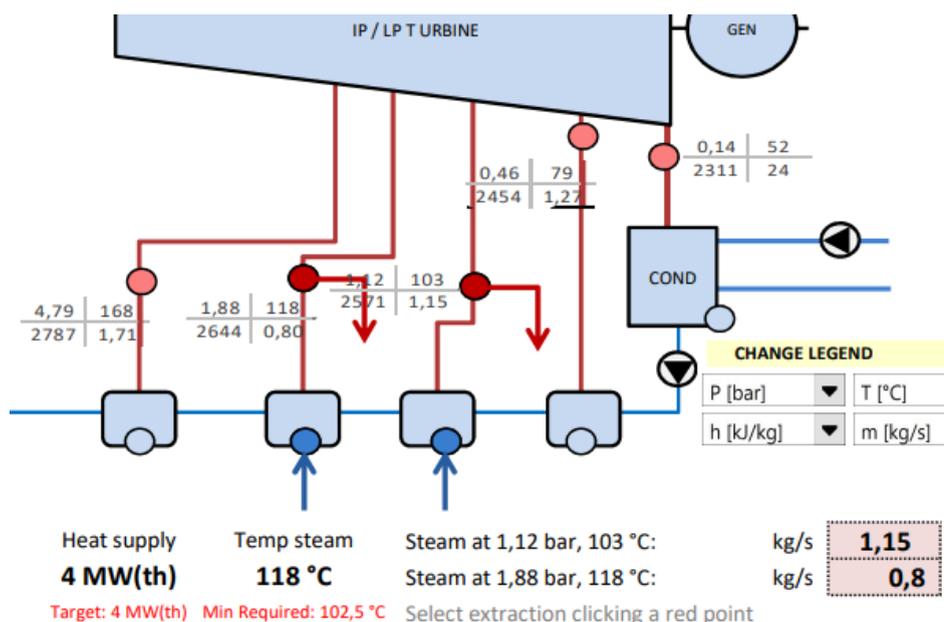


Fig. 31 - Detalhe para as extrações do Caso 1, utilizando *DE-TOP*.

Fonte: O autor, 2021.

A perda de geração elétrica, resultante das extrações de vapor e da menor eficiência do ciclo Rankine, causada pela elevação da pressão do condensador, totaliza 2,17 MWe. Ou seja, comparando com a planta de referência de 25,41 MWe, são gerados 23,24 MWe líquidos conforme calculado pelo programa *DE-TOP*.

A produção de água dessalinizada para as condições do Caso 1 foi calculada utilizando o programa *DESAL_PLANT*. Os dados de entrada e os resultados principais do programa são mostrados na tabela 5. Já os dados completos do programa para este Caso são apresentados no Apêndice B.1.

Tab. 5 - Dados de entrada e resultados do programa *DESAL_PLANT* para o Caso 1.

DADOS DE ENTRADA		RESULTADOS	
Potência térmica:	4,18 MWt	Produção de água destilada por módulo:	43,31 l/h
Temperatura de entrada da água salina na planta:	47 °C	GOR:	9,92
Temperatura de entrada da água salina aos módulos:	92 °C	Quantidade de módulos:	1.472
Temperatura de entrada do permeado aos módulos:	30 °C	Vazão total de água salina de alimentação:	0,251 ton/s

Temperatura de saída do permeado após HX:	49 °C	Recuperação de calor em HX, por módulo:	27,88 / 42,40 kWt
		Potência necessária para bombeamento:	0,029 MWe

Fonte: O autor, 2022.

Na tabela 5, são mostrados os resultados finais da produção de água destilada, equivalente a 43,3 l/h por módulo, com um *GOR* de 9,92. A taxa de recuperação se encontra em torno de 7%, o que garante que a salmoura não conterá uma quantidade demasiada de sais no seu descarte, contendo uma quantidade estimada de 37,5 g/kg. O Programa *DESAL_PLANT* determinou que 1472 módulos são necessários para corresponder à potência de 4,18 MWt extraídos do secundário da planta nuclear. Com os 1472 módulos em funcionamento, pode-se prover até 63,75 m³/h de água pura, necessitando de 251,46 kg/s de água do mar aquecida até 47°C, o que é factível uma vez que há 565 kg/s de água do mar aquecida disponíveis a partir do condensador da usina nuclear. Com esta vazão de 251,46 kg/s e com o aumento de 21°C no condensador, em relação com a temperatura de captação de 26°C, são aproveitados 21,11 MWt de calor rejeitado no condensador da planta nuclear.

A tabela 5 também indica o calor recuperado no recuperador de calor *HX* por módulo e o calor total transferido por módulo. Ao reutilizarmos 27,88 kWt no recuperador de calor *HX* (por módulo) dos 42,40 kWt de calor total transferidos no módulo, temos uma eficiência de recuperação de calor limitada a 65,75%. Isso ocorre porque a água salina já entra no recuperador de calor *HX* a 47 °C, de modo que não é mais possível transferir calor do permeado para a água salina à medida que a temperatura do permeado vai resfriando até aproximar-se de 47°C. Assim, observamos que a elevação de temperatura de trabalho do condensador, além de reduzir a eficiência da geração elétrica, também comprometeu a eficiência da troca térmica do recuperador de calor *HX*. Dessa forma devemos investigar outras formas para fazer o acoplamento entre as plantas de potência e de dessalinização. Isso será investigado nos Casos 2 e 3 a seguir.

Para o presente Caso 1, com a redução da geração elétrica em 2170 kWe, em comparação com a planta de referência, e com a produção de 63,75 m³/h de água destilada, obtemos um consumo específico de eletricidade de 34,04 kWeh/m³. Como mostra a Tabela 5, a potência elétrica utilizada para bombeamento é de

0,02914 MWe, de modo que a potência elétrica líquida fornecida pelo sistema de cogeração cai para 23,21 MWe. Assim, incluindo o consumo de eletricidade específico devido ao bombeamento nos módulos DCMD, que atinge 0,46 kWh/m³, chega-se a um consumo específico total de 34,5 kWh/m³. Finalmente, assumindo que o Brasil tenha um custo da eletricidade industrial de 113 US\$/MWh (AGÊNCIA DE NOTÍCIAS DA INDÚSTRIA, 2021), isso nos fornece um custo de produção de água dessalinizada de 3,90 US\$/m³.

4.2 CASO 2: APENAS EXTRAÇÕES DE VAPOR

Avaliamos um segundo caso no *DE-TOP* retornando, porém, à configuração da planta nuclear conforme a planta de referência, isto é, com o condensador operando na mesma pressão e temperatura da planta de referência. Neste caso, a temperatura da saída da água salina no condensador é 32°C.

Ainda com o conceito de multi-extrações, procuramos estabelecer o mesmo montante do caso anterior para fins comparativos, mantendo uma extração de 1,15 kg/s, 103 °C e 1,12 bar, equivalente a 2,46 MWt e outra de 0,8 kg/s, 118 °C e 1,88 bar, equivalente a 1,72 MWt, totalizando 4,18 MWt extraídos, conforme indica a figura 32, sendo que o diagrama completo para este Caso pode ser observado no Apêndice A.3.

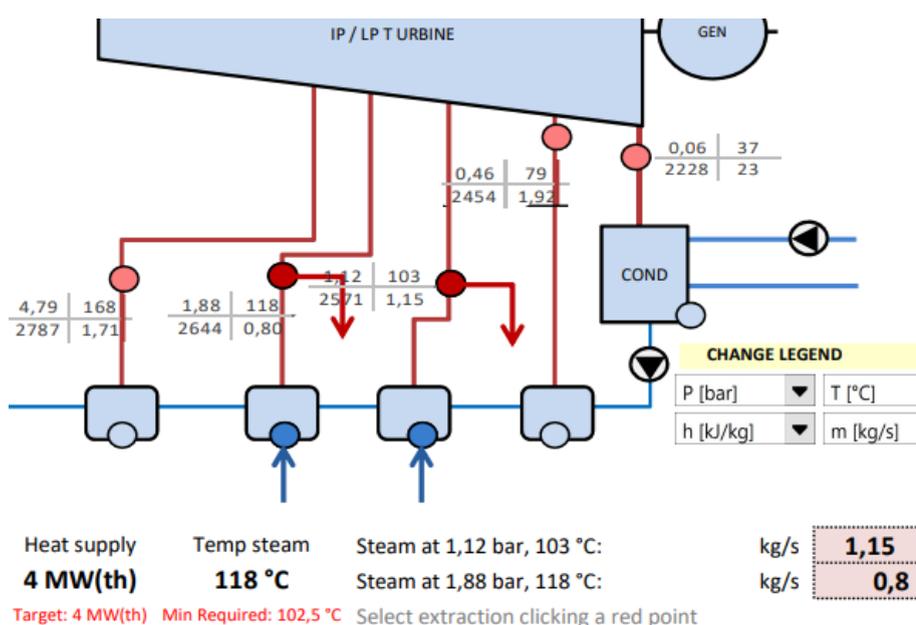


Fig. 32 - Detalhe para as extrações do Caso 2, utilizando *DE-TOP*.

Fonte: O autor, 2022.

A perda de geração elétrica resultante das extrações de vapor foi de apenas 0,61 MWe neste caso. Ou seja, comparando com a planta de referência que gera 25,41 MWe, são gerados 24,80 MWe líquidos, conforme calculado pelo *DE-TOP*.

No *DESAL_PLANT*, introduzimos a potência térmica extraída do secundário, que totaliza 4,18 MWt, e simulamos no programa. Os demais dados de entrada e os resultados principais estão descritos na tabela 6. Já os dados completos do programa para este Caso são apresentados no Apêndice B.2.

Tab. 6 - Dados de entrada e resultados do programa *DESAL_PLANT* para o Caso 2.

DADOS DE ENTRADA		RESULTADOS	
Potência térmica:	4,18 MWt	Produção de água destilada por módulo:	43,31 l/h
Temperatura de entrada da água salina na planta:	32 °C	GOR:	10,02
Temperatura de entrada da água salina aos módulos:	92 °C	Quantidade de módulos:	1.488
Temperatura de entrada do permeado aos módulos:	30 °C	Vazão total de água salina de alimentação:	0,254 ton/s
Temperatura de saída do permeado após HX:	34 °C	Recuperação de calor em HX, por módulo:	38,16 / 42,40 kWt
		Potência necessária para bombeamento:	0,029 MWe

Fonte: O autor, 2022.

Na tabela 6, é interessante observar que, com a reutilização no recuperador de calor *HX* de 38,16 kWt (por módulo) dos 42,40 kW de calor total transferidos no módulo, alcançamos uma eficiência de recuperação de calor de 90%.

O calor transferido pelo condensador para a planta de dessalinização é calculado a partir da vazão de água do mar que, como mostrado na tabela 6 é de 0,2542 ton/s, da elevação da temperatura em 6 °C no condensador (de 26°C até 32°C) e do calor específico da água do mar de 3.997 kJ/Kg.K, resulta em 6,1 MWt. Embora tenhamos aproveitado apenas 6,1 MWt do calor rejeitado no condensador, houve um aumento substancial do calor recuperado em *HX*. De fato, agora temos 1488 módulos, provendo 64,44 m³/h de água pura, necessitando de 254,2 kg/s de água do mar dos mais de 1900 kg/s disponíveis do condensador.

Em suma, no Caso 2 perdem-se 610 kWe em comparação com a planta de referência. Uma vez que a produção de água destilada é de 64,44 m³/h, obtém-se o

consumo específico devido à redução da geração de eletricidade de 9,46 kWh/m³ para o Caso 2. Como mostra a Tabela 6, a potência elétrica utilizada para bombeamento é de 0,02946 MWe, de modo que a potência elétrica líquida fornecida pelo sistema de cogeração cai para 24,77 MWe. Incluindo o consumo específico para bombeamento de 0,46 kWh/m³, chega-se ao consumo elétrico específico total de 9,92 kWh/m³, o que corresponde ao custo de produção de água destilada de 1,12 US\$/m³, quando se considera o custo da eletricidade industrial no Brasil de 113 US\$/MWeh (AGÊNCIA DE NOTÍCIAS DA INDÚSTRIA, 2021).

4.3 CASO 3: USO DE DOIS CICLOS RANKINE PARALELOS

No caso 1 procuramos aumentar o aproveitamento do calor rejeitado pela usinanuclear através da elevação da pressão e temperatura do condensador, de modo que a água do mar pudesse ser aquecida até 47°C em vez dos 32°C da planta nuclear de referência. No entanto, como pudemos verificar na seção 4.1, isso prejudicou a recuperação de calor no trocador de calor *HX*, que ficou limitada a 65,75% do calor total transferido da água salina para o permeado nos módulos *DCMD*. Já no Caso 2, foi feita a opção de retornar a operação do condensador para as condições da planta nuclear de referência, mantendo-se ainda as mesmas extrações de vapor do Caso 1. Assim, no Caso 2 a recuperação de calor no trocador de calor *HX* chegou a 90%, porém houve redução do aproveitamento do calor rejeitado pela usina nuclear.

Nesta seção investigamos uma estratégia para obter um bom aproveitamento do calor rejeitado pela usina, como no Caso 1, mantendo, porém, uma excelente recuperação de calor no trocador de calor *HX*, como no Caso 2. Para isso, no presente Caso 3, adotamos a estratégia de dividir o vapor produzido no Gerador de Vapor em dois ciclos Rankine paralelos. Um dos ciclos Rankine tem o condensador operando nas mesmas condições de pressão e temperatura da usina nuclear de referência, ou seja, nas condições otimizadas para geração de eletricidade. No outro ciclo Rankine, porém, a expansão do vapor na turbina é limitada até uma pressão pouco inferior à pressão atmosférica. Assim, a condensação do vapor acontece a uma temperatura pouco abaixo de 100 °C, de modo que é possível aquecer a água do mar no segundo condensador até 92°C, como desejado.

É importante ressaltar que no acoplamento investigado no Caso 3 não são necessárias extrações de vapor, de modo que a planta dessalinizadora utiliza apenas calor obtido diretamente do resfriamento dos condensadores dos ciclos Rankine. Uma vez que os dois condensadores trabalham sempre em pressão inferior à pressão atmosférica, uma vantagem adicional é que não há necessidade de introduzir trocadores de calor intermediários entre o vapor que condensa e a água do mar que é aquecida nos condensadores.

Conforme o modelo proposto na figura 33, o circuito primário disponibilizará a potência total de 75 MWt através do gerador de vapor. A combinação atribuída neste arranjo terá um primeiro ciclo (sistema "a"), absorvendo maior parte da potência total transferida, com os mesmos estados termodinâmicos da planta de referência. Já um segundo ciclo (sistema "b"), trabalhará com a potência restante, porém com temperatura e pressão de trabalho maior em seu condensador, de forma que um circuito de água de refrigeração terciário em série, comum aos dois sistemas, absorva acumulativamente o calor rejeitado no condensador de cada ciclo para entregá-lo posteriormente aos módulos DCMD's para dessalinização.

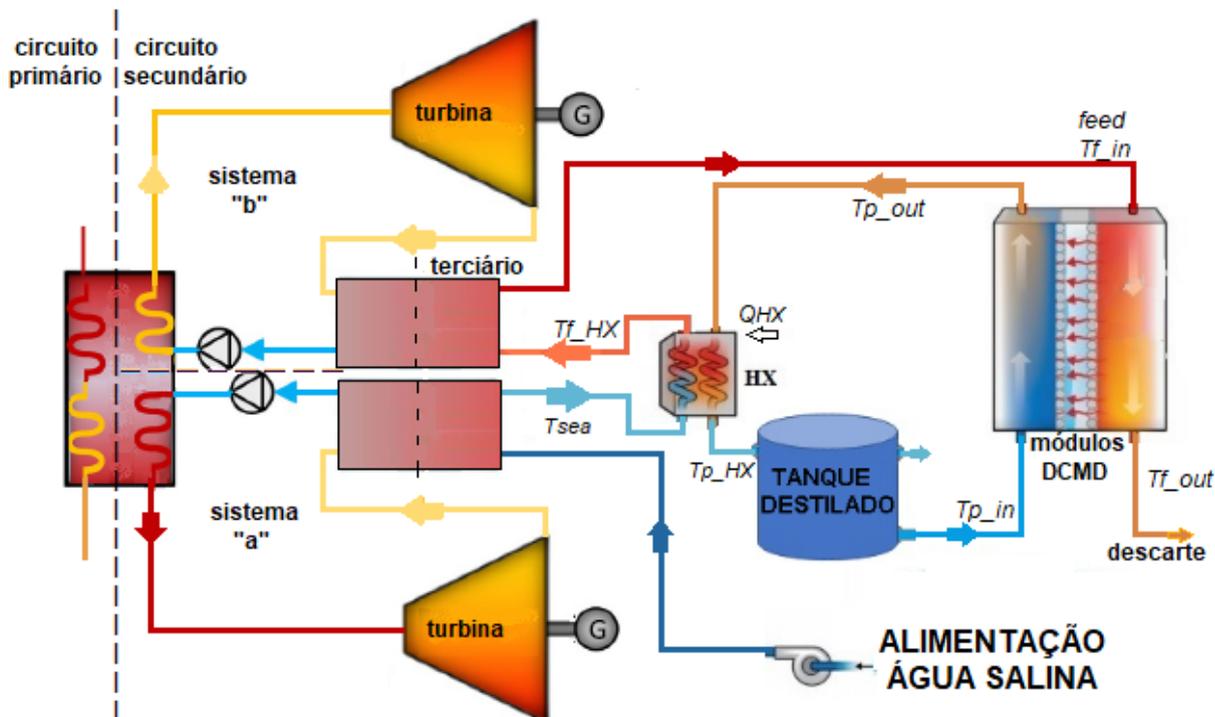


Fig.33: Conceito básico do modelo Rankine paralelo proposto no Caso 3.

Fonte: O autor, 2021.

Ainda na figura 33, o sistema “a” receberá no terciário de seu condensador, água do mar a 26 °C, e incorporará uma diferença de temperatura ΔT_a de 6 °C, à pressão atmosférica, entregando para o recuperador de calor *HX* a uma temperatura de 32 °C (T_{sea}).

Conforme os modelos de temperaturas similares anteriores do programa *DESAL_PLANT*, temos que o recuperador de calor *HX* ao receber a água salina a 32 °C consegue preaquecê-la a até 87,9 °C, um incremento ΔT_{HX} de 55,8 °C.

Já o sistema “b” recebe a água para refrigeração de seu condensador ($T_{f,HX}$), devolvida do recuperador de calor *HX* a 87,9°C, e após sua utilização entrega aos módulos *DCMD*’s a 92°C ($T_{f,in}$), à pressão atmosférica, com um ΔT_b de 4,1°C.

Ainda no sistema “b”, em virtude das maiores temperaturas e pressões envolvidas, temos que nos atentar para que a planta ainda opere a uma pressão abaixo da pressão atmosférica no lado secundário de seu condensador, para evitarmos a possibilidade de contaminação radiológica da água do mar a ser dessalinizada. Desta forma, não há a necessidade de trocador de calor intermediário de segurança.

A distribuição de potência térmica para cada sistema é ajustada para que as vazões da água do mar nos dois condensadores sejam iguais, a fim de evitar desperdício do calor rejeitado da planta nuclear. Dessa forma, a potência obtida em cada condensador pode ser descrita conforme a equação 26:

$$Q_{cond} = m_{SEA} \cdot cp_{SEA} \cdot \Delta T \quad (26)$$

onde m_{SEA} é a vazão do condensador em kg/s, cp_{SEA} é o calor específico da água do mar de 3997 kJ/kg.K, e ΔT é o ganho de temperatura da água do mar no respectivo condensador.

Podemos também, escrever que a potência térmica rejeitada em cada condensador obedece uma relação, conforme a equação 27:

$$Q_{cond} = k \cdot Q_{in} \quad (27)$$

onde k designa uma fração da potência térmica de cada circuito e Q_{in} a potência de entrada disponibilizada pelo gerador de vapor.

Organizando a equação 26 em função da vazão m_{SEA} , e igualando tanto para o condensador “a” quanto para o condensador “b”, simplificando a constante cp_{SEA} presente em ambos os termos, temos a relação 28:

$$m_{SEA} = m_{SEA-a} = m_{SEA-b} = k_a \cdot Q_{in-a} / \Delta T_a = k_b \cdot Q_{in-b} / \Delta T_b \quad (28)$$

Da relação 28, sabemos que ΔT_a e ΔT_b são respectivamente 6,0 e 4,1 °C. A fração de potência térmica k_a , segue a mesma relação do parâmetro de eficiência k_{ref} da planta de referência, por se tratar de um ciclo Rankine com as mesmas características da planta de referência. Ou seja, o calor rejeitado pelo condensador do sistema “a” será 63,6% da potência de entrada Q_{in-a} .

Para encontrarmos k_b , porém, foi preciso simular no *DE-TOP*, plantas com as mesmas condições de trabalho do condensador do sistema “b”. Simulações com diferentes potências de entrada forneceu um $k_b = 0,733$. Ou seja, o calor rejeitado pelo condensador do sistema “b” é de 73,3% da potência de entrada Q_{in-b} .

De posse destas informações, igualando os dois últimos termos da equação 8, podemos obter uma relação em função de Q_{in-a} , conforme a equação 29:

$$Q_{in-a} = 1,686 \cdot Q_{in-b} \quad (29)$$

Sabendo que $Q_{in-a} = 75 \text{ MWt} - Q_{in-b}$, substituindo na equação 9, obtemos os valores de $Q_{in-b} = 27,92 \text{ MWt}$ e $Q_{in-a} = 47,08 \text{ MWt}$ respectivamente, para que as vazões da água do mar nos dois condensadores sejam iguais.

Conforme a distribuição de potências calculada, utilizamos então o programa *DE-TOP* para modelarmos termodinamicamente as duas plantas separadamente, para depois realizarmos o somatório das contribuições de cada ciclo, como ilustra a figura 34, sendo que o diagrama das plantas podem ser observados no Apêndice A.4 e A.5 respectivamente.

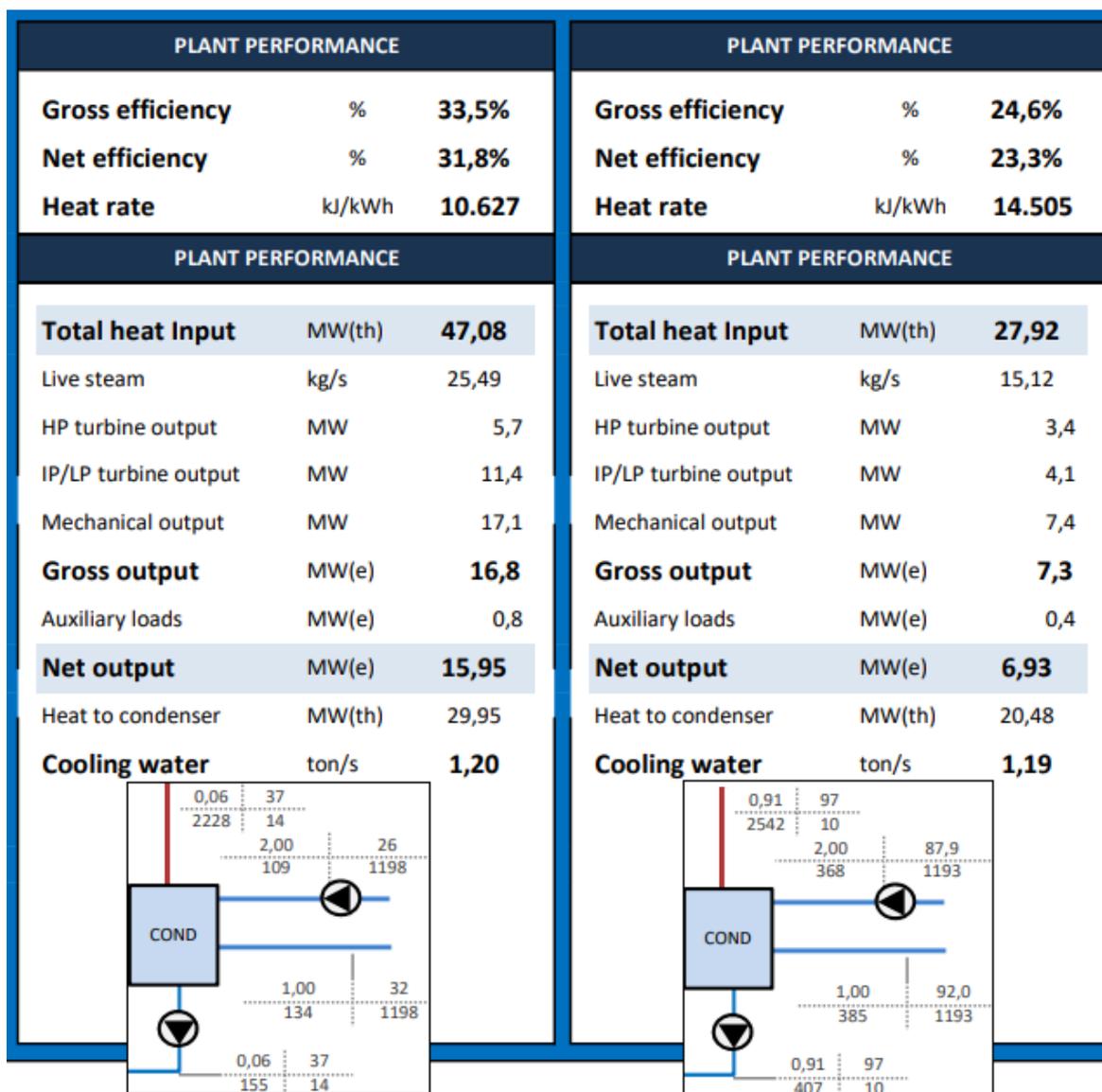


Fig.34: Performance dos sistemas “a” e “b” respectivamente, com destaque para o condensador.

Fonte: O autor, 2021.

Da figura 34 percebemos que as vazões do sistema de refrigeração de ambas as plantas são praticamente iguais, de 1,2 ton/s. É importante observar, porém, que o programa DE-TOP modela o fluido que refrigera os condensadores como água pura e não como água do mar. Assim, para manter a compatibilidade com o modelo do *Desal_Plant*, que usa as propriedades da água do mar, é preciso corrigir o cálculo das vazões indicadas pelo *DE-TOP*. Assim, usamos a equação 6 para cada um dos ciclos Rankine paralelos, com os respectivos dados de calor transferido em cada condensador, com o aumento da temperatura da água do mar em cada condensador e com o calor específico da água do mar de 3.997 J/kg.K, para encontrarmos o valor

corrigido da vazão de água do mar que passa nos condensadores. O resultado é $m_{SEA} = m_{SEA-a} = m_{SEA-b} = 1,25 \text{ ton/s}$.

É esperado que um aumento nas temperaturas de trabalho do condensador “b” impacte na eficiência do sistema para a geração elétrica, fato este que será compensado para a produção de água dessalinizada. O sistema “a” produz 15,95 MWe e o sistema “b” 6,93 MWe, totalizando 22,88 MWe líquidos, uma redução de 2,53 MWe em relação com a planta de referência.

O calor contabilizado pelo programa *DE-TOP*, a partir do calor rejeitado no condensador do sistema “b”, será a potência aproveitada pela planta de dessalinização. Adotando o valor de 20,48 MWt e aplicando-o ao programa computacional *DESAL_PLANT*, obtivemos os resultados sintetizados na tabela 7. Os resultados completos do programa podem ser visualizados no Apêndice B.3.

Tab. 7 - Dados de entrada e resultados do programa *DESAL_PLANT* para o Caso 3.

DADOS DE ENTRADA		RESULTADOS	
Potência térmica:	20,48 MWt	Produção de água destilada por módulo:	43,31 l/h
Temperatura de entrada da água salina na planta:	32 °C	GOR:	10,02
Temperatura de entrada da água salina aos módulos:	92 °C	Quantidade de módulos:	7289
Temperatura de entrada do permeado aos módulos:	30 °C	Vazão total de água salina de alimentação:	1,245 ton/s
Temperatura de saída do permeado após HX:	34 °C	Recuperação de calor em HX, por módulo:	38,16 / 42,40 kWt
		Potência necessária para bombeamento:	0,1443 MWe

Fonte: O autor, 2022.

Da tabela 7, vemos que a produção por módulo não teve variação (43,3 l/h). A eficiência térmica da recuperação de calor também se estabilizou em 90%. Porém, a maior quantidade de água aquecida disponível a partir do sistema “b”, aumentou substancialmente a quantidade de módulos que poderão ser instalados (7289 módulos), perfazendo uma produção de até 315,7 m³/h.

Do sistema “a”, com o aumento ΔT_a de 6°C no condensador, com a vazão utilizada pela planta de dessalinização de 1250 kg/s, e utilizando a equação 6, podemos contabilizar um aproveitamento térmico de 29,85 MWt.

Em suma, ao deixarmos de gerar 2530 kWe, em comparação com a planta de referência, para produzirmos 315,7 m³/h de água, podemos estimar um consumo específico de redução de geração de eletricidade de 8,01 kWh/m³. A potência elétrica utilizada para bombeamento é de 0,14431 MWe, de modo que a potência elétrica líquida fornecida pelo sistema de cogeração cai para 22,74 MWe. Agregando o consumo específico de eletricidade para bombeamento, que é de 0,46 kWh/m³, temos um consumo específico total de 8,47 kWh/m³ para o presente Caso 3. Assumindo que o custo da energia industrial no Brasil é de 113 US\$/MWeh (AGÊNCIA DE NOTÍCIAS DA INDÚSTRIA, 2021), isso nos fornece um custo de produção de 0,96 US\$/m³.

4.4 SUMÁRIO DOS RESULTADOS APRESENTADOS

Em função das sinergias envolvendo os dois programas utilizados, para termos um bom parâmetro de comparação para os casos de cogeração, não podemos nos basear em apenas um, mas devemos envolver diversos indicadores para avaliação energética.

Pelo ponto de vista termodinâmico, um índice muito utilizado para comparar a performance de um sistema de cogeração é o *TU (Thermal utilization)* ou Fator de Utilização Térmica, que expressa a porcentagem de energia primária utilizada pelo usuário final (IAEA, s.d.):

$$TU = (W + Q_u)/F \quad (30)$$

onde, W é a potência elétrica produzida, Q_u é o calor útil entregue para a planta dessalinizadora e F é a potência térmica fornecida pelo gerador de vapor (75 MWt para todos os casos).

Tabela 8 - Indicadores de recuperação de calor e de utilização térmica.

Caso	Eficiência da recuperação calor em HX	Fator de Utilização Térmica
Planta de referência	-	33,9 %
1	65,8 %	64,7 %
2	90,0 %	46,7 %
3	90,0 %	97,6 %

Fonte: O autor, 2022.

Na tabela 8 vemos que o calor é melhor aproveitado quando há cogeração do que quando há apenas geração elétrica. No Caso 1, a elevação da pressão e temperatura do condensador da planta nuclear, para que a água do mar pudesse ser aquecida até 47°C, prejudicou a eficiência de recuperação de calor no trocador de calor HX, que ficou limitada a 65,8% do calor total transferido da água salina para o permeado nos módulos DCMD. No Caso 2, houve redução do aproveitamento do calor rejeitado pela usina nuclear em relação ao Caso 1, evidenciado pelo índice TU de 46,7%. Por outro lado, no Caso 2 a eficiência de recuperação de calor em HX chegou a 90%. Finalmente, no Caso 3, temos os melhores indicadores de eficiência de recuperação de calor e do fator de utilização térmica, o que explica os excelentes resultados de produção de água e energia do Caso 3.

Já na tabela 9, temos a síntese dos casos quanto à produção total de água e eletricidade, comparados à planta de referência.

Tabela 9 - Síntese dos resultados da cogeração.

Caso	Geração Elétrica Líquida (MWe)	Produção de Água (m³/d)	Número de módulos	Residências atendidas com eletricidade *	Habitantes atendidos com água **
ref.	25,41	-	-	147.542	-
1	23,21	1530	1472	134.768	13.909
2	24,77	1547	1488	143.826	14.063
3	22,74	7577	7289	132.039	68.882

*Consumo médio nordeste = 124 kWh / mês ; **Consumo médio nordeste = 110 l/d (EPE, 2019)

Fonte: O autor, 2022.

Para avaliarmos os custos de produção de água podemos comparar os casos exemplificados com relação ao consumo elétrico específico total em kWh/m³. Além disso, considerando que o custo da eletricidade industrial no Brasil é de 113 US\$/MWh (AGÊNCIA DE NOTÍCIAS DA INDÚSTRIA, 2021), podemos calcular o custo em US\$ de cada metro cúbico de água dessalinizada, para cada opção considerada, como mostra a tabela 10.

Tabela 10 - Custos da produção de água para os casos de cogeração estudados.

Caso	Consumo Específico Total (kWh/m³)	Custo de produção (US\$/m³)
1	34,50	3,90
2	9,92	1,12
3	8,47	0,96

Fonte: O autor, 2022.

CAPÍTULO 5 COMPARATIVO COM O USO DE OUTRAS TECNOLOGIAS

Como mencionado, as tecnologias para dessalinização disponíveis no programa *DE-TOP* são *MSF*, *MED* e *MED-TVC*. Todas elas são processos térmicos com algumas especificidades, mas que compreendem um sistema de evaporação da água salina, liberação de calor latente em sucessivos estágios, com pressões reduzidas a cada estágio para diminuir o ponto de ebulição da água. Apesar de conceitos diferentes, estes processos utilizam faixas de temperatura próximas à utilizada pela tecnologia por membranas para as temperaturas máximas da salmoura e para as extrações de vapor, como mostrado na tabela 11 (CERVERA et al., 2013).

Tabela 11: Temperaturas máximas da salmoura e do vapor, conforme a tecnologia.

Tecnologia	Temp. máx. da salmoura	Temp. extrações de vapor
<i>MSF</i>	110 - 115 °C	125 - 130 °C
<i>MED</i>	60 - 75 °C	75 - 90 °C
<i>MED-TVC</i>	60 - 75 °C	165 - 215 °C

Fonte: CERVERA et al., 2013

Para fins de comparação, o programa *DE-TOP* foi usado para simular o desempenho das diferentes tecnologias de dessalinização nele disponíveis, estabelecendo como meta a mesma produção de água obtida no Caso 2 (*DCMD* com extrações de vapor), ou seja, 64,44 m³/h (1547 m³/dia). Na Figura 35 são mostrados os resultados de potência térmica requerida e de consumo específico de eletricidade, para as tecnologias *MSF*, *MED* e *MED-TVC*. A figura 35 também mostra, para fins de comparação, os resultados correspondentes obtidos no Caso 2 do presente trabalho.

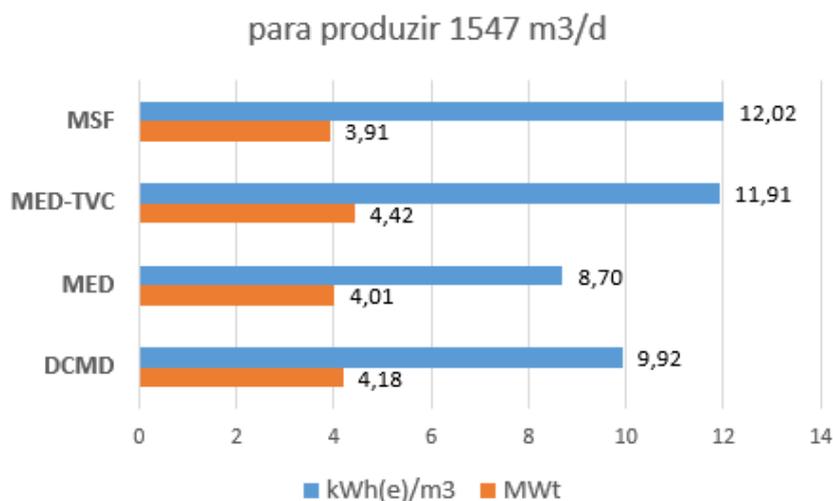


Fig. 35: Gráfico de solicitação de potências para a mesma quantidade de água produzida, conforme a tecnologia.

Fonte: O autor, 2021.

Na figura 35, vemos que a solicitação térmica a partir das extrações de vapor da planta nuclear foram semelhantes para as 4 tecnologias mostradas. O menor consumo específico de eletricidade é de 8,70 kWh/m³, que considera o uso de *MED*. No entanto, mesmo esse consumo específico é ainda maior do que aquele que obtivemos no Caso 3, de 8,47 kWh/m³, quando empregamos a estratégia de usar 2 ciclos Rankine paralelos e uma planta de dessalinização DCMD com eficiente recuperação de calor.

É importante observar também que o uso de extrações de vapor para prover calor para a dessalinização apresenta limitações quanto a quantidade de calor que pode ser retirada do circuito secundário e, conseqüentemente, acarreta limitações para a produção de água dessalinizada. Apenas através da estratégia de utilização de dois ciclos Rankine, como mostrado no Caso 3 deste trabalho, foi possível utilizar plenamente o calor rejeitado pela planta nuclear, o que possibilitou atingir uma produção de água de 7577 m³/dia, quase 500% superior àquela que seria possível utilizando extrações de vapor.

CAPÍTULO 6 CONCLUSÃO

Esta seção apresenta os resultados do trabalho, ressaltando os pontos positivos da proposta, suas limitações e recomendações para trabalhos futuros.

6.1 DISCUSSÃO

Neste trabalho investigamos estratégias distintas para o acoplamento de um pequeno PWR de 75 MW(th) com uma usina de dessalinização *DCMD* com recuperação de calor, para cogeração de eletricidade e água. As estratégias consideradas usam o calor residual da usina para o processo de dessalinização, uma vez que as usinas de dessalinização *DCMD* coletam água do mar aquecida no condensador da usina em vez de retirar a água fria diretamente do mar. Também é importante ressaltar que um processo eficiente de recuperação de calor é necessário para que se possa ter uma planta *DCMD* economicamente viável. Para as usinas de dessalinização *DCMD* consideradas nos Casos 2 e 3 deste trabalho, 90% do calor transferido para o permeado nos módulos *DCMD* foi recuperado no trocador de calor *HX*, onde foi utilizado para elevar a temperatura da água do mar. O programa *DE-TOP* foi utilizado para simular o ciclo Rankine regenerativo com reaquecimento do circuito secundário do pequeno *PWR*, enquanto o programa *Desal_Plant* foi empregado para simular a usina de dessalinização *DCMD* com recuperação de calor. Nossa análise indica que ambas as estratégias de acoplamento propostas neste trabalho são competitivas com outras tecnologias de dessalinização térmica bem estabelecidas, como *MED* e *MSF*, atualmente utilizadas em usinas de cogeração nuclear.

Os melhores resultados foram obtidos com os dois ciclos paralelos de Rankine, estudados no Caso 3, produzindo até 316 m³/h de água dessalinizada. Neste caso, o aquecimento externo necessário para o processo de dessalinização vem exclusivamente do resfriamento dos dois condensadores do ciclo Rankine. Como ambos os condensadores operam a pressões inferiores à pressão atmosférica, não há risco de contaminação radioativa da água do mar e não há necessidade de um circuito de isolamento entre os condensadores e a usina de dessalinização, o que também melhora o desempenho geral do sistema. De fato, foi

obtido um consumo específico de eletricidade de apenas 8,47 kWh/m³, enquanto o fator de utilização térmica atingiu 97,6%.

6.2 SUGESTÕES PARA TRABALHOS FUTUROS

O trabalho atual pode servir como ponto de partida para outros estudos, tais como:

- Análise da cogeração *DCMD* atual conjunta com outra tecnologia de dessalinização, tais como *MED* ou *RO*, com o intuito de aprimorar o rendimento total da produção de água e diminuição do consumo energético;
- Análise termodinâmica dos efeitos de se realimentar o sistema de dessalinização com a salmoura extraída de processos anteriores, diminuindo assim o descarte de efluentes;
- Possível construção de um protótipo, operando continuamente com as características mencionadas, de forma a levantar dados concretos sobre operabilidade e manutenção dos módulos;

Outrossim, uma análise econômica dos fatores abordados neste estudo deve ser cuidadosamente aplicada para assegurar a viabilidade do empreendimento a longo prazo. Neste sentido, merece atenção:

- Análise econômica do custo de produção da água dessalinizada e meios de distribuição aos pontos de consumo;
- Análise da região de interesse quanto à infraestrutura, transporte de equipamentos e mão de obra disponível;
- Análise de fonte alternativa de energia e impacto econômico quando da interrupção da planta nuclear para recarga de combustível do reator;

REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

Agência de notícias da indústria. **Custo da energia elétrica para indústria**.17/11/2021. Acesso em 06/01/2023. Disponível em https://noticias.portaldaindustria.com.br/noticias/inovacao-e-tecnologia/custo-da-energia-eletrica-para-industria/#:~:text=play_circle_outline-,O%20Brasil%20possui%20uma%20das%20mais%20caras%20tarifas%20de%20energia,%24%2

ALVES, Ruth Soares. Panorama da Energia Nuclear no mundo. **ABEN**, 2016. Disponível em: <http://www.aben.com.br/Arquivos/451/451.pdf>. Acesso em: 04 abr 2021.

ANEEL - **Conceitos fundamentais de energia termelétrica e eólica** - Disponível em: http://www.labtime.ufg.br/modulos/aneel/mod3_uni1_sl9.html, Acesso em 24/05/2022.

BODELL, B.R. ***Silicone Rubber Vapor Diffusion in Saline Water Distillation***. Patent Serial nº285,032, 3 June 1963

BOUCHEKIMA, Bachir; GROS, Bernard; OUAHES, Ramdane; DIBOUN, Mostefa. *Brakish water desalination with heat recovery*, **Desalination**, Volume 138, Issues 1–3,20 set 2001, Disponível em: <https://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0011916401002570>. Acesso em: 02 mar 2021.

CAREM-25: A Safe Innovative Small Nuclear Power Plant. **Revista Conicet digital**, Argentina 2017. Disponível em: https://ri.conicet.gov.ar/bitstream/handle/11336/66802/CONICET_Digital_Nro.e4a9fdc7-3b0c-4ec3-93f3-c8371b89f548_A.pdf?sequence=2, Acesso em 21/10/2021.

CERVERA, I.G. Sánchez; KAVVADIAS, K.C. ; KHAMIS, I. ***DE-TOP: A new IAEA tool for the thermodynamic evaluation of nuclear desalination***, Desalination, Volume 321, 2013, Pages 103-109, ISSN 0011-9164, DOI: <https://doi.org/10.1016/j.desal.2011.10.005>. Acesso em 01 mar. 2021.

CHEN, Lin; XU, Pei; WANG, Huiyao. ***Interplay of the Factors Affecting Water Flux and Salt Rejection in Membrane Distillation: A State-of-the-Art Critical Review***, out. 2020. DOI <https://doi.org/10.3390/w1210284141>. Acesso em: 08 abr. 2021

Christie, K.S.S., Horseman, T. and Lin, S., 2020. "***Energy efficiency of membrane distillation: Simplified analysis, heat recovery, and the use of waste-heat***". Environment International, Vol. 138

COTTA, R.M. LABGENE e DESSAL: Perspectivas e Oportunidades. **DGDNTM – Marinha do Brasil**, 2017. Disponível em <https://www.marinha.mil.br/dgdntm/sites/www.marinha.mil.br/dgdntm/files/arquivos/9-%20Aplica%C3%A7%C3%A3o%20de%20Reatores%20Modulares%20-Prof.%20Dr.%20Cotta-%20DGDNTM%20MB.pdf>. Acesso em: 23 mar 2021

COTTA, R.M.; COTTA, Carolina P. N.; KNUPP, Diego C.; ZOTIN, José Luis Zanon; POULIKAKOS, Dimos; HIWARI, Manish. **Dissipadores térmicos de micro-canais para células fotovoltaicas de alta concentração com reutilização do calor recuperado para dessalinização**. Relatório Final, Projeto de Desenvolvimento Tecnológico, FAPERJ, Cooperação Internacional ETHZurich e COPPE/UFRJ, 2016.

COTTA, R.M.; PONTEDEIRO, A.C.; SAMPAIO, P.A.B.; JIAN, Su; CARVALHO, C.A. Aragão; CARAJILESCOV, P.; COTTA, C.P. Naveira; LISBOA, K.M.; SOUZA, J.R.B.; FREITAS, M.A.V.; HAGUENAUER, G.M. Haguenuer Pequenos Reatores Modulares (SMRs): Perspectivas em Dessalinização Nuclear. **Conexão Nuclear, ABDAN**, Vol.1, no.1, p.19, 2019

COTTA, Renato M.; ANJOS, Sylvia Maria C.; PASSARELLI, Fábio M.; GUIMARÃES, Leonam S. Avanços e perspectivas na geração elétrica nuclear submarina. **Revista ABCM**, volume 23, número 1, 2020. ISSN 2237-9851. Disponível em: http://abcm.org.br/app/webroot/uploads/ABCM_2020_vol_23.pdf. Acesso em: 26 mar 2021.

DE SAMPAIO, Paulo Augusto Berquo - **Computational Model and Simulation of DCMD Desalination Systems with Heat Recovery**, *Desalination*, vol. 533, 2022.

ELETRONUCLEAR. **Plano de Emergência**. Disponível em: <https://www.eletronuclear.gov.br/Seguranca/Paginas/Plano-de-Emergencia.aspx>. Acesso em: 13 abr 2021.

EPE. 2019 tem alta de 1,4% no consumo de eletricidade. **Resenha Mensal do Mercado de Energia Elétrica**. Ano XIII, número 148, jan 2020.

FANE, A.G.; SCHOFIELD, R.W.; FELL, C.J.D. **THE EFFICIENT USE OF ENERGY IN MEMBRANE DISTILLATION – DESALINATION**, Amsterdam 1987. DOI: [https://doi.org/10.1016/0011-9164\(87\)90099-3](https://doi.org/10.1016/0011-9164(87)90099-3). Acesso em: 17 mar 2021.

Fernández-Pineda, C., Izquierdo-Gil, M.A. and García-Payo, M.C., 2002. “**Gas permeation and direct contact membrane distillation experiments and their analysis using different models**”. *Journal of Membrane Science*, Vol. 198, pp. 33–49.

GALANTE, Alexandre. Marinha detalha os próximos passos do PROSUB. **Poder Naval**, 29 abr 2020. Disponível em: <https://www.naval.com.br/blog/2020/04/29/marinha-detalha-os-proximos-passos-do-prosub-para-2020/>. Acesso em: 25 mar 2021.

Guan, G., Yang, X., Wang, R. and Fane, A.G., 2015. “**Evaluation of heat utilization in membrane distillation desalination system integrated with heat recovery**”. *Desalination*, Vol. 366, pp. 80–93

IAEA - UTILIZANDO DE-TOP. **DE-TOP User's manual. version 2.0 Beta**. Disponível em: <https://www.iaea.org/sites/default/files/18/07/de-top-manual.pdf>. Acesso em: 13 fev. 2021

IAEA. **Introduction of Nuclear Desalination: A Guidebook. TECHNICAL REPORTS SERIES No. 400 – Vienna, 2000**. Disponível em:

http://www-pub.iaea.org/MTCD/Publications/PDF/TRS400_scr.pdf. Acesso em: 03/03/2021.

IAEA. *New Technologies for Seawater Desalination Using Nuclear Energy*. IAEA-TECDOC-1753, Vienna 2015. Disponível em: https://www-pub.iaea.org/MTCD/Publications/PDF/TE-1753_web.pdf. Acesso em: 12 mar 2021.

IAEA. *Nuclear desalination: non-electric applications*, 2020. Disponível em: <https://www.iaea.org/topics/non-electric-applications/nuclear-desalination>. Acesso em: 01 mar 2021.

IAEA. *Overview KLT40S. ARIS-IAEA*, 2013. Disponível em <https://aris.iaea.org/PDF/KLT-40S.pdf>. Acesso em 20 out. 2021.

IAEA. *Thermodynamic and Economic Evaluation of Co-Production Plants for Electricity and Potable Water. IAEA-TECDOC-942*, Vienna 1997. Disponível em: http://www-pub.iaea.org/MTCD/Publications/PDF/te_0942_scr.pdf Acesso em: 15 abr. 2021.

IBGE, *Atlas Geográfico das Zonas Costeiras e Oceânicos do Brasil*, 2011 – Disponível em: <https://biblioteca.ibge.gov.br/visualizacao/livros/liv55263.pdf>. Acesso em: 20 fev 2021.

IKEGAMI, Yasuyuki, YASUNAGA Takeshi, MORISAKI, Takafumi - *Ocean Thermal Energy Conversion Using Double-Stage Rankine Cycle* - Journal of Marine Science and Engineering - 2018. Disponível em <https://www.semanticscholar.org/paper/Ocean-Thermal-Energy-Conversion-Using-Double-Stage-Ikegami-Yasunaga/9f59b1b0bfaea7d6caf99b6322a9d310a18c6de9>, Acesso em 24/05/2022.

KD Bio - *FiberCell Systems Bioreactor* - disponível em <https://www.fibercellsystems.com/wp-content/uploads/2020/11/FiberCell-bioreactor-for-EV-production.pdf> - Acesso em: 12 de abril de 2021.

LEE, Hanyong; HE, Fei; SONG, Liming; GILRON, Jack; SIRKAR, Kamallesh. ***Desalination with a Cascade of Cross-Flow Hollow Fiber Membrane Distillation Devices Integrated with a Heat Exchanger***. *AIChE Journal*, jul 2011. DOI: <http://dx.doi.org/10.1002/aic.12409>. Acesso em: 08 mar. 2021

Lin, S., Yip, N.Y. and Elimelech, M., 2014. "***Direct contact membrane distillation with heat recovery: Thermodynamic insights from module scale modeling***". *Journal of Membrane Science*, Vol. 453, pp. 498–515

LISBOA, K.M.; MORAES, D.B.; COTTA, C.P. Naveira; COTTA R.M. ***Analysis of the membrane effects on the energy efficiency of water desalination in a direct contact membrane distillation (DCMD) system with heat recovery***. *Applied Thermal Engineering*, 182, 116063, 2021. Disponível em: https://www.nidf.ufrj.br/wp-content/uploads/2021/01/analysis_-of_the_membrane_carolina_cotta.pdf, Acesso em 14/02/2023.

LOPES, Tiago M. N. **Caracterização experimental de um dessalinizador de água por membrana polimérica**, Projeto de Graduação em Engenharia Mecânica, Escola Politécnica UFRJ, Rio de Janeiro, fev. 2018.

MILLER, James E. - **Review of Water Resources and Desalination Technologies**. SAND REPORT 2003-0800 - California 2003 - Disponível em: <https://www.osti.gov/servlets/purl/809106/> - Acesso em 16/11/2021.

MINISTÉRIO DO DESENVOLVIMENTO REGIONAL. **Programa Água Doce**. Disponível em: www.gov.br/mdr/pt-br/assuntos/seguranca-hidrica/programa-agua-doce. Acesso em 21 fev 2021.

MMA APRESENTA PROGRAMA ÁGUA DOCE. **Departamento nacional de obras contra as secas**. 14 ago 2020. Disponível em: <https://www.gov.br/dnocs/pt-br/assuntos/noticias/noticia-site-antigo-419>. Acesso em 12 abr 2021.

MOCOOCK, Juliana F. B.; PESSOA, Clarissa Nogueira; MONTEIRO, Angela T. S.; TORRES, Antônio S. C. G.; RABBANI, Emilia R. K. - **Estudo Comparativo Entre**

Métodos De Dessalinização De Águas Subterrâneas: Revisão De Literatura - XX Congresso Brasileiro de Águas Subterrâneas. Escola Politécnica de Pernambuco. Disponível em: <https://aguassubterraneas.abas.org/asubterraneas/article/download/29287/18891/108096>, Acesso em 13/11/2021.

MORENO, Edinaldo. Mossoró sai da situação de emergência após 8 anos de estiagem. **Jornal De Fato**, 13 set. 2020. Disponível em: <https://defato.com/mossoro/91592/mossor-sai-da-situao-de-emergncia-aps-8-anos-de-estiagem>. Acesso em 20 jun 2021.

NASERBEGI, Azadeh; REZAEI, A.; ALAHYARIZADEH, Ghasem; AGHAIE, Mostafa. ***Energy management of nuclear desalination plant by efficient coupling a pressurized water reactor and a multi effect distillation system - thermodynamic evaluation.*** DESALINATION AND WATER TREATMENT, jan. 2019 DOI: <http://dx.doi.org/10.5004/dwt.2019.23821>. Acesso em: 03 mar. 2021.

NUCLEAR ENERGY SERIES No. NP-T-2.6 - IAEA - **EFFICIENT WATER MANAGEMENT IN WATER COOLED REACTORS** - VIENNA, 2012 - Disponível em: https://www-pub.iaea.org/MTCD/Publications/PDF/P1569_web.pdf - Acesso em 15/11/2021.

O GLOBO. O Brasil tem cerca de 12% das reservas mundiais de água doce do planeta. **AGÊNCIA NACIONAL DE ÁGUAS E SANEAMENTO BÁSICO**. 15 mar 2019. Disponível em: <https://www.ana.gov.br/noticias-antigas/brasil-tem-cerca-de-12-das-reservas-mundiais-de-a.2019-03-15.1088913117>. Acesso em 16 fev. 2021.

PANAGOPOULOS, Argyris; HARALAMBOUS, Katherine; LOIZIDOU, Maria. ***Desalination brine disposal methods and treatment technologies - A review.*** *Science of The Total Environment*, Volume 693, 2019, 133545, ISSN 0048-9697, Disponível em: <https://doi.org/10.1016/j.scitotenv.2019.07.351>. Acesso: 06/03/21.

PETRO notícias - **A PRIMEIRA USINA NUCLEAR FLUTUANTE.**, 10 out 2016. Disponível em: <https://petronoticias.com.br/primeira-usina-nuclear-flutuante-comecara-a-gerar-energia-em-2019/>. Acesso em: 16 mar 2021.

RODRIGUES , Léo. Crise da água no Rio: Cedae suspende e retoma operação no Guandu. **Agência Brasil**, 07 fev 2021. Disponível em: <https://agenciabrasil.ebc.com.br/geral/noticia/2021-02/crise-da-agua-no-rio-cedae-suspende-e-retoma-operacao-no-guandu#:~:text=Segundo%20a%20Cedae%2C%20a%20crise,um%20sabor%20de%20terra%20molhada>. Acesso em: 14 fev 2021.

Sadeghi, K., Ghazaie, S.H., Sokolova, E., Fedorovich, E. and Shirani, A., 2020. ***Comprehensive techno-economic analysis of integrated nuclear power plant equipped with various hybrid desalination systems***. Desalination, Vol. 493

SHIRAZI, M. M. A; KARGARI, Ali. ***A Review on Applications of Membrane Distillation (MD) Process for Wastewater Treatment***. *Journal of Membrane Science and Research*1- 101-112, jan. 2015

SILVA, Bruno Valim Marques. **Dessalinização da água da baía de Guanabara por destilação com membranas em permeadores com espaçamento**. Dissertação de Mestrado em Engenharia de Processos Químicos e Bioquímicos. UFRJ, Rio de Janeiro, fev. 2019

SONG, Danrong; QUAN, Blao. ***Small Modular Nuclear Reactor (SMR) Research and Development (R&D) and Deployment in China***. Nuclear Power Institute of China, Chengdu, abril 2014. Disponível em: <http://www.aben.com.br/Arquivos/325/325.pdf>. Acesso em: 06 mar. 2021.

SUMMERS, Edward K.; ARAFAT, Hassan A.; LIENHARD, John H. ***Energy efficiency comparison of single-stage membrane distillation (MD) desalination cycles in different configurations***. Desalination, Volume 290 30 mar 2012. DOI: <https://doi.org/10.1016/j.desal.2012.01.004>. Acesso em: 15 abr 2021.

THIMMARAJU, Manish; SREEPADA, Divya; BABU, Gummadi Sridhar; DASARI, Bharath Kuma; VALLEPU, Nagaraju; VELPULA, Sai Kiran Velpula. **Desalination of Water**, Desalination and Water Treatment - IntechOpen - 2018 Disponível em:<https://www.intechopen.com/chapters/63043>, Acesso em 18/11/2021

WANG, Kai Yu; CHUNG, Tai-Shung; GRYTA, Marek. **Hydrophobic PVDF hollow fiber membranes with narrow pore size distribution and ultra-thin skin for the fresh water production through membrane distillation**. *Department of Chemical and Biomolecular Engineering, National University of Singapore, 2008.*

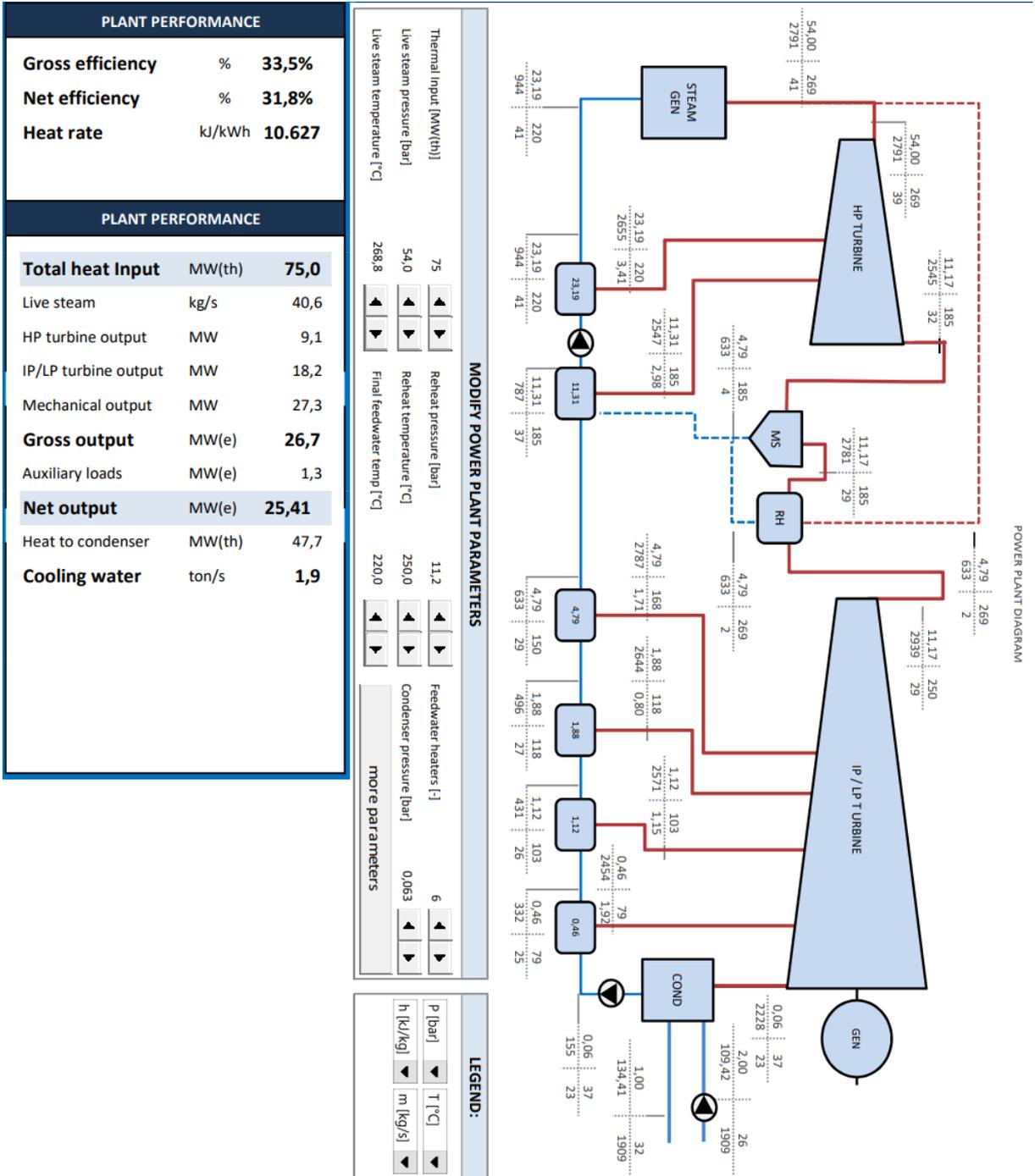
WNA – SMALL NUCLEAR REACTORS. **World Nuclear Association**, 2021 – Disponível em: <https://www.world-nuclear.org/information-library/nuclear-fuel-cycle/nuclear-power-reactors/small-nuclear-power-reactors.aspx>. Acesso em: 20 mar 2021.

WNA. **Desalination**. *World Nuclear Association* - mar 2020. Disponível em: <https://www.world-nuclear.org/information-library/non-power-nuclear-applications/industry/nuclear-desalination.aspx>. Acesso em 17 mar 2021

APÊNDICES

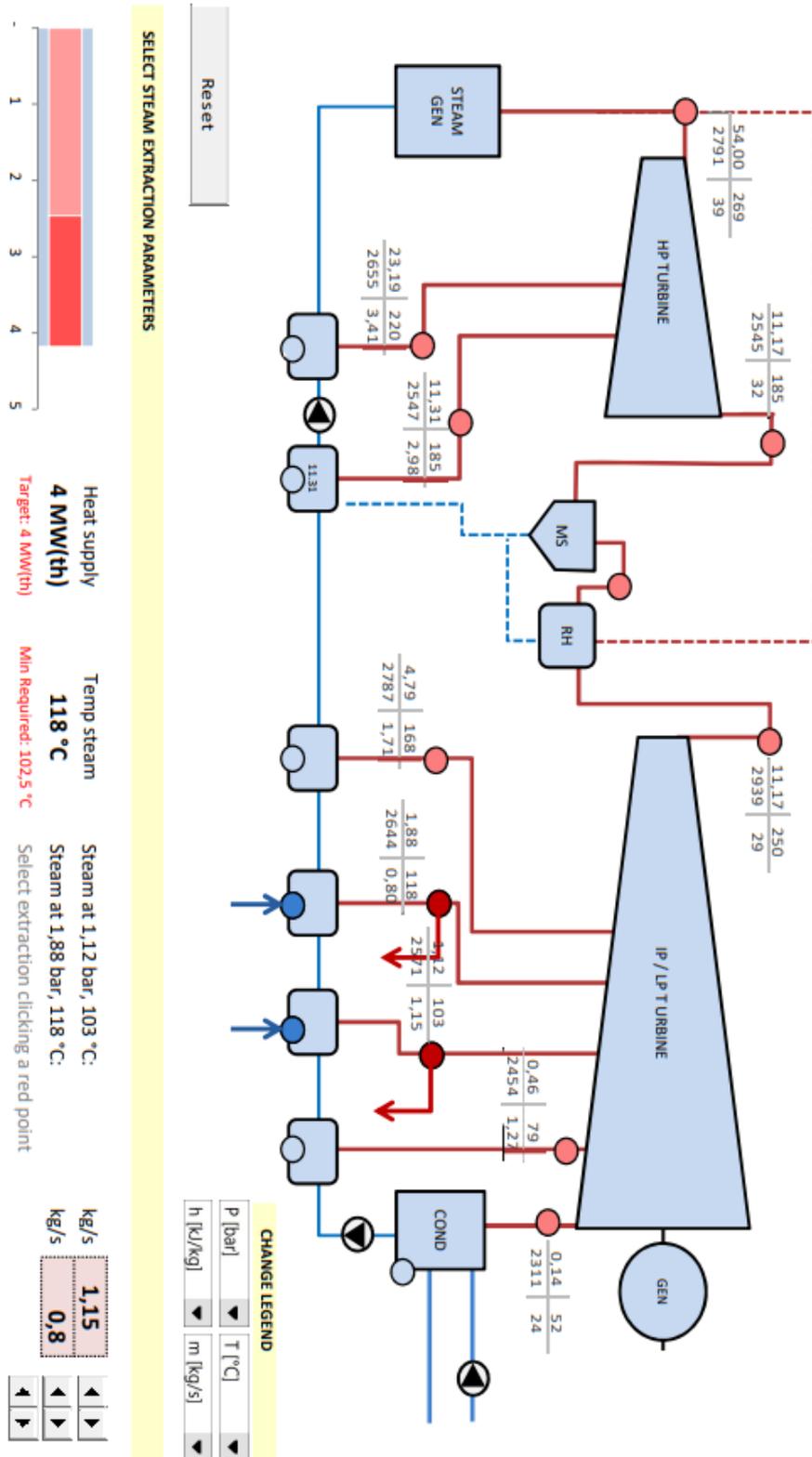
APÊNDICE A - DIAGRAMAS TERMODINÂMICOS POR CASO.

A.1 PLANTA DE REFERÊNCIA PARA GERAÇÃO ELÉTRICA



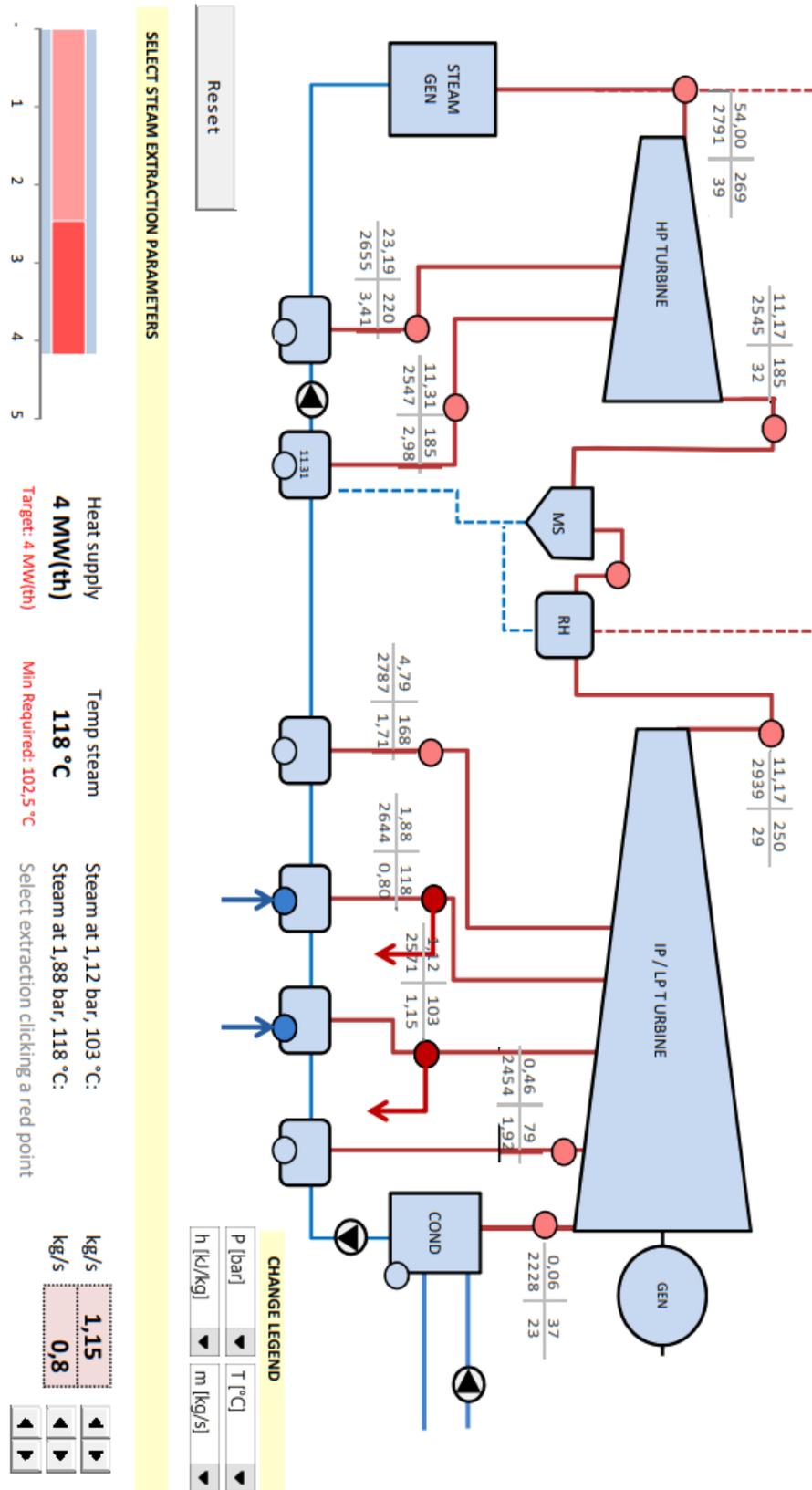
Fonte: O autor, 2021.

A.2 DIAGRAMA DE EXTRAÇÕES DO CASO 1, UTILIZANDO DE-TOP.



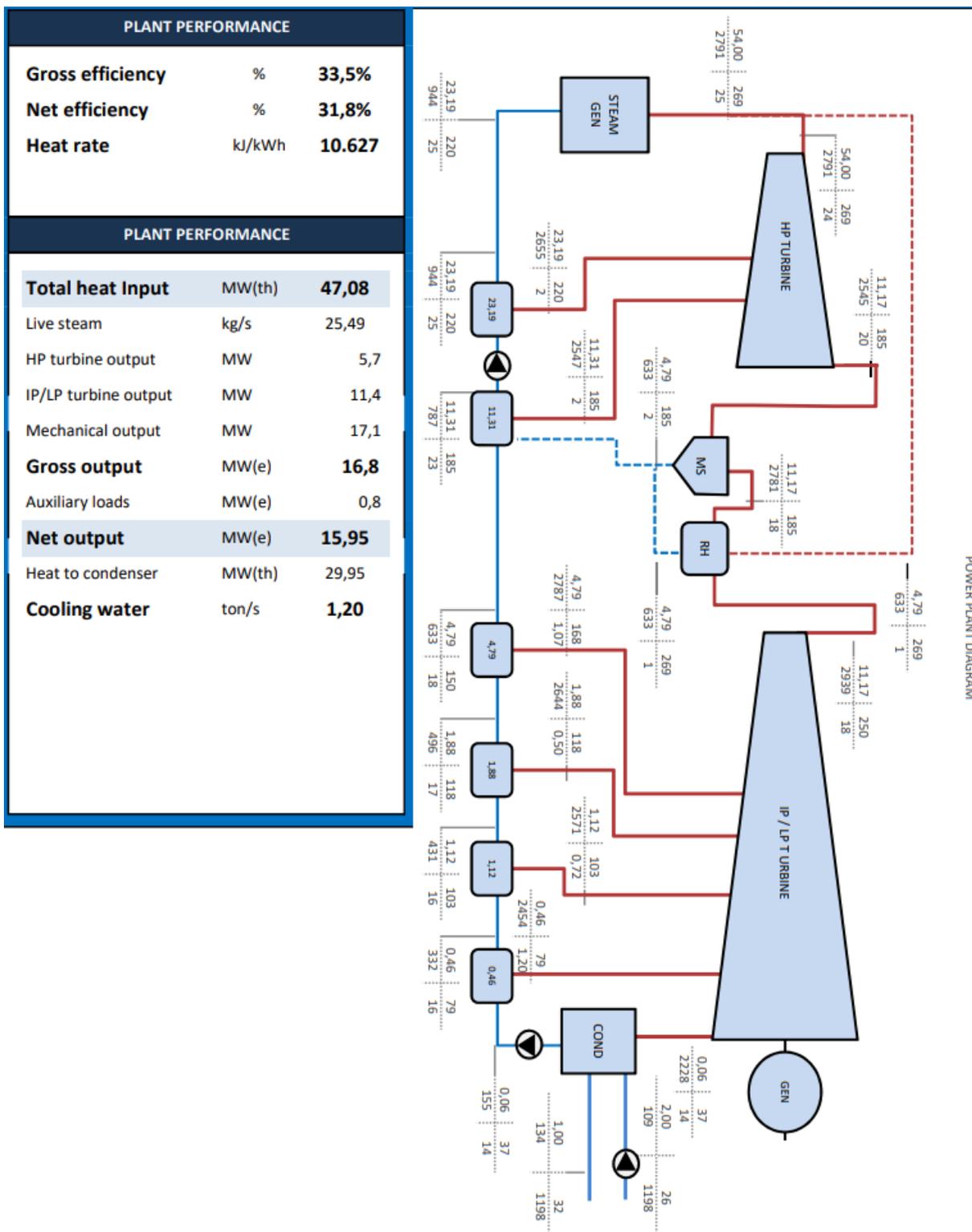
Fonte: O autor, 2021.

A.3 DIAGRAMA DE EXTRAÇÕES DO CASO 2, UTILIZANDO DE-TOP.



Fonte: O autor, 2021.

A.4 PLANTA GERADA A PARTIR DO DE-TOP PARA O CASO 3a

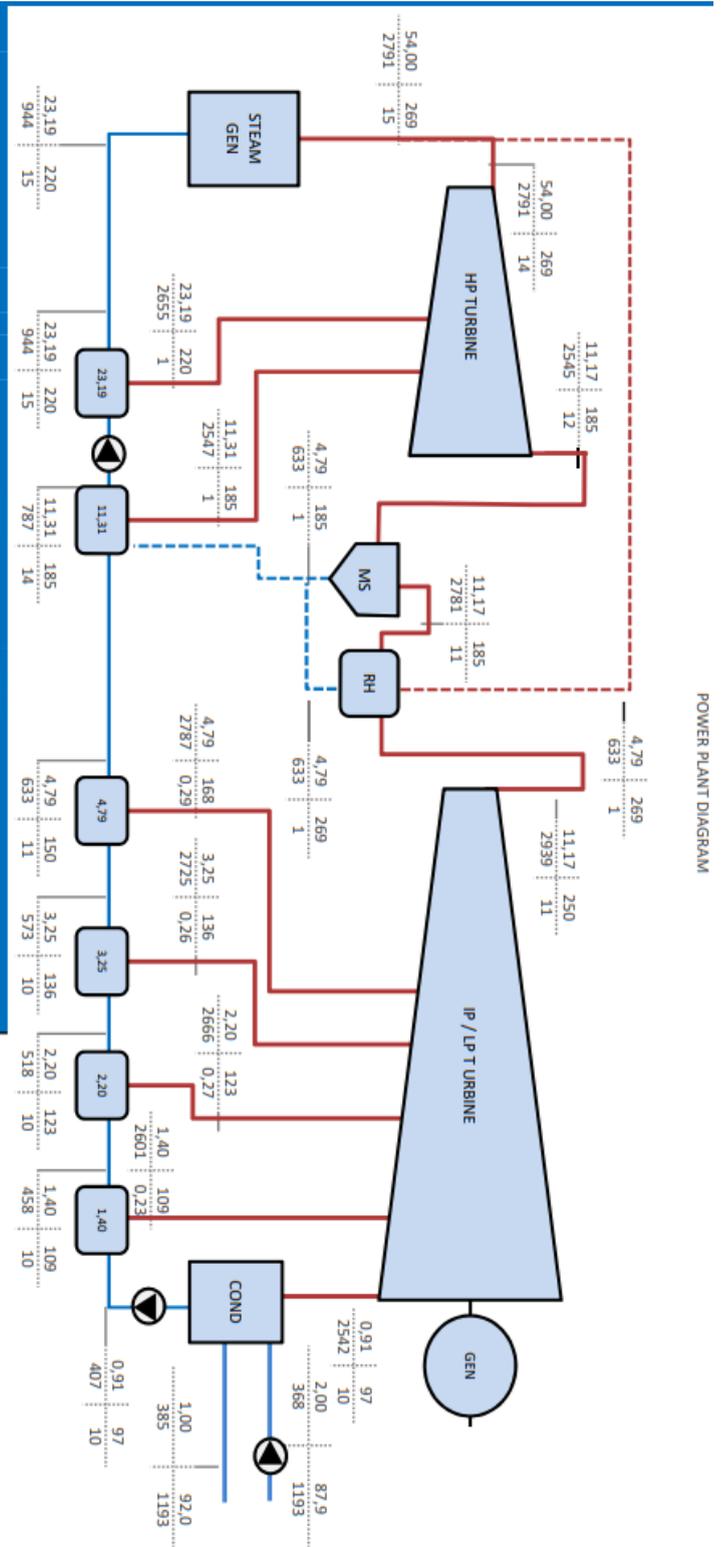


Fonte: O autor, 2021.

A.5 PLANTA GERADA A PARTIR DO DE-TOP PARA O CASO 3b

PLANT PERFORMANCE		
Gross efficiency	%	24,6%
Net efficiency	%	23,3%
Heat rate	kJ/kWh	14.505

PLANT PERFORMANCE		
Total heat input	MW(th)	27,92
Live steam	kg/s	15,12
HP turbine output	MW	3,4
IP/LP turbine output	MW	4,1
Mechanical output	MW	7,4
Gross output	MW(e)	7,3
Auxiliary loads	MW(e)	0,4
Net output	MW(e)	6,93
Heat to condenser	MW(th)	20,48
Cooling water	ton/s	1,19



Fonte: O autor, 2021.

APÊNDICE B - RESULTADOS DO PROGRAMA *DESAL_PLANT* ANALISADOS POR CADA CASO.

B.1 DADOS DE ENTRADA E SAÍDA DO PROGRAMA DO CASO 1

THE INPUT DATA:

Heat Rate Input from Power Plant (MW) = 4.18000
HX_Permeate_out_temperature (C) = 49.00000
Sea_water_temperature (C) = 47.00000

Data for desalination_module

No. of fibers per module = 2150
Shell (ID) (cm) = 5.00000
Length of fibers (cm) = 500.00000
Fiber(ID) (micro_m) = 600.00000
Fiber(OD) (micro_m) = 820.00000
Pore diameter (micro_m) = 0.16500
Membrane porosity = 0.73800
Inlet feed flow (l/min) = 10.00000
Inlet perm. flow (l/min) = 9.15600
Inlet feed temp. (C) = 92.00000
Inlet perm. temp. (C) = 30.00000
Countercurrent? (yes=1) = 1
Feed in Shell? (yes=1) = 1
Feed Water (Sea Water=1, Fresh Water=2) = 1
Membrane Material (PTFE=1,PVDF=2,PP=3,UFRJ=4) = 2

Data for Numerical Model

Number of Finite Volumes = 20
Relaxation Parameter = 0.50000

THE OUTPUT DATA:

Ratio of shell area occupied by fibers/total shell area = 0.578

Countercurrent flow

Shell flow is laminar

Re_shell_min= 151.

Re_shell_max= 389.

Lumen flow is laminar

Re_lumen_min= 189.

Re_lumen_max= 496.

VARIABLES ALONG THE DESALINATION UNIT

X-COOR (m)	TS (C)	TMS (C)	TML (C)	TL (C)	GS (kg/m2s)	GL (kg/m2s)
0.00000	32.15540			30.00000	191.85970	249.52271
0.12500	33.08811	32.89924	31.19426	30.93360	191.99956	249.71322
0.37500	34.98589	34.79111	33.10190	32.83309	192.29118	250.11046
0.62500	36.95132	36.75005	35.07776	34.80003	192.60774	250.54169
0.87500	38.99044	38.78206	37.12792	36.84043	192.95165	251.01016
1.12500	41.10993	40.89377	39.25911	38.96092	193.32559	251.51954
1.37500	43.31717	43.09248	41.47873	41.16880	193.73252	252.07386
1.62500	45.62029	45.38622	43.79494	43.47212	194.17576	252.67763
1.87500	48.02823	47.78386	46.21673	45.87976	194.65898	253.33587
2.12500	50.55083	50.29514	48.75395	48.40142	195.18627	254.05415
2.37500	53.19885	52.93072	51.41737	51.04775	195.76217	254.83863
2.62500	55.98404	55.70223	54.21874	53.83034	196.39169	255.69617
2.87500	58.91914	58.62230	57.17077	56.76174	197.08038	256.63430
3.12500	62.01786	61.70453	60.28713	59.85546	197.83430	257.66129

3.37500	65.29484	64.96344	63.58235	63.12588	198.66010	258.78619
3.62500	68.76551	68.41434	67.07174	66.58814	199.56495	260.01877
3.87500	72.44593	72.07317	70.77112	70.25794	200.55653	261.36950
4.12500	76.35246	75.95623	74.69659	74.15124	201.64302	262.84951
4.37500	80.50146	80.07980	78.86414	78.28395	202.83294	264.47042
4.62500	84.90884	84.45972	83.28921	82.67145	204.13508	266.24418
4.87500	89.58953	89.11092	87.98619	87.32809	205.55833	268.18293
5.00000	92.00000			89.72542	206.30134	269.19506

 MASS FLUX THROUGH MEMBRANE FEED SIDE SURFACE

X-COOR (m)	mass_flux (kg/m2h)
0.12500	0.60221
0.37500	0.65346
0.62500	0.70962
0.87500	0.77123
1.12500	0.83889
1.37500	0.91330
1.62500	0.99521
1.87500	1.08546
2.12500	1.18498
2.37500	1.29476
2.62500	1.41589
2.87500	1.54951
3.12500	1.69681
3.37500	1.85897
3.62500	2.03717
3.87500	2.23247
4.12500	2.44580
4.37500	2.67784
4.62500	2.92899
4.87500	3.19933

 Mean Mass Flux Through Membrane Feed Side Surface (kg/m2h) = 1.55460
 Mean Membrane Mass Flow Per Unit Module Length (kg/mh) = 8.61033

MEMBRANE HEAT FLUX THROUGH FEED SIDE SURFACE

X-COOR (m)	heat_flux (kW/m2)
0.12500	0.87825
0.37500	0.91257
0.62500	0.95023
0.87500	0.99160
1.12500	1.03713
1.37500	1.08729
1.62500	1.14264
1.87500	1.20379
2.12500	1.27141
2.37500	1.34626
2.62500	1.42914
2.87500	1.52093
3.12500	1.62257
3.37500	1.73502
3.62500	1.85924
3.87500	1.99619
4.12500	2.14676
4.37500	2.31171
4.62500	2.49166
4.87500	2.68704

 Mean Heat Flux Through Membrane Feed Side Surface (kW/m2) = 1.53107
 Mean Membrane Heat Flow Per Unit Module Length (kW/m) = 8.48003

HEAT TRANSFER COEF. SHELL SIDE SURFACE LUMEN SIDE SURFACE

X-COOR (m)	h_S (W/m2K)	h_L (W/m2K)
0.12500	4528.10352	4490.03820
0.37500	4549.15635	4511.66062
0.62500	4570.38499	4533.47736
0.87500	4591.79172	4555.49234

1.12500	4613.37532	4577.70612
1.37500	4635.12987	4600.11485
1.62500	4657.04335	4622.70879
1.87500	4679.09583	4645.47062
2.12500	4701.25720	4668.37315
2.37500	4723.48436	4691.37664
2.62500	4745.71780	4714.42538
2.87500	4767.87740	4737.44363
3.12500	4789.85746	4760.33072
3.37500	4811.52089	4782.95536
3.62500	4832.69255	4805.14912
3.87500	4853.15188	4826.69922
4.12500	4872.62517	4847.34101
4.37500	4890.77771	4866.75036
4.62500	4907.20662	4884.53670
4.87500	4921.43492	4900.23750

Mean Membrane Heat Transfer Coef. Shell Side (w/m2K) = 4732.08424

Mean Membrane Heat Transfer Coef. Lumen Side (w/m2K) = 4701.11438

Mass Flowrates per module (kg/h)

Shell Inlet	Shell Outlet	Delta_Shell
615.00000	571.94837	-43.05163
Lumen Inlet	Lumen Outlet	Delta_Lumen
546.06384	589.11547	43.05163

HEAT EXCHANGER TEMPERATURES

THX_FEED_IN (C) = 47.00000

THX_FEED_OUT (C) = 87.84235

THX_PERM_IN (C) = 89.72542

THX_PERM_OUT (C) = 49.00000

Distilled water production per module (l/h)	=	43.31150
Membrane area(facing feed) per module (m2)	=	27.69314
Heat transferred in DCMD per module (kW)	=	42.40014
Pre_Heating in HX per module (kW)	=	27.88800
Heating from Power Plant per module (kW)	=	2.83893
Pumping Power per module (kW)	=	0.01980
Energy consumption per m3 (kWh/m3)	=	65.54687
Specific Thermal Energy Consumption (kJ/kg)	=	237.39308
Thermal Efficiency (-)	=	0.66416
Gained Output Ratio (GOR) (-)	=	9.91933
Mechanical Gained Output Ratio (MGOR) (-)	=	1422.34452
Feed Recovery Fraction (%)	=	7.00026
Maximum Feed Recovery Fraction (%)	=	7.23415
Maximum Max Feed Recovery Fraction (%)	=	11.08852

NUMBER OF MODULES = 1472

TOTAL MEMBRANE AREA (FACING FEED)(m2) = 40764.30096

TOTAL FEED FLOWRATE (ton/s)= 0.25147

TOTAL DISTILLED WATER PRODUCTION (m3/h) = 63.75453

TOTAL PRE HEATING IN HX (MW) = 41.05114

TOTAL HEATING FROM POWER PLANT (MW) = 4.17891

PUMPING POWER FOR ALL MODULES (MW) = 0.02914

Figura B1 - Dados de entrada e resultados para a simulação do Caso 1 utilizando o programa *DESAL_PLANT*.

Fonte: O autor, 2022.

B.2 DADOS DE ENTRADA E SAÍDA DO PROGRAMA *DESAL_PLANT* PARA O CASO 2

 THE INPUT DATA:

Heat Rate Input from Power Plant (MW) = 4.18000
 HX_Permeate_out_temperature (C) = 34.00000
 Sea_water_temperature (C) = 32.00000

Data for desalination_module

No. of fibers per module = 2150
 Shell (ID) (cm) = 5.00000
 Length of fibers (cm) = 500.00000
 Fiber(ID) (micro_m) = 600.00000
 Fiber(OD) (micro_m) = 820.00000
 Pore diameter (micro_m) = 0.16500
 Membrane porosity = 0.73800
 Inlet feed flow (l/min) = 10.00000
 Inlet perm. flow (l/min) = 9.15600
 Inlet feed temp. (C) = 92.00000
 Inlet perm. temp. (C) = 30.00000
 Countercurrent? (yes=1) = 1
 Feed in Shell? (yes=1) = 1
 Feed Water (Sea Water=1, Fresh Water=2) = 1
 Membrane Material (PTFE=1,PVDF=2,PP=3,UFRJ=4) = 2

Data for Numerical Model

Number of Finite Volumes = 20
 Relaxation Parameter = 0.50000

 THE OUTPUT DATA:

Ratio of shell area occupied by fibers/total shell area = 0.578

 Countercurrent flow

 Shell flow is laminar

Re_shell_min= 151.

Re_shell_max= 389.

Lumen flow is laminar

Re_lumen_min= 189.

Re_lumen_max= 496.

 VARIABLES ALONG THE DESALINATION UNIT

X-COOR (m)	TS (C)	TMS (C)	TML (C)	TL (C)	GS (kg/m2s)	GL (kg/m2s)
0.00000	32.15540			30.00000	191.85970	249.52271
0.12500	33.08811	32.89924	31.19426	30.93360	191.99956	249.71322
0.37500	34.98589	34.79111	33.10190	32.83309	192.29118	250.11046
0.62500	36.95132	36.75005	35.07776	34.80003	192.60774	250.54169
0.87500	38.99044	38.78206	37.12792	36.84043	192.95165	251.01016
1.12500	41.10993	40.89377	39.25911	38.96092	193.32559	251.51954
1.37500	43.31717	43.09248	41.47873	41.16880	193.73252	252.07386
1.62500	45.62029	45.38622	43.79494	43.47212	194.17576	252.67763
1.87500	48.02823	47.78386	46.21673	45.87976	194.65898	253.33587
2.12500	50.55083	50.29514	48.75395	48.40142	195.18627	254.05415
2.37500	53.19885	52.93072	51.41737	51.04775	195.76217	254.83863
2.62500	55.98404	55.70223	54.21874	53.83034	196.39169	255.69617
2.87500	58.91914	58.62230	57.17077	56.76174	197.08038	256.63430
3.12500	62.01786	61.70453	60.28713	59.85546	197.83430	257.66129
3.37500	65.29484	64.96344	63.58235	63.12588	198.66010	258.78619
3.62500	68.76551	68.41434	67.07174	66.58814	199.56495	260.01877
3.87500	72.44593	72.07317	70.77112	70.25794	200.55653	261.36950

4.12500	76.35246	75.95623	74.69659	74.15124	201.64302	262.84951
4.37500	80.50146	80.07980	78.86414	78.28395	202.83294	264.47042
4.62500	84.90884	84.45972	83.28921	82.67145	204.13508	266.24418
4.87500	89.58953	89.11092	87.98619	87.32809	205.55833	268.18293
5.00000	92.00000			89.72542	206.30134	269.19506

 MASS FLUX THROUGH MEMBRANE FEED SIDE SURFACE

X-COOR (m)	mass_flux (kg/m2h)
0.12500	0.60221
0.37500	0.65346
0.62500	0.70962
0.87500	0.77123
1.12500	0.83889
1.37500	0.91330
1.62500	0.99521
1.87500	1.08546
2.12500	1.18498
2.37500	1.29476
2.62500	1.41589
2.87500	1.54951
3.12500	1.69681
3.37500	1.85897
3.62500	2.03717
3.87500	2.23247
4.12500	2.44580
4.37500	2.67784
4.62500	2.92899
4.87500	3.19933

 Mean Mass Flux Through Membrane Feed Side Surface (kg/m2h) = 1.55460
 Mean Membrane Mass Flow Per Unit Module Length (kg/mh) = 8.61033

MEMBRANE HEAT FLUX THROUGH FEED SIDE SURFACE

X-COOR (m)	heat_flux (kW/m2)
0.12500	0.87825
0.37500	0.91257
0.62500	0.95023
0.87500	0.99160
1.12500	1.03713
1.37500	1.08729
1.62500	1.14264
1.87500	1.20379
2.12500	1.27141
2.37500	1.34626
2.62500	1.42914
2.87500	1.52093
3.12500	1.62257
3.37500	1.73502
3.62500	1.85924
3.87500	1.99619
4.12500	2.14676
4.37500	2.31171
4.62500	2.49166
4.87500	2.68704

 Mean Heat Flux Through Membrane Feed Side Surface (kW/m2) = 1.53107
 Mean Membrane Heat Flow Per Unit Module Length (kW/m) = 8.48003

HEAT TRANSFER COEF.	SHELL SIDE SURFACE	LUMEN SIDE SURFACE
X-COOR (m)	h_S (W/m2K)	h_L (W/m2K)
0.12500	4528.10352	4490.03820
0.37500	4549.15635	4511.66062
0.62500	4570.38499	4533.47736
0.87500	4591.79172	4555.49234
1.12500	4613.37532	4577.70612
1.37500	4635.12987	4600.11485

1.62500	4657.04335	4622.70879
1.87500	4679.09583	4645.47062
2.12500	4701.25720	4668.37315
2.37500	4723.48436	4691.37664
2.62500	4745.71780	4714.42538
2.87500	4767.87740	4737.44363
3.12500	4789.85746	4760.33072
3.37500	4811.52089	4782.95536
3.62500	4832.69255	4805.14912
3.87500	4853.15188	4826.69922
4.12500	4872.62517	4847.34101
4.37500	4890.77771	4866.75036
4.62500	4907.20662	4884.53670
4.87500	4921.43492	4900.23750

Mean Membrane Heat Transfer Coef. Shell Side (W/m2K) = 4732.08424
Mean Membrane Heat Transfer Coef. Lumen Side (W/m2K) = 4701.11438

Mass Flowrates per module (kg/h)

Shell Inlet	Shell Outlet	Delta_Shell
615.00000	571.94837	-43.05163
Lumen Inlet	Lumen Outlet	Delta_Lumen
546.06384	589.11547	43.05163

HEAT EXCHANGER TEMPERATURES

THX_FEED_IN (C) =	32.00000
THX_FEED_OUT (C) =	87.88541
THX_PERM_IN (C) =	89.72542
THX_PERM_OUT (C) =	34.00000

Distilled water production per module (l/h) = 43.31150
Membrane area(facing feed) per module (m2) = 27.69314
Heat transferred in DCMD per module (kW) = 42.40014
Pre_Heating in HX per module (kW) = 38.15972
Heating from Power Plant per module (kW) = 2.80953
Pumping Power per module (kW) = 0.01980
Energy consumption per m3 (kWh/m3) = 64.86791
Specific Thermal Energy Consumption (kJ/kg) = 234.93408
Thermal Efficiency (-) = 0.66416
Gained Output Ratio (GOR) (-) = 10.02315
Mechanical Gained Output Ratio (MGOR) (-) = 1422.34452
Feed Recovery Fraction (%) = 7.00026
Maximum Feed Recovery Fraction (%) = 7.23415
Maximum Max Feed Recovery Fraction (%) = 11.08852

NUMBER OF MODULES = 1488
TOTAL MEMBRANE AREA (FACING FEED)(m2) = 41207.39119
TOTAL FEED FLOWRATE (ton/s)= 0.25420
TOTAL DISTILLED WATER PRODUCTION (m3/h) = 64.44751
TOTAL PRE HEATING IN HX (MW) = 56.78167
TOTAL HEATING FROM POWER PLANT (MW) = 4.18058
PUMPING POWER FOR ALL MODULES (MW) = 0.02946

Number of Iterations: 33145
Convergence Residual: 0.99980E-12

Figura B2 - Dados de entrada e resultados para a simulação do Caso 2 utilizando o programa *DESAL_PLANT*.
Fonte: O autor, 2022.

B.3 DADOS DE ENTRADA E SAÍDA DO PROGRAMA *DESAL_PLANT* PARA O CASO 3

 THE INPUT DATA:

Heat Rate Input from Power Plant (MW) = 20.48000
 HX_Permeate_out_temperature (C) = 34.00000
 Sea_water_temperature (C) = 32.00000

Data for desalination_module

No. of fibers per module = 2150
 Shell (ID) (cm) = 5.00000
 Length of fibers (cm) = 500.00000
 Fiber(ID) (micro_m) = 600.00000
 Fiber(OD) (micro_m) = 820.00000
 Pore diameter (micro_m) = 0.16500
 Membrane porosity = 0.73800
 Inlet feed flow (l/min) = 10.00000
 Inlet perm. flow (l/min) = 9.15600
 Inlet feed temp. (C) = 92.00000
 Inlet perm. temp. (C) = 30.00000
 Countercurrent? (yes=1) = 1
 Feed in Shell? (yes=1) = 1
 Feed Water (Sea Water=1, Fresh Water=2) = 1
 Membrane Material (PTFE=1,PVDF=2,PP=3,UFRJ=4) = 2

Data for Numerical Model

Number of Finite Volumes = 20
 Relaxation Parameter = 0.50000

 THE OUTPUT DATA:

Ratio of shell area occupied by fibers/total shell area = 0.578

 Countercurrent flow

 Shell flow is laminar

Re_shell_min= 151.

Re_shell_max= 389.

Lumen flow is laminar

Re_lumen_min= 189.

Re_lumen_max= 496.

 VARIABLES ALONG THE DESALINATION UNIT

X-COOR (m)	TS (C)	TMS (C)	TML (C)	TL (C)	GS (kg/m2s)	GL (kg/m2s)
0.00000	32.15540			30.00000	191.85970	249.52271
0.12500	33.08811	32.89924	31.19426	30.93360	191.99956	249.71322
0.37500	34.98589	34.79111	33.10190	32.83309	192.29118	250.11046
0.62500	36.95132	36.75005	35.07776	34.80003	192.60774	250.54169
0.87500	38.99044	38.78206	37.12792	36.84043	192.95165	251.01016
1.12500	41.10993	40.89377	39.25911	38.96092	193.32559	251.51954
1.37500	43.31717	43.09248	41.47873	41.16880	193.73252	252.07386
1.62500	45.62029	45.38622	43.79494	43.47212	194.17576	252.67763
1.87500	48.02823	47.78386	46.21673	45.87976	194.65898	253.33587
2.12500	50.55083	50.29514	48.75395	48.40142	195.18627	254.05415
2.37500	53.19885	52.93072	51.41737	51.04775	195.76217	254.83863
2.62500	55.98404	55.70223	54.21874	53.83034	196.39169	255.69617
2.87500	58.91914	58.62230	57.17077	56.76174	197.08038	256.63430
3.12500	62.01786	61.70453	60.28713	59.85546	197.83430	257.66129
3.37500	65.29484	64.96344	63.58235	63.12588	198.66010	258.78619
3.62500	68.76551	68.41434	67.07174	66.58814	199.56495	260.01877
3.87500	72.44593	72.07317	70.77112	70.25794	200.55653	261.36950
4.12500	76.35246	75.95623	74.69659	74.15124	201.64302	262.84951

4.37500	80.50146	80.07980	78.86414	78.28395	202.83294	264.47042
4.62500	84.90884	84.45972	83.28921	82.67145	204.13508	266.24418
4.87500	89.58953	89.11092	87.98619	87.32809	205.55833	268.18293
5.00000	92.00000			89.72542	206.30134	269.19506

 MASS FLUX THROUGH MEMBRANE FEED SIDE SURFACE

X-COOR (m)	mass_flux (kg/m2h)
0.12500	0.60221
0.37500	0.65346
0.62500	0.70962
0.87500	0.77123
1.12500	0.83889
1.37500	0.91330
1.62500	0.99521
1.87500	1.08546
2.12500	1.18498
2.37500	1.29476
2.62500	1.41589
2.87500	1.54951
3.12500	1.69681
3.37500	1.85897
3.62500	2.03717
3.87500	2.23247
4.12500	2.44580
4.37500	2.67784
4.62500	2.92899
4.87500	3.19933

 Mean Mass Flux Through Membrane Feed Side Surface (kg/m2h) = 1.55460
 Mean Membrane Mass Flow Per Unit Module Length (kg/mh) = 8.61033

MEMBRANE HEAT FLUX THROUGH FEED SIDE SURFACE

X-COOR (m)	heat_flux (kW/m2)
0.12500	0.87825
0.37500	0.91257
0.62500	0.95023
0.87500	0.99160
1.12500	1.03713
1.37500	1.08729
1.62500	1.14264
1.87500	1.20379
2.12500	1.27141
2.37500	1.34626
2.62500	1.42914
2.87500	1.52093
3.12500	1.62257
3.37500	1.73502
3.62500	1.85924
3.87500	1.99619
4.12500	2.14676
4.37500	2.31171
4.62500	2.49166
4.87500	2.68704

 Mean Heat Flux Through Membrane Feed Side Surface (kW/m2) = 1.53107
 Mean Membrane Heat Flow Per Unit Module Length (kW/m) = 8.48003

HEAT TRANSFER COEF.	SHELL SIDE SURFACE	LUMEN SIDE SURFACE
X-COOR (m)	h_S (W/m2K)	h_L (W/m2K)
0.12500	4528.10352	4490.03820
0.37500	4549.15635	4511.66062
0.62500	4570.38499	4533.47736
0.87500	4591.79172	4555.49234
1.12500	4613.37532	4577.70612
1.37500	4635.12987	4600.11485
1.62500	4657.04335	4622.70879

1.87500	4679.09583	4645.47062
2.12500	4701.25720	4668.37315
2.37500	4723.48436	4691.37664
2.62500	4745.71780	4714.42538
2.87500	4767.87740	4737.44363
3.12500	4789.85746	4760.33072
3.37500	4811.52089	4782.95536
3.62500	4832.69255	4805.14912
3.87500	4853.15188	4826.69922
4.12500	4872.62517	4847.34101
4.37500	4890.77771	4866.75036
4.62500	4907.20662	4884.53670
4.87500	4921.43492	4900.23750

Mean Membrane Heat Transfer Coef. Shell Side (W/m2K) = 4732.08424

Mean Membrane Heat Transfer Coef. Lumen Side (W/m2K) = 4701.11438

Mass Flowrates per module (kg/h)

Shell Inlet	Shell Outlet	Delta_Shell
615.00000	571.94837	-43.05163
Lumen Inlet	Lumen Outlet	Delta_Lumen
546.06384	589.11547	43.05163

HEAT EXCHANGER TEMPERATURES

THX_FEED_IN (C) = 32.00000

THX_FEED_OUT (C) = 87.88541

THX_PERM_IN (C) = 89.72542

THX_PERM_OUT (C) = 34.00000

Distilled water production per module (l/h) = 43.31150

Membrane area(facing feed) per module (m2) = 27.69314

Heat transferred in DCMD per module (kW) = 42.40014

Pre_Heating in HX per module (kW) = 38.15972

Heating from Power Plant per module (kW) = 2.80953

Pumping Power per module (kW) = 0.01980

Energy consumption per m3 (kWh/m3) = 64.86791

Specific Thermal Energy Consumption (kJ/kg) = 234.93408

Thermal Efficiency (-) = 0.66416

Gained Output Ratio (GOR) (-) = 10.02315

Mechanical Gained Output Ratio (MGOR) (-) = 1422.34452

Feed Recovery Fraction (%) = 7.00026

Maximum Feed Recovery Fraction (%) = 7.23415

Maximum Max Feed Recovery Fraction (%) = 11.08852

NUMBER OF MODULES = 7289

TOTAL MEMBRANE AREA (FACING FEED)(m2) = 201855.29193

TOTAL FEED FLOWRATE (ton/s)= 1.24520

TOTAL DISTILLED WATER PRODUCTION (m3/h) = 315.69751

TOTAL PRE HEATING IN HX (MW) = 278.14623

TOTAL HEATING FROM POWER PLANT (MW) = 20.47864

PUMPING POWER FOR ALL MODULES (MW) = 0.14431

Number of Iterations: 33145

Convergence Residual: 0.99980E-12

Figura B3 - Dados de entrada e resultados para a simulação do Caso 3 utilizando o programa *DESAL_PLANT*.

Fonte: O autor, 2022.