



UNIVERSIDADE FEDERAL DE PERNAMBUCO
CENTRO DE TECNOLOGIA E GEOCIÊNCIAS
DEPARTAMENTO DE ENERGIA NUCLEAR
COMISSÃO NACIONAL DE ENERGIA NUCLEAR
CENTRO REGIONAL DE CIÊNCIAS NUCLEARES DO NORDESTE
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM TECNOLOGIAS ENERGÉTICAS E
NUCLEARES

MARIA JANAINA DA SILVA

AVALIAÇÃO DA VIABILIDADE DA DESSALINIZAÇÃO DE ÁGUA DO MAR
EMPREGANDO O REATOR NUCLEAR AP1000 COMO FONTE DE ENERGIA

Recife

2022

MARIA JANAINA DA SILVA

AVALIAÇÃO DA VIABILIDADE DA DESSALINIZAÇÃO DE ÁGUA DO MAR
EMPREGANDO O REATOR NUCLEAR AP1000 COMO FONTE DE ENERGIA

Dissertação apresentada ao Programa de Pós-Graduação em Tecnologia Energéticas e Nucleares da Universidade Federal de Pernambuco, como requisito parcial para obtenção do título de mestre em Tecnologias Energéticas e Nucleares. Área de concentração: Engenharia de Reatores

Orientador: Prof. Dr. Carlos Alberto Brayner De Oliveira Lira

Coorientador: Prof. Dr. Daniel González Rodríguez

Recife
2022

Catálogo na fonte
Bibliotecária Maria Luiza de Moura Ferreira, CRB-4 / 1469

S586a Silva, Maria Janaina da.

Avaliação da viabilidade da dessalinização de água do mar empregando o reator nuclear AP1000 como fonte de energia / Maria Janaina da Silva. - 2022.

127 folhas, il.; tab., abr. e sigl.

Orientador: Prof. Dr. Carlos Alberto Brayner De Oliveira Lira

Coorientador: Prof. Dr. Daniel González Rodríguez.

Dissertação (Mestrado) – Universidade Federal de Pernambuco. CTG. Programa de Pós-Graduação em Tecnologias Energéticas e Nucleares, 2022.

Inclui Referências e Apêndices.

1. Energia Nuclear. 2. Cogeração nuclear. 3. Reator AP1000. 4. Dessalinização de água do mar. I. Lira, Carlos Alberto Brayner (Orientador). II. González Rodríguez, Daniel (Coorientador). III. Título.

UFPE

621.483 CDD (22. ed.)

BCTG/2022-310

MARIA JANAINA DA SILVA

AVALIAÇÃO DA VIABILIDADE DA DESSALINIZAÇÃO DE ÁGUA DO MAR
EMPREGANDO O REATOR NUCLEAR AP1000 COMO FONTE DE ENERGIA

Dissertação apresentada ao Programa de Pós-Graduação em Tecnologia Energéticas e Nucleares da Universidade Federal de Pernambuco, como requisito parcial para obtenção do título de mestre em Tecnologias Energéticas e Nucleares. Área de concentração: Engenharia de Reatores

Aprovada em: 03/03/2022

BANCA EXAMINADORA

Profº. Dr. Carlos Alberto Brayner De Oliveira Lira (Orientador)
Universidade Federal de Pernambuco

Profº. Dr. Fernando Roberto de Andrade Lima (Examinador Interno)
Centro Regional de Ciências Nucleares do Nordeste

Profº. Dr. Leorlen Yunier Rojas Mazaira (Examinador Interno)
Centro Regional de Ciências Nucleares do Nordeste

Profº. Dr. Celso Marcelo Franklin Lapa (Examinador Externo)
Instituto de Engenharia Nuclear

Dedico este trabalho principalmente a minha ‘Mãe’, dona Iraci Joana Andreza, por toda a sua batalha de vida que me proporcionou estudar e buscar uma vida melhor, mais confortável. Ela, minha Mãe, sempre trabalhou na agricultura, tem pouco estudo, pois foi impedida de estudar pelo seu pai e mesmo assim sempre mostrou e mostra muita força com seus atuais 72 anos, assim como enfatiza a importância dos estudos, do conhecimento. Dedico também as minhas ‘Irmãs’ por todo apoio e incentivo na minha jornada acadêmica e de vida.

AGRADECIMENTOS

Agradeço primeiramente a Deus pela energia, presença constante em minha vida e proteção neste momento tão ‘nebuloso’ que a humanidade ainda está passando, a pandemia do SARS-COV-2 (COVID-19). Não podia deixar de fora o meu orientador, o professor e atual diretor do Centro Regional de Ciências Nucleares do Nordeste – CRCN, Dr. Carlos Alberto Brayner de Oliveira Lira; assim como meu coorientador, Dr. Daniel González Rodríguez por toda a ajuda e paciência no desenvolvimento da pesquisa que resultou neste trabalho. Ao professor Dr. Fernando de Andrade Lima que foi meu orientador no começo do mestrado. Aos meus professores por todo o conhecimento compartilhado; bem como ao Centro Regional de Ciências Nucleares do Nordeste – CRCN, pela disponibilização do espaço para o desenvolvimento da pesquisa. A Caio Július César Miranda Rodrigues da Cunha pela amizade, boa convivência e ajuda oferecida em momentos difíceis e cruciais. A dona Rejane pela atenção, carinho e amizade para com comigo, configurando-se em uma convivência muito agradável no CRCN. A toda a minha família, especialmente minha Mãe. Amos vocês.

RESUMO

A cogeração de calor e energia ou o modo de operação combinado de calor e energia (CHP) de usinas de energia tem sido usado em várias indústrias ao redor do mundo. Este método otimiza os fluxos de energia e reduz as perdas de energia, possibilitando a melhoria da eficiência energética (combustível), segurança energética e redução das emissões industriais de dióxido de carbono. Desta forma, este trabalho teve como objetivo avaliar a viabilidade do emprego do reator nuclear AP1000 como fonte de energia para a dessalinização de água de mar mediante o processo de Destilação Flash de Múltiplos Estágios (MSF) empregando modelos computacionais. Para tal, o reator AP1000 apresenta algumas vantagens frente a outros reatores nucleares de mesma categoria, decisivas para sua escolha, como a implementação do sistema de cogeração (acoplamento nuclear) na usina AP1000 é mais simples, pois as modificações afetam apenas o hall da turbina de baixa pressão (zona não radioativa) favorecendo-o em relação as preocupações sobre a segurança do sistema. Como o acoplamento ocorre através de circuito intermediário (ponto de referência ou de extração) que conecta o vapor que sai da usina nuclear à usina de dessalinização térmica MSF, assim o circuito secundário do AP1000 já um sistema fechado isolado servindo como barreira para contaminantes radioativos. Já em relação ao processo MSF, este representa a segunda maior tecnologia de dessalinização de água usado no mundo, com 26,8%, conseguindo alcançar 75.0000 metros cúbicos por dia, suprimindo em torno de 300.000 habitantes; assim como é uma das mais pesquisadas atualmente. O processo MSF ocorre da seguinte forma: a água do mar é primeiramente pelo aquecedor de salmoura a uma temperatura numa faixa de 30 °C a 110 °C (Top Brine Temperature – TBT), em seguida passa por estágios contínuos que fazem a evaporação da água de forma rápida (Flash), resultando em água destilada e a salmoura que vai para o próximo estágio. No final do processo tem-se a água potável e a salmoura. O estudo conseguiu obter resultados positivos, pois a eficiência energética do ciclo de conversão de energia do reator AP1000 foi de 30,25%. Já a eficiência energética e exergética da planta MSF acoplada ao a usina nuclear atingiu os 49,15% e 74,58% usando uma energia total de 532,488 MW térmicos.

Palavras-chave: cogeração nuclear; reator AP1000; dessalinização de água do mar; energia nuclear.

ABSTRACT

Cogeneration of heat and power or combined heat and power (CHP) operation mode of power plants have been used in various industries around the world. This method optimizes energy flows and reduces energy losses, making it possible to improve energy (fuel) efficiency, energy security and reduce industrial carbon dioxide emissions. Thus, this work aimed to evaluate the feasibility of using the AP1000 nuclear reactor as an energy source for seawater desalination using the Multi-Stage Flash Distillation (MSF) process using computational models. To this end, the AP1000 reactor has some advantages over other nuclear reactors of the same category, decisive for its choice, such as the implementation of the cogeneration system (nuclear coupling) in the AP1000 plant is simpler, as the modifications affect only the turbine hall. pressure (non-radioactive zone) favoring it over concerns about the safety of the system. As the coupling takes place through an intermediate circuit (reference or extraction point) that connects the steam leaving the nuclear plant to the MSF thermal desalination plant, so the secondary circuit of the AP1000 is already an isolated closed system serving as a barrier to radioactive contaminants. Regarding the MSF process, it represents the second largest water desalination technology used in the world, with 26.8%, reaching 75,0000 cubic meters per day, supplying around 300,000 inhabitants; as well as being one of the most searched today. The MSF process takes place as follows: the seawater is first passed through the brine heater at a temperature in the range of 30 °C to 110 °C (Top Brine Temperature – TBT), then it passes through continuous stages that evaporate the water. water quickly (Flash), resulting in distilled water and the brine that goes to the next stage. At the end of the process, there is potable water and brine. The study was able to obtain positive results, as the energy efficiency of the AP1000 reactor energy conversion cycle was 30.25%. The energy and exergy efficiency of the MSF plant coupled to the nuclear plant reached 49.15% and 74.58% using a total energy of 532,488 MW thermal.

Keywords: nuclear cogeneration; AP1000 reactor; seawater desalination; nuclear energy.

LISTA DE FIGURAS

FIGURA 1-	ESQUEMATIZAÇÃO GERAL PARA APLICAÇÕES DE CALOR RESIDUAL EM COGERAÇÃO.....	17
FIGURA 2-	REATORES NUCLEARES UTILIZADOS NA COGERAÇÃO NO MUNDO.....	18
FIGURA 3-	REATORES NUCLEARES OPERACIONAIS POR TIPO EM 2021....	20
FIGURA 4-	FORNECIMENTO TOTAL DE ENERGIA PRIMÁRIA POR COMBUSTÍVEL E CENÁRIO.....	23
FIGURA 5-	DEMANDA DE ENERGIA PRIMÁRIA POR SETOR DE USO FINAL, REGIÃO.....	24
FIGURA 6-	CAPACIDADE DE ENERGIA NUCLEAR POR CENÁRIO, 2020 – 2050.....	25
FIGURA 7-	OFERTA INTERNA DE ENERGIA ELÉTRICA POR FONTE.....	26
FIGURA 8-	OFERTA DE ENERGIA INTERNA.....	27
FIGURA 9-	COMPARAÇÃO ENTRE AS FREQUÊNCIAS DE DANOS NO REATOR POR ANO.....	29
FIGURA 10-	SIMPLICIDADE DO DESIGN DO REATOR NUCLEAR AP1000	30
FIGURA 11-	CONSTRUÇÃO E TRANSPORTE DOS MÓDULOS PARA O LOCAL DE OBRA.....	31
FIGURA 12-	VISÃO GERAL DA ÁREA DA USINA AP1000.....	32
FIGURA 13-	SISTEMA DE REFRIGERAÇÃO DO REATOR AP1000.....	33
FIGURA 14-	VASO DO REATOR AP1000.....	34
FIGURA 15-	ACOPLAMENTO DA USINA NUCLEAR OHI-1 DO PWR E DO MSF AO PROCESSO DE DESSALINIZAÇÃO.....	38
FIGURA 16-	TECNOLOGIAS DE DESSALINIZAÇÃO DE ÁGUA.....	39
FIGURA 17-	TOTAL MUNDIAL INSTALADO DE CAPACIDADE POR TECNOLOGIA.....	40
FIGURA 18-	ESQUEMA DO PROCESSO DE DESSALINIZAÇÃO POR MSF.....	41
FIGURA 19-	DIAGRAMA ESQUEMÁTICO DO PROCESSO DE DESTILAÇÃO DE MÚLTIPLOS EFEITOS – MED.....	43

FIGURA 20-	DIAGRAMA DE OPERAÇÃO DE UM SISTEMA DE COMPRESSÃO DE VAPOR TÉRMICA (TVC)	44
FIGURA 21-	PRINCÍPIO DE OPERAÇÃO DE UM SISTEMA DE OSMOSE REVERSA (RO)	46
FIGURA 22-	DIAGRAMA DE FLUXO DE UMA OPERAÇÃO DE ELETRODIÁLISE TÍPICA.....	47
FIGURA 23-	ESQUEMATIZAÇÃO DA ESTRUTURA DE UM SIMULADOR DE PROCESSOS.....	52
FIGURA 24-	ESQUEMATIZAÇÃO DA METODOLOGIA PARA A SIMULAÇÃO EM ASPEN PLUS.....	54
FIGURA 25-	DEMONSTRAÇÃO DO MISTURADOR EM ASPEN PLUS.....	55
FIGURA 26-	DEMONSTRAÇÃO DO SEPARADOR EM ASPEN PLUS.....	56
FIGURA 27-	REPRESENTAÇÃO DO SEPARADOR DE FASES DE FLUXO CONTÍNUO EM ASPEN PLUS.....	57
FIGURA 28-	DEMONSTRAÇÃO DO AQUECEDOR E REFRIGERADOR EM ASPEN PLUS.....	58
FIGURA 29-	DEMONSTRAÇÃO DE BOMBAS, TURBINAS HIDRÁULICAS E VÁLVULAS EM ASPEN PLUS.....	59
FIGURA 30-	ESQUEMATIZAÇÃO DO CICLO RANKINE DE UMA PLANTA NUCLEAR.....	73
FIGURA 31-	CICLO RANKINE REGENERATIVO IDEAL.....	74
FIGURA 32-	ESQUEMATIZAÇÃO DO CICLO RANKINE REGENERATIVO.....	75
FIGURA 33-	ESQUEMA DE UMA PLANTA MSF.....	81
FIGURA 34-	ARRANJO DO ESTÁGIO DA MSF.....	81
FIGURA 35-	FLUXOGRAMA DE CONVERSÃO DA ENERGIA DO AP1000 EM ASPEN PLUS.....	85
FIGURA 36-	COMPARATIVO DAS EFICIÊNCIAS DOS COMPONENTES DO MODELO DE CICLO DE CONVERSÃO DE ENERGIA DO REATOR AP1000.....	90
FIGURA 37-	DEMONSTRAÇÃO DA EFICIÊNCIA EXERGÉTICA DOS COMPONENTES DO MODELO DE CONVERSÃO DO REATOR AP1000.....	92

FIGURA 38-	EFEITO DA TEMPERATURA DE SAÍDO DO REATOR AP1000 SOBRE A EFICIÊNCIA ENERGÉTICA DO CICLO RANKINE.....	93
FIGURA 39-	EFEITO DA VARIAÇÃO DE TEMPERATURA SOBRE E2, E3, E4...	94
FIGURA 40-	FLUXOGRAMA DA INTEGRAÇÃO ENTRE O CICLO DE CONVERSÃO DE ENERGIA DO REATOR NUCLEAR AP1000 E A PLANTA MSF.....	95
FIGURA 41-	FLUXOGRAMA DA PLANTA MSF PARA DESSALINIZAÇÃO DE ÁGUA DO MAR DESENVOLVIDO NO ASPEN PLUS.....	96
FIGURA 42-	COMPARATIVO DAS EFICIÊNCIAS ENERGÉTICAS DOS COMPONENTES DO MODELO DA PLANTA MSF.....	100
FIGURA 43-	EXEMPLIFICAÇÃO DAS EFICIÊNCIAS EXERGÉTICAS DOS COMPONENTES DO MODELO DA PLANTA MSF.....	103
FIGURA 44-	EFEITO DO FLUXO DE MASSA DA ÁGUA DO MAR SOBRE A EFICIÊNCIA ENERGÉTICA GLOBAL DA PLANTA MSF.....	105

LISTA DE TABELAS

TABELA 1-	REATORES NUCLEARES UTILIZADOS NA COGERAÇÃO EM OPERAÇÃO E EM CONSTRUÇÃO/PROJETO.....	19
TABELA 2-	TOTAL MUNDIAL E CAPACIDADE ELÉTRICA DE GERAÇÃO DE NUCLEAR EM GWE.....	25
TABELA 3-	COMPARAÇÃO ENTRE OS REATORES PWR DOEL 4/TIHANGE 3 E OS REATORES AP600 E AP1000.....	35
TABELA 4-	DADOS TÉCNICOS DA USINA AP1000.....	36
TABELA 5-	DIVISÃO DAS OPERAÇÕES UNITÁRIAS POR CATEGORIAS EM ASPEN PLUS.....	53
TABELA 6-	CONDIÇÕES E PROPRIEDADES DE CORRENTES PARA O CICLO RANKINE PROPOSTO ACOPLADO NO REATOR NUCLEAR AP1000.....	86
TABELA 7-	CONDIÇÕES E PROPRIEDADES DE CORRENTES PARA A PLANTA MSF.....	97
TABELA 8-	FLUXOS ENERGÉTICOS DO DIAGRAMA DE PROCESSO DE DESSALINIZAÇÃO DE ÁGUA DO MAR.....	97
TABELA 9-	ESQUEMATIZAÇÃO DOS PRINCIPAIS PARÂMETROS DO PROCESSO MSF.....	105

LISTA DE ABREVIATURAS E SIGLAS

ANSN	Autoridade Nacional de Segurança Nuclear
AQC1	Pré-aquecedor da Turbina de Baixa Pressão
AQC2	Pré-aquecedor do Trocador de Calor
BWR	Boiling Water Reactor
B2	Bomba da Água de Refrigeração do Reator AP1000
CAPE	Computer Aided Process Engineering Tool
CHP	Combined Heat and Power
CPS	Chemical Process Simulation
EPE	Empresa de Pesquisa Energética
ED	Electrodialysis Desalination
EDR	Electrodialysis Desalination Reverse
GTHTR300	300 MW _e Gas Turbine High Temperature Reactor
HTR-PM	High Temperature Reactor – Power Module
HTGR	High Temperature Gas Cooled Reactor
HP	High Pressure Turbine
IAEA	International Atomic Energy Agency
IEA	International Energy Agency
LP	Low Pressure Turbine
MSF	Multi-Stage Flash Distillation
MED	Multi-Effect Distillation
MHT	Main Heat Transport Line
MVC	Mechanical Steam Compression

MF	Microfiltração
NF	Nanofiltração
NPP	Nuclear Power Plant
NGNP	Next Generation Nuclear Power Plant
NRC	Nuclear Regulatory Commission
NRTL	Non Random Two Liquid
OECD	Organization for Economic Cooperation and Development
PNE	Plano Nacional de Energia
PNEN	Política Nacional de Energia Nacional
PFD	Process Flow Diagram
PR	Peng-Robinson
PWR	Pressurized Water Reactor
RO	Reverse Osmosis
SMART	Advanced Modular Reactor Integrated into the System
TBT	Top Brine Temperature
TVC	Thermal Steam Compression
TC	Trocador de Calor
UF	Ultrafiltração
VLE	Equilíbrio Líquido Vapor

SUMÁRIO

1	INTRODUÇÃO.....	16
1.1	ALTERNATIVA ENERGÉTICA E COGERAÇÃO.....	16
1.2	JUSTIFICATIVA.....	19
1.2.1	Reator AP1000.....	19
1.2.2	Dessalinização Nuclear.....	21
1.3	OBJETIVOS.....	22
2	REVISÃO DE LITERATURA.....	23
2.1	ESTIMATIVA DE GERAÇÃO DE ENERGIA.....	23
2.2	REATOR NUCLEAR AP1000.....	28
2.2.1	Segurança.....	28
2.2.2	Simplicidade.....	29
2.2.3	Construção Modular.....	30
2.2.4	Usina de alto desempenho.....	31
2.2.5	Sistema de resfriamento.....	32
2.3	DESSALINIZAÇÃO DE ÁGUA DO MAR.....	37
2.3.1	Tecnologias de dessalinização de água.....	38
2.3.1.1	Processos de Dessalinização Térmica.....	40
2.3.1.1.1	<i>Destilação flash de múltiplos estágios – MSF.....</i>	<i>41</i>
2.3.1.1.2	<i>Destilação de múltiplos efeitos – MED.....</i>	<i>42</i>
2.3.1.1.3	<i>Compressão de vapor – VC.....</i>	<i>43</i>
2.3.1.2	Processos de Dessalinização de Membrana.....	44
2.3.1.2.1	<i>Osmose Reversa – RO.....</i>	<i>45</i>
2.3.1.2.2	<i>Eletrodialise – ED.....</i>	<i>46</i>
3	MATERIAL E MÉTODOS.....	48
3.1	SIMULAÇÃO DE PROCESSOS QUÍMICOS.....	48
3.2	CPS – ASPEN PLUS.....	49
3.2.1	Modelos de Equilíbrio de Fases.....	50
3.2.2	Diagrama de Fluxo de Processos em Aspen Plus.....	52

3.3	MODELOS MATEMÁTICOS E EQUAÇÕES DE ESTADO.....	61
3.3.1	Modelo de Peng-Robinson (PR)	62
3.3.2	Modelo NRTL (Non-Random Two Liquid)	65
3.3.3	Limitações	66
4	MODELOS COMPUTACIONAIS	68
4.1	MODELO COMPUTACIONAL PARA O CICLO DE CONVERSÃO DE ENERGIA DO AP1000.....	72
4.2	MODELO COMPUTACIONAL PARA O PROCESSO MSF LIGADO AO AP1000.....	80
5	RESULTADOS	85
5.1	CÁLCULO DA EFICIÊNCIA DO CICLO DE CONVERSÃO DE ENERGIA DO AP1000.....	85
5.2	MAXIMIZAÇÃO DOS PARÂMETROS DE OPERAÇÃO DO CICLO DE CONVERSÃO DE ENERGIA.....	92
5.3	CÁLCULO DA EFICIÊNCIA GLOBAL DO PROCESSO DE DESSALINIZAÇÃO MSF LIGADO AO AP1000.....	94
5.4	MAXIMIZAÇÃO DOS PARÂMETROS DE OPERAÇÃO DA PLANTA MSF.....	105
6	CONCLUSÃO	107
	REFERÊNCIAS	108
	APÊNDICE A – DADOS DE SIMULAÇÃO DO MODELO DE CONVERSÃO DE ENERGIA	114
	APÊNDICE B – DADOS DE SIMULAÇÃO DO MODELO DA PLANTA MSF	123

1 INTRODUÇÃO

1.1 ALTERNATIVA ENERGÉTICA E COGERAÇÃO

A cogeração de calor e energia ou o modo de operação Calor e energia combinados (CHP, sigla em inglês) de usinas de energia vem sendo utilizada há muito tempo em diversas indústrias em todo o mundo. O propósito desse método é otimizar os fluxos de energia e reduzir as perdas de energia, possibilitando a melhoria da eficiência energética, a segurança energética e redução das emissões do CO₂ industrial (IAEA, 2019), (CHU; MAJUMDAR, 2012).

Partindo dessa premissa, a cogeração nuclear surge como uma excelente alternativa para o uso da energia nuclear. A cogeração nuclear é a produção simultânea de eletricidade e calor ou um produto derivado de calor a partir da utilização de uma Usina nuclear (NPP, sigla em inglês). Atualmente se tem uma ampla gama de reatores nucleares disponíveis para a cogeração. Além disso, futuros conceitos de reatores nucleares, onde são incorporadas características de cogeração e atendimento a critérios econômicos mais rígidos, estão sendo desenvolvidos em diversos países (IAEA, 2019), (ALONSO; DEL VALLE; RAMIREZ, 2020).

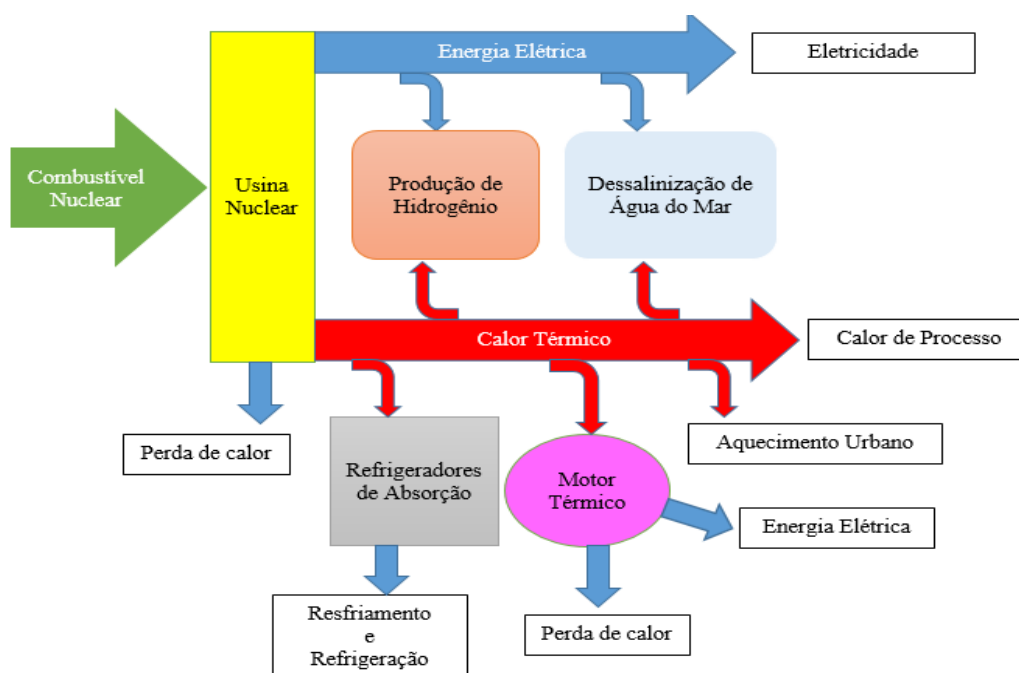
Na operação de uma usina nuclear, um refrigerante recupera a energia térmica liberada por fissão no núcleo do reator, sendo convertida em calor na forma de vapor de água ou gás quente. Uma fração do calor (cerca de 30 a 50% dependendo do projeto do sistema) é convertida em eletricidade, e normalmente o restante é liberado pois não é aproveitável na maioria dos sistemas. Como alternativa para este não aproveitamento, já que esse calor ainda retém a pressão e temperatura energética necessária, sendo estas adquiridas durante o processo de conversão em energia, pode ser usado para várias aplicações, como produzir aquecimento ou resfriamento, fonte de energia para a dessalinização de água, como a Destilação Flash de Múltiplos Estágios (MSF, sigla em inglês) estudada neste trabalho, produção de hidrogênio, óleo e combustível sintético, agregando benefícios potenciais às usinas nucleares que operam nos mercados de energia (IAEA, 2019), (MEGAHED, 2001).

A cogeração nuclear apresenta algumas vantagens, dentre estas estão a economia de energia por meio da recuperação do calor residual e utilização adicional da energia nuclear; assim como minimiza o impacto ambiental através da redução das emissões de CO₂ e rejeitos nucleares. Além disso cita-se a economia de recursos através do fornecimento de energia mais barata e redução da necessidade de combustíveis fósseis.

Partindo para a análise das aplicações do calor residual, este estando numa faixa de 230 a 250 °C é ideal para o aquecimento urbano e dessalinização de água do mar, pois

necessitam de calor de baixa temperatura. Os reatores refrigerados a água em operação atualmente podem satisfazer perfeitamente aos requisitos dessas aplicações (IAEA, 2019). A FIGURA 1 a seguir faz uma esquematização geral para aplicações de calor residual.

FIGURA 1 – ESQUEMATIZAÇÃO GERAL PARA APLICAÇÕES DE CALOR RESIDUAL EM COGERAÇÃO NUCLEAR.



FONTE: IAEA (2021).

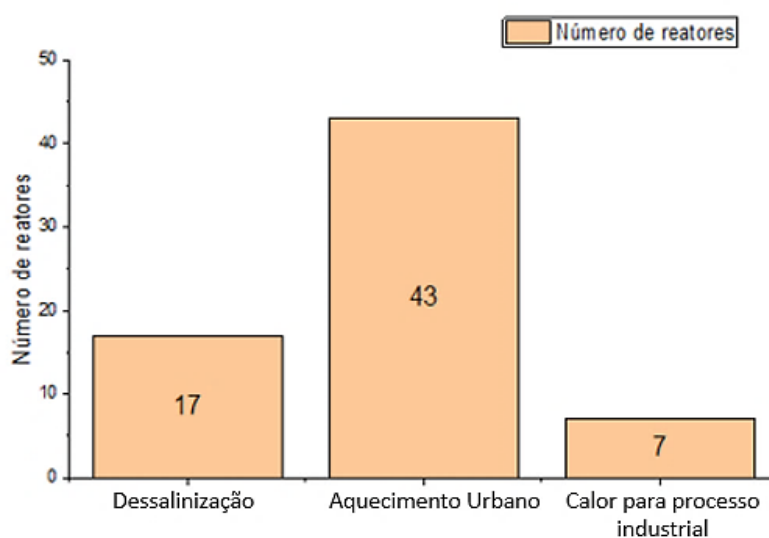
No processo de cogeração nuclear existem dois pontos específicos para se preocupar, ou seja, segurança da NPP e a possibilidade de qualquer transferência de radioatividade potencial através do sistema até a linha de transferência de calor principal. A segurança da usina nuclear pode ser garantida seguindo todos os critérios de seguridade estabelecidos pelas agências reguladoras nacionais e a IAEA, assim como as estratégias e boas práticas de operação adquiridas durante mais de sete décadas de utilização da energia nuclear. Já a possibilidade de contaminação radioativa pode ser evitada isolando fisicamente o circuito primário do reator da linha de transferência principal. Nos Reatores de água pressurizada (PWR, sigla em inglês), como o AP1000, o circuito secundário já é um sistema de circuito fechado isolado servindo como uma barreira a contaminantes (ALONSO; DEL VALLE; RAMIREZ, 2020). Nos Reatores de água fervente (BWR, sigla em inglês), um circuito de água adicional é necessário entre o trocador de calor e o condensador na saída da turbina e a linha principal de transporte de calor (MHT) (IAEA, 2019).

Para um entendimento mais claro e sucinto da cogeração, faz-se necessário descrever as maneiras de aplicação dos reatores nucleares. Dessa forma, atualmente existem duas maneiras pelas quais os reatores nucleares podem ser usados:

- (i) *modo de calor dedicado* → Aqui o calor é transferido de forma direta por meio de um trocador de calor do reator para uma rede intermediária de transporte de calor e, posteriormente, para o usuário final ou cliente;
- (ii) *modo de cogeração* → Nesse modo, o calor é recuperado através de um trocador de calor ou extraído como vapor de vários estágios de expansão de uma turbina ou de um condensador. Parte do calor recuperado é entregue ao usuário final com ou sem uma rede de transporte de calor intermediária, dependendo do ponto de extração de calor e da necessidade da aplicação.

A situação atual da cogeração nuclear no mundo é positiva, pois além dos atuais reatores em operação, se tem uma grande estimativa de crescimento (ALONSO; DEL VALLE; RAMIREZ, 2020). A maioria dos reatores nucleares que são utilizados na cogeração, promovem a geração de eletricidade juntamente com a dessalinização, aquecimento urbano ou aquecimento de processo industrial (FIGURA 2); isso ocorre porque a cogeração nuclear consegue acumular potencial energética, possibilitando seu uso em outra atividade (IEA, 2019); (BP, 2019).

FIGURA 2 – REATORES NUCLEARES UTILIZADOS NA COGERAÇÃO NO MUNDO.



FONTE: IAEA (2019).

A TABELA 1 faz a descrição de alguns reatores nucleares utilizados na cogeração atuais e futuros.

TABELA 1 – REATORES NUCLEARES UTILIZADOS NA COGERAÇÃO EM OPERAÇÃO E EM CONSTRUÇÃO/PROJETO.

Planta	País	Tipo de Reator	Potência Térmica do Reator (MW _t)	Produto de Cogeração	Status da Planta
Halden	Noruega	BWR	25	Vapor de processo	Em operação
HTR-PM	China	Leito de bolas HTGR	2x250	Vapor de processo ou H ₂	Em construção
Gosgen	Suíça	PWR	3002	Vapor de processo	Em operação
NGNP	EUA	HTGR prismático	Até 625	Vapor H ₂	Projeto conceitual
SMART	R. da Coreia	PWR integral	330	Dessalinização e calor distrital	Certificado de design
GTHTR-300	Japão	HTGR prismático	600	H ₂ , dessalinização e calor de processo	Pré-licenciamento

FONTE: IAEA (2019).

Diante do que foi exposto, a cogeração nuclear é uma excelente alternativa para um melhor aproveitamento de uma NPP, além de ser uma resposta e solução para os problemas energéticos que tendem a crescer progressivamente à medida que cresce a população mundial e a demanda de energia.

1.2 JUSTIFICATIVA

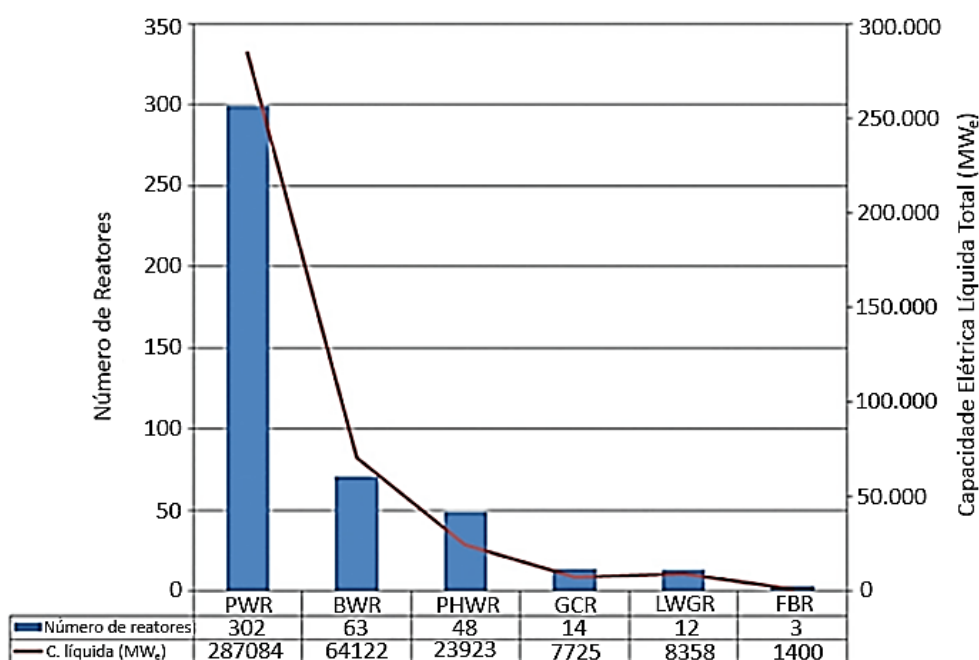
1.2.1 Reator AP1000

O reator nuclear AP1000 apresenta excelentes vantagens, em relação a outros reatores da mesma categoria, para a produção de água potável através utilização do calor residual e de seu acoplamento com a usina de dessalinização MSF. A implementação do sistema de cogeração em uma usina AP1000 é mais simples em relação a outros reatores nucleares. Ou seja, para cogeração com usinas nucleares existentes, as modificações afetam apenas o hall da turbina (turbina de baixa pressão) que é uma zona não radioativa do reator. Isso favorece muito

o uso do AP1000 para a cogeração em função da preocupação com a segurança do sistema. De forma básica, o modelo a ser seguido é evitar qualquer vazamento radioativo na corrente de água potável. Para isso é necessário instalar um circuito intermediário que conecta o vapor que sai da usina nuclear à usina de dessalinização térmica.

Os reatores PWRs apresentam uma vantagem em relação aos outros reatores nestes pontos, pois o circuito secundário já é um sistema de circuito fechado isolado que serve como uma barreira para contaminantes radioativos. E partir deste circuito que vapor a ser utilizado para a planta de dessalinização pode ser extraído de diferentes pontos de uma usina nuclear AP1000, como da turbina de baixa pressão, pré-aquecedores, condensador. Além disso, nas NPPs existentes para a cogeração, é apenas o hall da turbina que é afetado pelas modificações e, esta é uma zona não radioativa em um PWR. No entanto, dependendo do ponto de referência de extração, haverá uma penalidade de produção de eletricidade diferente. Acrescentado a essas vantagens, tem o fato de que a maior parte dos reatores em operação no mundo são os PWRs, conforme a FIGURA 3.

FIGURA 3 – REATORES NUCLEARES OPERACIONAIS POR TIPO EM 2021.



FONTE: Adaptada de ALONSO; DEL VALLE; RAMIREZ (2020); IAEA (2021).

Dessa forma, existe uma grande possibilidade de sucesso com o processo de acoplamento nuclear utilizando o AP1000 estudada neste trabalho.

1.2.2 Dessalinização Nuclear

A dessalinização já é uma alternativa para a escassez de água potável em várias partes do mundo a bastante tempo. E como a água doce existente no mundo é cerca de 2,5%, incluindo geleiras e águas impróprias para o consumo e uso por estarem com altos índices de contaminantes, é necessário o desenvolvimento e avanços nos métodos de dessalinização. Neste ponto, acrescenta-se o crescimento populacional mundial e urbanização, aumentando ainda mais a necessidade por água potável (IEA, 2019).

Nestes cenários, surge a dessalinização nuclear, como uma excelente solução para os problemas que foram expostos, pois esta tecnologia produz água potável utilizando água do mar ou salobra e energia nuclear como fonte de energia.

Segundo Faibish e Ettouney (2003) na segunda metade do século passado, a dessalinização de água industrial tornou-se uma fonte sustentável de água potável em muitos países do mundo. Nesta época praticamente todas as indústrias de usinas de dessalinização de água que operavam em usinas de cogeração, água e energia elétrica, utilizavam combustíveis fósseis de acordo com os autores. Mas esse cenário foi mudando devido aos possíveis esgotamento destas fontes de energia, assim como os altos níveis de poluentes atmosféricos emitidos como resultado da combustão. A isso tudo foi somado as constantes e elevadas pressões na busca por fontes energéticas sustentáveis e, os combustíveis fósseis não devem ser considerados como uma fonte sustentável de energia.

Além disso, a análise dos custos de produção não pode ficar de fora. Uma considerável instabilidade no custo unitário total de água dessalinizada, cerca de 30-50% é devido aos custos de energia, pode resultar devido a grandes flutuações de preços de combustíveis fósseis, o petróleo bruto em especial. A conscientização dos problemas associados aos combustíveis fósseis está forçando os governos, localidades e a indústria a adotar medidas para minimizar e regular as taxas de emissão. Isso acrescenta um custo adicional à geração de energia, o que, por sua vez, aumenta os custos gerais de produção de água. Diante de tudo isso, a dessalinização nuclear surge como uma opção viável como fonte sustentável de água potável e energia elétrica limpa (ALONSO; DEL VALLE; RAMIREZ, 2020).

Diante do que foi exposto, o presente trabalho fará uma avaliação da viabilidade da dessalinização de água de mar empregando o reator nuclear AP1000 como fonte de energia.

1.3 OBJETIVOS

Objetivo Geral:

Avaliar a viabilidade do emprego do reator nuclear AP1000 como fonte de energia para a dessalinização de água de mar mediante o processo de Destilação Flash de Múltiplos Estágios (MSF) empregando modelos computacionais.

Objetivos Específicos:

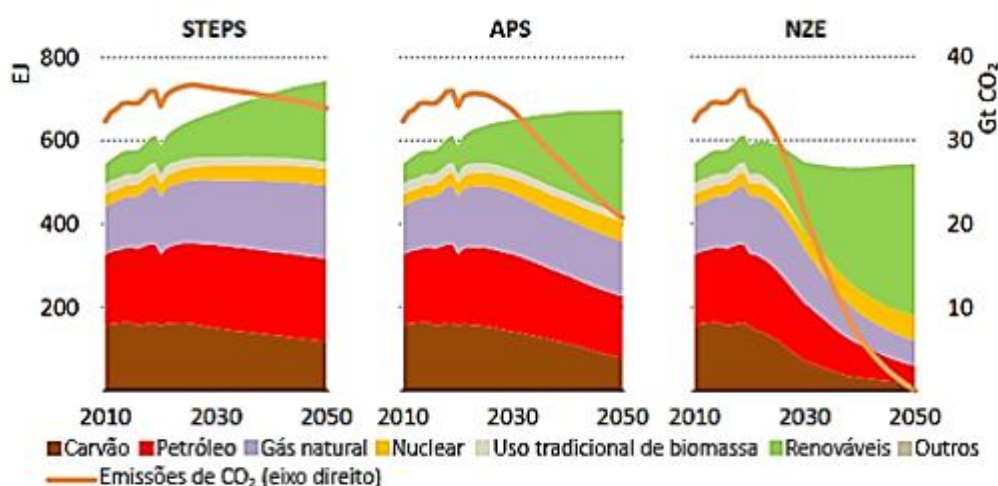
- a) Fazer uma revisão de literatura para a estruturação do trabalho proposto;
- b) Construir um modelo computacional do ciclo de conversão de energia do AP1000 compatível com o processo de dessalinização MSF;
- c) Obter um modelo computacional para o processo de dessalinização de água de mar ligado ao AP1000;
- d) Fazer estudos de otimização dos principais parâmetros de operação do processo e calcular a eficiência do processo de dessalinização baseado no modelo computacional proposto;
- e) Estudar a dependência dos principais parâmetros de operação do processo na eficiência global do modelo.

2 REVISÃO DE LITERATURA

2.1 ESTIMATIVA DE GERAÇÃO DE ENERGIA

No cenário baseado em políticas atuais declaradas, fundamentada em implicações, metas anunciadas e políticas energéticas existentes, estima-se que a demanda de energia primária tenha um crescimento em torno de um quarto até 2040, demonstrado na FIGURA 4. Esse crescimento ocorre principalmente em função da elevação de riqueza no mundo, ou seja, as fontes existentes de demanda energética continuam a aumentar e novas fontes se expandem, a exemplo dos dispositivos digitais conectados constantemente, ar-condicionado e veículos elétricos. Além disso, procura-se alcançar um cenário de emissões zero de CO₂ (IEA, 2019); (BP, 2019); (IEA, 2021).

FIGURA 4 – FORNECIMENTO TOTAL DE ENERGIA PRIMÁRIA POR COMBUSTÍVEL E CENÁRIO.



FONTE: IEA (2021).

Legenda:

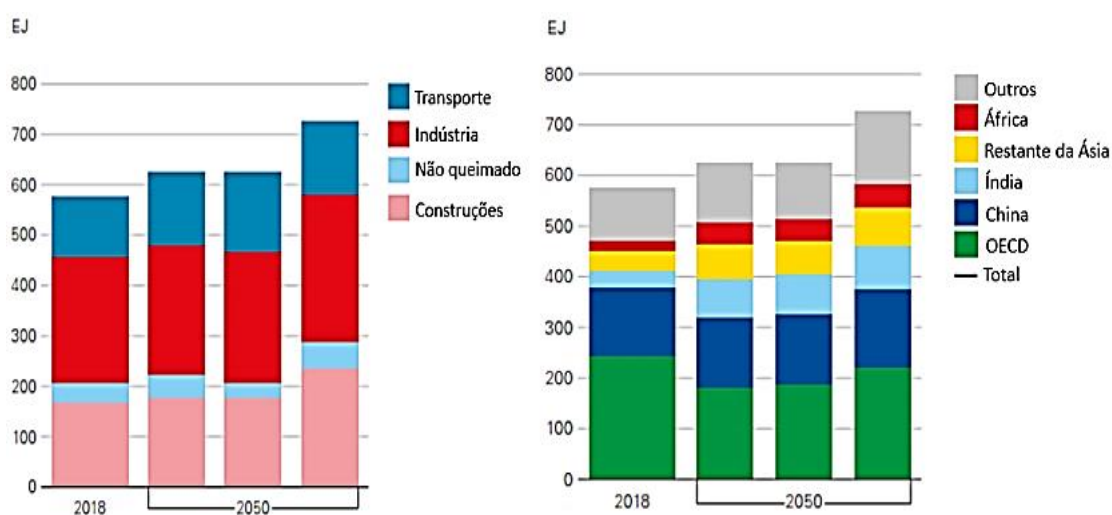
- *STEPS- cenário de políticas declaradas
- *APS- cenário de promessas anunciadas
- *NZE- emissões líquidas zero

De acordo com Rosatom (2015) a energia nuclear, a níveis mundiais por ano, é responsável por uma diminuição de aproximadamente 3,4 bilhões de toneladas nas emissões de CO₂.

A demanda energética pode ser avaliada por outras perspectivas além dos combustíveis, ou seja, os setores nos quais a energia é usada; consumo e produção por diferentes regiões, como se mostra na FIGURA 5. O crescimento no consumo de energia é amplo em

todos os principais setores da economia, com destaque para a indústria e a construção, estes são responsáveis por três quartos do aumento da demanda de energia (IAEA, 2019). Na análise de energia por regiões, países em desenvolvimento, conduzidos pela Ásia, são os motores dominantes do crescimento global. A Índia e China representam as maiores fontes isoladas de crescimento da demanda até 2050 (BP, 2020).

FIGURA 5 – DEMANDA DE ENERGIA PRIMÁRIA POR SETOR DE USO FINAL, REGIÃO.



FONTE: BP (2020).

Estima-se que a geração de energia nuclear aumente 30% em todo o mundo até 2040, mesmo considerando que sua participação no fornecimento diminua ligeiramente. Numa análise mais detalhada, duas vias regionais emergem:

i) Nas economias avançadas

A energia nuclear é a maior fonte de eletricidade de baixo carbono hoje, cerca de 18% da geração, porém decresce para a terceira maior em 2040, ficando atrás apenas da energia eólica e hídrica, e um pouco à frente da energia solar fotovoltaica. Essa trajetória para a energia nuclear inclui muitas extensões de vida planejadas, bem como novas construções (IEA, 2019).

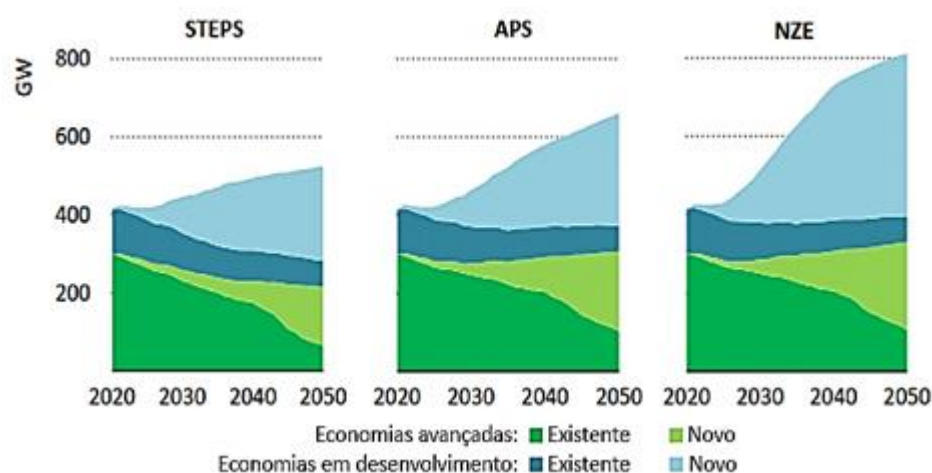
ii) Nas economias em desenvolvimento

Aqui a energia nuclear é mantida em torno de 5% do fornecimento de eletricidade até 2040, apesar de que a produção de eletricidade aumente 150% no período até 2040 (IEA, 2019d).

Em relação a capacidade instalada por fonte no cenário de Políticas Declaradas, a geração de energia global se expande em 80% até 2040, para mais de 13.000 GW de 7.220 GW em 2018 (FIGURA 6). Notoriamente, o crescimento é liderado pela Ásia, principalmente pela

China, que sozinha constitui um terço do crescimento, sendo acompanhada pela Índia com 20% e também outros países em desenvolvimento na Ásia com cerca de 13% (RATUR, 2019).

FIGURA 6 – CAPACIDADE DE ENERGIA NUCLEAR POR CENÁRIO, 2020 – 2050.



FONTE: IEA (2021).

Legenda:

*STEPS- cenário de políticas declaradas

*APS- cenário de promessas anunciadas

*NZE- emissões líquidas zero

Já a capacidade de energia nuclear tende a aumentar em todo o mundo até 2040. Para se ter uma ideia, 60 GW de capacidade em construção em 19 países no início de 2021 (IEA, 2021). Esse aumento na capacidade é fortemente impulsionado por programas existentes na China, Índia, Rússia e Oriente Médio. A estimativa é que a China deve se tornar líder em capacidade de energia nuclear por volta de 2030, conseguindo ultrapassar os Estados Unidos e Europa. Em 2019, vários novos projetos na China foram anunciados, depois de ter ficado dois anos sem um novo começo (IEA, 2019f). A TABELA 2 mostra o total mundial e capacidade de geração elétrica nuclear.

TABELA 2 – TOTAL MUNDIAL E CAPACIDADE ELÉTRICA DE GERAÇÃO DE NUCLEAR EM GWE.

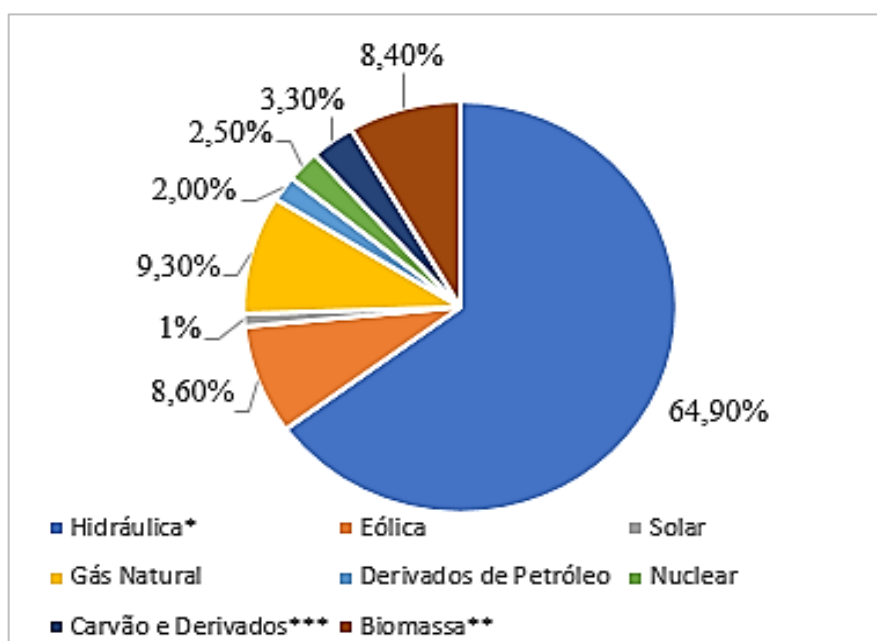
Capacidade elétrica	2021	2030		2040		2050	
		Baixa	Alta	Baixa	Alta	Baixa	Alta
Total	7450	10722	10722	13272	13272	15978	15978
Nuclear	390	369	475	349	622	363	715
Nuclear como % da capacidade elétrica	5,2%	3,4%	4,4%	2,6%	4,7%	2,3%	4,5%

FONTE: IAEA (2020); IAEA (2021).

Na maioria das economias avançadas, a capacidade de energia nuclear deve diminuir em um quarto em decorrência do término da vida útil das plantas existentes e da preocupação com a viabilidade econômica de novos projetos, mas dobra nas economias em desenvolvimento. No entanto, reatores de geração III, III⁺ e IV se destacam por oferecer uma maior segurança e menos investimento inicial de capital. Estes reatores podem oferecer uma fonte considerável de eletricidade de baixo carbono (OECD/NEA, 2016).

Olhando para o cenário nacional, o Brasil possui uma matriz elétrica de origem predominantemente renovável, tendo a fonte hídrica como a principal fonte, com 64,9% da oferta interna. Ao todo as fontes renováveis representam 83,0% da oferta interna de eletricidade no Brasil. Isso é o resultado da soma dos montantes referentes à produção nacional mais as importações, sendo essencialmente de origem renovável. A FIGURA 7 mostra a oferta interna de energia elétrica no país (EPE, 2020).

FIGURA 7 – OFERTA INTERNA DE ENERGIA ELÉTRICA POR FONTE.



FONTE: EPE (2020).

Notas:

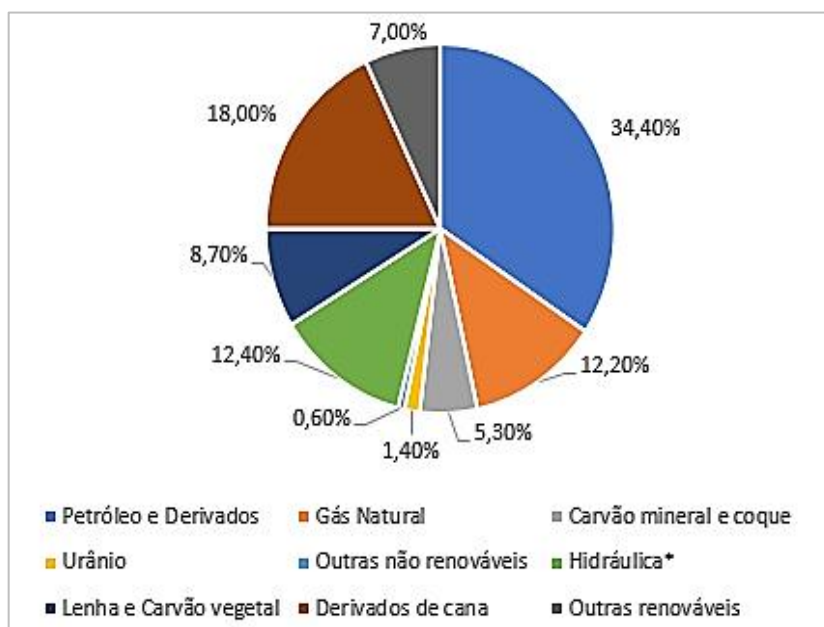
* - Inclui importação de eletricidade

** - Inclui lena, bagaço de cana, lixívia e outras recuperações

*** - Inclui gás de coqueria

A participação da energia nuclear na geração de energia elétrica no território brasileiro vem das duas usinas nucleares, Angra 1 e Angra 2, responsáveis por 2,5% da matriz energética (EPE, 2020). A oferta de energia interna é demonstrada na FIGURA 8.

FIGURA 8 – OFERTA DE ENERGIA INTERNA.



FONTE: EPE (2020).

Nota:

* - Inclui importação de eletricidade oriunda de fonte hidráulica.

A participação da energia nuclear na matriz energética brasileira tende a aumentar nos próximos anos em função de novas diretrizes tomadas pelo governo brasileiro no início de 2021. Essas diretrizes foram movidas principalmente pelos baixos níveis dos reservatórios das usinas hidrelétricas que abastecem o país. Essa nova visão também resultou na retomada das obras da usina de Agra 3. Para que essas diretrizes se consolidem, foi criado em maio deste ano a Autoridade Nacional de Segurança Nuclear – ANSN e também foram feitas alterações em alguns pontos da Política Nacional de Energia Nuclear – PNEN (FRANCO, 2021). A ANSN foi criada para monitorar, regular e fiscalizar a segurança nacional, a proteção radiológica, atividades e instalações nucleares e fontes de radiação no país, de acordo com a PNEN e diretrizes do Governo Federal. O objetivo principal da ANSN é promover a maior celeridade aos processos de licenciamento no setor e aumentar o rigor na fiscalização.

Diante de tudo isso, espera-se que novos cenários sejam construídos para o desenvolvimento pleno do país, tendo como uma das bases a energia nuclear e, que também é alavancado pelas diretrizes para o uso de energia termonuclear previstas no Plano Nacional de Energia 2050 – PNE 2050, sendo que este tem como objetivo o planejamento de longo prazo do setor energético do Brasil através orientação de tendências e balizamento das alternativas de expansão de segmento para as próximas décadas (EPE, 2019).

2.2 REATOR NUCLEAR AP1000

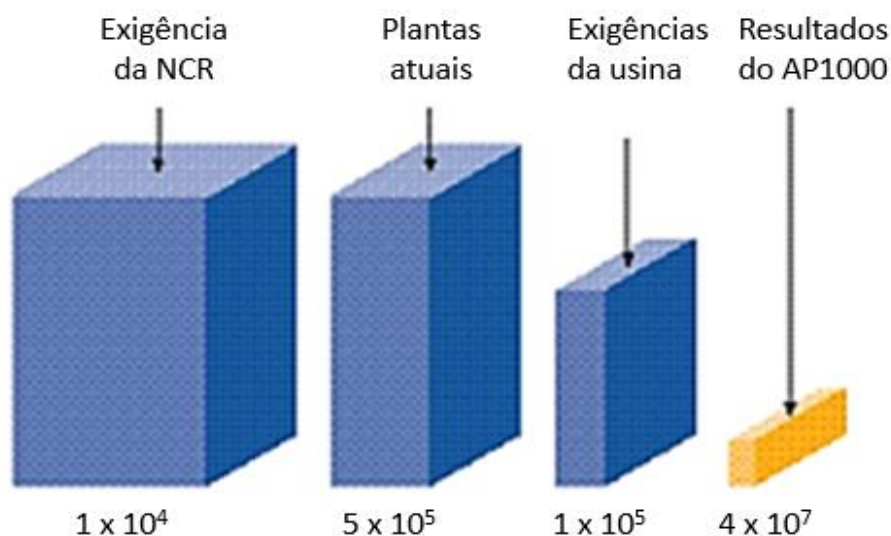
O reator nuclear AP1000 configura-se como um reator de água pressurizada (PWR), de geração III⁺ (projetos evolutivos que oferecem economia aprimorada para implantação de curto prazo), desenvolvido pela Westinghouse Electric Company, que evoluiu do AP600 (manteve a maior parte da configuração do design e uso dos componentes) (DOEHNERT, 2006).

Notoriamente, o projeto do AP1000 contém sistemas inovadores de segurança passiva e amplas simplificações em sua planta a fim de diminuir o tempo de construção, aumentar a segurança de operação e manutenção da planta (SCHULZ, 2006; SUTHARSHAN; MUTYALA; PVIJUK; MISHARA, 2011). Um fato importante é que os reatores PWR representam cerca de 74% de todos os reatores de água leve no mundo atualmente, sendo um número expressivo deles baseado na tecnologia Westinghouse PWR. AP1000 é certificado pela U.S. Nuclear Regulatory Commission (NRC) (DOEHNERT, 2006).

2.2.1 Segurança

Uma das maiores, se não a mais importante, preocupações no desenvolvimento e construção de um reator nuclear é a segurança. Partindo deste ponto, o AP1000 possui um design considerado inigualável, em função do seu conceito simples. Isso se fundamenta do seguinte modo: caso ocorra um acidente na base do projeto, a planta do reator é projetada para alcançar e manter a condição de desligamento seguro sem ação do operador, e sem a necessidade de energia CA ou bombas. (WESTINGHOUSE ELECTRIC COMPANY, 2021). Além disso, o seu sistema de segurança inclui o uso de forças motrizes naturais, como gás pressurizado, fluxo de gravidade, fluxo de circulação natural e convecção. A FIGURA 9 faz uma comparação entre as frequências de danos por ano no reator.

FIGURA 9 – COMPARAÇÃO ENTRE AS FREQUÊNCIAS DE DANOS NO REATOR POR ANO.



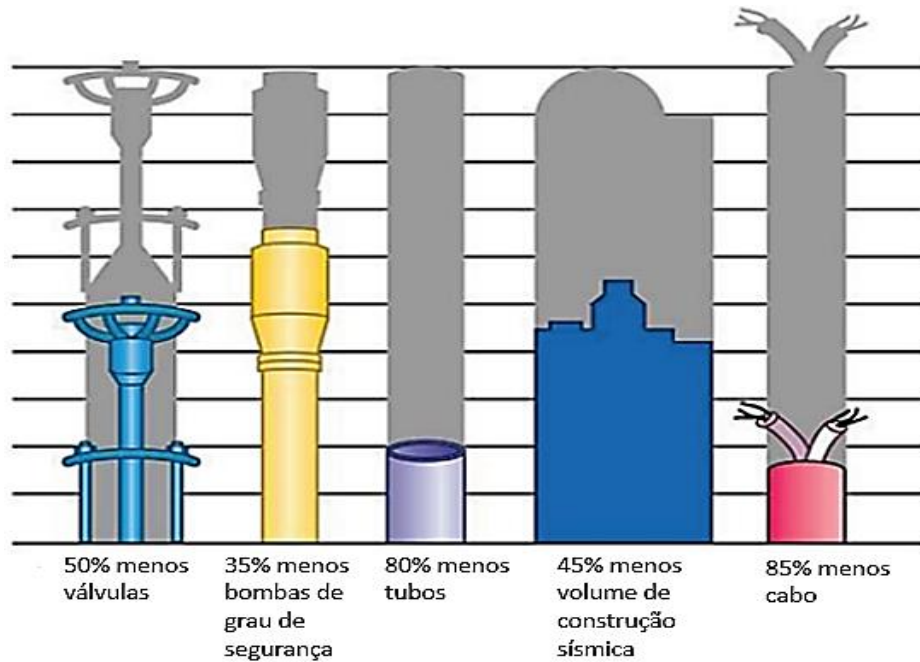
FONTE: SCHULZ (2006).

Outro ponto fundamental está no fato de que o sistema de segurança não depender de componentes ativos, como geradores e bombas a diesel, a planta AP1000 conta com forças naturais, (gravidade, circulação natural e gases comprimidos) para evitar o superaquecimento do núcleo e da contenção (WESTINGHOUSE ELECTRIC COMPANY, 2021).

2.2.2 Simplicidade

Segundo Stefani, Rossi, Maiorino e Santos, (2015), o design do AP 1000 possui 35% menos bombas, 80% menos tubulação de classe de segurança e 50% menos válvulas de classe de segurança ASME, possibilitando que a maioria dos equipamentos de segurança seja instalada dentro da contenção. Isto proporciona 55% menos penetrações de tubulação na contenção em relação as usinas de geração convencionais. Outro ponto importante é volume sísmico da categoria I, que representa cerca de 45% a menos quando comparado com os projetos anteriores de classificação de potência análoga (FIGURA 10).

FIGURA 10 – SIMPLICIDADE DO DESIGN DO REATOR NUCLEAR AP1000.



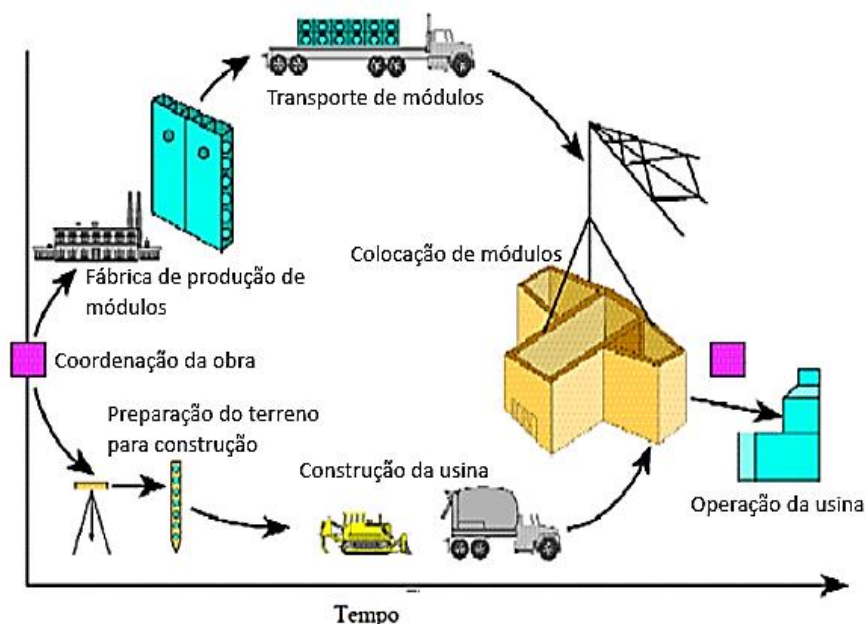
FONTE: SUTHARSHAN; MUTYALA; PVIJUK; MISHARA (2011).

Esta característica representa uma das principais vantagens do AP1000 frente a outros reatores da mesma categoria.

2.2.3 Construção Modular

A construção modular representa mais um ponto positivo do reator nuclear AP1000, sobre o que normalmente tem sido definido como métodos de construção convencionais ou “construídos em bastão”. Segundo Da Silva (2005) o AP1000 possui 50 módulos grandes e 250 módulos pequenos no total, que podem ser transportados por navio, trem ou caminhão. Isso torna possível que cada módulo possa ser testado no local de construção, assim como possibilita que sua operacionalidade possa ser constatada antes do módulo seguir para local de obra. A FIGURA 11 faz uma esquematização da construção e transporte dos módulos para o local de obra.

FIGURA 11 – CONSTRUÇÃO E TRANSPORTE DOS MÓDULOS PARA O LOCAL DE OBRA.



FONTE: MATZIE; WORRALL (2004).

De modo geral, tem-se uma redução no tempo de construção, aproximadamente 36 meses a menos em relação aos reatores de mesma categoria, que vai desde a colocação das primeiras fundações até o início da operação da usina (LAPA, 2005).

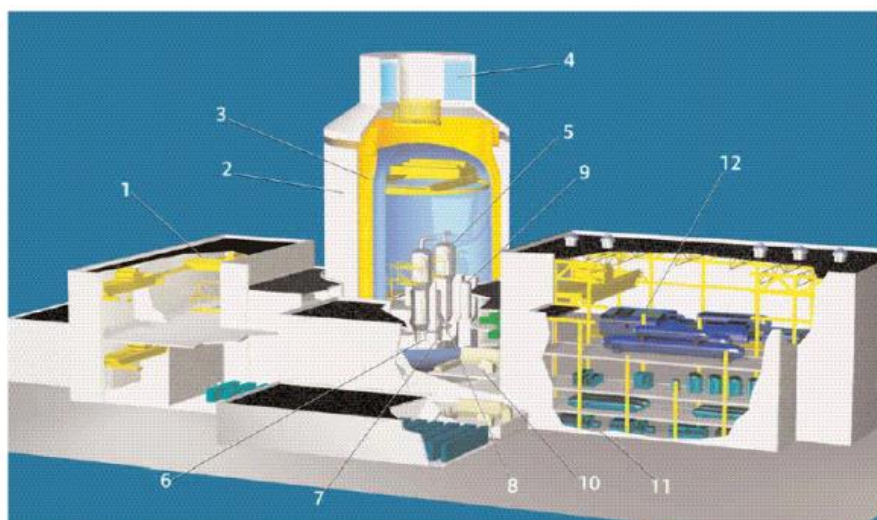
2.2.4 Usina de alto desempenho

O reator nuclear AP1000 apresenta um ciclo de combustível de 18 meses com um tempo de vida útil de operação da usina de 60 anos. Isso reduz o custo de produção energética, tornando-a competitiva em relação a outras fontes de produção de energia (DA SILVA, 2005).

Segundo Matzie e Worrall (2004) uma usina PWR compreende em um projeto eficaz em que a tecnologia básica está presente na maioria dos reatores em operação atualmente. Além disso, o custo do kwh mostra-se competitivo com o preço de produção atual de variadas fontes, ficando estimado em torno de 3,0 a 3,5 centavos/kwh.

Para enfatizar a usina AP1000 como uma unidade de alto desempenho é importante descrevê-la de modo geral, assim como da disposição do reator nuclear e componentes do prédio de contenção, como mostrado na FIGURA 12 (SUTHARSHAN; MUTYALA; PVIJUK; MISHARA, 2011).

FIGURA 12 – VISÃO GERAL DA ÁREA DA USINA AP1000.



- | | |
|---|------------------------------------|
| 1 – Área de manipulação do combustível | 7 – Vaso do reator |
| 2 – Vaso de concreto da contenção | 8 – Instrumentação do reator |
| 3 – Vaso de aço da contenção | 9 – Pressurizador |
| 4 – Tanque de reserva do sistema passivo de resfriamento da contenção | 10 – Sala de controle |
| 5 – Geradores de vapor (2) | 11 – Bombas de água de alimentação |
| 6 – Bombas de refrigeração do reator (4) | 12 – Gerador |

FONTE: SUTHARSHAN; MUTYALA; PVIJUK; MISHARA (2011).

A usina AP1000 é projetada estrategicamente para facilitar a sua operação, uma vez que, o layout da planta garante acesso adequado para inspeção e manutenção. O espaço de “laydown” proporciona a preparação de equipamentos e pessoal, caminhos de remoção de equipamentos e espaço para acomodar equipamentos de serviço que podem ser operados remotamente e unidades móveis. Além disso, plataformas de acesso e dispositivos de elevação são fornecidos em locais-chave, bem como as disposições de serviço, como energia elétrica, água desmineralizada, respiração e ar de serviço, ventilação e iluminação (WESTINGHOUSE ELECTRIC COMPANY, 2011).

2.2.5 Sistema de resfriamento

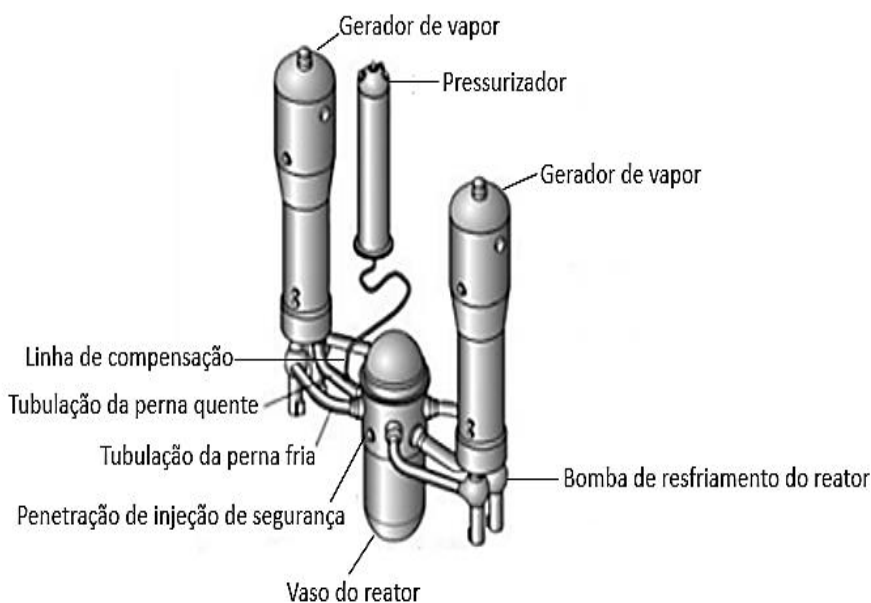
O AP1000 possui um sistema de resfriamento do reator que consiste de dois circuitos de transferência de calor contendo cada um deles:

- um gerador de vapor;
- duas bombas de remoção de calor;
- um pressurizador, tubulações e válvulas;
- uma perna quente e duas pernas frias para circulação de líquido refrigerante;

- instrumentação para controle operacional e monitoramento da segurança da usina.

A FIGURA 13 faz uma representação do sistema de refrigeração do AP1000.

FIGURA 13 – SISTEMA DE REFRIGERAÇÃO DO REATOR AP1000.



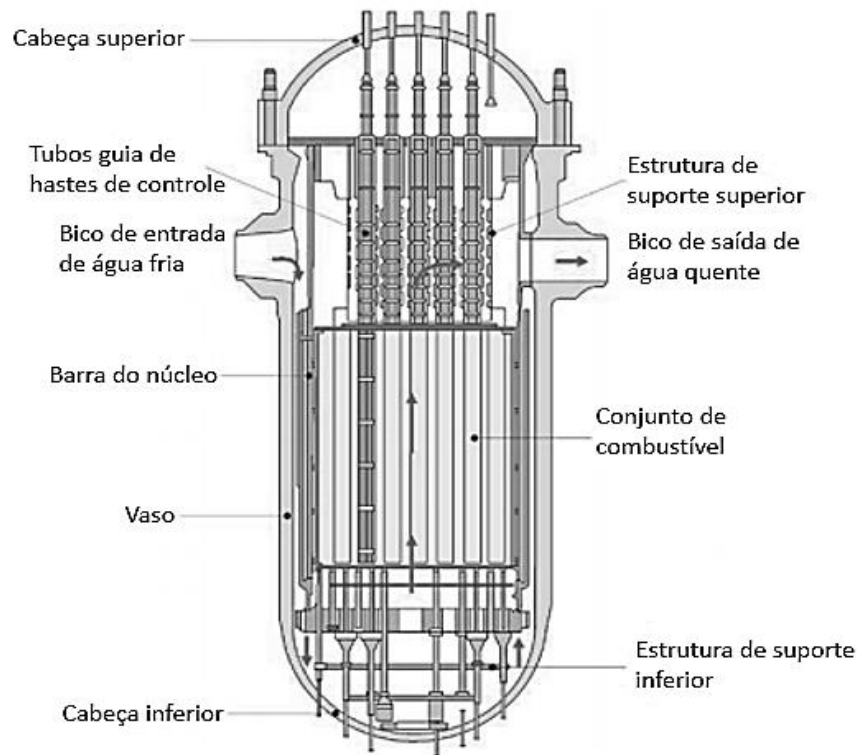
FONTE: SUTHARSHAN (2011).

Basicamente, o sistema de resfriamento do reator AP1000 funciona da seguinte maneira: quando a usina está em operação, as bombas de refrigeração fazem circular água pressurizada por meio do vaso de pressão e dos geradores de vapor. Posteriormente, a água (atuando como refrigerante, moderador e solvente do ácido bórico) aquece quando passa pelo núcleo do reator, removendo-lhe o calor produzido. Essa água transfere o calor para as linhas de vapor principal

quando passa pelo gerador de vapor, resultando no bombeamento de volta para o vaso de pressão para repetir o ciclo de remoção de calor (SUTHARSHAN; MUTYALA; PVIJUK; MISHARA, 2011); (SCHULZ, 2006); (DA SILVA, 2005).

Entretanto o vaso do reator AP1000 é a contenção limite, na qual a alta pressão é usada para suportar e enclausurar o núcleo do reator. Suas dimensões medem aproximadamente 12 m de comprimento e um diâmetro na região do núcleo de 4,039m, conforme a FIGURA 14.

FIGURA 14 – VASO DO REATOR AP1000.



FONTE: WESTINGHOUSE ELECTRIC COMPANY (2011).

A TABELA 3 faz uma comparação entre as características principais do reator AP1000, o seu antecessor AP600 e também uma usina PWR convencional em estado de operação.

TABELA 3 – COMPARAÇÃO ENTRE OS REATORES PWR DOEL 4/TIHANGE 3 E OS REATORES AP600 E AP1000.

Parâmetros	Doel 4/Tihange 3	AP600	AP 1000
Capacidade elétrica (MW_e)	985	610	1117
Capacidade térmica (MW_t)	2988	1933	3400
Temp. perna quente ($^{\circ}C$)	330	316	321
Nº de elementos combustível	157	145	157
Tipo de elementos combustível	17x17	17x17	17x17
Altura útil do combustível (m)	4,3	3,7	4,3
Potência linear (kW/m)	16,5	13,5	18,8
Barras de controle/barras cinzas	52/0	45/16	53/16
Diâmetro interno do V.P. (m)	3,99	3,99	3,99
Fluxo do vaso de pressão ($10^3 m^3/h$)	67,1	44,1	68,1
Área do gerador de vapor (m^2)	6.320	6.970	11.600
Volume do pressurizador (m^3)	39,6	45,3	59,5

FONTE: SUTHARSHAN; MUTYALA; PVIJUK; MISHARA (2011); SCHULZ, 2006).

A TABELA 4 apresenta os dados técnicos da planta AP1000 para a simulação da conversão de energia.

TABELA 4 – DADOS TÉCNICOS DA USINA AP1000.

1) Reator	
Potência térmica total de entrada	3400 MW
Refrigerante	H ₂ O
Temperatura de entrada do refrigerante para o reator	287,361 °C
Temperatura de saída do refrigerante do reator	321 °C
Taxa de fluxo do refrigerante	14300 (kg/s)
Pressão média do reator	15,513 MPa
Aumento médio da temperatura no núcleo	≈ 45,2 °C
2) gerador de vapor	
Potência térmica de saída	4163 MW
Temperatura de entrada da água	223 °C
Temperatura de saída da água	284 °C
Pressão de saída do vapor	5,76 MPa
Taxa de saída do fluxo de vapor	1889 (kg/s)
Fração máxima de vapor na saída	0,25%
Pressão de entrada da água fria	5,76 MPa
Temperatura de vapor	284,677 °C
3) Turbinas a vapor	
Número de turbina HP	1
Número de turbina LP	1
Eficiência isentrópica	≈ 80%
4) Condensador	
Taxa de entrada de fluxo de água	39224 (kg/s)
Pressão do condensador	0,0075 (MPa)
Temperatura de entrada da água	25 °C
Temperatura de saída da água	35 °C
5) Bomba do condensador	
Potência	1,066 MW _e
Eficiência isentrópica	≈ 85%
6) Bomba de alimentação	
Potência	11.67 MW _e
Eficiência isentrópica	≈ 85%

FONTE: WESTINGHOUSE ELETRIC COMPANY (2011).

De acordo com o que foi evidenciado, o AP1000 apresenta algumas vantagens frente a outros reatores nucleares de geração III⁺, como o design simplificado e sistema de segurança está dentro da contenção, um eficiente sistema de refrigeração do reator, a construção ser em formato modular e entre outras vantagens, possibilitando que tenha alta competitividade.

A seguir será descrita a dessalinização de água do mar, com as principais tecnologias, destacando-se o processo de Destilação Flash de Múltiplos Estágios (MSF), pois está é a tecnologia estudada neste trabalho.

2.3 DESSALINIZAÇÃO DE ÁGUA DO MAR

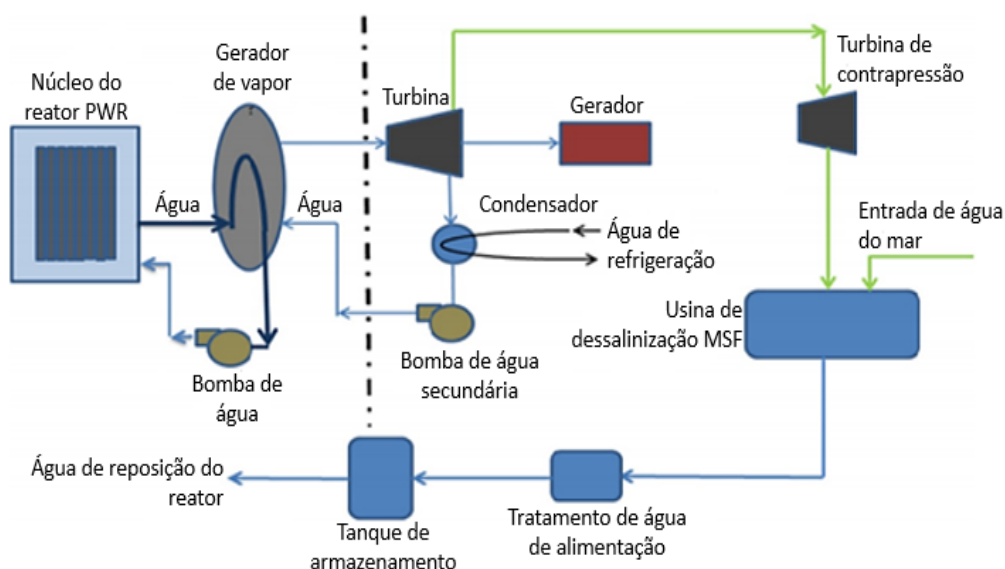
Há um bom tempo a comunidade científica vem buscando alternativas para suprir a demanda por água potável em praticamente todo o mundo. A partir deste cenário que pode levar ao “caos” ao sistema hídrico, assim como a comunidade em geral, muitos países como o Japão, Rússia, Índia, Paquistão, Cazaquistão e Estados Unidos da América vêm concentrando seus esforços na dessalinização da água do mar (ALONSO; DEL VALLE; RAMIREZ, 2020), (COHEN, 2002).

A destilação térmica e processos de membrana deram origem a tecnologia de dessalinização de água. A utilização da destilação térmica em escala comercial se iniciou por volta da década de 1930 e vem seguindo uma evolução gradativa até os dias atuais. Mas foi entre a década de 1950 e 1960 que os processos de membrana começaram a ser aplicados tendo como base principal, a tecnologia de Osmose Reversa. Estima-se que a capacidade atual de dessalinização alcança aproximadamente 95,37 milhões de m³/d de um total de 15.906 usinas de dessalinização em operação no mundo inteiro. As usinas de dessalinização pioneiras usavam processos térmicos, destilação de múltiplos efeitos (MED) e destilação flash de múltiplos estágios (MSF), e em 1980 sua participação era de 84% da água potável produzida (JOUHARA; KHAMIS, 2015), (ALONSO; DEL VALLE; RAMIREZ, 2020).

No entanto, os principais obstáculos na exploração desta tecnologia é o custo associado da água dessalinizada e também as várias preocupações ambientais em função dos rejeitos do processo. Partindo deste fato, diversas alternativas vêm sendo estudadas com o propósito de reduzir o custo de dessalinização; entre as quais pode-se citar as melhorias em tecnologias de membrana, acoplamento de usinas de dessalinização para usar o calor rejeitado da usina nos processos térmicos e sistemas de recuperação de energia (ULLAH; RASUL, 2019).

A FIGURA 15 seguinte faz uma demonstração do acoplamento entre o reator nuclear PWR e uma planta MSF. Esta representa uma das alternativas do uso da energia nuclear para dessalinização de água do mar, ou seja, a cogeração nuclear.

FIGURA 15 – ACOPLAMENTO DA USINA NUCLEAR OHI-1 DO PWR E DO MSF AO PROCESSO DE DESSALINIZAÇÃO.



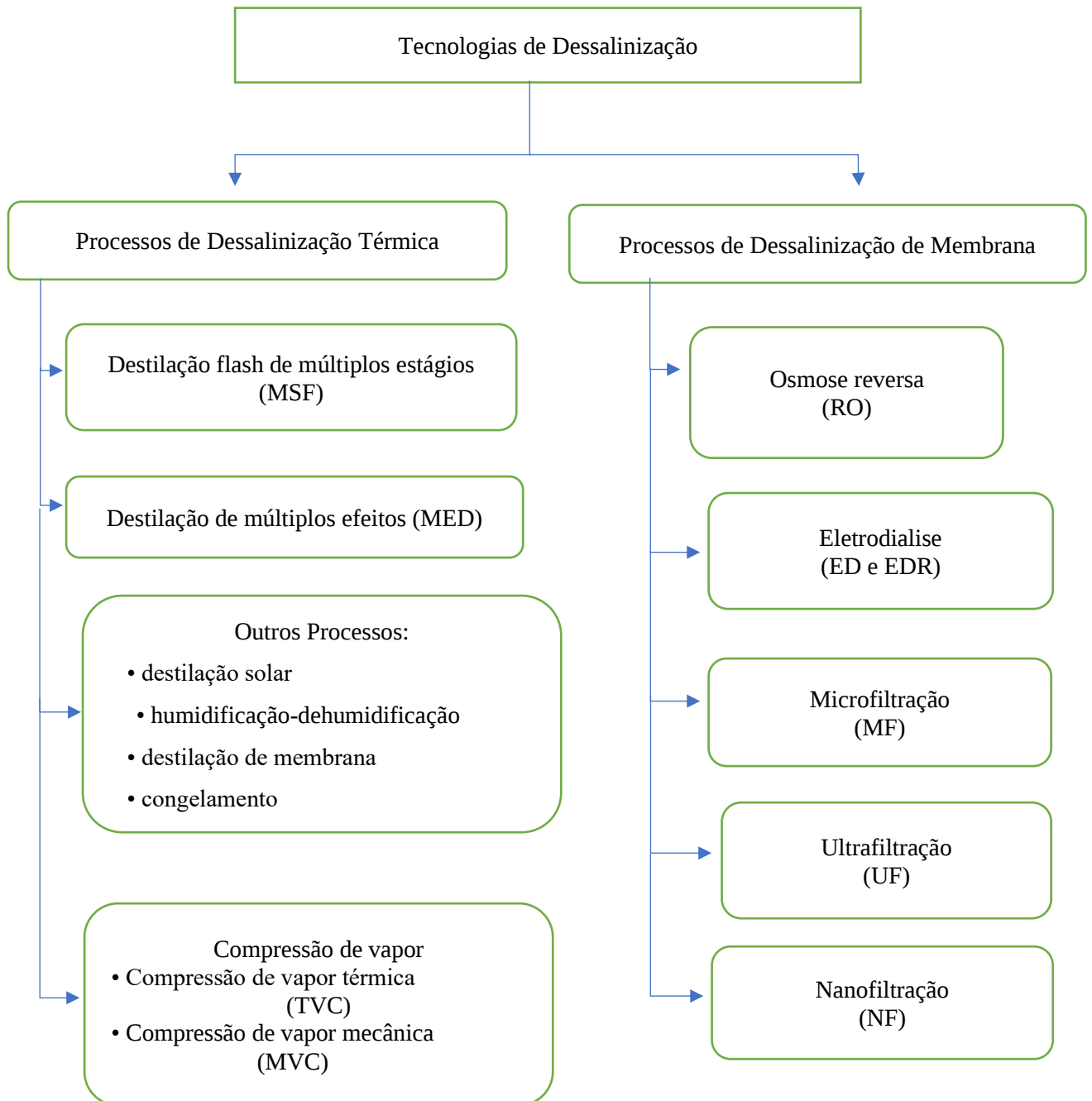
FONTE: ALONSO; DEL VALLE; RAMIREZ, (2020).

Cabe destacar que o método de acoplamento de uma usina de dessalinização a usinas nucleares ou fontes de energia renováveis proporcionam a redução dos custos econômicos do processo de dessalinização e como também fornecem uma energia fonte que não emite gases de efeito estufa (ALONSO; DEL VALLE; RAMIREZ, 2020).

2.3.1 Tecnologias de dessalinização de água

No campo das tecnologias de dessalinização tem-se duas ditas como principais. Como tal pode-se citar: (i) processos de dessalinização térmica, onde a água de alimentação é fervida e o vapor condensado como água pura (destilado), ou (ii) processos de dessalinização por membrana, em que membranas semipermeáveis separaram os sólidos dissolvidos. Em ambas as tecnologias se fazem necessário o uso de energia para operar, sendo que, nos processos de dessalinização térmica o consumo de energia é maior. Por fim, existem subcategorias dentro desses dois tipos, e que cada uma usa técnicas diversas (ABDOELATEF; FIELD; LEE, 2015). A FIGURA 16 seguinte descreve as tecnologias de dessalinização de água.

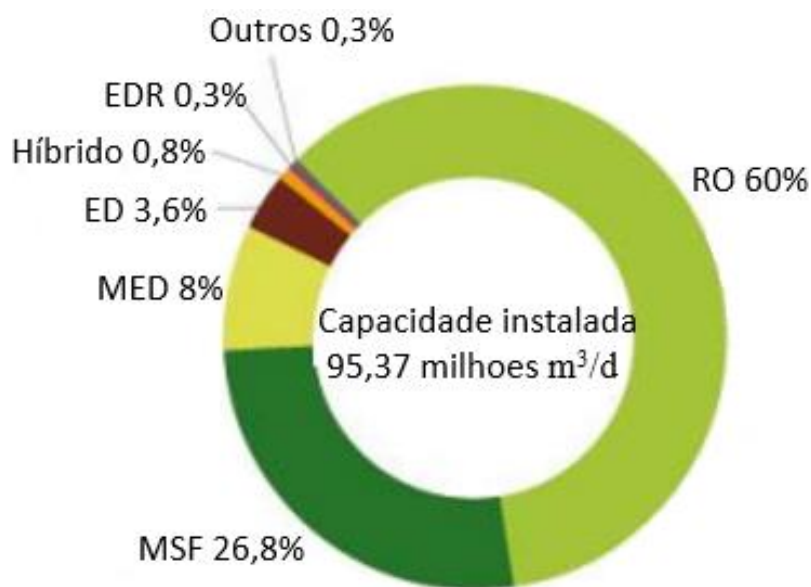
FIGURA 16 – TECNOLOGIAS DE DESSALINIZAÇÃO DE ÁGUA.



FONTE: ABDOELATEF; FIELD; LEE (2015).

A FIGURA 17 demonstra a capacidade instalada com as tecnologias de dessalinização no cenário mundial.

FIGURA 17 – TOTAL MUNDIAL INSTALADO DE CAPACIDADE POR TECNOLOGIA.



FONTE: WAYMAN (2015); EL-GHONEMY (2018).

Como visto, a Destilação Flash de Múltiplos Estágios (MSF) é a segunda maior tecnologia mais usada no mundo e, uma das mais pesquisadas atualmente (EL-GHONEMY, 2018).

2.3.1.1 Processos de Dessalinização Térmica

Em 2016 os processos de dessalinização térmica representavam em torno de 35% de todo o mercado de dessalinização mundial. A parte dominante atualmente fica a cargo dos processos de Osmose Reversa, como a tecnologia líder em uso e em construção (ALONSO; DEL VALLE; RAMIREZ, 2020). Os principais processos de dessalinização térmica incluem a Destilação Flash de Múltiplos Estágios – MSF, Destilação de Múltiplos Efeitos – MED, Compressão de Vapor Térmica – TVC e a Compressão de Vapor Mecânica – MVC. Outros processos de dessalinização térmica, são encontrados apenas em uma escala piloto ou experimental, apesar de que a Destilação solar vem ganhando visibilidade (JOUHARA; KHAMIS, 2015).

O consumo energético dos processos de dessalinização térmica é superior ao de RO; cerca de 10-15 kWh/m³ para processos térmicos versus 5 kWh/m³ para RO de água produzida.

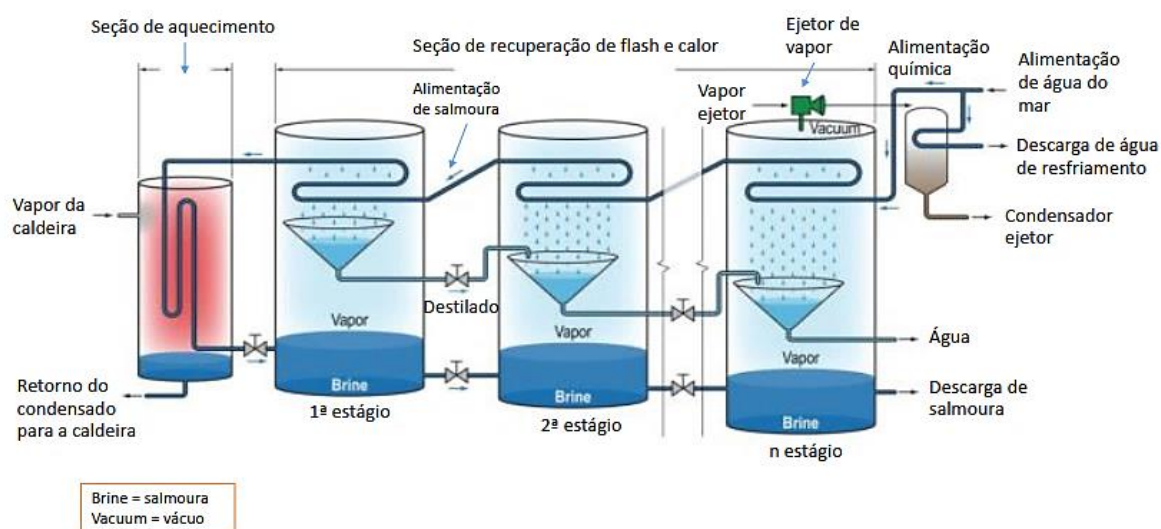
Segundo Ettouney (2009), o processo de dessalinização térmica se torna competitivo frente ao processo de Osmose Reversa – RO em função de sua confiabilidade e a enorme

experiência de campo; além de que, a capacidade de produção em ampla escala para apenas uma unidade de MSF (em torno de 75.000 m³/dia) é satisfatório para fornecer água potável para aproximadamente 300.000 habitantes. A tecnologia MED tem capacidades de produção unitária de até 30.000 m³/dia (ABDOELATEF; FIELD; LEE, 2015).

2.3.1.1.1 Destilação flash de múltiplos estágios – MSF

O processo de destilação flash de múltiplos estágios (MSF) corresponde a uma das tecnologias atuais mais importante para a dessalinização de água do mar. Ele opera transformando parte da água em vapor em vários estágios que são essencialmente trocadores de calor em contracorrente. Detalhadamente, a água do mar é aquecida passando por um aquecedor de salmoura, fluindo para um estágio, onde a pressão ambiente é reduzida para que a água ferva, conforme a FIGURA 18. A súbita introdução da água aquecida na câmara faz com que ela ferva ligeiramente, quase transformando-se em vapor (JOUHARA; KHAMIS, 2015).

FIGURA 18 – ESQUEMA DO PROCESSO DE DESSALINIZAÇÃO POR MSF.



FONTE: SCHORR (2011).

De regra, somente uma porcentagem mínima dessa água é repentinamente convertida em vapor, em função da pressão conservada no estágio. Isso ocorre porque o flashing apenas continuará até que a água esfrie, provocando a liberação do calor de vaporização abaixo do ponto de ebulição. Com isso, a água do mar aquecida residual passa para o próximo estágio, e este encontra-se em uma pressão atmosférica inferior, fazendo o flash novamente (SCHORR,

2011). Esse processo é repetido com o propósito de que a água de alimentação passe de um estágio para outro e consequentemente seja fervida repetidamente sem aquecimento adicional (uma planta MSF geralmente engloba de 4 a 40 estágios, com 20 a 30 em operação constante). Portanto, a água doce é obtida através da conversão do vapor gerado pelo flashing após a condensação, que ocorre por meio do contato com tubos de refrigeração que passam pelo estágio (os tubos são resfriados pela água do mar que entra no aquecedor de salmoura). Isto provoca o aquecimento da água de alimentação de forma que a quantidade de energia térmica indispensável no aquecedor de salmoura para aumentar a temperatura da água do mar seja categoricamente reduzida (WAYMAN, 2015), (JOUHARA; KHAMIS, 2015).

A tecnologia MSF consome mais energia que a MED, no entanto trabalha melhor com sólidos e em qualquer grau de salinidade, também se destaca frente a RO pois fornece água mais pura (ABDOELATEF; FIELD; LEE, 2015).

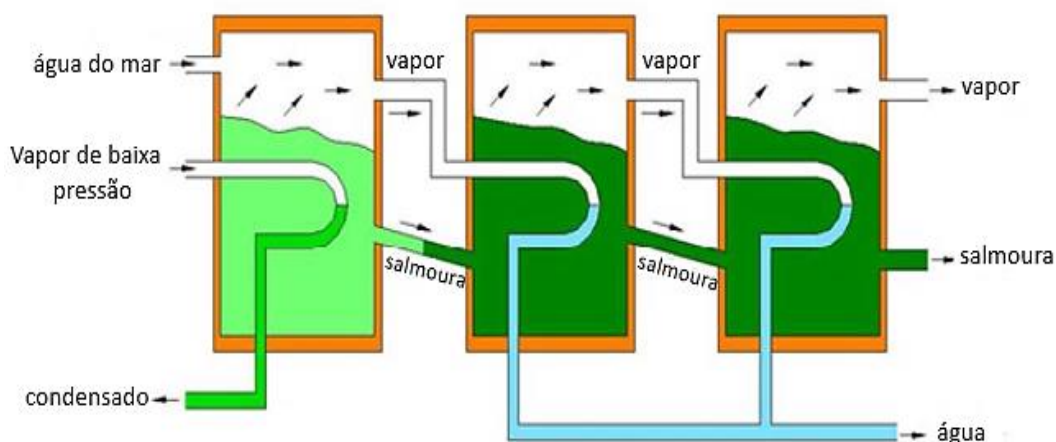
2.3.1.1.2 Destilação de múltiplos efeitos – MED

O processo MED opera por meio de uma série de processos em pequena escala, em que a pressão ambiente é reduzida em efeitos sucessivos. Isso faz com que a água do mar alimentada ferva em vários estágios, sendo desnecessário fornecer calor adicional subsequente a primeira câmara. Em uma planta do tipo MED, a água do mar entra na primeira câmara, sendo elevada ao ponto de ebulição após ser pré-aquecida nos tubos. A etapa de pré-aquecimento é essencial para melhorar a eficiência de todo o sistema (ABDOELATEF; FIELD; LEE, 2015).

Em seguida a água do mar é distribuída ou pulverizada de forma homogênea na superfície dos tubos do evaporador em uma película fina a fim de provocar a ebulição e evaporação. Esta evaporação ocorre em um trocador de calor, em que se aproveita o calor latente adquirido na condensação do vapor (MUFTAH; FELLAH, 2009). Na próxima etapa, a água do mar de alimentação é aquecida pelo vapor de uma caldeira, ou por outra fonte de calor, condensando-se no lado oposto dos tubos. O condensado do vapor da caldeira é reciclado para reutilização. Desse modo, somente uma parte da água do mar distribuída nos tubos no primeiro efeito sofre evaporação (SCHORR, 2011).

A água do mar residual que foi coletada, alimenta o segundo estágio. Desta forma, o vapor gerado na primeira câmara segue para alimentar a segunda câmara como forma de aquecimento adicional, produzindo uma quantidade quase igual de vapor da ebulição de água do mar da superfície do tubo externa enquanto se condensa, transformando-se em água doce (FIGURA 19).

FIGURA 19 – DIAGRAMA ESQUEMÁTICO DO PROCESSO DE DESTILAÇÃO DE MÚLTIPLOS EFEITOS – MED.



FONTE: JOUHARA; KHAMIS (2015).

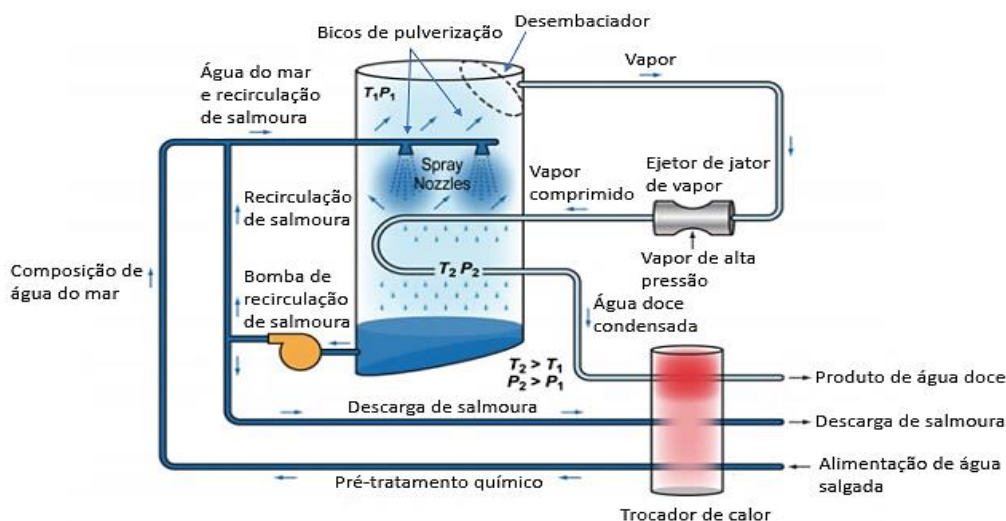
O processo continua em vários estágios existentes numa planta MED. Uma planta de grande porte possui em torno de 16-80 estágios (ABDOELATEF; FIELD; LEE, 2015).

2.3.1.1.3 Compressão de vapor – VC

A compressão de vapor é um processo que geralmente é usado para unidades de dessalinização de água do mar de pequena e média escala. Segundo Abu Arabi (2006) o calor necessário para evaporar a água de alimentação decorre da compressão do vapor, e não da troca direta de calor do vapor gerado em uma caldeira. Para que o processo ocorra satisfatoriamente, utilizam-se dois métodos primários para condensar o vapor com o propósito de gerar calor suficiente para evaporar a água do mar de entrada no processo: (i) um compressor mecânico (geralmente acionado eletricamente) ou (ii) um jato de vapor (termo compressor).

A tecnologia MED pode melhorar seu desempenho quando é articulado a compressão térmica do vapor e compressão por meios mecânicos (ALONSO; DEL VALLE; RAMIREZ, 2020). A FIGURA 20 faz uma demonstração esquemática da tecnologia da compressão de vapor térmica.

FIGURA 20 – DIAGRAMA DE OPERAÇÃO DE UM SISTEMA DE COMPRESSÃO DE VAPOR TÉRMICA (TVC).



FONTE: SCHORR (2011).

Encerando os estudos e descrições dos principais processos térmicos, onde esses representam uma importante parcela da dessalinização de água do mar e salobra.

2.3.1.2 Processos de Dessalinização de Membrana

As tecnologias de membrana podem representar uma ótima alternativa para a crescente necessidade de fontes de água potável no mundo. Segundo Drioli, Curcio e Di Profio (2005) os processos de dessalinização de membrana caracterizam um elemento-chave no desenvolvimento sustentável, assim como também são satisfatórios para possíveis soluções na integração racional e implementação de inovações estratégicas industriais, econômicas, sociais e ambientais.

A dessalinização por membrana é um processo no qual a água salgada passa sob altas pressões através de uma membrana semipermeável (permeável à água e a alguns íons, mas rejeita quase todos os sólidos dissolvidos), produzindo água quase pura na saída do processo, no entanto a água salgada é deixada no lado da fonte (ALONSO; DEL VALLE; RAMIREZ, 2020), (ULLAH; RASUL, 2019).

Mais especificamente, uma membrana sintética é uma interfase que tem como objetivo restringir o transporte de componentes de forma seletiva. Na eletrodialise e sistemas de filtração por membrana, geralmente a membrana exibe uma seletividade intrínseca em função das características físico-químicas peculiares. Já na destilação por membrana, a membrana é uma

barreira não seletiva usada apenas para contatar e separar duas fases adjacentes. Os princípios do equilíbrio termodinâmico determinam as transferências de massa e energia. (MICALÉ; RIZZUTI; CIPOLLINA, 2009).

As diferenças na taxa de transporte de diversas espécies através da membrana resultam na separação. Geralmente, a taxa de transporte é fixada pela natureza das forças motrizes que operam em cada componente individual e por sua mobilidade através da membrana. Assim, a força motriz aplicada determina a membrana utilizada em cada modalidade de processo (DRIOLI; CURCIO; DI PROFIO, 2005).

A eficiência do processo de dessalinização por membrana está diretamente relacionada com a limpeza da membrana utilizada. Para isso, a água salgada de alimentação é inicialmente tratada com alguns filtros para separar o material particulado. Um dado importante é que um pós-tratamento é aplicado geralmente para eliminar quaisquer micróbios na água e ajustar o pH da água às condições normais (SHALABY, 2017).

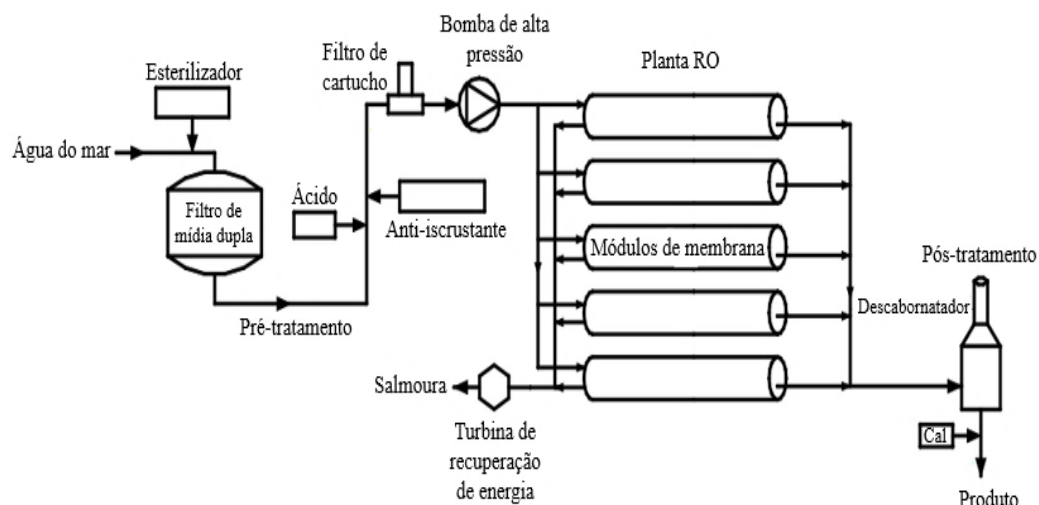
2.3.1.2.1 *Osmose Reversa – RO*

No processo de Osmose Reversa a água com alta concentração de sais é empurrada por pressão através de uma membrana semipermeável de osmose reversa, a fim de se obter água com baixas concentrações de sais (ALONSO; DEL VALLE; RAMIREZ, 2020). De acordo com Maurel (1991) um sistema RO típico consiste em quatro subsistemas principais: sistema de pré-tratamento, bomba de alta pressão, módulo de membrana e sistema de pós-tratamento.

A etapa de pré-tratamento da água de alimentação é crucial para o sistema RO, já que as membranas semipermeáveis possuem um nível elevado de sensibilidade à incrustação. Nesta etapa ocorre a esterilização da água de alimentação, filtração e uma adição de produtos químicos contra bioincrustação e incrustações (SCHORR, 2011). A bomba de alta pressão faz com que a água de alimentação pré-tratada seja forçada a fluir pela superfície da membrana.

Seguindo o processo, a água de alimentação passa pela membrana, removendo a maioria dos sólidos dissolvidos (RICHARDS; SCHAFER, 2002). A salmoura formada pela água residual e sais rejeitados, emerge dos módulos de membrana em alta pressão como uma corrente rejeitada concentrada (FIGURA 21).

FIGURA 21 – PRINCÍPIO DE OPERAÇÃO DE UM SISTEMA DE OSMOSE REVERSA (RO).



FONTE: KALOGIROU (2005).

Em geral, a pressão operacional de RO varia de 17 a 27 bar (água salobra) e de 55 a 82 bar (água do mar). A pressão osmótica constitui uma propriedade coligativa do solvente que só depende do número de espécies dissolvidas em solução e não sua identidade; além de que é dependente da concentração de soluto, temperatura da solução e o tipo de íons presentes.

A recuperação da energia da salmoura pressurizada afeta diretamente a eficiência energética do RO da água do mar. Uma planta típica RO tem a capacidade máxima de 128.000 m³/dia. Há também a versão em unidades muito pequenas, até 0,1 m³/dia, que são usadas para fins marinhos, casas ou hotéis (HAMED, 2005).

2.3.1.2.2 Eletrodialise – ED

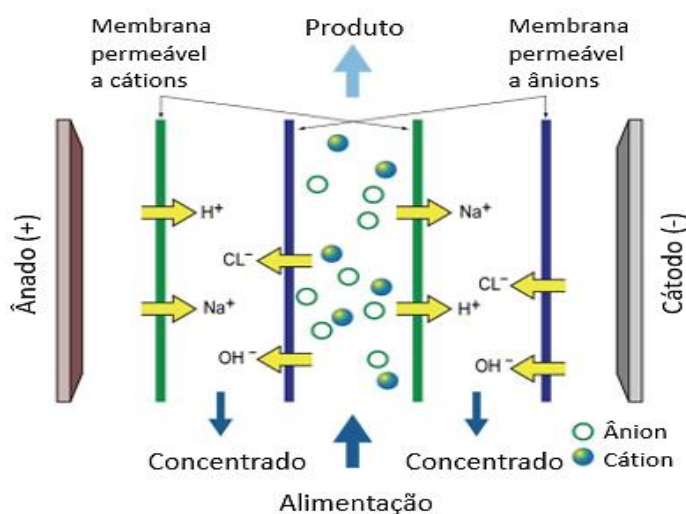
A dessalinização por eletrodialise (ED) é um processo de separação eletroquímica que utiliza correntes elétricas para mover íons de sal de forma seletiva por meio de uma membrana, deixando para trás água doce (LICHTWARDT; REMMERS, 1996). Categoricamente, a eletrodialise compreende uma pilha de pares de membranas de troca aniônica e catiônica, com um cátodo em uma extremidade da pilha e um ânodo na outra.

Sinteticamente, o processo de ED ocorre por meio de eletrodos, predominantemente formados de nióbio ou titânio com um revestimento de platina, que são conectados a uma fonte externa de corrente contínua, bateria ou fonte fotovoltaica, em um recipiente de água salgada. Com isso a corrente elétrica é transportada pela solução, ou seja, íons tendendo a migrar para o eletrodo com carga oposta. Desse modo, os íons carregados negativamente migram para o

ânodo e os íons carregados positivamente migram para o cátodo (DELYANNIS; BELESSIOTIS, 1996).

A remoção da salinidade da água acontece quando a água atravessa as membranas seletivas de íons que estão posicionadas entre os dois eletrodos, conforme ilustrado na FIGURA 22.

FIGURA 22 – DIAGRAMA DE FLUXO DE UMA OPERAÇÃO DE ELETRODIÁLISE TÍPICA.



FONTE: MICALÉ; RIZZUTI; CIPOLLINA (2011).

As membranas seletivas para cátions consistem em poliestireno sulfonado e para ânions consistem em poliestireno com amônia quaternária (ALONSO; DEL VALLE; RAMIREZ, 2020).

Em função da pilha de pares, os ânions podem se locomover de modo livre por meio da membrana de troca aniônica mais próxima, todavia sua continuidade em direção ao ânodo é bloqueada pela membrana de troca catiônica adjacente. O mesmo acontece com os cátions que se movem na direção oposta, através da membrana de troca catiônica mais próxima, no entanto são então impedidos de progredir pela membrana de troca aniônica adjacente (MICALÉ; RIZZUTI; CIPOLLINA, 2009); (KALOGIROU, 2005).

Este arranjo favorece à formação de soluções concentradas e diluídas nos espaços entre as membranas alternadas; assim é possível alimentar à entrada do compartimento de diluição com água salobra e obter água potável na saída.

Neste capítulo foram vistos os principais processos de dessalinização de água do mar, no próximo capítulo serão vistos os materiais e métodos usados para concepção deste trabalho.

3 MATERIAIS E MÉTODOS

3.1 SIMULAÇÃO DE PROCESSOS QUÍMICOS

O desenvolvimento matemático vem ocorrendo ao longo do tempo, através de novas descobertas, melhorias de métodos já conhecidos e avanços significativos em modelagem e simulação. Desta maneira, as técnicas de simulação de processos surgiram como instrumentos que proporcionam alternativas de design de processos, como também, simulam a sua operação no computador, testando diferentes cenários (LUYBEN, 2000). A simulação de processos químicos é capaz de fazer uma análise mais rigorosa, detalhada e isso aumenta a confiança no design do processo proposto. De todo modo, estas simulações tornam de forma mais fácil e rápida a avaliação, assim como possibilita a identificação das alternativas desse processo com melhor desempenho (MATA, SMITH, DA COSTA, 2006).

Modelos computacionais para o processo de dessalinização de água do mar são desenvolvidos neste trabalho a fim de cumprir os objetivos estabelecidos. Para isto, será necessário o uso de software de Simulação de Processos Químicos (CPS, sigla em inglês) para o cálculo de eficiência global, bem como, estimar alguns parâmetros de operação de componentes fundamentais. O CPS usa as seguintes relações físicas para calcular os diagramas de fluxos:

- Balanços de massa e energia.
- Equações de Estado
- As relações de equilíbrio termodinâmicos
- Cinética química
- Equações de transporte de espécies químicas
- Atividades de componentes químicos
- Correlações de velocidade, reações e de transferência de massa e calor.

O Aspen Plus[®] será o software utilizado neste trabalho. Este permite prever o comportamento de um processo usando relacionamentos básicos de engenharia, como modelar quantitativamente uma planta de processamento químico, que, além da unidade de reator central, também inclui etapas de pré e pós-tratamento. Deste modo, a simulação de todo um processo químico, a partir da matéria-prima até o produto final acabado, é simbolicamente representada por blocos diferentes, e cada ícone representa uma operação unitária, processo

químico, fluxo de material de entrada/saída, fluxo de energia de entrada/saída, ou entrada/saída de sinal elétrico/pneumático (AL-MALAH, 2017).

3.2 CPS – ASPEN PLUS

O Aspen Plus[®] é uma ferramenta de engenharia de processo auxiliada por computador (CAPE, sigla em inglês), ou seja, um software de computador usado para modelar quantitativamente uma planta de processamento químico. Este software é uma ferramenta que pode ser utilizada para tratar com diversas tarefas e processos químicos fundamentados em cálculos de operação unitária, no modo de simulação, modelagem, otimização, regressão de dados, especificações de projeto, análise de sensibilidade, manuseio de sólidos, economia de energia, dinâmica e controle, conformidade de segurança e finalmente análise econômica do processo (ASPEN, 2005).

O Aspen Plus[®] usa equações que resultam de:

- equações de equilíbrio de propriedades termodinâmicas extensivas, como massa e energia;
- relações termodinâmicas para meio reagente e não reagente, como fase e equilíbrio químico;
- correlações de taxa para momentum, calor e transferência de massa;
- estequiometria da reação e dados cinéticos;
- restrições físicas impostas ao processo.

O Aspen Plus[®] é originário do software Monsanto Corporation's Flowtran (1974) que é um sistema de simulador modular sequencial, que corresponde em um procedimento que evoluiu por meio da construção de modelos de classificação de unidades e empregou métodos matemáticos robustos para convergir os elementos de reciclagem do processo. Este procedimento foi uma solução/alternativa para o trabalhoso processo feito manualmente pelos engenheiros nos projetos, além de que a convergência nesses processos não era garantida (SCHEFFLAN, 2016).

Como vantagens, o software contém uma coleção de modelos matemáticos para diferentes tipos de equipamentos de processos químicos (trocadores de calor, bombas, compressores, turbinas, colunas de destilação, absorvedores, separadores e reatores químicos) (ADAMS II, 2018). Desse modo, o usuário tem a opção de selecionar a partir de diversos

modelos pré-fabricados e inserir informações importantes do modo de utilização, assim como os componentes envolvidos, temperaturas, pressões, taxas de fluxos, tamanhos e suas dimensões; e, posteriormente utilizar o modelo para calcular dados desconhecidos (critérios de desempenho, condições de produção, conversões de reação, eficiências do processo, uso de energia e custos) (AL-MALAH, 2017), (ADAMS II, 2018).

Os modelos presentes na coleção do Aspen Plus[®] são genéricos, possibilitando que sejam usados para um número elevado de tipos diferentes de aplicações com muitos produtos químicos diversos.

Uma vantagem importante do Aspen Plus[®] é a “Propriedades de Aspen” que contém um enorme banco de dados incluindo medições experimentais e informações de propriedades físicas de muitos produtos químicos, como condutividades térmicas, pesos moleculares, densidades, propriedades críticas, capacidade de calor, viscosidade, tensão superficial e outras. Além disso, o software possui parâmetros para diversos modelos de equações de estado que atrelam pressão, temperatura, entalpia, entropia, volume molar e fugacidade, como Peng-Robinson (PR), Non Random Two-Liquid (NRTL), Soave-Redlich-Kwong, PC-SAFT, Chao-Seader, UNIQUAC e outros. O Aspen Plus também pode usar determinados métodos teóricos, como UNIFAC, para prever parâmetros onde carecem de informações ou para produtos químicos ausentes no banco de dados, utilizando somente a estrutura da própria molécula (HAYDARY, 2019), (DIKY; MUZNY; LEMMON; CHIRICO; FRANKEL, 2007).

3.2.1 Modelos de Equilíbrio de Fases

Os cálculos de equilíbrio de fases são importantíssimos para os cálculos termodinâmicos relacionado com os modelos existentes no banco de dados do Aspen Plus[®]. Neste sentido, o conceito de fugacidade explica a presença “termodinâmica” efetiva da espécie *i* em uma determinada solução; demonstrando que sua concentração termodinâmica reflete sua contagem/composição e interação com seus vizinhos (coeficiente de atividade) (AL-MALAH, 2017).

Segundo Haydary (2019) o equilíbrio de fase tem como condição básica a igualdade de fugacidade de cada componente em cada fase. Caso f_i^l represente a fugacidade do componente *i* na fase líquida e f_i^g a fugacidade deste componente na fase vapor, então a relação dada na equação 1 é válida no estado de equilíbrio:

$$f_i^l = f_i^g \quad (1)$$

Normalmente, o método da equação de estado e o método do coeficiente de atividade são conhecidos para representar as fugacidades em relação (equação 1).

Desse modo, o método de equação de estado fica da seguinte maneira:

$$f_i^l = \phi_i^l x_i P \quad (2)$$

$$f_i^g = \phi_i^g y_i P \quad (3)$$

$$y_i = k_i x_i = \frac{\phi_i^l}{\phi_i^g} x_i \quad (4)$$

Onde: ϕ_i^l é o coeficiente de fugacidade do componente i na fase líquida;

ϕ_i^g é o coeficiente de fugacidade do componente i na fase de vapor;

x_i é a fração molar do componente i na fase líquida;

y_i é a fração molar do componente i na fase vapor;

P é a pressão total.

O coeficiente de fugacidade ϕ_i é obtido através da equação de estado representada por:

$$\phi_i = \frac{1}{RT} \int_V^\infty \left[\left(\frac{\partial P}{\partial n_i} \right)_{T,V,n_{j \neq i}} - \frac{RT}{V} \right] dV - \ln Z_m \quad (5)$$

Onde: V é o volume do sistema;

R é a constante do gás;

T é a temperatura absoluta;

n é o número de moles do componente i ;

Z_m é o fator de compressibilidade da mistura;

P é a pressão.

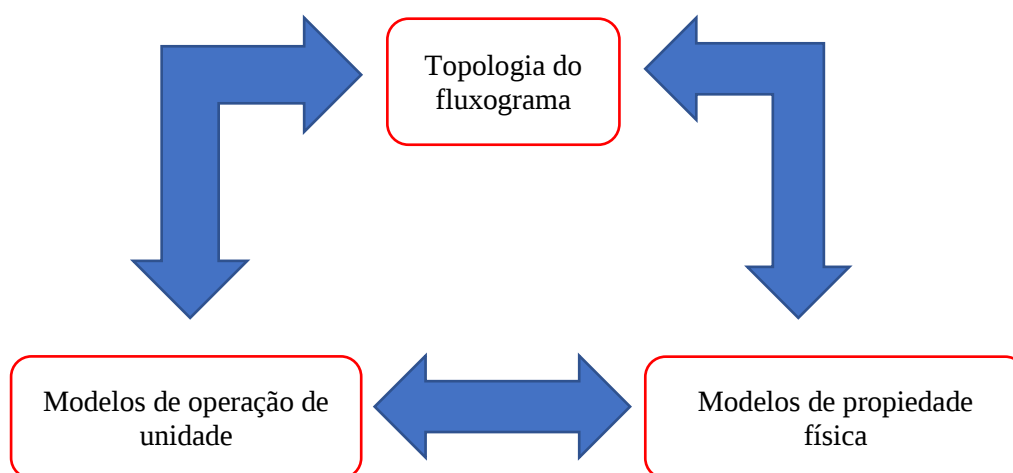
O software Aspen Plus[®] permanece em contínuo desenvolvimento, adaptando-se aos constantes avanços tecnológicos. Como exemplo disto, há a conexão direta com o Estimador de Custo de Capital de Aspen (Aspen Capital Cost Estimator), que pode ser usado para estimar

os custos de capital de uma peça de equipamento com elevados níveis de detalhamento. Há também a combinação com recursos adicionados recentemente a sua plataforma, que simplificam o cálculo dos custos dos serviços públicos, incluindo o potencial de aquecimento global de utilização desses serviços, como as emissões de CO₂ relacionadas à queima de gás natural para aquecimento, usando como base os valores fornecidos em estudos científicos (ASPEN, 2020).

3.2.2 Diagrama de Fluxo de Processos em Aspen Plus

O Diagrama de fluxo de processos (PFD, sigla em inglês) é uma representação simplificada do processo em estudo proposto. Tem como ponto de partida o esquema tecnológico do processo a ser avaliado e simplificado (planejamento) para a definição dos possíveis objetivos da simulação. A FIGURA 23 demonstra a estrutura de um simulador de processo.

FIGURA 23 – ESQUEMATIZAÇÃO DA ESTRUTURA DE UM SIMULADOR DE PROCESSOS.



FONTE: HAYDARY (2019).

Desta forma, o PFD indispensável para uma efetiva simulação torna-se proveniente do esquema tecnológico através da triagem de equipamentos e fluxos que venham a afetar o objetivo da simulação (HAYDARY, 2019). No Aspen Plus® as operações unitárias auxiliam a construção do PFD, por meio de divisão em categorias, que facilitam a simulação. A interação entre estes componentes torna possível uma simulação eficiente, já que o sistema resultante é o Diagrama de Fluxo de Processos. O termo simulação é definido como o processo de projetar um modelo operacional de um sistema e posteriormente conduzir experimentos com este

modelo a fim de compreender o comportamento do sistema ou de avaliar estratégias alternativas para o desenvolvimento ou operação do sistema. As categorias são evidenciadas na TABELA 5.

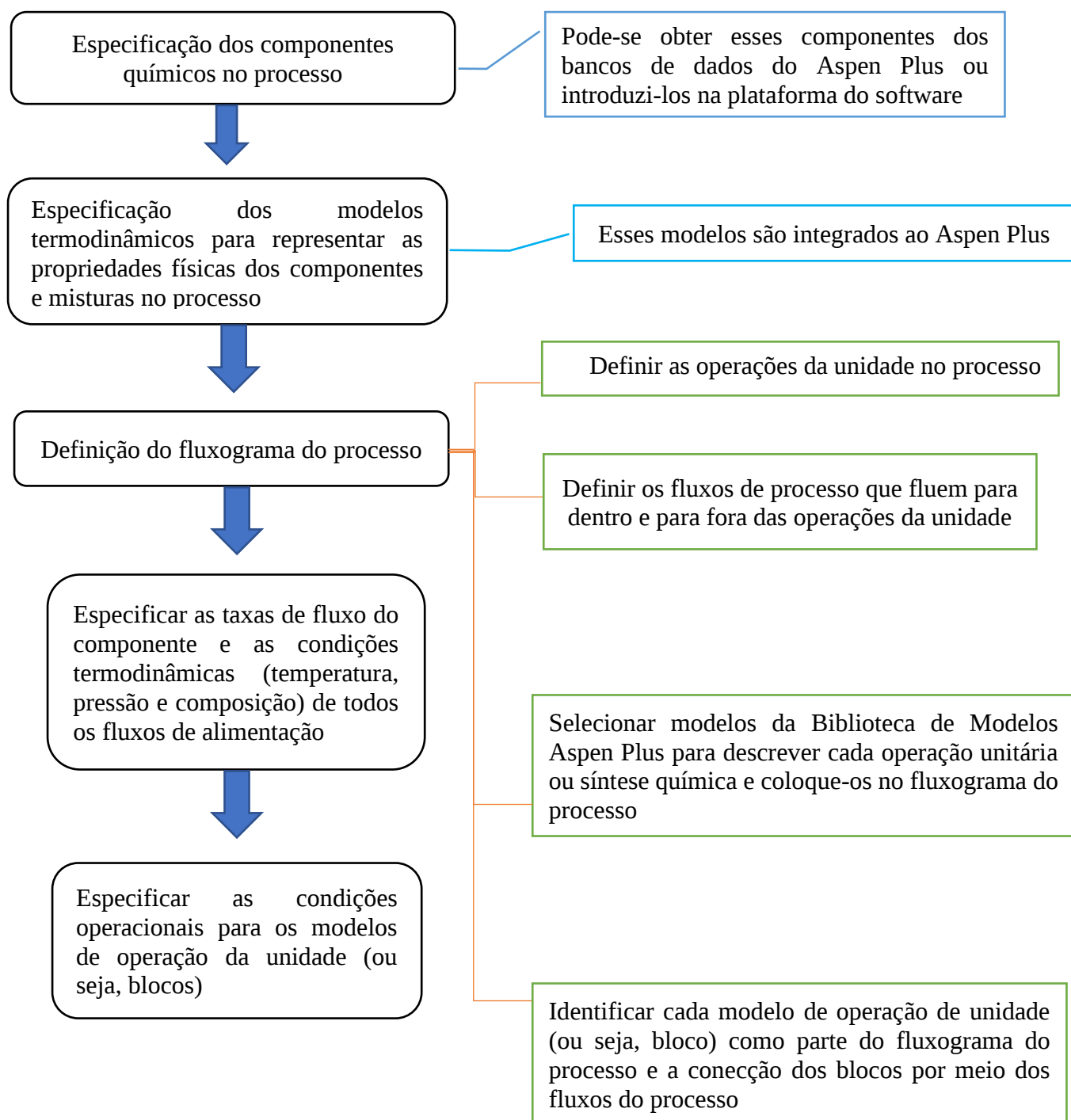
TABELA 5 – DIVISÃO DAS OPERAÇÕES UNITÁRIAS POR CATEGORIAS EM ASPEN PLUS.

Categorias	Conteúdo
Operações lógicas	Número de elemento de controle e de ajuste da instalação
Equipamentos de transferências de calor	Refrigeradores de ar e convencionais, trocadores de calor, aquecedores
Reatores	Reatores Gibbs, reatores cinéticos, reatores de conversão, reatores de fluxo contínuo, reatores de agitação contínua
Equipamentos de tubulações	Misturadores, válvulas, segmentos de tubos, distribuidores, válvulas de segurança, tubos de gás compressível
Equipamentos de rotação	Turbinas, bombas, compressores centrífugos
Colunas	Separadores de componentes, colunas de destilação
Fluxos	Fluxos de energia e materiais
Equipamentos para sólidos	Filtros, separador de sólidos, ciclones e hidrociclones
Vasos	Condensadores, reatores, misturadores, separadores de 2 e 3 fases, tanques

FONTE: Adaptada de RODRÍGUEZ (2017).

Para executar a simulação em Aspen Plus[®] é recomendado seguir a seguinte metodologia segundo AL-MALAH (2017) demonstrada na FIGURA 24.

FIGURA 24 – ESQUEMATIZAÇÃO DA METODOLOGIA PARA A SIMULAÇÃO EM ASPEN PLUS.



FONTE: Adaptada de AL-MALAH (2017).

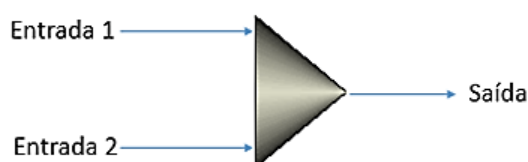
A seguir será descrito os principais componentes/equipamentos do software Aspen Plus® usados na engenharia de projetos e processos químicos; e, dos quais alguns serão

utilizados para a construção do PFD para este trabalho: misturadores, separadores de fases e de componentes, aquecedores, turbinas, bombas.

Misturadores

Este componente combina um número arbitrário de fluxos de entrada e produz um único fluxo por um simples equilíbrio de material. A FIGURA 25 mostra o esquema de um misturador em Aspen Plus®.

FIGURA 25 – DEMONSTRAÇÃO DO MISTURADOR EM ASPEN PLUS.



FONTE: A autora (2021).

Um dado importante é que nenhuma outra entrada será necessária quando a opção escolhida for “sem equilíbrio de calor”. O balanço material e de energia é definido a partir da seguinte relação, onde F_i e h_i são a taxa do fluxo e entalpia por mol do fluxo i :

$$F_{saída} = F_{entrada1} + F_{entrada2} \quad (6)$$

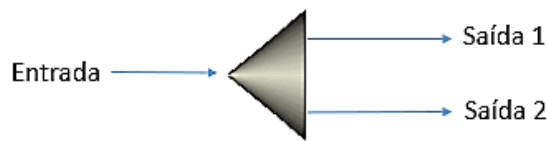
$$h_{saída}F_{saída} = h_{entrada1}F_{entrada1} + h_{entrada2}F_{entrada2} \quad (7)$$

Segundo Schefflan (2016) se os balanços de energia forem escolhidos, é indispensável especificar a pressão da corrente de saída ou a queda de pressão no bloco. O misturador utiliza a pressão mais baixa dos fluxos de alimentação quando nenhuma pressão for especificada. As fases permitidas do fluxo de saída também devem ser especificadas. Um flash adiabático produz a temperatura do fluxo de saída, em função deste possuir pressão e composição conhecidas e sua entalpia molar ser calculada por meio da equação 7 e, da definição de seu estado.

Separadores

Este equipamento divide uma única corrente ou uma mistura de correntes de estado conhecido (isso possibilita o cálculo da entalpia/mol), como temperatura da composição e pressão, taxa de fluxo, em um número arbitrário de correntes de produto com estados idênticos. A FIGURA 26 demonstra um separador em Aspen Plus®.

FIGURA 26 – DEMONSTRAÇÃO DO SEPARADOR EM ASPEN PLUS.



FONTE: A autora (2021).

Caso exista n fluxos de produtos, especificações para quaisquer $n - 1$ correntes devem ser feitas. A fração de divisão α_i pode ser calculada, por meio da especificação da taxa de fluxo molar do componente i no fluxo j , p_i^j :

$$\alpha_i = \frac{p_i^j}{f_i} \quad (8)$$

Onde f_i é o fluxo de alimentação combinado com o componente. Os fluxos de produtos são definidos na equação 9, quando se tem n fluxos de produto $n - 1$ equações de balanço de material de fração de divisão:

$$P_i = \alpha_i F \quad (9)$$

Onde P_i é fluxos de produtos e F é a taxa de fluxo total. A taxa de fluxo do último produto pode ser calculada por meio do balanço geral de materiais:

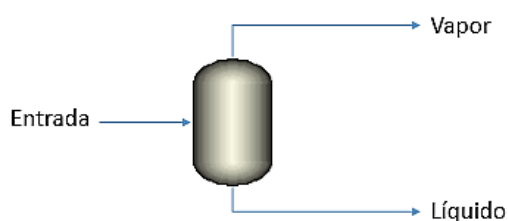
$$P_n = F - \sum_{k=1}^{n-1} P_k \quad (10)$$

Por fim, a entalpia molar de alimentação combinada, h , é atribuída a cada fluxo de produto (COUPER; PENNEY; FAIR; WALAS, 2010).

Separadores de fases de fluxo contínuo

Estes equipamentos proporcionam a obtenção para várias entradas, um fluxo de saída líquida e outro gasoso. A FIGURA 27 faz a representação do separador de fases de fluxo contínuo em Aspen Plus®.

FIGURA 27 – REPRESENTAÇÃO DO SEPARADOR DE FASES DE FLUXO CONTÍNUO EM ASPEN PLUS.



FONTE: A autora (2021).

Um modelo matemático de um processo de separação de fases consiste em equilíbrio de material, equilíbrio de fase, equilíbrio de energia e equações de soma. Quando se assume um estágio de equilíbrio, ou seja, $P_V = P_L$ e $T_L = T_V$, o modelo matemático do processo constitui-se nas seguintes equações:

$$n_F x_{Fi} = n_L x_i + n_V y_i \quad (11)$$

$$y_i = K_i x_i \quad (12)$$

$$K_i = f(T, P, x_i, y_i) \quad (13)$$

$$n_F h_F + Q = n_L h_L + n_V h_V \quad (14)$$

$$\sum x_{Fi} = 1, \sum x_i = 1, \sum y_i \quad (15)$$

$$h_F = f(T_F P_F x_{Fi}) h_L = f(T_L P_L x_i) \quad (16)$$

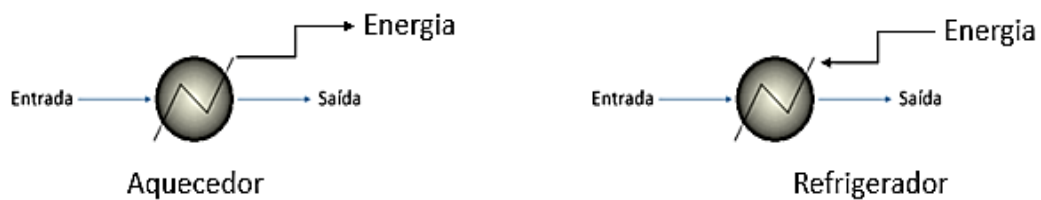
$$h_V = f(T_V P_V y_i) \quad (17)$$

Onde n é o fluxo molar, h a entalpia, T a temperatura, P a pressão, x a fração molar na fase líquida, y a fração molar na fase vapor, Q o fluxo de calor, K a constante de equilíbrio, i o componente, V o vapor, L o líquido e F a alimentação (SCHEFFLAN, 2016), (HAYDARY, 2019).

Aquecedores e Refrigeradores

Estes equipamentos usam um fluxo de energia externa para aquecer ou resfriar um fluxo de material. Quando o fluxo de energia externa é positivo ocorre o aquecimento, em contrapartida se o fluxo de energia externa é negativo ocorre o resfriamento, sendo possível neste caso a obtenção de um fluxo de energia que pode ser utilizado para aquecer outro fluxo material. A FIGURA 28 demonstra o esquema para aquecedores e refrigeradores em Aspen Plus®.

FIGURA 28 – DEMONSTRAÇÃO DO AQUECEDOR E REFRIGERADOR EM ASPEN PLUS.



FONTE: A autora (2021).

O modelo matemático destes blocos consiste em balanços de material e energia, bem como em cálculos termodinâmicos de fase. O equilíbrio do material é muito simples e é dado pela equação 18 se os fluxos de massa (m) forem considerados:

$$\sum_{i,j} m_{i,in}^j = \sum_{i,j} m_{i,out}^j = m_{in} = m_{out} = m \quad (18)$$

Onde i é os fluxos, j os componentes, in os fluxos de entrada, out os fluxos de saída. O equilíbrio da entalpia pode ser expresso da seguinte maneira:

$$q = m(h_{out} - h_{in}) + q_{loss} \quad (19)$$

$$h_{in} = \int_{T_{ref}}^{T_{in}} c_{pin} dT + \Delta v h_{in} \quad (20)$$

$$h_{out} = \int_{T_{ref}}^{T_{out}} c_{pout} dT + \Delta v h_{out} \quad (21)$$

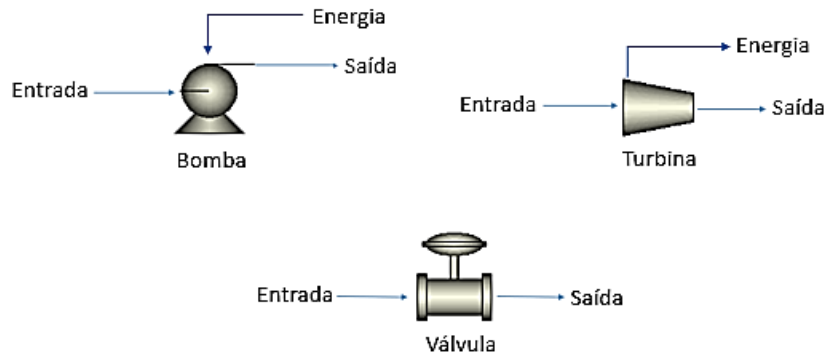
Onde m representa o fluxo de massa de alimentação total, q a taxa de calor (fluxo de calor necessário ou removido), q_{loss} as perdas de calor, c_{pin} e c_{pout} a capacidade de calor do fluxo de entrada e saída, $\Delta v h_{in}$ e $\Delta v h_{out}$ a mudança total de entalpia causada pela mudança de fase do fluxo de entrada e saída. Por fim, é possível o cálculo dos parâmetros dependentes da temperatura, como capacidade de calor e calor latente de componentes puros e misturas (TOWLER; SINNOTT, 2013).

Equipamentos de mudança de pressão

Bombas, turbinas hidráulicas e válvulas

A bomba geralmente tem a finalidade de elevar a pressão dos fluxos líquidos. Já as turbinas hidráulica transformam a energia hidráulica, ou seja, a energia de pressão e cinética, de um fluxo em energia mecânica na forma de torque e velocidade de rotação. Por fim, a válvula tem a função de regular, direcionar ou controlar o fluxo através da abertura, fechamento ou obstrução parcial de várias passagens. A FIGURA 29 demonstra o esquema destes equipamentos em Aspen Plus®.

FIGURA 29 – DEMONSTRAÇÃO DE BOMBAS, TURBINAS HIDRÁULICAS E VÁLVULAS EM ASPEN PLUS.



FONTE: A autora (2021).

Utilizando a bomba como exemplo para demonstrar o modelo matemático, define-se que uma bomba aumenta a pressão do líquido entre sua entrada e saída por ΔP :

$$P_2 = P_1 + \Delta P \quad (22)$$

Onde P_2 é a pressão de saída, P_1 a pressão de entrada, ΔP a variação de pressão. Quando se tem o fluxo estacionário e efeitos viscosos desconsiderados, a conhecida equação de Bernoulli para ΔP resulta em:

$$\Delta P = P_2 - P_1 = H\rho g \quad (23)$$

Onde H é a altura, ρ a densidade líquida, g a aceleração da gravidade. A potência hidráulica ou potência de saída (potência do fluido) é determinada da seguinte maneira:

$$P_w = \rho g Q H \quad (24)$$

Sendo Q o fluxo de volume do líquido. A potência de controle ou de entrada (potência mecânica fornecida à bomba pelo motor ativador) pode ser calculada por:

$$P_f = \omega T = \frac{2\pi}{60} f T \quad (25)$$

Onde ω é a velocidade angular do eixo (rad.s^{-1}), f a frequência de rotação (rpm), T o torque do eixo (N.m) (BIEGLER; GROSSMANN; WESTERBERG, 1997). A eficiência da

bomba pode ser definida por meio da relação entre a potência hidráulica (potência de fluido), P_w , e a potência mecânica (potência de freio), P_f :

$$\eta = \frac{P_w}{P_f} \quad (26)$$

3.3 MODELOS MATEMÁTICOS E EQUAÇÕES DE ESTADO

Os modelos matemáticos representam ou fazem uma interpretação sintetizada da realidade, apresentando apenas um espectro ou panorama de uma fração do todo. De acordo com Prausnitz e Tavares (2004) o comportamento de um sistema pode ser satisfatoriamente descrito por um modelo de coeficiente de atividade ou por uma equação de estado.

O Aspen Plus® apresenta o “método de propriedade” que se define como um conjunto de modelos usados para calcular propriedades termodinâmicas, cinéticas e de transporte. Uma das vantagens deste processo estar no fato de que, caso os componentes selecionados pelo usuário não funcionarem com métodos de propriedade predefinidos do Aspen Plus® (padrão ou recomendado), esses métodos podem ser modificados pelo usuário (AL-MALAH, 2017). Quando se trata de “método termodinâmico”, este representa um subconjunto do método de propriedade, pode ser largamente classificado como:

- um método baseado no coeficiente de atividade;
- um método de equação de estado.

Para tal, o método baseado no “coeficiente de atividade” no software é retratado especialmente para sistemas líquidos subcríticos e não ideais a pressões inferiores à 10 atm. A temperatura é um fator primordial, pois os parâmetros incorporados no modelo são seus dependentes. Para região crítica, esse método se torna problemático. No entanto, o conceito de mistura de líquido ideal versus não ideal pode ser simplificado primeiro antes de entrar no quadro complexo da termodinâmica de solução (HAYDARY, 2019).

No geral, os modelos de coeficiente de atividade são bem satisfatórios para sistemas de compostos polares em baixas pressões e que ficam longe da região crítica. Segundo Al-Malah (2017), tais modelos são a melhor maneira de representar misturas de líquidos imensamente não ideais em baixas pressões (inferiores à 10 atm); sendo usados para o cálculo de fugacidade, entalpia, entropia e energia livre de Gibbs. Para a modelagem de equilíbrio de

fase em Aspen Plus, o modelo de coeficiente de atividade geralmente utiliza uma correlação empírica em paralelo para os cálculos de densidade.

O modelo de “equação de estado” no Aspen Plus® atua na região crítica e com componentes apolares. Este modelo expõe as relações existentes entre as variáveis pressão, temperatura e volume; sendo inexpressíveis os parâmetros binários que extrapolam com a temperatura. Tal modelo pode ser usado em amplas faixas de pressão e temperatura, abrangendo região subcrítica e supercrítica (SCHEFFLAN, 2016). No Aspen Plus®, quando se trata de sistemas ideais ou levemente não ideais, as propriedades termodinâmicas para as fases de vapor e líquida podem ser calculadas com uma quantidade mínima de dados de componente. Fundamentalmente, um modelo de equação de estado é categoricamente apropriado para modelar sistemas de hidrocarbonetos com gases leves, como CO₂, N₂ e H₂S (HAYDARY, 2019). Com o propósito de aprimorar a representação de sistemas não ideais, deve-se obter parâmetros de interação binários a partir da regressão de dados experimentais de equilíbrio líquido-vapor (VLE).

3.3.1 Modelo de Peng-Robinson (PR)

O modelo de Peng-Robinson (PR) foi desenvolvido em 1976 objetivando satisfazer os seguintes pontos:

- os parâmetros deveriam ser expressos em termos de propriedades críticas (P_c e T_c) e do fator acêntrico (ω);
- o modelo deveria produzir boa precisão próxima ao ponto crítico, principalmente para os cálculos do fator de compressibilidade (Z) e da densidade de líquidos;
- as regras de mistura não deveriam empregar mais de um único parâmetro de interação binária, que deveria ser independente da pressão, temperatura e composição;
- a equação deveria ser aplicada aos cálculos de todas as propriedades de fluidos.

A equação 27 demonstra o modelo de Peng-Robinson:

$$P = \frac{RT}{V - b} - \frac{a}{V^2 + 2Vb - b^2} \quad (27)$$

Onde: $V = \nu MG$ é o volume molar, sendo $\nu = 1/\rho$ o volume específico. Os coeficientes a e b podem ser obtidos através das seguintes expressões:

$$a = 0,45724 \frac{(RT_c)^2}{P_c} \left[1 + m \left(1 - \sqrt{\frac{T}{T_c}} \right) \right]^2 \quad (28)$$

$$b = 0,07780 \frac{RT_c}{P_c} \quad (29)$$

$$m = 0,37464 + 1,5422\omega - 0,26992\omega^2 \quad (30)$$

T_c e P_c representam as temperaturas e pressões crítica e ω é o fato acêntrico.

O fator de compressibilidade $Z(P,T)$ pode ser obtido ao igualarmos a equação 27 (retrata a equação de estado dos gases reais) com a equação 31:

$$P = \frac{ZRT}{V} \quad (31)$$

em que P é a pressão, T é a temperatura, R é a constante universal dos gases, V é o volume molar específico e Z é o fator de compressibilidade (representa uma medida não ideal dos gases, de forma que para os gases perfeitos tem valor 1).

Para a determinação de Z é necessário achar as raízes do seguinte polinômio cúbico:

$$Z^3 - (1 - B)Z^2 + (A - 3B^2 - 2B)Z - (AB - B^2 - B^3) = 0 \quad (32)$$

Em que os parâmetros A e B são definidos:

$$A = \frac{aP}{(RT)^2} \quad (33)$$

$$B = \frac{bP}{RT} \quad (34)$$

$$b = \sum_{i=1}^N x_i \left(0,077796 \frac{RT_i}{P_i} \right) \quad (35)$$

$$a = \sum_{i=1}^N \sum_{j=1}^N x_i x_j \left[\left(0,457235 \frac{(RT_i)^2}{P_i} \right) a_i \left(0,457235 \frac{(RT_j)^2}{P_j} \right) a_j \right]^{0,5} (1 - k_{ij}) \quad (36)$$

A equação 32 fornece três raízes, podendo ser reais e imaginárias. Logo, para a fase gasosa, tem-se que o valor correto se refere à maior raiz real encontrada e para a fase líquida, à menor raiz encontrada (PRAUSNITZ; TAVARES, 2004).

As equações seguintes são fundamentais para os cálculos de entalpia e entropia:

$$\frac{H - H^{ID}}{RT} = Z - 1 - \frac{1}{2^{1,5} b RT} \left[a - T \frac{da}{dT} \right] \ln \left(\frac{V + (2^{0,5} + 1)b}{V - (2^{0,5} - 1)b} \right) \quad (37)$$

$$\frac{S - S_o^{ID}}{R} = \ln(Z - B) - \ln \frac{P}{P_o} - \frac{A}{2^{1,5} b RT} \left[\frac{T}{a} \frac{da}{dT} \right] \ln \left(\frac{V + (2^{0,5} + 1)b}{V - (2^{0,5} - 1)b} \right) \quad (38)$$

$$a = \sum_{i=1}^n \sum_{j=1}^n x_i x_j (a_i a_j)^{0,5} (1 - k_{ij}) \quad (39)$$

$$b_i = 0.0077796 \frac{RT_i}{P_i} \quad (40)$$

$$a_i = 0.457235 \frac{(RT_i)^2}{P_i} a_j \quad (41)$$

$$\sqrt{a_j} = 1 + m_i (1 - T_i^{0,5}) \quad (42)$$

$$m_i = 0.37464 + 1.5422w_i - 0.26992w_i^2 \quad (43)$$

Sendo:

H^{ID} é a entalpia do gás ideal em função da temperatura;

ω_i é o fator acêntrico do composto i;

R é a constantes dos gases;

T é a temperatura;

V é o volume;

P é a pressão;

x_i ; x_j são a fração molar das espécies i e j ;

k_{ij} é o parâmetro característico do componente puro.

Li, Hung, Pei, Lin, Chieng, Yu (2012) aconselha que para o tratamento termodinâmico de espécies químicas diversas dos ácidos e fluidos, componentes gasosos e para aproximar a destilação colunas o pacote Peng-Robinson é recomendado.

Este modelo também é considerado ideal para a realização de cálculos com densidades em sistemas que tem muitos hidrocarbonetos envolvidos, em contrapartida pode ser utilizado com extraordinários resultados em sistemas não ideais, e quando em conjunto com o NRTL ou NRTL-Estendido pode resultar em uma descrição bastante detalhada da termodinâmica do ciclo.

Quando o sistema apresenta uma faixa de temperatura ($> -271^{\circ}\text{C}$) e uma faixa de pressão ($< 100.000 \text{ kPa}$) o modelo Peng-Robinson resolve qualquer sistema composto por uma, duas ou três fases com uma precisão de altíssimo grau (LI; HUNG; PEI; LIN; CHIENG; YU, 2012; RODRÍGUEZ; LIRA; HERNÁNDEZ; LIMA, 2019). Rodríguez (2017) indica que a combinação da equação de estado para as variáveis termodinâmicas de pressão, temperatura e volume com as equações para o cálculo da entalpia e entropia de cada componente do sistema pode ser obtido por meio do modelo Peng-Robinson uma descrição termodinâmica completa do processo.

Uma das limitações do modelo P-R está a não inclusão dos dados de atividades química dos componentes, desta forma não é eficiente na descrição de reações químicas, devendo ser complementado por outros modelos que alcance esta finalidade.

3.3.2 Modelo NRTL (Non-Random Two Liquid)

Os pioneiros do modelo NRTL foram Renon e Prausnitz em 1968 (RENON; PRAUSNITZ, 1968). Estes utilizaram a teoria de dois fluidos, que considera que uma mistura homogênea composta de dois fluidos pode ser retratada como um fluido puro, na qual propriedades seriam mensuradas por médias das propriedades das substâncias puras (COSTA, 2011).

O coeficiente de atividade indicado para qualquer componente i é descrito na equação (44):

$$\ln \gamma_i = \frac{\sum_{j=1}^{NC} \tau_{ji} G_{ji} x_j}{\sum_{k=1}^{NC} G_{ki} x_k} + \sum_{j=1}^{NC} \frac{x_j G_{ij}}{\sum_{k=1}^{NC} G_{kj} x_k} \left(\tau_{ij} - \frac{\sum_{l=1}^{NC} x_l \tau_{lj} G_{lj}}{\sum_{k=1}^{NC} G_{kj} x_k} \right) \quad (44)$$

Os parâmetros τ_{ij} e G_{ij} são descritos por:

$$\tau_{ij} = \frac{j_{ij} - g_{jj}}{RT} \quad (45)$$

$$G_{ij} = \exp(-\alpha_{ij} \tau_{ij}) \quad (46)$$

Em que:

γ_i é o coeficiente de atividade do componente i

x_i é a fração molar do componente i

t é a temperatura

N é o total de componentes

α_{ij} é a relação da aleatoriedade da mistura com o componente i - j

g_{ij} é um fator característico da energia das interações de i componente com j

R é a constantes dos gases

Esclarecendo que segundo Prausnitz, Lichtenthaler e De Azevedo (1998), $\alpha_{ij} = \alpha_{ji}$ e que g_{ij} é um parâmetro de energia a ser estimado, similar ao λ_{ij} . O parâmetro de não-aleatoriedade α_{ij} da mistura normalmente é escolhido como $\alpha_{12} = 0,3$.

O modelo NRTL possibilita a descrição de misturas de componentes parcialmente miscíveis, incluindo o equilíbrio líquido-líquido, líquido-vapor e vapor-líquido-líquido; mas em contrapartida o modelo é limitado para sistemas moderadamente não-ideais.

3.3.3 Limitações

O trabalho proposto em si apresenta algumas limitações. Muitas destas limitações estão relacionadas com as condições termodinâmica de operação do modelo, como:

- positivas as transferências de energia nas direções das setas da Figura 30;
- a inevitável transferência de calor disperso que ocorre entre os componentes do sistema e seus arredores são negligenciados;

- mudanças de energia cinética e potencial são ignoradas;
- a operação de cada componente ocorre em estado estacionário.

Além destes pontos, acrescentasse a questão do acoplamento nuclear em si, de modo que não deve impactar a segurança do reator em condições normais e transitórias e mesmo sob condições de acidente anunciadas.

Recomenda-se encontrar um equilíbrio entre dois pontos cruciais: as usinas de dessalinização devem estar mais próximas do consumidor final/cliente em função dos custos com o transporte da água. Em contrapartida, os reatores nucleares, especialmente os de grande porte, como o AP1000, devem ser alocados não tão próximos aos centros populacionais por razões de segurança. Diante desse impasse, deve-se buscar maneiras para que as usinas de dessalinização nuclear tenham uma compensação para a localização da usina nuclear.

4 MODELOS COMPUTACIONAIS

A construção de um modelo computacional que demonstre de forma clara o trabalho proposto, ou seja, a cogeração de uma usina nuclear, não é uma tarefa simples. Baseado nisto, o modelo computacional será construído usando o simulador de processos químicos Aspen Plus® na interação de dois diferentes sistemas:

- (i) ciclo de conversão de energia do reator nuclear AP1000;
- (ii) processo de dessalinização de água do mar, usando a tecnologia MSF acoplado ao reator AP1000.

Para isso, faz-se necessário uma análise termodinâmica, pois esta se baseia no princípio da conservação de energia para avaliar a eficiência de processos e sistemas, através da primeira lei da termodinâmica.

De maneira sucinta, em um sistema fechado, qualquer mudança em sua energia interna (dU) é o resultado do cruzamento de calor (Q) que flui através dos limites e do trabalho realizado (W); a energia total de um sistema isolado é constante:

$$dU = dQ - dW \quad (47)$$

Como a primeira lei da termodinâmica define a energia interna do sistema, está associado a todos os sistemas termodinâmicos e, como o calor é uma forma de energia, estabelece a lei de conservação de energia.

Na termodinâmica a indisponibilidade para converter energia térmica em trabalho mecânico em um sistema é chamada de entropia (S). Logo, a mudança na entropia do sistema pode ser expressa como a razão do calor transferido para o sistema entre as temperaturas de equilíbrio do sistema com seus arredores quando o calor é fornecido, no caso de processos reversível:

$$dS = \frac{dQ}{T} = 0 \quad (48)$$

Quando se trata de processo irreversível, a segunda lei da termodinâmica afirma que a entropia sempre aumentará, de modo que a variação total da entropia não pode ser negativa,

mas se retiramos calor de um sistema, a variação de entropia do sistema é negativa. Assim, tem-se que a variação total de entropia não pode ser menor que zero:

$$dS = \frac{dQ}{T} > 0 \quad (49)$$

O calor e trabalho podem ser expressos em termos de propriedades termodinâmicas (para substância compressível), sendo o trabalho em termos de pressão (P) e volume (V):

$$dW = PdV \quad (50)$$

Já o calor em termos de entropia (S) e temperatura (T):

$$dQ = TdS \quad (51)$$

Destaca-se que as equações 50 e 51 são válidas para processos reversíveis. Desta forma, a combinação da primeira e a segunda lei da termodinâmica em termos de variáveis de estado que são válidas para processos reversíveis e irreversíveis é dada por:

$$dU = TdS - PdV \quad (52)$$

De modo prático, um sistema fechado pode estar em equilíbrio termodinâmico ou equilíbrio estável, porém não está em equilíbrio com os arredores fora do sistema fechado.

Em razão disto, para realizar o estudo da interação entre o modelo composto pelos dois subsistemas, Ciclo Rankine e a dessalinização, serão feitos cálculos esmiunçados de eficiência energética, considerando a operação do modelo em regime permanente. Para isso, os cálculos serão baseados em balanço de massa e energia.

A dita equação da energia é derivada da primeira lei da termodinâmica descrita a seguir:

$$\sum \dot{E} = \sum \dot{Q} - \sum \dot{W} \quad (53)$$

Onde $\dot{E}$ é a taxa de energia total, $\dot{Q}$ a taxa de calor total dentro do volume de controle e $\dot{W}$ é a taxa de trabalho total realizado pelas forças de superfície no fluido.

O balanço de massa é demonstrado a seguir:

$$\sum_i (\dot{m}_{in} - \dot{m}_{out}) = 0 \quad (54)$$

Onde $\dot{m}_{in}$ é o fluxo de massa entrando no componente i , $\dot{m}_{out}$ o fluxo de massa deixando o componente i .

$$\dot{Q}_{in} - \dot{Q}_{out} + \dot{W}_{in} - \dot{W}_{out} = \sum_{out} \dot{m}_{in} h_{in} - \sum_{in} \dot{m}_{out} h_{out} \quad (55)$$

Onde h_{in} é a entalpia específica de entrada para o componente, h_{out} a entalpia específica de saída do componente, $\dot{m}_{in}$ é a vazão mássica entrando no sistema, $\dot{m}_{out}$ é a vazão mássica deixando o sistema, $\dot{W}$ é a taxa de energia gerada, $\dot{Q}$ é a taxa de calor.

Segundo Moran, Shapiro, Boettner, Bailey (2010) um sistema fechado pode estar em equilíbrio termodinâmico ou equilíbrio estável, no entanto não está em equilíbrio com os arredores exteriores ao sistema fechado. A exergia pode ser determinada a partir dessa diferença, ou seja, a diferença entre o sistema fechado e o ambiente é útil para produzir trabalho de eixo, sendo que a exergia é o trabalho de eixo máximo que pode ser executado por essa diferença.

Quando um processo é irreversível, a exergia é destruída e mantida. Portanto, a análise exergética faz a quantificação das imperfeições em um sistema termodinâmico assumindo a diferença entre as diferentes formas de energia existentes; além de identificar os locais de exergia que perdem suas causas e magnitudes para melhorar a eficiência de um sistema (ALONSO; DEL VALLE; RAMIREZ, 2020).

Então o balanço exergético em um volume de controle leva em consideração que a exergia que entra em um sistema produz uma saída de exergia no produto, trabalho de eixo, mais exergia emitida com resíduos, irreversibilidades externas, e exergia que é destruída, irreversibilidades internas, descrito a seguir:

$$\frac{dE_{cv}}{dt} = \sum_j \left(1 - \frac{T_0}{T_j}\right) \dot{Q}_j - \left(\dot{W}_{cv} - p_0 \frac{dV_{cv}}{dt}\right) + \sum_{in} \dot{m}_{in} e_{in} - \sum_{out} \dot{m}_{out} e_{out} - \dot{E}_D \quad (56)$$

Onde $\frac{dE_{CV}}{dt}$ é a taxa de mudança de exergia em relação ao tempo no volume de controle; $\dot{Q}_j$ é a taxa de transferência de calor na fronteira com a temperatura T_j , logo $\left(1 - \frac{T_0}{T_j}\right) \dot{Q}_j$ é a taxa de transferência de exergia que o acompanha.

$$\sum \dot{Q} \left(1 - \frac{T_0}{T}\right) - \dot{W} + \sum_{in} \dot{m}_{in} e_{in} - \sum_{out} \dot{m}_{out} e_{out} = \dot{E}_D \quad (57)$$

Onde: e_{in} é a exergia específica que entra no componente;

e_{out} é a exergia específica que sai do componente;

$\dot{E}_D$ é a exergia destruída;

$\dot{W}$ é a energia gerada;

T_0 é a temperatura de referência;

T é a temperatura;

$\dot{Q}$ é o fluxo de calor.

Considerando cada componente do sistema como adiabático, temos o seguinte:

$$\dot{E}_D = \sum \dot{Q} \left(1 - \frac{T_0}{T}\right) = 0 \quad (58)$$

A exergia específica pode ser determinada da seguinte maneira:

$$e = e_{ph} + e_k + e_p + e_{ch} \quad (59)$$

Onde: e_{ph} é a exergia física;

e_k é a exergia cinética;

e_p é a exergia potencial;

e_{ch} é a exergia química.

Neste caso, a exergia potencial e cinética não são considerados por terem valores muito pequenos. Da forma semelhante, caso uma composição química constante nas correntes for

encontrada, a exergia química também é insignificante, restando apenas a exergia física como governante. Logo, a equação (59) fica:

$$e = e_{ph} = (h - h_0) - T_0(s - s_0) \quad (60)$$

Onde: h é a entalpia;

h_0 é a entalpia para as condições de referência;

s é a entropia;

s_0 é a entropia de referência;

T_0 é a temperatura de referência.

A partir das explicações expostas, é possível determinar a eficiência energética e exergética do processo, por meio do balanço de massa, energia e exergia. Estes seguem alguns princípios e leis, como a conservação de massa, de energia e de quantidade de movimento.

Visto tudo isso, a construção do fluxograma do sistema proposto neste trabalho no Aspen Plus® segue os seguintes pressupostos:

- os componentes simulados estão em estado estacionário e operando com parâmetros nominais;
- mudanças na energia cinética e gravitacional são negligenciadas;
- as perdas de calor nos componentes, tubos e juntas do processo também são negligenciadas;
- as quedas de pressão nos tubos não são consideradas.

4.1 MODELO COMPUTACIONAL PARA O CICLO DE CONVERSÃO DE ENERGIA DO AP1000.

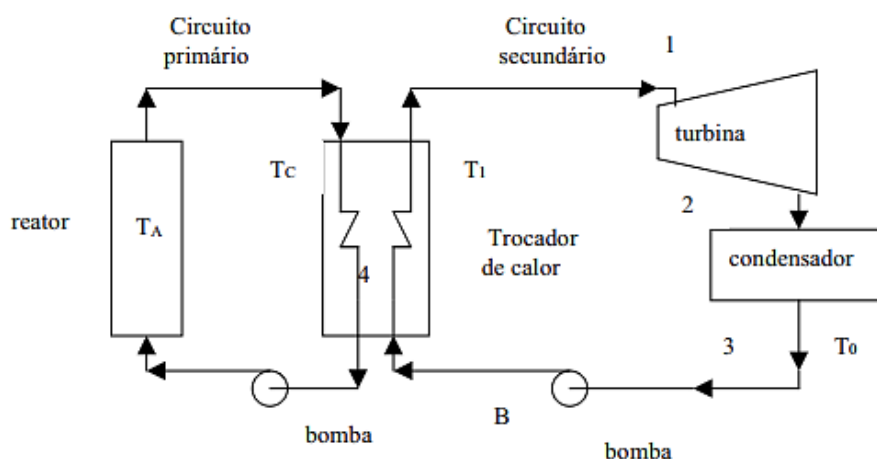
O ciclo de Rankine é um ciclo termodinâmico que realiza a conversão de energia do reator nuclear AP1000 proposto neste trabalho, ou seja, promove a conversão do calor para o trabalho. Em termos técnicos, o AP1000 é a fonte de energia utilizada no processo e sendo este um PWR, a água pressurizada é a responsável para transferir a energia liberada na reação nuclear para o fluido de trabalho em trocadores de calor especialmente projetados.

Fundamentos necessários para a análise termodinâmica de sistema proposto já foram introduzidos, incluindo os princípios de conservação de massa e conservação de energia, as leis

da termodinâmica e dados termodinâmicos. Esses princípios se aplicam aos componentes individuais do sistema, como turbinas, bombas, condensadores e trocadores de calor, bem como ao arranjo em geral.

A FIGURA 30 a seguir faz uma esquematização do ciclo Rankine em uma planta nuclear, onde mostra os componentes básicos para a conversão de energia.

FIGURA 30 – ESQUEMATIZAÇÃO DO CICLO RANKINE DE UMA PLANTA NUCLEAR.



FONTE: DA SILVA LAPA (2005).

Analisando a FIGURA 30 tem-se o seguinte:

- o vapor saturado correspondente a temperatura T_1 se expande do ponto 1, entrada da turbina, de forma adiabática e reversível, na turbina até o ponto 2, saída da turbina;
- já no ponto 2, o vapor à temperatura T_2 , sofre condensação a temperatura e pressão constantes até o ponto 3;
- para completar o ciclo, no ponto 3, o fluido no estado líquido saturado é bombeado para o ponto B, este tem a mesma pressão do ponto 1.

Ainda analisando a FIGURA 30, é possível observar que cada unidade de massa sofre periodicamente um ciclo termodinâmico à medida que o fluido de trabalho circula por meio da série de quatro componentes interconectados.

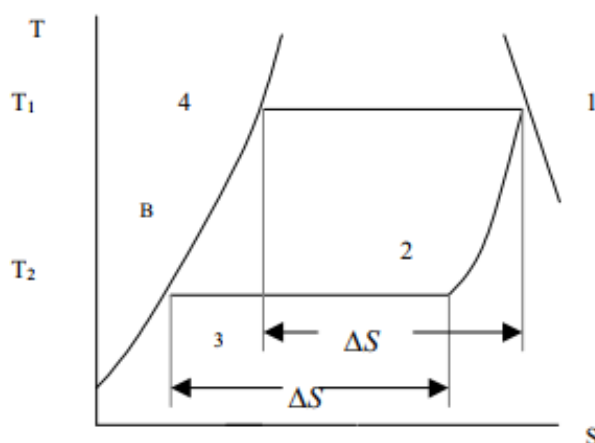
Do ponto de vista teórico, o princípio de conservação de energia visto anteriormente, requer que o trabalho líquido desenvolvido por um ciclo de energia seja igual ao calor líquido adicionado. De forma clara, uma dedução relevante da segunda lei é que a eficiência térmica, que indica a extensão em que o calor adicionado é convertido em um a saída de trabalho líquida deve ser inferior a 100%.

No mais, o desempenho termodinâmico aprimorado do sistema acompanha a redução de irreversibilidades. Entretanto, a extensão em que as irreversibilidades podem ser reduzidas em sistemas de geração de energia depende de fatores termodinâmicos, econômicos e outros.

Ciclo Rankine com regeneração

O método do Ciclo Rankine com Regeneração é usado para aumentar a eficiência térmica das usinas de vapor. Neste método ocorre o aquecimento regenerativo da água de alimentação, ou simplesmente regeneração (MORAN; SHAPIRO; BOETTNER; BAILEY, 2010). A FIGURA 31 retrata o ciclo Rankine regenerativo. Neste ciclo o líquido comprimido entre os pontos B e 4 recebe o calor de forma isotérmica. Para isso se faz a utilização do vapor da turbina, onde se expande entre os pontos 1 e 2, juntamente com um agente contínuo de aquecimento direcionado para o líquido que foi comprimido (DA SILVA LAPA, 2005). Uma bomba pode ser usada para que o líquido comprimido passe através do espaço anular e, quando isso é feito na turbina, e em direção oposta ao fluxo de vapor, representando um trocador de calor em contracorrente e caso a transferência de calor for grande o necessário ou a sua velocidade for baixa o suficiente, a temperatura do vapor na face será equivalente ao outro lado do casco. Dessa forma, fluido de trabalho receberá calor de modo reversível a partir do vapor em todo o caminho, completando o ciclo.

FIGURA 31 – CICLO RANKINE REGENERATIVO IDEAL.

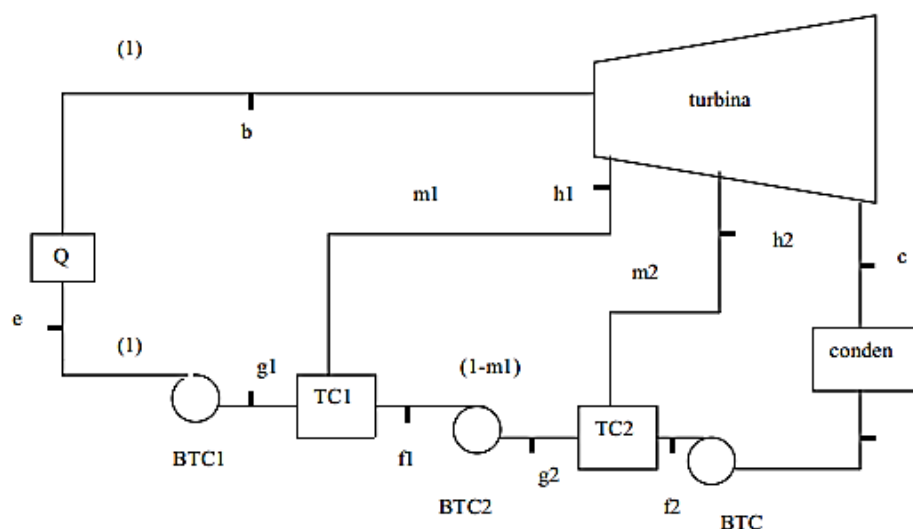


FONTE: DA SILVA LAPA (2005); MORAN; SHAPIRO; BOETTNER; BAILEY (2010).

Esta regeneração do ciclo do Rankine pode ser realizada usando um aquecedor de água de alimentação aberto, ou seja, um trocador de calor do tipo de contato direto no qual fluxos

em diferentes temperaturas se misturam para formar um fluxo a uma temperatura intermediária. A FIGURA 32 a seguir faz uma esquematização do ciclo Rankine regenerativo.

FIGURA 32 – ESQUEMATIZAÇÃO DO CICLO RANKINE REGENERATIVO.



FONTE: DA SILVA LAPA (2005); SIQUEIRA (2016).

A quantidade de energia que deve ser fornecida a partir da queima da fonte nuclear, que provoca a vaporização e o superaquecer do vapor seria reduzida com o ciclo Rankine regenerativo; pois à medida que apenas uma parte do fluxo total se expande através da turbina de segundo estágio, provocando a redução do trabalho. No processo real, as condições de operação são escolhidas de modo que a redução do calor que foi adicionado compense com sobra a redução do trabalho reto desenvolvido e, conseqüentemente resulta na elevação da eficiência térmica em usinas que usam o modo regenerativo.

A seguir será feito uma avaliação do trabalho principal e transferências de calor no subsistema de conversão de energia do Ciclo Rankine, analisando os componentes básicos.

Turbina

Na análise da turbina, de acordo com a Figura 30, tem-se que o vapor do gerador, com temperatura e pressão altas, se expande através da turbina para produzir trabalho e, depois, é descarregado para o condensador com pressão relativamente baixa. Logo, os balanços de massa e energia para um volume de controle ao redor da turbina reduzem no estado estacionário para ceder, resultando nas seguintes expressões:

$$\frac{\dot{W}_t}{\dot{m}} = h_1 - h_2 \quad (61)$$

Onde $\dot{m}$ representa a taxa de fluxo de massa do fluido de trabalho e $\frac{\dot{W}_t}{\dot{m}}$ a taxa na qual o trabalho é desenvolvido por unidade de massa de vapor que passa pela turbina.

Condensador

Já na análise do condensador, ocorre a transferência de calor do vapor para a água de resfriamento que flui em um fluxo separado. O vapor condensa e a temperatura da água de resfriamento se eleva. Assim, os balanços de massa e energia para um volume de controle envolvendo o lado de condensação do trocador de calor cedem, expresso a seguir:

$$\frac{\dot{Q}_{out}}{\dot{m}} = h_3 - h_2 \quad (62)$$

Onde $\frac{\dot{Q}_{out}}{\dot{m}}$ é a taxa na qual a energia é transferida pelo calor do fluido de trabalho para a água de resfriamento por unidade de massa do fluido de trabalho que passa pelo condensador.

Bomba

Na bomba, o condensado líquido que sai do condensador é bombeado do condensador para a caldeira de alta pressão. Dessa forma, os balanços de massa e energia dão:

$$\frac{\dot{W}_{in}}{\dot{m}} = h_B - h_3 \quad (63)$$

Sendo $\frac{\dot{W}_{in}}{\dot{m}}$ a taxa de entrada de energia por unidade de massa que passa pela bomba.

Reator

Na análise do reator, o fluido de trabalho completa um ciclo quando o líquido que sai da bomba (água de alimentação do reator) é aquecido até atingir a saturação e evaporado no reator, no AP100 essa evaporação não ocorre de forma global. Considerando um volume de controle que inclui os tubos do reator e tambores transportando a água de alimentação, os balanços de massa e taxa de energia ficam com:

$$\frac{\dot{Q}_{in}}{\dot{m}} = h_1 - h_B \quad (64)$$

Onde $\frac{\dot{Q}_{in}}{\dot{m}}$ é a taxa de transferência de calor da fonte de energia para o fluido de trabalho por unidade de massa que passa pela caldeira.

Por fim, na avaliação dos parâmetros de desempenho do Ciclo Rankine, chegasse à eficiência térmica, que tem o propósito de medir até que ponto a entrada de energia para o fluido de trabalho que passa pela caldeira é convertida para a saída de trabalho líquida. Fazendo a utilização das quantidades e expressões introduzidas anteriormente, a eficiência térmica da potência o ciclo representado na Figura 30 é expressa a seguir:

$$\eta_{term} = \frac{\frac{\dot{W}_{turbina}}{\dot{m}} - \frac{\dot{W}_{bomba}}{\dot{m}}}{\frac{\dot{Q}_{in}}{\dot{m}}} = \frac{[(h_1 - h_2) - (h_B - h_3)]}{(h_1 - h_B)} \quad (65)$$

A avaliação exergética de uma planta PWR é feita por meio do balanço exergético e eficiência exergética de alguns componentes da planta (ALONSO; DEL VALLE; RAMIREZ, 2020), (ANSARI; SAYYAADI; AMIDPOUR, 2010).

Turbina

O balanço de exergia da turbina é descrito a seguir:

$$\sum \dot{E}_{in} - \sum \dot{E}_{out} = \dot{W}_T + \dot{E}_D \quad (66)$$

Onde: $\sum \dot{E}_{in}$ é a soma de exergia que entrou na turbina;

$\sum \dot{E}_{out}$ é a soma da exergia que sai da turbina;

$\dot{W}_T$ é a potência da turbina;

$\dot{E}_D$ é a destruição da exergia na turbina.

Logo, a eficiência exergética da turbina, ε_T , fica da seguinte maneira:

$$\varepsilon_T = \frac{\dot{W}_T}{\dot{E}_{in} - \dot{E}_{out}} \quad (67)$$

Bomba

Para a bomba, segue o balanço de exergia:

$$\sum \dot{E}_{in} - \sum \dot{E}_{out} = \dot{W}_B + \dot{E}_D \quad (68)$$

Onde: $\sum \dot{E}_{in}$ é a soma de exergia que entrou na bomba;

$\sum \dot{E}_{out}$ é a soma da exergia que sai da bomba;

$\dot{W}_B$ é a potência da bomba;

$\dot{E}_D$ é a destruição da exergia na bomba.

Assim, determina-se a eficiência exergética da bomba:

$$\varepsilon_B = \frac{\dot{E}_{in} - \dot{E}_{out}}{\dot{W}_B} \quad (69)$$

Trocador de calor

Para o trocador de calor, o balanço de exergia fica da seguinte maneira:

$$\sum \dot{E}_{in} - \sum \dot{E}_{out} = \dot{E}_D \quad (70a)$$

Onde: $\sum \dot{E}_{in}$ é a soma de exergia que entrou no trocador de calor;

$\sum \dot{E}_{out}$ é a soma de exergia que sai do trocador de calor;

$\dot{E}_D$ é a destruição da exergia no trocador de calor.

Dessa forma, pode-se obter a eficiência exergética do trocador de calor:

$$\varepsilon_{TC} = \frac{\Delta \dot{E}_{corrente \text{ para ser aquecida}}}{\Delta \dot{E}_{corrente \text{ usada para aquecimento}}} \quad (70b)$$

A equação (70a) e (70b) poder usada para reacondicionador, gerador de vapor, pré-aquecedores de água de alimentação, e outros componentes de troca de calor.

Reator

De acordo com Alonso, Del Valle e Ramirez (2020) o componente reator apresenta uma peculiaridade. O núcleo do reator nuclear não é um sistema constante em termo energético, seu combustível é recarregado de modo periódico, no entanto funciona a uma potência constante desde o reabastecimento até se desligar para um novo reabastecimento. Logo, a energia térmica é considerada constante, simplificando a análise. Assim, o balanço de exergia fica:

$$\dot{Q}_{fiss} + \sum_{out} \dot{E} - \sum_{in} \dot{E} = \dot{E}_D \quad (71)$$

Onde: $\dot{Q}_{fiss}$ é a capacidade térmica do reator nuclear;

$\dot{E}$ é a exergia;

$\dot{E}_D$ é a destruição da exergia no reator.

Desse modo, a eficiência exergética do reator fica:

$$\varepsilon_R = \frac{\sum_{out} \dot{E} - \sum_{in} \dot{E}}{\dot{Q}_{fiss}} \quad (72)$$

De acordo com Da Silva Lapa (2005) o melhoramento da eficiência de uma usina nuclear pode ser alcançado por meio da melhor queima de combustível, resultando na redução de custo do combustível caso a usina esteja operando no mesmo nível de potência ou se tem uma redução nos custos de operação caso opere com níveis mais elevados de eficiência termodinâmica. A quantidade de calor rejeitado também é afetada por este fato, sendo um ponto positivo em função da contribuição da qualidade do meio ambiente.

Diante do que foi expresso, torna-se possível uma conversão satisfatória da energia do reator nuclear AP1000 para a realização e condução do sistema proposto neste trabalho.

Foi visto neste tópico o modelo computacional empregado para a determinação da conversão de energia do reator AP1000 para o sistema de cogeração nuclear. No tópico seguinte será descrito o modelo computacional para a planta de dessalinização de água do mar por meio do processo MSF.

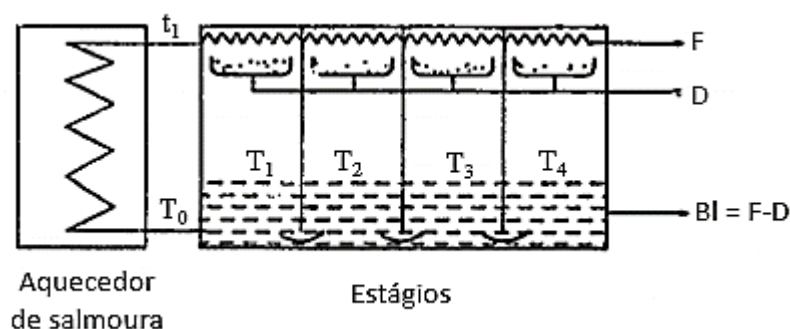
4.2 MODELO COMPUTACIONAL PARA O PROCESSO MSF LIGADO AO AP1000.

Para a realização do trabalho, um modelo computacional do acoplamento da planta MSF ao reator AP1000 é desenvolvido para a simulação em Aspen Plus[®]. Na construção da planta MSF, foi usado o separado de fases de fluxo contínuo em Aspen Plus[®] para representar os estágios da planta. Na simulação, várias considerações são usadas para realizar todo o equilíbrio de matéria e energia da planta MSF; eles são os seguintes:

- o destilado de qualquer estágio não contém sais;
- o calor de mistura é negligenciado;
- as perdas de calor no processo são desconsideradas;
- o condensado no aquecedor de salmoura não subresfria;
- a água do mar contém uma grande variedade de sais, mas para a análise será considerado apenas o NaCl com 4,2%, ou seja, uma fração molar de 0,011;
- a solução água – NaCl é considerada como solução ideal;
- todos os processos estão em estado estacionário e fluxo constante com potencial e efeitos de energia cinética são negligenciados;
- a salinidade da água bruta que entra é constante;
- o estado referência para a água salgada, vapor e água destilada é a água do mar a uma temperatura de 20°C e pressão de 0,1013 MPa e 46500 ppm.

O modelo desenvolvido neste trabalho segue o modelo construído pela Westinghouse Electric Company para o Kuwait em 1957, que tem flash de quatro estágios (DARWISH; EL-REFAEE; ABDEL-JAWAD; 1995) . Esse modelo foi baseado no design do sistema multi-efeitos e, conseqüentemente é um sistema de passagem única (FIGURA 33).

FIGURA 33 – ESQUEMA DE UMA PLANTA MSF.



FONTE: DARWISH; EL-REFAEE; ABDEL-JAWAD (1995).

Onde: F é fluxo de alimentação da água do mar;

T_1, T_2, T_3, T_4 são as temperaturas do flash de salmoura nos estágios;

T_0 é a temperatura da salmoura superior;

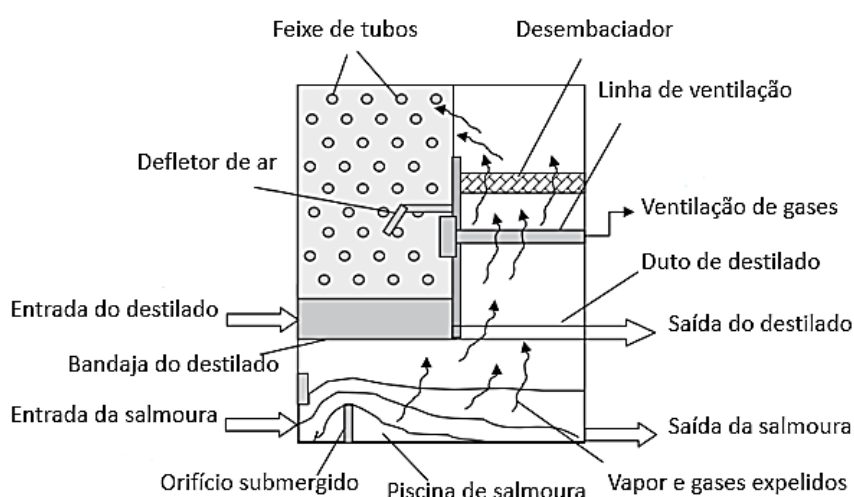
t_1 é temperatura da salmoura fluindo dentro dos tubos dos pré-aquecedores em cada estágio;

D é destilado;

Bl é o fluxo de salmoura.

A FIGURA 34 a seguir mostra o arranjo do estágio de uma planta MSF.

FIGURA 34 – ARRANJO DO ESTÁGIO DA MSF.



FONTE: AL-FULAIJ; CIPOLLINA; ETTOUNEY; BOGLE (2011).

Para sistemas MSF convencionais com capacidades de 27.000 a 32.000 m³/d, o estágio de flash tem dimensões de 18x4x3 m em largura, altura e comprimento (EL-DESSOUKY; ETTOUNEY, 2002).

Segundo Darwish, El-Refaee e Abdel-Jawad (1995) o desenvolvimento do sistema de dessalinização pelo processo MSF ocorreu muito em função da experiência acumulada obtida a partir da operação de fábricas na Arábia Saudita, Kuwait, outros estados do Golfo e de outros países em todo o mundo. Com isso, a tecnologia de dessalinização de água do mar de MSF se tornou uma tecnologia importante para resolver a escassez de recursos de água doce no mundo. No entanto, o alto custo de energia é o gargalo para a sua extensibilidade e aplicação (WU; XIAO; GAO, 2012).

Segundo EL-Dessouky, Shaban e AL-Ramadan (1996) os modelos feitos para demonstrar o processo de uma planta MSF são desenvolvidos a partir das leis básicas dos balanços de massa total e de componentes, balanço de entalpia acoplado aos coeficientes de fluxo de massa e calor. Além disso, devem ser fundamentados por equações para o cálculo das propriedades térmicas e físicas de água doce e salgada em função da temperatura e salinidade.

O processo convencional de uma planta MSF opera em uma faixa de temperatura de 30 a 110 °C. Isso implica que a maioria dos estágios de flashing operem em uma temperatura inferior a 100 °C ou em condições de vácuo. Dessa forma, todos os estágios de flashing são projetados para suportar vácuo total; mas a parte inferior dos estágios de flashing fica exposta à pressão hidrostática da piscina de salmoura. Para evitar problemas, o sistema é projetado para suportar uma pressão máxima de 2 bar (EL-DESSOUKY; ETTOUNEY, 2002). A temperatura da água do mar depende da localidade e da época do ano, já a temperatura superior da salmoura é um parâmetro de projeto que depende do método de tratamento da água.

Os tubos do condensador/pré-aquecedor são uma parte importante de uma planta MSF, pois fazem a recuperação e rejeição do calor. Fazendo uma análise mais sucinta, nos estágios flash que formam a seção de recuperação de calor, este é recuperado da condensação do vapor evaporado para aquecer a corrente de reciclagem de salmoura que flui no lado do tubo. Este processo é fundamental para a obtenção de uma alta relação de desempenho térmico da planta (EL-DESSOUKY; ETTOUNEY, 2002).

Nos estágios de rejeição de calor da planta MSF, a água do mar de alimentação e de resfriamento é aquecida pela absorção do calor latente da condensação do vapor evaporado. Como resultado disso, a água do mar de alimentação é aquecida a uma temperatura igual à temperatura da salmoura no último estágio de flashing (AL-HENGARI; EL-BOUSIFFI; EL-MUDIR, 2005). Isso é feito para evitar choque térmico na mistura da corrente de alimentação aquecida na piscina de salmoura do último estágio. Esse choque térmico resultaria na incrustação dos materiais através da decomposição do bicarbonato de cálcio e precipitação do carbonato de cálcio. Essa decomposição também provoca a liberação do CO₂ que promoveria a reação de corrosão e aumentaria a carga nos ejetores de vácuo. O fluxo de água do mar de resfriamento na seção de rejeição de calor tem como função principal a remoção do excesso de calor adicionado ao sistema no aquecedor de salmoura (EL-DESSOUKY; ETTOUNEY, 2002).

Um parâmetro tem um forte efeito na taxa de desempenho do sistema é área de transferência de calor do tubo do condensador. Este parâmetro é usado para controlar a temperatura da reciclagem da salmoura que entra no calor da salmoura. O forte efeito ocorre porque: caso a área de transferência de calor seja inferior a carga térmica do vapor de

condensação, a pressão do estágio aumentará em função do acúmulo de vapores não condensados (IAEA, 1997). Logo esse aumento de pressão reduzirá a quantidade de vapor expelido. Consequentemente, o sistema alcançará um novo estado estacionário com taxas de flashing mais baixas e menor taxa de fluxo do produto destilado.

O calor liberado pela salmoura intermitente e o destilado acumulado em um único estágio da planta MSF é igual a:

$$RC(T_{i-1} - T_i) = RCAT_i \quad (73)$$

Grande parte desse calor é obtido pelo fluxo de circulação no estágio de recuperação ($RCAT_i$) ou pelo fluxo de água de resfriamento em um estágio de rejeição ($MCAT_j$). Contudo, parte do calor liberado pelo fluxo intermitente é perdido do estágio por meio do sistema de ventilação e transferência de calor para o ambiente (DARWISH; EL-REFAEE; ABDEL-JAWAD, 1995). Como isso, a eficiência de transferência de calor do estágio em um estágio de recuperação do calor é dada por:

$$\eta_i = \frac{RC(t_i - t_{i+1})}{RC(T_{i-1} - T_i)} = \frac{\Delta t_i}{\Delta T_i}, \text{ para } 1 \leq i \leq n - j \quad (74)$$

Onde: R é a taxa de fluxo;

C é o calor específico;

T é a temperatura da salmoura de flashing;

t é a temperatura de recirculação ou de água de resfriamento no estágio do condensador.

Mas a primeira lei da termodinâmica diz que a eficiência energética de um sistema e/ou componente do sistema é definida como a razão entre a produção de energia e a entrada de energia para o sistema/componente:

$$\eta = \frac{\text{energia de saída desejada}}{\text{energia de entrada fornecida}} \quad (75)$$

Dessa forma, definimos a eficiência do processo proposto neste trabalho da seguinte maneira:

Heater

$$\eta = \frac{\dot{m}_{out}(h_{out} - h_{in})}{\dot{m}_{in}(h_{out} - h_{in})} \quad (76)$$

Flash

$$\eta = \frac{\sum \dot{m}_{out}(h_{out} - h_{in})}{\sum \dot{m}_{in}(h_{out} - h_{in})} \quad (77)$$

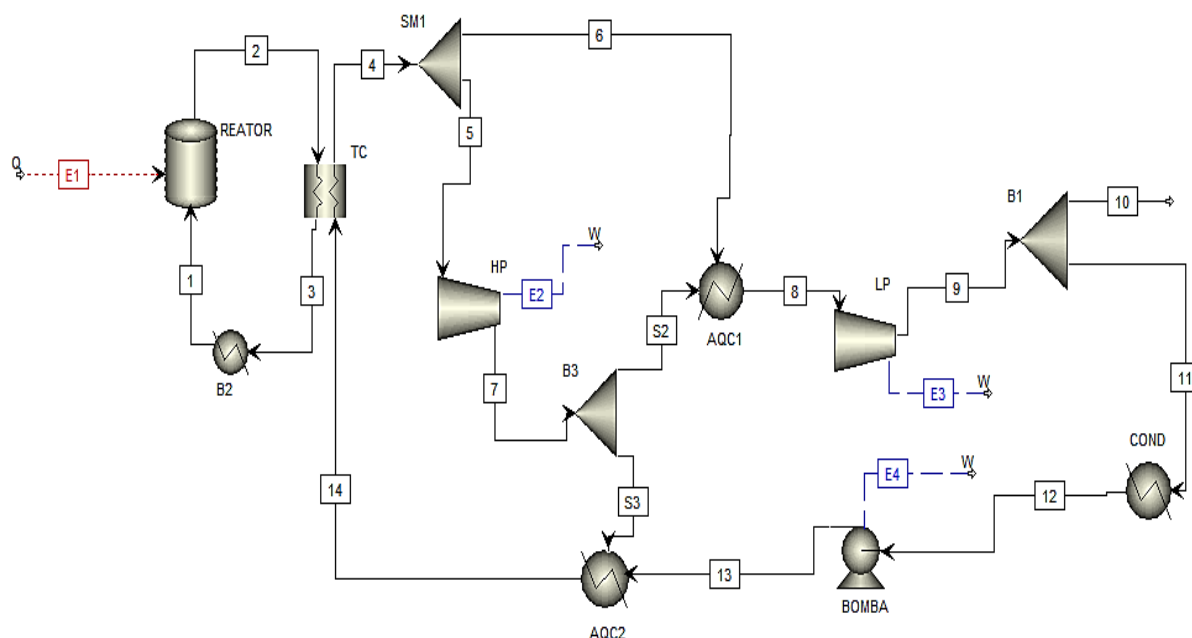
Neste capítulo foram vistos a fundamentação teórica e literária necessária para a realização dos dois modelos proposto no trabalho. No capítulo seguinte serem demonstrados os resultados encontrados e suas discussões.

5 RESULTADOS E DISCUSSÃO

5.1 CÁLCULO DA EFICIÊNCIA DO CICLO DE CONVERSÃO DE ENERGIA DO AP1000

Para o cálculo de eficiência energética e exergética do ciclo de conversão de energia do reator nuclear AP1000, foi desenvolvido um fluxograma no software Aspen Plus®. Este fluxograma é demonstrado a seguir:

FIGURA 35 – FLUXOGRAMA DE CONVERSÃO DA ENERGIA DO AP1000 EM ASPEN PLUS.



FONTE: A autora (2021).

O desenvolvimento do fluxograma ocorreu de forma objetiva para representar a cogeração da usina AP1000. Como o Aspen Plus® tem blocos que representam operações unitárias, foi usado um aquecedor para simular o reator AP1000, um trocador de calor para o gerador de vapor, Heats para o reaquecimento do vapor que sai da turbina alta pressão – HP e entra na turbina de baixa pressão – LP e para a condensação do vapor que sai de LP. Este bloco também foi usado para simular um pré-aquecedor da corrente de alimentação do trocador de calor. Divisores de fluxos fizeram a simulação dos pontos de extrações ou sangrias nas turbinas de alta pressão – HP e baixa pressão – LP, pois no Aspen Plus® esta extração não pode ser feita diretamente nas turbinas. A TABELA 6 traz as condições e propriedades das correntes para o Ciclo Rankine.

TABELA 6 – CONDIÇÕES E PROPRIEDADES DE CORRENTES PARA O CICLO RANKINE PROPOSTO ACOPLADO NO REATOR NUCLEAR AP1000.

Corrente	T (°C)	P (MPa)	m (kg/s)	Fração mássica H ₂ O	Entalpia (kJ/kg)	Exergia (kJ/kg)
1	287,361	15,513	14300	1	14662,2	398,159
2	321	15,513	14300	1	14424,4	513,242
3	284	15,513	14300	1	14683,3	388,284
4	284,677	5,76	1889	1	13068,6	1111,51
5	284,677	5,76	1788,88	1	13068,6	1111,51
6	284,677	5,76	100,116	1	13068,6	1111,51
7	178,9	2,154	1788,88	1	13202,9	941,86
8	269	1,1	1531,22	1	12981	943,548
9	46,7309	0,009	1531,22	1	13555,5	160,805
10	46,7309	0,009	0,00229684	1	13555,5	160,805
11	46,7309	0,009	1531,22	1	13555,5	160,805
12	46,7	0,009	1531,22	1	15874	3,29949
13	46,705	0,09	1531,22	1	15873,9	3,39613
14	223	5,76	1889	1	15028,7	229,848
S2	216,164	2,154	1431,11	1	13202,9	939,847
S3	216,164	2,154	357,777	1	13202,9	939,847

FONTE: A autora (2021).

Com os dados obtidos da simulação é possível prosseguir com o cálculo da eficiência do Ciclo Rankine através dos componentes do fluxograma, como turbina e bomba, condensador, pré-aquecedores, reator e trocador de calor.

Análise de eficiência energética do ciclo de conversão de energia

Começamos pela análise de eficiência do trocador de calor que representa o gerador de vapor em uma usina AP1000.

$$\eta_{TC} = \frac{\dot{Q}_{\text{útil}}}{\dot{Q}_{\text{total}}} = \frac{\dot{m}_2(h_2 - h_3)}{\dot{m}_4(h_4 - h_{14})} = \frac{14300\left(\frac{kg}{s}\right)(14424,4 - 14683,3)\left(\frac{kJ}{kg}\right)}{1889\left(\frac{kg}{s}\right)(13068,6 - 15028,7)\left(\frac{kJ}{kg}\right)} = 99,99\% \quad (78)$$

O valor encontrado é condizendo com estudo feito por Siqueira (2016) em sua análise energética de uma usina PWR que encontrou um valor de 99,9%.

Agora analisaremos a eficiência do aquecedor que foi usado no Aspen Plus® para simular o reator AP1000.

$$\eta_{AP1000} = \frac{\dot{Q}_{in}}{\dot{m}_1(h_1 - h_2)} = \frac{3400 \times 10^3 \left(\frac{kJ}{s}\right)}{14300 \left(\frac{kg}{s}\right)(14662,2 - 14424,4) \left(\frac{kJ}{kg}\right)} = 99,98\% \quad (79)$$

O bloco aquecedor conseguiu simular de modo bastante eficiente o reator AP1000, aquecendo a água de resfriamento e fornecendo água quente para o gerador de vapor.

Em seguida vamos calcular a eficiência do condensador do ciclo de conversão de energia.

$$\eta_{COND} = \frac{\dot{Q}_{out}}{\dot{m}_{11}(h_{11} - h_{12})} = \frac{3550,12 \times 10^3 \left(\frac{kJ}{s}\right)}{1531,22 \left(\frac{kg}{s}\right)(13555,5 - 15874) \left(\frac{kJ}{kg}\right)} = 99,99\% \quad (80)$$

Este foi é compatível com os valores encontrados em estudos feitos por outros autores, como trabalho feito por (SIQUEIRA, 2016)

Agora vamos começar a análise de eficiência dos blocos para determinar a geração de energia elétrica pelo Ciclo Rankine, que pode ser calculada através da razão entre a potência produzida pela turbina e a consumida na bomba e o calor gerado no reator AP1000 para um fluxo de água de 1889 kg/s. Para isso, começamos com os cálculos da turbina:

Primeiramente foi feito o cálculo da eficiência isentrópica da turbina de alta pressão – HP para o realizar o processo proposto:

$$\eta_{HP} = \frac{\dot{W}_{real}}{\dot{W}_{ideal}} = \frac{\dot{W}_{HP}}{\dot{m}(h_5 - h_7)} = \frac{240,219 \text{ MW}}{333,637 \text{ MW}} = 72\% \quad (81)$$

O valor obtido mostrou-se satisfatório para o estudo realizado, quando comparado aos 80% proposto pela Westinghouse Electric Company (2011) para a geração de energia elétrica de uma usina nuclear AP1000.

Em seguida foi feita a análise da potência produzida pela turbina HP que apresentou um fluxo mássico de 1788,88 kg/s:

$$\dot{W}_{HP} = 240,219 \text{ MW} \quad (82)$$

Agora vamos calcular a eficiência isentrópica da turbina de baixa pressão – LP que recebeu o fluxo reaquecido com um fluxo de 1531,22 kg/s:

$$\eta_{LP} = \frac{\dot{W}_{real}}{\dot{W}_{ideal}} = \frac{\dot{W}_{LP}}{\dot{m}(h_8 - h_9)} = \frac{879,693 \text{ MW}}{1221,8 \text{ MW}} = 72\% \quad (83)$$

De acordo com resultado, esta apresentou a mesma eficiência da turbina de alta pressão, enquadrando-se nos parâmetros da Westinghouse Eletric Company (2011).

O cálculo da produção de potência ficou da seguinte forma:

$$\dot{W}_{LP} = 879,693 \text{ MW} \quad (84)$$

Por fim, faremos o cálculo de potência produzida pelas turbinas para chegarmos a valor da geração de energia elétrica pelo ciclo Rankine:

$$\dot{W}_t = \dot{W}_{HP} + \dot{W}_{LP} = 240,219 \text{ MW} + 879,693 \text{ MW} = 1119,912 \text{ MW} \quad (85)$$

O valor mostra que a potência produzida total pela turbina está de acordo com o valor apresentado na literatura, já que apresentam sangrias ou pontos de extrações (ABDOELATEF; FIELD; LEE, 2015).

Agora será feita a análise da eficiência da bomba necessária para a realização do processo de geração de energia, visto que no modelo proposto tem apenas a bomba do condensador.

$$\eta_{b1} = \frac{\dot{W}_{ideal}}{\dot{W}_{real}} = \frac{\dot{m}(h_{12} - h_{13})}{\dot{W}_b} = \frac{0,1275 \text{ MW}}{0,1483 \text{ MW}} = 85,93 \% \quad (86)$$

De modo coerente, a eficiência ficou em torno dos 85% demonstrado pela Westinghouse Eletric Company (2011) em relação a planta AP1000.

Já para a análise do consumo de potência da bomba, temos o seguinte resultado:

$$\dot{W}_b = 0,1483 \text{ MW} \quad (87)$$

O valor encontrado está condizente para o ciclo proposto, pois neste caso o consumo de energia apresentou este valor porque a pressão de descarga na bomba foi de 0,09 MPa, ou seja, não houve uma grande mudança entre a pressão que saiu do condensador, com 0,009 MPa.

O cálculo do calor gerado do fluxo do reator AP1000 é mostrado a seguir:

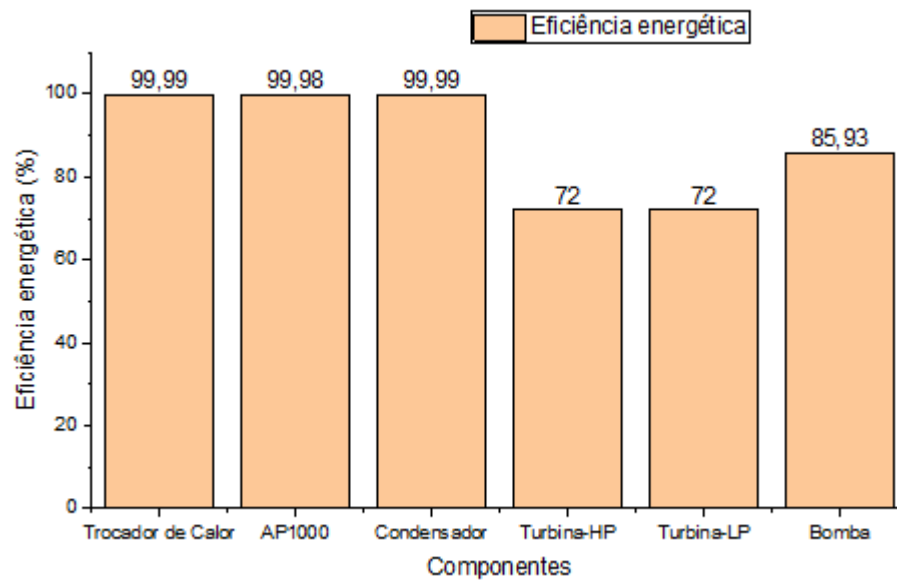
$$\dot{Q}_{AP1000} = \dot{m} (h_2 - h_3) = 3702,7 \text{ MW} \quad (88)$$

Com esses resultados já podemos calcular a eficiência térmica do Ciclo Rankine, temos então:

$$\eta_{Rankine} = \frac{\dot{W}_{ciclo}}{\dot{Q}_i} = \frac{\dot{W}_{turina} - \dot{W}_{bomba}}{\dot{Q}_{AP1000}} = \frac{1119,912 \text{ MW} - 0,1483 \text{ MW}}{3702,7 \text{ MW}} = 30,25\% \quad (89)$$

O valor encontrado está de acordo com a eficiência do Ciclo Rankine de uma usina AP1000 que fica em torno de 32% para geração de eletricidade de acordo com a Westinghouse Electric Company (2011). A FIGURA 36 a seguir faz um comparativo entre as eficiências dos componentes do ciclo de conversão de energia.

FIGURA 36 – COMPARATIVO DAS EFICIÊNCIAS DOS COMPONENTES DO MODELO DE CICLO DE CONVERSÃO DE ENERGIA DO REATOR AP1000.



FONTE: A autora (2021).

A partir dos resultados obtidos, podemos concluir que o modelo de ciclo de conversão de energia do reator AP1000 proposto neste trabalho, conseguiu alcançar os objetivos pretendidos, pois a eficiência energética dos componentes presentes nele está de acordo com valores reportados na literatura.

Análise da Eficiência Exegética do modelo proposto para a conversão de energia do AP1000

Começamos a análise da eficiência exegética pela turbina de alta pressão – HP e de baixa pressão - LP, através da seguinte relação:

$$\varepsilon_{HP} = \frac{\dot{W}_{HP}}{\dot{E}_5 - \dot{E}_7} = \frac{240,219 \text{ MW}}{1988,35 \text{ MW} - 1684,88 \text{ MW}} = 79,16\% \quad (90)$$

$$\varepsilon_{LP} = \frac{\dot{W}_{LP}}{\dot{E}_8 - \dot{E}_9} = \frac{879,693 \text{ MW}}{1444,78 \text{ MW} - 246,228 \text{ MW}} = 73,4\% \quad (91)$$

O valor encontrado está de acordo com o trabalho de outros autores, como no estudo feito por (SIQUEIRA, 2016) e (MORAN; SHAPIRO; BOETTNER; BAILEY, 2010).

Agora, vem a análise da bomba, descrita a seguir:

$$\varepsilon_{Bomba} = \frac{\dot{E}_{12} - \dot{E}_{13}}{\dot{W}_{bomba}} = \frac{5,05224 \text{ MW} - 5,20023 \text{ MW}}{0,1483 \text{ MW}} = 99,75\% \quad (92)$$

A bomba do condensador obteve uma expressiva eficiência exergética em função da pouca mudança de pressão de descarga.

Em seguida, analisaremos a eficiência exergética do trocador de calor que representou o gerador de vapor no Aspen Plus®:

$$\varepsilon_{TC} = \frac{\dot{E}_2 - \dot{E}_3}{\dot{E}_4 - \dot{E}_{14}} = \frac{7339,36 \text{ MW} - 5552,47 \text{ MW}}{2099,63 \text{ MW} - 434,183 \text{ MW}} = 93,2\% \quad (93)$$

Como é visto, o trocador de calor obteve uma eficiência que se enquadra com o valor encontrado na literatura consultada para o desenvolvimento deste trabalho.

Depois faremos a análise da eficiência exergética do reator AP1000:

$$\varepsilon_{AP1000} = \frac{\dot{E}_2 - \dot{E}_1}{\dot{Q}_{fiss}} = \frac{7339,36 \text{ MW} - 5693,67 \text{ MW}}{3400 \text{ MW}} = 48,4\% \quad (94)$$

A peculiaridade apresentada pelo reator influenciou no resultado de sua eficiência exergética. Isso também foi evidenciado no estudo feito por (ANSARI; SAYYAADI; AMIDPOUR, 2010) e (ABDOELATEF; FIELD; LEE, 2015).

Agora será analisada a eficiência dos aquecedores e pré-aquecedores do ciclo estudado:

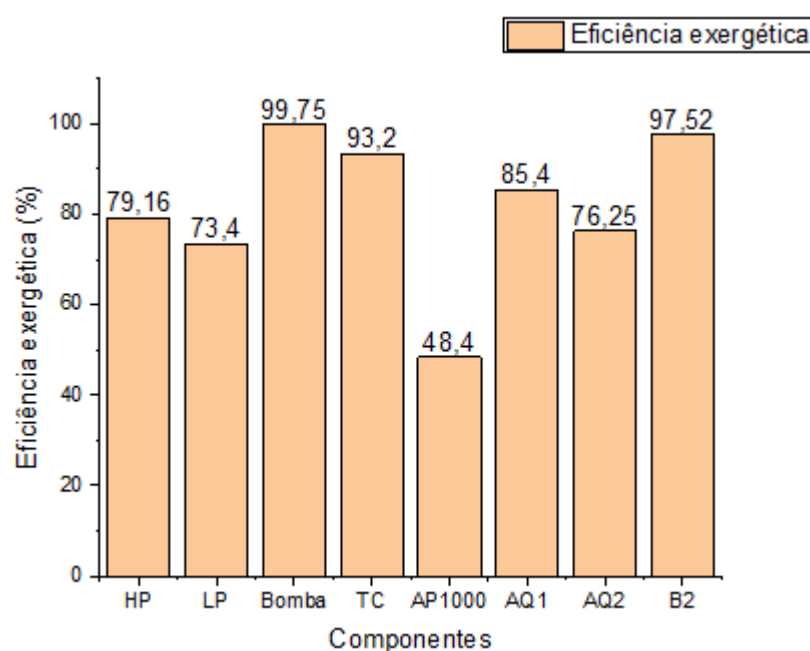
$$\varepsilon_{AQ1} = \frac{\dot{E}_{S2} - \dot{E}_6}{\dot{E}_8} = \frac{1345,02 \text{ MW} - 111,281 \text{ MW}}{1444,78 \text{ MW}} = 85,4\% \quad (95)$$

$$\varepsilon_{AQ2} = \frac{\dot{E}_{S3} - \dot{E}_{13}}{\dot{E}_{14}} = \frac{336,255 \text{ MW} - 5,2003 \text{ MW}}{434,183 \text{ MW}} = 76,25\% \quad (96)$$

$$\varepsilon_{B2} = \frac{\dot{E}_3}{\dot{E}_1} = \frac{5552,47 \text{ MW}}{5693,67 \text{ MW}} = 97,52\% \quad (97)$$

Os aquecedores e pré-aquecedores de fluxos do ciclo conseguiram obter uma boa eficiência exergética, chegando à proximidade dos valores encontrados por (SIQUEIRA, 2016). A FIGURA 37 a seguir demonstra a eficiência exergética dos componentes estudados.

FIGURA 37 – DEMONSTRAÇÃO DA EFICIÊNCIA EXERGÉTICA DOS COMPONENTES DO MODELO DE CONVERSÃO DO REATOR AP1000.



FONTE: A autora (2021).

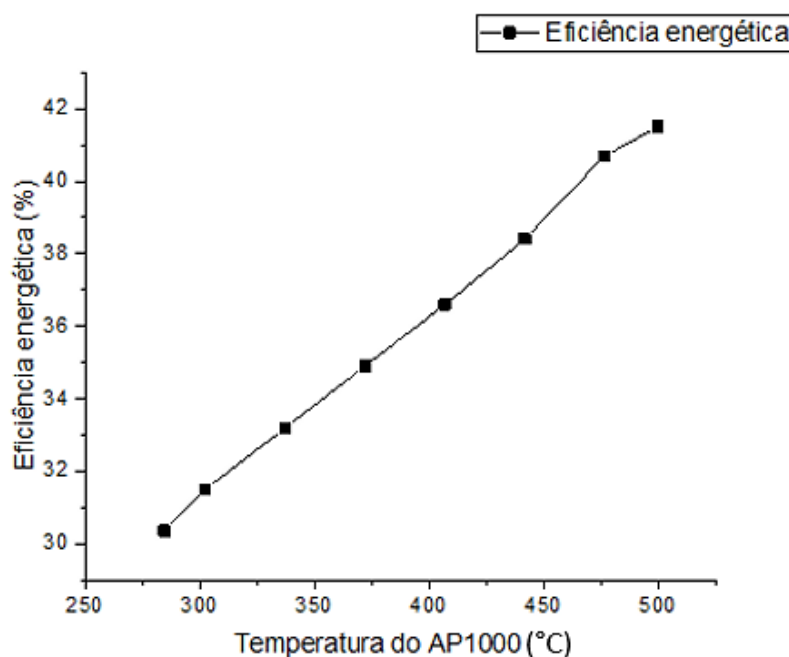
Finalizamos o estudo da eficiência energética e exergética do ciclo de conversão de energia do reator AP1000 para o processo de cogeração nuclear, ou seja, na dessalinização de água do mar utilizando a tecnologia MSF. No próximo tópico será feita uma análise de maximização de alguns parâmetros presentes na operação do ciclo de conversão de energia.

5.2 MAXIMIZAÇÃO DOS PARÂMETROS DE OPERAÇÃO DO CICLO DE CONVERSÃO DE ENERGIA

Nesta parte do trabalho analisou-se os efeitos da temperatura de saída do reator nuclear AP1000 sobre a eficiência energética do Ciclo Rankine. Para isso foi feita uma análise de sensibilidade no Aspen Plus[®]. A FIGURA 38 mostra a influência do aumento da temperatura de saída sobre a eficiência do ciclo. Este estudo de maximização tem apenas a finalidade acadêmica, já que pelo projeto do reator AP1000 não faz sentido aumentar a temperatura de

saída do vapor e, dessa forma o estudo serviu para conhecer a influência deste parâmetro na eficiência energética do ciclo.

FIGURA 38 – EFEITO DA TEMPERATURA DE SAÍDO DO REATOR AP1000 SOBRE A EFICIÊNCIA ENERGÉTICA DO CICLO RANKINE.

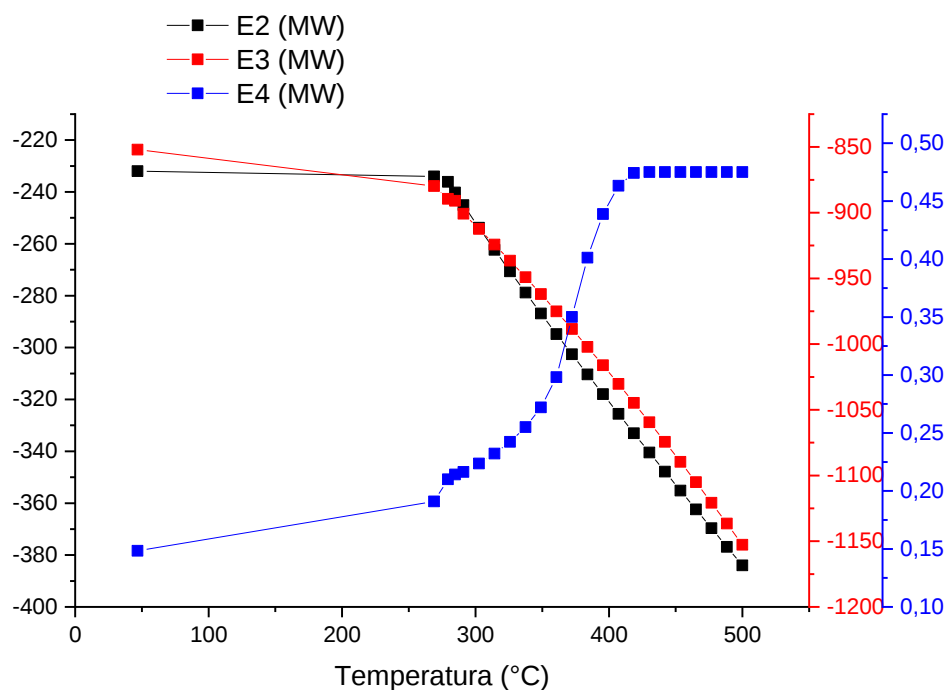


FONTE: A autora (2021).

Inicialmente a eficiência energética do ciclo de conversão de energia, Ciclo Rankine, ficou em 30,25% com uma temperatura de saída do AP1000 correspondente a 321 °C, corrente 2 do fluxograma de conversão de energia. Posteriormente, esta temperatura vai para o trocador de calor, TC, e sai na corrente 4 com 284,677 °C, chegando a turbina HP através da corrente 5, pois o bloco SM1 é apenas um divisor de fluxo mássico e, deste modo não ocorre alteração de temperatura.

Logo, a variação de temperatura de saída do reator aplicada para a análise de sensibilidade foi de 279,4 °C até 500 °C, sendo esta uma temperatura crítica do reator. Isso porque, buscou-se evidenciar o efeito desta variação sobre E2, E3 e E4, ou seja, o trabalho nas turbinas HP, LP e na bomba do condensador, por meio das correntes 4, 8 e 12. A FIGURA 39 demonstra os efeitos da variação de temperatura sobre E2, E3 e E4.

FIGURA 39 – EFEITO DA VARIAÇÃO DE TEMPERATURA SOBRE E2, E3, E4.



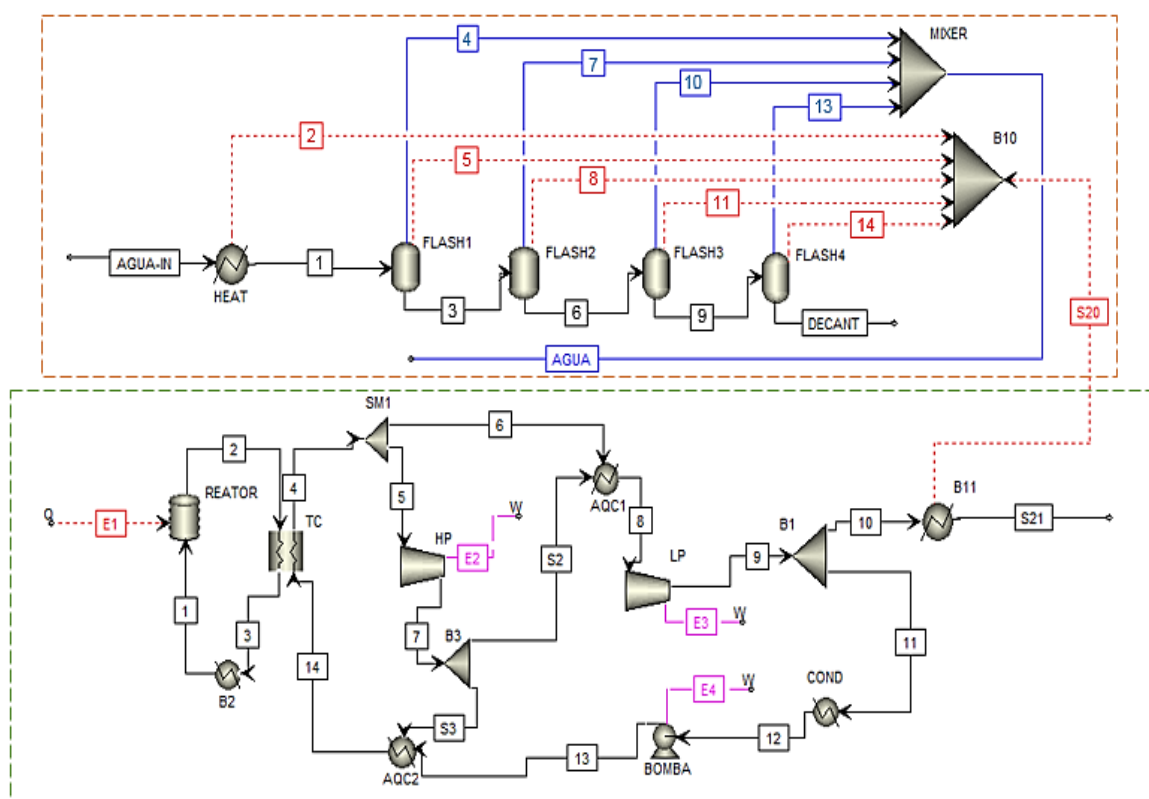
FONTE: A autora (2021).

O sinal negativo dos valores de E2 e E3 indica o trabalho das turbinas HP e LP fornecido ao sistema de conversão de energia da usina AP1000.

5.3 CÁLCULO DA EFICIÊNCIA GLOBAL DO PROCESSO DE DESSALINIZAÇÃO MSF LIGADO AO AP1000

Nesta parte do trabalho foi feito o modelo para o processo de dessalinização por de Destilação Flash de Múltiplos Estágios – MSF. Antes de partimos para o estudo da planta MSF se faz necessário uma demonstração da integração entre os dois processos, já que o processo MSF irá utilizar o calor residual do ciclo de conversão de energia do reator nuclear AP1000, formando assim a cogeração nuclear, evidenciada na FIGURA 40 seguinte.

FIGURA 40 – FLUXOGRAMA DA INTEGRAÇÃO ENTRE O CICLO DE CONVERSÃO DE ENERGIA DO REATOR NUCLEAR AP1000 E A PLANTA MSF.



FONTE: A autora (2021).

A corrente 10 do ciclo de conversão do reator AP1000 fornece a energia térmica (calor residual) para a planta de dessalinização de água do mar, MSF. Com isso, a energia térmica da corrente 10 e corrente S20 são equivalente, ou seja 532,488 MW, já que o bloco B11 foi usado para evidenciar este valor térmico da corrente 10, mantendo a temperatura e pressão. Além disso, este bloco faz integração entre os dois sistemas, de modo que a energia térmica da corrente S16 da FIGURA 41 é equivalente a corrente S20 da FIGURA 40, 532,488 MW.

Depois das destas explanações partimos para a estudo da planta MSF e, para isso foi desenvolvido um diagrama de fluxo contínuo em Aspen Plus®, como visto na FIGURA 41:

TABELA 7 – CONDIÇÕES E PROPRIEDADES DE CORRENTES PARA A PLANTA MSF.

Corrente	T (°C)	P (MPa)	m (kg/s)	Fração molar		Entalpia (kJ/kg)	Exergia (kJ/kg)
				H ₂ O	NaCl		
AGUA-IN	20	0,1013	20,4024	0,989	0,011	15693,8	0,1865
1	110	0,161535	20,4024	0,989	0,011	13261,6	517,056
3	96	0,061	0,718604	0,036	0,94	7373,85	11,5048
4	96	0,061	19,6838	~1	1,8e-26	13292,3	447,163
6	94,4	0,051	0,717606	0,03	0,97	7364,91	10,9955
7	94,4	0,051	9,97e-4	~1	1,5e-26	13294,9	442,146
9	90,5	0,031	0,715376	0,02	0,98	7345,27	9,8066
10	90,5	0,031	2,23e-3	~1	1,03e-26	13301,5	352,679
13	86	0,019	1,37e-3	~1	6,04e-27	13309,5	284,07
DECANT	86	0,019	0,714	0,016	0,984	7336,3	8,546

FONTE: A autora (2021).

Adiante foi feita a análise das eficiências energética e exergética da planta de Destilação Flash de Múltiplos Estágios – MSF.

A TABELA 8 mostra os fluxos energéticos do diagrama de fluxo do processo de dessalinização.

TABELA 8 – FLUXOS ENERGÉTICOS DO DIAGRAMA DE PROCESSO DE DESSALINIZAÇÃO DE ÁGUA DO MAR.

Corrente	Fluxo Energético (MW)
2	49,6224
5	3,6269
8	$5,1 \times 10^{-4}$
11	$8,1 \times 10^{-4}$
14	$1,8 \times 10^{-3}$
S16	532,488

FONTE: A autora (2021).

Análise de Eficiência Energética da Planta de Dessalinização MSF

A análise de eficiência energética da planta de dessalinização por Destilação Flash de Múltiplos Estágios – MSF foi feita em cada componente da planta, assim como de modo global.

Primeiramente, analisou-se o componente “HEAT” que teve a função de simular o aquecedor da água do mar com uma Top Brine Temperature – TBT de 110 °C.

$$\eta_{HEAT} = \frac{\dot{Q}_2}{\dot{m}_{AGUA-IN}(h_{AGUA-IN} - h_1)} = \frac{49623,3 (kW)}{20,4024 \left(\frac{kg}{s}\right)(15693,8 - 13261,6) \left(\frac{kJ}{kg}\right)} = 99,99\% \quad (98)$$

O valor encontrado é satisfatório pois se aproxima ao encontrado por RODRÍGUEZ et al (2019).

Agora passaremos a analisar os estágios de destilação da planta MSF, foi usado um separador de fases de fluxo contínuo em Aspen Plus® para simular tais estágios de destilação. O cálculo das eficiências energéticas de cada separador “Flash” foi determinado por meio dos fluxos entálpicos.

A princípio o flash 1, que representa o estágio 1, operou com uma temperatura de 96 °C e pressão de 0,61 MPa obteve a seguinte eficiência energética:

$$\eta_{flash1} = \frac{\dot{H}_3 + \dot{H}_4}{\dot{H}_1} = \frac{5,299 MW + 261,643 MW}{270,568 MW} = 98,66\% \quad (99)$$

Como se tratou da eficiência de um separador de fases, a corrente 4 é a fase vapor com um fluxo mássico de 19,6838 kg/s, restando 0,718604 kg/s de fase líquida, ou seja, de salmoura que foi para o próximo estágio.

Partindo para o estágio 2, flash 2, este obteve um valor expressivo operando com 94,4 °C e 0,051 MPa:

$$\eta_{flash2} = \frac{\dot{H}_6 + \dot{H}_7}{\dot{H}_3} = \frac{5,285 MW + 0,013 MW}{5,299 MW} = 99,98\% \quad (100)$$

Este estágio teve um fluxo mássico de salmoura de 0,0717606 kg/s, servindo como alimentação para o próximo estágio da destilação.

No flash 3 se viu o desempenho semelhante aos dois flashes anteriores para a simulação no software, estando com uma temperatura de 90,5 °C e 0,031 MPa e obtendo 0,715376 kg/s de fluxo de massa de salmoura:

$$\eta_{flash3} = \frac{\dot{H}_9 + \dot{H}_{10}}{\dot{H}_6} = \frac{5,255 \text{ MW} + 0,029 \text{ MW}}{5,285 \text{ MW}} = 99,98\% \quad (101)$$

Agora partindo para o último estágio da planta, este operando com uma temperatura de 86 °C e pressão de 0,019 MPa. A fração de vapor molar foi de 0,00614255 e fluxo mássico de 0,714 kg/s na corrente “DECANT” como a salmoura resultante do processo:

$$\eta_{flash4} = \frac{\dot{H}_{DECANT} + \dot{H}_{13}}{\dot{H}_9} = \frac{5,233 \text{ MW} + 0,021 \text{ MW}}{5,255 \text{ MW}} = 99,99\% \quad (102)$$

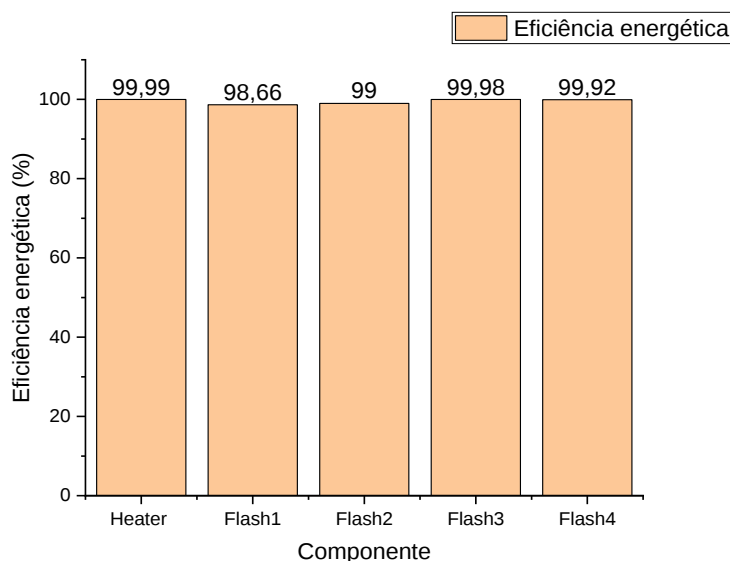
Como demonstrado, as eficiências energéticas dos “flashes” foram satisfatórias e próximas, sendo corroborado por valores semelhantes encontrado pelos autores RODRÍGUEZ; LIMA; LIRA; HERNÁNDEZ (2019) e (AL-WESHAHI; ANDERSON; TIAN, 2013).

Agora foi analisada a eficiência energética global do sistema de dessalinização de água do mar por Destilação Flash de Múltiplos Estágios – MSF:

$$\eta_{MSF} = \frac{\dot{m}_{AGUA} x h_{AGUA}}{\dot{Q}_{S16}} = \frac{19,6884 \frac{\text{kg}}{\text{s}} x 13292,3 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}}}{532488 \text{ kW}} = 49,15\% \quad (103)$$

Como a planta é um projeto de cogeração nuclear fazendo o uso do calor residual da usina AP1000, este valor se mostra satisfatório para fins energéticos, já obtivesse 19,6884 kg/s de taxa de água dessalinizada produzida. Este valor é inferior ao encontrado por RODRÍGUEZ; LIMA; LIRA; HERNÁNDEZ (2019), mas no trabalho deste autor o componente H₂ favoreceu a elevação da eficiência energética do sistema. A FIGURA 42 seguinte demonstra o comparativo das eficiências energéticas dos componentes da planta.

FIGURA 42 – COMPARATIVO DAS EFICIÊNCIAS ENERGÉTICAS DOS COMPONENTES DO MODELO DA PLANTA MSF.



FONTE: A autora (2021).

Na parte seguinte do trabalho se analisou a taxa de exergia de transferência de calor que é necessária para os cálculos da eficiência exergética e a taxa de exergia destruída do sistema.

Análise da Taxa de Exergia de Transferência de Calor da Planta de Dessalinização MSF

Começamos pela taxa correspondente ao Heat, onde temos uma taxa de calor $\dot{Q}_2$:

$$\dot{E}x_{Q_2} = \left(1 - \frac{T_0}{T}\right) \dot{Q}_2 = \left(1 - \frac{293,15 \text{ K}}{383,15 \text{ K}}\right) 49,6224 \text{ MW} = 11,66 \text{ MW} \quad (104)$$

Como já era esperado este componente apresentou uma elevada taxa exergia de transferência de calor pelo fato de ser responsável pelo aquecimento da água do mar, ou seja, uma alta taxa de calor disponível, já que a água do mar entra no sistema com uma temperatura de 20 °C e é aquecida a 110 °C.

Seguindo a análise, temos a taxa de exergia de transferência de calor do primeiro estágio da planta, flash 1:

$$\dot{E}x_{Q_5} = \left(1 - \frac{T_0}{T}\right) \dot{Q}_5 = \left(1 - \frac{383,15 \text{ K}}{369,15 \text{ K}}\right) 3,6269 \text{ MW} = 0,138 \text{ MW} \quad (105)$$

Como o flash 1 recebe a maior quantidade de calor alimentado pela corrente 1, é esperado que apresente a maior taxa de exergia de transferência de calor em relação aos estágios da planta de dessalinização e foi exatamente o que ocorreu.

Agora seguimos para o segundo estágio da planta:

$$\dot{Ex}_{Q_8} = \left(1 - \frac{T_0}{T}\right) \dot{Q}_8 = \left(1 - \frac{369,15 \text{ K}}{367,55 \text{ K}}\right) 5,1 \times 10^{-4} \text{ MW} = 0,0043 \text{ MW} \quad (106)$$

Semelhante ao observado no primeiro estágio, a taxa de exergia de transferência de calor nos estágios tende a decair com a progressão na planta, mas manteve um valor superior aos seus subsequentes.

Já com os decréscimos nos valores das taxas de calor nos estágios temos o seguinte para o flash 3:

$$\dot{Ex}_{Q_{11}} = \left(1 - \frac{T_0}{T}\right) \dot{Q}_{11} = \left(1 - \frac{367,55 \text{ K}}{363,65 \text{ K}}\right) 8,1 \times 10^{-4} \text{ MW} = 8,7 \times 10^{-6} \text{ MW} \quad (107)$$

Como resultado de fluxo de calor menor vindo da corrente 6, esta taxa de exergia de transferência de calor apresentou o menor valor dentre os quatro estágios da planta.

Por último temos a taxa de exergia de transferência de calor correspondente ao flash 4:

$$\dot{Ex}_{Q_{14}} = \left(1 - \frac{T_0}{T}\right) \dot{Q}_{14} = \left(1 - \frac{363,65 \text{ K}}{359,15 \text{ K}}\right) 1,8 \times 10^{-3} \text{ MW} = 2,25 \times 10^{-5} \text{ MW} \quad (108)$$

Aqui temos o efeito do último estágio, já que não está transferindo o calor disponível para outro estágio seguinte, mas apenas em função das correntes 13 e DECANT.

Como esta parte concluída já é possível fazer a análise da eficiência exergética e da taxa de exergia destruída.

Análise de Eficiência Exergética da Planta de Dessalinização MSF

De modo semelhante ao que foi feito na análise de eficiência energética, verificou-se a eficiência exergética de cada componente assim como a global do sistema MSF.

No componente “Heat” a eficiência exergética apresentou o seguinte resultado:

$$\varepsilon_{HEAT} = \frac{\dot{m}_1 ex_1}{\dot{m}_{AGUA-IN} ex_{AGUA-IN} + \dot{E}x_{Q_2}} = \frac{10,5492 \text{ MW}}{0,0038 \text{ MW} + 11,66 \text{ MW}} = 90,43\% \quad (109)$$

A eficiência da disponibilidade do aquecedor da água do mar é categoricamente satisfatória.

Seguindo para os estágios da planta pode-se ver o valor:

$$\varepsilon_{Flash1} = \frac{\dot{m}_3 ex_3 + \dot{m}_4 ex_4}{\dot{m}_1 ex_1 + \dot{E}x_{Q_5}} = \frac{0,00867 \text{ MW} + 8,082 \text{ MW}}{10,5492 \text{ MW} + 0,138 \text{ MW}} = 82,44\% \quad (110)$$

No flash 1 as correntes 3 e 4 apresentam uma taxa de fluxo de exergia de 0,0083 MW e 8,8 MW.

Já no flash 2 apresentou o seguinte resultado:

$$\varepsilon_{Flash2} = \frac{\dot{m}_6 ex_6 + \dot{m}_7 ex_7}{\dot{m}_3 ex_3 + \dot{E}x_{Q_8}} = \frac{0,00789 \text{ MW} + 0,00042 \text{ MW}}{0,00867 \text{ MW} + 0,0043 \text{ MW}} = 65,87\% \quad (111)$$

Este foi o estágio que obteve a menor eficiência uma vez que recebeu apenas 0,0083 MW de taxa de fluxo exergia da corrente 3.

Adiante temos mais um estágio:

$$\varepsilon_{Flash3} = \frac{\dot{m}_9 ex_9 + \dot{m}_{10} ex_{10}}{\dot{m}_6 ex_6 + \dot{E}x_{Q_{11}}} = \frac{0,007 \text{ MW} + 0,00077 \text{ MW}}{0,00789 \text{ MW} + 8,7 \times 10^{-6} \text{ MW}} = 98,6\% \quad (112)$$

Neste viu-se um resultado mais elevado que o estágio anterior em função do equilíbrio entre os valores da taxa de fluxo de exergia e da taxa de exergia de transferência de calor.

Agora vem o último estágio da planta de dessalinização MSF, o flash 4:

$$\varepsilon_{Flash4} = \frac{\dot{m}_{DECANT} ex_{DECANT} + \dot{m}_{13} ex_{13}}{\dot{m}_9 ex_9 + \dot{E}x_{Q_{14}}} = \frac{0,0061 \text{ MW} + 0,0004 \text{ MW}}{0,007 \text{ MW} + 2,25 \times 10^{-5} \text{ MW}} = 92,42\% \quad (113)$$

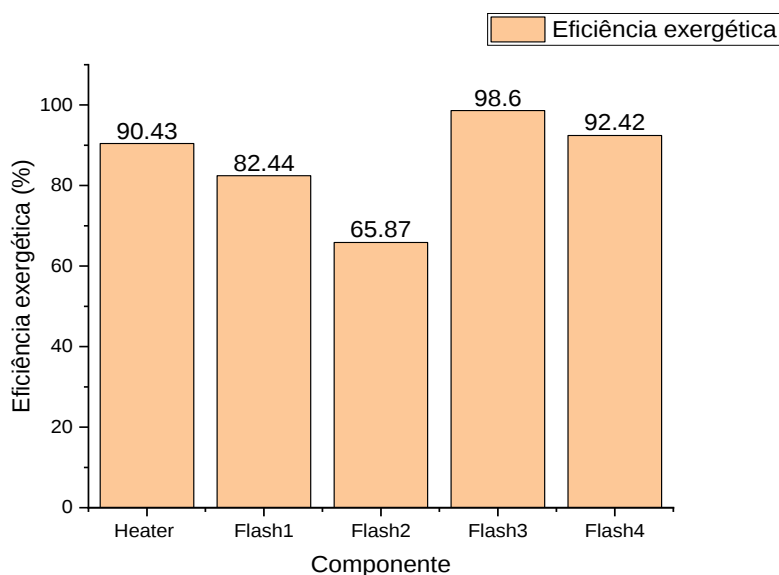
O resultado da eficiência exergética é excelente para a finalidade energética e cogeração estudada neste trabalho.

Consequentemente chegou-se à eficiência exergética global do sistema de dessalinização MSF:

$$\varepsilon_{MSF} = \frac{\dot{m}_{AGUA} ex_{AGUA}}{\dot{E}x_{Q_{S16}}} = \frac{5,654 \text{ MW}}{11,802 \text{ MW}} = 74,58\% \quad (114)$$

Este valor se mostra compatível com alguns estudos feitos nos últimos anos para um processo dessalinização nuclear da água do mar, como estudos feitos por RODRÍGUEZ; LIMA; LIRA; HERNÁNDEZ (2019), KAHRAMAN e CENGEL (2005). A FIGURA 43 seguinte faz uma exemplificação das eficiências exergéticas dos componentes da planta MSF.

FIGURA 43 – EXEMPLIFICAÇÃO DAS EFICIÊNCIAS EXERGÉTICAS DOS COMPONENTES DO MODELO DA PLANTA MSF.



FONTE: A autora (2021).

De acordo com valores apresentados na FIGURA 43, o flash 3 obteve a maior disponibilidade de energia no processo, conseguindo vaporizar uma maior quantidade em

relação aos outros flashes, uma vez que se esperava que o flash 1 tivesse a maior eficiência exergética por receber uma quantidade mais elevada de energia vinda do Heater.

Agora será demonstrada a análise da taxa de exergia destruída do sistema MSF.

Análise da Taxa de Exergia Destruída da Planta de Dessalinização MSF

Aqui analisou a quantidade de exergia que não é aproveitada no sistema, aquela que é destruída, já que esta propriedade termodinâmica não é conservada.

Assim temos primeiramente a taxa exergia que é destruída no aquecimento da água do mar, no Heat:

$$\begin{aligned}\dot{Ex}_{d_{HEAT}} &= [\dot{m}_{AGUA-IN} ex_{AGUA-IN} + \dot{Ex}_{Q_2}] - \dot{m}_1 ex_1 \\ \dot{Ex}_{d_{HEAT}} &= [0,0038 \text{ MW} + 11,66 \text{ MW}] - 10,5492 \text{ MW} = 1,1138 \text{ MW}\end{aligned}\quad (115)$$

Este componente apresentou uma taxa de calor de 49,6224 MW para funcionamento do sistema de aquecimento da água do mar oriundo do calor residual da usina AP1000.

Passando para os estágios da planta, temos:

$$\begin{aligned}\dot{Ex}_{d_{Flash1}} &= [\dot{m}_1 ex_1 + \dot{Ex}_{Q_5}] - \dot{m}_3 ex_3 + \dot{m}_4 ex_4 \\ \dot{Ex}_{d_{Flash1}} &= [10,5492 \text{ MW} + 0,138 \text{ MW}] - 0,00867 \text{ MW} + 8,082 \text{ MW} = 1,8797 \text{ M}\end{aligned}\quad (116)$$

O flash 1 apresentou a maior taxa de exergia destruída por receber a maior quantidade de calor oriunda do Heat.

Já nos estágios seguintes se verificou valores relativamente baixos:

$$\begin{aligned}\dot{Ex}_{d_{Flash2}} &= [\dot{m}_3 ex_3 + \dot{Ex}_{Q_8}] - \dot{m}_6 ex_6 + \dot{m}_7 ex_7 \\ \dot{Ex}_{d_{Flash2}} &= [0,00867 \text{ MW} + 0,0043 \text{ MW}] - 0,00789 \text{ MW} + 0,00042 \text{ MW} \\ &= 4,28e^{-3} \text{ MW}\end{aligned}\quad (117)$$

Para este estágio viu-se um resultando semelhante ao anterior:

$$\dot{Ex}_{d_{Flash3}} = [\dot{m}_6 ex_6 + \dot{Ex}_{Q_{11}}] - \dot{m}_9 ex_9 + \dot{m}_{10} ex_{10}$$

$$\begin{aligned}\dot{Ex}_{d_{Flash3}} &= [0,00789 \text{ MW} + 8,7 \times 10^{-6} \text{ MW}] - 0,007 \text{ MW} + 0,00077 \text{ MW} \\ &= 1,187 \times 10^{-4} \text{ MW}\end{aligned}\quad (118)$$

E assim como os dois estágios anteriores, temos o seguinte:

$$\begin{aligned}\dot{Ex}_{d_{Flash4}} &= [\dot{m}_9 ex_9 + \dot{Ex}_{Q_{14}}] - \dot{m}_{DECANT} ex_{DECANT} + \dot{m}_{13} ex_{13} \\ \dot{Ex}_{d_{Flash4}} &= [0,007 \text{ MW} + 2,25 \times 10^{-5} \text{ MW}] - 0,0061 \text{ MW} + 0,0004 \text{ MW} \\ &= 5,325 \times 10^{-4} \text{ MW}\end{aligned}\quad (119)$$

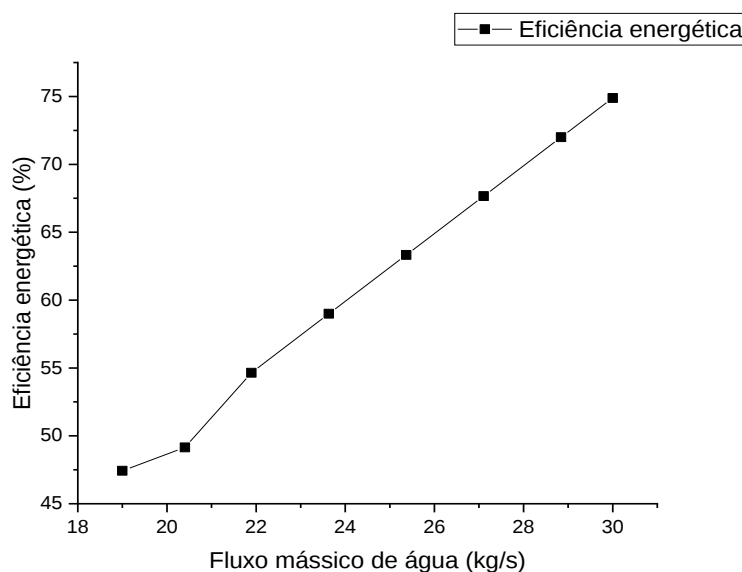
Como já foi visto, como ocorreu uma diminuição das temperaturas e pressoes nos estágios, assim constatou uma diminuição gradativa nas taxas de exergia destruída.

Encerrando este tpico do trabalho, no próximo tpico foi feito o estudo do efeito da influência da variação do fluxo de massa da água do mar sobre a eficiência energética da planta MSF.

5.4 MAXIMIZAÇÃO DOS PARÂMETROS DE OPERAÇÃO DA PLANTA MSF

O parâmetro analisado aqui foi o efeito do fluxo de massa da água do mar sobre a eficiência energética global da planta MSF. E para isso foi feito uma análise de sensibilidade no Aspen Plus[®] variando o fluxo mássico da corrente “AGUA-IN”. A FIGURA 44 evidencia o efeito do fluxo de massa sobre a eficiência energética global do sistema de dessalinização da água do mar por Destilação Flash de Múltiplos Estágios – MSF.

FIGURA 44 – EFEITO DO FLUXO DE MASSA DA ÁGUA DO MAR SOBRE A EFICIÊNCIA ENERGÉTICA GLOBAL DA PLANTA MSF.



FONTE: A autora (2021).

Como visto, a eficiência energética global teve uma elevação gradativa com o aumento do fluxo mássico da água como já era esperado. Como demonstrado anteriormente, a planta MSF obteve uma eficiência energética de 49,15% com um fluxo mássico na corrente “AGUA-IN” de 20,4024 kg/s, chegando a 74,89% com 30 kg/s. Entretanto um aumento do fluxo mássico nesta corrente provoca alterações significativas em $\dot{Q}_{S16}$, ou seja, no calor residual vindo da usina AP1000 e necessário para o processo de cogeração. Dessa forma, a medida que se eleva o fluxo mássico da água do mar também se eleva o valor desta energia. A TABELA 9 seguinte faz uma esquematização de pontos principais do processo MSF.

TABELA 9 – ESQUEMATIZAÇÃO DOS PRINCIPAIS PARÂMETROS DO PROCESSO MSF.

Fluxo mássico da água do mar, $\dot{m}_{AGUA-IN}$	20,4024 kg/s
TBT	110 °C
Eficiência energética global, η_{MSF}	49,15%
Eficiência exergética global, ε_{MSF}	74,58%
Taxa de água dessalinizada produzida	19,6884 kg/s
Taxa de salmoura resultante do processo	0,714 kg/s
Energia térmica fornecida ao processo, $\dot{Q}_{S16}$	532,488 MW

FONTE: A autora (2021).

Como visto, a taxa de água dessalinizada produzida foi bastante significativa, alcançando um percentual de 96,5%, enquanto a taxa de salmoura resultante dos quartos estágios flashes foi 3,5% em termos percentuais em relação ao fluxo mássico da água do mar no início do processo, mostrando que é viável a dessalinização de água do mar usando como fonte de energia térmica o calor residual da usina AP1000.

6 CONCLUSÕES

Neste trabalho foi desenvolvido um modelo computacional para a simulação do ciclo Rankine acoplado ao reator nuclear AP1000 para a cogeração de dessalinização de água do mar. A integração foi feita mediante extração de um ponto na turbina de baixa pressão – LP com uma energia total disponível para o processo de dessalinização de 532,488 MW térmicos.

A eficiência energética do ciclo Rankine obteve um resultado próximo ao encontrado na literatura, 30,25%, indicando o bom desempenho dos componentes do modelo de conversão de energia simulado no Aspen Plus®.

Da mesma forma, foi desenvolvido uma modelo computacional para a modelagem do processo de Destilação Flash de Múltiplos Estágios – MSF ligado ao ciclo Rankine estudado para o AP1000. Em relação a este modelo, os resultados também se mostraram satisfatórios. O número de estágios foi escolhido de modo estratégico, 4 estágios, para representar uma planta de porte adequado para o estudo em questão. A temperatura e pressão nos estágios decrescia em torna de dois pontos. Neste interim, o modelo proposto conseguiu alcançar o objetivo pretendido, já que o modelo simulado em Aspen Plus teve resultados relevantes de eficiência energética e exergética, com 49,15% e 74,58%.

Os estudos de maximização mostraram que em ambos os modelos a eficiência energética cresce progressivamente, mas como foi constatado no modelo da planta MSF, energia térmica fornecida ao sistema mostrou-se sensível a elevação do fluxo mássico da água do mar.

De modo satisfatório, o estudo se mostrou viável para a produção de água potável usando a energia térmica da usina AP1000, pois apresentou valores de eficiências acorde ao esperado e reportado por outros autores. Isto é fato importantíssimo para a indústria energética em tempos de esgotamentos de recursos energéticos e hídricos em grande parte do mundo.

Além disso, o estudo realizado possibilita a abrangência de ideias e núcleos, podendo inclusive trabalhar com uma terceira via, a produção de hidrogênio, que tem apresentado um crescente no meio científico (pesquisas) e na indústria (utilizado para diversas finalidades).

O trabalho feito deixa espaço para um futuro estudo do custo do processo, bem como fazer o estudo incluindo também o processo de produção de hidrogênio por eletrolise para maximizar a eficiência global.

REFERÊNCIAS

ASPEN. **Aspen Plus: Input Language Guide**. Aspen Engineering Suite 2004.1, Aspen Tech, 2005.

ALONSO, Gustavo; DEL VALLE, Edmundo; RAMIREZ, Jose Ramon. **Desalination in Nuclear Power Plants**. 1rd. ed. Woodhead Publishing, 2020. *E-book*. Disponível em: <https://doi.org/10.1016/B978-0-12-820021-6.00003-X>.

AL-MALAH, Kamal IM. **Aspen plus: chemical engineering applications**. 1rd. ed. Hoboken, New Jersey: John Wiley & Sons Inc, 2017. *E-book*. Disponível em: <https://doi.org/10.1002/9781119293644>.

AL-FULAIJ, Hala; CIPOLLINA, Andrea; ETTOUNEY, Hisham; BOGLE, David. Simulation of stability and dynamics of multistage flash desalination. **Desalination**, v. 281, p. 404-412, 17 out. 2011. Disponível em: <https://doi.org/10.1016/j.desal.2011.08.012>.

AL-HENGARI, Salah; EL-BOUSIFFI, Mohamed; EL-MUDIR, Walid. Performance analysis of a MSF desalination unit. **Desalination**, v. 182, n. 1-3, p. 73-85, nov. 2005. Disponível em: <https://doi.org/10.1016/j.desal.2005.03.010>.

AL-WESHAHI, Mohammed A.; ANDERSON, Alexander; TIAN, Guohong. Exergy efficiency enhancement of MSF desalination by heat recovery from hot distillate water stages. **Applied Thermal Engineering**, v. 53, n. 2, p. 226-233, 2 may. 2013. Disponível em: <https://doi.org/10.1016/j.applthermaleng.2012.02.013>.

ABDOELATEF, M. Gomaa; FIELD, Robert M.; LEE, Yong-Kwan. Thermodynamic evaluation of coupling APR1400 with a thermal desalination plant. **Int J Chem Mol Nucl Mater Metall Eng**, v. 9, n. 11, p. 1217-1225, 2015. Disponível em: internationalscienceindex.org/publication/10002677.

ABU ARABI, M. Promotion of solar desalination in the MENA region. In: **Middle East and North Africa renewable energy conference**. 2004.

ASPEN. **Aspen PlusV10 Help**; Bedford, MA: AspenTech; 2020. Disponível em: www.aspentech.com.

ADAMS, Thomas A. **Learn Aspen plus in 24 hours**. New York, NY: McGraw-Hill Education, 2018. *E-book*.

ANSARI, Kambiz; SAYYAADI, Hoseyn; AMIDPOUR, Majid. Thermoeconomic optimization of a hybrid pressurized water reactor (PWR) power plant coupled to a multi effect distillation desalination system with thermo-vapor compressor (MED-TVC). **Energy**, v. 35, n. 5, p. 1981-1996, may. 2010. Disponível em: <https://doi.org/10.1016/j.energy.2010.01.013>.

BIEGLER, Lorenz T.; GROSSMANN, Ignacio E.; WESTERBERG, Arthur W. **Systematic methods for chemical process design**. 1rd ed. Prentice Hall PTR, 1997.

BP. Energy outlook. **Report–BP Energy Economics–London**: UK, v. 9, 2019.

COSTA, CTOG. **Equilíbrio de fases em sistemas com eletrólitos**: análise de modelos de energia livre de Gibbs em excesso. Dissertação (Mestrado em Engenharia Química). Universidade Federal do Rio de Janeiro, Rio de Janeiro, Brasil, 2011.

CHU, Steven; MAJUMDAR, Arun. Opportunities and challenges for a sustainable energy future. **Nature**, v. 488, n. 7411, p. 294-303, 15 aug. 2012. Disponível em: <https://doi.org/10.1038/nature11475>.

COUPER, James; PENNEY, Roy; FAIR, James; WALAS, Stanley. **Chemical Process Equipment**: Selection and Design, 3rd ed. Amsterdam: Elsevier; 2010.

DA SILVA, Jeferson Gonçalves. **Estudo da confiabilidade do reator AP1000 para o cenário de um grande LOCA no contexto de uma APS nível 1**. Tese (Mestrado em Engenharia Nuclear). Universidade Federal do Rio de Janeiro, Rio de Janeiro, Brasil, 2005.

DA SILVA LAPA, N. **Otimização da Eficiência Térmica de uma Usina Nuclear do tipo PWR**. Tese (Doutorado em Engenharia Nuclear). Universidade Federal do Rio de Janeiro, Rio de Janeiro, Brasil, 2005.

DARWISH, M. A.; EL-REFAEE, M. M.; ABDEL-JAWAD, M. Developments in the multi-stage flash desalting system. **Desalination**, v. 100, n. 1-3, p. 35-64, jan. 1995. Disponível em: [https://doi.org/10.1016/0011-9164\(96\)00018-5](https://doi.org/10.1016/0011-9164(96)00018-5).

DELYANNIS, E.; BELESSIOTIS, V. A historical overview of renewable energies. In: **Proc. Mediterranean Conference on Renewable Energy Sources for Water Production, Santorini, Greece**. 1996. p. 10-12.

DRIOLI, E.; CURCIO, E.; DI PROFIO, G. State of the art and recent progresses in membrane contactors. **Chemical Engineering Research and Design**, v. 83, n. 3, p. 223-233, mar. 2005. Disponível em: <https://doi.org/10.1205/cherd.04203>.

DRIOLI, Enrico; CRISCUOLI, Alessandra; CURCIO, Efrem. **Membrane contactors**: fundamentals, applications and potentialities. 1rd ed. Elsevier, 2011.

DIKY, Vladimir; MUZNY, Chris; LEMMON, Eric; CHIRICO, Robert; FRANKEL, Michael. ThermoData Engine (TDE): Software implementation of the dynamic data evaluation concept. 2. Equations of state on demand and dynamic updates over the web. **Journal of chemical information and modeling**, v. 47, n. 4, p. 1713-1725, 23 may. 2007. Disponível em: <https://doi.org/10.1021/ci700071t>.

EPE. Balanço Energético Nacional 2020: Ano base 2019, **Rio de Janeiro**: Empresa de Pesquisa Energética, 2020.

EPE. Recursos Energéticos Distribuídos. **Rio de Janeiro**: Empresa de Pesquisa Energética 2019.

ELETRONUCLEAR. Estudo de Impacto ambiental – EIA da Unidade 3 da Central Nuclear Almirante Álvaro Alberto. **Eletronuclear**, 2005. Disponível em: <http://www.eletronuclear.gov.br/Nossas-Atividades/Documents/EIA/index.html>. Acesso em: 3 mar. 2021.

EL-DESSOUKY, Hisham; SHABAN, Habib I.; AL-RAMADAN, Hamida. Multi-stage flash desalination process: A thermal analysis. **Developments in Chemical Engineering and Mineral Processing**, v. 4, n. 1-2, p. 5-22, 1996. Disponível em: <https://doi.org/10.1002/apj.5500040102>.

EL-DESSOUKY, Hisham T.; ETTOUNEY, Hisham Mohamed. **Fundamentals of salt water desalination**. Elsevier, 2002. *E-book*.

EL-GHONEMY, A. M. K. Performance test of a sea water multi-stage flash distillation plant: Case study. **Alexandria engineering journal**, v. 57, n. 4, p. 2401-2413, 2018. Disponível em: <https://doi.org/10.1016/j.aej.2017.08.019>.

FAIBISH, Ron S.; ETTOUNEY, Hisham. MSF nuclear desalination. **Desalination**, v. 157, n. 1-3, p. 277-287, 2003. Disponível em: [https://doi.org/10.1016/S0011-9164\(03\)00407-7](https://doi.org/10.1016/S0011-9164(03)00407-7).

HAYDARY, Juma. **Chemical process design and simulation: Aspen Plus and Aspen Hysys applications**. John Wiley & Sons, 2019. *E-book*.

HAMED, Osman A. Overview of hybrid desalination systems—current status and future prospects. **Desalination**, v. 186, n. 1-3, p. 207-214, 2005. Disponível em: <https://doi.org/10.1016/j.desal.2005.03.095>.

IEA. **Nuclear Power in a Clean Energy System**. Paris: International Energy Agency, 2019d.

IEA. **Status of Power System Transformation**. Paris: International Energy Agency, 2019f.

IAEA. **Adapting the energy sector to climate change**. Vienna: International Atomic Energy Agency, 2019.

IAEA. **Guidance on nuclear energy cogeneration**. Vienna: International Atomic Energy Agency, 2019.

IAEA. **Energy, Electricity and Nuclear Power Estimates for the period up to 2050**. Vienna: Agência Internacional de Energia Atômica, 2020.

IAEA. **Nuclear desalination of sea water: proceedings of an international Symposium on Desalination of Seawater with Nuclear energy**. Vienna: International Atomic Energy Agency, 1997.

IAEA. **Nuclear Power Reactors in the World**. Vienna: International Atomic Energy Agency, 2021.

FRANCO, A. C. L. P. M. iIFRA Debate: Será a volta por cima da energia nuclear? **Agência Infra**, Brasília, 2021. Disponível em: <https://www.agenciainfra.com/blog/infradebate-sera-a-volta-por-cima-da-energia-nuclear/>. Acesso em: 15 jun. 2021.

JOUHARA, H; KHAMIS, I. **New Technologies for Seawater Desalination Using Nuclear Energy**, IAEA, 2015.

KALOGIROU, Soteris A. Seawater desalination using renewable energy sources. **Progress in energy and combustion science**, v. 31, n. 3, p. 242-281, 2005. Disponível em: <https://doi.org/10.1016/j.pecs.2005.03.001>.

KAHRAMAN, Nafiz; CENGEL, Yunus A. Exergy analysis of a MSF distillation plant. **Energy Conversion and Management**, v. 46, n. 15-16, p. 2625-2636, 2005. Disponível em: <https://doi.org/10.1016/j.enconman.2004.11.009>.

LI, Po-Jui; HUNG, Tzu-Chen; PEI, Bau-Shei; LIN, Jaw-Ren; CHIENG, Ching-Chang; YU, Ge-Ping. A thermodynamic analysis of high temperature gas-cooled reactors for optimal waste heat recovery and hydrogen production. **Applied energy**, v. 99, p. 183-191, 2012. Disponível em: <https://doi.org/10.1016/j.apenergy.2012.04.041>.

LUYBEN, William L. Effect of kinetic, design, and operating parameters on reactor gain. **Industrial & engineering chemistry research**, v. 39, n. 7, p. 2384-2391, 2000. Disponível em: <https://doi.org/10.1021/ie990471y>.

LICHTWARDT, M.; REMMERS, H. Water treatment using solar powered electrodialysis reversal. In: **Proceedings of the Mediterranean conference on renewable energy sources for water production**, 1996.

MATA, Teresa M.; SMITH, Raymond L.; DA COSTA, Carlos AV. Simulação e projecto de processos químicos considerando aspectos económicos e ambientais. 2006. Disponível em: <https://repositorio-aberto.up.pt/handle/10216/92368>.

MATZIE, Regis A.; WORRALL, A. The AP1000 reactor-the nuclear renaissance option. **Nuclear Energy**, v. 43, n. 1, p. 33-45, 2004.

MAUREL, A. Desalination by reverse osmosis using renewable energies (solar-wind) Cadarche Centre Experiment. In: **Seminar on New Technologies for the Use of Renewable Energies in Water Desalination**, Athens, 1991. p. 26-28.

MEGAHED, Mohamed M. Nuclear desalination: history and prospects. **Desalination**, v. 135, n. 1-3, p. 169-185, 2001. Disponível em: [https://doi.org/10.1016/S0011-9164\(01\)00148-5](https://doi.org/10.1016/S0011-9164(01)00148-5).

MICALE, Giorgio; RIZZUTI, Lucio; CIPOLLINA, Andrea (Ed.). **Seawater desalination: conventional and renewable energy processes**. Springer Berlin Heidelberg, 2009. Disponível em: <https://doi.org/10.1007/978-3-642-01150-4>.

MORAN, Michael; SHAPIRO, Howard; BOETTNER, Daisie; BAILEY, Margaret. **Fundamentals of engineering thermodynamics**. John Wiley & Sons, 2010.

MUFTAH, Ali K.; FELLAH, Giama M. Exergy Analysis for Unit Two of Zuara Desalination Plant. In: **The First International Chemical and Process Engineering Conference and Exhibition May**. 2009. p. 5-7.

OECD/NEA. Small Modular Reactors: Nuclear Energy Market Potential for Near-Term Deployment. **NEA 7213**, 2016. Disponível em: https://inis.iaea.org/search/search.aspx?orig_q=RN:47122557.

PRAUSNITZ, John M.; TAVARES, Frederico W. Thermodynamics of fluid-phase equilibria for standard chemical engineering operations. **AIChE journal**, v. 50, n. 4, p. 739-761, 2004. Disponível em: <https://doi.org/10.1002/aic.10069>.

PRAUSNITZ, John M.; LICHTENTHALER, Rudiger N.; DE AZEVEDO, Edmundo Gomes. **Molecular thermodynamics of fluid-phase equilibria**. Pearson Education, 1998.

RAYMOND, E. K.; DONALD, F. O. **Encyclopedia of Chemical Technology**. 4th Ed. Wiley, 2001.

ROSATOM. **The State Atomic Energy Corporation ROSATOM**, 2015.

RRENON, Henri; PRAUSNITZ, John M. Local compositions in thermodynamic excess functions for liquid mixtures. **AIChE journal**, v. 14, n. 1, p. 135-144, 1968. Disponível em: <https://doi.org/10.1002/aic.690140124>.

RATURI, Atul K. Renewables 2019 global status report. 2019.

RICHARDS, Bryce S.; SCHÄFER, Andrea I. Design considerations for a solar-powered desalination system for remote communities in Australia. **Desalination**, v. 144, n. 1-3, p. 193-199, 2002. Disponível em: [https://doi.org/10.1016/S0011-9164\(02\)00311-9](https://doi.org/10.1016/S0011-9164(02)00311-9).

RODRÍGUEZ, Daniel; LIMA, Fernando; LIRA, Carlos; HERNÁNDEZ, Carlos. Exergetic evaluation of a conceptual design for hydrogen production and seawater desalination using an advanced nuclear reactor as energy source. **International Journal of Exergy**, v. 28, n. 4, p. 380-403, 2019.

RODRÍGUEZ, Daniel; LIRA, Carlos; HERNÁNDEZ, Carlos; LIMA, Fernando. Hydrogen production methods efficiency coupled to an advanced high-temperature accelerator driven system. **International Journal of Hydrogen Energy**, v. 44, n. 3, p. 1392-1408, 2019. Disponível em: <https://doi.org/10.1016/j.ijhydene.2018.11.083>.

RODRÍGUEZ, Daniel González. **Projeto conceitual de sistemas de produção de hidrogênio a partir de energia nuclear de temperatura muito alta**. Tese de Doutorado. Universidade Federal de Pernambuco, Recife, Brasil, 2017.

SCHORR, Michael (Ed.). **Desalination: Trends and Technologies**. BoD–Books on Demand, 2011.

SHALABY, S. M. Reverse osmosis desalination powered by photovoltaic and solar Rankine cycle power systems: a review. **Renewable and Sustainable Energy Reviews**, v. 73, p. 789-797, 2017. Disponível em: <https://doi.org/10.1016/j.rser.2017.01.170>.

STRATHMANN, Heiner. **Ion-exchange membrane separation processes**. Elsevier, 2004.

SCHEFFLAN, Ralph. **Teach yourself the basics of Aspen Plus**. John Wiley & Sons, 2016.

SCHULZ, Terry L. Westinghouse AP1000 advanced passive plant. **Nuclear engineering and design**, v. 236, n. 14-16, p. 1547-1557, 2006. Disponível em: <https://doi.org/10.1016/j.nucengdes.2006.03.049>.

SUTHARSHAN, Balendra; MUTYALA, Meena; PVIJUK, Ronald; MISHARA, Alok. The AP1000TM reactor: passive safety and modular design. **Energy Procedia**, v. 7, p. 293-302, 2011.

STEFANI, Giovanni L.; ROSSI, Pedro R.; MAIORINO, Jose R.; SANTOS, Thiago A. **Neutronic and thermal-hydraulic calculations for the AP-1000 NPP with the MCNP6 and SERPENT codes**. IAEA, 2015. Disponível em: https://inis.iaea.org/search/search.aspx?orig_q=RN:46133779.

SIQUEIRA, D. S. **Análise Energética e Exergética de uma Usina Nuclear com Reator PWR**. 2016. Tese de Doutorado. Instituto de Engenharia Mecânica, Universidade Federal de Itajubá, Itajubá, Brasil.

TTOWLER, Gavin; SINNOTT, Ray. **Chemical engineering design: principles, practice and economics of plant and process design**. Butterworth-Heinemann, 2021.

ULLAH, Ihsan; RASUL, Mohammad G. Recent developments in solar thermal desalination technologies: a review. **Energies**, v. 12, n. 1, p. 119, 2019. Disponível em: <https://doi.org/10.3390/en12010119>.

WAYMAN, J. WAYMAN, James. Brackish ground water desalination using solar reverse osmosis. **MEng dissertation**, Aston University, Bir mingham, 2015. Disponível em: https://www.researchgate.net/profile/PhilipDavies7/publication/280528378_Brackish_Ground_Water_Desalination_using_Solar_Reverse_Osmosis__J_Wayman_Meng_Dissertation/links/55b775e608ae092e965716e8/Brackish-Ground-Water-Desalination-using-Solar-Reverse-Osmosis-J-Wayman-Meng-Dissertation.pdf. Acesso em: 09 ago. 2021.

WESTINGHOUSE ELETRIC COMPANY. The Westinghouse AP1000 Nuclear Plant, 2011. Disponível em: <https://www.westinghousenuclear.com/new-plants/ap1000-pwr>. Acesso em: 05 mar. 2021.

WESTINGHOUSE ELECTRIC COMPANY. New Plants: AP1000 Nuclear Safaty, 2021. Disponível em: <https://www.westinghousenuclear.com/new-plants/ap1000-pwr/safety>. Acesso em: 12 jan. 2022.

WU, L. Y.; XIAO, S. N.; GAO, C. J. Simulation of multi-stage flash (MSF) desalination process. **Advances in Materials Physics and Chemistry**, v. 2, p. 200-205, 2012. Disponível em: <http://dx.doi.org/10.4236/ampc.2012.24B052>.

APÊNDICE A – DADOS DE SIMULAÇÃO DO MODELO DE CONVERSÃO DE ENERGIA

BLOCK: TC MODEL: MHEATX

```

HOT SIDE:   INLET STREAM   OUTLET STREAM
             -----
             2               3
  
```

```

COLD SIDE:  INLET STREAM   OUTLET STREAM
             -----
             14              4
  
```

PROPERTIES FOR STREAM 14

PROPERTY OPTION SET: PENG-ROB STANDARD PR EQUATION OF STATE

PROPERTIES FOR STREAM 2

PROPERTY OPTION SET: PENG-ROB STANDARD PR EQUATION OF STATE

```

***  MASS AND ENERGY BALANCE  ***
              IN              OUT              RELATIVE DIFF.
TOTAL BALANCE
MOLE (KMOL/SEC)          898.626          898.626          0.00000
MASS (KG/SEC )           16189.0          16189.0          0.00000
ENTHALPY (WATT )         -0.234658E+12    -0.234658E+12    -0.260102E-15
  
```

```

***  CO2 EQUIVALENT SUMMARY  ***
FEED STREAMS CO2E          0.00000      KG/SEC
PRODUCT STREAMS CO2E        0.00000      KG/SEC
NET STREAMS CO2E PRODUCTION  0.00000      KG/SEC
UTILITIES CO2E PRODUCTION    0.00000      KG/SEC
TOTAL CO2E PRODUCTION        0.00000      KG/SEC
  
```

*** INPUT DATA ***

```

SPECIFICATIONS FOR STREAM 14      :
TWO PHASE TP FLASH
SPECIFIED TEMPERATURE              K          557.827
PRESSURE DROP                      N/SQM       0.0
MAXIMUM NO. ITERATIONS              30
CONVERGENCE TOLERANCE              0.000100000
  
```

```

SPECIFICATIONS FOR STREAM 2      :
TWO PHASE FLASH
PRESSURE DROP                      N/SQM       0.0
MAXIMUM NO. ITERATIONS              30
CONVERGENCE TOLERANCE              0.000100000
  
```

*** RESULTS ***

INLET STREAM	DUTY WATT	OUTLET TEMPERATURE K	OUTLET PRESSURE N/SQM	OUTLET VAPOR FRAC
14	0.37027E+10	557.83	0.57600E+07	1.0000
2	-0.37027E+10	557.15	0.15513E+08	0.0000

```

-----
14 | 104.86 KMOL/SEC | 4
-----> | 557.83 |
496.15 | |
3 | 793.77 KMOL/SEC | 2
<----- | 594.15 |
557.15 | |
-----
  
```

BLOCK: TC MODEL: MHEATX

HOT SIDE: INLET STREAM OUTLET STREAM

 2 3

COLD SIDE: INLET STREAM OUTLET STREAM

 14 4

PROPERTIES FOR STREAM 14

PROPERTY OPTION SET: PENG-ROB STANDARD PR EQUATION OF STATE

PROPERTIES FOR STREAM 2

PROPERTY OPTION SET: PENG-ROB STANDARD PR EQUATION OF STATE

	***	MASS AND ENERGY BALANCE	***	
		IN	OUT	RELATIVE DIFF.
TOTAL BALANCE				
MOLE (KMOL/SEC)		898.626	898.626	0.00000
MASS (KG/SEC)		16189.0	16189.0	0.00000
ENTHALPY (WATT)		-0.234658E+12	-0.234658E+12	-0.260102E-15

	***	CO2 EQUIVALENT SUMMARY	***
FEED STREAMS CO2E		0.00000	KG/SEC
PRODUCT STREAMS CO2E		0.00000	KG/SEC
NET STREAMS CO2E PRODUCTION		0.00000	KG/SEC
UTILITIES CO2E PRODUCTION		0.00000	KG/SEC
TOTAL CO2E PRODUCTION		0.00000	KG/SEC

*** INPUT DATA ***

SPECIFICATIONS FOR STREAM 14 :

TWO PHASE TP FLASH		
SPECIFIED TEMPERATURE	K	557.827
PRESSURE DROP	N/SQM	0.0
MAXIMUM NO. ITERATIONS		30
CONVERGENCE TOLERANCE		0.000100000

SPECIFICATIONS FOR STREAM 2 :

TWO PHASE FLASH		
PRESSURE DROP	N/SQM	0.0
MAXIMUM NO. ITERATIONS		30
CONVERGENCE TOLERANCE		0.000100000

*** RESULTS ***

INLET STREAM	DUTY WATT	OUTLET TEMPERATURE K	OUTLET PRESSURE N/SQM	OUTLET VAPOR FRAC
14	0.37027E+10	557.83	0.57600E+07	1.0000
2	-0.37027E+10	557.15	0.15513E+08	0.0000

14					4
----->		104.86	KMOL/SEC		----->
496.15					557.83
3					2
<-----		793.77	KMOL/SEC		<-----
557.15					594.15

BLOCK: AQC1 MODEL: HEATER

INLET STREAMS: 6 S2
 OUTLET STREAM: 8

PROPERTY OPTION SET: PENG-ROB STANDARD PR EQUATION OF STATE

```

*** MASS AND ENERGY BALANCE ***
              IN              OUT              RELATIVE DIFF.
TOTAL BALANCE
  MOLE (KMOL/SEC)          84.9958          84.9958          0.00000
  MASS (KG/SEC )          1531.22          1531.22          0.148492E-15
  ENTHALPY (WATT )      -0.202031E+11      -0.198768E+11      -0.161490E-01

```

```

*** CO2 EQUIVALENT SUMMARY ***
FEED STREAMS CO2E          0.00000          KG/SEC
PRODUCT STREAMS CO2E       0.00000          KG/SEC
NET STREAMS CO2E PRODUCTION 0.00000          KG/SEC
UTILITIES CO2E PRODUCTION  0.00000          KG/SEC
TOTAL CO2E PRODUCTION      0.00000          KG/SEC

```

```

*** INPUT DATA ***
TWO PHASE TP FLASH
SPECIFIED TEMPERATURE          K          542.150
SPECIFIED PRESSURE             N/SQM      1,100,000.
MAXIMUM NO. ITERATIONS                30
CONVERGENCE TOLERANCE                0.000100000

```

```

*** RESULTS ***
OUTLET TEMPERATURE          K          542.15
OUTLET PRESSURE             N/SQM      0.11000E+07
HEAT DUTY                   WATT      0.32626E+09
OUTLET VAPOR FRACTION                1.0000

```

V-L PHASE EQUILIBRIUM :

COMP	F(I)	X(I)	Y(I)	K(I)
WATER	1.0000	1.0000	1.0000	4.1976

BLOCK: AQC2 MODEL: HEATER

```

-----
INLET STREAMS:      13          S3
OUTLET STREAM:      14
PROPERTY OPTION SET: PENG-ROB STANDARD PR EQUATION OF STATE

```

```

*** MASS AND ENERGY BALANCE ***
              IN              OUT              RELATIVE DIFF.
TOTAL BALANCE
  MOLE (KMOL/SEC)          104.855          104.855          -0.121590E-05
  MASS (KG/SEC )          1889.00          1889.00          -0.121590E-05
  ENTHALPY (WATT )      -0.290301E+11      -0.283892E+11      -0.220764E-01

```

```

*** CO2 EQUIVALENT SUMMARY ***
FEED STREAMS CO2E          0.00000          KG/SEC
PRODUCT STREAMS CO2E       0.00000          KG/SEC
NET STREAMS CO2E PRODUCTION 0.00000          KG/SEC
UTILITIES CO2E PRODUCTION  0.00000          KG/SEC
TOTAL CO2E PRODUCTION      0.00000          KG/SEC

```

```

*** INPUT DATA ***
TWO PHASE TP FLASH
SPECIFIED TEMPERATURE          K          496.150
SPECIFIED PRESSURE             N/SQM      5,760,000.
MAXIMUM NO. ITERATIONS                30
CONVERGENCE TOLERANCE                0.000100000

```

```

*** RESULTS ***
OUTLET TEMPERATURE          K          496.15
OUTLET PRESSURE             N/SQM      0.57600E+07
HEAT DUTY                   WATT      0.64092E+09
OUTLET VAPOR FRACTION                0.0000

```

V-L PHASE EQUILIBRIUM :

COMP	F(I)	X(I)	Y(I)	K(I)
WATER	1.0000	1.0000	1.0000	0.50653

BLOCK: B1 MODEL: FSPLIT

INLET STREAM: 9

OUTLET STREAMS: 10 11

PROPERTY OPTION SET: PENG-ROB STANDARD PR EQUATION OF STATE

*** MASS AND ENERGY BALANCE ***			
	IN	OUT	RELATIVE DIFF.
TOTAL BALANCE			
MOLE (KMOL/SEC)	84.9958	84.9958	0.00000
MASS (KG/SEC)	1531.22	1531.22	-0.148492E-15
ENTHALPY (WATT)	-0.207565E+11	-0.207565E+11	-0.183783E-15

*** CO2 EQUIVALENT SUMMARY ***		
FEED STREAMS CO2E	0.00000	KG/SEC
PRODUCT STREAMS CO2E	0.00000	KG/SEC
NET STREAMS CO2E PRODUCTION	0.00000	KG/SEC
UTILITIES CO2E PRODUCTION	0.00000	KG/SEC
TOTAL CO2E PRODUCTION	0.00000	KG/SEC

*** INPUT DATA ***		
FRACTION OF FLOW	STRM=11	FRAC= 1.00000

*** RESULTS ***		
STREAM= 10	SPLIT= 0.150000-05	KEY= 0 STREAM-ORDER= 2
11	1.00000	0 1

BLOCK: B2 MODEL: HEATER

INLET STREAM: 3

OUTLET STREAM: 1

PROPERTY OPTION SET: PENG-ROB STANDARD PR EQUATION OF STATE

*** MASS AND ENERGY BALANCE ***			
	IN	OUT	RELATIVE DIFF.
TOTAL BALANCE			
MOLE (KMOL/SEC)	793.771	793.771	-0.143224E-15
MASS (KG/SEC)	14300.0	14300.0	-0.127202E-15
ENTHALPY (WATT)	-0.209972E+12	-0.209669E+12	-0.144168E-02

*** CO2 EQUIVALENT SUMMARY ***		
FEED STREAMS CO2E	0.00000	KG/SEC
PRODUCT STREAMS CO2E	0.00000	KG/SEC
NET STREAMS CO2E PRODUCTION	0.00000	KG/SEC
UTILITIES CO2E PRODUCTION	0.00000	KG/SEC
TOTAL CO2E PRODUCTION	0.00000	KG/SEC

*** INPUT DATA ***		
TWO PHASE TP FLASH		
SPECIFIED TEMPERATURE	K	560.511
SPECIFIED PRESSURE	N/SQM	0.155130+08
MAXIMUM NO. ITERATIONS		30
CONVERGENCE TOLERANCE		0.000100000

*** RESULTS ***		
OUTLET TEMPERATURE	K	560.51
OUTLET PRESSURE	N/SQM	0.15513E+08
HEAT DUTY	WATT	0.30271E+09
OUTLET VAPOR FRACTION		0.0000

V-L PHASE EQUILIBRIUM :

COMP	F(I)	X(I)	Y(I)	K(I)
WATER	1.0000	1.0000	1.0000	0.56030

BLOCK: B3 MODEL: FSPLIT

INLET STREAM: 7

```

OUTLET STREAMS:      S2          S3
PROPERTY OPTION SET:  PENG-ROB  STANDARD PR EQUATION OF STATE

***  MASS AND ENERGY BALANCE  ***
                                IN          OUT          RELATIVE DIFF.
TOTAL BALANCE
  MOLE (KMOL/SEC)          99.2981          99.2981          0.00000
  MASS (KG/SEC )           1788.88          1788.88          0.00000
  ENTHALPY (WATT )         -0.236184E+11    -0.236184E+11    -0.161514E-15

***  CO2 EQUIVALENT SUMMARY  ***
FEED STREAMS CO2E          0.00000          KG/SEC
PRODUCT STREAMS CO2E        0.00000          KG/SEC
NET STREAMS CO2E PRODUCTION 0.00000          KG/SEC
UTILITIES CO2E PRODUCTION   0.00000          KG/SEC
TOTAL CO2E PRODUCTION       0.00000          KG/SEC

***  INPUT DATA  ***

FRACTION OF FLOW          STRM=S2          FRAC=          0.80000

***  RESULTS  ***

STREAM= S2          SPLIT=          0.80000          KEY= 0          STREAM-ORDER= 1
        S3          0.20000          0          2

BLOCK:  B4          MODEL: HEATER
-----
INLET STREAM:          10
OUTLET STREAM:          S6
OUTLET HEAT STREAM:     S5
PROPERTY OPTION SET:    PENG-ROB  STANDARD PR EQUATION OF STATE

***  MASS AND ENERGY BALANCE  ***
                                IN          OUT          RELATIVE DIFF.
TOTAL BALANCE
  MOLE (KMOL/SEC)          0.127494E-03    0.127494E-03    0.00000
  MASS (KG/SEC )           0.229684E-02    0.229684E-02    0.00000
  ENTHALPY (WATT )         -31134.8          -31134.8          0.116846E-15

***  CO2 EQUIVALENT SUMMARY  ***
FEED STREAMS CO2E          0.00000          KG/SEC
PRODUCT STREAMS CO2E        0.00000          KG/SEC
NET STREAMS CO2E PRODUCTION 0.00000          KG/SEC
UTILITIES CO2E PRODUCTION   0.00000          KG/SEC
TOTAL CO2E PRODUCTION       0.00000          KG/SEC

***  INPUT DATA  ***

TWO PHASE TP FLASH
SPECIFIED TEMPERATURE          K          319.880
SPECIFIED PRESSURE              N/SQM          9,000.00
MAXIMUM NO. ITERATIONS          30
CONVERGENCE TOLERANCE          0.000100000

***  RESULTS  ***

OUTLET TEMPERATURE          K          319.88
OUTLET PRESSURE              N/SQM          9000.0
HEAT DUTY                    WATT          -5324.9
OUTLET VAPOR FRACTION          0.0000

V-L PHASE EQUILIBRIUM :

COMP          F(I)          X(I)          Y(I)          K(I)
WATER          1.0000          1.0000          1.0000          0.99995

BLOCK:  BOMBA          MODEL: PUMP
-----
INLET STREAM:          12
OUTLET STREAM:          13
OUTLET WORK STREAM:     E4
PROPERTY OPTION SET:    PENG-ROB  STANDARD PR EQUATION OF STATE

***  MASS AND ENERGY BALANCE  ***

```

	IN	OUT	RELATIVE DIFF.
TOTAL BALANCE			
MOLE (KMOL/SEC)	84.9957	84.9957	0.00000
MASS (KG/SEC)	1531.22	1531.22	0.00000
ENTHALPY (WATT)	-0.243066E+11	-0.243066E+11	0.00000

*** CO2 EQUIVALENT SUMMARY ***

FEED STREAMS CO2E	0.00000	KG/SEC
PRODUCT STREAMS CO2E	0.00000	KG/SEC
NET STREAMS CO2E PRODUCTION	0.00000	KG/SEC
UTILITIES CO2E PRODUCTION	0.00000	KG/SEC
TOTAL CO2E PRODUCTION	0.00000	KG/SEC

*** INPUT DATA ***

OUTLET PRESSURE N/SQM	90,000.0
DRIVER EFFICIENCY	1.00000

FLASH SPECIFICATIONS:
LIQUID PHASE CALCULATION
NO FLASH PERFORMED
MAXIMUM NUMBER OF ITERATIONS 30
TOLERANCE 0.000100000

*** RESULTS ***

VOLUMETRIC FLOW RATE CUM/SEC	1.57408
PRESSURE CHANGE N/SQM	81,000.0
NPSH AVAILABLE J/KG	0.015103
FLUID POWER WATT	127,501.
BRAKE POWER WATT	148,364.
ELECTRICITY WATT	148,364.
PUMP EFFICIENCY USED	0.85938
NET WORK REQUIRED WATT	148,364.
HEAD DEVELOPED J/KG	83.2672

BLOCK: COND MODEL: HEATER

INLET STREAM: 11
OUTLET STREAM: 12
PROPERTY OPTION SET: PENG-ROB STANDARD PR EQUATION OF STATE

	IN	OUT	RELATIVE DIFF.
TOTAL BALANCE			
MOLE (KMOL/SEC)	84.9957	84.9957	0.00000
MASS (KG/SEC)	1531.22	1531.22	0.00000
ENTHALPY (WATT)	-0.207565E+11	-0.243066E+11	0.146056

*** CO2 EQUIVALENT SUMMARY ***

FEED STREAMS CO2E	0.00000	KG/SEC
PRODUCT STREAMS CO2E	0.00000	KG/SEC
NET STREAMS CO2E PRODUCTION	0.00000	KG/SEC
UTILITIES CO2E PRODUCTION	0.00000	KG/SEC
TOTAL CO2E PRODUCTION	0.00000	KG/SEC

*** INPUT DATA ***

ONE PHASE TP FLASH SPECIFIED PHASE IS LIQUID

SPECIFIED TEMPERATURE K	319.850
SPECIFIED PRESSURE N/SQM	9,000.00
MAXIMUM NO. ITERATIONS	30
CONVERGENCE TOLERANCE	0.000100000

*** RESULTS ***

OUTLET TEMPERATURE K	319.85
OUTLET PRESSURE N/SQM	9000.0
HEAT DUTY WATT	-0.35501E+10

BLOCK: HP MODEL: COMPR

INLET STREAM: 5
OUTLET STREAM: 7

OUTLET WORK STREAM: E2
PROPERTY OPTION SET: PENG-ROB STANDARD PR EQUATION OF STATE

	*** MASS AND ENERGY BALANCE ***			
	IN	OUT	RELATIVE DIFF.	
TOTAL BALANCE				
MOLE (KMOL/SEC)	99.2981	99.2981	0.00000	
MASS (KG/SEC)	1788.88	1788.88	0.00000	
ENTHALPY (WATT)	-0.233781E+11	-0.233781E+11	0.00000	

*** CO2 EQUIVALENT SUMMARY ***		
FEED STREAMS CO2E	0.00000	KG/SEC
PRODUCT STREAMS CO2E	0.00000	KG/SEC
NET STREAMS CO2E PRODUCTION	0.00000	KG/SEC
UTILITIES CO2E PRODUCTION	0.00000	KG/SEC
TOTAL CO2E PRODUCTION	0.00000	KG/SEC

*** INPUT DATA ***

GAS PHASE CALCULATION

NO FLASH PERFORMED

ISENTROPIC TURBINE

OUTLET PRESSURE N/SQM

2,154,000.

ISENTROPIC EFFICIENCY

0.72000

MECHANICAL EFFICIENCY

1.00000

*** RESULTS ***

INDICATED HORSEPOWER REQUIREMENT	WATT	-0.240219+09
BRAKE HORSEPOWER REQUIREMENT	WATT	-0.240219+09
NET WORK REQUIRED	WATT	-0.240219+09
POWER LOSSES	WATT	0.0
ISENTROPIC HORSEPOWER REQUIREMENT	WATT	-0.333637+09
CALCULATED OUTLET TEMP	K	452.050
ISENTROPIC TEMPERATURE	K	428.861
EFFICIENCY (POLYTR/ISENTR) USED		0.72000
OUTLET VAPOR FRACTION		1.00000
HEAD DEVELOPED,	J/KG	-186,506.
MECHANICAL EFFICIENCY USED		1.00000
INLET HEAT CAPACITY RATIO		1.62808
INLET VOLUMETRIC FLOW RATE ,	CUM/SEC	65.5997
OUTLET VOLUMETRIC FLOW RATE,	CUM/SEC	152.440
INLET COMPRESSIBILITY FACTOR		0.82046
OUTLET COMPRESSIBILITY FACTOR		0.87981
AV. ISENT. VOL. EXPONENT		1.28604
AV. ISENT. TEMP EXPONENT		1.36481
AV. ACTUAL VOL. EXPONENT		1.16652
AV. ACTUAL TEMP EXPONENT		1.27188

BLOCK: LP MODEL: COMPR

INLET STREAM: 8
OUTLET STREAM: 9
OUTLET WORK STREAM: E3
PROPERTY OPTION SET: PENG-ROB STANDARD PR EQUATION OF STATE

	*** MASS AND ENERGY BALANCE ***			
	IN	OUT	RELATIVE DIFF.	
TOTAL BALANCE				
MOLE (KMOL/SEC)	84.9958	84.9958	0.00000	
MASS (KG/SEC)	1531.22	1531.22	0.00000	
ENTHALPY (WATT)	-0.198768E+11	-0.198768E+11	0.00000	

*** CO2 EQUIVALENT SUMMARY ***		
FEED STREAMS CO2E	0.00000	KG/SEC
PRODUCT STREAMS CO2E	0.00000	KG/SEC
NET STREAMS CO2E PRODUCTION	0.00000	KG/SEC
UTILITIES CO2E PRODUCTION	0.00000	KG/SEC
TOTAL CO2E PRODUCTION	0.00000	KG/SEC

*** INPUT DATA ***

ISENTROPIC TURBINE

OUTLET PRESSURE N/SQM

9,000.00

ISENTROPIC EFFICIENCY

0.72000

MECHANICAL EFFICIENCY

1.00000

*** RESULTS ***

INDICATED HORSEPOWER REQUIREMENT	WATT	-0.879693+09
BRAKE HORSEPOWER REQUIREMENT	WATT	-0.879693+09
NET WORK REQUIRED	WATT	-0.879693+09
POWER LOSSES	WATT	0.0
ISENTROPIC HORSEPOWER REQUIREMENT	WATT	-0.122180+10
CALCULATED OUTLET TEMP	K	319.881
ISENTROPIC TEMPERATURE	K	319.881
EFFICIENCY (POLYTR/ISENTR) USED		0.72000
OUTLET VAPOR FRACTION		0.93067
HEAD DEVELOPED,	J/KG	-797,921.
MECHANICAL EFFICIENCY USED		1.00000
INLET HEAT CAPACITY RATIO		1.34550
INLET VOLUMETRIC FLOW RATE ,	CUM/SEC	336.608
OUTLET VOLUMETRIC FLOW RATE,	CUM/SEC	23,349.1
INLET COMPRESSIBILITY FACTOR		0.96643
OUTLET COMPRESSIBILITY FACTOR		0.92961
AV. ISENT. VOL. EXPONENT		1.16137
AV. ISENT. TEMP EXPONENT		1.12332
AV. ACTUAL VOL. EXPONENT		1.13361
AV. ACTUAL TEMP EXPONENT		1.12332

BLOCK: REATOR MODEL: HEATER

INLET STREAM:	1
INLET HEAT STREAM:	E1
OUTLET STREAM:	2
PROPERTY OPTION SET:	PENG-ROB STANDARD PR EQUATION OF STATE

	*** MASS AND ENERGY BALANCE ***	IN	OUT	RELATIVE DIFF.
TOTAL BALANCE				
MOLE (KMOL/SEC)		793.771	793.771	0.143224E-15
MASS (KG/SEC)		14300.0	14300.0	0.127202E-15
ENTHALPY (WATT)		-0.206269E+12	-0.206269E+12	0.295901E-15

*** CO2 EQUIVALENT SUMMARY ***		
FEED STREAMS CO2E	0.00000	KG/SEC
PRODUCT STREAMS CO2E	0.00000	KG/SEC
NET STREAMS CO2E PRODUCTION	0.00000	KG/SEC
UTILITIES CO2E PRODUCTION	0.00000	KG/SEC
TOTAL CO2E PRODUCTION	0.00000	KG/SEC

*** INPUT DATA ***		
TWO PHASE PQ FLASH		
SPECIFIED PRESSURE	N/SQM	0.155130+08
DUTY FROM INLET HEAT STREAM(S)	WATT	0.340000+10
MAXIMUM NO. ITERATIONS		30
CONVERGENCE TOLERANCE		0.000100000

*** RESULTS ***		
OUTLET TEMPERATURE	K	594.15
OUTLET PRESSURE	N/SQM	0.15513E+08
OUTLET VAPOR FRACTION		0.0000

V-L PHASE EQUILIBRIUM :

COMP	F(I)	X(I)	Y(I)	K(I)
WATER	1.0000	1.0000	1.0000	0.84008

BLOCK: SM1 MODEL: FSPLIT

INLET STREAM:	4
OUTLET STREAMS:	5 6
PROPERTY OPTION SET:	PENG-ROB STANDARD PR EQUATION OF STATE

	*** MASS AND ENERGY BALANCE ***	IN	OUT	RELATIVE DIFF.
TOTAL BALANCE				
MOLE (KMOL/SEC)		104.855	104.855	0.00000
MASS (KG/SEC)		1889.00	1889.00	0.00000
ENTHALPY (WATT)		-0.246865E+11	-0.246865E+11	0.00000

```

*** CO2 EQUIVALENT SUMMARY ***
FEED STREAMS CO2E      0.00000      KG/SEC
PRODUCT STREAMS CO2E    0.00000      KG/SEC
NET STREAMS CO2E PRODUCTION 0.00000      KG/SEC
UTILITIES CO2E PRODUCTION 0.00000      KG/SEC
TOTAL CO2E PRODUCTION   0.00000      KG/SEC

*** INPUT DATA ***

FRACTION OF FLOW          STRM=5          FRAC=          0.94700

*** RESULTS ***

STREAM= 5          SPLIT=          0.94700      KEY= 0      STREAM-ORDER= 1
        6          0.053000      0          2
```

APÊNDICE B – DADOS DE SIMULAÇÃO DO MODELO DA PLANTA MSF

BLOCK: B7 MODEL: MIXER

```

-----
INLET STREAMS:      14          11          8          5          2
OUTLET STREAM:      S16
PROPERTY OPTION SET: PENG-ROB  STANDARD PR EQUATION OF STATE

***  MASS AND ENERGY BALANCE  ***
                        IN          OUT          RELATIVE DIFF.
TOTAL BALANCE
  ENTHALPY (WATT    )      -0.532488E+08   -0.532488E+08   0.00000
  
```

BLOCK: FLASH1 MODEL: FLASH2

```

-----
INLET STREAM:      1
OUTLET VAPOR STREAM:  4
OUTLET LIQUID STREAM: 3
OUTLET HEAT STREAM:  5
PROPERTY OPTION SET: PENG-ROB  STANDARD PR EQUATION OF STATE

***  MASS AND ENERGY BALANCE  ***
                        IN          OUT          RELATIVE DIFF.
TOTAL BALANCE
  MOLE (KMOL/SEC)      1.10522          1.10522          0.00000
  MASS (KG/SEC   )      20.4024          20.4024          0.109947E-11
  ENTHALPY (WATT    )    -0.270568E+09   -0.270568E+09   0.00000

***  CO2 EQUIVALENT SUMMARY  ***
FEED STREAMS CO2E      0.00000      KG/SEC
PRODUCT STREAMS CO2E   0.00000      KG/SEC
NET STREAMS CO2E PRODUCTION 0.00000      KG/SEC
UTILITIES CO2E PRODUCTION 0.00000      KG/SEC
TOTAL CO2E PRODUCTION  0.00000      KG/SEC

***  INPUT DATA  ***
TWO PHASE TP FLASH
SPECIFIED TEMPERATURE K                      369.150
SPECIFIED PRESSURE     N/SQM                  61,000.0
MAXIMUM NO. ITERATIONS                      30
CONVERGENCE TOLERANCE                        0.000100000

***  RESULTS  ***
OUTLET TEMPERATURE     K                      369.15
OUTLET PRESSURE         N/SQM                  61000.
HEAT DUTY               WATT                   0.36269E+07
VAPOR FRACTION          0.98859
  
```

V-L PHASE EQUILIBRIUM :

COMP	F(I)	X(I)	Y(I)	K(I)
WATER	0.98900	0.35629E-01	1.0000	28.067
SODIU-01	0.11000E-01	0.96437	0.17930E-25	0.18592E-25

BLOCK: FLASH2 MODEL: FLASH2

```

-----
INLET STREAM:      3
OUTLET VAPOR STREAM:  7
OUTLET LIQUID STREAM: 6
OUTLET HEAT STREAM:  8
PROPERTY OPTION SET: PENG-ROB  STANDARD PR EQUATION OF STATE

***  MASS AND ENERGY BALANCE  ***
                        IN          OUT          RELATIVE DIFF.
TOTAL BALANCE
  MOLE (KMOL/SEC)      0.126066E-01   0.126066E-01   0.00000
  MASS (KG/SEC   )      0.718604          0.718604   -0.154497E-15
  ENTHALPY (WATT    )    -0.529887E+07   -0.529887E+07   0.00000

***  CO2 EQUIVALENT SUMMARY  ***
FEED STREAMS CO2E      0.00000      KG/SEC
  
```

PRODUCT STREAMS CO2E	0.00000	KG/SEC
NET STREAMS CO2E PRODUCTION	0.00000	KG/SEC
UTILITIES CO2E PRODUCTION	0.00000	KG/SEC
TOTAL CO2E PRODUCTION	0.00000	KG/SEC

*** INPUT DATA ***

TWO PHASE TP FLASH	
SPECIFIED TEMPERATURE K	367.550
SPECIFIED PRESSURE N/SQM	51,000.0
MAXIMUM NO. ITERATIONS	30
CONVERGENCE TOLERANCE	0.000100000

*** RESULTS ***

OUTLET TEMPERATURE K	367.55
OUTLET PRESSURE N/SQM	51000.
HEAT DUTY WATT	507.39
VAPOR FRACTION	0.43903E-02

V-L PHASE EQUILIBRIUM :

COMP	F(I)	X(I)	Y(I)	K(I)
WATER	0.35629E-01	0.31376E-01	1.0000	31.871
SODIU-01	0.96437	0.96862	0.15057E-25	0.15544E-25

BLOCK: FLASH3 MODEL: FLASH2

INLET STREAM:	6
OUTLET VAPOR STREAM:	10
OUTLET LIQUID STREAM:	9
OUTLET HEAT STREAM:	11
PROPERTY OPTION SET:	PENG-ROB STANDARD PR EQUATION OF STATE

*** MASS AND ENERGY BALANCE ***

	IN	OUT	RELATIVE DIFF.
TOTAL BALANCE			
MOLE (KMOL/SEC)	0.125513E-01	0.125513E-01	0.00000
MASS (KG/SEC)	0.717606	0.717606	-0.170183E-14
ENTHALPY (WATT)	-0.528511E+07	-0.528511E+07	0.176216E-15

*** CO2 EQUIVALENT SUMMARY ***

FEED STREAMS CO2E	0.00000	KG/SEC
PRODUCT STREAMS CO2E	0.00000	KG/SEC
NET STREAMS CO2E PRODUCTION	0.00000	KG/SEC
UTILITIES CO2E PRODUCTION	0.00000	KG/SEC
TOTAL CO2E PRODUCTION	0.00000	KG/SEC

*** INPUT DATA ***

TWO PHASE TP FLASH	
SPECIFIED TEMPERATURE K	363.650
SPECIFIED PRESSURE N/SQM	31,000.0
MAXIMUM NO. ITERATIONS	30
CONVERGENCE TOLERANCE	0.000100000

*** RESULTS ***

OUTLET TEMPERATURE K	363.65
OUTLET PRESSURE N/SQM	31000.
HEAT DUTY WATT	807.53
VAPOR FRACTION	0.98658E-02

V-L PHASE EQUILIBRIUM :

COMP	F(I)	X(I)	Y(I)	K(I)
WATER	0.31376E-01	0.21725E-01	1.0000	46.030
SODIU-01	0.96862	0.97828	0.10347E-25	0.10576E-25

BLOCK: FLASH4 MODEL: FLASH2

INLET STREAM:	9
OUTLET VAPOR STREAM:	13
OUTLET LIQUID STREAM:	DECANT
OUTLET HEAT STREAM:	14
PROPERTY OPTION SET:	PENG-ROB STANDARD PR EQUATION OF STATE

```

*** MASS AND ENERGY BALANCE ***
      IN          OUT          RELATIVE DIFF.
TOTAL BALANCE
  MOLE (KMOL/SEC)      0.124274E-01    0.124274E-01    0.00000
  MASS (KG/SEC )      0.715376      0.715376      -0.155194E-15
  ENTHALPY (WATT )    -0.525463E+07    -0.525463E+07    -0.177239E-15

*** CO2 EQUIVALENT SUMMARY ***
FEED STREAMS CO2E      0.00000      KG/SEC
PRODUCT STREAMS CO2E    0.00000      KG/SEC
NET STREAMS CO2E PRODUCTION 0.00000      KG/SEC
UTILITIES CO2E PRODUCTION 0.00000      KG/SEC
TOTAL CO2E PRODUCTION    0.00000      KG/SEC

*** INPUT DATA ***
TWO PHASE TP FLASH
SPECIFIED TEMPERATURE K      359.150
SPECIFIED PRESSURE N/SQM      19,000.0
MAXIMUM NO. ITERATIONS      30
CONVERGENCE TOLERANCE      0.000100000

*** RESULTS ***
OUTLET TEMPERATURE K      359.15
OUTLET PRESSURE N/SQM      19000.
HEAT DUTY WATT      -1796.1
VAPOR FRACTION      0.61426E-02

V-L PHASE EQUILIBRIUM :
      COMP      F(I)      X(I)      Y(I)      K(I)
WATER      0.21725E-01    0.15678E-01    1.0000    63.782
SODIU-01    0.97828      0.98432    0.60405E-26    0.61367E-26

BLOCK: HEAT      MODEL: HEATER
-----
INLET STREAM:      AGUA-IN
OUTLET STREAM:      1
OUTLET HEAT STREAM: 2
PROPERTY OPTION SET: PENG-ROB STANDARD PR EQUATION OF STATE

*** MASS AND ENERGY BALANCE ***
      IN          OUT          RELATIVE DIFF.
TOTAL BALANCE
  MOLE (KMOL/SEC)      1.10522      1.10522      0.00000
  MASS (KG/SEC )      20.4024      20.4024      0.00000
  ENTHALPY (WATT )    -0.320191E+09    -0.320191E+09    0.186154E-15

*** CO2 EQUIVALENT SUMMARY ***
FEED STREAMS CO2E      0.00000      KG/SEC
PRODUCT STREAMS CO2E    0.00000      KG/SEC
NET STREAMS CO2E PRODUCTION 0.00000      KG/SEC
UTILITIES CO2E PRODUCTION 0.00000      KG/SEC
TOTAL CO2E PRODUCTION    0.00000      KG/SEC

*** INPUT DATA ***
TWO PHASE TV FLASH
SPECIFIED TEMPERATURE K      383.150
VAPOR FRACTION      0.90000
MAXIMUM NO. ITERATIONS      30
CONVERGENCE TOLERANCE      0.000100000

*** RESULTS ***
OUTLET TEMPERATURE K      383.15
OUTLET PRESSURE N/SQM      0.16153E+06
HEAT DUTY WATT      0.49622E+08
OUTLET VAPOR FRACTION      0.90000

V-L PHASE EQUILIBRIUM :
      COMP      F(I)      X(I)      Y(I)      K(I)
WATER      0.98900      0.89000      1.0000      1.1236

```

```
SODIU-01      0.11000E-01    0.11000      0.30520E-23    0.27746E-22

BLOCK:  MIXER      MODEL: MIXER
-----
INLET STREAMS:      13          10          7          4
OUTLET STREAM:      AGUA
PROPERTY OPTION SET:  PENG-ROB  STANDARD PR EQUATION OF STATE

***  MASS AND ENERGY BALANCE  ***
                        IN          OUT          RELATIVE DIFF.
TOTAL BALANCE
  MOLE (KMOL/SEC)      1.09287      1.09287      0.00000
  MASS (KG/SEC )      19.6884      19.6884      0.00000
  ENTHALPY (WATT )    -0.261704E+09  -0.261704E+09  -0.113878E-15

***  CO2 EQUIVALENT SUMMARY  ***
FEED STREAMS CO2E      0.00000      KG/SEC
PRODUCT STREAMS CO2E    0.00000      KG/SEC
NET STREAMS CO2E PRODUCTION 0.00000      KG/SEC
UTILITIES CO2E PRODUCTION 0.00000      KG/SEC
TOTAL CO2E PRODUCTION    0.00000      KG/SEC

***  INPUT DATA  ***
TWO      PHASE      FLASH
MAXIMUM NO. ITERATIONS                                30
CONVERGENCE TOLERANCE                                0.000100000
OUTLET PRESSURE:  MINIMUM OF INLET STREAM PRESSURES
```