

**UNIVERSIDADE FEDERAL DE MINAS GERAIS**  
**Escola de Engenharia**  
**Programa de Pós-Graduação em Engenharia Química**

Thúlio Basílio de Oliveira

**MODELAGEM MATEMÁTICA E AVALIAÇÃO ECONÔMICA DE UMA NOVA  
ABORDAGEM PARA CONCENTRAR VINHAÇA DE CANA-DE-AÇÚCAR:  
otimização da eficiência exergética, área de troca térmica e performance térmica  
utilizando algoritmo genético e TOPSIS**

Belo Horizonte

2025

Thúlio Basílio de Oliveira

**MODELAGEM MATEMÁTICA E AVALIAÇÃO ECONÔMICA DE UMA NOVA  
ABORDAGEM PARA CONCENTRAR VINHAÇA DE CANA-DE-AÇÚCAR:  
otimização da eficiência exergética, área de troca térmica e performance térmica  
utilizando algoritmo genético e TOPSIS**

Dissertação apresentada ao Programa de Pós-Graduação em Engenharia Química da Escola de Engenharia da Universidade Federal de Minas Gerais, como requisito parcial para obtenção do Grau de Mestre em Engenharia Química.

Área de concentração: Engenharia Química

Linha de pesquisa: Engenharia de Sistemas em Processos

Orientadora: Profa. DSc. Andréa Oliveira Souza da Costa

Belo Horizonte

2025

O48m	<p>Oliveira, Thúlio Basílio de.  Modelagem matemática e avaliação econômica de uma nova abordagem para concentrar vinhaça de cana-de-açúcar [recurso eletrônico] : otimização da eficiência exergetica, área de troca térmica e performance térmica utilizando algoritmo genético e TOPSIS / Thúlio Basílio de Oliveira. – 2025.  1 recurso online (142 f. : il., color.) : pdf.</p> <p>Orientadora: Andréa Oliveira Souza da Costa.</p> <p>Dissertação (mestrado) – Universidade Federal de Minas Gerais, Escola de Engenharia.</p> <p>Inclui bibliografia.</p> <p>1. Engenharia química – Teses. 2. Dessalinização da água – Teses. 3. Modelagem matemática – Teses. 4. Exergia (Termodinâmica) – Teses. 5. Termodinâmica – Teses. 6. Cana-de-açúcar – Teses. 7. Vinhaça – Teses. I. Costa, Andréa Oliveira Souza da. II. Universidade Federal de Minas Gerais. Escola de Engenharia. III. Título.</p>
	CDU: 66.0(043)



UNIVERSIDADE FEDERAL DE MINAS GERAIS

**FOLHA DE APROVAÇÃO**

***"Modelagem Matemática e Avaliação Econômica de uma Nova Abordagem para Concentrar Vinhaça de Cana-de-Açúcar: Otimização da Eficiência Exergética, Área de Troca Térmica e Performance Térmica Utilizando Algoritmo Genético e TOPSIS"***

**Thúlio Basilio de Oliveira**

Dissertação submetida à Banca Examinadora designada pelo Colegiado do Programa de Pós-Graduação em Engenharia Química da Escola de Engenharia da Universidade Federal de Minas Gerais, como parte dos requisitos à obtenção do título de **MESTRE EM ENGENHARIA QUÍMICA**.

**323ª DISSERTAÇÃO APROVADA EM 13 DE MAIO DE 2025 POR:**

Documento assinado eletronicamente por **Andrea Oliveira Souza da Costa, Professora do Magistério Superior**, em 19/05/2025, às 21:00, conforme horário oficial de Brasília, com fundamento no art. 5º do [Decreto nº 10.543, de 13 de novembro de 2020](#).



Documento assinado eletronicamente por **Marcio Fonte Boa Cortez, Professor do Magistério Superior**, em 19/05/2025, às 21:31, conforme horário oficial de Brasília, com fundamento no art. 5º do [Decreto nº 10.543, de 13 de novembro de 2020](#).



Documento assinado eletronicamente por **Esly Ferreira da Costa Junior, Professor do Magistério Superior**, em 22/05/2025, às 08:10, conforme horário oficial de Brasília, com fundamento no art. 5º do [Decreto nº 10.543, de 13 de novembro de 2020](#).



A autenticidade deste documento pode ser conferida no site [https://sei.ufmg.br/sei/controlador\\_externo.php?acao=documento\\_conferir&id\\_orgao\\_acesso\\_externo=0](https://sei.ufmg.br/sei/controlador_externo.php?acao=documento_conferir&id_orgao_acesso_externo=0), informando o código verificador **4213533** e o código CRC **B5E3CE07**.

*A todos os seres vivos que sofrem por ações antropológicas nocivas ao meio ambiente, que um dia suas dores possam ser remediadas.*

## AGRADECIMENTOS

Agradeço aos meus pais, Antônio José de Oliveira e Maria de Fátima Oliveira, donos do meu amor incondicional, pois sempre me apoiaram.

Agradeço à minha namorada Yasmin Celen, por todo o amor, companheirismo e ajuda durante estes dois anos, certamente não conseguiria sem seu carinho.

Aos meus amigos, Gabriele Corrêa, Guilherme Ferreira, Guilherme Mateus Santos, Rafael Freire, Rafael Mota e todos os outros que fizeram parte destes dois anos, sempre comigo nos momentos sombrios e mesas de bar.

Ao sistema de educação público do qual sou fruto, em específico, agradeço às escolas Dona Elza Gonçalves e Padre Matias Lobado, nas quais iniciei minha formação; ao Centro Federal de Educação Tecnológica de Minas Gerais, no qual pude dar início à minha formação técnica; à Universidade Federal de Viçosa, onde me graduei e à Universidade Federal de Minas Gerais onde escrevi esta dissertação.

À Coordenação de Aperfeiçoamento de Pessoal de Nível Superior (CAPES) pelo apoio na realização deste trabalho por meio do pagamento da bolsa de estudos referente ao processo 88887.822713/2023-00, essencial para minha permanência no programa de pós-graduação da UFMG.

Aos meus colegas de trabalho - em especial ao Gerson Teixeira - que me ajudaram a moldar esta dissertação.

À minha orientadora Profa. DSc. Andréa Oliveira Souza da Costa pelo desafio, confiança e aprendizado.

Por fim, mas não menos importante, agradeço aos donos do Clube Atlético Mineiro que respondem pela alcunha de 4 R's, por desmontarem com diligência o elenco do clube nos últimos anos, contribuindo para a queda do meu interesse em assistir às partidas do Galo. Graças ao empenho desses senhores, fui capaz de conciliar a escrita desta dissertação com o exercício da minha profissão e uma pós-graduação *lato sensu*.

## RESUMO

O processo de dessalinização utilizando a técnica de destilação *flash* multiestágio já foi o principal processo para produção de água doce em regiões do mundo em que há escassez de recursos hídricos naturais, como no oriente médio. Em 2002, cerca de 60% de toda água dessalinizada no mundo era obtida através desse processo, mas em 2019, esse percentual caiu para 18%, perdendo espaço para novas tecnologias. Todavia, a destilação *flash* multiestágio (MSF) continua sendo um processo promissor do ponto de vista energético e exergético, já que necessita de uma fonte calor a relativas baixas temperaturas (entre 110 °C e 90 °C), sendo o processo preferido quando há a possibilidade de cogeração. A indústria sucroenergética, que hoje conta com 367 usinas no Brasil, necessita em média de 0,7 m<sup>3</sup> de água por tonelada de cana processada. Impulsionado pela adesão a práticas voltadas à governança ambiental, social e corporativa (ESG), a tendência do mercado sucroenergético é reduzir o consumo de água em suas operações. Este trabalho visa a determinação do melhor cenário para a implantação de uma planta de destilação *flash* multiestágio *once through* juntamente a uma usina de açúcar e álcool, buscando a recuperação de água de um dos efluentes da produção do etanol, a vinhaça, utilizando como fonte energética o vapor vegetal *três* gerado no processo de concentração do caldo de cana-de-açúcar. O processo é implementado no *software* MATLAB utilizando dados reais de uma usina localizada no interior do estado de Goiás, BR, e otimizado utilizando o método do algoritmo genético para otimização multiobjetivo junto ao método de tomada de decisão baseada na similaridade à solução ideal (TOPSIS), considerando objetivos da área econômica, energética e exergética. Os resultados obtidos indicam que o número ótimo de estágios de dessalinização *flash* seriam de 58 e a diferença de temperatura terminal ótima do condensador no primeiro estágio seria de 4,4°C. Nas condições ótimas poderiam ser recuperados cerca de 49.649 m<sup>3</sup> de água por safra e seu custo específico seria de 0,49 US\$/m<sup>3</sup>.

Palavras-chave: MSF; vinhaça; otimização multiobjetivo; ESG; MATLAB; TOPSIS.

## ABSTRACT

Historically, multi-stage flash distillation (MSF) was the leading process for potable water production. However, by 2019, MSF had largely given way to emerging technologies. Nonetheless, it remains promising from an energy and exergetic standpoint due to its reliance on low-temperature heat sources, making it particularly attractive when cogeneration is feasible. The sugar-energy industry, in contrast, consumes about 0.7 m<sup>3</sup> of water per metric ton of sugarcane processed. Considering the rising environmental, social, and corporate governance (ESG) concerns, there is a clear trend toward reducing water usage in this sector. Accordingly, this study seeks to determine the optimal configuration for integrating a once-through MSF system with a sugarcane processing facility. The proposed system aims to recover water from vinasse, a byproduct of the ethanol production, by employing steam generated in the sugarcane juice concentration process as its energy source. The process was modeled in MATLAB using real data from a Brazilian plant. Optimization was achieved using the genetic algorithm with exergy efficiency, total heat exchange area and thermal performance ratio as the objectives. Subsequently, the order preference by similarity to ideal solution (TOPSIS) method was applied to select the best alternative from the Pareto Front. The results indicate that the optimal configuration involves 58 flashing stages, yielding distilled water at a specific cost of 0.49 US\$/m<sup>3</sup> and producing a total of 49,649 m<sup>3</sup> of water per harvest.

Keywords: MSF; vinasse; multi-objective optimization; ESG; MATLAB; TOPSIS.

## LISTA DE FIGURAS

<b>Figura 1</b> – Diagrama de um sistema MSF. (CURTO <i>et al.</i> , 2021. Adaptado).....	26
<b>Figura 2</b> – Representação de um estágio de destilação <i>flash</i> . (EL-DESSOUKY; ETTOUNEY, 2002. Adaptado).....	28
<b>Figura 3</b> – Diagrama de planta de dessalinização por MSF com reciclo de salmoura e dois estágios de rejeição de calor. (CURTO et al. 2021. Adaptado) .....	29
<b>Figura 4</b> – Diagrama de câmara de destilação <i>flash</i> com arranjo de tubos longos. (EL-DESSOUKY; ETTOUNEY, 2002. Adaptado).....	32
<b>Figura 5</b> – Diagrama de planta MSF com arranjo de tubos cruzados e caixas de água. (MABROUK, 2013. Adaptado).....	32
<b>Figura 6</b> – Diagrama de câmara de <i>flasheamento</i> com arranjo de tubos cruzados e foco nos elementos internos. (EL-DESSOUKY; ETTOUNEY, 2002. Adaptado) .....	33
<b>Figura 7</b> – Sistema de dessalinização de água marinha do tipo MVC. CURTO <i>et al.</i> , 2021. Adaptado) .....	35
<b>Figura 8</b> – Sistema de dessalinização de água marinha do tipo TVC. (CURTO <i>et al.</i> , 2021. Adaptado) .....	36
<b>Figura 9</b> – Diagrama de um ejetor a vapor. (SELLAMI <i>et al.</i> , 2019. Adaptado) .....	37
<b>Figura 10</b> – Diagrama de planta de dessalinização MSF-TVC utilizando vapor da seção de recuperação de calor para alimentar a compressão térmica de vapor. (EL-DESSOUKY; ETTOUNEY, 2002. Adaptado).....	38
<b>Figura 11</b> – Processo de tratamento de água residuária industrial utilizando MSF-TVC com turbina hidráulica para geração de energia. (TAYYEBAN; DEYMI-DASHTEBAYAZ; DADPOUR, 2022. Adaptado) .....	39
<b>Figura 12</b> – Perfil de temperatura para um sistema MSF. (EL-DESSOUKY; ETTOUNEY, 2002. Adaptado).....	40
<b>Figura 13</b> – Custos envolvidos na operacionalização de plantas de dessalinização. (EL-DESSOUKY; ETTOUNEY, 2002. Adaptado).....	48

<b>Figura 14</b> – Irrigação por aspersão convencional. (SILVEIRA, 2016).....	57
<b>Figura 15</b> – Sistema de carretel enrolador com autopropelido para irrigação. (Figura do autor).....	57
<b>Figura 16</b> – Equipamento pivô rebocável em operação. (Figura do autor).....	58
<b>Figura 17</b> – Tanques de armazenamento de vinhaça. (SILVEIRA, 2016).....	59
<b>Figura 18</b> – Canal de transporte de vinhaça impermeabilizado com PEAD. (SILVEIRA, 2016). .....	59
<b>Figura 19</b> – Tubulação de PRFV para transporte de vinhaça em construção. (Figura do autor).....	60
<b>Figura 20</b> – Biodigestor de vinhaça. (SANEAMENTO AMBIENTAL, 2023).....	61
<b>Figura 21</b> – Sistema genérico para balanço de massa. (Figura do autor).....	64
<b>Figura 22</b> – Sistema genérico para balanço de energia. (Figura do autor).....	65
<b>Figura 23</b> – Esquema sintetizado da metodologia. (Elaborado pelo autor).....	82
<b>Figura 24</b> – Representação gráfica do sistema MSF-OT. (Figura do autor) .....	83
<b>Figura 25</b> – Representação gráfica das variáveis de um sistema MSF-OT. (Figura do autor).....	85
<b>Figura 26</b> – Volumes de controle utilizados para o balanço de massa do sistema proposto. (Figura do autor).....	88
<b>Figura 27</b> – Volumes de controle utilizados para o balanço de energia do sistema proposto. (Figura do autor).....	90
<b>Figura 28</b> – Diagrama do sistema proposto 1ª Etapa. (Figura do autor) .....	94
<b>Figura 29</b> – Volumes de controle utilizados para o balanço exergético do sistema proposto. (Figura do autor).....	96
<b>Figura 30</b> – Diagrama do sistema proposto 2ª Etapa. (Figura do autor) .....	98
<b>Figura 31</b> – Diagrama do sistema proposto 4ª Etapa. (Figura do autor) .....	102

<b>Figura 32</b> – Frente de Pareto e ponto ótimo de acordo com o algoritmo de tomada de decisão TOPSIS – Tolerância de 10 – 2. (Figura do autor) .....	106
<b>Figura 33</b> – Frente de Pareto e ponto ótimo de acordo com o algoritmo de tomada de decisão TOPSIS – Tolerância de 10 – 4. (Figura do autor) .....	107
<b>Figura 34</b> – Efeito do número de estágios de <i>flasheamento</i> nos objetivos da otimização, enquanto a <i>TTDc(1)</i> permanece igual a 4,4°C. (Figura do autor).....	110
<b>Figura 35</b> – Efeito da <i>TTDc(1)</i> nos objetivos da otimização, enquanto o número de estágios de <i>flasheamento</i> permanece igual a 58. (Figura do autor).....	110
<b>Figura 36</b> – Efeito do número de estágios de <i>flasheamento</i> na vazão específica de entrada e vazão total de água destilada, enquanto a <i>TTDc(1)</i> permanece igual a 4,4°C. (Figura do autor).....	112
<b>Figura 37</b> – Efeito da <i>TTDc(1)</i> na vazão específica de entrada e vazão total de água destilada, enquanto o número de estágios de <i>flasheamento</i> permanece igual a 58. (Figura do autor).....	112
<b>Figura 38</b> – Efeito do número de estágios de <i>flasheamento</i> na área específica de troca térmica e vazão de vapor vegetal <i>três</i> , enquanto a <i>TTDc(1)</i> permanece igual a 4,4°C. (Figura do autor).....	114
<b>Figura 39</b> – Efeito da <i>TTDc(1)</i> na área específica de troca térmica e vazão de vapor vegetal <i>três</i> , enquanto o número de estágios de <i>flasheamento</i> permanece igual a 58. (Figura do autor).....	114
<b>Figura 40</b> – Efeito do número de estágios de <i>flasheamento</i> na concentração e temperatura da corrente de saída, enquanto a <i>TTDc(1)</i> permanece igual a 4,4°C. (Figura do autor).....	115
<b>Figura 41</b> – Efeito da <i>TTDc(1)</i> na concentração e temperatura da corrente de saída, enquanto o número de estágios de <i>flasheamento</i> permanece igual a 58. (Figura do autor).....	116
<b>Figura 42</b> – Efeito da temperatura da corrente de entrada nos objetivos da otimização. (Figura do autor).....	117

<b>Figura 43</b> – Efeito do número de estágios de <i>flasheamento</i> nos parâmetros econômicos, enquanto a <i>TTDc(1)</i> permanece igual a 4,4°C. (Figura do autor).....	118
<b>Figura 44</b> – Efeito da <i>TTDc(1)</i> nos parâmetros econômicos, enquanto o número de estágios de <i>flasheamento</i> permanece igual a 58. (Figura do autor).....	119
<b>Figura 45</b> – Efeito da temperatura da corrente de entrada no custo específico da água destilada. (Figura do autor).....	120
<b>Figura A-1</b> – Representação do processo produtivo do açúcar e álcool a partir da cana-de-açúcar. (Figura do autor) .....	132
<b>Figura A-2</b> – Imagem da remontagem dos ternos de uma moenda durante a entressafra. (Figura do autor).....	133
<b>Figura A-3</b> – Decantadores de caldo misto de uma usina sucroenergética. (Figura do autor).....	134
<b>Figura A-4</b> – Caixas de pré-evaporação do tipo Robert (à esquerda). (Figura do autor) .....	135
<b>Figura A-5</b> – Visão do espelho superior de um evaporador do tipo Robert (à direita). (Figura do autor).....	135
<b>Figura A-6</b> – Diagrama de blocos do processo de cozimento com duas massas cozidas. (Figura do autor).....	136
<b>Figura A-7</b> – Dornas de fermentação do tipo contínuo em uma usina de açúcar e álcool. (Figura do autor) .....	138
<b>Figura A-8</b> – Três aparelhos de destilação de vinho em uma usina de açúcar e álcool. (Figura do autor).....	138
<b>Figura A-9</b> – Dois vasos carregados com zeólitas para realização do processo de adsorção e uma coluna de retificação (a esquerda) para a produção de etanol anidro em uma usina de açúcar e álcool. (Figura do autor).....	139

## LISTA DE TABELAS

<b>Tabela 1</b> – Propriedades dos materiais usados nos tubos do aquecedor de salmoura e condensador em plantas MSF. (EL-DESSOUKY; ETTOUNEY, 2002. Adaptado).....	30
<b>Tabela 2</b> – Exemplos de parâmetros de eficiência do processo MSF-OT (Elaborado pelo autor).....	47
<b>Tabela 3</b> – Parâmetros usuais para a estimativa dos custos anuais de uma planta MSF. (Elaborado pelo autor).....	51
<b>Tabela 4</b> – Custos específicos de plantas MSF (EL-DESSOUKY; ETTOUNEY, 2002. Adaptado) .....	54
<b>Tabela 5</b> – Propriedades da vinhaça (SILVEIRA, 2016. Adaptado).....	55
<b>Tabela 6</b> – Coeficientes para cálculo do calor específico a pressão constante para a água pura nos estados líquido e gasoso. (PERRY; GREEN, 2019. Adaptado).....	67
<b>Tabela 7</b> – Parâmetros para cálculo do calor específico à pressão constante de uma solução salina. (EL-DESSOUKY; ETTOUNEY, 2002. Adaptado). .....	68
<b>Tabela 8</b> – Parâmetros para cálculo do calor específico a pressão constante para uma solução de sacarose e água. (SIMION <i>et al.</i> , 2011. Adaptado).....	69
<b>Tabela 9</b> – Parâmetros para cálculo da entalpia de vaporização da água. (PERRY; GREEN, 2019. Adaptado).....	70
<b>Tabela 10</b> – Parâmetros para cálculo da elevação do ponto de ebulição de uma solução salina. (EL-DESSOUKY; ETTOUNEY, 2002. Adaptado). .....	70
<b>Tabela 11</b> – Parâmetros para cálculo da elevação do ponto de ebulição para uma solução de sacarose e água. (STARZAK; PEACOCK, <i>et al.</i> , 1998) .....	71
<b>Tabela 12</b> – Parâmetros para cálculo da entalpia da pressão de saturação da água. (PERRY; GREEN, 2019. Adaptado).....	73
<b>Tabela 13</b> – Valores de exergia química padrão de algumas espécies químicas. (Elaborado pelo autor).....	75

<b>Tabela 14</b> – Representação dos elementos do sistema MSF-OT. (Elaborado pelo autor).....	84
<b>Tabela 15</b> – Representação das variáveis do sistema MSF-OT. (Elaborado pelo autor) .....	86
<b>Tabela 16</b> – Variáveis de entrada do modelo proposto. (Elaborado pelo Autor) .....	93
<b>Tabela 17</b> – Parâmetros para validação do sistema proposto (EL-DESSOUKY; ETTOUNEY, 2002; HELAL, 2004. Adaptado).....	99
<b>Tabela 18</b> – Dados de entrada para validação do sistema proposto (EL-DESSOUKY; ETTOUNEY, 2002; HELAL, 2004. Adaptado).....	99
<b>Tabela 19</b> – Parâmetros de configuração utilizados para a função <i>gamultiobj</i> . (Elaborado pelo Autor).....	100
<b>Tabela 20</b> – Pesos relacionados ao algoritmo de tomada de decisão TOPSIS. (Elaborado pelo Autor).....	101
<b>Tabela 21</b> – Dados industriais de uma usina sucroenergética localizada no interior do estado de Goiás, BR. (Elaborado pelo Autor) .....	103
<b>Tabela 22</b> – Comparação entre o modelo proposto e planta MSF-OT apresentada por El-Dessouky e Ettouney, 2002. (Elaborado pelo Autor).....	104
<b>Tabela 23</b> – Comparação entre o modelo proposto e planta MSF-OT apresentada por Helal, 2005. (Elaborado pelo Autor) .....	105
<b>Tabela 24</b> – Parâmetros do modelo proposto otimizado. (Elaborado pelo Autor) .....	108
<b>Tabela 25</b> – Parâmetros econômicos do modelo proposto. ....	117
<b>Tabela 26</b> – Parâmetros econômicos do modelo proposto otimizado, desconsiderando os custos com o vapor vegetal <i>três</i> . (Elaborado pelo Autor).....	120
<b>Tabela B-1</b> – Pontos da frente de Pareto e seus respectivos coeficientes de aproximação. (Elaborado pelo autor) .....	140

## LISTA DE ABREVIATURA E SIGLAS

MSF	Destilação <i>flash</i> multiestágio
ESG	Ambiental, Social e Governança
RO	Osmose reversa
PIB	Produto interno bruto
°INPM	Grau Instituto Nacional de Pesos e Medidas (concentração mássica de álcool em uma solução hidroalcólica)
MSF-OT	Destilação <i>flash</i> multiestágio com passagem única
MSF-BR	Destilação <i>flash</i> multiestágio com recirculação de salmoura
MVC	Compressão mecânica de vapor
TVC	Compressão térmica de vapor
MED	Destilação de efeitos múltiplos
ATR	Açúcar total recuperável (sacarose, frutose e glicose)
DBO	Demanda bioquímica de oxigênio
DQO	Demanda química de oxigênio
PRFV	Plástico reforçado com fibra de vidro
RPVC	<i>Liner</i> em PVC reforçado com Fibra de Vidro
PEAD	Polietileno de alta densidade
PVC	Policloreto de polivinila (vinil)
AG	Algoritmos Genéticos
AGMO	Algoritmos Genéticos Multiobjetivo
NSGA-II	<i>Non-dominated Sorting Genetic Algorithm II</i>
SPEA2	<i>Strength Pareto Evolutionary Algorithm 2</i>
TOPSIS	Tomada de Decisão Baseada na Similaridade à Solução Ideal
RAM	Memória de Acesso Aleatório

## LISTA DE SIMBOLOS

$\beta$	Parâmetro associado à amortização	—
$\Delta P$	Diferença de pressão	<i>kPa</i>
$\Delta T$	Diferença de temperatura	$^{\circ}C$
$\psi$	Parâmetro para cálculo dos custos diretos	—
$\eta_e$	Eficiência exergetica	%
$\eta_{TC}$	Eficiência dos trocadores de calor	%
$\eta_P$	Eficiência isentrópica da bomba	%
$A$	Área de troca térmica	$m^2$
$C$	Custos	<i>US\$</i>
$C1$	Parâmetro de correlação	—
$C2$	Parâmetro de correlação	—
$C3$	Parâmetro de correlação	—
$C4$	Parâmetro de correlação	—
$C5$	Parâmetro de correlação	—
$C6$	Parâmetro de correlação	—
$CA$	Coefficiente de aproximação	—
$C_p$	Calor específico a pressão constante	<i>kJ/(kgK)</i>
$CRF$	Fator de retorno do capital	%
$d^+$	Distância entre o elemento e a melhor solução possível	—
$d^-$	Distância entre o elemento e a pior solução possível	—
$DO$	Dias de operação industrial por ano	<i>dias/ano</i>
$DTML$	Diferença de temperatura média logarítmica	$^{\circ}C$
$e$	Exergia de fluxo	<i>kJ/kg</i>
$e'$	Somatório da exergia que entra em um sistema	<i>kJ/s</i>
$e^{\circ}$	Exergia padrão	<i>kJ/mol</i>
$EPE$	Elevação do ponto de ebulição	$^{\circ}C$
$f$	Elemento da matriz de decisão	—
$F$	Elemento da matriz de decisão normalizado e ponderado	—
$fn$	Elemento da matriz de decisão normalizado	—

<b><i>g</i></b>	Gravidade	$m^2/s$
<b><i>h</i></b>	Entalpia específica	$kJ/kg$
<b><i>i</i></b>	Taxa de destruição de exergia	$kJ/s$
<b><i>ir</i></b>	Taxa de juros	%
<b><i>LF</i></b>	Fator de carga da planta	%
<b><i>ṁ</i></b>	Vazão mássica	$kg/s$
<b><i>m</i></b>	Massa	$kg$
<b><i>M</i></b>	Massa molar	$g/mol$
<b><i>P</i></b>	Pressão	$kPa$
<b><i>PBR</i></b>	Taxa de <i>payback</i>	–
<b><i>Plt</i></b>	Vida útil da planta	anos
<b><i>PR</i></b>	Razão de performance térmica	–
<b><i>Q̇</i></b>	Calor	$kJ/s$
<b><i>R</i></b>	Constante dos gases ideais	$J/(Kmol)$
<b><i>Ra</i></b>	Receita anual	$US\$/ano$
<b><i>s</i></b>	Entropia específica	$kJ/(kgK)$
<b><i>S</i></b>	Entropia	$kJ/(K)$
<b><i>sA</i></b>	Área de troca térmica específica	$m^2/(kg/s)$
<b><i>sC</i></b>	Custo específico da água destilada	$US\$/m^3$
<b><i>SCC</i></b>	Custo específico de aditivos químicos	$US\$/m^3$
<b><i>Ŝ<sub>gen</sub></i></b>	Taxa de geração de entropia	$kJ/(sK)$
<b><i>SLC</i></b>	Custo específico de mão de obra	$US\$/m^3$
<b><i>s<sub>F</sub>ṁ</i></b>	Vazão específica de entrada	–
<b><i>Sol<sup>+</sup></i></b>	Melhor solução possível	–
<b><i>Sol<sup>-</sup></i></b>	Pior solução possível	–
<b><i>T</i></b>	Temperatura	$^{\circ}C$ e $K$
<b><i>TTD</i></b>	Diferença de temperatura terminal	$^{\circ}C$
<b><i>u</i></b>	Energia interna específica	$kJ/kg$
<b><i>U</i></b>	Coefficiente global de troca térmica	$kW/(Km^2)$
<b><i>v</i></b>	Velocidade	$m/s$
<b><i>V</i></b>	Volume	$m^3$

<b><i>VFL</i></b>	Valor futuro líquido	<i>US\$</i>
<b><i>vol</i></b>	Volume específico	<i>m<sup>3</sup>/kg</i>
<b><i>pp</i></b>	Período de payback	<i>anos</i>
<b><i>VPL</i></b>	Valor presente líquido	<i>US\$</i>
<b><i>w</i></b>	Peso do método TOPSIS	–
<b><i>Ẃ</i></b>	Trabalho	<i>kJ/s</i>
<b><i>x</i></b>	Fração mássica	<i>g/g</i>
<b><i>X</i></b>	Sólidos solúveis totais - °Brix	<i>%</i>
<b><i>y</i></b>	Fração molar	<i>mol/mol</i>
<b><i>z</i></b>	Altura	<i>m</i>

## SUBSCRITOS

0	Estado de referência para os cálculos exergéticos ou sistema referente ao ambiente
<i>a</i>	Valor de venda da água destilada
<i>AFC</i>	Custos de amortização
<i>água</i>	Parâmetros referentes à água destilada condensada
<i>AT</i>	Custo anual total
<i>B</i>	Corrente de solução concentrada
<i>c</i>	Condensador
<i>CAPEX</i>	Custos de capital
<i>ch</i>	Custos com insumos químicos
<i>cw</i>	Temperatura da vazão de entrada
<i>D</i>	Corrente de vapor <i>flasheado</i> (destilado)
<i>demister</i>	Perdas associadas à perda de carga no <i>demister</i>
<i>di</i>	Custos diretos
<i>e</i>	Indica corrente de entrada
<i>el</i>	Custos com consumo elétrico
<i>est</i>	Queda de temperatura entre dois estágios subsequentes de <i>flasheamento</i>
<i>f</i>	Fronteira de troca térmica
<i>F</i>	Corrente de entrada
<i>F<sub>0</sub></i>	Corrente de entrada após aquecimento
<i>Fe</i>	Exergia física de fluxo
<i>gás</i>	Parâmetro para a substância no estado gasoso
<i>h</i>	Aquecedor
<i>i</i>	Número do estágio de <i>flasheamento</i> ou elemento da matriz de decisão
<i>id</i>	Custos indiretos
<i>j</i>	Parâmetro para tomada de decisão
<i>líq</i>	Parâmetro para a substância no estado líquido
<i>loss</i>	Perdas termodinâmicas

<i>M</i>	Exergia de mistura de fluxo
<i>mo</i>	Custos com mão de obra
<i>n</i>	Número total de estágios de <i>flasheamento</i>
<i>N</i>	Número de fluxos de calor
<i>non</i>	Perdas associadas ao <i>non-equilibrium allowance</i>
<i>om</i>	Custos de manutenção e relacionados a equipamentos sobressalentes
<i>OPEX</i>	Custos operacionais
<i>p</i>	Número de correntes de entrada
<i>P</i>	Bomba
<i>q</i>	Número de correntes de saída
<i>Q</i>	Exergia química de fluxo
<i>r</i>	Temperatura residual
<i>ref</i>	Condições de referência
<i>s</i>	Indica corrente de saída
<i>S</i>	Corrente de vapor para aquecimento
<i>sal</i>	Parâmetros referentes às soluções salinas
<i>sat</i>	Parâmetros referentes ao estado de saturação da substância de interesse
<i>sw</i>	Trabalho de eixo
<i>T</i>	Total
<i>vap</i>	Mudança de estado: vaporização
<i>vin</i>	Parâmetros referentes à Vinhaça
<i>vp</i>	Custos com vapor
<i>z</i>	Número de espécies química em solução

## SUMÁRIO

<b>1.</b>	<b>INTRODUÇÃO</b> .....	22
<b>2.</b>	<b>OBJETIVO</b> .....	24
2.1	OBJETIVO GERAL .....	24
2.2	OBJETIVOS ESPECÍFICOS .....	24
<b>3.</b>	<b>REVISÃO BIBLIOGRÁFICA</b> .....	25
3.1	PROCESSO DE DESTILAÇÃO <i>FLASH</i> MULTIESTÁGIO (MSF).....	25
<b>3.1.1</b>	<b>Descrição do processo MSF</b> .....	25
<b>3.1.2</b>	<b>Processo MSF com compressão térmica ou mecânica de vapor</b> .....	34
<b>3.1.3</b>	<b>Perfil de temperatura do processo MSF</b> .....	39
<b>3.1.4</b>	<b>Processo MSF aplicado ao tratamento de efluentes</b> .....	42
<b>3.1.5</b>	<b>Parâmetros de eficiência do processo MSF</b> .....	43
<b>3.1.6</b>	<b>Avaliação econômica de plantas MSF</b> .....	47
3.2	VINHAÇA .....	54
<b>3.2.1</b>	<b>Caracterização e fertirrigação</b> .....	54
<b>3.2.2</b>	<b>Biodigestão</b> .....	60
<b>3.2.3</b>	<b>Concentração</b> .....	62
3.3	BALANÇO DE MASSA .....	63
3.4	BALANÇO DE ENERGIA .....	65
3.5	BALANÇO DE ENTROPIA .....	71
3.6	BALANÇO DE EXERGIA .....	74
3.7	OTIMIZAÇÃO MULTIOBJETIVO E UTILIZAÇÃO DE ALGORITMOS GENÉTICOS .....	77
3.8	TOPSIS: ALGORITMO DE TOMADA DE DECISÃO .....	78
<b>4.</b>	<b>METODOLOGIA</b> .....	81
4.1	DESCRIÇÃO DO SISTEMA PROPOSTO.....	81
4.2	1ª ETAPA: CONSTRUÇÃO DO MODELO MATEMÁTICO.....	86
4.3	2ª ETAPA: IMPLEMENTAÇÃO DOS OBJETIVOS PARA A OTIMIZAÇÃO.....	95
4.4	3ª ETAPA: VALIDAÇÃO DO SISTEMA PROPOSTO.....	98
4.5	4ª ETAPA: IMPLEMENTAÇÃO DA ROTINA DE OTIMIZAÇÃO.....	100
4.6	5ª ETAPA: APLICAÇÃO DE DADOS INDUSTRIAIS .....	103

<b>5.</b>	<b>RESULTADOS E DISCUSSÃO</b> .....	104
5.1	VALIDAÇÃO .....	104
5.2	MSF-OT APLICADO À CONCENTRAÇÃO DE VINHAÇA .....	106
5.3	AVALIAÇÃO ECONÔMICA.....	117
<b>6.</b>	<b>CONCLUSÕES</b> .....	122
	<b>REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS</b> .....	124
	<b>APÊNDICES</b> .....	131
	APÊNDICE A – PROCESSO DE BENEFICIAMENTO DA CANA-DE-AÇÚCAR.....	131
	APÊNDICE B – RESULTADOS DA ROTINA DE OTIMIZAÇÃO .....	140

## 1. INTRODUÇÃO

O método de destilação *flash* multiestágio ou MSF (*Multi-stage flash distillation*) já foi a técnica mais utilizada para a dessalinização de água marinha no mundo, compreendendo mais de 60% de todas as operações de dessalinização no início do século XXI (EL-DESSOUKY; ETTOUNEY, 2002). Porém, vem perdendo espaço para métodos mais modernos, em 2019 compreendeu apenas 18%, sendo substituído em grande parte pelo método de dessalinização por osmose reversa (JONES, *et al.* 2019).

A dessalinização por MSF se torna viável caso o combustível utilizado na alimentação da fonte térmica externa, intrínseca ao processo, tenha preço baixo o suficiente (AL-MUTAZ, 1996). Na região do Golfo, a tecnologia é predominante nos dias de hoje, principalmente pela abundância de combustível fóssil disponível e seus relativos baixos custos de extração (ALEISA, 2024). Essa fonte térmica externa deve estar a relativas baixas temperaturas (geralmente menores que 100 °C) tornando o processo um grande candidato para integrar sistemas de cogeração (KAHRAMAN; CENGEL, 2005).

A destilação *flash* multiestágio também é aplicada para tratamento de águas residuárias industriais. Tayyeban, Deymi-Dashtebayaz e Dadpour (2022) propuseram dois modelos matemáticos e rotinas de otimização multiobjetivo para uma planta de dessalinização do tipo destilação *flash* multiestágio *once through* (MSF-OT) e destilação *flash* multiestágio com compressão térmica de vapor (MSF-TVC), com o objetivo de tratar um efluente industrial proveniente da refinaria Hashemi Nejad, localizada na cidade Sarakhs da província iraniana de Khorasan Razavi.

A dessalinização por MSF não se torna apenas viável, mas também a escolha ideal, quando há a possibilidade de operação em consonância com outro processo industrial que tenha capacidade de cogeração ou de disponibilidade de vapor a baixas temperaturas, aumentando a eficiência energética geral do processo integrado e diminuir o impacto ambiental devido a poluição de recursos hídricos. Mais que isso, se o fluxo de água destilada retorna ao processo, o consumo hídrico necessário para a operação diminui, juntamente com a energia consumida pelas captações.

O setor sucroenergético corresponde ao ciclo produtivo da cana-de-açúcar, utilizada na fabricação de múltiplos produtos, como: açúcar (de diversas especificações), levedura

(utilizado na suplementação animal), etanol (de diversas especificações) e energia a partir da queima do bagaço da cana. Em 2022, existiam 367 usinas em operação no país, moendo cerca de 657,4 milhões de toneladas de cana por safra, levando o país a ser o maior produtor de açúcar e segundo maior produtor de etanol do mundo. Além disso, o setor é responsável por produzir cerca de 5% de toda a energia elétrica consumida no Brasil, tendo operações em mais de mil municípios e gerando cerca de 700.000 vagas de emprego formal (Frente Parlamentar da Agropecuária, 2023). O processo de beneficiamento da cana-de-açúcar será explorado em detalhes neste trabalho (Apêndice A).

Além de diversos produtos com valor agregado, o beneficiamento da cana-de-açúcar produz a vinhaça, um subproduto com grande potencial poluente, mas também de reaproveitamento. Definida como o fundo da coluna de destilação para a produção de etanol, a vinhaça possui índices altos de matéria orgânica e nutrientes (SILVEIRA, 2016), além de ter cerca de 93% de água em sua composição mássica (SPINELLI *et al.*, 2023). Isso a torna uma ótima candidata para processos de recuperação de água (concentração), biodigestão e fertirrigação.

Cruz *et al.* (2013) analisaram os três principais usos da vinhaça (biodigestão, fertirrigação e concentração) do ponto de vista técnico, ambiental e econômico. O processo de concentração se mostrou ambientalmente viável, devido ao reaproveitamento de água proporcionado pelo método e diminuição dos impactos ambientais com a diminuição do volume de vinhaça, além de ter se mostrado tecnicamente factível. Porém, os autores concluíram que do ponto de vista econômico, as tecnologias de concentração de vinhaça disponíveis hoje não são viáveis.

Mesmo assim, há usinas que empregam métodos de concentração da vinhaça em sua operação. A maioria se baseia no processo de evaporação de múltiplos efeitos, alimentados com vapor vegetal *um* ou vapor de escape (CRUZ *et al.*, 2013). Mesmo com o grande volume de vapor a baixa temperatura gerado durante a concentração do caldo de cana pelo sistema de evaporação multiestágio do tipo *Robert*, comumente utilizado nas usinas sucroenergéticas do Brasil, até o momento de finalização da redação deste texto, estudos sobre a possibilidade da implementação do sistema MSF junto a uma usina sucroenergética não são comuns. Assim, apresenta-se uma oportunidade de investigar a viabilidade da integração deste sistema para a concentração de vinhaça utilizando vapor vegetal (vapor do caldo de cana) como fonte térmica externa a uma planta de processamento de cana-de-açúcar.

## 2. OBJETIVO

### 2.1 OBJETIVO GERAL

O objetivo geral deste estudo é realizar a modelagem matemática e análise de um sistema de destilação *flash* multiestágio do tipo *once through* para a concentração de vinhaça proveniente de uma indústria sucroenergética, utilizando vapor vegetal *três* como fonte térmica. Uma rotina de otimização multiobjetivo foi construída para esse sistema, visando a determinação do número ótimo de estágios de *flasheamento* e o valor ótimo da diferença de temperatura terminal do condensador no primeiro estágio tendo como entrada os dados de uma usina de processamento de cana-de-açúcar no interior do estado de Goiás, BR. A otimização leva em consideração a eficiência exergética, a razão de performance térmica e área total de troca térmica.

### 2.2 OBJETIVOS ESPECÍFICOS

Os objetivos específicos deste estudo são:

- Realizar a descrição matemática da operação de uma planta de destilação *flash* multiestágio *once through* empregando metodologia baseada em balanços de massa e energia do processo;
- Incorporar as equações para o cálculo da eficiência exergética, da razão de performance térmica e da área total de troca térmica ao modelo;
- Analisar a efetividade do modelo matemático a partir da sua comparação com dados disponíveis na literatura de modelos MSF-OT para destilação de água do mar;
- Analisar a implementação de uma rotina de otimização multiobjetivo, levando em consideração a maximização da eficiência exergética e da razão de performance térmica, bem como a minimização da área de troca térmica total do sistema;
- Aplicar os parâmetros obtidos de uma usina no interior do estado de Goiás, BR como entrada para o modelo matemático, com o fim de determinar número ótimo de estágios de *flasheamento*, o valor ótimo da diferença de temperatura terminal do condensador no primeiro estágio e realizar análises do sistema otimizado.

### 3. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

#### 3.1 PROCESSO DE DESTILAÇÃO *FLASH* MULTISTÁGIO (MSF)

##### 3.1.1 Descrição do processo MSF

O processo de dessalinização por *Multi-Stage Flash distillation* (MSF) é amplamente utilizado em navios e regiões costeiras, principalmente onde o custo da energia térmica é relativamente baixo (CURTO *et al.*, 2021), para a produção de água doce a partir de água do mar.

Sistemas convencionais de MSF, com capacidades de geração de água doce entre 27.000 e 32.000 m<sup>3</sup>/dia, são compostos por câmaras de *flasheamento* com dimensões de 18 m de largura, 4 m de altura e 3 metros de comprimento (EL-DESSOUKY; ETTOUNEY, 2002). Para o funcionamento do processo, são necessárias uma fonte de energia térmica, que irá fornecer calor para a água salgada de interesse no processo de dessalinização (CIPOLLINA *et al.*, 2005), e uma fonte de energia elétrica, que irá alimentar as bombas presentes na planta de produção de água doce (AL-KARAGHOULI; KAZMERSKI, 2013).

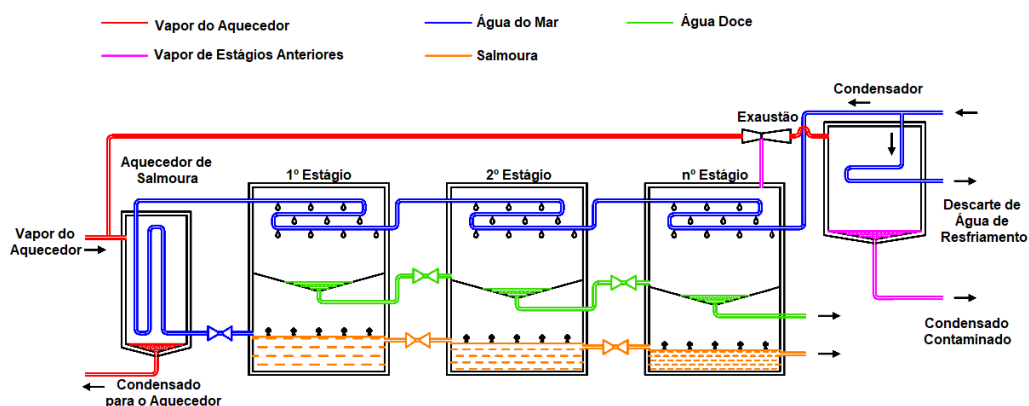
Cada câmara de *flasheamento*, em um processo multistágio, apresenta uma série de características de projeto e aparelhos voltados a viabilizar e otimizar a operação de dessalinização:

- Piscina de salmoura: armazena a salmoura, conta com profundidade entre 0,2 e 0,5 m (EL-DESSOUKY; ETTOUNEY, 2002);
- Aparelho de transferência de salmoura: sela o vapor destilado e promove a agitação e turbulência da água salina, controlando a formação de bolhas de vapor e seu crescimento (EL-DESSOUKY; ETTOUNEY, 2002);
- *Demister*: aparelho formado por uma rede de fios finos que tem como objetivo impedir a passagem de gotículas de salmoura arrastadas pelo vapor (EL-DESSOUKY; ETTOUNEY, 2002);
- Condensador: grupo de tubos responsável pela troca térmica entre o vapor *flasheado* (em contato com a parede externa dos tubos) e a água do mar (que entra no sistema dentro dos tubos), promovendo uma recuperação energética, ao pré-aquecer a solução salina e condensar o vapor produzido (EL-DESSOUKY; ETTOUNEY, 2002);

- Bandeja de destilado: responsável por coletar o vapor condensado e cascatear o líquido por todos os estágios até que seja removido no último (EL-DESSOUKY; ETTOUNEY, 2002);
- Sistema de exaustão: responsável pela remoção de gases não condensáveis que podem ser provenientes da alimentação de água marinha, decomposição de bicarbonato (principalmente em estágios de temperatura elevada) e entrada de ar atmosférico por meio de vazamentos em estágios que operam sob vácuo (temperatura de operação do estágio menor que 100 °C) (EL-DESSOUKY; ETTOUNEY, 2002);
- Instrumentação: termopares, sensores de nível e medidores de condutividade. Geralmente, esses sensores são instalados nos primeiro e último estágios e usados para alimentar as malhas de controle do processo (EL-DESSOUKY; ETTOUNEY, 2002);
- Orifício Submerso: tubo submerso na piscina de salmoura por onde a salmoura entra na câmara, reduzindo a pressão e aumenta a turbulência na corrente de entrada do sistema (SELLAMI *et al.*, 2019);
- Caixa de água: aparelho presente nas plantas de MSF que utilizam condensadores de vapor *flasheado* na configuração cruzada, transporta a água do mar entre os estágios de *flasheamento* (EL-DESSOUKY; ETTOUNEY, 2002).

Uma planta de operação MSF pode ser dividida em duas seções distintas, uma de recuperação de calor, em que o vapor *flasheado* em cada um dos estágios condensa fornecendo energia para pré-aquecer a água do mar que entra no sistema e outra de aquecimento da salmoura, em que uma fonte de calor externa aquece a solução salina já pré-aquecida (EL-GHONEMY, 2018).

Na Figura 1, apresenta-se o diagrama de uma planta de dessalinização do tipo MSF.

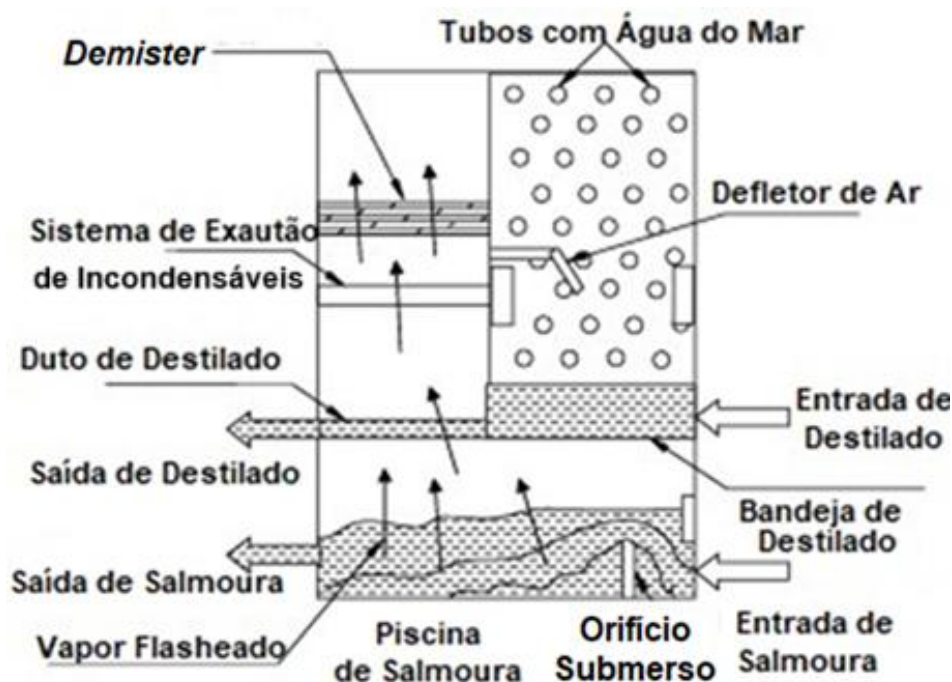


**Figura 1** – Diagrama de um sistema MSF. (CURTO *et al.*, 2021. Adaptado)

Analisando a Figura 1, pode-se identificar que a água do mar primeiramente é utilizada para condensar o vapor *flasheado* (seção de recuperação de calor). A corrente de água do mar (azul escura) passa pelo condensador de cada um dos estágios e absorve a energia referente ao calor de condensação do vapor *flasheado*, condensando-o e aumentando progressivamente sua temperatura. Posteriormente, a corrente de água do mar é aquecida com vapor proveniente de uma fonte energética externa, usualmente é utilizado vapor de escape de uma planta de geração de energia (seção de aquecimento da salmoura). O vapor de escape utilizado é condensado nas paredes dos tubos que transportam a água do mar, e retorna para seu ciclo termodinâmico (SHATAT; RIFFAT, 2014). O processo de aquecimento da água do mar necessita de fontes de energia térmica externas com relativa baixa temperatura (geralmente menores que 100 °C). Sendo assim, o MSF é um grande candidato para participar de sistemas de cogeração (KAHRAMAN; CENGEL, 2005).

Após seu aquecimento, a água do mar é bombeada para o primeiro estágio da destilação *flash*, onde a diferença de pressão faz com que ocorra o processo de *flasheamento*. O vapor *flasheado* passa pelo *demister*, evitando o arraste de gotículas da solução salina, e troca calor com os tubos transportando água do mar, cedendo seu calor latente e condensando no processo. Gases não condensáveis são retirados do sistema por meio de sistemas de exaustão em cada um dos estágios.

A solução salina, presente na piscina de salmoura, é enviada para o estágio de *flasheamento* subsequente, onde é submetida a uma nova redução de pressão, causando novamente o processo de *flasheamento*. A queda de pressão é linear em cada uma das câmaras (AL-KARAGHOULI; KAZMERSKI, 2013) e se repete até o *n*ésimo estágio. Essa queda de pressão (vácuo), é obtida a partir da utilização de ejetores a vapor, também alimentados pela fonte térmica externa, ou esse vácuo é criado pela ação de bombas de vácuo (EL-GHONEMY, 2018). Na Figura 2, apresenta-se o diagrama de um estágio de dessalinização *flash*.



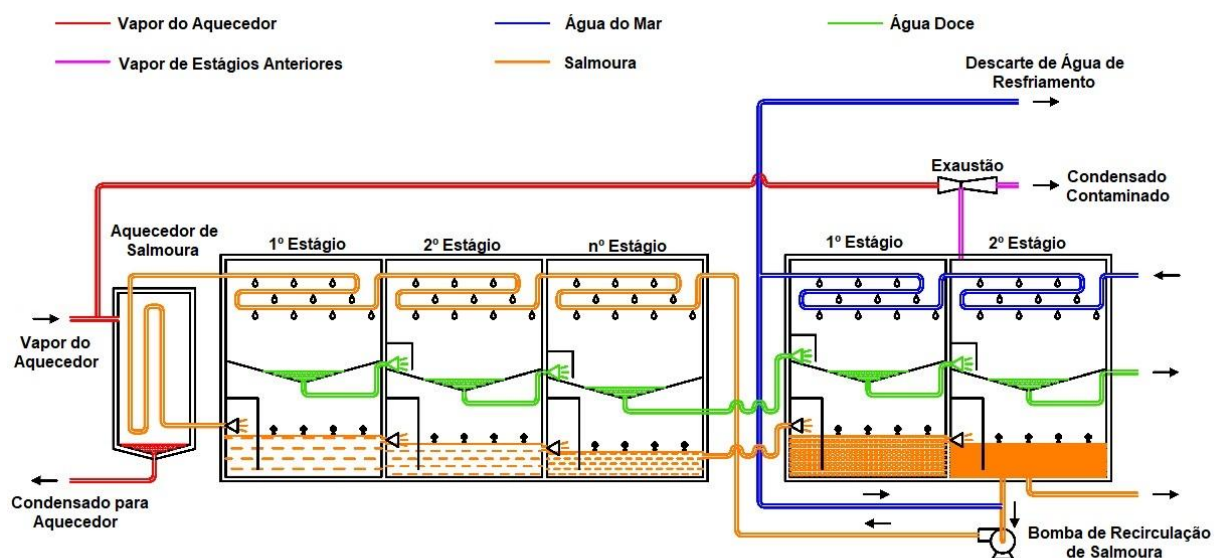
**Figura 2** – Representação de um estágio de destilação *flash*. (EL-DESSOUKY; ETTOUNEY, 2002. Adaptado)

Estruturalmente, todas as câmaras são construídas para suportar vácuo, pois a faixa de temperatura dos estágios varia de 110 °C até 30 °C, ou seja, a maioria dos estágios opera em condições de vácuo (EL-DESSOUKY; ETTOUNEY, 2002). Porém, a parte inferior das estruturas deve ser capaz de aguentar a pressão hidrostática da piscina de salmoura. Sendo assim, a estrutura é projetada para suportar até 2 bar (EL-DESSOUKY; ETTOUNEY, 2002). A estrutura é construída em aço carbono e revestida com aço inoxidável ou resina epóxi, além do isolante térmico para minimizar a perda de calor para o ambiente (EL-DESSOUKY; ETTOUNEY, 2002).

Além da configuração simples de MSF, é importante apresentar sua versão modificada, que conta com reciclo de salmoura proveniente do último estágio de *flasheamento*. Esse processo é padrão em plantas maiores de dessalinização por *flasheamento* (de 19 a 40 estágios de *flasheamento* e 2 ou 3 estágios de rejeição de calor) (AL-KARAGHOULI; KAZMERSKI, 2013; EL-GHONEMY, 2018).

O MSF com reciclo de salmoura apresenta a seção de rejeição de calor composta por dois ou três estágios (CURTO *et al.*, 2021). Essa seção tem como objetivo igualar a temperatura da corrente de água marinha com a temperatura da piscina de salmoura do último estágio do processo. Parte dessa salmoura é recirculada e se mistura com parte da corrente de água do mar que condensou o vapor *flasheado* das câmaras de rejeição de calor, atingindo a mesma

temperatura da salmoura. Isso ocorre, pois é importante evitar um possível choque térmico entre as correntes, o que resultaria na decomposição de bicarbonato de cálcio e carbonato de cálcio, gerando incrustações e liberando dióxido de carbono, que promoveria corrosão e elevaria o trabalho necessário para gerar vácuo nas câmaras de *flasheamento* (EL-DESSOUKY; ETTOUNEY, 2002). A mistura, então, segue sendo pré-aquecida, condensando o vapor *flasheado* das câmaras de *flasheamento* a partir do *n*ésimo estágio. Na Figura 3, apresenta-se o esquema do processo.



**Figura 3** – Diagrama de planta de dessalinização por MSF com reciclo de salmoura e dois estágios de rejeição de calor. (CURTO et al. 2021. Adaptado)

A partir da análise do diagrama apresentado na Figura 3, é possível notar que parte da água marinha usada na seção de rejeição de calor é removida do processo (água de resfriamento). Após a seção de rejeição de calor, o processo é idêntico ao MSF convencional. Essa técnica aumenta a eficiência energética do processo de destilação *flash* em comparação ao MSF-OT (CURTO *et al.*, 2021).

Os condensadores são parte fundamental do projeto de plantas MSF. A área de troca térmica, o material e a configuração dos tubos são alguns dos fatores que devem ser observados. Em relação à área de troca térmica, caso seu valor seja menor que o requerido para absorver a carga térmica total do vapor *flasheado*, esse vapor remanescente vai se acumular na câmara, aumentando a pressão do estágio. Isso irá reduzir a quantidade de vapor *flasheado* até que o

sistema atinja um novo estado estacionário com geração de vapor e vazão de destilado reduzidas. Outro efeito será a redução da temperatura da solução salina que entra no aquecedor de salmoura, gerando um aumento na necessidade de vapor da fonte energética externa. Ou seja, há uma diminuição geral na performance do sistema (EL-DESSOUKY; ETTOUNEY, 2002).

É raro que ocorram erros de projeto grosseiros o suficiente para propiciar o acúmulo de vapor *flasheado* nos estágios. Todavia, operação precária dos equipamentos e/ou aumento na resistência térmica causada por incrustações nas paredes dos tubos irão causar uma diminuição na taxa de transferência térmica, possibilitando o cenário de não atendimento a taxa de condensação necessária. O entupimento de tubos de transporte de água do mar resulta em efeitos parecidos (EL-DESSOUKY; ETTOUNEY, 2002).

Em relação aos materiais usados na fabricação desses tubos, o aspecto mais importante é a temperatura do estágio analisado. Caso seja um estágio que apresente temperaturas mais elevadas (acima de 80 °C), é usual a utilização de tubos compostos de Cu/Ni 70/30. Porém, para câmaras de *flasheamento* que operem a temperaturas mais brandas, outras características podem ser analisadas. Em relação à condutividade térmica, a liga de Cu/Ni 90/10 apresenta o melhor resultado, porém, tubulações de titânio apresentam a maior resistência à erosão, demandando uma espessura de parede menor. A opção mais econômica é a liga de alumínio com latão, porém, a água do mar dissolve o cobre e pode contaminar o corpo de água que receberá o descarte da salmoura (EL-DESSOUKY; ETTOUNEY, 2002). Na Tabela 1, estão listados vários fatores associados à essas ligas.

**Tabela 1** – Propriedades dos materiais usados nos tubos do aquecedor de salmoura e condensador em plantas MSF. (EL-DESSOUKY; ETTOUNEY, 2002. Adaptado)

Material	Temperatura [°C]	Condutividade Térmica [kW/(m°C)]	Velocidade de Escoamento da Salmoura [m/s]	Espessura da Parede [mm]
Cu/Ni 70/30	> 80	0,029	2 a 4	1,2
Latão de Alumínio	< 80	0,032	1,5 a 2,5	1,2
Titanium	< 80	0,0165	3 a 20	0,5
Cu/Ni 90/10	< 80	0,044	2 a 4	1,2
Alta liga de Aço	< 80	0,0199	3 a 10	0,7

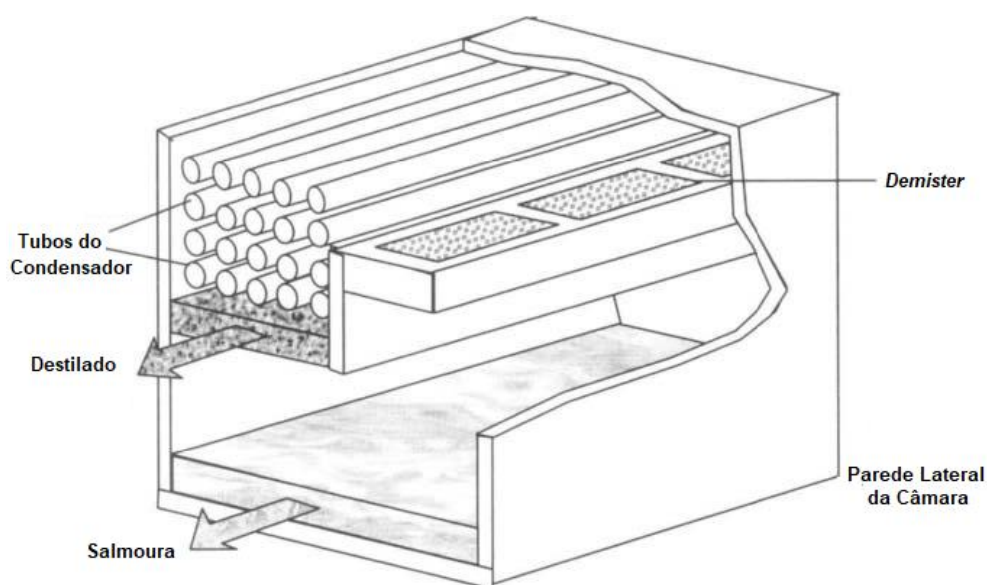
Por fim, é reconhecida a utilização de dois arranjos diferentes de grupos de tubos: o arranjo de tubos longos e arranjo de tubos cruzados. No arranjo de tubos longos, o fluxo de

água do mar ou solução salina, que passa pelo condensador, é paralelo ao fluxo de salmoura.

Dependendo do comprimento de tubo disponível, um exemplar pode percorrer vários estágios do processo de *flasheamento*. Porém, quase sempre se faz necessário utilizar processos de soldagem para unir tubos de comprimentos menores, devido às limitações de fabricação, transporte ou de montagem em campo. Realisticamente, o comprimento desses tubos está limitado a 28 m (cerca de 8 a 10 estágios) (EL-DESSOUKY; ETTOUNEY, 2002). Algumas das características do arranjo de tubos longos são (EL-DESSOUKY; ETTOUNEY, 2002):

- O mau funcionamento de apenas um tubo tem um grande efeito na performance do sistema como um todo, pois a redução na troca térmica pode afetar até 10 estágios;
- Difícil manutenção e limpeza: a remoção de um desses tubos é uma operação complexa e a sua limpeza, mesmo por métodos convencionais, necessitaria de ferramentas especificamente projetadas;
- Uma possível expansão da planta requer uma atenção especial na hora do planejamento dos estágios de *flasheamento*, tornando o projeto mais complexo;
- Vazamento de vapor entre estágios é um problema capital que demanda atenção e esforços robustos para ser evitado e possivelmente corrigido;
- É a opção ótima para plantas com capacidades de produção maiores que 50.000 m<sup>3</sup>/dia;
- Elimina a utilização de caixas de água.

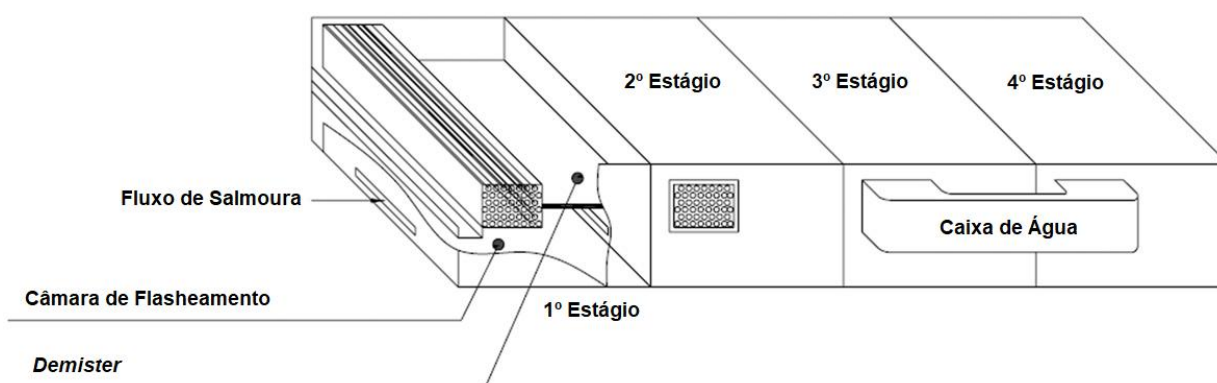
O diagrama de uma câmara de destilação *flash* com o arranjo de tubos longos é apresentado na Figura 4:



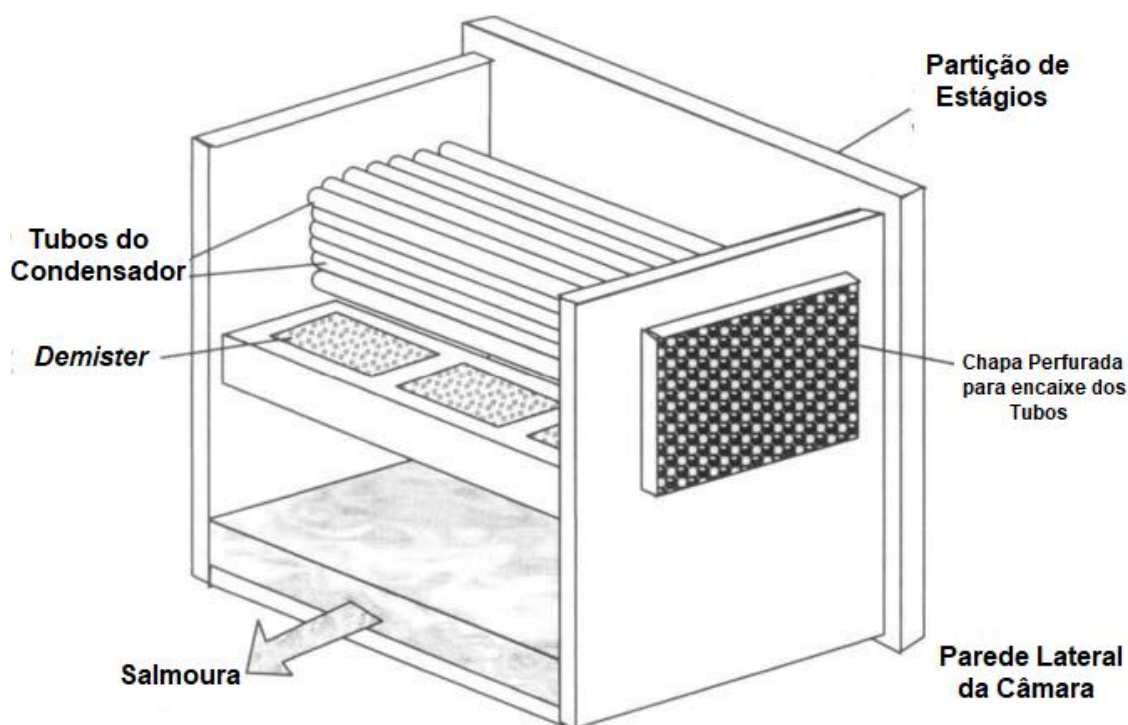
**Figura 4** – Diagrama de câmara de destilação *flash* com arranjo de tubos longos. (EL-DESSOUKY; ETTOUNEY, 2002. Adaptado)

No arranjo de tubos cruzados, o fluxo de água do mar ou solução salina, que passa pelo condensador, é perpendicular ao fluxo de salmoura (Figura 5). Essa configuração demanda menos expertise técnica para construção, operação e manutenção em relação ao arranjo anterior. Caso seja necessário, a expansão de plantas que utilizam esse arranjo pode ser feita sem maiores dificuldades. A maior desvantagem desse sistema em relação ao de tubos longos é a necessidade de instalação de caixas de água em cada um dos lados dos tubos, para conectar o fluxo de água do mar ou solução salina ao próximo estágio. Além dos custos adicionais, a perda de carga e o gasto energético com bombeamento irão aumentar.

No diagrama apresentado na Figura 6, as caixas de água presentes no arranjo de tubos cruzados podem ser observadas. Em relação ao custo, a instalação de uma planta utilizando a configuração de tubos longos é cerca de 13% mais econômica (MABROUK, 2013). Outro ponto positivo do arranjo de tubos longos é a perda de carga de 25 a 30% menor em relação ao arranjo de tubos cruzados (EL-DESSOUKY; ETTOUNEY, 2002).



**Figura 5** – Diagrama de planta MSF com arranjo de tubos cruzados e caixas de água. (MABROUK, 2013. Adaptado)



**Figura 6** – Diagrama de câmara de *flasheamento* com arranjo de tubos cruzados e foco nos elementos internos.  
(EL-DESSOUKY; ETTOUNEY, 2002. Adaptado)

Em relação à matéria-prima utilizada pelas plantas de dessalinização por destilação *flash*, a água do mar usada deve passar por várias operações unitárias de purificação e receber aditivos para que atenda aos parâmetros de processo. Ela passa por uma grade para reter rejeitos grosseiros e posteriormente é filtrada. Após as etapas iniciais, é desaerada e recebe anti-incrustantes e antiespumantes (EL-DESSOUKY; ETTOUNEY, 2002).

As plantas de dessalinização MSF podem atender uma demanda de 40.000 a 57.000 m<sup>3</sup>/dia de água doce, operando com a temperatura da salmoura no primeiro estágio entre 110 °C e 90 °C e variando seu tamanho de 19 a 40 estágios de *flasheamento* e 2 ou 3 estágios de rejeição de calor (BUROS, 2000; AL-KARAGHOULI; KAZMERSKI, 2013; EL-GHONEMY, 2018).

Em linhas gerais, o processo de destilação *flash* multiestágio possui as seguintes características:

- Caso a espessura das tubulações, área de troca térmica e materiais de fabricação tenham sido fatores levados em consideração de forma criteriosa durante o projeto e a construção da planta de dessalinização, o método MSF possui operação estável e confiável (EL-DESSOUKY; ETTOUNEY, 2002);

- Fortes candidatas para cogeração em usinas termoelétricas ou operações que possuam linhas de vapor a baixa pressão, devido a característica de operar a relativa baixa temperatura no primeiro estágio (KAHRAMAN; CENGEL, 2005);
- Em plantas de maior porte (de 19 a 40 estágios de *flasheamento* e 2 ou 3 estágios de rejeição de calor), o sistema MSF-BR (destilação *flash* multiestágio com recirculação de salmoura) é o mais utilizado (AL-KARAGHOULI; KAZMERSKI, 2013; EL-GHONEMY, 2018) frente ao sistema convencional, MSF-OT, ele leva vantagem por ter uma eficiência melhor, gerando mais vapor, menos uso de aditivos químicos e controle facilitado da temperatura de entrada de água do mar (EL-DESSOUKY; ETTOUNEY, 2002);
- O arranjo de tubos cruzados para o condensador apresenta um processo de fabricação, instalação e manutenção mais simples que o arranjo de tubos longos (EL-DESSOUKY; ETTOUNEY, 2002);
- A utilização de motores, frente ao uso de turbinas, na alimentação das bombas da planta, apresenta resultados de operação superiores, mesmo para plantas de grande porte (EL-DESSOUKY; ETTOUNEY, 2002);
- O tratamento aditivo é superior ao ácido, pois o segundo pode potencializar a corrosão de elementos do sistema (EL-DESSOUKY; ETTOUNEY, 2002);
- Um projeto adequado deve levar em consideração possíveis variações de alimentação, na faixa de 70% a 110% da capacidade nominal desejada.

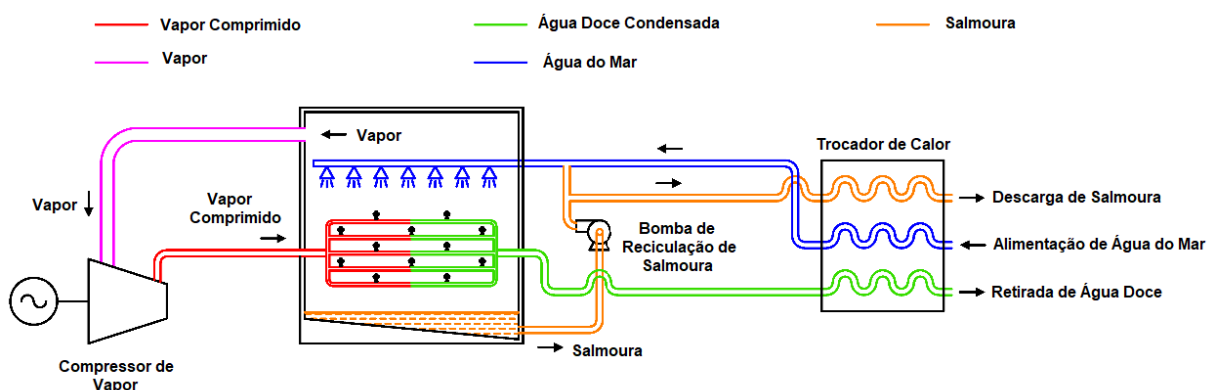
### 3.1.2 Processo MSF com compressão térmica ou mecânica de vapor

A utilização da técnica de compressão de vapor é usual no setor de dessalinização da água do mar (CURTO *et al.*, 2021). Baseada na transição entre as fases líquida e vapor, possui duas variantes: MVC (Compressão Mecânica de Vapor) e TVC (Compressão Térmica de Vapor).

Na MVC, o vapor destilado no primeiro estágio é comprimido, o que faz com que suas pressão e temperatura aumentem. O vapor comprimido, então, troca calor com a água do mar (alimentação do sistema), condensando, enquanto aquece a corrente de entrada, fazendo com que parte da água do mar evapore. O condensado é retirado do sistema, enquanto o vapor é

comprimido, realimentando o ciclo (CURTO *et al.*, 2021). Na Figura 7, é possível observar esse processo.

Com o objetivo de melhorar a eficiência energética do processo, o sistema conta com um trocador de calor secundário responsável pelo preaquecimento da água marinha de alimentação a partir da troca térmica com o condensado e salmoura que deixam o processo (AL-KARAGHOULI; KAZMERSKI, 2013).



**Figura 7** – Sistema de dessalinização de água marinha do tipo MVC. CURTO *et al.*, 2021. Adaptado)

Após o preaquecimento, a água do mar que alimenta o sistema é misturada com parte da salmoura, enquanto o restante segue para o trocador de calor secundário e posterior descarte. A solução salina, então, é pulverizada sobre o trocador de calor principal, que contém o vapor comprimido, o que gera a evaporação de parte da mistura e condensação do vapor dentro dos tubos do trocador de calor (CURTO *et al.*, 2021).

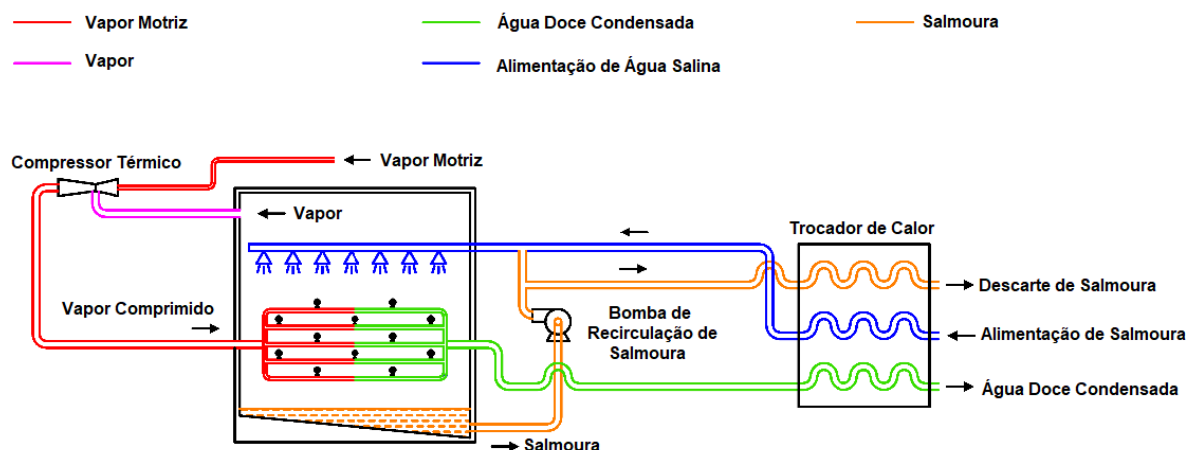
O processo de dessalinização MVC necessita basicamente de energia elétrica para funcionar, uma planta consegue satisfazer uma demanda de até 3.000 m<sup>3</sup>/dia de água doce (CURTO *et al.*, 2021).

Com o objetivo de melhorar a eficiência dos processos MSF, vários arranjos de plantas híbridas (MSF-MVC) foram propostos (EL-DESSOUKY; ETTOUNEY, 2002). Genthner e El-Allawy (1983) realizaram um estudo sobre a hipótese de operação paralela de uma planta MSF e uma MVC. Como resultado, concluíram que vários aparelhos e etapas de tratamento necessárias para o bom funcionamento de uma planta de dessalinização MVC (preaquecimento da corrente de alimentação, exaustão de gases não condensáveis, tratamento químico, filtração e bombas para o destilado e descarte de salmoura) podem ser eliminados. Foi concluído que há

uma redução de 50% na utilização de químicos e de 65 a 75% no consumo de combustíveis (GENTHNER E EL-ALLAWY, 1983).

O estudo realizado por Mabrouk et al. (2006) conclui que plantas do tipo MSF-MVC podem gerar até 2,4 vezes mais destilado que plantas do tipo MSF-BR, a partir da mesma fonte de energia térmica externa. Além disso, podem chegar a uma eficiência exergética até 67% maior que a de sistemas MSF-BR convencionais. Em condições ideais, o custo de produção de uma planta MSF-MVC chega a ser 25% menor que o de uma planta MSF-BR. Porém, a área de troca térmica de uma planta híbrida desse tipo pode chegar a ser 57% maior que a de uma planta convencional do tipo MSF-BR (MABROUK *et al.*, 2006).

Nas plantas que utilizam o método TVC, a única diferença considerável em relação as que contam com o método MVC é o emprego de um compressor térmico alimentado com vapor motriz, geralmente vapor de escape de uma turbina, ao invés de um compressor convencional (CURTO *et al.*, 2021). Na Figura 8, apresenta-se esse processo.



**Figura 8** – Sistema de dessaliniza o de água marinha do tipo TVC. (CURTO *et al.*, 2021. Adaptado)

O processo de dessaliniza o TVC necessita de energia elétrica e térmica, sendo a elétrica para alimenta o das bombas de recircula o de salmoura e a térmica para realizar a compressão térmica (CURTO *et al.*, 2021). O compressor térmico nada mais   que um ejetor a vapor, semelhante ao utilizado para criar vácuo nas câmaras de destila o *flash* multiestágio. Na Figura 9, pode-se observar o diagrama do dispositivo.

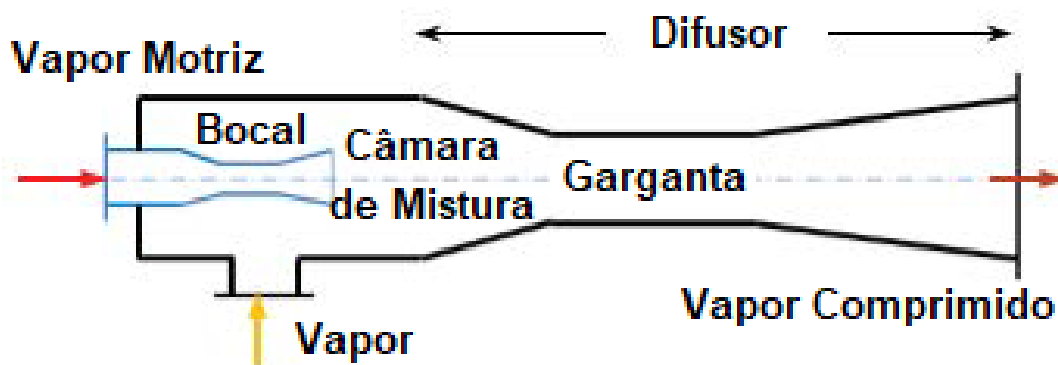


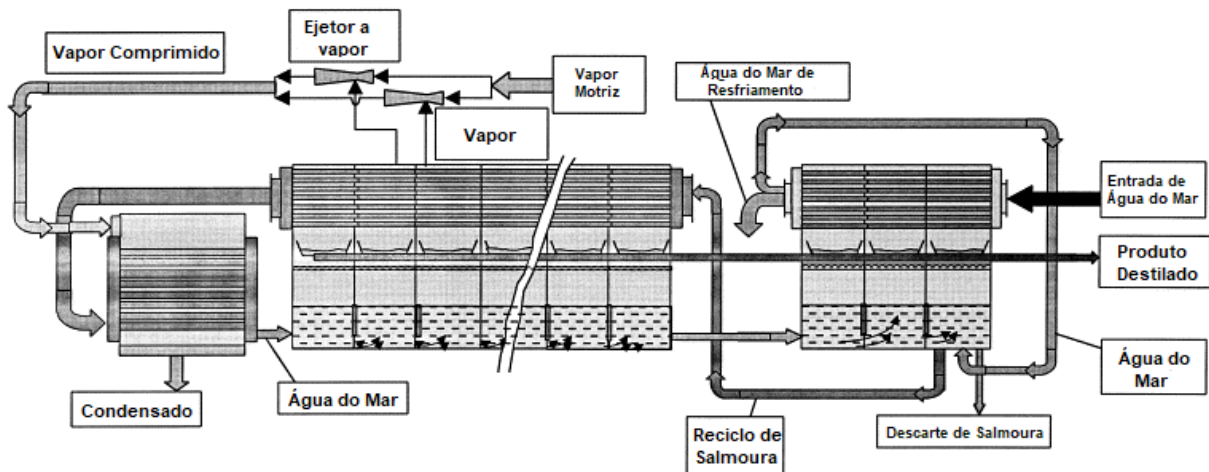
Figura 9 – Diagrama de um ejetor a vapor. (SELLAMI *et al.*, 2019. Adaptado)

A função dos ejetores a vapor é transportar e comprimir um fluido induzido da pressão de sucção à pressão de saída desejada. Esse aparato consiste em um bocal convergente-divergente, câmara de mistura e um difusor convergente-divergente. O vapor motriz (seta vermelho claro), de alta pressão, entra pelo bocal, onde sua alta pressão é convertida em energia cinética. Na saída do bocal, a velocidade do vapor motriz tornou-se supersônica, induzindo uma região de baixa pressão (vácuo), o que faz com que o vapor gerado a partir da água do mar (seta amarela) seja arrastado e misturado com o vapor motriz na câmara de mistura. A mistura é então recomprimida através do difusor por rápida desaceleração: primeiro, os dois vapores se misturam por completo, enquanto se movem através da seção convergente do difusor, ao entrarem na garganta, eles ficam completamente misturados. Então, passando na seção divergente, a pressão da mistura aumenta e a velocidade diminui. No final, a mistura é carregada a uma pressão intermediária, que é maior do que a pressão do vapor arrastado, mas muito menor do que a pressão do vapor motriz de entrada (SELLAMI *et al.*, 2019). O fluxo então pode ser direcionado para o aquecedor de salmoura (seta vermelho escuro) (POWER, 1994). O ejetor a vapor é projetado para operar em condições críticas, em que a razão de compressão (Pressão de saída/Pressão do vapor) é maior que 1,81 (EL-DESSOUKY, 2000).

O processo de compressão térmica de vapor foi extensivamente estudado como alternativa ao MVC em plantas híbridas de dessalinização por destilação *flash*, principalmente devido ao aumento de desempenho térmico que essa associação proporcionou em plantas de dessalinização do tipo MED (Destilação de efeitos múltiplos) (EL-DESSOUKY; ETTOUNEY, 2002).

El-Dessouky e Ettoune (2002) propuseram um modelo de planta de dessalinização híbrida entre os dois métodos (MSF e MSF-TVC). Foram propostas duas configurações. Na

primeira, o vapor produzido na seção de rejeição de calor alimentaria o TVC; na segunda, o vapor produzido na seção de recuperação de calor alimentaria o TVC (Figura 10).



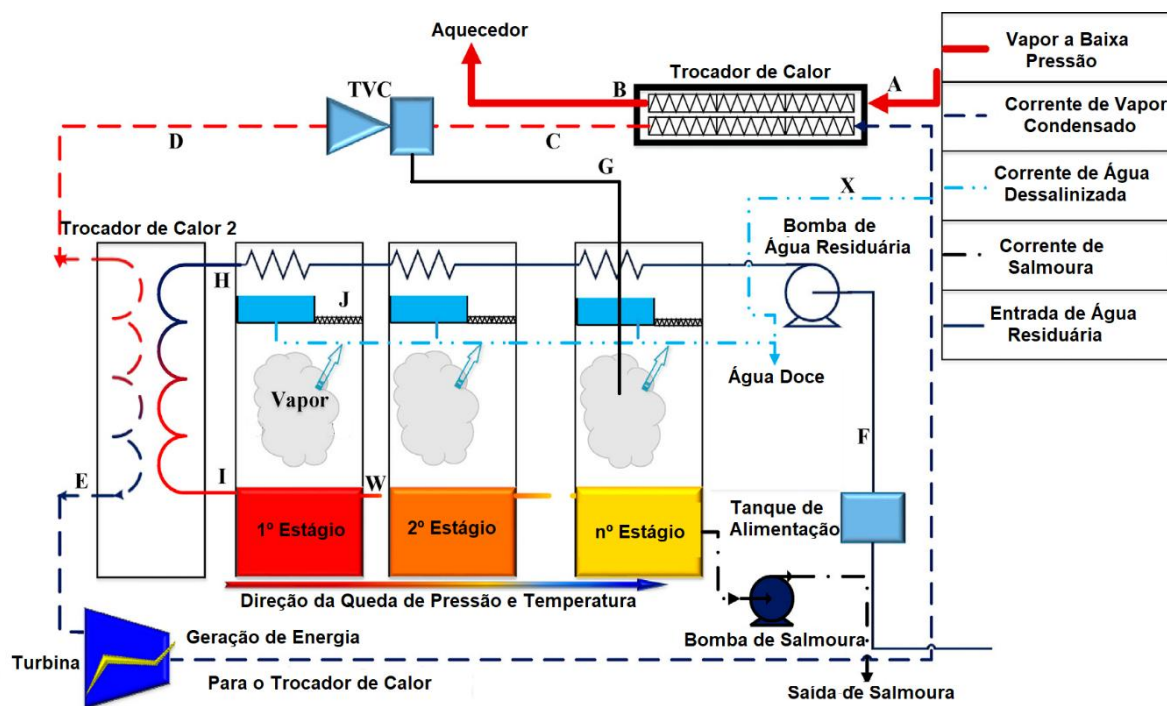
**Figura 10** – Diagrama de planta de dessalinização MSF-TVC utilizando vapor da seção de recuperação de calor para alimentar a compressão térmica de vapor. (EL-DESSOUKY; ETTOUNEY, 2002. Adaptado)

Os arranjos foram estudados e a partir de simulações realizadas utilizando modelos matemáticos, El-Dessouky e Ettoune (2002) concluíram que:

- A combinação da compressão térmica de vapor melhora o desempenho de sistemas de dessalinização *flash*, a quantidade de destilado gerado aumenta para a mesma vazão de vapor (fonte térmica externa), há uma diminuição na vazão de água de resfriamento e na área de troca térmica;
- A segunda configuração apresentou melhor desempenho que a primeira configuração;
- Para a segunda configuração, a área específica de troca térmica dos condensadores nos estágios de recuperação de calor é menor se comparada com a de uma planta MSF convencional;
- O diâmetro da tubulação do vapor motriz é em média 60% menor que o da tubulação de vapor de escape utilizado para aquecer a solução salina em plantas MSF convencionais.

Além dessas configurações propostas por El-Dessouky e Ettoune (2002), Tayyeban, Deymi-Dashtebayaz e Dadpour (2022) propuseram um modelo híbrido de planta para tratamento de resíduos industriais baseados no sistema MSF-TVC. Um dos diferenciais dessa proposição em comparação com os modelos apresentados é a presença de geração de energia elétrica a partir de uma turbina hidráulica, alimentada com o vapor condensado após a troca de calor com a salmoura (Figura 11). Porém, os resultados obtidos por Tayyeban, Deymi-

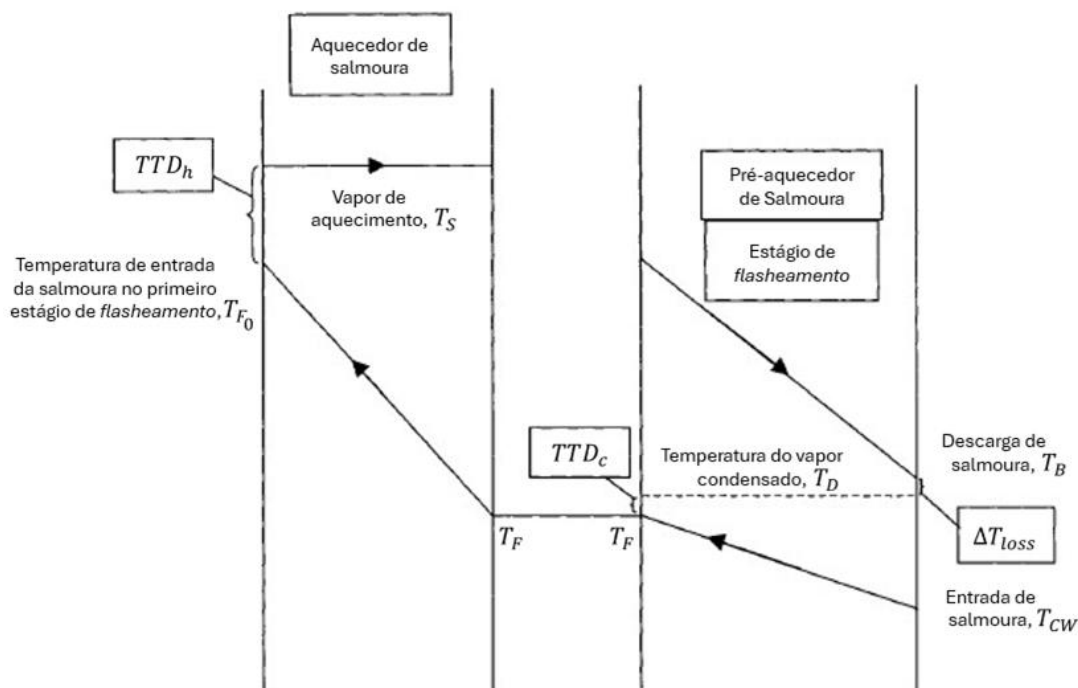
Dashtebayaz e Dadpour (2022) apontam que a utilização desse modelo de planta híbrida não é viável devido a sua longa taxa de *payback* (cerca de 6,5 anos), menor geração de água destilada e maior complexidade se comparado com o MSF-OT, para o mesmo cenário e com ambos os processos em condições ótimas, considerando a maximização da eficiência exergética e do processo de destilação e a minimização da taxa de *payback* (TAYYEBAN; DEYMI-DASHTEBAYAZ; DADPOUR, 2022).



**Figura 11** – Processo de tratamento de água residual industrial utilizando MSF-TVC com turbina hidráulica para geração de energia. (TAYYEBAN; DEYMI-DASHTEBAYAZ; DADPOUR, 2022. Adaptado)

### 3.1.3 Perfil de temperatura do processo MSF

De acordo com El-Dessouky e Ettouney (2002), o sistema MSF conta com o seguinte perfil de temperatura, quando possui apenas um estágio de *flasheamento* (Figura 12):



**Figura 12** – Perfil de temperatura para um sistema MSF. (EL-DESSOUKY; ETTOUNEY, 2002. Adaptado)

Ao analisar a Figura 12, é notável que há três não igualdades de temperatura inerentes ao processo:

- $TTD_h$  [°C]: Diferença de temperatura terminal do aquecedor – corresponde à diferença entre a temperatura do vapor de aquecimento e do fluxo de salmoura a ser aquecido;
- $TTD_c$  [°C]: Diferença de temperatura terminal do condensador – corresponde à diferença entre a temperatura do vapor destilado e do fluxo de salmoura aquecido por ele. Varia de 3 °C a 5 °C (EL-DESSOUKY; ETTOUNEY, 2002);
- $\Delta T_{loss}$  [°C]: Perdas termodinâmicas – corresponde à diferença entre a temperatura de saída da salmoura e do vapor destilado. Essas perdas estão relacionadas com a elevação do ponto de ebulição (*EPE*), *non-equilibrium allowance* ( $\Delta T_{non}$ ) e perdas de carga no separador de arraste ou *demister* ( $\Delta T_{demister}$ ).

As Equações 2 - a, b (SANAYE; ASGARI, 2013), 1 e 3 (EL-DESSOUKY; ETTOUNEY, 2002) definem essas três não igualdades de temperatura inerentes ao processo MSF:

$$TTD_h = T_S - T_{F0} \quad (1)$$

$$TTD_{c(i)} = T_{D(i)} - T_{F(n-i)} \quad (2-a)$$

$$TTD_{c(1)} = T_{F_0} - T_{F(n)} - \Delta T_{est} - \Delta T_{loss(i)} \quad (2-b)$$

$$\Delta T_{loss} = T_{B(i)} - T_{D(i)} = EBP + \Delta T_{non} + \Delta T_{demister} \quad (3)$$

Em que:

- $TTD_{c(1)}$ : diferença de temperatura terminal do condensador no primeiro estágio [ $^{\circ}C$ ];
- $T_{B(i)}$ : temperatura do estágio de *flasheamento*  $i$  [ $^{\circ}C$ ];
- $T_{D(i)}$ : temperatura do vapor destilado no estágio de *flasheamento*  $i$  [ $^{\circ}C$ ];
- $T_S$ : temperatura do vapor de aquecimento [ $^{\circ}C$ ];
- $T_{F(n)}$ : temperatura da corrente de entrada pré-aquecida [ $^{\circ}C$ ];
- $T_{F_0}$ : temperatura da corrente de entrada após aquecimento [ $^{\circ}C$ ];
- $T_{F(n-i)}$ : temperatura da corrente pré-aquecida após passar pelo estágio de *flasheamento*  $i$  [ $^{\circ}C$ ].
- $EBP$ : perda associada à elevação do ponto de ebulição da solução concentrada [ $^{\circ}C$ ];
- $\Delta T_{non}$ : perda associada ao *non-equilibrium allowance* [ $^{\circ}C$ ];
- $\Delta T_{est}$ : queda de temperatura da corrente de solução concentrada por estágio de *flasheamento* [ $^{\circ}C$ ].
- $\Delta T_{demister}$ : perdas associadas à perda de carga no separador de arraste [ $^{\circ}C$ ].

Estes efeitos são inerentes ao processo de destilação *flash* multiestágio, independentemente do fluido de trabalho. Sendo assim, são considerados descrição matemática da realidade do processo de sistemas MSF para a dessalinização de água do mar ou tratamento de efluentes.

A consideração de uma diferença de  $10^{\circ}C$  entre as temperaturas do vapor de aquecimento e do fluxo de salmoura em trabalhos de modelagem de sistema MSF é comum na literatura (SANAYE; ASGARI, 2013; TAYYEBAN; DEYMI-DASHTEBAYAZ; DADPOUR, 2022).

Para as perdas termodinâmicas, as parcelas referentes às perdas de carga no separador de arraste e *non-equilibrium allowance* necessitam de parâmetros do *demister* e da construção da câmara de *flasheamento*, respectivamente, para a realização de seus cálculos (EL-DESSOUKY; ETTOUNEY, 2002). Em relação à parcela associada à elevação do ponto de ebulição da solução, a dependência é da concentração e temperatura da solução salina (EL-DESSOUKY; ETTOUNEY, 2002). Devido a esse fato, é comum encontrar análises energéticas do sistema MSF que consideram apenas as perdas associadas à elevação do ponto de ebulição (*EPE*), como a análise realizada por Tayyeban, Deymi-Dashtebayaz e Dadpour (2022). Além disso, a soma das perdas associadas ao separador de arraste e ao *non-equilibrium allowance* geralmente são pequenas, chegando a 0,2 °C, por exemplo, na planta MSF-OT abordada por El-Dessouky e Ettouney (2002).

### 3.1.4 Processo MSF aplicado ao tratamento de efluentes

O processo de destilação *flash* multiestágio tem sua utilização majoritária associada à dessalinização de água do mar, principalmente em países do Oriente Médio, onde os recursos hídricos são limitados e os custos com combustíveis para a alimentação do processo são baixos o suficiente para tornar o processo economicamente viável (AL-MUTAZ, 1996), como já pontuado anteriormente.

O processo também é utilizado para tratamento de efluentes industriais, muitas vezes utilizando fontes de calor residuais da própria indústria. Essa estratégia mitiga o cenário desfavorável do processo em relação à fonte energética, aumentando sua viabilidade econômica.

Tayyeban, Deymi-Dashtebayaz e Dadpour (2022) propuseram a comparação de dois sistemas MSF, o MSF-OT e o MSF-TVC aplicados ao tratamento de águas residuárias de uma indústria de refino de gás natural (Hashemi Nejad, localizada na cidade Sarakhs da província iraniana de Khorasan Razavi). A partir da modelagem matemática dos processos, os autores realizaram uma otimização multiobjetivo buscando maximizar as eficiências exérgicas e de destilação, além de minimizar a taxa de *payback*, encontrando o número de estágios de destilação ótimo a partir de dados reais da refinaria utilizados como restrições e *inputs*. Como fonte energética externa para alimentar o processo, foi utilizada uma corrente de vapor (5 kg/s) a baixa pressão (1,4 bar) proveniente do próprio processo de refino do gás natural. A conclusão

foi que o processo MSF-OT oferece uma maior quantidade de água destilada produzida e uma menor taxa de *payback*, além de uma menor complexidade de instalação e operação em comparação com o MSF-TVC.

Wang *et al.* (2018) realizaram uma análise termodinâmica do processo MSF aplicado ao tratamento de efluentes de uma termoelétrica. A fonte de energia externa para alimentar o processo MSF foi fornecida pela termoelétrica. O sistema proposto pelos autores tem como objetivo concentrar o efluente industrial com alta densidade de nitrato de sódio de 54,0 g/L até 216,0 g/L. O estudo propôs um sistema com quatro estágios de *flasheamento* e várias temperaturas de evaporação foram testadas. Além disso, alguns parâmetros de eficiência e do projeto do sistema foram calculados.

Toth (2020) realizou simulações para os processos de destilação *flash* multiestágio e de osmose reversa (RO) utilizando os *softwares* ChemCAD e WAVE, respectivamente. Seu objetivo foi propor modelos matemáticos para esses processos em *softwares* de simulação, aplicados ao tratamento de efluentes industriais salinos. A conclusão do autor foi que ambos os processos eram capazes de atingir o objetivo de reduzir o conteúdo salino de 4,5% V/V% para 0,05 V/V%. Sendo a eficiência do processo MSF maior se comparado com o processo de osmose reversa, porém, este último possui operação mais simples e menor demanda energética.

### 3.1.5 Parâmetros de eficiência do processo MSF

Para avaliar a eficiência de um processo de destilação *flash* multiestágio, é possível considerar diferentes métricas, como a razão de performance térmica (*PR*), a área de troca térmica específica (*sA*) e a vazão específica de entrada (*s $\dot{m}_F$* ). De acordo com El-Dessouky e Ettouney (2002), esses parâmetros são fundamentais para o controle do custo da água destilada produzida por este processo.

A razão de performance térmica (Equação 4) consiste na razão entre a vazão mássica de destilado e a vazão mássica de vapor utilizado no aquecimento da corrente de entrada. (TAYYEBAN; DEYMI-DASHTEBAYAZ; DADPOUR, 2022).

$$PR = \frac{\sum_{i=1}^n \dot{m}_{D(i)}}{\dot{m}_S} \quad (4)$$

Em que:

- $n$ : número total de estágios de *flasheamento* [-];
- $\dot{m}_{D(i)}$ : vazão mássica de água destilada no estágio de *flasheamento*  $i$  [kg/s];
- $\dot{m}_S$ : vazão mássica de vapor [kg/s].

A área de troca térmica específica (Equação 5) consiste na razão entre a área total de troca térmica e a vazão total de água destilada (EL-DESSOUKY; ETTOUNEY, 2002).

$$sA = \frac{A_T}{\sum_{i=1}^n \dot{m}_{D(i)}} \quad (5)$$

Em que:

- $A_T$ : área total de troca térmica [ $m^2$ ];
- $sA$ : área de troca térmica específica [ $m^2/(kg/s)$ ].

O cálculo da área de troca térmica total inclui a soma das áreas dos condensadores de cada estágio de *flasheamento* e da área do aquecedor. Para calcular essas áreas, é necessário estimar os coeficientes globais de troca térmica ( $U$ ) e as temperaturas médias logarítmicas dos dois processos de troca térmica ( $DTML$ ). Existem diversas correlações na literatura para o cálculo de  $U$ . As Equações 6 (condensador) e 7 (aquecedor) (EL-DESSOUKY; ETTOUNEY, 2002) são exemplos da aplicação de uma dessas correlações que considera a água do mar como fluido de trabalho:

$$U_{c(i)} = 10^{-3} \left( 1719,4 + 3,2063T_{D(i)} + 0,015971T_{D(i)}^2 - 0,00019918T_{D(i)}^3 \right) \quad (6)$$

$$U_h = 10^{-3} (1719,4 + 3,2063T_S + 0,015971T_S^2 - 0,00019918T_S^3) \quad (7)$$

Em que:

- $U_{c(i)}$ : coeficiente global de troca térmica do condensador no estágio de *flasheamento*  $i$  [ $kW/(m^2 \cdot ^\circ C)$ ];
- $T_{D(i)}$ : temperatura do vapor destilado no estágio de *flasheamento*  $i$  [ $^\circ C$ ];

- $U_h$ : coeficiente global de troca térmica do aquecedor [ $kW/(m^2\text{°C})$ ];
- $T_S$ : temperatura do vapor de aquecimento [ $\text{°C}$ ].

Segundo El-Dessouky e Ettouney (2002), os valores para os coeficientes de troca térmica global em processos de dessalinização variam entre  $2 kW/(m^2\text{°C})$  e  $4 kW/(m^2\text{°C})$ , dependendo da qualidade dessa superfície.

A temperatura média logarítmica para os condensadores de cada estágio de *flasheamento* e para o aquecedor pode ser calculada a partir das Equações 8 (condensador) e 9 (aquecedor) (EL-DESSOUKY; ETTOUNEY, 2002).

$$DTML_{C(i)} = \frac{(T_{F(n-i)} - T_{F(n-i-1)})}{\ln\left(\frac{T_{D(i)} - T_{F(n-i-1)}}{T_{D(i)} - T_{F(n-i)}}\right)} \quad (8)$$

$$DTML_h = \frac{(T_{F_0} - T_{F(n)})}{\ln\left(\frac{T_S - T_{F(n)}}{T_S - T_{F_0}}\right)} \quad (9)$$

Em que:

- $DTML_{C(i)}$ : diferença de temperatura média logarítmica do condensador no estágio de *flasheamento*  $i$  [ $\text{°C}$ ];
- $DTML_h$ : diferença de temperatura média logarítmica do aquecedor [ $\text{°C}$ ];
- $T_{F_0}$ : temperatura da corrente de entrada após aquecimento [ $\text{°C}$ ];
- $T_{F(n)}$ : temperatura da corrente pré-aquecida após passar pelo primeiro estágio de *flasheamento* [ $\text{°C}$ ];
- $T_{D(i)}$ : temperatura do vapor destilado no estágio de *flasheamento*  $i$  [ $\text{°C}$ ];
- $T_{F(n-i)}$ : temperatura da corrente pré-aquecida após passar pelo estágio de *flasheamento*  $i$  [ $\text{°C}$ ];
- $T_{F(n-i-1)}$ : temperatura da corrente pré-aquecida na entrada no estágio de *flasheamento*  $i$  [ $\text{°C}$ ];
- $T_S$ : temperatura do vapor de aquecimento [ $\text{°C}$ ].

Finalmente, as áreas de troca térmica podem ser calculadas a partir das Equações 10 (condensador) e 11 (aquecedor) e a área total pela Equação 12 (EL-DESSOUKY; ETTOUNEY, 2002):

$$A_{c(i)} = \frac{\dot{m}_{D(i)} h_{vap}(T_{D(i)})}{U_{c(i)} * DTML_{c(i)}} \quad (10)$$

$$A_h = \frac{\dot{m}_S h_{vap}(T_S)}{U_h * DTML_h} \quad (11)$$

$$A_T = A_h + \sum_{i=1}^n A_{c(i)} \quad (12)$$

Em que:

- $h_{vap}(T)$ : é a entalpia de vaporização da água pura na temperatura  $T$  [ $kJ/kg$ ].

A vazão específica de entrada (Equação 13) consiste na razão entre a vazão de entrada e a vazão total de água destilada (EL-DESSOUKY; ETTOUNEY, 2002).

$$s\dot{m}_F = \frac{\dot{m}_F}{\sum_{i=1}^n \dot{m}_{D(i)}} \quad (13)$$

Em que:

- $s\dot{m}_F$ : vazão específica de entrada [-].

El-Dessouky e Ettouney (2002) apresentaram os seguintes dados de uma planta MSF-OT:

- Número total de estágios de *flasheamento* ( $n$ ): 24;
- Vazão mássica total de água destilada ( $\sum_{i=1}^n \dot{m}_{D(i)}$ ): 378,8 [ $kg/s$ ];
- Área total de troca térmica ( $A_T$ ): 44.377,7 [ $m^2$ ];
- Temperatura da corrente de entrada após aquecimento ( $T_{F0}$ ): 106 [ $^{\circ}C$ ];
- Temperatura do vapor de aquecimento ( $T_S$ ): 116 [ $^{\circ}C$ ];
- Vazão mássica do vapor de aquecimento ( $\dot{m}_S$ ): 95,49 [ $kg/s$ ];

- Vazão mássica de alimentação ( $\dot{m}_F$ ): 3384 [kg/s].

Helal (2004) apresenta os seguintes dados para uma planta teórica MSF-OT com a configuração de tubos longos:

- Número total de estágios de *flasheamento* ( $n$ ): 25;
- Vazão mássica total de água destilada ( $\sum_{i=1}^n \dot{m}_{D(i)}$ ): 876,02 [kg/s];
- Área total de troca térmica ( $A_T$ ): 186.504 [m<sup>2</sup>];
- Temperatura da corrente de entrada após aquecimento ( $T_{F0}$ ): 120 [°C];
- Temperatura do vapor de aquecimento ( $T_S$ ): 124 [°C];
- Vazão mássica do vapor de aquecimento ( $\dot{m}_S$ ): 87,60 [kg/s];
- Vazão mássica de alimentação ( $\dot{m}_F$ ): 7051,81 [kg/s].

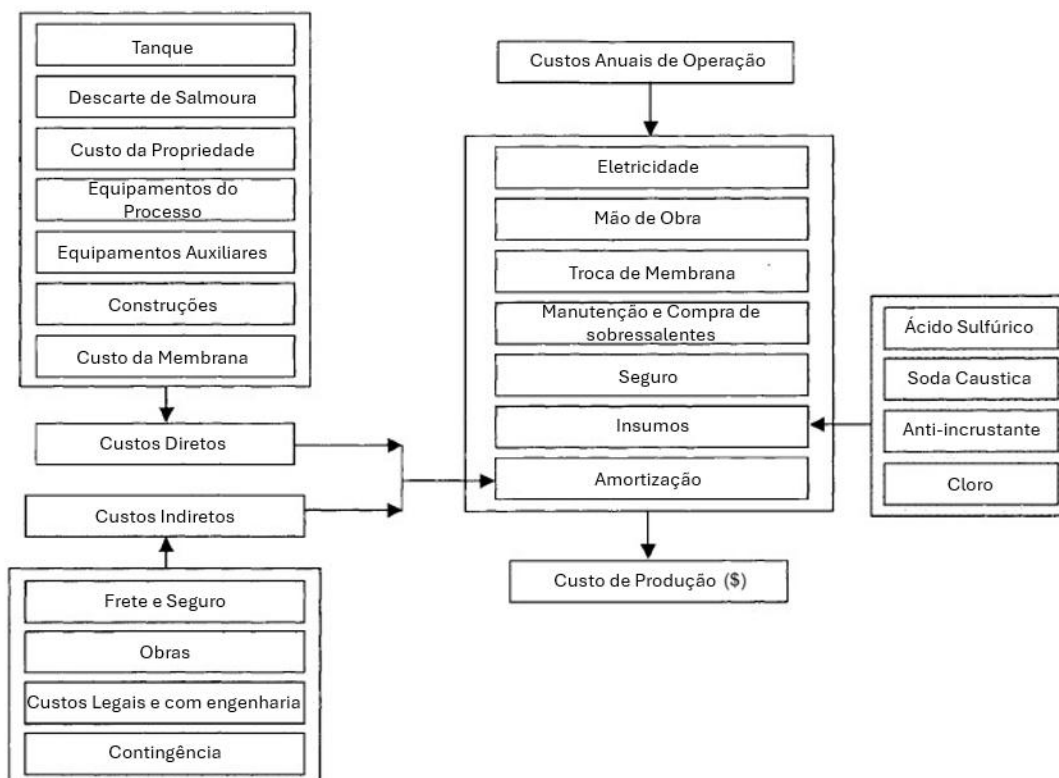
Para ambas as plantas, seus respectivos parâmetros de eficiência são (Tabela 2):

**Tabela 2** – Exemplos de parâmetros de eficiência do processo MSF-OT (Elaborado pelo autor)

Parâmetro	El-Dessouky e Ettouney (2002)	Helal (2004)
<i>PR</i>	3,96	10
<i>sA</i>	117,15	212,90
<i>s<math>\dot{m}_F</math></i>	8,93	8,05

### 3.1.6 Avaliação econômica de plantas MSF

El-Dessouky e Ettouney (2002) abordam os custos envolvidos na construção e operacionalização de plantas de dessalinização, incluindo plantas MSF-OT (Figura 13).



**Figura 13** – Custos envolvidos na operacionalização de plantas de dessalinização. (EL-DESSOUKY; ETTOUNEY, 2002. Adaptado).

Os custos de uma planta de dessalinização ou de tratamento de resíduos MSF-OT são divididos em dois tipos distintos: custos de capital (CAPEX) e custos de operação (OPEX). O CAPEX é subdividido em custos diretos e indiretos, enquanto o OPEX abrange os gastos contínuos de operação. Ambos os tipos de custos devem ser considerados na avaliação econômica de uma planta de dessalinização de água marinha (EL-DESSOUKY; ETTOUNEY, 2002). É igualmente essencial segregar os custos específicos do processo MSF-OT, separando-os daqueles associados a outros processos de dessalinização, como a troca de membrana associado à osmose reversa.

Para o cálculo dos custos diretos ( $C_{di}$ ), Tayyeban, Deymi-Dashtebayaz e Dadpour (2022) propuseram a utilização de correlações. A Equação (14) é um exemplo desse tipo de correlação apresentada por Heidary *et al.* (2018).

$$C_{di} = 0,0963 \cdot \psi \cdot sA^{0,27} \quad (14)$$

Em que:

- $C_{di}$ : custos diretos [US\$];
- $\psi$ : parâmetro que varia entre 45.621,72 e 82.119,10 (HEIDARY, *et al.* 2018).

Os autores Tayyeban, Deymi-Dashtebayaz e Dadpour (2022) utilizaram o valor de 45.621,72 para o parâmetro  $\psi$  da Equação 14.

Os custos indiretos ( $C_{id}$ ), segundo Tayyeban, Deymi-Dashtebayaz e Dadpour (2022), correspondem a cinquenta por cento dos custos diretos (Equação 15).

$$C_{id} = 0,5 \cdot C_{di} \quad (15)$$

Assim, é possível definir os custos de capital como (Equação 16):

$$C_{CAPEX} = C_{id} + C_{di} \quad (16)$$

A partir do CAPEX, é possível realizar o cálculo da amortização da planta ( $C_{AFC}$ ). Antes, porém, é necessário realizar o cálculo do fator de retorno do capital ( $CRF$ ). Para isso, definem-se a vida útil da planta ( $Plt$ ) e a taxa de desconto ou custo do capital ( $ir$ ) desejada. A fórmula do cálculo desse fator é apresentada na Equação 17 (DEYMI-DASHTEBAYAZ; FARAHNAK; ABADI, 2019).

$$CRF = \frac{ir(1 + ir)^{Plt}}{(1 + ir)^{Plt} - 1} \quad (17)$$

Em que:

- $CRF$ : fator de retorno do capital [%];
- $Plt$ : vida útil da planta [anos];
- $ir$ : taxa de desconto [%];

Finalmente, o cálculo da amortização ( $C_{AFC}$ ) pode ser realizado a partir da Equação 18 (SHARAF ELDEAN; SOLIMAN, 2017).

$$C_{AFC} = CRF \cdot (C_{id} + C_{di}) \quad (18)$$

Em que:

- $C_{AFC}$ : amortização [US\$/ano];

Em relação ao OPEX, Sharaf Eldean e Soliman (2017) apresentam relações para o cálculo dos custos de manutenção e substituição de equipamentos ( $C_{om}$ ) (Equação 19), insumos ( $C_{ch}$ ) (Equação 20) e mão de obra ( $C_{mo}$ ) (Equação 21). Heidary *et al.* (2018) apresentam relações para os custos com eletricidade ( $C_{el}$ ) (Equação 22) e consumo de vapor ( $C_{vp}$ ) (Equação 23).

$$C_{om} = 0,02 \cdot (C_D + C_{iD}) \quad (19)$$

$$C_{ch} = SCC \cdot LF \cdot 86,4 \cdot \sum_{i=1}^n \dot{m}_{D(i)} \cdot DO \quad (20)$$

$$C_{mo} = SLC \cdot LF \cdot 86,4 \cdot \sum_{i=1}^n \dot{m}_{D(i)} \cdot DO \quad (21)$$

$$C_{el} = 9,4176 \cdot \sum_{i=1}^n \dot{m}_{D(i)} \cdot DO \quad (22)$$

$$C_{vp} = 4,22 \cdot \dot{m}_S \cdot (T_S - 40) \cdot DO \quad (23)$$

Em que:

- $SCC$ : custo específico dos insumos químicos [US\$/m<sup>3</sup>];
- $LF$ : fator de carga da planta [%];
- $DO$ : dias de operação da planta em um ano [dias/ano];
- $SLC$ : custo específico da mão de obra [US\$/m<sup>3</sup>];

- $C_{om}$ : custos de manutenção e substituição de equipamentos [US\$/ano];
- $C_{ch}$ : custos com insumos [US\$/ano];
- $C_{mo}$ : custos com mão de obra [US\$/ano];
- $C_{el}$ : custos com eletricidade [US\$/ano];
- $C_{vp}$ : custos com vapor [US\$/ano].

Assim, é possível definir os custos de operação como (Equação 24):

$$C_{OPEX} = C_{om} + C_{ch} + C_{mo} + C_{el} + C_{vp} \quad (24)$$

Finalmente, o custo anual total ( $C_{AT}$ ) pode ser calculado a partir da Equação 25 (SHARAF ELDEAN; SOLIMAN, 2017):

$$C_{AT} = C_{AFC} + C_{OPEX} \quad (25)$$

Na Tabela 3, alguns dos parâmetros para a estimativa dos custos anuais de uma planta MSF-OT são listados, segundo a literatura.

**Tabela 3** – Parâmetros usuais para a estimativa dos custos anuais de uma planta MSF. (Elaborado pelo autor)

<b>Dado</b>	<b>Símbolo</b>	<b>Valor</b>	<b>Referência</b>
<b>Taxa de Juros</b>	<i>ir</i>	10%	TAYYEBAN; DEYMI-DASHTEBAYAZ; DADPOUR, 2022
<b>Vida útil da planta</b>	<i>Plt</i>	20 anos	TAYYEBAN; DEYMI-DASHTEBAYAZ; DADPOUR, 2022
<b>Custo específico dos insumos químicos</b>	<i>SCC</i>	0,025 US\$/m <sup>3</sup>	SHARAF ELDEAN; SOLIMAN, 2017
<b>Fator de carga da planta</b>	<i>LF</i>	90%	SHARAF ELDEAN; SOLIMAN, 2017
<b>Custo específico da mão de obra</b>	<i>SLC</i>	0,1 US\$/m <sup>3</sup>	SHARAF ELDEAN; SOLIMAN, 2017

A estimativa das receitas geradas pela operação de uma planta MST-OT depende da quantidade de água destilada gerada e o preço associado a esse produto. A receita anual total ( $Ra$ ) pode ser calculada a partir da Equação (26) (TAYYEBAN; DEYMI-DASHTEBAYAZ; DADPOUR, 2022).

$$Ra = 86,4 \cdot \sum_{i=1}^n \dot{m}_{D(i)} \cdot C_a \cdot DO \quad (26)$$

Em que:

- $C_a$ : preço associado à água destilada [ $US\$/m^3$ ];
- $Ra$ : receita anual total [ $US\$/ano$ ].

Tayyeban, Deymi-Dashtebayaz e Dadpour, (2022) utilizaram o valor de 2,0 dólares por metro cúbico de água destilada para analisar o retorno financeiro de uma planta MSF-OT no Oriente Médio.

Apenas os valores de CAPEX, OPEX e das receitas esperadas podem não ser o suficiente para decidir se a instalação de uma planta MSF-OT é viável economicamente. Na literatura, há diversos autores que utilizaram outras métricas para determinar a viabilidade econômica de seus projetos ou em análises de otimização. Tayyeban, Deymi-Dashtebayaz e Dadpour (2022) utilizaram a razão entre o custo anual total e a receita anual total ( $PBR$ ) (Equação 27) como parâmetro econômico em sua análise multiobjetivo de um sistema MSF-OT (taxa de *payback*). Sanaye e Asgari (2013) realizaram o cálculo do período de *payback* ( $pp$ ) para uma planta MSF por dois caminhos: utilizando o valor presente líquido ( $VPL$ ) (Equação 28) e o valor futuro líquido ( $VFL$ ) (Equação 29). Ambos devem ser iguais a zero para que o período de *payback* seja determinado.

$$PBR = \frac{C_{AT}}{Ra} \quad (27)$$

$$VPL = -C_{CAPEX} - (C_{OPEX} + \beta * C_{AFC}) \cdot \left[ \frac{(1 + ir)^{pp} - 1}{ir(1 + ir)^{pp}} \right] + Ra \cdot \left[ \frac{(1 + ir)^{pp} - 1}{ir(1 + ir)^{pp}} \right] \quad (28)$$

$$VFL = -C_{CAPEX} \cdot (1 + ir)^{pp} - (C_{OPEX} + \beta * C_{AFC}) \cdot \left[ \frac{(1 + ir)^{pp} - 1}{ir} \right] + Ra \cdot \left[ \frac{(1 + ir)^{pp} - 1}{ir} \right] \quad (29)$$

Em que:

- $pp$ : período de *payback* [anos];
- $\beta$ : parâmetro associado à amortização igual a 0,06 (SANAYE; ASGARI, 2013).

O valor presente líquido (*VPL*) e o valor futuro líquido (*VFL*) são conceitos essenciais em análises financeiras e econômicas. O *VPL* é uma metodologia utilizada para avaliar a viabilidade de um investimento, calculando a diferença entre o valor presente das receitas esperadas e o valor presente dos custos associados. Esta metodologia considera o valor do dinheiro no tempo, descontando os fluxos de caixa futuros a uma taxa de juros específica (ROSS; WESTERFIELD; JAFFE, 2013). Já o *VFL*, por sua vez, é utilizado para projetar o valor futuro de um investimento considerando as receitas e custos ao longo do tempo, acumulando os fluxos de caixa a uma taxa de juros definida (BRIGHAM; EHRHARDT, 2016). Ambos os métodos são fundamentais para a tomada de decisões de investimento, ajudando a determinar se um projeto é financeiramente viável e qual o retorno esperado ao longo do tempo.

Outro parâmetro para análise de viabilidade econômica de plantas de dessalinização muito utilizado é o custo específico da água destilada ( $sC$ ). Esse parâmetro pode ser calculado a partir da Equação 27 (HEIDARY *et al.*, 2018):

$$sC = \frac{C_{AT}}{\sum_{i=1}^n \dot{m}_{D(i)} \cdot 86,4 \cdot DO} \quad (27)$$

Em que:

- $sC$ : custo específico da água destilada [ $US\$/m^3$ ].

El-Dessouky e Ettouney (2002) apresentaram os seguintes dados de custos específicos para plantas MSF (Tabela 4):

**Tabela 4** – Custos específicos de plantas MSF (EL-DESSOUKY; ETTOUNEY, 2002. Adaptado)

Dados da Planta	Custo Específico [ <i>US\$/m<sup>3</sup></i> ]
Com duplo propósito	0,770
Com propósito único	1,840
37.850 <i>m<sup>3</sup>/dia</i>	1,250
45.461 <i>m<sup>3</sup>/dia</i>	1,610
Integrada à turbina a vapor	1,570
Integrada à turbina a gás e evaporador que utiliza gases de queima	1,440
45.461 <i>m<sup>3</sup>/dia</i>	1,498

## 3.2 VINHAÇA

### 3.2.1 Caracterização e fertirrigação

Como já mencionado, o processo de fabricação de etanol a partir da cana-de-açúcar tem como coproduto a vinhaça, também conhecida como vinhoto ou restilo. Produzida a partir da destilação do vinho, a vinhaça corresponde à corrente de fundo da coluna de destilação.

A composição desse resíduo varia de acordo com a matéria-prima empregada no processo de fermentação, dentre outros fatores. Esta matéria-prima pode ser apenas caldo de cana, ou apenas mel final (subproduto do processo de centrifugação na fabricação de açúcar) e até a combinação dos dois. Independentemente da fonte de ATR (soma da massa de glicose, frutose e sacarose - convertida em seus dois monômeros), o processo de fermentação ocorre de forma similar: as moléculas de sacarose são decompostas em uma molécula de glicose e outra de frutose; as leveduras utilizam essas novas moléculas em suas rotas metabólicas, gerando energia para sua sobrevivência, se multiplicando e produzindo etanol dentre outros coprodutos.

Após a finalização da fermentação, o mosto segue para a centrifugação, onde o fermento é separado do vinho que segue para a destilação. No processo de destilação, a maior parte do etanol presente no vinho é evaporado, e a solução remanescente recebe o nome de vinhaça. Esse subproduto é retirado do fundo das colunas de destilação a temperaturas acima de 100 °C e é comum que passe por processos regenerativos antes que seja destinada.

Na Tabela 5, estão dispostas as composições químicas e alguns dados físico-químicos da vinhaça proveniente de diferentes matérias-primas. Mais que uma possível fonte de nutrientes, a vinhaça tem cerca de 93% de sua massa composta por água (SPINELLI *et al.*, 2023). Essa combinação faz com que o coproduto seja uma opção viável para a fertirrigação da cana-de-açúcar no campo. Porém, sua utilização deve ser feita com precaução, buscando evitar

danos ao meio ambiente como a contaminação de corpos de água, subterrâneos ou superficiais (SILVEIRA, 2016). Sua composição, embora complexa (Tabela 5), pode ser plausivelmente descrita como uma solução de água e sacarose, dado a presença de açúcares não fermentados e o predomínio de água em sua constituição.

**Tabela 5** – Propriedades da vinhaça (SILVEIRA, 2016. Adaptado)

<b>Propriedade</b>	<b>Mel Final</b>	<b>Caldo</b>	<b>Misto</b>
<b>pH</b>	4,2 - 5,0	3,7 - 4,6	4,4 - 4,6
<b>Temperatura [°C]</b>	80 – 100	80 – 100	80 – 100
<b>DBO [mg/L O<sub>2</sub> ]</b>	25.000	6.000 - 16.500	19.800
<b>DQO [mg/L O<sub>2</sub> ]</b>	65.000	15.000 - 33.000	45.000
<b>Sólidos totais [mg/L]</b>	81.500	23.700	52.700
<b>Sólidos voláteis [mg/L]</b>	60.000	20.000	40.000
<b>Sólidos fixos [mg/L]</b>	21.500	3.700	12.700
<b>Nitrogênio [mg/L N]</b>	450 - 1.610	150 – 700	480 – 710
<b>Fósforo [mg/L P<sub>2</sub>O<sub>5</sub>]</b>	100 – 290	10 – 210	9 – 200
<b>Potássio [mg/L K<sub>2</sub>O]</b>	3.740 - 7.830	1.200 - 2.100	3.340 - 4.600
<b>Cálcio [mg/L CaO]</b>	450 - 5.180	130 - 1.540	1.330 - 4.570
<b>Magnésio [mg/L MgO]</b>	420 - 1.520	200 – 490	580 – 700
<b>Sulfato [mg/L SO<sub>2</sub><sup>4-</sup>]</b>	6.400	600 – 760	3.700 - 3.730
<b>Carbono [mg/L C]</b>	11.200 - 22.900	5.700 - 13.400	8.700 - 12.100
<b>Relação C/N</b>	16,00 - 16,27	19,70 - 21,07	16,40 - 16,43
<b>Matéria orgânica [mg/L]</b>	63.400	19.500	3.800
<b>Substâncias redutoras [mg/L]</b>	9.500	7.900	8.300

A utilização da vinhaça na fertirrigação se sustenta devido às altas concentrações de potássio, nitrogênio, fósforo e outro nutrientes em sua composição, servindo como substituto dos fertilizantes minerais. Mas seu uso como possível fertilizante só foi proposto após desastres ecológicos ocorrerem devido ao seu descarte incorreto. Até o final dos anos 70 do século passado, o coproduto era desaguado em cursos de água (CRUZ *et al.*, 2013). Estudos da época concluíram que a aplicação de vinhaça no plantio de cana-de-açúcar proporcionava um aumento na produção agrícola. Sua aplicação afeta o solo das seguintes formas (SILVEIRA, 2016):

- Elevação do pH (após 10 dias de aplicação);
- Aumento na disponibilidade de alguns íons;
- Aumento na relação de troca catiônica;
- Aumento na capacidade de retenção de água;
- Melhoria de sua estrutura física;

- Aumento da sua população e atividade microbiana.

Como pode ser observado na Tabela 5, a vinhaça possui pH ácido. Nos primeiros dias após sua aplicação (cerca de dez dias), o pH do solo cai consideravelmente. Porém, posteriormente, eleva-se abruptamente, chegando a patamares acima de sete. Esse solo, agora alcalino, facilita a absorção de nutrientes pela planta. Pois o pH está diretamente relacionado ao movimento de íons no solo (SILVA; GRIEBELER; BORGES, 2007).

O aumento do pH após esse período inicial, se deve a produção de húmus por fungos presentes no solo a partir da matéria orgânica introduzida no meio devido à fertirrigação com vinhaça. Os valores de pH maiores no solo proporcionam a proliferação bacteriana, que ajuda na fixação biológica de nitrogênio (SILVA; GRIEBELER; BORGES, 2007).

Em relação à cana-de-açúcar, a planta absorve majoritariamente o potássio e o nitrogênio (o nitrogênio é primeiro mineralizado pelos microrganismos presentes no solo) supridos pela vinhaça. A suplementação destes nutrientes é responsável por efeitos positivos no crescimento das plantas, perfilhamento e na produção de colmos de cana-de-açúcar (OTTO; VITTI; LUZ, 2010). O potássio, em específico, permite que a planta tenha um uso mais eficiente da água, pois influencia no funcionamento dos estômatos. Isso proporciona uma maior translocação de carboidratos produzidos nas folhas para outros locais da planta, otimizando sua eficiência enzimática e aumentando a qualidade comercial da cana-de-açúcar (NETO, 2009).

A utilização da vinhaça na fertirrigação provoca um aumento nutricional na cana-de-açúcar, proporcionando um aumento de espessura e produção de colmos. Por consequência, a fertirrigação de vinhaça aumenta a produtividade dessa cultura (SILVEIRA, 2016).

Para que a vinhaça seja utilizada no campo, são usualmente utilizados carreteis, pivôs ou até sistemas de aspersão convencionais. Nas Figuras 14, 15 e 16, esses sistemas são apresentados e logo a seguir suas características são listadas.



**Figura 14** – Irrigação por aspersão convencional. (SILVEIRA, 2016).



**Figura 15** – Sistema de carretel enrolador com autopropelido para irrigação. (Figura do autor)



**Figura 16** – Equipamento pivô rebocável em operação. (Figura do autor)

- Irrigação por aspersão: apresenta o melhor controle em relação a quantidade de lâmina de vinhaça aplicada e uma maior uniformidade. Porém, os encanamentos, geralmente de aço zincado ou alumínio, apresentam altos níveis de corrosão devido as propriedades corrosivas da vinhaça (SILVEIRA, 2016);
- Carretel: por ser semimecanizado, requer menos mão de obra que seu antecessor (montagem direta). Porém, exige maior potência da motobomba, aumentando o consumo de diesel (SILVEIRA, 2016);
- Pivô: demanda ainda menos mão de obra para a operação, sendo o mais viável quando o sistema a ser escolhido deve apenas realizar atividade de fertirrigação (SILVEIRA, 2016).

O armazenamento da vinhaça até sua utilização em campo, geralmente acontece em tanques ao céu aberto (barragens de vinhaça). Esses tanques devem ser revestidos com geomembrana de Polietileno de Alta Densidade (PEAD) ou com materiais de igual ou superior efeito, para evitar infiltração de vinhaça no solo (SILVEIRA, 2016). A Figura 17 exemplifica essa instalação.



**Figura 17** – Tanques de armazenamento de vinhaça. (SILVEIRA, 2016).

Além disso, são necessários tubulações, canais ao céu aberto ou até mesmo caminhões tanque para transportar a vinhaça ao campo, onde ocorrerá a fertirrigação de fato. Os mesmos cuidados de impermeabilização do tanque de armazenamento devem ser respeitados para os canais, e as tubulações devem ser de materiais com alta resistência a corrosão, como: RPVC, PRFV ou alumínio. As Figuras 18 e 19 exemplificam essas instalações (SILVEIRA, 2016).



**Figura 18** – Canal de transporte de vinhaça impermeabilizado com PEAD. (SILVEIRA, 2016).

Além da fertirrigação, há outros caminhos viáveis, do ponto de vista técnico, para a utilização da vinhaça. Dois dos mais comuns são a sua aplicação em biodigestores para a geração de biogás e a sua concentração para recuperação de água.

Mesmo sendo a destinação mais usual da vinhaça no setor sucroalcooleiro, a fertirrigação é menos eficiente que outros caminhos como a biodigestão desse coproduto para a geração de biogás e a sua concentração para recuperação de água. Pois, a fertirrigação subutiliza a matéria orgânica com potencial para geração de energia (biometano) e grandes quantidades de água que poderiam retornar ao processo (CRUZ *et al.*, 2013).



**Figura 19** – Tubulação de PRFV para transporte de vinhaça em construção. (Figura do autor)

### 3.2.2 Biodigestão

O processo de geração de biogás a partir da vinhaça ocorre por vias anaeróbias. Além do gás gerado, há a geração de um efluente tratado, com baixa carga orgânica e alta concentração de potássio, fósforo e nitrogênio (CRUZ *et al.*, 2013). Mesmo com o consumo de parte da matéria orgânica presente na vinhaça, espera-se que os efeitos benéficos da suplementação de matéria orgânica observados nos solos fetirrigados com vinhaça continuem presentes ao se utilizar o efluente líquido do biodigestor como fertilizante. Pois, as taxas de

incorporação de matéria orgânica pelo solo não foram devidamente estabelecidas, abrindo espaço para hipóteses de supra suplementação de matéria orgânica nos solos fertirrigados com vinhaça (CRUZ *et al.*, 2013). Assim, a biodigestão anaeróbica da vinhaça maximiza a utilização da matéria orgânica presente na vinhaça.

O processo de biodigestão da vinhaça possui diversas vantagens, como (CRUZ *et al.*, 2013):

- Baixo consumo de eletricidade;
- Baixa produção de lodo;
- Grande eficiência de diminuição da carga orgânica;
- Baixo potencial poluidor.

Além disso, há a produção do biogás, que pode ser utilizado como fonte energética juntamente com o bagaço da cana-de-açúcar no processo de geração de energia elétrica (FREIRE; CORTEZ, 2000).

Na Figura 20, o biodigestor construído em uma usina da cidade de Goianésia-GO é apresentado. A suplementação apenas do biogás na caldeira de biomassa dessa fábrica gera energia suficiente para alimentar a rede elétrica de uma cidade de aproximadamente 30 mil habitantes.



**Figura 20** – Biodigestor de vinhaça. (SANEAMENTO AMBIENTAL, 2023).

### 3.2.3 Concentração

A redução do consumo de água proveniente desse processo o torna muito atrativo nos dias de hoje, em que o balanço hídrico de todas as atividades econômicas deve ser otimizado. A vinhaça é composta por cerca de 93% de água (SPINELLI *et al.*, 2023).

Além disso, a redução no volume da vinhaça permite uma aplicação menos custosa do coproduto no campo. Os gastos com o transporte até a lavoura e com a sua utilização na fertirrigação por meio de pivôs, carreteis ou aspersão diminuem, sem que seu valor nutricional, que é de suma importância hoje no processo de crescimento da cana-de-açúcar, seja alterado (CRUZ *et al.*, 2013).

Dependendo do método utilizado para a concentração da vinhaça, é possível utilizar o produto concentrado em outras atividades além da fertirrigação, como: insumo para ração animal e combustível para caldeiras (CRUZ *et al.*, 2013; Christofolletti, *et al.*, 2013). Para atingir níveis de concentração altos o suficiente para a aplicação da vinhaça nessas atividades, se faz necessário o emprego de evaporados de múltiplo efeito, semelhantes aos utilizados para a concentração do caldo de cana no processo produtivo do açúcar, com a utilização de vapor vegetal *um* ou vapor de escape no primeiro estágio. Ambas as alternativas diminuem a eficiência térmica da planta e podem diminuir a produção de energia elétrica. Há, no entanto, soluções que não aumentam o consumo de vapor, integrando a planta de concentração à destilaria (CRUZ *et al.*, 2013).

A primeira planta de concentração de vinhaça foi instalada na Austrália em 1942 (Christofolletti, *et al.*, 2013). Porém, em 2009, ainda havia apenas uma planta de concentração de vinhaça em operação no Brasil, funcionando em caráter demonstrativo e responsável por concentrar somente 5% de toda a vinhaça gerada na produção de etanol até 40% de °Brix (ANA, 2009). De acordo com Cruz *et al.* (2013), o processo de concentração convencional não é economicamente viável. Mesmo assim, a tecnologia vem se difundindo pelo país, principalmente nos estados de Mato Grosso, Minas Gerais e São Paulo. Em 2013, o estado de São Paulo contava com seis unidades com plantas de concentração de vinhaça em escala industrial e em pleno funcionamento. Uma dessas plantas, era capaz de concentrar uma vazão de vinhaça de 70 m<sup>3</sup>/h e 6 °Brix até 5 m<sup>3</sup>/h e 60 °Brix. Os evaporadores de múltiplos efeitos oferecidos comercialmente para a concentração da vinhaça se baseiam no princípio da névoa turbulenta descendente acelerada termicamente.

O preço elevado e o foco em tecnologias que diminuem a geração da vinhaça impedem que a tecnologia se difunda ainda mais (CRUZ *et al.*, 2013). Além disso, as análises realizadas por Cruz, *et al.* (2013) apontam um valor presente líquido negativo para o investimento, mais que isso, o retorno econômico proveniente da água recuperada e a diminuição com os gastos de logística a partir da concentração da vinhaça não pagam os custos operacionais (CRUZ *et al.*, 2013). Por fim, o processo apresenta problemas severos de incrustação e cristalização espontânea, contribuindo negativamente para sua aceitação (Rodrigues, 2008).

Recentemente, há um foco na integração dos sistemas de concentração de vinhaça aos de caldo de cana-de-açúcar. O trabalho realizado por Cortes-Rodríguez *et al.* (2018) aborda a otimização de um sistema de evaporadores de múltiplos efeitos para a vinhaça e um sistema de concentração do caldo de cana-de-açúcar utilizando vapor proveniente da queima do bagaço de cana-de-açúcar como combustível. A solução ótima encontrada pelos autores resultou em um sistema com área total de troca térmica de  $57.266 \text{ m}^2$  e um custo de  $18.690.000 \text{ US\$/ano}$  combinando OPEX e CAPEX para concentrar a vinhaça de 2,5 até  $25 \text{ }^\circ\text{Brix}$ .

Diante do que foi apresentado, é possível verificar que o processo de concentração da vinhaça precisa ser aprimorado, buscando a implementação de novos caminhos menos custosos e eficientes. Mesmo com o foco na redução dos volumes de vinhaça, ainda são gerados em média  $12 \text{ m}^3$  do coproduto por metro cúbico de etanol produzido (CRUZ *et al.*, 2013). Tecnologias que visam o seu tratamento ou reutilização ainda se fazem necessárias e se farão no futuro devido à natureza intrínseca da vinhaça com o processo de fabricação de etanol a partir da cana-de-açúcar.

### 3.3 BALANÇO DE MASSA

O balanço de massa global de um sistema pode ser representado pela Equação 28. Esta equação descreve que a taxa de variação da massa dentro do sistema é igual à diferença entre a soma das vazões mássicas de entrada e a soma das vazões mássicas de saída.

$$\frac{dm}{dt} = \sum_{e=1}^p \dot{m}_e - \sum_{s=1}^q \dot{m}_s \quad (28)$$

Em que:

- $p$ : número total de correntes de entrada do sistema;
- $q$ : número total de correntes de saída do sistema;
- $m$ : massa dentro do sistema [kg];
- $t$ : tempo [s];
- $\dot{m}$ : vazão mássica pelas fronteiras do volume de controle [kg/s].

Na Figura 21, observa-se a representação gráfica de um sistema genérico.



**Figura 21** – Sistema genérico para balanço de massa. (Figura do autor)

Caso o sistema esteja em regime permanente, ou seja, sem variação de massa dentro das fronteiras do seu volume de controle ao longo do tempo, seu balanço de massa pode ser simplificado (Equação 29).

$$\sum_{e=1}^p \dot{m}_e = \sum_{s=1}^q \dot{m}_s \quad (29)$$

Quando uma corrente é composta por mais de um componente, o balanço de massa pode ser realizado individualmente para cada um deles, levando em conta a composição da mistura. Nesse caso, a vazão mássica de cada componente  $i$  é obtida pelo produto entre a vazão total da corrente multicomponente  $\dot{m}$  e a fração mássica  $x_i$  do componente em questão (Equação 30).

$$\frac{dm_i}{dt} = \sum_{e=1}^p \dot{m}_e \cdot x_{e,i} - \sum_{s=1}^q \dot{m}_s \cdot x_{s,i} \quad (30)$$

Em que:

- $m_{e,i} = \dot{m}_e \cdot x_{e,i}$ : vazão mássica do componente  $i$  na corrente de entrada  $e$ ;
- $m_{s,i} = \dot{m}_s \cdot x_{s,i}$ : vazão mássica do componente  $i$  na corrente de saída  $s$ .

Nos sistemas em regime permanente, em que a variação de massa para cada componente dentro ao longo do tempo é nula, a equação se simplifica para (Equação 31):

$$\sum_{e=1}^p \dot{m}_e \cdot x_{e,i} = \sum_{s=1}^q \dot{m}_s \cdot x_{s,i} \quad (31)$$

Essa abordagem permite uma análise detalhada dos componentes de misturas e é amplamente utilizada em processos químicos.

### 3.4 BALANÇO DE ENERGIA

O balanço de energia para qualquer sistema se baseia na análise da variação das cinco formas com que essa grandeza se manifesta na natureza: energia potencial, energia cinética, energia interna, calor e trabalho. Note que, entre esses tipos, apenas o trabalho e o calor são formas de manifestação de energia que não são acumuláveis. A Figura 22 representa um sistema genérico para realização do balanço de energia.

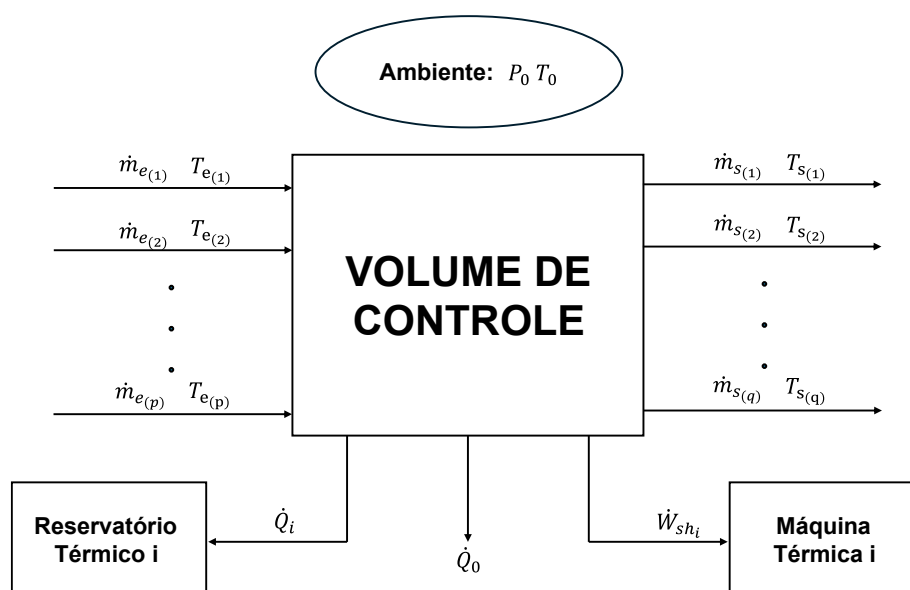


Figura 22 – Sistema genérico para balanço de energia. (Figura do autor)

O balanço de energia para um sistema genérico, como o da Figura 22, pode ser descrito pela Equação 32 (SANDLER, 2006).

$$\frac{d\left(10^3 \cdot m \cdot u + m \left(\frac{v^2}{2} + gz\right)\right)}{dt} = \sum_{e=1}^p \dot{m}_e \left(10^3 \cdot u + \frac{v^2}{2} + gz\right)_e - \sum_{s=1}^q \dot{m}_s \left(10^3 \cdot u + \frac{v^2}{2} + gz\right)_s + \quad (32)$$

$$\dot{Q}_0 + \sum_{i=1}^N \dot{Q}_i + \dot{W}_{sh} - P \frac{dV}{dt} + \sum_{e=1}^p \dot{m}_e (PV)_e - \sum_{s=1}^q \dot{m}_s (PV)_s$$

Em que:

- $N$ : número de fluxos de calor que saem ou entram no volume de controle;
- $u$ : energia interna específica [ $kJ/kg$ ];
- $v$ : velocidade [ $m/s$ ];
- $g$ : gravidade local [ $m/s^2$ ];
- $z$ : altura [ $m$ ];
- $\dot{Q}_0$ : taxa de transferência de calor para o ambiente [ $kJ/s$ ];
- $\dot{Q}_i$ : taxa de transferência de calor entre o sistema e um reservatório térmico genérico [ $kJ/s$ ];
- $W_{sh}$ : trabalho de eixo [ $kJ/s$ ];
- $P$ : pressão [ $kPa$ ];
- $dV/dt$ : taxa de deformação das fronteiras do volume de controle (compressão ou expansão) [ $m^3/s$ ];
- $V$ : volume [ $m^3$ ].

Alguns termos das equações apresentadas neste trabalho foram multiplicados por  $10^3$  para manter a coerência entre as unidades utilizadas.

É possível realizar algumas modificações na Equação 32. Combinando os termos de trabalho de fluxo com a energia interna, obtém-se o termo de entalpia  $h$ ; combinando os termos referentes ao trabalho de eixo e a taxa de deformação das fronteiras do volume de controle, obtém-se um único termo para o trabalho do sistema  $\dot{W}$ . Além disso, considerando que o sistema esteja em regime estacionário, ou seja, sem variação de energia dentro das fronteiras do seu volume de controle ao longo do tempo e que as variações de energia cinética e potencial são negligenciáveis, o balanço de energia pode então ser descrito pela Equação 33.

$$0 = \sum_{e=1}^p \dot{m}_e (10^3 \cdot h)_e - \sum_{s=1}^q \dot{m}_s (10^3 \cdot h)_s + \dot{Q}_0 + \sum_{i=1}^N \dot{Q}_i + \dot{W} \quad (33)$$

O cálculo da entalpia específica de uma corrente, a uma temperatura constante e igual a  $T$ , é possível através da definição de um valor arbitrário de entalpia  $h_{ref}$ , para uma temperatura de referência  $T_{ref}$ . A partir dessa definição, utiliza-se a Equação 34 para calcular a variação de entalpia da corrente a  $T_{ref}$  e a entalpia da corrente a temperatura de interesse ( $T$ ).

$$h(T) = h_{ref} + \int_{T_{ref}}^T C_p dT \quad (34)$$

Em que:

- $h_{ref}$ : entalpia no estado de referência [ $kJ/kg$ ];
- $C_p$ : calor específico à pressão constante [ $kJ/(kgK)$ ].

A capacidade calorífica de uma substância pura pode ser estimada a partir de correlações disponíveis na literatura. Por exemplo, as Equações 35 – a, b podem ser utilizadas para estimar o calor específico a pressão constante da água pura nos estados líquido e gasoso, respectivamente. Os coeficientes dessas correlações estão dispostos na Tabela 6.

$$C_{p_{\acute{a}gua,liq}} = \frac{[C1 + C2 \cdot T + C3 \cdot T^2 + C4 \cdot T^3 + C5 \cdot T^4]}{M_{\acute{a}gua}} \quad (35-a)$$

$$C_{p_{\acute{a}gua,g\acute{a}s}} = \left( C1 + C2 \left[ \frac{\frac{C3}{T}}{\sinh\left(\frac{C3}{T}\right)} \right]^2 + C4 \left[ \frac{\frac{C5}{T}}{\sinh\left(\frac{C5}{T}\right)} \right]^2 \right) / M_{\acute{a}gua} \quad (35-b)$$

**Tabela 6** – Coeficientes para cálculo do calor específico a pressão constante para a água pura nos estados líquido e gasoso. (PERRY; GREEN, 2019. Adaptado)

Coeficientes	Líquido	Gasoso
<b>C1</b>	$2,7637 \cdot 10^5$	$0,33363 \cdot 10^5$
<b>C2</b>	$-2,0901 \cdot 10^3$	$0,26790 \cdot 10^5$
<b>C3</b>	8,1250	$2,61050 \cdot 10^3$
<b>C4</b>	$-1,4116 \cdot 10^{-2}$	$0,08896 \cdot 10^5$
<b>C5</b>	$9,3701 \cdot 10^{-6}$	1.169

Em que:

- $T$ : temperatura da corrente de água pura [K];
- $C_{P_{\text{água}}}$ : calor específico a pressão constante da água pura [J/(kgK)];
- $M_{\text{água}}$ : massa molar da água. O valor para a massa molar da água utilizado para converter os valores específicos da base molar para a base mássica neste trabalho foi de 18,015 g/mol, (PERRY; GREEN, 2019).

A Equação 35 – a é válida na faixa entre 273,16 K e 533,15 K.

A Equação 35 – b é válida na faixa entre 100 K e 2273,15 K.

Para a análise de sistemas multicomponentes, é necessário considerar a concentração dos componentes como uma variável do cálculo entálpico. O  $C_p$  da corrente varia de acordo com sua composição. Para algumas substâncias, há, na literatura, correlações para o cálculo do  $C_p$  de misturas. As Equações 36 (EL-DESSOUKY; ETTOUNEY, 2002) e 37 (SIMION *et al.*, 2011) são exemplos desse tipo de correlação. A Equação 36 descreve o  $C_p$  de uma mistura salina, a Equação 37 descreve o  $C_p$  de uma mistura de sacarose e água. A partir da temperatura da corrente e sua concentração (de sacarose ou sal) é possível calcular o  $C_p$  da mistura. Os parâmetros destas correlações estão dispostos nas Tabelas 7 e 8.

$$C_{P_{\text{sal}}} = (C1 + C2 \cdot T + C3 \cdot T^2 + C4 \cdot T^3) \cdot 10^{-3} \quad (36)$$

**Tabela 7** – Parâmetros para cálculo do calor específico à pressão constante de uma solução salina. (EL-DESSOUKY; ETTOUNEY, 2002. Adaptado).

Parâmetro	Valor
<b>C1</b>	$4206,8 - 6,6197 \cdot X + (1,2288 \cdot 10^{-2}) \cdot X^2$
<b>C2</b>	$-1,1262 + (5,4178 \cdot 10^{-2}) \cdot X - (2,2719 \cdot 10^{-4}) \cdot X^2$
<b>C3</b>	$1,2026 \cdot 10^{-2} - (5,3566 \cdot 10^{-4}) \cdot X + (1,8906 \cdot 10^{-6}) \cdot X^2$
<b>C4</b>	$6,8777 \cdot 10^{-7} + (1,517 \cdot 10^{-6}) \cdot X - (4,4268 \cdot 10^{-9}) \cdot X^2$

Em que:

- $T$ : temperatura da corrente de água do mar [°C];
- $X$ : salinidade da solução [ppm \* 10<sup>-3</sup>];
- $C_{P_{\text{sal}}}$ : calor específico a pressão constante da água do mar [J/(kgK)].

A Equação 36 é válida para intervalos de temperatura entre 20 e 180 °C e intervalos de salinidade de 20.000 a 160.000 partes por milhão.

$$C_{P_{vin}} = C1 + C2 \cdot \ln(T) + C3 \cdot X + C4 \cdot (\ln(T))^2 + C5 \cdot X^2 + C6 \cdot X \cdot \ln(T) \quad (37)$$

**Tabela 8** – Parâmetros para cálculo do calor específico a pressão constante para uma solução de sacarose e água. (SIMION *et al.*, 2011. Adaptado)

Parâmetro	Valor
<b>C1</b>	25132,56
<b>C2</b>	-7267,3551
<b>C3</b>	-161,21331
<b>C4</b>	630,05763
<b>C5</b>	-0,0010015742
<b>C6</b>	24,255336

Em que:

- $T$ : temperatura da solução de sacarose e água [K];
- $X$ : concentração de sacarose [%];
- $C_{P_{vin}}$ : calor específico a pressão constante da solução de sacarose e água [J/(kgK)].

A Equação 37 é válida na faixa entre 273 K e 373 K.

Quando o processo de interesse envolve mudança de fase, é necessário considerar o calor latente referente a essa transformação física na análise do balanço de energia do processo. Esse valor varia de acordo com a composição química, pressão e temperatura do fluxo de interesse. Para algumas substâncias, há na literatura correlações que relacionam o estado de saturação de tal espécie com seu respectivo calor latente. A Equação 38 (PERRY; GREEN, 2019) é um exemplo desse tipo de correlação para a água pura. A partir de sua temperatura, é possível calcular sua entalpia de vaporização  $h_{vap}$  em kJ/kg. Os parâmetros desta correlação estão dispostos na Tabela 9.

$$h_{vap}(T) = \frac{C1(1 - T_r)^{C2+C3 \cdot T_r+C4 \cdot T_r^2}}{1000 \cdot 18.01528} \quad (38)$$

**Tabela 9** – Parâmetros para cálculo da entalpia de vaporização da água. (PERRY; GREEN, 2019. Adaptado).

Parâmetro	Valor
$T_r$	$T/647,13$
<b>C1</b>	$5,2053 \cdot 10^7$
<b>C2</b>	0,3199
<b>C3</b>	-0,212
<b>C4</b>	0,25795

Esta correlação é válida para intervalos de temperatura entre 273,16 e 647,10 Kelvin.

Um fenômeno de interesse ao analisar processos de evaporação em soluções é a elevação do ponto de ebulição. Esse fenômeno ocorre quando um soluto não volátil é dissolvido em um solvente, resultando em um aumento da temperatura de ebulição da solução em comparação com a do solvente puro. Esse comportamento é explicado pela redução da pressão de vapor da solução devido à presença do soluto (ATKINS; DE PAULA, 2010). Na literatura, existem correlações que relacionam a temperatura da solução e a concentração de soluto com a elevação do ponto de ebulição do solvente. A Equação 39 (EL-DESSOUKY; ETTOUNEY, 2002) é um exemplo desse tipo de correlação para uma solução salina. Os parâmetros desta correlação estão apresentados na Tabela 10.

$$EPE = C1 \cdot X + C2 \cdot X^2 + C3 \cdot X^3 \quad (39)$$

**Tabela 10** – Parâmetros para cálculo da elevação do ponto de ebulição de uma solução salina. (EL-DESSOUKY; ETTOUNEY, 2002. Adaptado).

Parâmetro	Valor
<b>C1</b>	$8,325 \cdot 10^{-2} + 1,883 \cdot 10^{-4} \cdot T + 4,02 \cdot 10^{-6} \cdot T^2$
<b>C2</b>	$-7,625 \cdot 10^{-4} + 9,02 \cdot 10^{-5} \cdot T - 5,2 \cdot 10^{-7} \cdot T^2$
<b>C3</b>	$1,522 \cdot 10^{-4} - 3 \cdot 10^{-6} \cdot T - 3 \cdot 10^{-8} \cdot T^2$

Em que  $EPE$  é a elevação do ponto de ebulição de uma solução salina em °C,  $X$  é a concentração de sais em °Brix, com faixa de 1 a 16, e  $T$  em °C é a temperatura da solução, com faixa de 10 °C a 180 °C.

Para o cálculo da elevação do ponto de ebulição da vinhaça, a correlação apresentada na Equação 40 (STARZAK; PEACOCK, *et al.*, 1998) estima o  $EPE$  para uma solução de sacarose e água em °C. Os coeficientes dessa correlação estão dispostos na Tabela 11:

$$EPE_{vin} = \left[ \frac{\left(1 + \frac{2121,4}{C1} \cdot y^2 \cdot (1 - 1,0038 \cdot y - 0,24653 \cdot y^2) \cdot \frac{T + C2}{T + 273,15}\right)}{1 + \frac{T + C2}{C1} \cdot \ln(1 - y)} - 1 \right] \cdot (T + C2) \quad (40)$$

**Tabela 11** – Parâmetros para cálculo da elevação do ponto de ebulição para uma solução de sacarose e água. (STARZAK; PEACOCK, *et al.*, 1998)

Parâmetro	Valor
<b>C1</b>	3797,06
<b>C2</b>	226,28

Em que:

- $T$ : temperatura da solução de sacarose e água [°C];
- $y$ : é a fração molar de sacarose em solução.

### 3.5 BALANÇO DE ENTROPIA

Diferente da energia e da massa, a entropia é uma propriedade não conservativa. Essa grandeza é definida a partir da Segunda Lei da Termodinâmica e define se um processo é de fato possível frente à termodinâmica. Mesmo que uma operação satisfaça a Primeira Lei da Termodinâmica, ela só poderá ocorrer de forma espontânea se a variação de entropia total gerada for positiva. Um processo espontâneo sempre segue a direção em que há variação positiva no valor da entropia total, exceto processos reversíveis, em que a geração de entropia é nula (SANDLER, 2006). Na Equação 41 a Segunda Lei da Termodinâmica é apresentada segundo Costa (2016).

$$\frac{dS}{dt} = \sum_{e=1}^p \dot{m}_e s_e - \sum_{s=1}^q \dot{m}_s s_s + \frac{\dot{Q}_0}{T_0} + \sum_{i=1}^N \frac{\dot{Q}}{T_{fi}} + \dot{S}_{gen} \quad (41)$$

Em que:

- $S$ : entropia do sistema  $[kJ/K]$ ;
- $s$ : entropia específica  $[kJ/(kgK)]$ ;
- $\dot{S}_{gen}$ : taxa de geração de entropia  $[kJ/(sK)]$ ;
- $T_0$ : temperatura da vizinhança do processo  $[K]$ ;
- $T_{f_i}$ : temperatura na fronteira de troca térmica entre o fluxo  $i$  e o volume de controle do processo  $[K]$ .

Além disso, considerando que o sistema esteja em regime estacionário, ou seja, sem variação de entropia dentro das fronteiras do seu volume de controle ao longo do tempo, o balanço de entropia pode então ser descrito pela Equação 42.

$$0 = \sum_{e=1}^p \dot{m}_e s_e - \sum_{s=1}^q \dot{m}_s s_s + \frac{\dot{Q}_0}{T_0} + \sum_{i=1}^N \frac{\dot{Q}}{T_i} + \dot{S}_{gen} \quad (42)$$

O cálculo da entropia específica de uma corrente, a uma temperatura constante e igual a  $T$ , é possível através da definição de um valor arbitrário de entropia ( $s_{ref}$ ), para uma temperatura de referência ( $T_{ref}$ ). A partir dessa definição, utiliza-se a Equação 43 para calcular a variação de entropia da corrente a  $T_{ref}$  e a entropia da corrente a temperatura de interesse ( $T$ ).

$$s(T) = s_{ref} + \int_{T_{ref}}^T \frac{C_p}{T} dT \quad (43)$$

Em que:

- $s_{ref}$ : entropia no estado de referência  $[kJ/K]$ .

Para gases, a entropia sofre influência considerável da variação de pressão. Sendo assim, a adição de um termo que considere essa variação é necessária. Segundo Sandler (2006), para gases ideais, a Equação 43 pode ser reescrita da seguinte maneira (Equação 44):

$$s(T) = s_{ref} + \int_{T_{ref}}^T \frac{C_p}{T} dT - \frac{R}{M_i} \cdot \ln\left(\frac{P}{P_{ref}}\right) \quad (44)$$

Em que:

- $P$ : é a pressão da corrente de interesse [ $kPa$ ];
- $P_{ref}$ : é a pressão no estado de referência [ $kPa$ ];
- $R$ : constante dos gases ideais, cujo valor é  $8,3144621 [J/(molK)]$ ;
- $M_i$ : massa molar do componente  $i$  [ $g/mol$ ].

Caso a pressão da corrente não seja conhecida, esta pode ser estimada a partir da temperatura e da consideração de que a corrente se encontra em estado de saturação. Assim, é possível utilizar uma correlação para o cálculo da pressão de saturação do fluido de interesse. Perry e Green (2019) apresentam a seguinte correlação para a estimativa do valor da pressão de saturação da água ( $P_{sat}$ , kPa) (Equação 45). Os parâmetros desta correlação estão dispostos na Tabela 12:

$$P_{sat} = \frac{e^{c_1 + \left(\frac{c_2}{T}\right) + c_3 \ln(T) + c_4 T + c_5 T^2}}{1000} \quad (45)$$

**Tabela 12** – Parâmetros para cálculo da entalpia da pressão de saturação da água. (PERRY; GREEN, 2019. Adaptado)

Parâmetro	Valor
<b>C1</b>	73,649
<b>C2</b>	-7258,2
<b>C3</b>	-7,3037
<b>C4</b>	0,0000041653
<b>C5</b>	2

Para processos de evaporação, a variação de entropia pode ser calculada a partir da  $h_{vap}(T)$  a partir da Equação (46):

$$s_{vap}(T) = \frac{h_{vap}(T)}{T} \quad (46)$$

Em que:

- $s_{vap}(T)$ : entropia de vaporização na temperatura  $T$  [ $kJ/(kgK)$ ].

### 3.6 BALANÇO DE EXERGIA

A exergia é um conceito que surge da combinação da Primeira e da Segunda Leis da Termodinâmica, integrando informações que não são consideradas quando estas leis são avaliadas de forma isolada. Este parâmetro termodinâmico pode ser definido como o potencial de um sistema realizar trabalho em relação a um sistema de referência. Similar à entropia, a exergia não se conserva durante um processo. Ao realizar uma análise exérgica de um processo, é essencial considerar a taxa de destruição de exergia, que está diretamente associada às irreversibilidades do processo. Portanto, um processo com maior geração de entropia terá, conseqüentemente, maior destruição de exergia e menor potencial para realizar trabalho em relação ao sistema de referência (RAMOS *et al.*, 2019).

A análise exérgica é uma ferramenta fundamental para o desenvolvimento de processos termodinâmicos eficientes, cujos resultados promovem melhorias operacionais e tecnológicas. Além disso, o cálculo das irreversibilidades de um sistema pode levar a soluções que melhoram o desempenho do sistema e maximizam a eficiência do processo como um todo (NASERIAN *et al.*, 2016).

De acordo com Baral et al. (2015), a exergia destruída ( $\dot{I}$ ) em um processo, medida em  $\text{kJ/s}$ , pode ser determinada através do balanço exérgico correspondente. Considerando um estado estacionário para o processo, o balanço exérgico geral é dado pela Equação 47.

$$\sum_{e=1}^p \dot{m}_e [e_Q + e_{Fe}]_e - \sum_{s=1}^q \dot{m}_s [e_Q + e_{Fe}]_s + \dot{W} + \sum_{i=1}^N \dot{Q}_i \cdot \left[ 1 - \frac{T_0}{T_{fi}} \right] = \dot{I} \quad (47)$$

Em que:

- $e_Q$ : contribuição da parcela química da exergia do fluxo [ $\text{kJ/kg}$ ];
- $e_{Fe}$ : contribuição da parcela física da exergia do fluxo [ $\text{kJ/kg}$ ].

Ao analisar a Equação 47, é evidente que a exergia é composta por diferentes contribuições:

- Diferença de Exergia de Fluxo: O primeiro termo contabiliza a diferença entre a exergia de fluxo de entrada e de saída do processo;
- Contribuição do Trabalho: O segundo termo representa a contribuição do trabalho realizado pelo sistema ou sobre ele;

- Contribuição do Calor: O terceiro termo refere-se à contribuição do calor cedido ou recebido pelo processo.

Em relação às componentes da exergia de fluxo, cada uma representa uma forma de potencial de geração de trabalho em relação ao estado de referência. Esse estado de referência, também conhecido como estado morto absoluto, é definido pela sua composição, sua temperatura ( $T_0$ ) e sua pressão ( $P_0$ ). Comumente, utiliza-se a composição do ar atmosférico, da água do mar e da crosta terrestre como referência. Para a pressão e a temperatura de referência, é usual adotar as condições ambientais de temperatura e pressão (298,15 K e 1 atm).

A parcela química da exergia de fluxo representa o potencial total de uma corrente em realizar trabalho, com base na diferença entre sua composição e a composição do sistema de referência. Quanto maior for a diferença entre essas composições, maior será o potencial de realização de trabalho da corrente de interesse. Morris e Szargut (1986) desenvolveram uma metodologia para calcular a exergia química padrão de diversas espécies químicas em relação aos estados mortos usuais. Esses valores são utilizados para calcular a exergia química de soluções multicomponentes ideais, conforme apresentado na Equação 48.

$$e_Q = \sum_{i=1}^z x_i \cdot 10^3 \cdot \frac{e_{Q_i}^\circ}{M_i} + RT_0 \sum_{i=1}^z \frac{x_i}{M_i} \ln(y_i) \quad (48)$$

Em que:

- $y_i$ : fração molar do componente  $i$ ;
- $e_{Q_i}^\circ$ : exergia química padrão da espécie componente  $i$  [kJ/mol];
- $R$ : constante dos gases ideais, cujo valor é 8,3144621 [J/(molK)];
- $M_i$ : massa molar do componente  $i$  [g/mol];
- $z$ : quantidade de espécies químicas que compõem a solução.

O valor da exergia química padrão para algumas espécies estão listados na Tabela 13:

**Tabela 13** – Valores de exergia química padrão de algumas espécies químicas. (Elaborado pelo autor)

<b>Espécies</b>	<b>Exergia Química Padrão</b>	<b>Referência</b>
<b>Água</b>	0,9 kJ/mol	AL GHAMDI; MUSTAFA, 2022
<b>Cloreto de Sódio</b>	14,2 kJ/mol	AL GHAMDI; MUSTAFA, 2022
<b>Sacarose</b>	6007,8 kJ/mol	DOGBE; MANDEGARI; GÖRGENS, 2018

A parcela física da exergia de fluxo representa o potencial máximo da corrente de interesse em realizar trabalho, com base na diferença entre seus potenciais de geração de energia e os do estado morto, conforme descrito na Equação 49.

$$e_{Fe} = \sum_{i=1}^z x_i [(h_i - h_0) + T_0 \cdot (s_i - s_0)]_i \quad (49)$$

Além das parcelas já mencionadas, outras podem ser consideradas ao realizar os cálculos da exergia de fluxo de uma corrente, como a exergia de mistura. Ghamdi e Mustafa (2022), ao estudarem sistemas de dessalinização por osmose reversa, identificaram a exergia de mistura como uma parcela significativa no cálculo da exergia de fluxo. Os autores utilizaram a Equação 50 para calcular esta parcela.

$$e_M = h_{sal} - \sum_{i=1}^z x_i \cdot h_i - T_0 \cdot \left( s_{sal} - \sum_{i=1}^z x_i \cdot s_i \right) \quad (50)$$

Note que é necessário estimar a entalpia e entropia dos componentes da solução na forma pura. Para o NaCl, é conveniente utilizar os valores da substância sólida:

- Entropia: 72,27 J/(molK) a 25 °C e 1 atm (ARCHER, 1992);
- Entalpia: 181,160 kJ/kg a 25 °C e 1 atm (ARCHER, 1992).

De acordo com os autores, é coerente simplificar a água do mar como uma solução composta apenas de NaCl e água, já que aproximadamente 86% de todos os eletrólitos presentes na água do mar são NaCl. Além disso, é aceitável ignorar os efeitos de mudanças de pressão e temperatura nos valores de entalpia e entropia do sal na forma sólida (GHAMDI; MUSTAFA, 2022).

De forma análoga, para a sacarose, temos:

- Entropia: 392,40 J/(molK) a 25 °C e 1 atm (LAMBERT; LEFF, 2009);
- Entalpia: 183,15 kJ/kg a 25 °C e 1 atm (LAMBERT; LEFF, 2009).

O valor da massa molar da sacarose necessário para converter os valores específicos da base molar para a base mássica é: 342,2965 g/mol, (PERRY; GREEN, 2019).

Considerando a parcela referente a exergia de mistura, pode-se reescrever a Equação 47 da seguinte forma (Equação 51):

$$\sum_{e=1}^p \dot{m}_e [e_Q + e_{Fe} + e_M]_e - \sum_{s=1}^q \dot{m}_s [e_Q + e_{Fe} + e_M]_s + \dot{W} + \sum_{i=1}^N \dot{Q}_i \cdot \left[1 - \frac{T_0}{T_{f_i}}\right] = \dot{I} \quad (51)$$

Existem diversas possibilidades para o cálculo da eficiência exergética de um processo ( $\eta_e$ ). Para a modelagem de um processo de MSF-OT aplicado ao tratamento de resíduos, Tayyeban, Deymi-Dashtebayaz e Dadpour (2022) utilizaram a Equação 52:

$$\eta_e = 1 - \left(\frac{\dot{I}}{\dot{e}'}\right) \quad (52)$$

Em que:

- $\dot{e}'$ : somatório de toda a exergia que entra no sistema de interesse [ $kJ/s$ ]. Isso inclui:
  - A exergia de fluxo associada às correntes que entram no sistema;
  - A exergia associada aos trabalhos realizados sobre o sistema;
  - A exergia associada ao calor absorvido pelo sistema.

### 3.7 OTIMIZAÇÃO MULTIOBJETIVO E UTILIZAÇÃO DE ALGORITMOS GENÉTICOS

A otimização multiobjetivo envolve a busca simultânea de soluções que otimizam múltiplos objetivos, que frequentemente são conflitantes. Ao contrário da otimização de um único objetivo, em que a meta é encontrar uma única solução ótima, a otimização multiobjetivo busca um conjunto de soluções de compromisso conhecidas como frente de Pareto. Cada solução na frente de Pareto representa um *trade-off* equilibrado entre os diferentes objetivos (COELLO *et al.*, 2007). Para abordar esses desafios, algoritmos evolucionários, como os algoritmos genéticos (AG), têm se mostrado ferramentas eficazes.

Algoritmos genéticos (AG) são métodos de busca e otimização inspirados nos princípios da seleção natural e genética. Introduzidos por John Holland na década de 1970, os AG operam por meio da simulação de processos evolutivos. Eles utilizam uma população de soluções candidatas, chamadas cromossomos, que evoluem ao longo de várias gerações em direção a soluções ótimas. Os principais operadores genéticos utilizados em AG são seleção, *crossover* (recombinação) e mutação (DEB, 2001).

- Seleção: Este operador seleciona os indivíduos mais aptos para reprodução com base em sua aptidão (fitness). Métodos comuns de seleção incluem roleta, torneio e ranqueamento (COELLO *et al.*, 2007).
- *Crossover*: Este operador combina partes dos cromossomos de dois pais para produzir descendentes. O objetivo é combinar características boas de ambos os pais para gerar novas soluções melhores (DEB, 2001).
- Mutação: Este operador introduz variações aleatórias nos descendentes, com o propósito de explorar novas áreas do espaço de soluções e prevenir a convergência prematura a ótimos locais (DEB, 2001).

Algoritmos Genéticos Multiobjetivo (AGMO) estendem os princípios dos AG para lidar com problemas de múltiplos objetivos. Alguns dos AGMO mais conhecidos incluem o NSGA-II (*Non-dominated Sorting Genetic Algorithm II*) e o SPEA2 (*Strength Pareto Evolutionary Algorithm 2*). Esses algoritmos utilizam métodos especializados para manter a diversidade da população e garantir a convergência para a frente de Pareto.

- NSGA-II: Este algoritmo utiliza um esquema de classificação não-dominada e uma métrica de diversidade chamada *crowding distance* para ordenar e selecionar indivíduos para a próxima geração. Ele é eficiente em termos de custo computacional e mant m uma boa diversidade na população (DEB, 2001);
- SPEA2: Este algoritmo utiliza uma estratégia de arquivamento para manter uma população externa que armazena soluções não-dominadas ao longo das gerações. O SPEA2 também utiliza uma métrica de densidade para garantir a diversidade da população (ZITZLER *et al.*, 2001).

Os algoritmos genéticos multiobjetivo são ferramentas poderosas para a resolução de problemas complexos que envolvem múltiplos objetivos conflitantes. Eles combinam a capacidade exploratória dos AG com técnicas especializadas para manter a diversidade da população e garantir a convergência para a frente de Pareto.

### 3.8 TOPSIS: ALGORITMO DE TOMADA DE DECISÃO

O algoritmo de Tomada de Decisão Baseada na Similaridade   Solução Ideal (TOPSIS)   uma técnica multicritério de análise de decisão desenvolvida por Ching-Lai Hwang e Yoon em 1981. O TOPSIS é utilizado para resolver problemas complexos de tomada de decisão que

envolvem múltiplos critérios de avaliação (LIMA JR.; CARPINETTI, 2015). O objetivo do algoritmo é identificar a alternativa mais adequada, considerando a proximidade à solução ideal e a distância da solução não ideal (KROHLING; SOUZA, 2011). Uma de suas aplicações é a seleção de uma solução ótima em uma frente de Pareto (TAYYEBAN; DEYMI-DASHTEBAYAZ; DADPOUR, 2022).

O algoritmo TOPSIS envolve várias etapas para determinar a melhor alternativa entre um conjunto de opções (HWANG; YOON, 1981; TAYYEBAN; DEYMI-DASHTEBAYAZ; DADPOUR, 2022):

1. Estruturação da Matriz de Decisão: A matriz de decisão é composta por alternativas (representadas pelo índice  $i$ , variando de 1 a  $u$ ) e critérios (representadas pelo índice  $j$ , variando de 1 a  $k$ ), onde cada elemento ( $f_{i,j}$ ) representa a avaliação de uma alternativa em relação a um critério específico;
2. Normalização da Matriz de Decisão: Os valores da matriz de decisão são normalizados ( $fn_{i,j}$ ) para garantir que todas as avaliações estejam em uma escala comum (Equação 53):

$$fn_{i,j} = \frac{f_{i,j}}{\sqrt{\sum_{i=1}^u f_{i,j}^2}} \quad \forall i \in [1, u] \text{ e } j \in [1, k] \quad (53)$$

3. Ponderação dos Critérios: Atribui-se a cada critério um peso ( $w_j$ ) que reflete sua importância relativa no processo de tomada de decisão (Equação 54):

$$F_{i,j} = w_j \cdot fn_{i,j} \quad \forall i \in [1, u] \text{ e } j \in [1, k] \quad (54)$$

4. Determinação das Soluções Ideais: A solução ideal é a alternativa que possui o melhor valor para o critério  $j$  em questão ( $Sol_j^+$ ), enquanto a solução não ideal possui o pior valor ( $Sol_j^-$ );
5. Cálculo das Distâncias: As distâncias entre cada alternativa e as soluções ideais são calculadas ( $d^+$  e  $d^-$ ), considerando tanto a proximidade com a solução ideal (Equação 55) quanto a distância da solução não ideal (Equação 56):

$$d_i^+ = \sqrt{\sum_{j=1}^k (F_{i,j} - Sol_j^+)^2} \quad \forall i \in [1, u] \text{ e } j \in [1, k] \quad (55)$$

$$d_i^- = \sqrt{\sum_{j=1}^k (F_{i,j} - Sol_j^-)^2} \quad \forall i \in [1, u] \text{ e } j \in [1, k] \quad (56)$$

6. Cálculo do Coeficiente de Aproximação: O coeficiente de aproximação (*CA*) de cada alternativa é calculado (Equação 57), e as alternativas são ordenadas com base nesse coeficiente. A alternativa que tiver o *CA* mais próximo de 1, será a mais adequada:

$$CA_i = \frac{d_i^-}{d_i^+ + d_i^-} \quad \forall i \in [1, u] \quad (57)$$

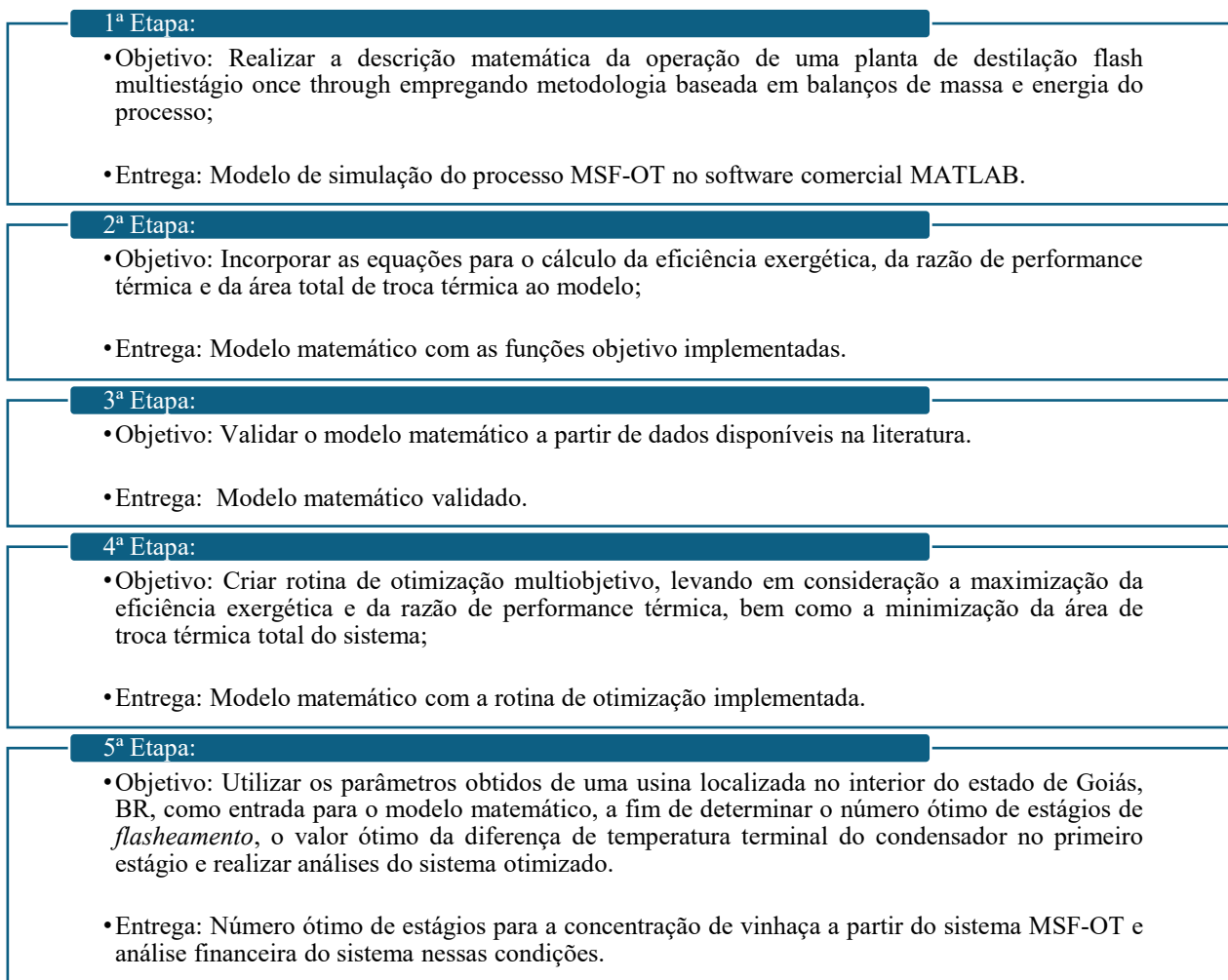
O algoritmo TOPSIS é uma ferramenta poderosa para a tomada de decisão multicritério, permitindo a seleção de alternativas com base em múltiplos critérios de avaliação (KROHLING; SOUZA, 2011).

## 4. METODOLOGIA

### 4.1 DESCRIÇÃO DO SISTEMA PROPOSTO

A metodologia proposta neste trabalho visa modelar e otimizar o processo de concentração de vinhaça utilizando um sistema de destilação *flash* multiestágio *once through*, tendo como fonte de energia térmica o vapor vegetal *três*. Os dados da vinhaça e do vapor vegetal *três* são fornecidos por uma usina localizada no interior do estado de Goiás, BR. A escolha do processo de destilação *flash* multiestágio *once through* deve-se aos resultados superiores na geração de água destilada quando aplicado ao tratamento de efluentes, conforme demonstrado por Tayyeban, Deymi-Dashtebayaz e Dadpour (2022).

A modelagem se baseia nas equações dos balanços de massa e energia do processo MSF-OT, nas propriedades termodinâmicas dos componentes do processo e nos dados operacionais da usina sucroenergética de interesse. O modelo é validado utilizando dados disponíveis na literatura de outros modelos MSF-OT, aplicados à dessalinização de água do mar. A rotina de otimização proposta indica o número de estágios de *flasheamento* e a diferença de temperatura terminal do condensador no primeiro estágio (Equação 2-b), de modo a minimizar a área total de troca térmica (Equação 12) e maximizar a razão de performance térmica (Equação 4) e a eficiência exergetica (Equação 52). Espera-se que a minimização da área total de troca térmica resulte na minimização dos custos anuais da planta proposta, servindo como parâmetro econômico para o algoritmo de otimização. O trabalho foi desenvolvido em cinco etapas (Figura 23), para atingir esses objetivos.



**Figura 23** – Esquema sintetizado da metodologia. (Elaborado pelo autor)

Cada um dos objetivos específicos deste trabalho constitui uma fase única, com ações e entregas próprias. Na Figura 23, apresenta-se o objetivo e as entregas realizadas em cada etapa.

O diagrama apresentado na Figura 24 representa o sistema teórico que foi modelado, com alguns pontos de interesse sinalizados. Na Tabela 11, esses elementos estão enumerados juntamente com a apresentação dos seus respectivos parâmetros:

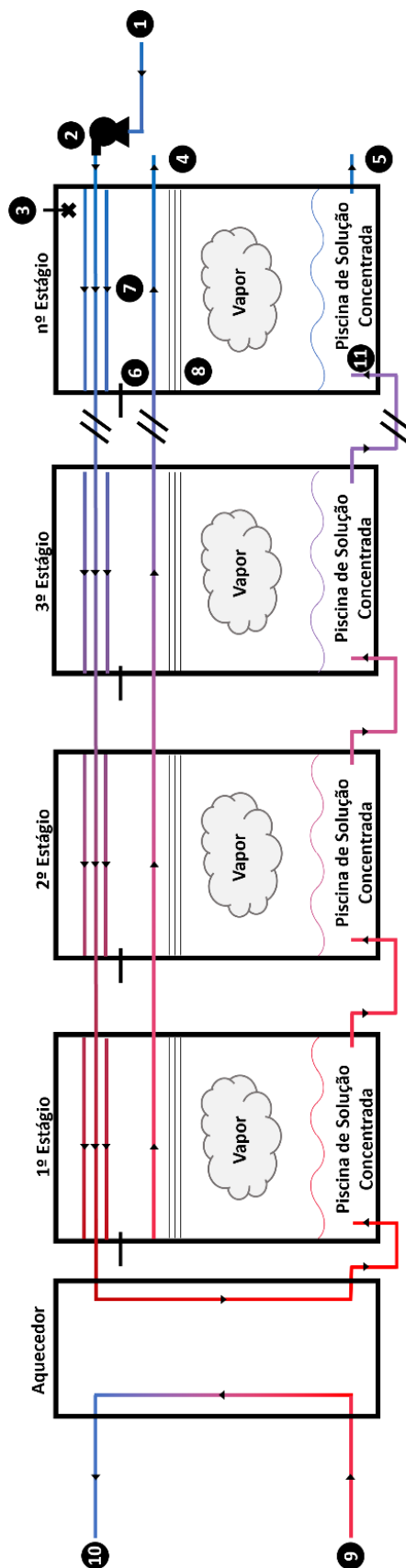


Figura 24 – Representação gráfica do sistema MSF-OT. (Figura do autor)

**Tabela 14** – Representação dos elementos do sistema MSF-OT. (Elaborado pelo autor)

<b>Número</b>	<b>Elemento</b>	<b>Vazão</b>	<b>Temperatura</b>	<b>Concentração</b>
<b>1</b>	Corrente de entrada	$\dot{m}_F$	$T_{cw}$	$X_F$
<b>2</b>	Bomba de recalque da corrente de vinhaça	-	-	-
<b>3</b>	Exaustor responsável pelo vácuo	-	-	-
<b>4</b>	Corrente de saída de água destilada	$\dot{m}_{D(i)}$	$T_{D(i)}$	-
<b>5</b>	Corrente de saída de solução concentrada	$\dot{m}_{B(i)}$	$T_{B(i)}$	$X_{B(i)}$
<b>6</b>	Sistema de Exaustão de gases não condensáveis	-	-	-
<b>7</b>	Feixe de tubos do condensador	-	-	-
<b>8</b>	<i>Demister</i> : separador de arraste	-	-	-
<b>9</b>	Entrada de vapor vegetal <i>três</i>	$\dot{m}_S$	$T_S$	-
<b>10</b>	Saída de condensado de vapor vegetal <i>três</i>	$\dot{m}_S$	$T_S$	-
<b>11</b>	Orifício submerso	-	-	-

O diagrama apresentado na Figura 25 traz a nomenclatura das variáveis, suas unidades e a numeração dos estágios de *flasheamento* que foram adotadas neste trabalho:

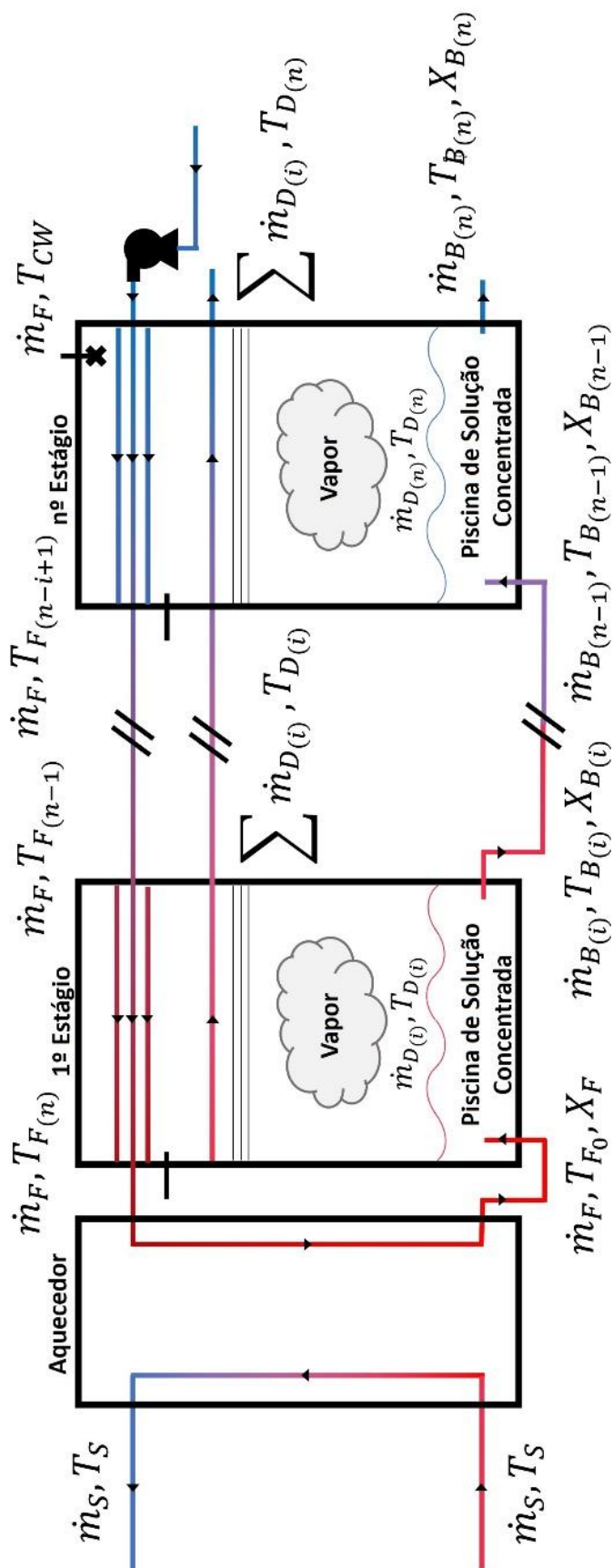


Figura 25 – Representação gráfica das variáveis de um sistema MSF-OT. (Figura do autor)

Tabela 15 – Representação das variáveis do sistema MSF-OT. (Elaborado pelo autor)

Variável	Descrição	Unidade
$\dot{m}_S$	Vazão de vapor para aquecimento	kg/s
$T_S$	Temperatura do vapor de aquecimento	°C
$\dot{m}_F$	Vazão de entrada	kg/s
$T_{CW}$	Temperatura da corrente de entrada	°C
$\dot{m}_{D(i)}$	Vazão de água destilada gerada em um estágio de <i>flasheamento</i> $i$	kg/s
$T_{D(i)}$	Temperatura da água destilada gerada em um estágio de <i>flasheamento</i> $i$	°C
$T_{F(n-i+1)}$	Temperatura da corrente de entrada pré-aquecida após passar pelo condensador de um estágio intermediário de <i>flasheamento</i> $i$	°C
$T_{F0}$	Temperatura da corrente de entrada após passar pelo aquecedor	°C
$X_F$	Concentração de sólidos solúveis da corrente de entrada	°BRIX
$\dot{m}_{B(i)}$	Vazão de saída da solução concentrada em um estágio de <i>flasheamento</i> $i$	kg/s
$T_{B(i)}$	Temperatura de saída da solução concentrada em um estágio de <i>flasheamento</i> $i$	°C
$X_{B(i)}$	Concentração de sólidos solúveis na corrente de solução concentrada que sai de um estágio de <i>flasheamento</i> $i$	°BRIX

#### 4.2 1ª ETAPA: CONSTRUÇÃO DO MODELO MATEMÁTICO

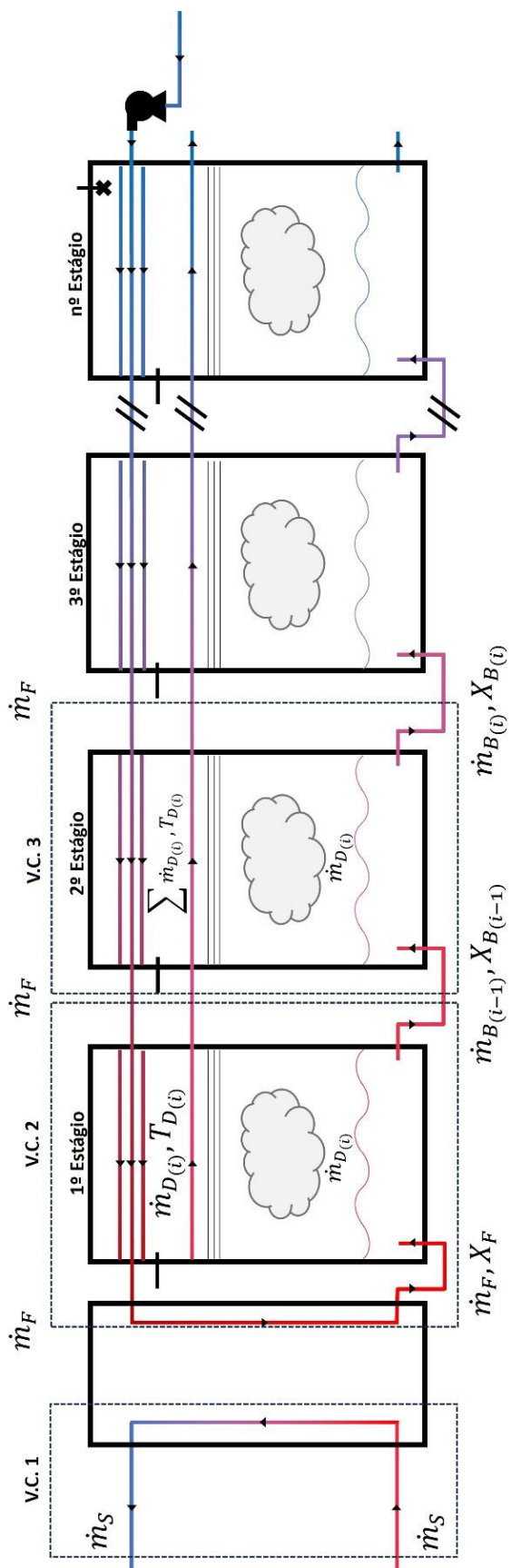
Esta etapa apresenta a construção de um modelo matemático a partir do balanço de massa e energia do sistema proposto para concentração de vinhaça com vapor vegetal *três*, utilizando o *software* comercial MATLAB. Esse modelo visa simular as condições de operação da planta proposta a partir dos dados e restrições de entrada selecionados. Correlações e outras equações intrínsecas à modelagem dos processos MSF-OT foram utilizadas em conjunto com os balanços do processo para atingir esse objetivo.

Foram adotadas as seguintes considerações para realização do balanço de massa e energia do sistema proposto:

- Sistema em regime permanente;
- A vinhaça será tratada como uma solução de sacarose e água;
- Massa dos gases não-condensáveis não será considerada;

- O vapor gerado é constituído apenas de água;
- Concentração uniforme em cada estágio de *flasheamento*;
- Não ocorrem reações químicas durante o processo;
- Não há perdas de massa para o ambiente;
- Pressão e temperatura constantes e uniformes em cada estágio de *flasheamento*;
- Variações de energia cinética e potencial negligenciáveis;
- Todo o vapor de água gerado por estágio de *flasheamento* é condensado;
- Todo o vapor utilizado para aquecer o sistema condensa e não troca calor sensível com a corrente de entrada;
- Calor sensível cedido pela corrente de água condensada que entra em um estágio de *flasheamento* é negligenciável para o cálculo da área de troca térmica total dos condensadores;
- Coeficiente global de transferência de calor uniforme em cada um dos trocadores de calor;
- Trabalho necessário para a operação do exaustor responsável por gerar o vácuo desconsiderado;
- Trabalho necessário para a operação da bomba responsável por alimentar o sistema desconsiderado;
- Eficiência dos trocadores de calor  $\eta_{TC}$  igual a: 90% (AMIRI RAD.; MOHAMMADI, 2017).

Aplicando as Equação 29 e 31 aos volumes de controle representados na Figura 26, juntamente com as considerações acima, obtemos as seguintes Equações para o balanço de massa do sistema proposto:



**Figura 26** – Volumes de controle utilizados para o balanço de massa do sistema proposto. (Figura do autor)

Para a corrente de vapor que aquece o sistema (V.C.1):

$$\dot{m}_{S_e} = \dot{m}_{S_s} \quad (58)$$

Note que, os símbolos  $e$  e  $s$  foram utilizados para indicar, respectivamente, a vazão de entrada de vapor e, posteriormente, de saída de condensado.

Para um estágio qualquer de *flasheamento* (V.C.3):

$$\dot{m}_{B(i-1)} = \dot{m}_{B(i)} + \dot{m}_{D(i)} \quad (59)$$

Para o primeiro estágio de *flasheamento* (V.C.2):

$$\dot{m}_F = \dot{m}_{B(i)} + \dot{m}_{D(i)} \quad (60)$$

Balanço de sais dissolvidos para qualquer estágio de *flasheamento* (V.C.3):

$$\dot{m}_{B(i-1)} \cdot X_{B(i-1)} = \dot{m}_{B(i)} \cdot X_{B(i)} \quad (61)$$

Balanço de sais dissolvidos para o primeiro estágio de *flasheamento* (V.C.2):

$$\dot{m}_F \cdot X_F = \dot{m}_{B(i)} \cdot X_{B(i)} \quad (62)$$

Aplicando a Equação 33 aos volumes de controle representados na Figura 27, juntamente com as considerações adotadas neste trabalho, obtém-se as seguintes Equações para o balanço de energia do sistema proposto:

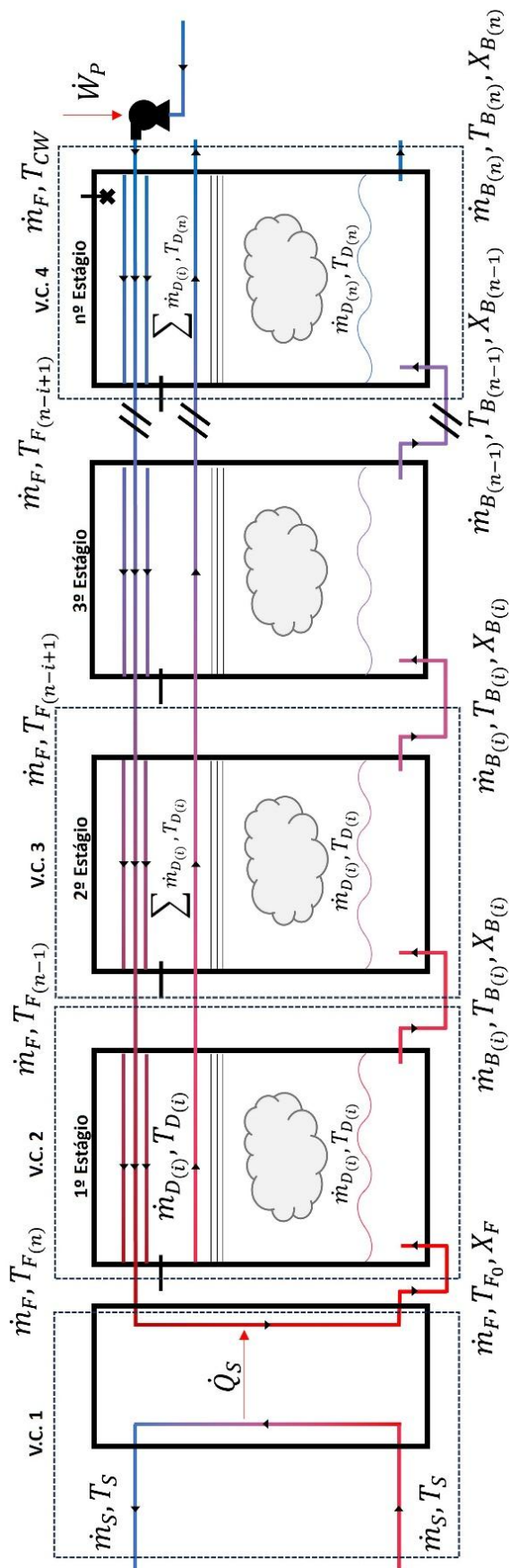


Figura 27 – Volumes de controle utilizados para o balanço de energia do sistema proposto. (Figura do autor)

Para o aquecedor (V.C. 1):

$$\dot{m}_S \cdot h_{\acute{a}gua,vap}(T_S) \cdot \eta_{TC} = \dot{m}_F \left( h \cdot (T_{F_0}) - h \cdot (T_{F(n)}) \right) = \dot{Q}_S \quad (63)$$

Para o primeiro estágio de *flasheamento* (V.C. 2):

$$\dot{m}_F \cdot h(T_{F_0}) = \dot{m}_{D(i)} \cdot h_{\acute{a}gua,g\acute{a}s}(T_{D(i)}) + \dot{m}_{B(i)} \cdot h(T_{B(i)}) \quad (64)$$

$$\dot{m}_F \cdot \left( h(T_{F(n)}) - h(T_{F(n-1)}) \right) = \dot{m}_{D(i)} \cdot h_{\acute{a}gua,vap}(T_{D(i)}) \cdot \eta_{TC} \quad (65)$$

Para um estágio qualquer de *flasheamento* (V.C. 3):

$$\dot{m}_{B(i-1)} \cdot h(T_{B(i)}) = \dot{m}_{D(i)} \cdot h_{\acute{a}gua,g\acute{a}s}(T_{D(i)}) + \dot{m}_{B(i)} \cdot h(T_{B(i)}) \quad (66)$$

$$\begin{aligned} \dot{m}_F \cdot \left( h(T_{F(n-i)}) - h(T_{F(n-i-1)}) \right) &= \dot{m}_{D(i)} \cdot h_{\acute{a}gua,vap}(T_{D(i)}) \cdot \eta_{TC} + \\ \left( h_{\acute{a}gua,l\acute{i}q}(T_{D(i-1)}) \cdot \sum_{i=1}^{i-1} \dot{m}_{D(i)} - h_{\acute{a}gua,l\acute{i}q}(T_{D(i)}) \cdot \sum_{i=1}^{i-1} \dot{m}_{D(i)} \right) \cdot \eta_{TC} \end{aligned} \quad (67)$$

Para o último estágio de *flasheamento* (V.C. 4):

$$\dot{m}_{B(n-1)} \cdot h(T_{B(n)}) = \dot{m}_{D(n)} \cdot h_{\acute{a}gua,g\acute{a}s}(T_{D(n)}) + \dot{m}_{B(n)} \cdot h(T_{B(n)}) \quad (68)$$

$$\begin{aligned} \dot{m}_F \cdot \left( h(T_{F(1)}) - h(T_{CW}) \right) &= \dot{m}_{D(n)} \cdot h_{\acute{a}gua,vap}(T_{D(n)}) \cdot \eta_{TC} + \\ \left( h_{\acute{a}gua,l\acute{i}q}(T_{D(n-1)}) \cdot \sum_{i=1}^{n-1} \dot{m}_{D(i)} - h_{\acute{a}gua,l\acute{i}q}(T_{D(n)}) \cdot \sum_{i=1}^{n-1} \dot{m}_{D(i)} \right) \cdot \eta_{TC} \end{aligned} \quad (69)$$

As Equações 1, 2-b e 3, também foram utilizadas para a resolução do balanço de massa e energia do sistema proposto. A diferença de temperatura terminal do aquecedor igual a 10 °C

(TAYYEBAN; DEYMI-DASHTEBAYAZ; DADPOUR, 2022) foi adotada neste trabalho e a soma das perdas associadas ao separador de arraste e ao *non-equilibrium allowance* adotada foi de 0,2 °C (EL-DESSOUKY; ETTOUNEY, 2002).

Segundo Sanaye e Asgari (2013), para a modelagem de sistemas MSF, a queda de temperatura entre os estágios de *flasheamento* deve ser igual quando se busca a otimização do processo. A Equação 70 também será utilizada para a resolução dos balanços de massa e energia do sistema proposto.

$$\Delta T_{est} = T_{B(i-1)} - T_{B(i)} \quad (70)$$

Em que:

- $\Delta T_{est}$ : queda de temperatura da corrente de solução concentrada por estágio de *flasheamento* [°C].

Para o cálculo da entalpia de vaporização do vapor *flasheado*, foi utilizado a Equação 38. A entalpia da solução concentrada e da água condensada, serão calculadas a partir da Equação 34, o calor específico a pressão constante em  $J/(kgK)$  da água pura e de uma solução de sacarose e água foram estimados pelas Equações 35 – a, b e 37, respectivamente.

Para o cálculo da elevação do ponto de ebulição da vinhaça, foi utilizado a correlação apresentada na Equação 40.

Sendo assim, o modelo se constitui de 9 Equações para o aquecedor e o primeiro estágio de *flasheamento* (V.C. 1 + V.C. 2):

- 2 Equações referentes ao balanço de massa;
- 3 Equações referentes ao balanço de energia;
- 3 Equações referentes à  $TTD_h$ ,  $TTD_{c(1)}$  e  $\Delta T_{loss}$ ;
- 1 Equação referente ao  $\Delta T_{est}$ .

Para um estágio de *flasheamento* intermediário qualquer (V.C.3), o modelo envolve 6 Equações:

- 2 Equações referentes ao balanço de massa;
- 2 Equações referentes ao balanço de energia;
- 1 Equações referentes à  $\Delta T_{loss}$ ;
- 1 Equação referente ao  $\Delta T_{est}$ .

Para o último estágio de *flasheamento* (V.C.4), o modelo envolve 6 Equações:

- 2 Equações referentes ao balanço de massa;
- 2 Equações referentes ao balanço de energia;
- 1 Equações referentes à  $\Delta T_{loss}$ ;
- 1 Equação referente ao  $\Delta T_{est}$ .

O número total de Equações para o modelo, de acordo com o número de estágios de *flasheamento*, é calculado a partir da Equação 71:

$$\text{Número de Equações} = 9 + 6 \cdot (n - 1) = 3 + 6 \cdot n \quad (71)$$

As variáveis de entrada e suas respectivas origens estão listadas na Tabela 16:

**Tabela 16** – Variáveis de entrada do modelo proposto. (Elaborado pelo Autor)

<b>Parâmetro</b>	<b>Método de Entrada</b>
$T_S$	Dados industriais
$\dot{m}_F$	Dados industriais
$X_F$	Dados industriais
$T_{CW}$	Dados industriais
$n$	Variável a ser otimizada
$TTD_{c(1)}$	Variável a ser otimizada
$TTD_h$	Literatura
$\Delta T_{non}$	Literatura
$\Delta T_{demister}$	Literatura
$\eta_{TC}$	Literatura

Sendo assim, as incógnitas do modelo são:

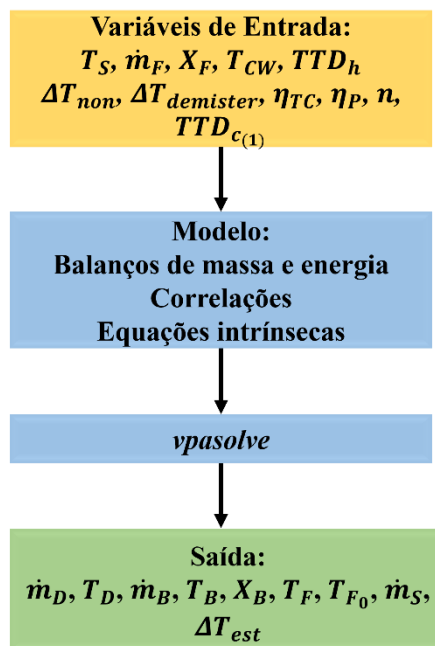
- $\dot{m}_D$ : número de incógnitas igual ao número de estágios;
- $T_D$ : número de incógnitas igual ao número de estágios;
- $\dot{m}_B$ : número de incógnitas igual ao número de estágios;
- $T_B$ : número de incógnitas igual ao número de estágios;
- $X_B$ : número de incógnitas igual ao número de estágios;
- $T_F$ : número de incógnitas igual ao número de estágios;
- $T_{F_0}$ : uma incógnita é adicionada independentemente do número de estágios;

- $\dot{m}_S$ : uma incógnita é adicionada independentemente do número de estágios;
- $\Delta T_{est}$ : uma incógnita é adicionada independentemente do número de estágios.

O número total de incógnitas para o modelo, de acordo com o número de estágios de *flasheamento*, é calculado a partir da Equação 72:

$$\text{Número de Incógnitas} = 3 + 6 \cdot n \quad (72)$$

Logo, chegamos a um sistema com  $3 + 6 \cdot n$  incógnitas e  $3 + 6 \cdot n$  equações linearmente independentes. Para a resolução deste sistema, foi empregada a função *vpasolve* do *software* MATLAB. Essa função é utilizada para resolver equações simbólicas numericamente utilizando aritmética de precisão variável, ela retorna as soluções com até 32 dígitos significativos por padrão, mas esse número pode ser ajustado utilizando a função *digits* (MATHWORKS<sup>1</sup>, 2025). A Figura 28 ilustra o modelo proposto:



**Figura 28** – Diagrama do sistema proposto 1ª Etapa. (Figura do autor)

#### 4.3 2ª ETAPA: IMPLEMENTAÇÃO DOS OBJETIVOS PARA A OTIMIZAÇÃO

Nesta etapa, os critérios para a seleção do número ótimo de estágios de *flasheamento* e da diferença de temperatura terminal ótima do condensador no primeiro estágio propostos foram definidos e implementados à simulação do modelo matemático já elaborado. Os objetivos da otimização foram os seguintes:

- Maximização da eficiência exergética;
- Maximização da razão de performance térmica;
- Minimização da área total de troca térmica.

Para o cálculo da eficiência exergética ( $\eta_e$ ), foi utilizado a Equação 52; a concentração inicial de sólidos totais dissolvidos na corrente de entrada ( $X_B$ ) e as condições ambientais de pressão e temperatura foram utilizados como estado de referência para os cálculos exergéticos (estado morto absoluto). Para isso, o balanço exergético (Equação 51) foi aplicado a todos os estágios de *flasheamento* (V.C 2, 3 e 4) e ao aquecedor (V.C. 1). Além disso, o trabalho necessário para a operação da bomba responsável por alimentar o sistema foi considerado (Equação 73 - AMIRI RAD; MOHAMMADI, 2017). Na Figura 29, são apresentados os volumes de controle para o balanço exergético:

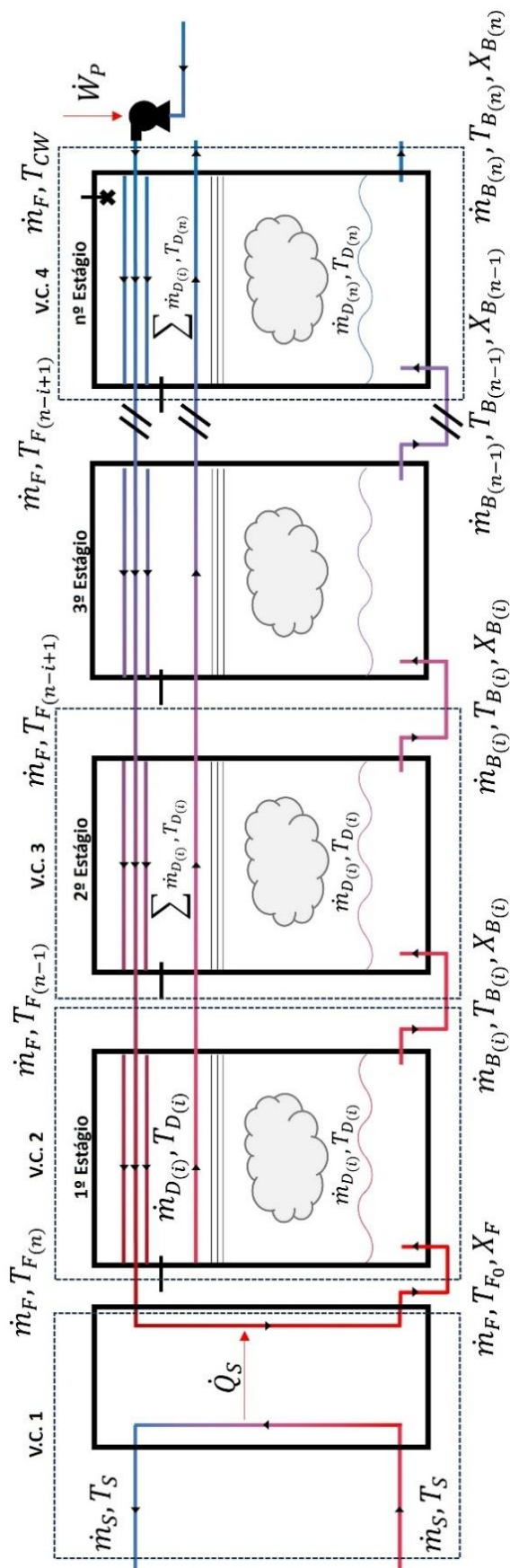


Figura 29 – Volumes de controle utilizados para o balanço exerético do sistema proposto. (Figura do autor)

$$\dot{W}_P = \frac{\dot{m}_F vol_{vin}(\Delta P)}{\eta_P} \quad (73)$$

Em que:

- $\dot{W}_P$ : trabalho necessário para a operação da bomba responsável por alimentar o sistema [kJ/s];
- $vol_{vin}$ : volume específico da vinhaça [ $m^3/kg$ ];
- $\Delta P$ : diferença entre as pressões antes e após a compressão [kPa];
- $\eta_P$ : Eficiência isentrópica da bomba: 70% (AMIRI RAD; MOHAMMADI, 2017).

O volume específico da vinhaça foi considerado constante e igual ao da água a temperatura de 25 °C: 0,0001  $m^3/kg$ . Como a vinhaça é majoritariamente composta por água (SPINELLI et al., 2023), e o sistema não opera em temperaturas muito elevadas, essa consideração é razoável.

A pressão da corrente de entrada foi considerada igual à pressão atmosférica e a de bombeamento foi igual à do estado de saturação da água pura na temperatura da corrente de entrada após o aquecimento. A Equação 45 foi utilizada para calcular a pressão do estado de saturação da corrente de entrada após o aquecimento.

A exergia de fluxo terá três parcelas consideradas: mistura, física e química. Para isso, foram utilizadas as Equações 48, 49 e 50. As Equações apresentadas nas seções 3.3, 3.4 e 3.5 também foram utilizadas.

Assim, a exergia total destruída e a exergia total que entra no sistema podem ser calculadas (Equações 74 e 75) e, conseqüentemente, a eficiência exérgica do sistema.

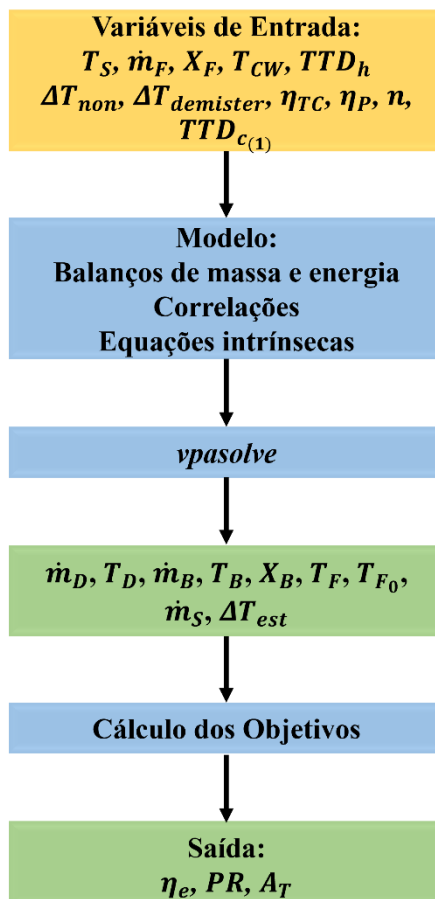
$$\dot{I}_T = \sum_{i=1}^n \dot{I}_{(i)} + \dot{I}_h + W_P \quad (74)$$

$$\dot{e}' = \dot{Q}_S \cdot \left[ 1 - \frac{T_0}{T_S} \right] + \dot{m}_F [e_Q + e_{Fe} + e_M]_F \quad (75)$$

Para calcular a área total de troca térmica, foi utilizado a Equação 12, além das outras equações relacionadas ao seu cálculo, mencionadas na subseção 3.1.5.

Para o cálculo da razão de performance térmica, foi utilizado a Equação 4.

A Figura 30 ilustra o modelo proposto com a adição dos objetivos para a otimização:



**Figura 30** – Diagrama do sistema proposto 2ª Etapa. (Figura do autor)

#### 4.4 3ª ETAPA: VALIDAÇÃO DO SISTEMA PROPOSTO

Nesta etapa, o modelo matemático proposto foi validado por meio da comparação com dados de modelos MSF-OT disponíveis na literatura. Foram utilizados os dados apresentados nos trabalhos de El-Dessouky e Ettouney (2002) e Helal (2004) para alimentar o sistema (Tabela 18), e os seguintes parâmetros foram comparados (Tabela 17):

**Tabela 17** – Parâmetros para validação do sistema proposto (EL-DESSOUKY; ETTOUNEY, 2002; HELAL, 2004. Adaptado)

<b>Parâmetro</b>	<b>El-Dessouky e Ettouney (2002)</b>	<b>Helal (2004)</b>
$PR$ [–]	3,96	10
$sA$ [ $m^2/(kg/s)$ ]	117,15	212,90
$s\dot{m}_F$ [–]	8,93	8,05
$\dot{m}_S$ [ $kg/s$ ]	95,49	87,60
$A_T$ [ $m^2$ ]	44.377,7	186.504
$\sum_{i=1}^n \dot{m}_{D(i)}$ [ $kg/s$ ]	378,8	876,02

**Tabela 18** – Dados de entrada para validação do sistema proposto (EL-DESSOUKY; ETTOUNEY, 2002; HELAL, 2004. Adaptado)

<b>Parâmetro</b>	<b>El-Dessouky e Ettouney (2002)</b>	<b>Helal (2004)</b>
$n$ [–]	24	25
$T_S$ [ $^{\circ}C$ ]	106	124
$TTD_c$ [ $^{\circ}C$ ]	11,002	2.699
$TTD_h$ [ $^{\circ}C$ ]	10	4
$\dot{m}_F$ [ $kg/s$ ]	3.384	7.051,81
$X_F$ [ $ppm$ ]	42.000	48.000
$T_{CW}$ [ $^{\circ}C$ ]	25	35
$\Delta T_{non}$ [ $^{\circ}C$ ]	0,213	0,213
$\Delta T_{demister}$ [ $^{\circ}C$ ]	0	-
$\eta_{TC}$ [–]	1	1

A validação foi realizada pela análise do desvio percentual entre os parâmetros calculados pelo modelo proposto, utilizando os dados da Tabela 18, e os valores dos parâmetros apresentados na literatura (Tabela 17).

Como os dados apresentados na Tabela 18 são para sistemas operando com água do mar, as Equações 37 e 40, referentes à parâmetros físico-químicos da vinhaça, foram respectivamente substituídas no modelo pelas Equações 36 e 39.

#### 4.5 4ª ETAPA: IMPLEMENTAÇÃO DA ROTINA DE OTIMIZAÇÃO

Com o modelo implementado e os parâmetros de interesse definidos, esta etapa visa a integração de uma rotina de otimização multiobjetivo para o número de estágios e a diferença de temperatura terminal do condensador no primeiro estágio ao modelo. Para isso, foi utilizado a função *gamultiobj* do *software* MATLAB. Esta função utiliza uma versão do algoritmo NSGA-II, que é classificado como controlado e elitista. Além de sempre escolher os indivíduos que apresentam o melhor *rank* (elitista), ela também preza pela seleção de soluções que possam aumentar a diversidade da população, mesmo que essas soluções apresentem um *ranking* baixo (MATHWORKS<sup>2</sup>, 2025). As opções utilizadas para configurar essa função estão dispostas na Tabela 19:

**Tabela 19** – Parâmetros de configuração utilizados para a função *gamultiobj*. (Elaborado pelo Autor)

<b>Parâmetro</b>	<b>Valor</b>
<i>PlotFcn</i>	-
<i>Gaplotpareto</i>	-
<i>PopulationSize</i>	100
<i>ParetoFraction</i>	0,5
<i>MaxGenerations</i>	100
<i>FunctionTolerance</i>	$10^{-2}$ e $10^{-4}$
<i>MaxStallGenerations</i>	3
<i>Intcon</i>	<i>n</i>

Em que:

- *PlotFcn* e *gaplotpareto*: responsáveis por *plotar* a frente de Pareto;
- *PopulationSize*: define a quantidade de indivíduos em cada geração;
- *ParetoFraction*: define a fração de indivíduos que serão mantidos na primeira fronteira de Pareto enquanto o solver seleciona indivíduos de fronteiras superiores;
- *MaxGenerations*: define o número máximo de gerações;
- *FunctionTolerance*: define o alvo da variação média das soluções entre gerações;
- *MaxStallGenerations*: define o máximo de gerações seguidas com a variação média das soluções entre gerações iguais ou menor que o objetivo antes da convergência do algoritmo;
- *intcon*: responsável por garantir que os valores “chutados” para as variáveis selecionadas sejam números inteiros.

Os limites para as duas variáveis de interesse foram:

- *n*: [6;60];

- $TTD_{c(1)}$ : [3;15].

Os valores de tolerância de  $10^{-2}$  e  $10^{-4}$  para a variação média das soluções entre gerações foram testados.

Mesmo que, segundo El-Dessouky e Ettouney (2002), a diferença de temperatura terminal do condensador fique na faixa entre 3 °C e 5 °C em plantas MSF, há, na literatura, exemplos que contradizem essa afirmação (HELAL, 2004). O parâmetro foi investigado em uma faixa mais ampla neste trabalho. A Equação 76 representa a forma algébrica da função de otimização proposta por este estudo, nota-se que os objetivos que devem ser maximizados estão acompanhados por um sinal negativo devido à natureza da função *gamultiobj*, que por padrão minimiza todos os objetivos.

$$gamultiobj(-PR, -\eta_e, A_T) = \text{Frente de Pareto} \quad (76)$$

Para a seleção da melhor opção entre as soluções ótimas da frente de Pareto, foi utilizado o algoritmo de tomada de decisão TOPSIS. As Equações apresentadas na seção 3.8 foram implementadas ao modelo matemático. A solução ótima foi a que apresentou o Coeficiente de Aproximação (Equação 57) mais próximo de 1. Os pesos utilizados pelo algoritmo são (Tabela 20):

**Tabela 20** – Pesos relacionados ao algoritmo de tomada de decisão TOPSIS. (Elaborado pelo Autor)

<b>Critério de Tomada de Decisão</b>	<b>Peso</b>
<b>Eficiência exergética</b>	0,3
<b>Razão de performance térmica</b>	0,4
<b>Área total de troca térmica</b>	0,3

A escolha desses valores para os pesos se baseou no trabalho apresentado por Tayyeban, Deymi-Dashtebayaz e Dadpour (2022).

O computador utilizado para executar o modelo possui um processador Intel® Core™ 5 120U de 10 núcleos e 12 *threads*, com litografia Intel 7, 12 MB de cache e frequência de até 5,00 GHz. A memória RAM (memória de acesso aleatório) instalada é de 16 GB com frequência de 2.133 MHz.

A Figura 31 ilustra o modelo proposto com a adição da rotina de otimização:

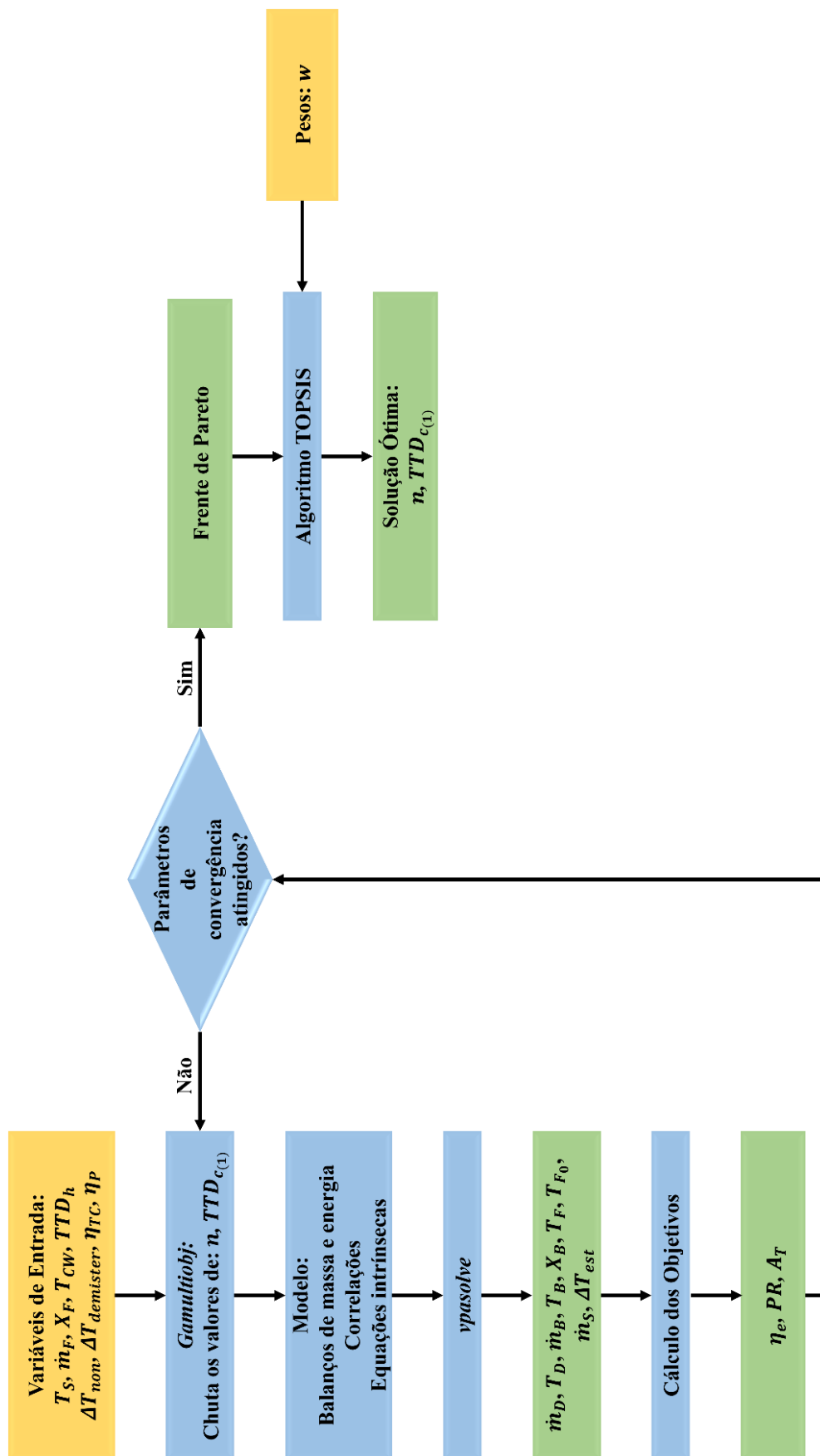


Figura 31 – Diagrama do sistema proposto 4ª Etapa. (Figura do autor)

#### 4.6 5ª ETAPA: APLICAÇÃO DE DADOS INDUSTRIAIS

Nesta etapa, os dados obtidos da indústria sucroenergética localizada no interior do estado de Goiás, BR, foram utilizados como parâmetros de entrada para o modelo. Nota-se que os valores obtidos representam a média destes parâmetros durante a operação da planta em questão. Estes dados estão dispostos na Tabela 21:

**Tabela 21** – Dados industriais de uma usina sucroenergética localizada no interior do estado de Goiás, BR.  
(Elaborado pelo Autor)

<b>Parâmetro</b>	<b>Valor</b>
$T_S$	98 °C
$\dot{m}_F$	62 kg/s
$X_F$	38.136 ppm
$T_{CW}$	61 °C

A partir do processo apresentado na Figura 31, os valores ótimos para a diferença de temperatura terminal do condensador no primeiro estágio e número de estágios para o sistema proposto foram calculados. O sistema ótimo foi analisado em relação aos seus parâmetros econômicos e de performance.

Para realização da análise financeira, o número de dias de operação da planta (DO) foi igual à duração média de uma safra na usina de interesse, que é de 220 dias. Para o cálculo dos custos diretos, foi considerado o cenário mais desafiador,  $\psi$ : 82.119,10. O cálculo do custo específico da água destilada foi realizado a partir Equação 27, combinando os dados da Tabela 3 e as Equações da subseção 3.1.6 para estimar o custo anual total (Equação 25). As Equações da subseção 3.1.5 serão utilizadas para estimar a área total de troca térmica.

## 5. RESULTADOS E DISCUSSÃO

### 5.1 VALIDAÇÃO

Para validar o modelo proposto, os resultados obtidos na segunda etapa deste trabalho são comparados com os disponíveis na literatura. Especificamente, é analisado o desempenho do modelo proposto em relação aos modelos apresentados por El-Dessouky e Ettouney (2002) e Helal (2005). Esta comparação é fundamental para validar a precisão do modelo proposto.

Na Tabela 22, apresenta-se uma comparação entre os resultados do modelo proposto e os do modelo de planta MSF-OT descrita por El-Dessouky e Ettouney (2002). É possível observar que há pequenos desvios nos parâmetros comparados, sendo o maior referente à área de troca térmica.

**Tabela 22** – Comparação entre o modelo proposto e planta MSF-OT apresentada por El-Dessouky e Ettouney, 2002. (Elaborado pelo Autor)

Parâmetro	El-Dessouky e Ettouney (2002)	Modelo Proposto	Desvio Percentual
$PR [-]$	3,96	4,09	3,18%
$sA [m^2/(kg/s)]$	117,15	112,59	-3,89%
$s\dot{m}_F [-]$	8,93	9,27	3,67%
$\dot{m}_S [kg/s]$	95,49	89,21	-6,58%
$A_T [m^2]$	44.377,7	41.099	-7,39%
$\sum_{i=1}^n \dot{m}_{D(i)} [kg/s]$	378,8	365,05	-3,63%

As variações de pequena magnitude observadas na Tabela 22 já eram esperadas, uma vez que o modelo proposto por El-Dessouky e Ettouney (2002) assume que o valor do calor específico a pressão constante ( $C_p$ ) das correntes líquidas é constante e igual a  $4,18 \text{ kJ}/(\text{kg}^\circ\text{C})$ . Em contraste, o modelo proposto neste estudo utiliza as Equações 35 – a, b e 69 para estimar o  $C_p$  das correntes de água do mar e de água condensada, levando em conta as suas temperaturas e, no caso da água marinha, a concentração de sais.

É esperado que essas variações encontradas não afetem de forma significativa a eficiência do modelo proposto, já que não apresentam valores consideráveis ( $\leq 7,39\%$ ).

Na Tabela 23 são comparados os resultados do modelo proposto com o modelo de planta MSF-OT descrito por Helal (2005). Observa-se que há desvios consideráveis entre as áreas de troca térmica e as áreas específicas de troca térmica dos modelos.

**Tabela 23** – Comparação entre o modelo proposto e planta MSF-OT apresentada por Helal, 2005. (Elaborado pelo Autor)

<b>Parâmetro</b>	<b>Helal (2005)</b>	<b>Modelo Proposto</b>	<b>Desvio Percentual</b>
$PR [-]$	10	10,20	1,96%
$sA [m^2/(kg/s)]$	212,90	294,27	27,65%
$sm_F [-]$	8,05	7,93	-1,49%
$\dot{m}_S [kg/s]$	87,60	87,26	-0,39%
$A_T [m^2]$	186.504	261.760	40,21%
$\sum_{i=1}^n \dot{m}_{D(i)} [kg/s]$	876,02	889,51	1,52%

Essas grandes variações podem ser explicadas pelo fato de que o modelo proposto por Helal (2005) utiliza uma formulação mais robusta para o cálculo do coeficiente de transferência global. Seu modelo considera diferentes resistências à troca térmica que contribuem para este parâmetro, como aquelas associadas às incrustações e aos coeficientes de película da água do mar e do condensado. Como o objetivo do modelo de Helal (2005) é comparar a área de troca necessária para grandes plantas de dessalinização nas configurações MSF-OT e MSF-BR, essa precisão no cálculo da área de troca térmica é essencial. No entanto, essa criticidade não se aplica ao presente estudo. Realizar uma estimativa mais precisa da área de troca térmica necessária exigiria a definição dos arranjos de tubos disponíveis, da quantidade de tubos e passes, além de seu comprimento e diâmetro. Isso foge do objetivo deste trabalho.

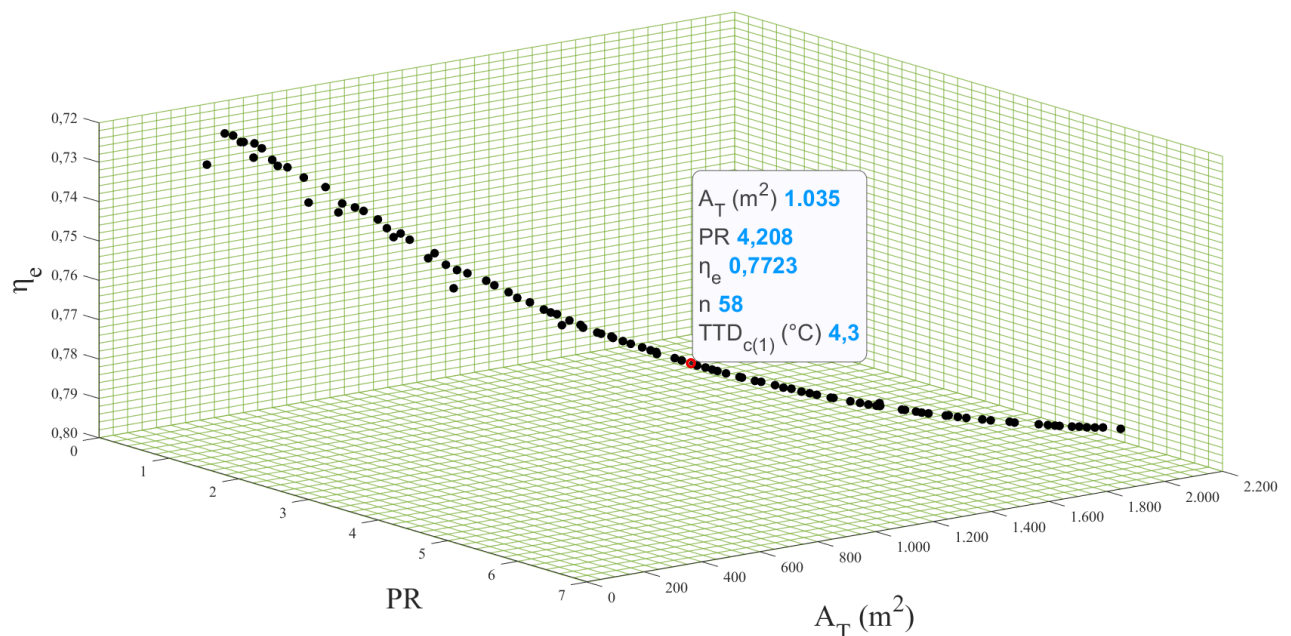
Quanto aos demais parâmetros, os desvios foram menores do que os observados na comparação com o modelo de El-Dessouky e Ettouney (2002), atingindo no máximo 2%. O modelo de Helal (2005) não assume que as quedas de temperatura entre os estágios de *flasheamento* sejam todas iguais, o que provavelmente explica o pequeno desvio observado.

A análise das Tabelas 22 e 23 revela que o modelo proposto apresenta uma boa correspondência com os modelos de El-Dessouky e Ettouney (2002) e Helal (2005), apesar de

algumas variações nos parâmetros. O desvio substancial na área de troca térmica em comparação ao modelo de Helal (2005) indica uma oportunidade de melhoria no modelo proposto, mas não afeta significativamente os resultados deste estudo. No geral, o modelo proposto mostra-se robusto e capaz de replicar os resultados observados nos modelos de referência, com desvios percentuais dentro de uma faixa aceitável para a maioria dos parâmetros.

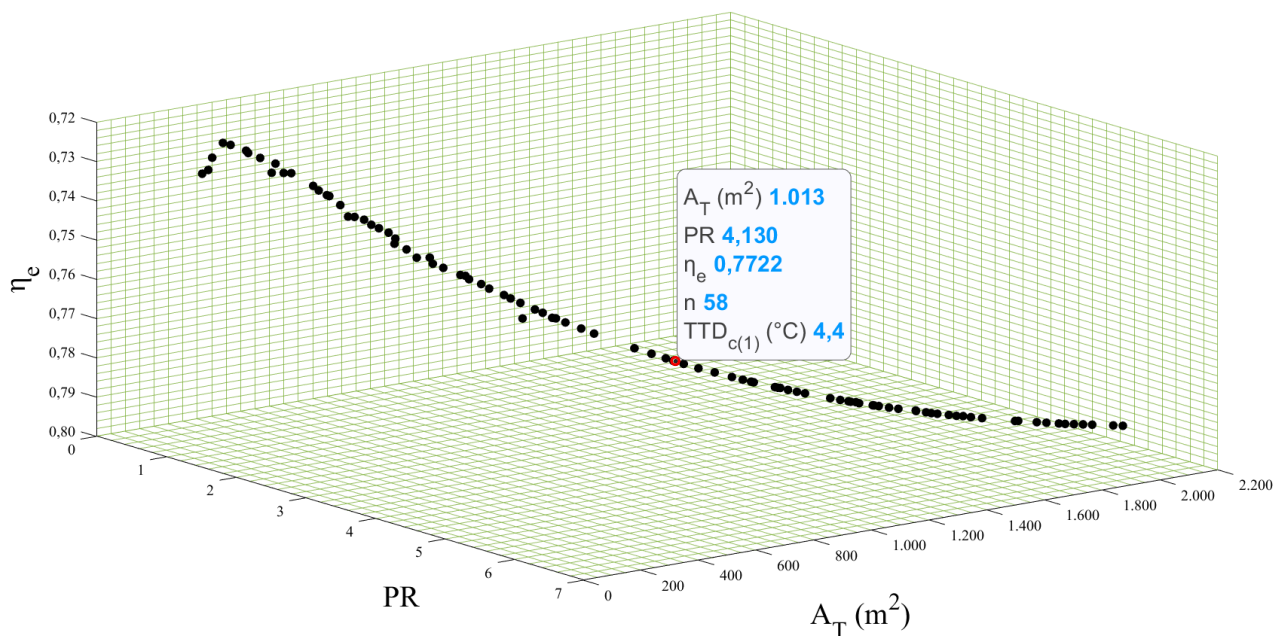
## 5.2 MSF-OT APLICADO À CONCENTRAÇÃO DE VINHAÇA

Utilizou-se inicialmente o valor de tolerância de  $10^{-2}$  para a variação média das soluções entre gerações, o algoritmo chegou à convergência após 21,9 horas e 49 gerações indicando que o número de estágios de *flasheamento* igual a 58 e a diferença de temperatura terminal do condensador no primeiro estágio igual a 4,3 °C otimizam a área total de troca térmica, eficiência exergética e razão de performance térmica da planta proposta. A frente de Pareto resultante da rotina de otimização, assim como o ponto ótimo determinado pelo algoritmo de tomada de decisão TOPSIS, são apresentados na Figura 32:



**Figura 32** – Frente de Pareto e ponto ótimo de acordo com o algoritmo de tomada de decisão TOPSIS – Tolerância de  $10^{-2}$ . (Figura do autor)

Nota-se que a frente de Pareto apresenta algumas imperfeições (pontos que “fogem” da curva), o que pode indicar que o algoritmo de otimização não convergiu para a melhor solução possível. Com isso em vista, utilizou-se o valor de tolerância de  $10^{-4}$  para a variação média das soluções entre gerações, o algoritmo chegou à convergência após 44,9 horas e 100 gerações, quando atingiu o número máximo de iterações, indicando que o número de estágios de *flasheamento* igual a 58 e a diferença de temperatura terminal do condensador no primeiro estágio igual a 4,4 °C otimizam a área total de troca térmica, eficiência exergética e razão de performance térmica da planta proposta. A frente de Pareto resultante da rotina de otimização, assim como o ponto ótimo determinado pelo algoritmo de tomada de decisão TOPSIS, são apresentados na Figura 33:



**Figura 33** – Frente de Pareto e ponto ótimo de acordo com o algoritmo de tomada de decisão TOPSIS – Tolerância de  $10^{-4}$ . (Figura do autor)

Nota-se que a frente de Pareto ainda apresenta algumas imperfeições, mas que não se estendem à sua totalidade, a região onde o ponto ótimo indicado pelo algoritmo TOPSIS se encontra é relativamente suave. Aliado à pequena variação do ponto ótimo indicado pelo TOPSIS e à inviabilidade de aumentar o número de gerações máxima do algoritmo devido ao elevado tempo de simulação atual, considerou-se que a frente de Pareto apresentada na Figura 33 é satisfatória para construir a discussão dos resultados deste estudo. Os pontos da frente de

Pareto e seus respectivos Coeficientes de Aproximação (Equação 57) podem ser encontrados no Apêndice B.

Na Tabela 24, os valores de alguns parâmetros de interesse para a análise do modelo proposto otimizado são apresentados:

**Tabela 24** – Parâmetros do modelo proposto otimizado. (Elaborado pelo Autor)

<b>Parâmetro</b>	<b>Resultado</b>
$A_T$ [ $m^2$ ]	1.013
$\eta_e$ [%]	0,7722
$PR$ [-]	4,130
$s\dot{m}_F$ [-]	23,73
$\dot{m}_S$ [ $kg/s$ ]	0,6326
$sA$ [ $m^2/(kg/s)$ ]	387,8
$\sum_{i=1}^n \dot{m}_{D(i)}$ [ $kg/s$ ]	2,612
$X_{B(n)}$ [ $PPM$ ]	39.813
$T_{B(n)}$ [ $^{\circ}C$ ]	63,8
$\dot{m}_{B(n)}$ [ $kg/s$ ]	59,39

Em relação à área total de troca térmica, o valor obtido é significativamente menor do que os reportados por El-Dessouky e Ettouney (2002) e Helal (2005). Isso pode ser explicado pela vazão de entrada de vinhaça, que é aproximadamente 55 vezes menor do que no modelo de planta de El-Dessouky e Ettouney (2002) e cerca de 114 vezes menor do que no modelo de planta de Helal (2005). Com uma vazão menor entrando no sistema, há menos necessidade de vapor para aquecimento e menor geração de *flash* nos estágios, reduzindo assim a área de troca térmica necessária (Equações 10 e 11). No modelo proposto por Tayyeban, Deymi-Dashtebayaz e Dadpour (2022), a área de troca térmica encontrada foi de 1.133  $m^2$ , um resultado coerente com o encontrado neste trabalho.

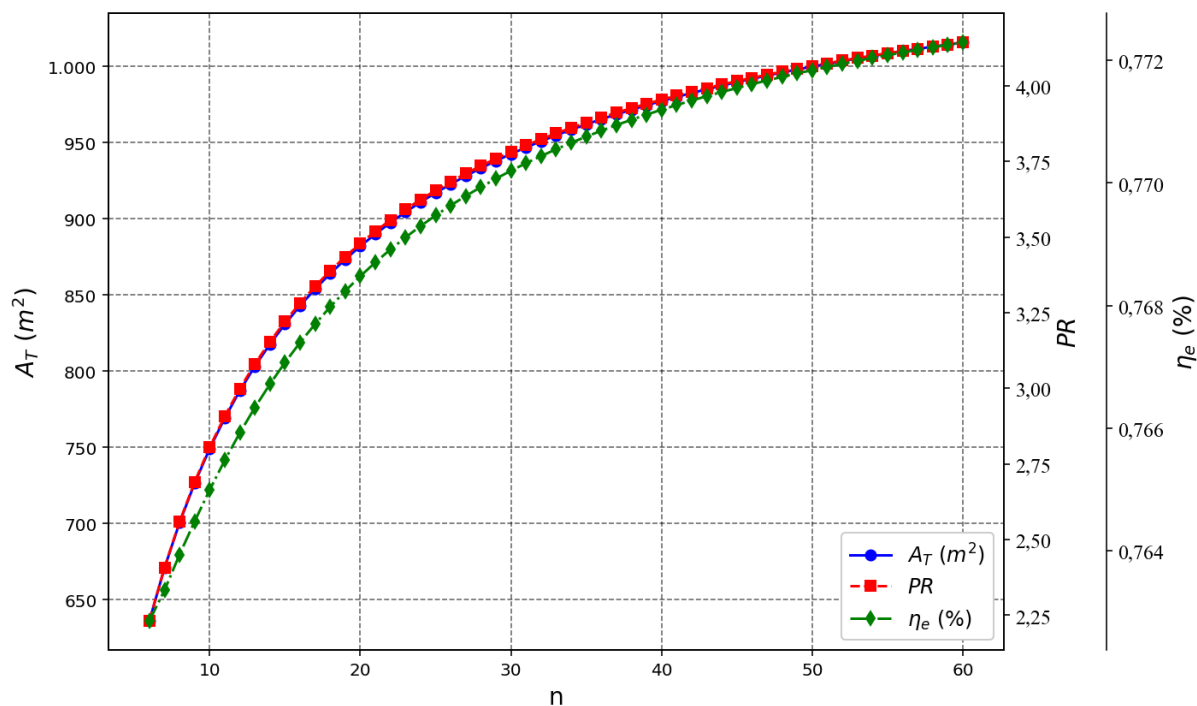
O resultado obtido para a eficiência exergética é superior ao encontrado pelo modelo de Tayyeban, Deymi-Dashtebayaz e Dadpour (2022), que apresentou um valor de 61,58%. A entrada da vinhaça no sistema a uma temperatura superior a ambiente contribui significativamente para o aumento da eficiência exergética, pois minimiza a magnitude das operações de troca térmica e, conseqüentemente, reduz as irreversibilidades associadas a esses processos.

No que diz respeito à razão de performance térmica, o resultado obtido é similar ao apresentado pelo modelo de planta MSF-OT desenvolvido por El-Dessouky e Ettouney (2002), sendo assim, é um resultado coerente. Porém, indica uma baixa conversão de vapor de aquecimento em água destilada, o que pode desestimular a aplicação do sistema proposto. No modelo proposto por Tayyeban, Deymi-Dashtebayaz e Dadpour (2022), também para tratamento de correntes residuárias industriais, o *PR* encontrado foi de 6,21.

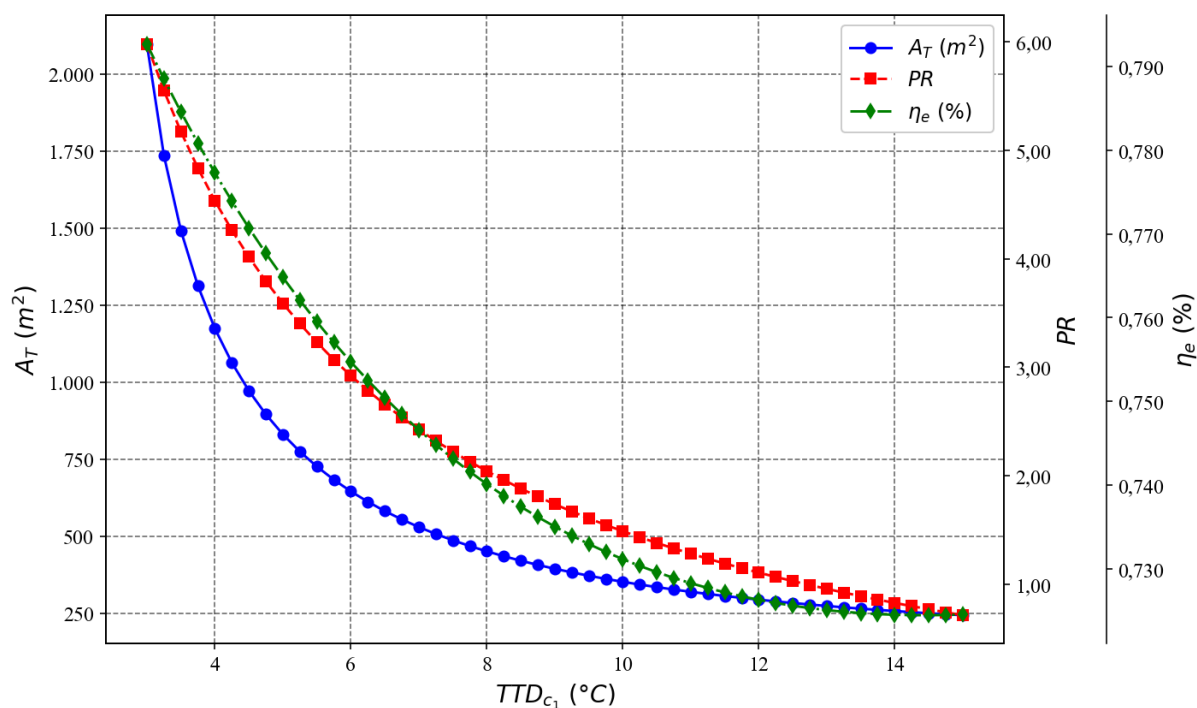
A vazão de água destilada gerada pelo sistema otimizado é de  $226 \text{ m}^3/\text{dia}$  ou  $49.649 \text{ m}^3/\text{ano}$ , considerando uma safra de 220 dias. Comparando com o sistema descrito por Cruz *et al.* (2013), o sistema ótimo produz 85% menos água destilada. Porém, o baixo °*Brix* de saída da vinhaça proporciona um menor risco de ocorrência de incrustações ou cristalização espontânea no aparelho.

O número de estágios encontrado é considerado elevado para um projeto MSF-OT, mas é contrabalanceado pela área de troca térmica total, que é consideravelmente menor que a usual. Comparando com o sistema proposto por Helal (2005), que contém 25 estágios de *flasheamento*, o sistema ótimo possui apenas 0,5% da área do sistema proposto por Helal (2005), mesmo contendo 33 estágios de *flasheamento* à mais. Além disso, a vazão baixa de vinhaça e temperatura elevada de entrada do fluido no sistema faz com que sejam necessários mais estágios para satisfazer a condição de que todo o vapor *flasheado* será condensado. É teorizado que, caso o sistema MSF de escolha contenha estágios de rejeição de calor, o número total de estágios necessários seria menor.

As Figuras 34 e 35 apresentam, respectivamente, a influência do número de estágios e da diferença de temperatura terminal do condensador no primeiro estágio nos valores da área total de troca térmica, eficiência exergética e razão de performance térmica da planta proposta.



**Figura 34** – Efeito do número de estágios de *flasheamento* nos objetivos da otimização, enquanto a  $TTD_{c(1)}$  permanece igual a  $4,4^\circ C$ . (Figura do autor)



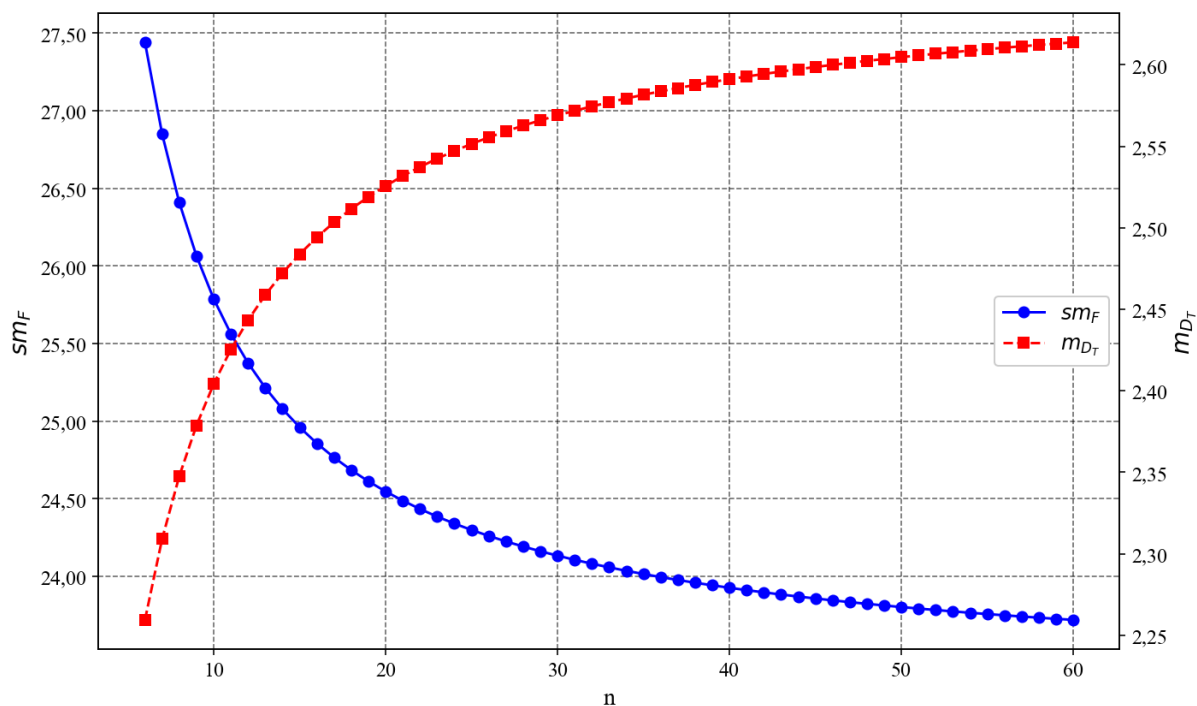
**Figura 35** – Efeito da  $TTD_{c(1)}$  nos objetivos da otimização, enquanto o número de estágios de *flasheamento* permanece igual a 58. (Figura do autor)

Pode-se observar que, à medida que o número de estágios aumenta, os valores dos três objetivos também aumentam. Em contrapartida, quanto maior a diferença de temperatura terminal do condensador no primeiro estágio, menores são os valores dos três objetivos. Dessa forma, a escolha da minimização da área total de troca térmica como um dos objetivos se mostrou correta, pois segue a mesma tendência dos objetivos que devem ser maximizados.

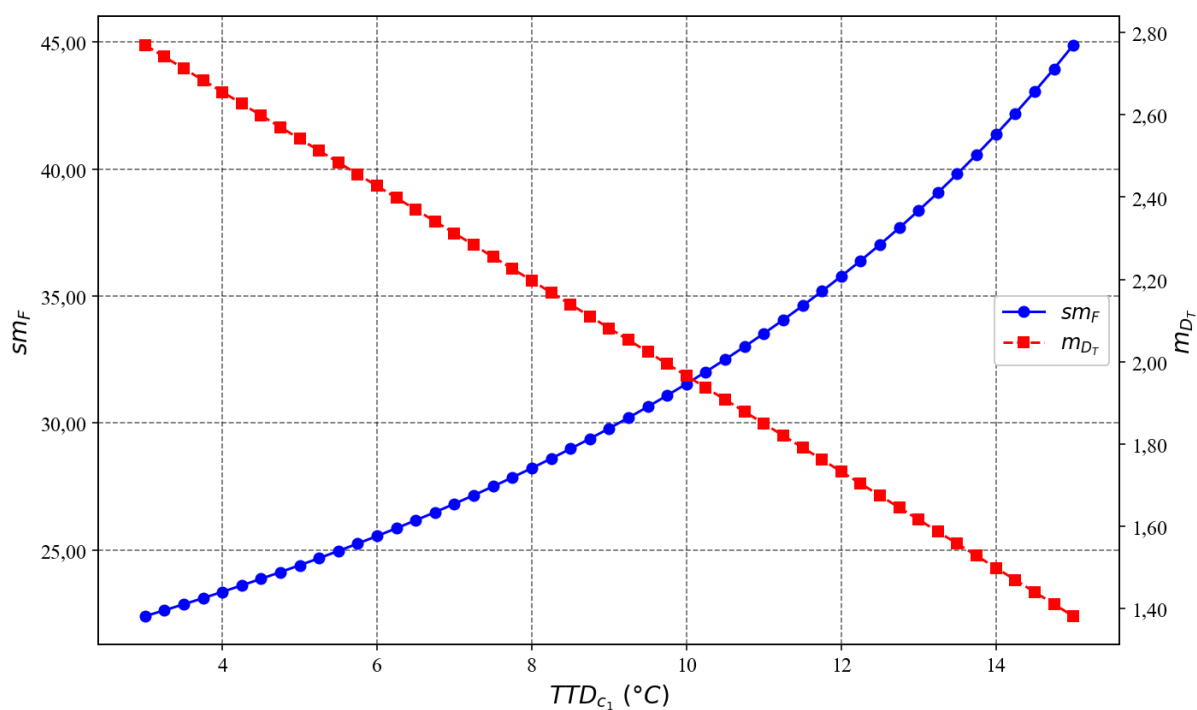
No que diz respeito à vazão total de destilado, o valor é consideravelmente pequeno, mesmo quando comparado a sistemas com área total de troca térmica equivalente, como o sistema de Tayyeban, Deymi-Dashtebayaz e Dadpour (2022), que gera 35 *kg/s* de água destilada. Isso ocorre devido à baixa vazão de entrada de vinhaça em relação a esses outros sistemas e à escolha do processo MSF-OT, que não inclui estágios de rejeição de calor para tratar a vinhaça, que já entra no sistema a uma temperatura consideravelmente alta. Como resultado, a geração de água destilada é baixa. Quanto maior a temperatura da corrente de entrada pré-aquecida em qualquer estágio, menor será a vazão de *flash* que esse estágio conseguirá gerar, uma vez que a condensação completa desse vapor é uma das premissas deste modelo matemático.

Em relação à vazão específica de entrada, o valor obtido é significativamente maior do que os valores apresentados por El-Dessouky e Ettouney (2002) e Helal (2005), apesar de a área total de troca térmica ser menor do que a dos dois sistemas da literatura. Isso se deve à baixa geração de água destilada pelo sistema proposto.

As Figuras 36 e 37 apresentam, respectivamente, a influência do número de estágios e da diferença de temperatura terminal do condensador no primeiro estágio, nestes parâmetros.



**Figura 36** – Efeito do número de estágios de *flasheamento* na vazão específica de entrada e vazão total de água destilada, enquanto a  $TTD_{C(1)}$  permanece igual a  $4,4^{\circ}C$ . (Figura do autor)



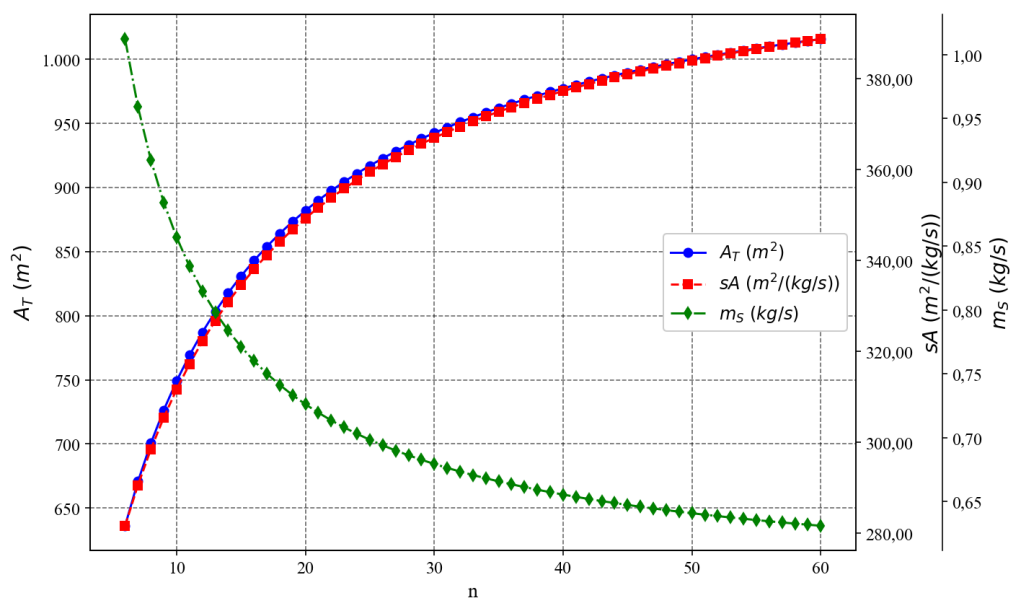
**Figura 37** – Efeito da  $TTD_{C(1)}$  na vazão específica de entrada e vazão total de água destilada, enquanto o número de estágios de *flasheamento* permanece igual a 58. (Figura do autor)

Como esperado, o aumento no número de estágios gera um aumento na vazão total de água destilada, reduzindo o valor da vazão específica de entrada. Podemos observar o efeito contrário com o aumento da diferença de temperatura terminal do condensador no primeiro estágio. Esse aumento diminui o valor com que a temperatura da vazão de entrada pré-aquecida pode aumentar em um estágio qualquer, diminuindo, assim, a quantidade de vapor que pode ser condensada neste estágio.

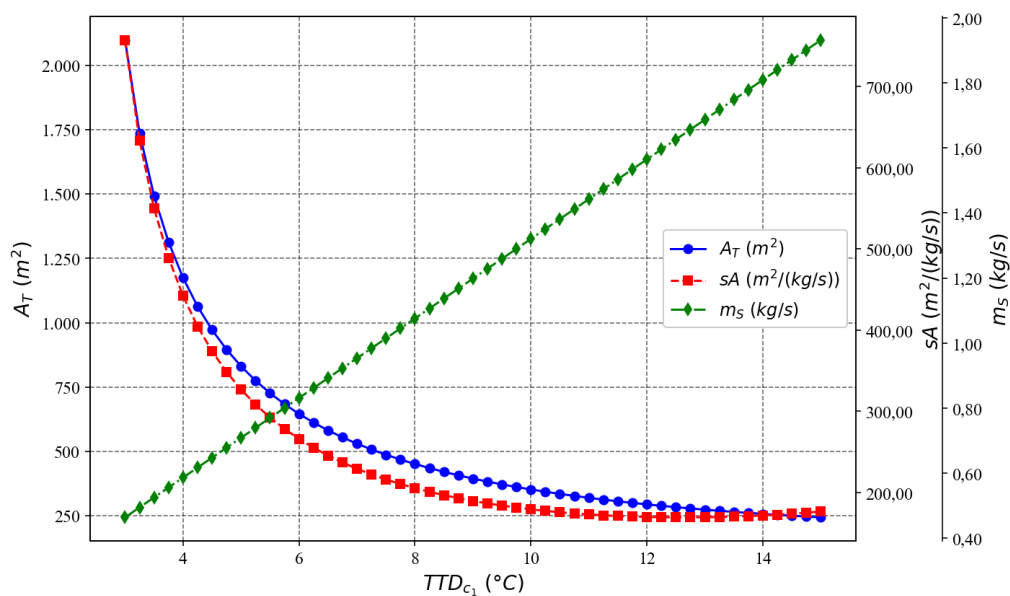
Em relação à vazão de vapor vegetal *três*, o valor necessário para operar o sistema proposto é consideravelmente baixo. Para comparação, o sistema de Tayyeban, Deymi-Dashtebayaz e Dadpour (2022), que apresenta áreas de troca térmica relativamente próximas às do modelo deste estudo, utiliza uma vazão de vapor de  $5 \text{ kg/s}$ . Esse valor reduzido é decorrente da pequena diferença de temperatura terminal no condensador do primeiro estágio, que, por outro lado, aumenta a área total de troca térmica. No entanto, devido à pequena vazão de vinhaça tratada pelo sistema, os valores da área total de troca térmica permanecem razoáveis.

Em relação à área específica de troca térmica, assim como acontece com a vazão de entrada específica, o valor obtido é significativamente maior do que os valores apresentados por El-Dessouky e Ettouney (2002) e Helal (2005), apesar de a área total de troca térmica ser menor do que a dos dois sistemas da literatura. Isso se deve à baixa geração de água destilada pelo sistema proposto.

As Figuras 38 e 39 apresentam, respectivamente, a influência do número de estágios e da diferença de temperatura terminal do condensador no primeiro estágio, nestas grandezas.



**Figura 38** – Efeito do número de estágios de *flasheamento* na área específica de troca térmica e vazão de vapor vegetal *três*, enquanto a  $TTD_{c(1)}$  permanece igual a  $4,4^\circ C$ . (Figura do autor)

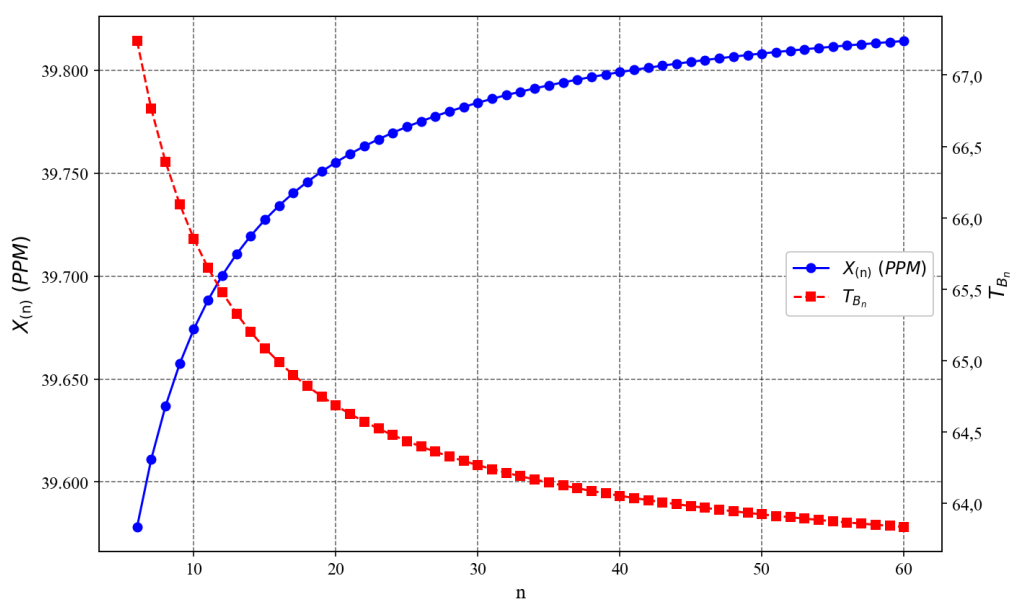


**Figura 39** – Efeito da  $TTD_{c(1)}$  na área específica de troca térmica e vazão de vapor vegetal *três*, enquanto o número de estágios de *flasheamento* permanece igual a 58. (Figura do autor)

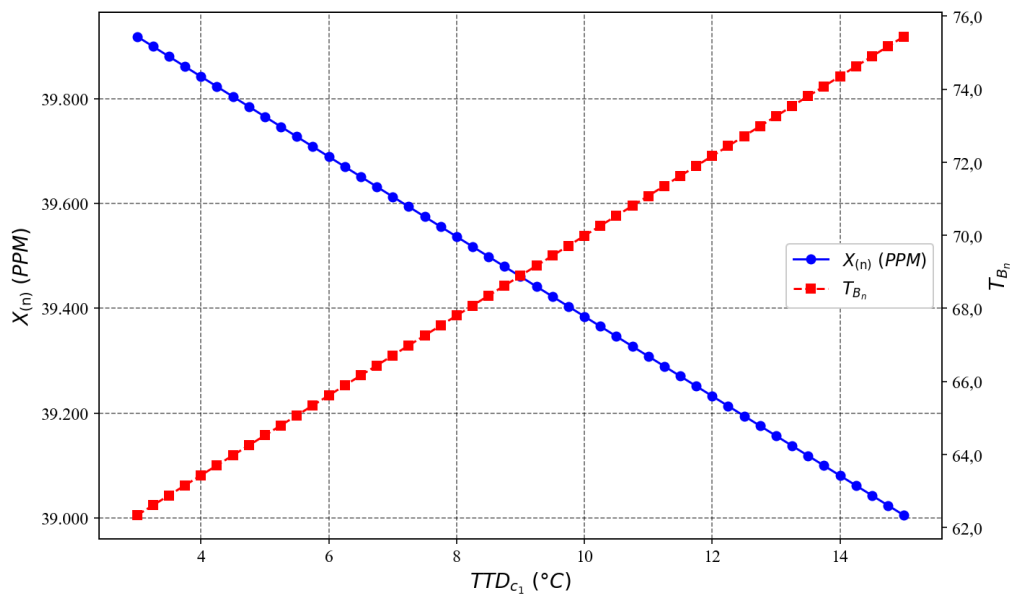
Pode-se observar que, à medida que o número de estágios aumenta, a área total de troca térmica cresce, a vazão necessária de vapor vegetal *três* para aquecimento diminui e a área específica de troca térmica aumenta. O comportamento contrário é observado com o aumento da diferença de temperatura terminal no condensador do primeiro estágio. Com a maior

diferença de temperatura terminal, a área necessária de troca térmica dos condensadores diminui, e a temperatura final da corrente de entrada pré-aquecida reduz, aumentando a quantidade de vapor necessária na fase de aquecimento. Em contrapartida, com o aumento do número de estágios, a quantidade maior de condensadores resulta em uma maior área total de troca térmica, enquanto a temperatura final da corrente de entrada pré-aquecida aumenta, diminuindo a quantidade de vapor necessária na fase de aquecimento.

Em relação a corrente de vinhaça concentrada, pode-se notar que houve um aumento de 1.677 ppm em seu valor de concentração. Portanto, a vazão de saída diminuiu 4,21% em relação à vazão de entrada. Pode-se notar, também, que sua temperatura de saída é muito acima da temperatura ambiente, indicando a possibilidade de aumento da geração de vapor casos estágios de rejeição de calor sejam utilizados. As Figuras 40 e 41 apresentam, respectivamente, a influência do número de estágios e da diferença de temperatura terminal do condensador no primeiro estágio, nestes parâmetros.



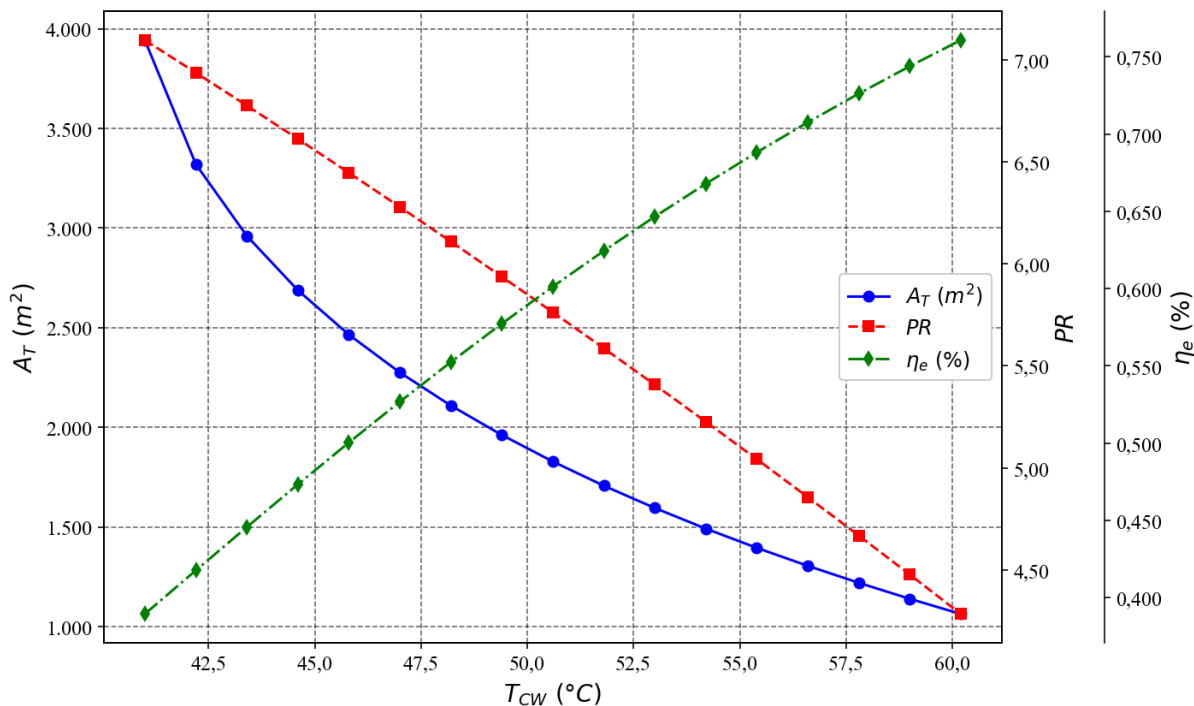
**Figura 40** – Efeito do número de estágios de *flasheamento* na concentração e temperatura da corrente de saída, enquanto a  $TTD_{C(1)}$  permanece igual a  $4,4^{\circ}\text{C}$ . (Figura do autor)



**Figura 41** – Efeito da  $TTD_{c_1}$  na concentração e temperatura da corrente de saída, enquanto o número de estágios de *flasheamento* permanece igual a 58. (Figura do autor)

Como esperado, o aumento da diferença de temperatura terminal do condensador no primeiro estágio diminui a concentração da corrente de saída e aumenta sua temperatura, já que a diminuição na geração de *flash*, observada neste mesmo cenário, reduz a utilização da energia disponível nesta corrente. O cenário apresentado na Figura 40 também era esperado, já que o aumento no número de estágios aumenta a vazão de água destilada, concentrando a corrente de saída e diminuindo sua energia residual e, conseqüentemente, sua temperatura.

Na Figura 42 é apresentado a variação dos objetivos em relação à temperatura da corrente de entrada para o sistema otimizado.



**Figura 42** – Efeito da temperatura da corrente de entrada nos objetivos da otimização. (Figura do autor)

É notável que uma temperatura mais baixa na corrente de entrada aumenta a razão de performance térmica, corroborando a tese de que, caso o sistema tivesse estágios de rejeição de calor, a geração de água destilada seria superior. Observa-se o efeito contrário na eficiência exérgica, cuja queda pode ser atribuída ao aumento na magnitude das operações de troca térmica, gerando mais irreversibilidades. Em relação a área de troca térmica, observa-se um aumento que é associado à maior área do aquecedor devido à temperatura mais baixa da corrente de entrada pré-aquecida, o que também contribui para o aumento das áreas dos condensadores.

### 5.3 AVALIAÇÃO ECONÔMICA

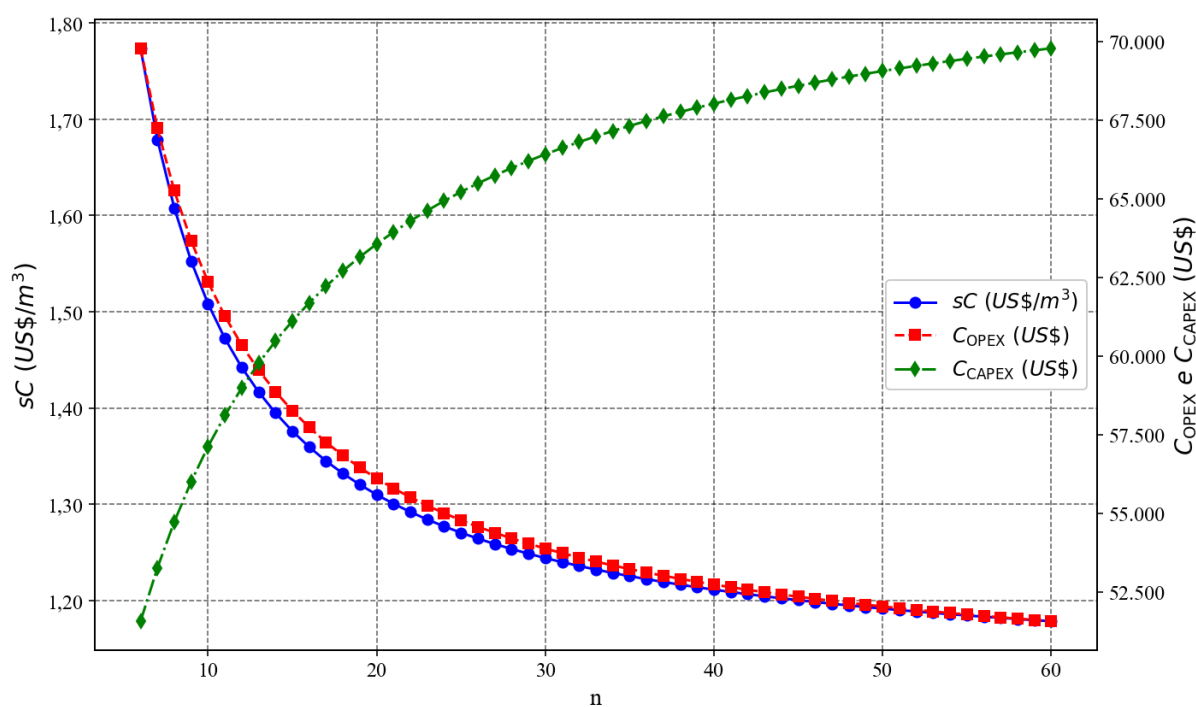
Alguns parâmetros econômicos do sistema proposto otimizado estão dispostos na Tabela 25.

**Tabela 25** – Parâmetros econômicos do modelo proposto.

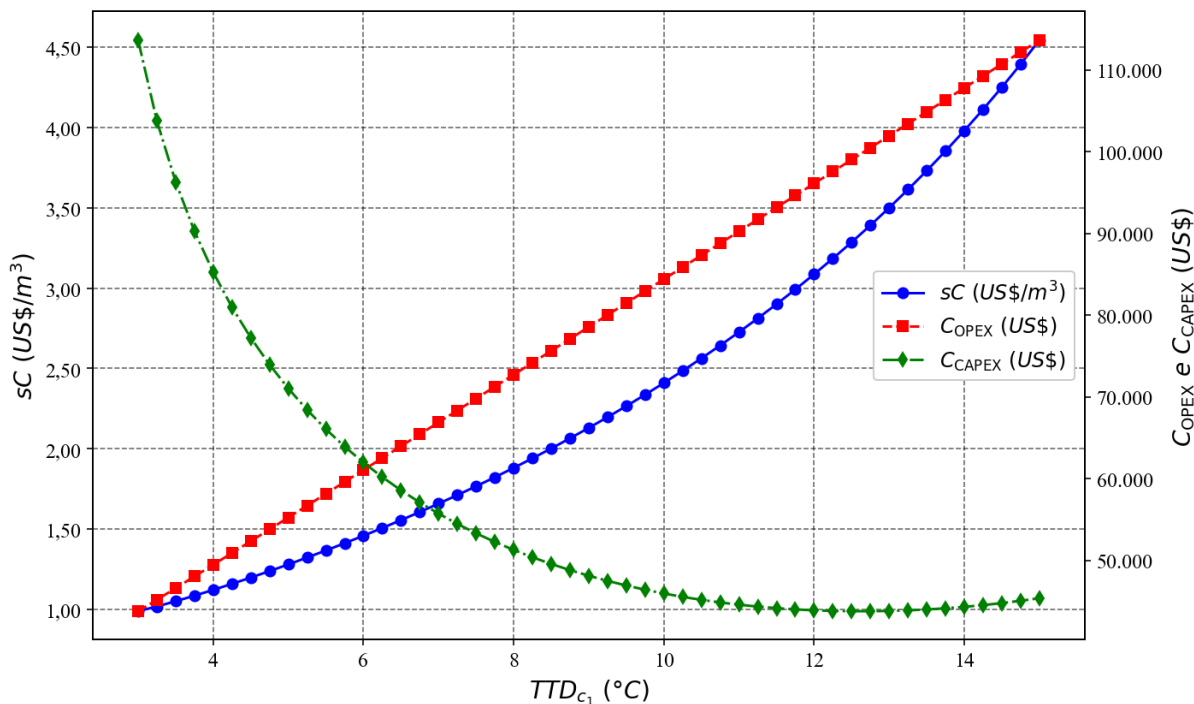
Parâmetro	Resultado
$sC$ [ $US\$/m^3$ ]	1,18
$C_{OPEX}$ [ $US\$/ano$ ]	51.658
$C_{CAPEX}$ [ $US\%$ ]	59.304

Comparando os resultados com os obtidos por Cortes-Rodríguez *et al.* (2018), o custo por ano encontrado é consideravelmente menor. Mesmo considerando que os autores calcularam os custos da concentração de vinhaça integrada à concentração de caldo de cana-de-açúcar, o custo do sistema proposto neste trabalho é 0,6% do custo encontrado por Cortes-Rodríguez *et al.* (2018). É notável que essa grande redução de custo é acompanhada de uma redução considerável na área total de troca térmica dos dois projetos, que chega a 98,2%.

Pode-se notar que o custo específico está condizente com os valores encontrados na literatura (Tabela 4). As Figuras 43 e 44 apresentam, respectivamente, a influência do número de estágios e da diferença de temperatura terminal do condensador no primeiro estágio, nestes parâmetros.



**Figura 43** – Efeito do número de estágios de *flasheamento* nos parâmetros econômicos, enquanto a  $TTD_{c(1)}$  permanece igual a  $4,4^{\circ}C$ . (Figura do autor)



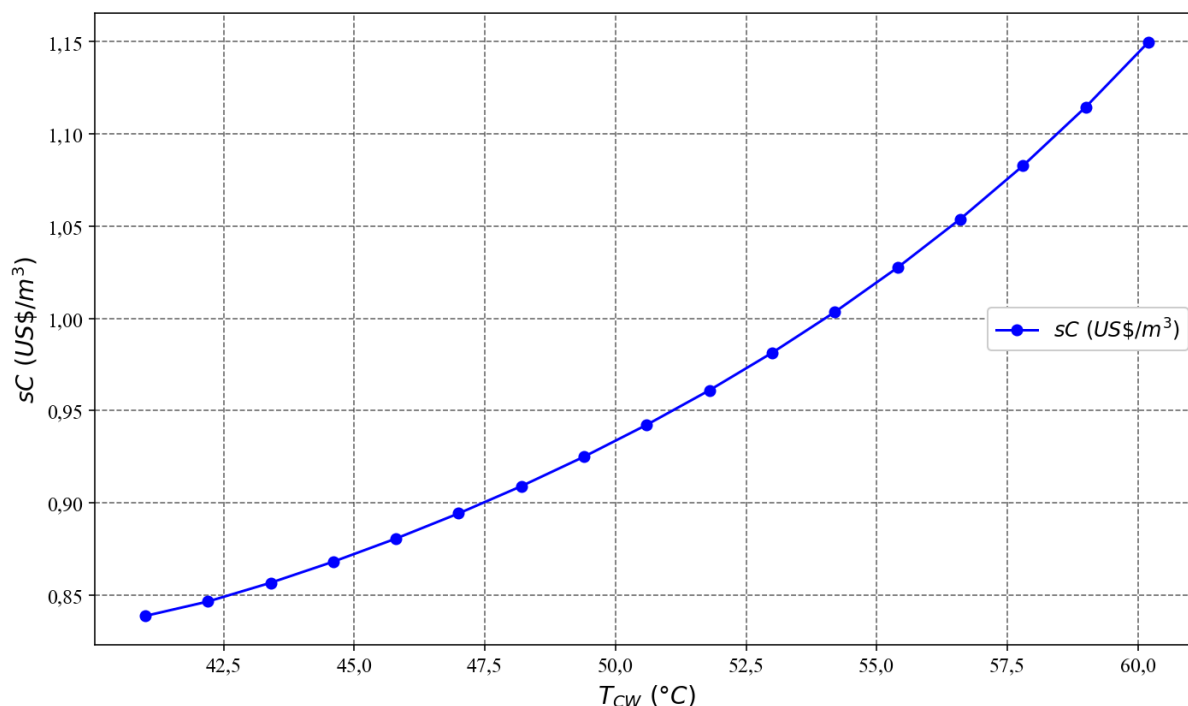
**Figura 44** – Efeito da  $TTD_{c_1}$  nos parâmetros econômicos, enquanto o número de estágios de *flasheamento* permanece igual a 58. (Figura do autor)

Pode-se observar que o aumento do número de estágios reduz o custo específico da água destilada, apesar do aumento na área total de troca térmica. Isso ocorre porque, embora os custos de capital aumentem, os custos operacionais diminuem devido ao menor consumo de vapor vegetal *três*.

Em contrapartida, com o aumento da diferença de temperatura terminal no condensador do primeiro estágio, o custo específico da água destilada aumenta. Isso pois, mesmo que haja uma queda significativa nos custos de capital, os custos operacionais sobem consideravelmente, agora, puxados pelo aumento do consumo de vapor vegetal *três*.

Sendo assim, é razoável afirmar que os custos operacionais têm maior influência no custo específico da água destilada do que os custos de capital para o sistema proposto.

Na Figura 45 é apresentado a variação do custo específico da água destilada em relação à temperatura da corrente de entrada para o sistema otimizado.



**Figura 45** – Efeito da temperatura da corrente de entrada no custo específico da água destilada. (Figura do autor)

É notável que uma temperatura mais baixa na corrente de entrada reduz consideravelmente o custo específico da água destilada. Embora o consumo de vapor vegetal *três* aumente com a diminuição da temperatura da corrente de entrada, a maior geração de água destilada exerce um efeito mais significativo neste parâmetro.

Como a produção de vapor vegetal *três* é inerente ao processamento da cana-de-açúcar, é coerente desconsiderar seu custo em nossas análises. Sendo assim, os valores apresentados na Tabela 25 são recalculados na Tabela 26.

**Tabela 26** – Parâmetros econômicos do modelo proposto otimizado, desconsiderando os custos com o vapor vegetal *três*. (Elaborado pelo Autor)

Parâmetro	Resultado
$sC$ [US\$/m³]	0,49
$C_{OPEX}$ [US\$/ano]	17.596
$C_{CAPEX}$ [US\$]	59.304

O custo específico da água destilada de 0,49 US\$/m³ foge dos valores apresentados na Tabela 4. Porém, nessas análises, o custo do vapor foi considerado. Além disso, a redução dos

custos com o transporte de vinhaça não foi considerada para o cálculo do custo específico da água destilada. Ou seja, é possível que esse valor seja ainda menor.

A partir do cálculo para o valor presente líquido (Equação 28), juntamente com a outras Equações de interesse na subseção 3.1.6, pode-se estimar o preço necessário por metro cúbico de água destilada para obter um *payback* em três anos e meio. Para isso, o metro cúbico de água destilada deveria ter o valor de 1,47 dólares. Para um *payback* em vinte anos, vida útil estimada da planta, o metro cúbico de água destilada deveria ter o valor de 1,19 dólares.

Mesmo com o custo específico da água destilada em conformidade com os valores esperados de acordo com a literatura, um empreendimento que vise lucro a partir deste sistema no Brasil não seria competitivo. Isso se deve ao fato de que o preço necessário para obter um *payback* em tempo aceitável está completamente fora da realidade para um país com abundância de água doce disponível. No entanto, a planta apresenta um custo de capital relativamente baixo, tornando-se uma oportunidade para usinas que busquem atingir objetivos de ESG ou que enfrentem dificuldades na obtenção de água.

## 6. CONCLUSÕES

Portanto, conclui-se que foi possível realizar a modelagem matemática de um sistema de destilação *flash* multiestágio do tipo *once through* para a concentração de vinhaça proveniente de uma indústria sucroenergética, utilizando vapor vegetal *três* como fonte térmica. Além disso, foi possível otimizar esse modelo a partir dos dados de uma planta de processamento de cana-de-açúcar localizada no interior do estado de Goiás, BR.

A partir da rotina de otimização, foi possível determinar que, para a usina que forneceu os dados para este estudo, o número de estágios de flasheamento e o valor da diferença de temperatura terminal do condensador no primeiro estágio que maximizam a eficiência exergética e a razão de performance térmica enquanto minimizam a área total de troca térmica são, respectivamente, 58 e  $4,4^{\circ}\text{C}$ . Nessas condições, os três objetivos são, respectivamente, 77,22%; 4,130; e  $1.013\text{ m}^2$ .

O número elevado de estágios é contrabalanceado pelo valor relativamente pequeno para a área de troca térmica total, gerando um projeto de CAPEX menor que o de plantas MSF-OT com menos estágio de *flasheamento*.

Nas condições ideais, o modelo apresenta uma área total de troca térmica atrativa, reduzindo os custos de capital do projeto. A elevada eficiência exergética indica que o sistema proposto apresenta poucas irreversibilidades. A relativamente baixa razão de performance térmica resulta da alta temperatura da corrente de entrada e da ausência de estágios de rejeição de calor no modelo. O sistema otimizado seria capaz de gerar  $226\text{ m}^3/\text{dia}$  ou  $49.649\text{ m}^3/\text{ano}$  de água destilada, considerando uma safra de 220 dias. Resultado consideravelmente abaixo dos sistemas de concentração atuais do mercado, porém, o baixo  $^{\circ}\text{Brix}$  de saída da vinhaça proporciona um menor risco de ocorrência de incrustações ou cristalização espontânea no aparelho.

No campo econômico, o custo específico para a água destilada é de  $1,18\text{ US\$/m}^3$ , desconsiderando os custos operacionais atrelados à geração do vapor, esse parâmetro cai para  $0,49\text{ US\$/m}^3$ . Os custos de capital foram estimados em  $59.304\text{ US\$}$ , e os operacionais, em  $51.658\text{ US\$/ano}$ .

Considerando um tempo de *payback* de 3,5 anos, o que é razoável, o preço atrelado ao metro cúbico de água destilada deveria ser de 1,47 dólares. Esse resultado inviabiliza o projeto no Brasil, do ponto de vista financeiro, caso o objetivo seja gerar água para consumo. No

entanto, como os custos de capital são relativamente baixos, o sistema torna-se interessante para alavancar a agenda ESG ou recuperar água para o processamento de cana-de-açúcar em regiões onde esse recurso é escasso.

Como sugestão para melhoria deste estudo e novos trabalhos, propõe-se os seguintes tópicos:

- Investigar a aplicação de outros processos de destilação *flash* multiestágio à concentração de vinhaça;
- Investigar a adição de estágios de rejeição de calor ao modelo;
- Investigar o uso de outras correlações para a estimativa do coeficiente global de troca térmica para sistema MSF;
- Investigar o uso de outras correlações para a estimativa dos custos de capital atrelados a projetos de plantas MSF;
- Investigar a influência da temperatura do vapor de aquecimento nos parâmetros do sistema;
- Investigar a integração do sistema proposto a outros processos presentes em uma usina sucroenergética;
- Investigar o uso outros algoritmos de otimização multiobjetivo e de tomada de decisão para a rotina de otimização.

## REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

EL-DESSOUKY, H.T.; ETTOUNEY, H.M. Fundamentals of Salt Water Desalination. 1. Ed. Amsterdam, The Netherlands: Elsevier Science, 2002.

JONES, E.; QADIR, M.; VAN VLIET, M.T.H.; SMAKHTIN, V.; KANG, S. The state of desalination and brine production: a global outlook. *Science of The Total Environment*, v. 657, p. 1343–1356, 2019.

AL-MUTAZ, I.S. A comparative study of RO and MSF desalination plants. *Desalination*, v. 106, p. 99-106, 1996.

ALEISA, E. Navigating Kuwait's water scarcity challenges: A holistic analysis of water resources, environmental impact, cost, and policy implications. *Desalination*, v. 586, 2024.

KAHRAMAN, N.; CENGEL, Y.A. Exergy analysis of a MSF distillation plant. *Energy Conversion and Management*, v. 46, p. 2625-2636, 2005.

TAYYEBAN, E.; DEYMI-DASHTEBAYAZ, M.; DADPOUR, D. Multi objective optimization of MSF and MSF-TVC desalination systems with using the surplus low-pressure steam (an energy, exergy and economic analysis). *Computers and Chemical Engineering*, v. 160, 2022.

Panorama Setor Sucroenergético. Frente Parlamentar da Agropecuária, 24, fevereiro de 2023. Panorama atual do setor sucroenergético 22/23. Disponível em: < <https://fpagropecuaria.org.br/2023/02/24/panorama-setor-sucroenergetico/> >. Acesso em: 04, fevereiro de 2024.

SILVEIRA, R.N.C.M. Manejo e cuidados no uso da vinhaça na fertirrigação / Renata Nayara Câmara Miranda Silveira. - Fortaleza: INOVAGRI/IFCE, 2016.

SPINELLI, J.H.; RODRIGUES, G.A.; GALATTI, K.C.; VIEIRA, V.A.; CESTARI, I.C.R.; AMORIM, J.C.; SILVA, U.M. Impactos ambientais oriundos do descarte incorreto da vinhaça.

*In: Ciências agrárias: Debates emblemáticos e situação perene 2.* 1 ed. Ponta Grossa: Atena, 2023. p. 59-68.

CRUZ, L.F.L.S.; DUARTE, C.G.; MALHEIROS, T.F.; PIRES, E.C. Análise da viabilidade técnica, econômica e ambiental das atuais formas de aproveitamento da vinhaça: fertirrigação, concentração e biodigestão. *Revista Brasileira de Ciências Ambientais*, v. 29, p. 111-127, 2013.

CURTO, D.; FRANZITTA, V.; GUERCIO, A. A Review of the Water Desalination Technologies. *Applied Sciences*, v. 11 (2), 2021.

CIPOLLINA, A.; MICALE, G.; RIZZUTI, L. A. Critical assessment of desalination operations in Sicily. *Desalination*, v. 182, p. 1-12, 2005.

AL-KARAGHOULI, A.; KAZMERSKI, L.L. Energy consumption and water production cost of conventional and renewable-energy powered desalination processes. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, v. 24, p. 343-356, 2013.

SELLAMI, A.; ALI, M. B.; LAKHDAR, M.; KAIROUANI L. Once-through multistage *flash* desalination installation combined with thermal vapour compression MSF-OT/TVC. *Desalination and Water Treatment*, v.161, p. 48-55, 2019.

EL-GHONEMY, A.M.K. Performance test of a sea water multi-stage *flash* distillation plant: Case study. *Alexandria Engineering Journal*, v. 57 (4), p. 2401-2413, 2018.

SHATAT, M.; RIFFAT, S.B. Water desalination technologies utilizing conventional and renewable energy sources. *International Journal of Low-Carbon Technologies*, v. 9 (1), p. 1-19, 2014.

MABROUK, A.N.A. Techno-economic analysis of tube bundle orientation for high capacity brine recycle MSF desalination plants. *Desalination*, v. 320, p. 24-32, 2013.

BUROS, O.K. The ABCs of Desalting. 2. Ed. Topsfield (MA), USA: International Desalination Association, 2000.

GENTHNER K.; EL-ALLAWY, M. M. Solutions for coupling a mechanical vapour compression distiller with a multi-stage-*flash* evaporator. *Desalination*, v. 45, p. 143-152, 1983.

MABROUKA, A.A.; NAFEYA A.S.; FATHB, H.E.S. Analysis of a new design of a multi-stage *flash*-mechanical vapor compression desalination process. *Desalination*, v. 204, p. 482-500, 2006.

POWER, B.R. Steam Jet Ejectors for Process Industries. 1. Ed. New York, USA: McGraw Hill, 1994.

EL-DESSOUKY H.; ETTOUNEY H.; AL-FULAIJ H.; MANDANI F. Multistage *flash* desalination combined with thermal vapour compression. *Chem. Eng. Process*, v. 39, p. 343–356, 2000.

SANAYE, S.; ASGARI, S. Four E analysis and multi-objective optimization of combined cycle power plants integrated with Multi-stage *Flash* (MSF) desalination unit. *Desalination*, v. 320, p. 105–117, 2013.

WANG, J.; CHEN, S.; MU, X.; SHEN, S. Thermodynamic analysis of multistage *flash* distillation application in wastewater treatment. *International Journal of Energy for a Clean Environment*, v. 19 (1-2), p. 85-91, 2018.

TOTH, A.J. Modelling and Optimisation of Multi-Stage *Flash* Distillation and Reverse Osmosis for Desalination of Saline Process Wastewater Sources. *Membranes*, v. 10 (10), n. 265, 2020.

HELAL, A.M. Once-through and brine recirculation MSF designs — a comparative study. *Desalination*, v. 171, n. 1, p. 33-60, 2005.

HEIDARY, B.; TAVAKOLI, H. T.; GHOBADIAN, B.; ROSHANDEL, R. Optimal integration of small scale hybrid solar wind RO-MSF desalination system. *Renewable Energy Focus*, v. 27, p. 120-134, 2018.

DEYMI-DASHTEBAYAZ, M.; FARAHNAK, M.; ABADI, R.N.B. Energy saving and environmental impact of optimizing the number of condenser fans in centrifugal chillers under partial load operation. *International Journal of Refrigeration*, v. 103, p. 163–179, 2019.

SHARAF ELDEAN, M.A.; SOLIMAN, A.M. A novel study of using oil refinery plants waste gases for thermal desalination and electric power generation: energy, exergy & cost evaluations. *Applied Energy*, v. 195, p. 453–477, 2017.

ROSS, S. A.; WESTERFIELD, R. W.; JAFFE, J. *Corporate Finance*. 11. ed. Nova York: McGraw-Hill Education, 2013.

BRIGHAM, E. F.; EHRHARDT, M. C. *Financial Management: Theory & Practice*. 15. ed. Boston: Cengage Learning, 2016.

SILVA, M. A. S. DA; GRIEBELER, N. P.; Borges, I. C. Uso de vinhaça e impactos nas propriedades do solo e lençol freático. *Revista Brasileira de Engenharia Agrícola e Ambiental*, v. 11, n. 1, p. 108-114, 2007.

OTTO, R.; VITTI, G. C.; LUZ, P. H. C. Manejo da adubação potássica na cultura da cana-de-açúcar. *Revista Brasileira de Ciência do Solo*, v. 34, p. 1137-1145, 2010.

NETO, A.E. Uso e reuso de água na indústria canavieira. *Workshop on the impact of the new technologies on the sustainability of the sugarcane/Bioethanol production cycle*. Campinas, Brasil, 2009.

FREIRE, W.J.; CORTEZ, L.A.B. *Vinhaça de cana-de-açúcar*. Guaíba: Agropecuária, 2000. (Série Engenharia Agrícola).

Jalles e Albioma inauguram planta de biogás de vinhaça em Goiás. *Saneamento Ambiental*, 23, setembro de 2023. Energia. Disponível em: < <https://www.sambiental.com.br/noticias/jalles-e-albioma-inauguram-planta-de-biogas-de-vinhaca-em-goias> >. Acesso em: 10, março de 2024.

CHRISTOFOLETTI, C.A.; ESCHER, J.P.; CORREIA, J.E.; MARINHO, J.F.U.; FONTANETTI, C.S. Sugarcane vinasse: Environmental implications of its use. *Waste Management*, v. 33, p. 2752–2761, 2013.

ANA – Agência Nacional de Águas. Manual de Conservação e Reuso de Água na Agroindústria Sucroenergética. (2009). 292p. Agência Nacional de Águas; Federação das Indústrias do Estado de São Paulo; União da Indústria da Cana-de-açúcar; Centro de Tecnologia Canavieira – Brasília. Disponível em: <<http://www.fiesp.com.br/ambiente/downloads/publicaguab.pdf>>. Acessado em: 12, março de 2025.

RODRIGUES, A. H., 2008. Três patamares tecnológicos na produção de Etanol: a Usina do Proálcool, a Usina atual e a Usina do futuro. 2008. 160 p. Tese. Doutorado em Ciências Sociais. Rio de Janeiro: Universidade Federal Rural do Rio de Janeiro – UFRRJ.

CORTES-RODRÍGUEZ, E.F.; FUKUSHIMA, N.A.; PALACIOS-BERECHE, R.; ENSINAS, A.V.; NEBRA, S.A. Vinasse concentration and juice evaporation system integrated to the conventional ethanol production process from sugarcane e Heat integration and impacts in cogeneration system. *Renewable Energy*, v. 115, p. 474-488, 2018.

SANDLER, S. *Chemical, biochemical, and engineering thermodynamics*. Hoboken, N.J.: J. Wiley, 2006.

PERRY, H.R.; GREEN, D.W.; *Perry's Chemical engineers' handbook*. 9. Ed., 2019.

SIMION, A. I.; GRIGORAȘ, C. G.; RĂDULESCU, L.; DABIIJA, A. Modeling of the Thermo-Physical Properties of Aqueous Sucrose Solutions II. Boiling Point, Specific Heat Capacity and Thermal Conductivity. *Food and Environment Safety - Journal of Faculty of Food Engineering, Ștefan cel Mare University - Suceava*, v. 10, n. 4, p. 29-81, 2011.

ATKINS, P.; DE PAULA, J. *Physical Chemistry*. 9. ed. Oxford: Oxford University Press, 2010.

COSTA, V. A. F. On the exergy balance equation and the exergy destruction. *Energy*, v. 116, p. 824-835, 2016.

RAMOS, V. F.; PINHEIRO, O. S.; FERREIRA DA COSTA, E.; SOUZA DA COSTA, A. O. A method for exergetic analysis of a real kraft biomass boiler. *Energy*, v. 183, p. 946–957, 2019.

NASERIAN M.M.; FARAHAT S.; SARHADDI F. Energy Equipment and Systems Exergoeconomic analysis and genetic algorithm power optimization of an irreversible regenerative Brayton cycle. *Energy Equipment and Systems*, v. 4, p. 189-203, 2016.

BARAL, S.; KIM, D.; YUN, E.; KIM, K.C. Energy, Exergy and Performance Analysis of Small-Scale Organic Rankine Cycle Systems for Electrical Power Generation Applicable in Rural Areas of Developing Countries. *Energies*, v. 8, p. 684-713, 2015.

MORRIS, D.R.; SZARGUT, J. Standard chemical exergy of some elements and compounds on the planet Earth. *Energy*, v. 11, p. 733-755, 1986.

AL GHAMDI, A.; MUSTAFA, I. Exergy analysis of a seawater reverse osmosis plant in Jeddah, Saudi Arabia. *Desalination and Water Treatment*, v. 264, p. 1-11, 2022.

DOGBE, E. S.; MANDEGARI, M.; GÖRGENS, J. F. Exergetic diagnosis and performance analysis of a typical sugar mill based on Aspen Plus® simulation of the process. *Energy*, v. 145, p. 614-625, 2018.

ARCHER, D.G. Thermodynamic properties of the NaCl+H<sub>2</sub>O system I. Thermodynamic properties of NaCl(Cr). *Journal of Physical and Chemical*, v. 21, n. 1, 1992.

LAMBERT, F. L.; LEFF, H. S. The Correlation of Standard Entropy with Enthalpy Supplied from 0 to 298.15 K. *Journal of Chemical Education*, v. 86, n. 1, p. 94-98, 2009.

COELLO, C. A. C.; LAMONT, G. B.; & VAN VELDHUIZEN, D. A. *Evolutionary Algorithms for Solving Multi-Objective Problems*. Estados Unidos: Springer, 2007.

DEB, K. *Multiobjective Optimization Using Evolutionary Algorithms*. New York: Wiley, 2001.

ZITZLER, E.; LAUMANN, M.; THIELE, L. SPEA2: Improving the Strength Pareto Evolutionary Algorithm. TIK-Report, v.103, 2001.

HWANG, C.L.; YOON, K. Multiple Attribute Decision Making: Methods and Applications. In: *Multiple Attribute Decision Making. Lecture Notes in Economics and Mathematical Systems*, v. 186. Berlin: Springer-Verlag, 1981. p. 58-109.

LIMA JR., F. R.; CARPINETTI, S. Uma comparação entre os métodos TOPSIS e Fuzzy-TOPSIS no apoio à tomada de decisão multicritério para seleção de fornecedores. *Revista de Gestão da Produção*, v. 22, n. 1, p. 17-34, 2015.

KROHLING, R. A.; SOUZA, T. T. M. Dois Exemplos da Aplicação da Técnica TOPSIS para Tomada de Decisão. *Revista de Sistemas de Informação da FSMA*, n. 8, p. 31-35, 2011.

AMIRI RAD, E.; MOHAMMADI, S. Energetic and exergetic optimized Rankine cycle for waste heat recovery in a cement factory. *Appl. Therm. Eng.*, v. 132, p. 410–422, 2017.

STARZAK, M.; PEACOCK, S. D. Boiling Point Elevation for Aqueous Solutions of Sucrose - A Comparison of Different Prediction Methods. *Sugar industry*, v. 123, p. 433-441, 1998.

MATHWORKS<sup>1</sup>. *vpasolve* (R2023b). Disponível em: <https://www.mathworks.com/help/symbolic/sym.vpasolve.html?form=MG0AV3>. Acesso em: 09 jan. 2025.

MATHWORKS<sup>2</sup>. *gamultiobj*. Disponível em: <https://www.mathworks.com/help/gads/gamultiobj.html>. Acesso em: 09 jan. 2025.

## APÊNDICES

### APÊNDICE A – PROCESSO DE BENEFICIAMENTO DA CANA-DE-AÇÚCAR

A Figura A-1 apresenta uma visão geral do fluxo de beneficiamento da cana-de-açúcar, destacando as etapas envolvidas na transformação de seus produtos. O processo se inicia na extração, onde o caldo de cana contendo a sacarose é separado do restante da planta, dando origem ao bagaço, que é usualmente queimado em uma caldeira de biomassa gerando vapor utilizado na geração de energia elétrica. Além disso, o vapor gerado alimenta o processo de concentração do caldo de cana-de-açúcar. Hoje, há dois processos de extração consolidados comercialmente: difusor e moenda. O processo de extração por difusor utiliza o princípio da extração sólido-líquido a partir da difusão de água quente sobre as fibras da planta já abertas.

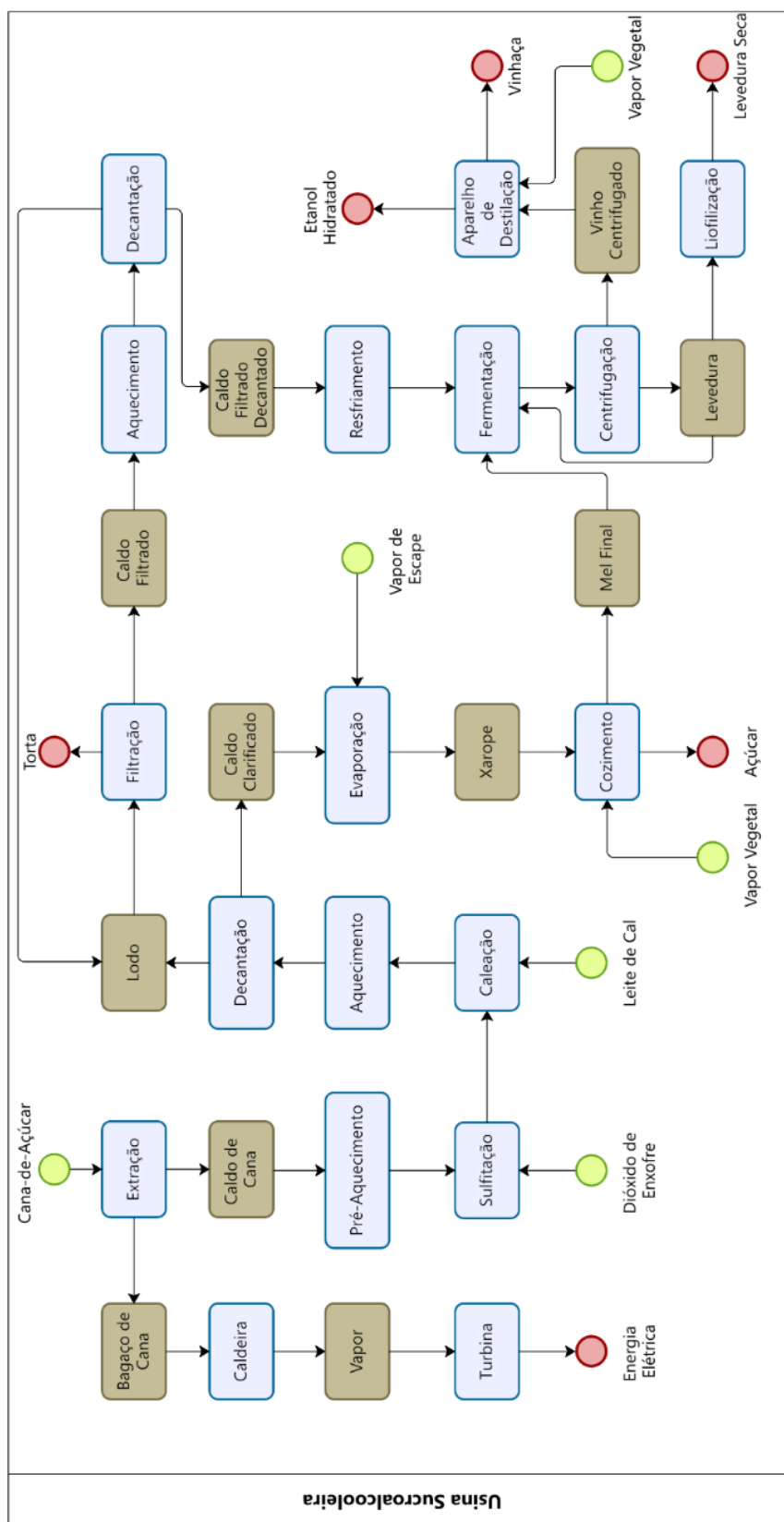


Figura A-1– Representação do processo produtivo do açúcar e álcool a partir da cana-de-açúcar. (Figura do autor)

Este processo apresenta eficiência de extração superior à moenda, porém, acaba extraíndo mais partículas coloides da planta, dificultando a fabricação de tipos mais claros de açúcar. O segundo processo de extração se baseia na extração mecânica combinada com embebição (água quente a partir do segundo terno). Ternos são composições de quatro rolos que esmagam o bagaço extraíndo o caldo de cana presente em seu interior. O caldo extraído no primeiro terno da moenda é chamado de caldo primário e possui uma concentração de sacarose maior que o caldo extraído dos outros ternos (caldo secundário). Geralmente, as usinas apresentam de 5 a 6 ternos na moenda. Na Figura A-2, é apresentado a moenda de uma usina sucroenergética em período de entressafra, onde os rolos são desmontados dos castelos (estruturas que sustentam os rolos) para reparos.



**Figura A-2** – Imagem da remontagem dos ternos de uma moenda durante a entressafra. (Figura do autor)

O caldo de cana então é tratado, recebendo doses de insumos: enxofre, cal e ácido fosfórico; passa por processos de separação: decantação e filtração; e é aquecido. Durante o processo de aquecimento, dependendo da usina, pode haver trocadores de calor regenerativos,

aumentando a eficiência energética do processo. É comum a utilização da vinhaça para aquecer o caldo de cana em usinas que possuem regeneradores. Na Figura A-3, são apresentados dois decantadores de caldo misto (mistura dos caldos primários e secundários), que fazem parte do sistema de tratamento de caldo de uma usina sucroenergética.



**Figura A-3** – Decantadores de caldo misto de uma usina sucroenergética. (Figura do autor)

O caldo tratado segue para um processo de concentração em um sistema de evaporação. Um dos modelos mais comuns é o sistema de evaporação do tipo *Robert*, que utiliza o princípio de evaporação em múltiplos efeitos. No setor sucroalcooleiro, esse equipamento geralmente possui cinco estágios de evaporação. O primeiro estágio é alimentado por vapor de escape da caldeira de biomassa. O vapor gerado na concentração do caldo, conhecido como vapor vegetal *um*, é utilizado no próximo estágio para gerar vapor vegetal *dois*, e assim sucessivamente. A sangria ou retirada de parte do vapor gerado nas correntes de vapores vegetais, para uso em processos de aquecimento ou concentração na fábrica, aumenta a eficiência energética do beneficiamento da cana-de-açúcar como um todo. Isso ocorre porque o uso desses vapores em processos de aquecimento ou concentração reduz a necessidade de consumo de vapor gerado pelas caldeiras de biomassa na planta, liberando-o para a geração de energia elétrica.

Cada usina possui seu arranjo próprio; portanto, o tipo e a quantidade de vapor vegetal desviado do sistema de evaporadores dependem do projeto da usina e de suas condições operacionais. No entanto, geralmente parte das correntes dos vapores vegetais um e dois são sangrados. Algumas usinas também sangram o vapor vegetal *três*, aumentando ainda mais a eficiência térmica do processo. A utilização dos vapores vegetais subsequentes (quatro e cinco) não é trivial devido às suas temperaturas relativamente baixas (de 85 °C a 50 °C). Além do desafio relacionado à temperatura, desviar o vapor vegetal *cinco* complica a operação de condensação nas colunas barométricas, que são responsáveis pela manutenção do vácuo no sistema, e, portanto, essa prática não é recomendada.

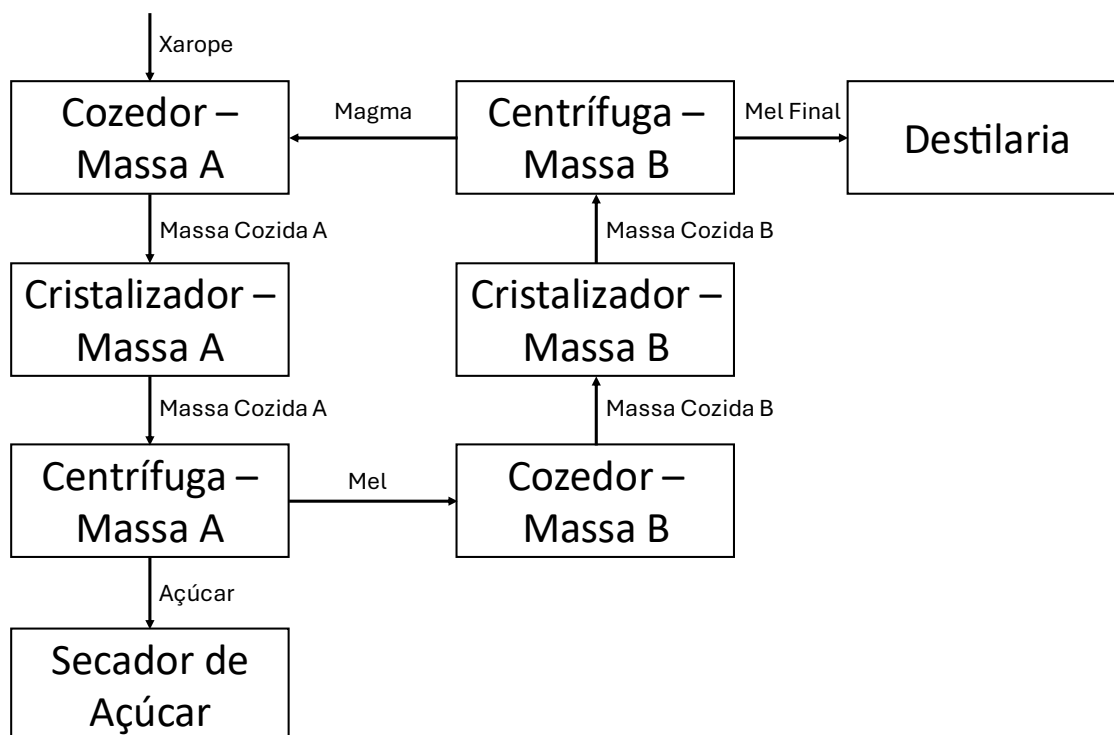
Apesar disso, na maioria das usinas sucroenergéticas, há oportunidades de utilização da energia térmica das correntes de vapor vegetal, principalmente do vapor vegetal *três*. Na Figura A-4, à esquerda, são apresentadas duas caixas de pré-evaporação (primeiro estágio da evaporação). Na Figura A-5, à direita, é apresentado o interior de um evaporador tipo *Robert* (espelho superior).



**Figura A-4** – Caixas de pré-evaporação do tipo Robert (à esquerda). (Figura do autor)

**Figura A-5** – Visão do espelho superior de um evaporador do tipo Robert (à direita). (Figura do autor)

O concentrado de caldo de cana, resultante do processo de evaporação, é comumente chamado de xarope e segue para os processos de cozimento e, posteriormente, cristalização. Essas etapas são responsáveis por concentrar ainda mais a solução, permitindo a deposição de sacarose na semente (cristais de açúcar com granulometria característica e uniforme) que é introduzida na solução durante o cozimento. Espera-se que os cristais aumentem de tamanho de forma uniforme durante o processo, originando a massa cozida. É comum a utilização de duas linhas de cozimento (A e B), como pode ser observado na Figura A-6.



**Figura A-6** – Diagrama de blocos do processo de cozimento com duas massas cozidas. (Figura do autor)

O processo inicia-se na linha B, onde ocorre a inserção da semente, a concentração, a descarga dos cozedores para os cristalizadores e, posteriormente, para as centrífugas. A centrifugação da massa cozida B resulta em cristais de granulometria menor que a comercial (magma) e em uma solução chamada mel final. O magma alimenta a linha A juntamente com o xarope, e o processo de crescimento dos cristais é retomado. Posteriormente, a massa cozida A é transferida para o cristalizador e, conseqüentemente, para a centrífuga novamente. Por fim, a massa cozida A é centrifugada, separando os cristais da solução mãe remanescente (mel pobre). Os cristais são lavados e seguem para a secagem e posterior ensacamento.

A solução resultante da lavagem dos cristais (mel rico) e da centrifugação da massa A são combinadas, originando o mel que alimenta a linha B. Porém, em algumas usinas, o mel rico não é combinado com o mel pobre e retorna para o processo de cozimento na linha A junto ao magma; apenas o mel pobre alimenta a linha B, o que gera uma melhor eficiência de recuperação de sacarose. Há também usinas que operam com três massas cozidas (linhas de cozimento A, B e C).

A destinação do mel final varia conforme a usina; entretanto, em usinas integradas (álcool e açúcar), o mel final é enviado para a destilaria, servindo como alimento para o processo fermentativo.

Para a produção de etanol em usinas integradas, parte do caldo de cana e o mel final são destinados à fermentação. Nesse estágio, os microrganismos responsáveis pela produção do etanol (leveduras) fermentam os açúcares invertidos (glicose e frutose) provenientes da quebra das moléculas de sacarose. As linhas de fermentação podem ser contínuas, embora esse tipo de processo seja menos comum. Nos processos contínuos, as dornas são interligadas, iniciando a fermentação no primeiro reator e concluindo no último. No processo em batelada, mais comum, cada dorna é individual e não se comunica com as outras.

Após a fermentação, o mosto é centrifugado e a levedura é separada do vinho. Parte da levedura é tratada e retorna ao processo, enquanto o restante é liofilizado e vendido como suplementação animal. O vinho segue para o processo de destilação, onde o etanol é separado do restante da mistura, resultando no etanol hidratado ( $^{\circ}\text{INPM}$  entre 92,6 e 93,8). Para a produção de etanol anidro ( $^{\circ}\text{INPM}$  acima de 99,3), é necessária a concentração adicional dessa solução utilizando outros processos, como a absorção com ciclohexano e a adsorção com zeólitas. As Figuras A-7, A-8 e A-9 ilustram o processo de produção de etanol em uma usina integrada de cana-de-açúcar.

Além de produzir etanol (anidro ou hidratado), esse processo gera vinhaça, um coproduto utilizado principalmente na fertirrigação como fonte de fósforo, potássio e nitrogênio para a cana-de-açúcar no campo. Outras destinações desse subproduto incluem a biodigestão, no qual a decomposição da carga orgânica dá origem ao biogás, que pode complementar o bagaço de cana como fonte energética para a caldeira. Há também o processo de concentração, que gera água que retorna ao processo, enquanto o volume da vinhaça é reduzido, facilitando seu armazenamento e distribuição.



**Figura A-7** – Dornas de fermentação do tipo contínuo em uma usina de açúcar e álcool. (Figura do autor)



**Figura A-8** – Três aparelhos de destilação de vinho em uma usina de açúcar e álcool. (Figura do autor)



**Figura A-9** – Dois vasos carregados com zeólitas para realização do processo de adsorção e uma coluna de retificação (a esquerda) para a produção de etanol anidro em uma usina de açúcar e álcool. (Figura do autor)

## APÊNDICE B – RESULTADOS DA ROTINA DE OTIMIZAÇÃO

Tabela B-1 – Pontos da frente de Pareto e seus respectivos coeficientes de aproximação. (Elaborado pelo autor)

<b>Número de Estágios</b>	<b>Diferença de Temperatura Terminal do Condensador no 1º Estágio</b>	<b>Coefficiente de Aproximação</b>	<b>Área de Troca Térmica Total</b>	<b>Razão de Performance Térmica</b>	<b>Eficiência Exergética</b>
58	4,382	0,6232	1013	4,130	77,22
58	4,171	0,6231	1096	4,345	77,50
56	4,431	0,6221	992,9	4,068	77,15
54	4,374	0,6218	1010	4,107	77,21
53	4,308	0,6218	1032	4,163	77,29
57	4,525	0,6212	962,8	3,987	77,04
58	4,035	0,6210	1157	4,494	77,68
56	4,518	0,6209	963,5	3,986	77,04
55	4,070	0,6209	1135	4,430	77,62
58	3,997	0,6200	1176	4,537	77,73
55	4,019	0,6199	1159	4,486	77,69
58	3,985	0,6197	1182	4,551	77,75
47	4,186	0,6193	1068	4,228	77,42
55	4,624	0,6187	928,9	3,883	76,91
57	3,889	0,6163	1230	4,655	77,88
54	3,859	0,6146	1239	4,662	77,91
56	3,830	0,6137	1260	4,717	77,96
56	3,795	0,6120	1281	4,760	78,01
57	4,928	0,6118	847,6	3,640	76,56
56	3,764	0,6104	1299	4,799	78,05
58	5,036	0,6090	822,3	3,561	76,44
57	3,677	0,6052	1358	4,920	78,19
55	5,154	0,6042	792,8	3,455	76,30
57	3,642	0,6029	1381	4,966	78,24
57	5,250	0,6019	774,1	3,396	76,20
35	3,680	0,6014	1266	4,582	77,98
58	3,613	0,6007	1405	5,015	78,29
56	3,609	0,6004	1402	4,999	78,28
60	3,594	0,5994	1424	5,060	78,33
47	5,218	0,5985	770,6	3,358	76,21
56	5,369	0,5977	749,5	3,308	76,08
59	3,547	0,5954	1458	5,116	78,39
49	3,542	0,5951	1427	5,004	78,33

<b>Número de Estágios</b>	<b>Diferença de Temperatura Terminal do Condensador no 1º Estágio</b>	<b>Coefficiente de Aproximação</b>	<b>Área de Troca Térmica Total</b>	<b>Razão de Performance Térmica</b>	<b>Eficiência Exergética</b>
55	5,439	0,5950	735,3	3,255	76,00
57	3,533	0,5943	1462	5,114	78,40
56	3,513	0,5926	1475	5,132	78,43
58	3,493	0,5907	1498	5,182	78,47
56	5,594	0,5903	708,2	3,158	75,85
56	3,455	0,5872	1523	5,213	78,52
55	5,694	0,5868	690,8	3,091	75,75
58	5,785	0,5849	678,1	3,048	75,67
55	3,401	0,5818	1568	5,281	78,59
56	3,379	0,5795	1592	5,325	78,63
59	3,380	0,5792	1603	5,358	78,65
49	3,365	0,5787	1574	5,252	78,60
51	5,918	0,5785	653,2	2,938	75,53
58	3,360	0,5771	1619	5,378	78,68
56	6,048	0,5762	637,9	2,887	75,42
57	3,326	0,5734	1649	5,418	78,73
58	3,312	0,5717	1667	5,451	78,75
58	6,265	0,5704	610,1	2,777	75,24
46	6,140	0,5702	618,9	2,791	75,33
54	3,276	0,5679	1689	5,458	78,78
57	3,273	0,5671	1705	5,501	78,81
45	6,250	0,5668	604,1	2,728	75,23
57	3,248	0,5639	1734	5,541	78,85
14	4,668	0,5636	756,7	2,989	76,40
36	6,406	0,5587	577,5	2,592	75,09
60	3,191	0,5559	1817	5,670	78,96
50	6,754	0,5556	550,7	2,509	74,84
57	3,171	0,5537	1829	5,667	78,98
31	6,495	0,5536	561,7	2,507	75,01
58	3,139	0,5491	1878	5,734	79,04
58	3,120	0,5464	1903	5,765	79,07
25	6,638	0,5460	537,8	2,376	74,89
30	6,936	0,5438	517,7	2,312	74,69
59	3,102	0,5435	1936	5,810	79,11
60	3,095	0,5423	1952	5,834	79,12
45	7,340	0,5417	495,0	2,245	74,42
58	7,561	0,5400	482,4	2,200	74,28

<b>Número de Estágios</b>	<b>Diferença de Temperatura Terminal do Condensador no 1º Estágio</b>	<b>Coefficiente de Aproximação</b>	<b>Área de Troca Térmica Total</b>	<b>Razão de Performance Térmica</b>	<b>Eficiência Exergética</b>
59	3,075	0,5395	1977	5,857	79,15
27	7,110	0,5386	499,1	2,216	74,57
58	3,055	0,5368	2003	5,879	79,18
48	7,708	0,5356	468,4	2,119	74,19
58	3,040	0,5344	2028	5,906	79,20
42	7,830	0,5322	457,3	2,056	74,12
45	8,026	0,5297	445,6	2,001	74,00
59	3,011	0,5296	2085	5,973	79,26
60	3,000	0,5276	2111	6,005	79,28
60	3,000	0,5276	2111	6,005	79,28
33	8,134	0,5251	433,1	1,916	73,96
25	8,149	0,5216	425,6	1,854	73,98
44	8,643	0,5207	409,4	1,808	73,68
58	9,054	0,5171	392,0	1,723	73,48
53	9,104	0,5161	388,8	1,701	73,46
50	9,349	0,5130	377,1	1,632	73,36
59	9,585	0,5112	368,6	1,588	73,26
54	10,39	0,5032	338,2	1,399	73,00
33	10,54	0,5000	329,3	1,327	73,02
59	11,12	0,4977	316,7	1,261	72,80
20	10,83	0,4952	315,0	1,214	73,05
42	11,81	0,4923	297,3	1,122	72,70
39	12,49	0,4883	282,1	1,013	72,61
48	12,69	0,4877	279,2	0,995	72,56
54	13,81	0,4826	260,2	0,850	72,46
60	14,44	0,4802	251,2	0,777	72,44
60	14,44	0,4801	251,2	0,777	72,44
12	14,70	0,4761	241,2	0,665	72,86
7	14,50	0,4744	238,3	0,620	73,19
6	15,00	0,4725	231,7	0,560	73,31