

**UNIVERSIDADE FEDERAL DE ALFENAS**

**IAN FELIX DE OLIVEIRA  
ROBERTO FELIX DE SOUZA JUNIOR**

**ANÁLISE COMPARATIVA ENTRE DADOS OPERACIONAIS REAIS E  
RESULTADOS DE SIMULAÇÃO COM AVALIAÇÃO DA EFICIÊNCIA  
ENERGÉTICA PARA EVAPORADORES DE UMA REFINARIA DE AÇÚCAR**

**POÇOS DE CALDAS/MG**

**2026**

**IAN FELIX DE OLIVEIRA**  
**ROBERTO FELIX DE SOUZA JUNIOR**

**ANÁLISE COMPARATIVA ENTRE DADOS OPERACIONAIS REAIS E  
RESULTADOS DE SIMULAÇÃO COM AVALIAÇÃO DA EFICIÊNCIA  
ENERGÉTICA PARA EVAPORADORES DE UMA REFINARIA DE AÇÚCAR**

Projeto Final de Curso apresentado como parte dos  
requisitos para obtenção do título de Engenharia  
Química, pela Universidade Federal de Alfenas.  
Orientadora: Professora Jaqueline Costa Martins  
Coorientador: Professor Flávio Augusto Dias de  
Oliveira

**POÇOS DE CALDAS/MG**

**2026**

Sistema de Bibliotecas da Universidade Federal de Alfenas  
Biblioteca Campus Poços de Caldas

Oliveira, Ian Félix de.

Análise comparativa entre dados operacionais reais e resultados de simulação com avaliação da eficiência energética para evaporadores de uma refinaria de açúcar / Ian Félix de Oliveira, Roberto Félix de Souza Júnior. - Poços de Caldas, MG, 2026.

62 f. : il. -

Orientador(a): Jaqueline Costa Martins.

Trabalho de Conclusão de Curso (Graduação em Engenharia Química) - Universidade Federal de Alfenas, Poços de Caldas, MG, 2026.

Bibliografia.

1. Evaporação de múltiplos efeitos. 2. Simulação. 3. Eficiência energética. 4. DWSIM. 5. Aspen Plus. I. Souza Júnior, Roberto Félix de. II. Martins, Jaqueline Costa, orient. III. Título.

**IAN FELIX DE OLIVEIRA**  
**ROBERTO FELIX DE SOUZA JUNIOR**

**ANÁLISE COMPARATIVA ENTRE DADOS OPERACIONAIS REAIS E  
RESULTADOS DE SIMULAÇÃO COM AVALIAÇÃO DA EFICIÊNCIA  
ENERGÉTICA PARA EVAPORADORES DE UMA REFINARIA DE AÇÚCAR**

A Banca Examinadora abaixo-assinada aprova o Produto Final de Curso como parte dos requisitos para obtenção do título de Bacharel em Engenharia Química pela Universidade Federal de Alfenas

Aprovado em: 30 de junho de 2026

Profª Drª. Jaqueline Costa Martins  
Universidade Federal de Alfenas

Assinatura: 

Documento assinado digitalmente  
**JAQUELINE COSTA MARTINS**  
Data: 02/07/2026 16:32:59-0300  
Verifique em <https://validar.iti.gov.br>

Prof Dr. Leandro Lodi  
Universidade Federal de Alfenas

Assinatura: 

Documento assinado digitalmente  
**LEANDRO LODI**  
Data: 02/07/2026 16:43:17-0300  
Verifique em <https://validar.iti.gov.br>

Prof Dr. Marcos Vinícius Rodrigues  
Universidade Federal de Alfenas

Assinatura: 

Documento assinado digitalmente  
**MARCOS VINICIUS RODRIGUES**  
Data: 06/07/2026 10:32:12-0300  
Verifique em <https://validar.iti.gov.br>

## RESUMO

Na indústria sucroalcooleira, a otimização dos sistemas térmicos é um fator decisivo para a redução de custos operacionais e o aumento da competitividade de mercado, onde a máxima eficiência energética reflete diretamente em ganhos econômicos substanciais. Este trabalho apresenta uma análise comparativa entre dados operacionais reais de uma estação de evaporação de múltiplos efeitos de uma refinaria de açúcar e resultados de simulações executadas nos *softwares* DWSIM e Aspen Plus v14. O objetivo foi avaliar os desvios existentes entre os dados operacionais e resultados de simulação, além de diagnosticar a eficiência energética do sistema. Os modelos utilizados nas simulações apresentaram excelente desempenho estatístico global, com erro percentual absoluto médio (MAPE) de 2,85% para o DWSIM e de 5,23% para o Aspen Plus. As maiores discrepâncias ocorreram nas correntes de vapor de aquecimento e no vapor gerado no primeiro efeito, com desvios de até 23,06%, devido à complexidade físico-química do caldo de cana em comparação com soluções puras. Conclui-se que ambos os *softwares* são ferramentas robustas e confiáveis para o mapeamento térmico, diagnóstico operacional e proposição de melhorias energéticas.

Palavras-chave: Evaporação de múltiplos efeitos; Simulação; Eficiência energética; DWSIM; Aspen Plus.

## **ABSTRACT**

In the sugar-energy industry, the optimization of thermal systems is a decisive factor for reducing operational costs and increasing market competitiveness, where maximum energy efficiency reflects directly in substantial economic gains. This study provides a comparative analysis between plant operational data from a multiple-effect evaporation system in a sugar refinery and simulations performed using DWSIM and Aspen Plus v14. The objective was to evaluate the existing deviations between operational data and simulated outputs, in addition to assessing the system's energy efficiency. The models exhibited overall robust statistical performance, with a Mean Absolute Percentage Error (MAPE) of 2.85% for DWSIM and 5.23% for Aspen Plus. The most significant discrepancies (up to 23.06%) occurred in the heating steam and first effect vapor mass balances, attributed to the complex physicochemical properties of sugarcane juice compared to pure solutions. The results demonstrate that both simulators are robust and reliable tools for thermal mapping, and energy optimization in the sugar-energy industry.

**Keywords:** Multiple-effect evaporation; Simulation; Energy efficiency; DWSIM; Aspen Plus.

## LISTA DE FIGURAS

|                                                                                                                 |    |
|-----------------------------------------------------------------------------------------------------------------|----|
| Figura 1 - Diagrama de Dühring para a solução aquosa de Sacarose. ....                                          | 14 |
| Figura 2 - Nomógrafo para outras soluções aquosas. ....                                                         | 15 |
| Figura 3 - Componentes básicos de um evaporador. ....                                                           | 16 |
| Figura 4 - Principais tipos de evaporadores. ....                                                               | 18 |
| Figura 5 - Configuração paralela em sistemas de evaporação de múltiplos efeitos..                               | 22 |
| Figura 6 - Configuração contracorrente em sistemas de múltiplos efeitos. ....                                   | 22 |
| Figura 7 - Configuração mista em sistemas de evaporadores de múltiplos efeitos...                               | 23 |
| Figura 8 - Processo de produção de açúcar e álcool.....                                                         | 25 |
| Figura 9 - Exemplo de integração energética com aplicação da Análise Pinch. ....                                | 34 |
| Figura 10 - Consumo de utilidades, área do trocador de calor e variação do custo com $\Delta T$ mínimo.....     | 35 |
| Figura 11 - Exemplos de comportamento das curvas das correntes quentes e a curva composta formada. ....         | 36 |
| Figura 12 - Curvas compostas quente e fria.....                                                                 | 36 |
| Figura 13 - Estrutura molecular da sacarose.....                                                                | 40 |
| Figura 14 - Esquema de evaporação do caldo no DWSIM.....                                                        | 41 |
| Figura 15 - Esquema de evaporação do caldo no Aspen Plus v14. ....                                              | 42 |
| Figura 16 - Curvas compostas quente e fria para análise da integração energética do sistema de evaporação. .... | 57 |
| Figura 17 - <i>Grand Composite Curve</i> do sistema de evaporação. ....                                         | 58 |

## LISTA DE GRÁFICOS

|                                                                                                 |    |
|-------------------------------------------------------------------------------------------------|----|
| Gráfico 1 – Comparativo de vazão mássica das correntes líquidas por estágio de evaporação. .... | 47 |
| Gráfico 2 - Comparativo de vazão mássica de vapor produzida em cada efeito.....                 | 47 |
| Gráfico 3 - Comparativo entre as composições de cada corrente líquida. ....                     | 49 |
| Gráfico 4 – Comparativo da elevação ebulioscópica em cada efeito. ....                          | 50 |
| Gráfico 5 – Comparativo das temperaturas de operação em cada efeito. ....                       | 50 |
| Gráfico 6 - Taxa de transferência de calor em cada efeito. ....                                 | 52 |
| Gráfico 7 - Comparação da Economia entre o processo real e os simuladores. ....                 | 55 |

## LISTA DE TABELAS

|                                                                       |    |
|-----------------------------------------------------------------------|----|
| Tabela 1 - Dados de vazão e concentração do caldo da evaporação. .... | 38 |
| Tabela 2 - Dados de operação em cada efeito.....                      | 38 |
| Tabela 3 - Parâmetros reais/calculados do sistema de evaporação.....  | 43 |
| Tabela 4 - Parâmetros obtidos na simulação pelo DWSIM.....            | 43 |
| Tabela 5 - Parâmetros obtidos na simulação pelo Aspen Plus v14. ....  | 44 |
| Tabela 6 - Desvios relativos para cada parâmetro de evaporação. ....  | 45 |
| Tabela 7 - Desvios relativos da taxa de transferência de calor.....   | 52 |
| Tabela 8 - Comparação entre os indicadores de desempenho. ....        | 54 |

## SUMÁRIO

|                                                                |           |
|----------------------------------------------------------------|-----------|
| <b>1 INTRODUÇÃO</b>                                            | <b>11</b> |
| <b>2 OBJETIVO</b>                                              | <b>12</b> |
| <b>3 REVISÃO BIBLIOGRÁFICA</b>                                 | <b>13</b> |
| 3.1 EVAPORAÇÃO                                                 | 13        |
| <b>3.1.1 Evaporação de soluções em processos industriais</b>   | <b>13</b> |
| <b>3.1.2 Elevação do ponto de ebulição (EPE)</b>               | <b>13</b> |
| 3.2 EVAPORADORES                                               | 15        |
| <b>3.2.1 Tipos de evaporadores</b>                             | <b>17</b> |
| 3.2.1.1 Circulação natural                                     | 18        |
| 3.2.1.2 Circulação forçada                                     | 19        |
| <b>3.2.2 Modos de operação</b>                                 | <b>19</b> |
| 3.2.2.1 Efeitos simples                                        | 19        |
| 3.2.2.2 Efeitos múltiplos                                      | 20        |
| 3.2.2.3 Configurações paralela, contracorrente e mista         | 21        |
| 3.3 APLICAÇÕES DE EVAPORADORES                                 | 23        |
| <b>3.3.1 Indústria sucroalcooleira</b>                         | <b>23</b> |
| 3.4 MODELAGEM DE UM SISTEMA DE EVAPORAÇÃO DE MÚLTIPLOS EFEITOS | 25        |
| <b>3.4.1 Balanços de massa e energia</b>                       | <b>26</b> |
| <b>3.4.2 Parâmetros de desempenho dos evaporadores</b>         | <b>28</b> |
| 3.5 SIMULAÇÃO DE PROCESSOS QUÍMICOS                            | 29        |
| <b>3.5.1 Aspen Plus</b>                                        | <b>30</b> |
| <b>3.5.2 DWSIM</b>                                             | <b>32</b> |
| 3.6 INTEGRAÇÃO ENERGÉTICA                                      | 33        |
| <b>3.6.1 Princípios da Análise Pinch</b>                       | <b>34</b> |

|                                                               |           |
|---------------------------------------------------------------|-----------|
| <b>3.6.2 Ferramentas da Análise Pinch .....</b>               | <b>35</b> |
| <b>3.6.3 Aplicações em sistemas de evaporação .....</b>       | <b>36</b> |
| <b>4 MATERIAIS E MÉTODOS.....</b>                             | <b>37</b> |
| <b>5 RESULTADOS E DISCUSSÕES.....</b>                         | <b>38</b> |
| 5.1 CARACTERIZAÇÃO DO CENÁRIO OPERACIONAL .....               | 38        |
| 5.2 VALIDAÇÃO GERAL DO MODELO .....                           | 39        |
| 5.3 BALANÇOS DE MASSA .....                                   | 46        |
| 5.4 COMPOSIÇÃO (°BRIX) .....                                  | 48        |
| 5.5 TEMPERATURA E ELEVAÇÃO EBULIOSCÓPICA.....                 | 50        |
| 5.6 TAXA DE TRANSFERÊNCIA DE CALOR.....                       | 52        |
| 5.7 AVALIAÇÃO DE DESEMPENHO DOS EVAPORADORES .....            | 54        |
| 5.8 LIMITAÇÕES DA SIMULAÇÃO, AVALIAÇÕES E FONTES DE ERRO..... | 55        |
| 5.9 OTIMIZAÇÃO ENERGÉTICA.....                                | 56        |
| <b>6 CONCLUSÕES.....</b>                                      | <b>58</b> |
| <b>REFERÊNCIAS .....</b>                                      | <b>60</b> |

## 1 INTRODUÇÃO

A cana de açúcar é uma das culturas mais emblemáticas do agronegócio brasileiro, desempenhando um papel crucial na economia e na sustentabilidade energética no Brasil (Syngenta, 2024). O país é o maior produtor de cana de açúcar do mundo, sendo a região Centro-Sul responsável por cerca de 85% da produção nacional, e a indústria sucroalcooleira ocupa posição fundamental na economia brasileira (Embrapa, 2025 *apud* Cruz, *et al.*, 2025).

Existem dois principais destinos para a cana de açúcar: produção de álcool e produção de açúcar. O açúcar além de suprir o mercado interno, é exportado para diversos países, colocando o Brasil na liderança da exportação mundial deste produto (Vidal, 2025). Já o álcool, é utilizado como biocombustível, sendo uma alternativa sustentável e que contribui para a redução das emissões de gases de efeito estufa (Syngenta, 2024). Além disso, o bagaço gerado nas usinas é utilizado como insumo para a geração de energia térmica na forma de vapor ou energia elétrica e, devido à demanda energética na produção de açúcar e álcool, parte deste insumo é reaproveitado na própria usina onde é gerado (Alcarde, 2022 *apud* Silva, D. S., 2024).

Dentro do contexto da indústria sucroalcooleira, as operações unitárias desempenham um papel de grande importância na otimização dos processos industriais, com foco na eficiência, produtividade e qualidade dos produtos finais (Silva, D. P. F., 2024). Dentre elas, a evaporação se destaca nos processos de concentração de soluções e, diante desta operação unitária, os engenheiros e gestores das indústrias sucroalcooleiras se deparam com algumas questões de suma importância, como controle de temperatura, pressão, escolha do tipo de evaporador mais adequado, gerenciamento de subprodutos e eficiência energética (Silva, D. P. F., 2024).

A etapa de evaporação é responsável por concentrar o caldo de cana tratado, através da ebulição da solução açucarada e remoção de água na forma de vapor (Sanches, *et al.*, 2024). No entanto, esse processo não se limita apenas à concentração de soluções, mas possui uma aplicação mais ampla no contexto industrial, atuando de forma significativa no balanço energético das plantas. A economia de energia é alcançada principalmente pelo aproveitamento dos vapores e condensados gerados, bem como pela transferência de calor envolvida na operação (Polovnikov, 2014 *apud* Silva, D. P. F., 2024).

Em relação ao uso de energia para a evaporação, Dantas (2022, p. 2) destaca que:

O gasto energético e, conseqüentemente, os custos envolvidos no processo de evaporação estão relacionados diretamente à quantidade de vapor utilizado, por esse motivo, muitos estudos têm sido realizados para avaliar a sua redução.

Diante disso, as indústrias deste setor estão em busca da modernização do processo de produção agroindustrial. Entre as melhorias, a instrumentação e automatização dos processos se mostra importante no que diz respeito ao gerenciamento das perdas e controle do processo (Dantas; Neto; Oliveira, 2022). Outra melhoria relacionada é a simulação de processos, que permite a previsão do comportamento da produção em resposta a mudanças de variáveis de processo sem uma intervenção direta (Dantas; Neto; Oliveira, 2022).

Dado o exposto, a proposta de estudo consiste na simulação de um processo real de evaporação de uma usina de açúcar e comparação dos resultados obtidos na simulação com os dados de operação. Ademais, apresentam-se algumas sugestões de integração energética, limitadas à operação unitária de evaporação, com propostas de melhorias e/ou configurações alternativas que possibilitem o aumento da eficiência energética.

## **2 OBJETIVO**

Este trabalho tem como objetivo analisar e discutir o processo de evaporação do caldo em uma usina de açúcar, por meio da comparação entre dados operacionais reais e os resultados obtidos a partir da simulação desse processo nos softwares DWSIM e Aspen Plus. Além disso, buscou-se avaliar o potencial de recuperação e reutilização da energia contida nos vapores gerados ao longo do processo de evaporação, por meio da aplicação de conceitos de integração energética.

Espera-se, com o desenvolvimento deste estudo, incentivar a utilização de simuladores de processos químicos, bem como estimular a análise e discussão dos fenômenos envolvidos na evaporação de soluções, considerando a configuração operacional existente e verificando possíveis ajustes que possam proporcionar ganhos em eficiência energética.

### 3 REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

#### 3.1 EVAPORAÇÃO

A evaporação define-se como “um processo especial de separação no qual um solvente volátil é separado de um soluto não volátil” (Heluane *et al.*, 2012, p. 1174, tradução própria). O fenômeno ocorre por meio da vaporização de parte do solvente, o que resulta em uma solução mais concentrada, denominada de licor espesso. No âmbito das operações unitárias, a evaporação distingue-se da secagem pelo fato de o produto desejado ser líquido e não sólido. Ademais, o vapor gerado, via de regra, é de um único componente, o que diverge também do processo de destilação. Por fim, diferencia-se da cristalização porque o foco está na concentração da solução, em detrimento da formação de cristais (McCabe; Smith; Harriott, 1993, tradução própria).

##### 3.1.1 Evaporação de soluções em processos industriais

A evaporação é utilizada em diversos processos da indústria química, para remover água de soluções aquosas através da transferência de calor para uma solução em ebulição, promovendo a remoção do solvente na fase vapor e aumentando a concentração da solução (Geankoplis; Hersel; Lepek, 2018, tradução própria). Na maioria das situações, o produto de interesse industrial é o líquido concentrado resultante do processo, todavia, em cenários específicos, o componente volátil evaporado é o produto principal, como observado nos processos de dessalinização (Heluane *et al.*, 2012, tradução própria).

Nos processos de transferência de calor que envolvem mudança de estado físico, torna-se indispensável considerar as variáveis intrínsecas a essa transformação, como a entalpia de vaporização, a temperatura de ebulição, a densidade do vapor e a tensão superficial (Kurokawa, 2002).

##### 3.1.2 Elevação do ponto de ebulição (EPE)

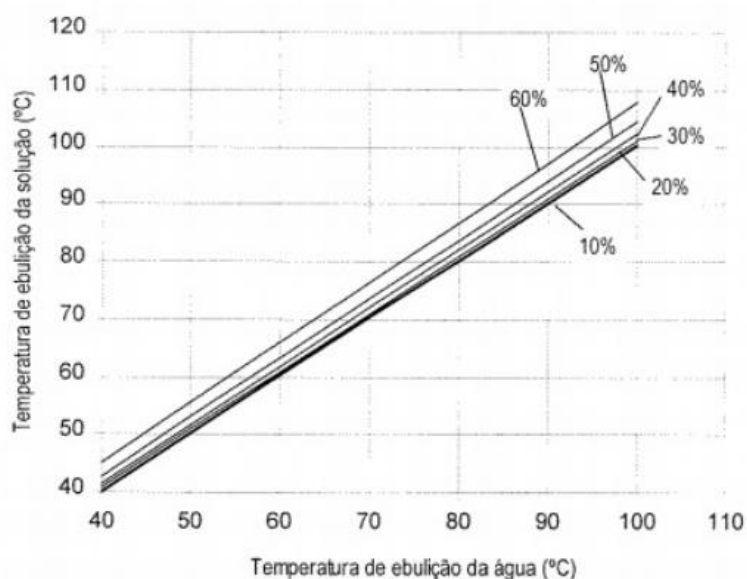
A presença de um soluto não volátil em uma solução reduz a pressão de vapor do solvente, o que acarreta a elevação da sua temperatura de ebulição. Tal fenômeno, denominado como elevação do ponto de ebulição ou ebulioscopia, ocorre porque a

energia livre de Gibbs da fase líquida é reduzida pela presença do soluto, exigindo uma temperatura mais alta para que o equilíbrio entre as fases líquido e vapor seja estabelecido (Atkins; Jones, 2012). Além disso, a elevação do ponto de ebulição é uma propriedade coligativa, ou seja, depende da concentração molar, visto que seu valor tem relação com o número de moléculas dissolvidas (Azevedo; Alves, 2017).

Ao discorrerem sobre a entalpia de soluções líquidas, Azevedo e Alves (2017, p. 515) ressaltam que “na evaporação de soluções concentradas, tanto a entalpia da mistura líquida quanto a pressão parcial do solvente sobre a solução apresentam dependência direta da temperatura e da concentração da solução”.

A elevação do ponto de ebulição ocorre quando a adição de um soluto solúvel aumenta a temperatura necessária para que a solução entre em ebulição, em comparação com o comportamento do solvente puro. Tal fenômeno está vinculado à pressão de vapor e este aumento pode ser estimado por meio da lei de Raoult ou mediante aos métodos gráficos como o diagrama de Dühring (Seader; Henley; Roper, 2011, tradução própria). Este diagrama é específico para cada tipo de solução e um exemplo pode ser visto na Figura 1, para uma solução de sacarose.

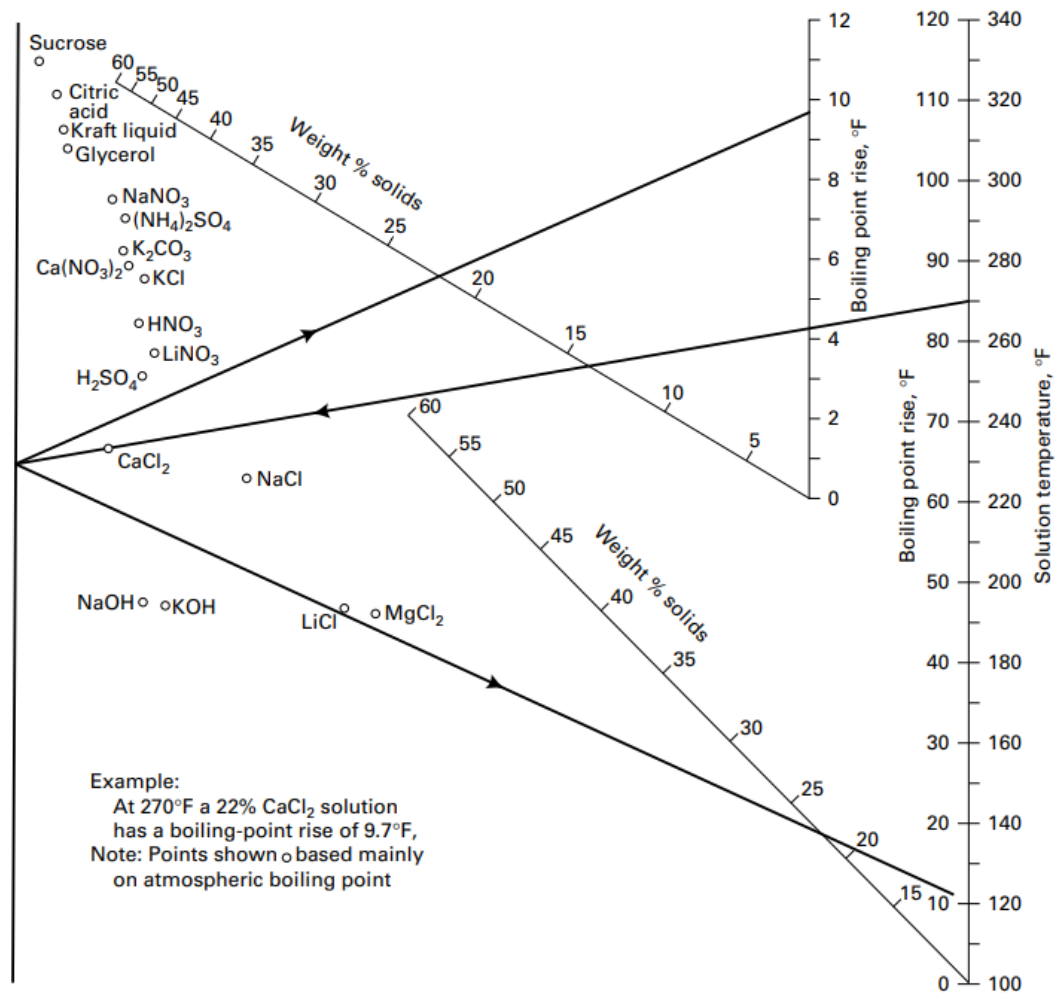
Figura 1 - Diagrama de Dühring para a solução aquosa de Sacarose.



Fonte: Barbosa (2014).

A Figura 2 apresenta um nomógrafo para outros solutos diluídos em água:

Figura 2 - Nomógrafo para outras soluções aquosas.

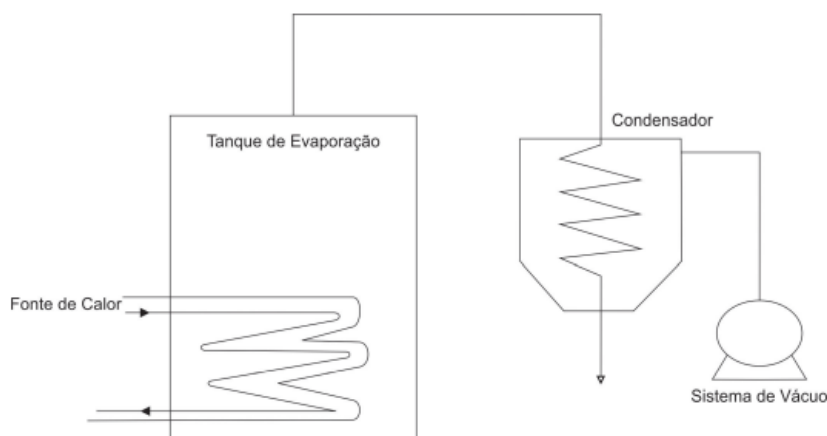


Fonte: Seader (2011).

### 3.2 EVAPORADORES

A definição de evaporador, segundo Elhesain *et al.* (2023, p. 1, tradução própria), é “um trocador de calor que emprega vapor para ferver um líquido e gerar vapor”. No que tange à sua concepção estrutural, Brandão e Teixeira (1985 *apud* Barbosa, 2014), ressaltam que, em geral, tais equipamentos são constituídos por quatro elementos fundamentais, que são: fonte de calor, tanque de evaporação, condensador e bomba de vácuo. A disposição desses componentes é ilustrada na Figura 3.

Figura 3 - Componentes básicos de um evaporador.



Fonte: Barbosa (2014).

Conforme exposto por Barbosa (2014), em um sistema de evaporação, a ebulição ocorre no interior do tanque de evaporação, o calor é transferido à solução via calandra. O vapor produzido é subsequentemente separado no condensador, enquanto o vácuo é mantido por sistemas de remoção de gases não condensáveis, tais como bombas de vácuo ou ejetores de vapor.

O evaporador recebe energia térmica proveniente de vapor saturado produzido em caldeiras sob temperaturas mais altas que a solução de alimentação. No interior do equipamento, a troca térmica é viabilizada por uma lâmina metálica fina que separa os dois fluidos, cuja superfície é definida como a área de transferência de calor (Díaz-Ovalle; Jafari, 2023, tradução própria).

Na maioria dos projetos, o vapor de aquecimento circula no interior do feixe tubular, no qual permanece submerso no líquido em ebulição. O calor cedido pelo vapor, geralmente por condensação, promove a ebulição da mistura soluto-solvente, resultando na concentração progressiva do componente dissolvido (Heluane *et al.*, 2012, tradução própria).

Na superfície interna dos tubos, a condensação promove a formação de uma película líquida que é recolhida da câmara de aquecimento na forma de condensado. No interior do evaporador, o fenômeno da ebulição gera bolhas, turbulências e fluxos convectivos, resultando em perfis complexos de temperatura, concentração, e pode, em alguns casos, seguir o equilíbrio de fases (Díaz-Ovalle; Jafari, 2023, tradução própria).

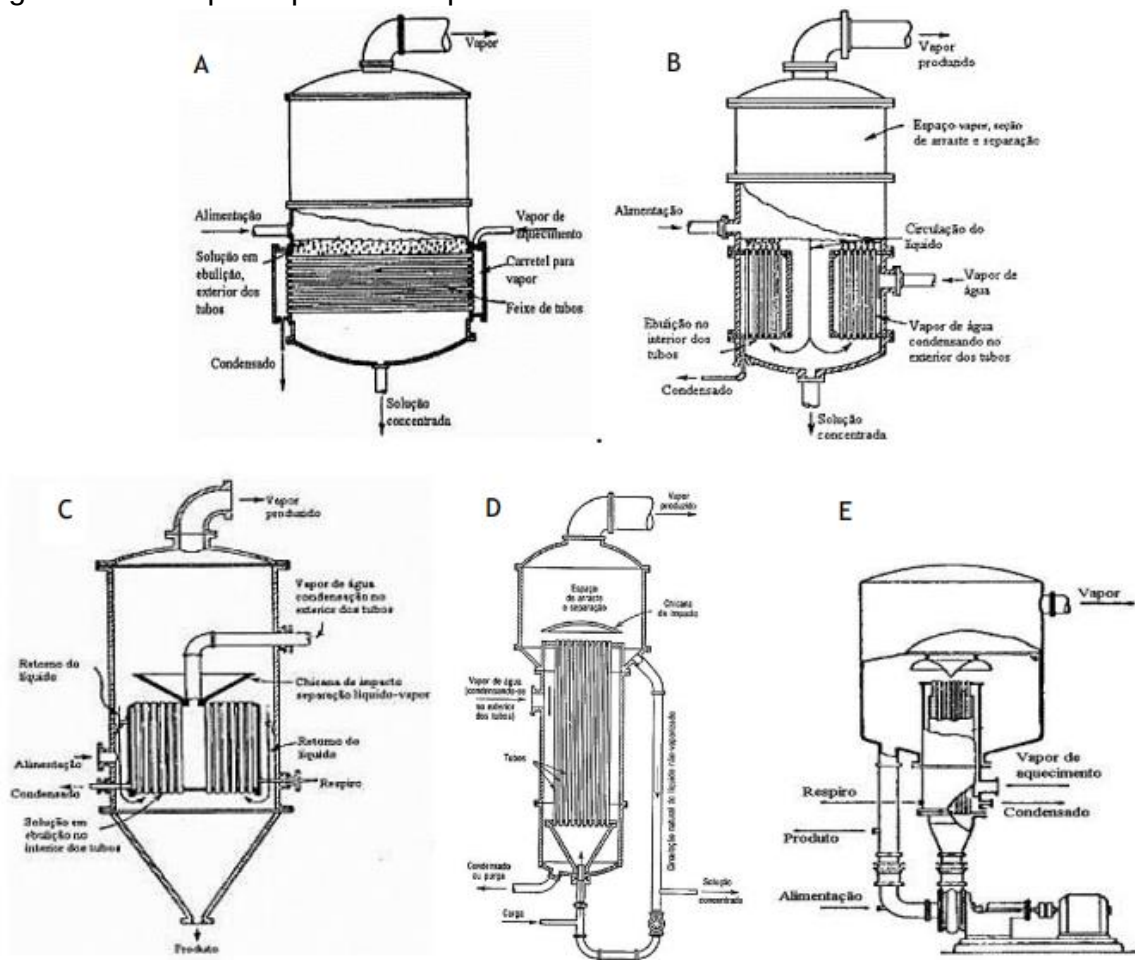
Os evaporadores, segundo Silva, D. P. F. (2024), podem ser classificados em três tipos em relação à operação. São eles:

- a) Sistemas contínuos: As vazões são as mesmas para os fluxos de entrada e saída;
- b) Sistemas semicontínuos: Um dos fluxos, podendo ser o de entrada ou de saída, é contínuo e o outro é batelada;
- c) Sistemas “*Batch*”: Evaporadores que operam no regime batelada.

### 3.2.1 Tipos de evaporadores

Os evaporadores industriais podem ser classificados de acordo com o regime de escoamento e com a intensidade de agitação do líquido, abrangendo configurações de circulação natural e sistemas de circulação forçada (Seader; Henley; Roper, 2011, tradução própria). Os principais tipos de evaporadores, de acordo com Silva, D. P. F. (2024), são: evaporadores de tacho aberto ou fechado, evaporadores de tubo curto, evaporadores de tubo longo, evaporadores de placas, evaporadores de fluxo expandido e evaporadores *Centri-therm*. Os evaporadores de tubo longo podem ser classificados em película ascendente e película descendente. A Figura 4 mostra os tipos de evaporadores mais comuns:

Figura 4 - Principais tipos de evaporadores.



Fonte: Dantas (2020).

- A) Tipo tubo horizontal;
- B) Tipo tubo vertical curto;
- C) Tipo tubo vertical curto tipo cesto;
- D) Tipo tubo vertical longo de circulação natural;
- E) Tipo circulação forçada vertical com superfície interna.

### 3.2.1.1 Circulação natural

Nos evaporadores de circulação natural, o escoamento do líquido ocorre espontaneamente, sem o uso de bombas, sendo impulsionado pela diferença de densidade entre o líquido frio e a mistura em ebulição no interior dos tubos. À medida que o vapor se forma, a fase bifásica torna-se menos densa e escoar para cima, promovendo a circulação contínua dentro do equipamento. Este tipo de configuração apresenta bom desempenho para soluções de baixa viscosidade e baixa tendência à formação de incrustações, embora seja menos eficiente para fluidos muito viscosos ou quando se busca elevada taxa global de transferência de calor (Seader; Henley; Roper, 2011, tradução própria).

### 3.2.1.2 Circulação forçada

De acordo com Seader, Henley e Roper (2011, tradução própria), nos evaporadores de circulação forçada o escoamento do líquido é promovido por uma bomba externa, que força a passagem da solução através da superfície de troca térmica em alta velocidade. Essa recirculação intensa aumenta a turbulência e eleva o coeficiente de transferência de calor, além de reduzir significativamente a formação de depósitos nas superfícies internas.

Araújo (2013 *apud* Silva D. S., 2024) ressalta que a circulação forçada faz com que os evaporadores se tornem menos sensíveis às variações nas vazões ou nas propriedades físicas da solução.

Este tipo de evaporador é especialmente indicado para fluidos viscosos, soluções que formam incrustações ou sistemas em que se exige alta taxa de evaporação. Embora apresente maior consumo energético e custo operacional superior em relação à circulação natural, o equipamento oferece maior estabilidade do processo, melhor controle operacional e melhor desempenho térmico (Seader; Henley; Roper, 2011, tradução própria).

### 3.2.2 Modos de operação

Os sistemas de evaporação podem ser compostos por um único evaporador, denominado evaporador de simples efeito, ou por dois ou mais evaporadores dispostos em série, caracterizando os evaporadores de múltiplos efeitos (Sanches *et al.*, 2024). Esses sistemas de múltiplos efeitos podem ainda ser organizados em diferentes arranjos operacionais, dentre os quais se destacam as configurações paralela, em contracorrente e mista (Elhesain *et al.*, 2023, tradução própria).

#### 3.2.2.1 Efeitos simples

A evaporação de efeito simples consiste na utilização de um único evaporador, no qual o vapor de água, normalmente saturado, é empregado para fornecer calor ao líquido em ebulição. Após a condensação, o vapor é eliminado, sem reaproveitamento de energia. Embora seja um método de operação simples, apresenta baixa eficiência

térmica, pois o consumo de vapor é relativamente elevado. Para evaporar 1 kg de água de uma solução, são necessários de 1 a 1,3 kg de vapor, evidenciando uma utilização pouco eficiente do calor fornecido (McCabe; Smith; Harriott, 1993, tradução própria).

Segundo McCabe, Smith e Harriott (1993, p. 465, tradução própria):

Quando é utilizado um único evaporador, o vapor do líquido em ebulição é condensado e eliminado. Este método é chamado de evaporação de efeito único e, embora seja simples, utiliza o vapor de forma ineficaz.

### 3.2.2.2 Efeitos múltiplos

Para reduzir o custo energético e melhorar a eficiência energética do processo, é utilizado o arranjo com evaporadores de múltiplos efeitos (Heluane *et al.*, 2012, tradução própria). Nesse sistema, dois ou mais evaporadores são utilizados em série, de forma que o vapor produzido no primeiro efeito serve como fonte de calor para o segundo, e assim sucessivamente, o que possibilita o aproveitamento do calor latente de condensação, reduzindo significativamente o consumo de vapor de aquecimento e aumentando a eficiência global do processo (McCabe; Smith; Harriott, 1993, tradução própria).

Os evaporadores de múltiplos efeitos, conforme conceituado por Reim (2007 *apud* Chantasiriwan, 2017, p. 599, tradução própria) consiste em “vários vasos de pressão operando em pressões decrescentes. Eles foram projetados para serem mais eficientes quando a corrente de entrada está na temperatura de saturação”. Em relação à ordem dos efeitos, Ramanathan *et al.* (2025, p. 2, tradução própria) diz que:

Os efeitos são numerados, começando pelo que é aquecido diretamente pelo vapor e opera na pressão mais alta. Na maioria dos casos, a construção, o tamanho e a área de transferência de calor de todos os efeitos em um sistema de evaporadores são idênticos.

Em relação às vantagens, como ressaltado por McCabe, Smith e Harriott (1993, p. 465, tradução própria), “o calor do vapor original é reutilizado no segundo efeito, e a evaporação conseguida por uma unidade de massa de vapor alimentada ao primeiro efeito é aproximadamente duplicada”. No entanto, apesar de ser esperado o número máximo possível de efeitos, o custo de capital no momento da aquisição, espaço e complexidade são fatores limitantes em aplicações práticas (Ramanathan *et al.*, 2025, tradução própria).

Essa arquitetura de equipamentos surge como solução para mitigar o elevado consumo energético característico das unidades de efeito simples. Observa-se que a temperatura decresce ao longo dos efeitos sucessivos na direção do fluxo de vapor, ao passo de que a concentração de sólidos aumenta na direção do escoamento do líquido (Elhesain *et al.*, 2023, tradução própria). Além disso, Díaz-Ovalle e Jafari (2023, p. 695, tradução própria) ressaltam que:

As características dos alimentos, em alguns casos, exigem fervura a vácuo para evitar danos sensoriais, ou seja, perda de sabor e cor. Assim, um processo de evaporação requer um sistema de geração de vácuo que opere sob baixas pressões em relação à pressão atmosférica local.

Para que ocorra a geração de vácuo, o vapor gerado no estágio final é convertido em fase líquida ao passar por um condensador, enquanto os gases remanescentes são processados em dispositivos mecânicos para serem comprimidos e eliminados (Díaz-Ovalle; Jafari, 2023, tradução própria).

### 3.2.2.3 Configurações paralela, contracorrente e mista

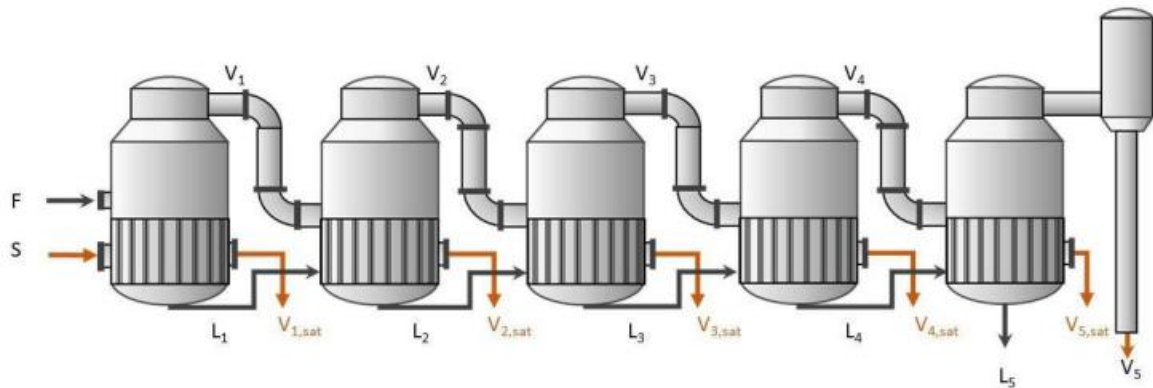
Existem distintas estratégias de alimentação de evaporadores de múltiplos efeitos, sendo que as principais são: alimentação direta (configuração concorrente ou paralela), alimentação reversa (configuração contracorrente) ou mista. Tais sistemas podem ser implementados em uma variada gama de efeitos, conforme a necessidade do processo (Elhesain *et al.*, 2023, tradução própria).

Na configuração paralela, tanto a solução quanto o vapor de aquecimento são introduzidos no primeiro efeito, circulando para os outros efeitos subsequentes. O escoamento destes fluidos ocorre em consonância com o gradiente de pressões e temperaturas decrescentes (Azevedo; Alves, 2017). De acordo com Foust *et al.* (1982), a vantagem desta configuração é que o uso de bombas é dispensável para deslocar a solução entre os estágios. A desvantagem reside na concentração de toda a demanda de aquecimento de carga no primeiro efeito, podendo provocar uma economia mais baixa para o sistema global.

Já na configuração contracorrente, a corrente de alimentação é introduzida no último efeito. Contudo, o vapor de aquecimento mantém seu fluxo original, sendo injetado no primeiro efeito (Azevedo; Alves, 2017). Neste caso, o método de alimentação reversa requer bombas adicionais para que ocorra o transporte das

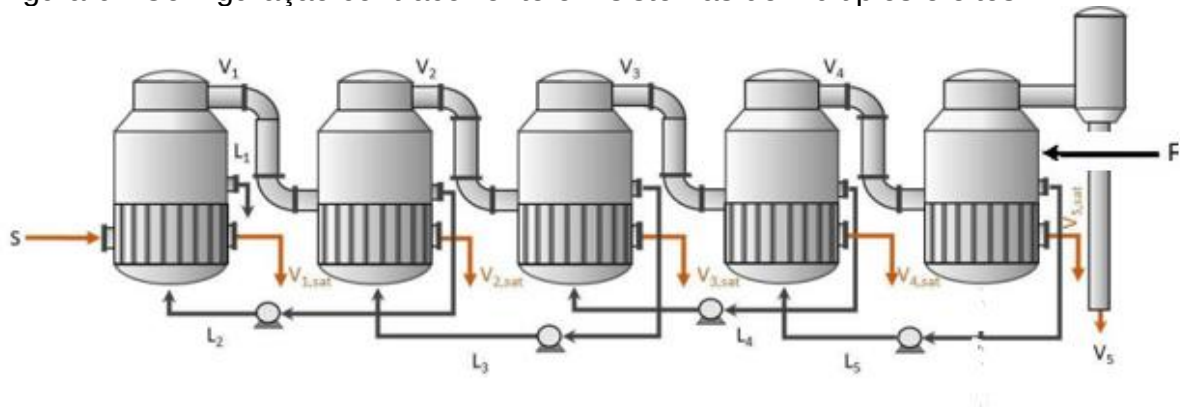
correntes de solução entre os efeitos, superando o gradiente de pressão. A alimentação reversa proporciona uma maior economia de vapor quando comparada à configuração paralela (Foust *et al.*, 1982). As Figuras 5 e 6 ilustram exemplos típicos das diferenças entre as configurações paralela e contracorrente em sistemas de evaporadores de múltiplos efeitos.

Figura 5 - Configuração paralela em sistemas de evaporação de múltiplos efeitos.



Fonte: Silva, D. S. (2024).

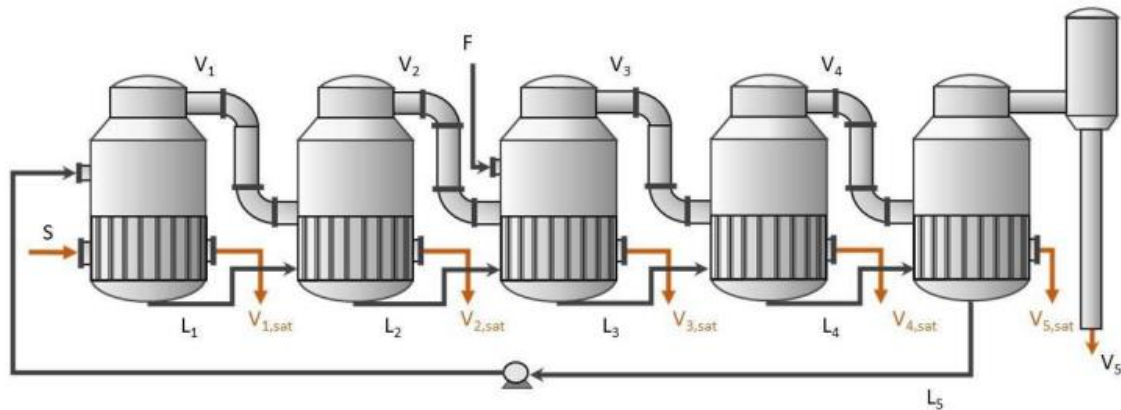
Figura 6 - Configuração contracorrente em sistemas de múltiplos efeitos.



Fonte: Silva, D. S. (2024).

Adicionalmente, há a configuração mista, recomendada para soluções altamente viscosas. Nessa disposição, a alimentação é introduzida em um estágio intermediário, deslocando-se para os próximos efeitos, e ao final a solução é retornada para o primeiro efeito (Costa, 2018 *apud* Silva D. S., 2024). A Figura 7 mostra a disposição dos evaporadores em uma configuração mista.

Figura 7 - Configuração mista em sistemas de evaporadores de múltiplos efeitos.



Fonte: Silva, D. S. (2024).

### 3.3 APLICAÇÕES DE EVAPORADORES

Os processos de evaporação são imprescindíveis nas indústrias que requerem redução do volume de armazenamento, eliminação de compostos indesejáveis, preparação para processos posteriores, entre outros. Na indústria de alimentos, a evaporação permite a formulação de novos produtos, desodorização de alimentos, estabilização de compostos e tratamento de alimentos com alta sensibilidade térmica. Esses processos térmicos são largamente conhecidos na indústria alimentícia, nos quais alguns alimentos são submetidos à evaporação para a garantia de um alto nível de qualidade (Díaz-Ovalle; Jafari, 2023, tradução própria). De acordo com Elhesain *et al.* (2023, p. 2, tradução própria):

Nas indústrias que produzem açúcar, sucos de frutas, laticínios, óleos comestíveis, extrato de tomate e café, os evaporadores estão entre as peças de maquinário mais cruciais. Eles devem usar o mínimo de energia possível, pois requerem muito vapor da caldeira.

Segundo Rogério, Costa e Júnior (2013), os evaporadores de múltiplos efeitos são amplamente empregados em indústrias de grande relevância econômica, como as de açúcar, celulose e papel, pasta de tomate e dessalinização. Além dessas aplicações, Díaz-Ovalle e Jafari (2023) ressaltam o uso dessa tecnologia também nos processos de produção de sucos de frutas, óleos comestíveis e bebidas não alcoólicas.

#### 3.3.1 Indústria sucroalcooleira

O processo de fabricação de açúcar e álcool tem início com a recepção da matéria-prima, realizada por meio de caminhões adaptados, que descarregam a cana-de-açúcar em pátios de armazenagem ou diretamente nas mesas alimentadoras (Jesus, 2004 *apud* Dantas; Neto; Oliveira, 2022). Em seguida, a cana é lavada e submetida ao preparo, etapa na qual ocorre o esmagamento por rolos ou moendas. O caldo extraído é encaminhado para a etapa de tratamento, enquanto o bagaço é reaproveitado como biomassa para a geração de energia nas caldeiras (Jesus, 2004 *apud* Dantas; Neto; Oliveira, 2022).

O caldo extraído é submetido a etapas de clarificação, que incluem desde o peneiramento para a remoção de impurezas grossas até a formação de aglomerados coloidais, facilitando a precipitação no processo de decantação. Antes de ser encaminhado à etapa de evaporação, o caldo passa por um processo de filtração (Jesus, 2004 *apud* Dantas; Neto; Oliveira, 2022).

Na etapa de concentração, o caldo misto é encaminhado ao sistema de evaporação, com o objetivo de elevar a concentração da solução de sacarose. Ao final do processo, obtém-se um xarope de elevada concentração, com coloração amarelada (Jesus, 2004 *apud* Dantas; Neto; Oliveira, 2022). O processo de evaporação é conduzido sob temperaturas que minimizem as perdas de sacarose, formação de cor e o consumo de vapor. O caldo é tipicamente introduzido no sistema com uma concentração de sacarose de aproximadamente 12 °Brix, sendo concentrado até atingir valores próximos a 65 °Brix (Chung, 2000 *apud* Lewis *et al.*, 2010, tradução própria). Nas usinas de açúcar, o evaporador mais comumente empregado é do tipo tubos verticais, operando de forma contínua (Jesus, 2004 *apud* Dantas; Neto; Oliveira, 2022).

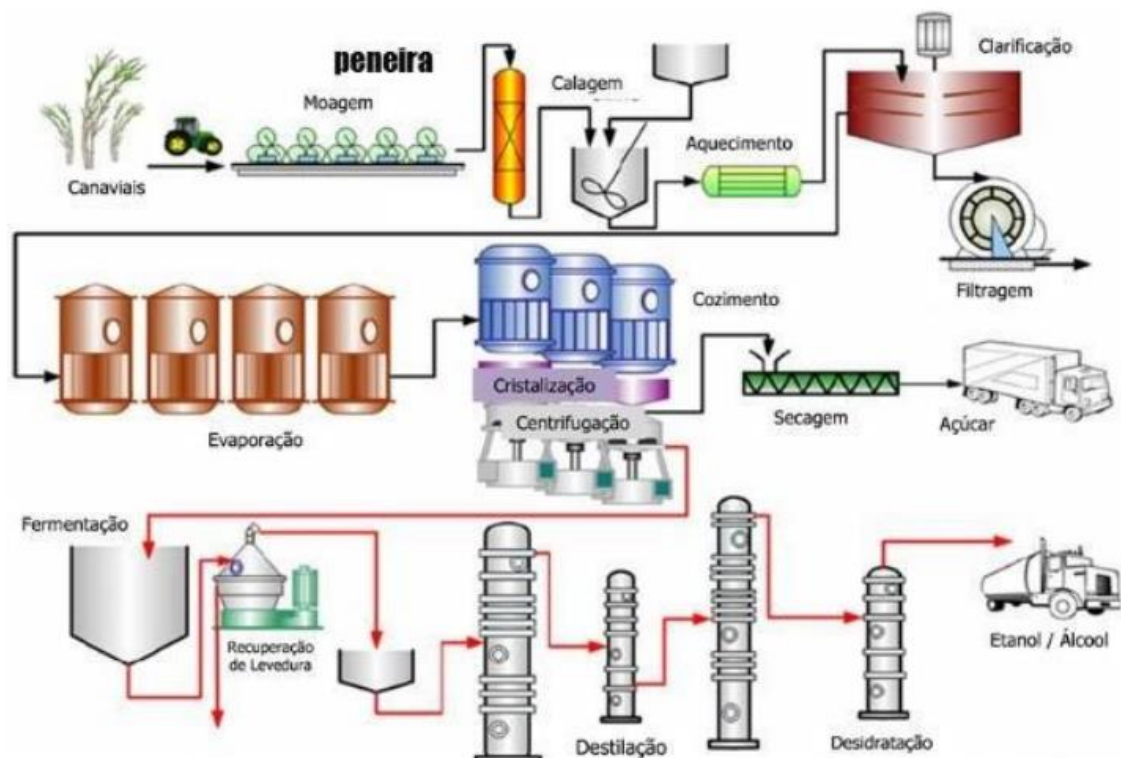
A produção de açúcar demanda sistemas de evaporação de alta durabilidade e operação contínua. Historicamente, essa etapa era conduzida em evaporadores de simples efeito; contudo, o elevado consumo energético e os extensos tempos de residência impulsionaram o desenvolvimento de equipamentos com variadas configurações e a implementação de sistemas de múltiplos efeitos (Urbaniec, 2004 *apud* Díaz-Ovalle; Jafari, 2023, tradução própria).

O produto proveniente da evaporação é submetido à etapa de cozimento em cristalizadores, na qual o caldo é concentrado até atingir um determinado grau de supersaturação. Nessa etapa, são adicionados núcleos cristalinos para promover o crescimento dos cristais até o tamanho desejado. Em seguida, a massa cozida é

encaminhada à centrifugação, onde ocorre a separação do licor-mãe e do açúcar cristal. O açúcar cristal segue para a etapa de secagem, enquanto o licor-mãe é destinado às destilarias para a produção de etanol. Posteriormente, nessa etapa final, os cristais de açúcar são submetidos ao processo de secagem, no qual podem ser utilizados secadores de ar quente ou de ar frio, podendo o produto ser comercializado na forma de açúcar cristal ou empregado na fabricação de outros tipos, como o açúcar refinado, o líquido e o invertido (Jesus, 2004 *apud* Dantas; Neto; Oliveira, 2022).

A Figura 8 apresenta um fluxograma simplificado das etapas descritas do processo de fabricação do açúcar e álcool.

Figura 8 - Processo de produção de açúcar e álcool.



Fonte: Dantas (2022).

### 3.4 MODELAGEM DE UM SISTEMA DE EVAPORAÇÃO DE MÚLTIPLOS EFEITOS

Para o dimensionamento do sistema de evaporação, os balanços de massa e energia para um sistema de simples e múltiplos efeitos são utilizados para os projetos de evaporadores (McCabe; Smith; Harriott, 1993, tradução própria).

### 3.4.1 Balanços de massa e energia

Os balanços mássicos e energéticos são utilizados para a determinação das correntes que saem dos evaporadores. De acordo com Azevedo e Alves (2017), o equacionamento do sistema se baseia em três pilares: o balanço de massa global, balanço de massa para o soluto e o balanço entálpico. Para fins de modelagem, admite-se que não há perdas térmicas através das superfícies dos tubos.

Para o balanço de massa global:

$$F = V + L \quad (1)$$

Em que:

F: Corrente de Alimentação;

V: Corrente de vapor;

L: Solução concentrada.

Para o balanço de massa para o soluto:

$$x_F F = x L \quad (2)$$

Em que:

$x_F$ : Fração mássica de soluto na corrente de alimentação;

$x$ : Fração mássica de soluto na saída do evaporador;

Para o balanço de energia entálpico:

$$Fh^F + Sh_s^V = Vh^V + Lh^L + Sh_s^L \quad (3)$$

Em que:

S: Corrente de vapor saturado (vapor de aquecimento);

$h^F$ : Entalpia específica da corrente de alimentação;

$h^V$ : Entalpia do vapor produzido no evaporador;

$h^V(S)$ : Entalpia do vapor saturado da corrente de aquecimento;

$h^L$ : Entalpia da solução concentrada que sai do evaporador;

$h^L(S)$ : Entalpia do líquido saturado da corrente de aquecimento;

O produto entre o fluxo mássico da corrente de vapor de aquecimento e sua respectiva entalpia de condensação, conforme expresso na Equação (3), define a taxa de transferência de calor do sistema. Esta carga térmica pode ser quantificada por meio da seguinte equação fundamental de projeto:

$$q = UA\Delta T \quad (4)$$

Em que:

q: Taxa de transferência de calor;

U: Coeficiente global de transferência de calor;

A: Área de troca térmica;

$\Delta T$ : Força motriz responsável pela transferência de calor.

Em sistemas de múltiplos efeitos, as equações de balanço são aplicadas individualmente para cada estágio. Para a modelagem de evaporadores em série, assume-se, em cenários simplificados, que as áreas de troca térmica são iguais, enquanto os coeficientes globais de transferência de calor são considerados constantes para cada estágio, porém decrescentes ao longo dos efeitos. Sob tais premissas, admite-se que as taxas de transferência de calor são iguais em todos os efeitos. Consequentemente, a diferença de temperatura em cada evaporador apresenta uma proporcionalidade inversa aos respectivos valores dos coeficientes globais de transferência de calor (Azevedo; Alves, 2017).

Estas hipóteses supracitadas são a base e o ponto de partida para o dimensionamento de evaporadores. Segundo Elhesain *et al.* (2023, p. 2, tradução própria):

Sistemas de evaporadores de múltiplos efeitos operando em regime permanente podem ser definidos como um conjunto de equações algébricas não lineares que incluem balanços de massa total e de soluto, balanços de energia, equações de taxa de transferência de calor e a dependência da composição e da temperatura de propriedades termodinâmicas relevantes, como pressões e entalpias de vapor.

No âmbito do projeto de evaporadores, a aplicação destas equações visa tanto a determinação da área de transferência de calor quanto à previsão da composição de saída de uma bateria de evaporadores. De acordo com Azevedo e Alves (2017), a resolução deste sistema de equações pode ser conduzida por duas abordagens distintas:

- a) Método empírico (tentativa e erro): fundamenta-se na intuição do projetista com experiência considerável.
- b) Metodologia algorítmica (iterativa): inclui uma metodologia com algoritmo para determinar as soluções do sistema. Os valores das correntes de líquido e vapor são calculados e as propriedades termodinâmicas são sucessivamente recalculadas, até que o critério de convergência seja satisfeito, definido pela obtenção de áreas de troca térmica aproximadamente iguais (Azevedo; Alves, 2017).

### 3.4.2 Parâmetros de desempenho dos evaporadores

Os principais indicadores de desempenho de um sistema de evaporação são a Capacidade e a Economia. A Capacidade corresponde à quantidade de solvente que é vaporizada por hora. Por sua vez, a Economia é definida como a quantidade de solvente vaporizada pela quantidade de vapor de aquecimento suprido ao sistema (McCabe; Smith; Harriott, 1993, tradução própria).

A Capacidade é diretamente influenciada pela taxa de transferência de calor. Caso a corrente de alimentação encontre-se abaixo do ponto de ebulição, uma fração da energia transferida pela superfície de aquecimento é utilizada para pré-aquecer a solução até a sua temperatura de saturação (Rein, 2007 *apud* Chantasiriwan, 2017, tradução própria). Por outro lado, quando a alimentação é introduzida já em seu ponto de ebulição, a taxa de evaporação torna-se proporcional à taxa de transferência de calor (calor latente). Por fim, se a alimentação estiver acima da temperatura de ebulição, ocorre a evaporação espontânea (*flash*) de uma parcela da alimentação por equilíbrio adiabático (McCabe; Smith; Harriott, 1993, tradução própria).

A Economia pode ser influenciada pelo número de efeitos e pela condição térmica de alimentação. Este parâmetro é determinado pela razão do somatório das correntes de vapor geradas em todos os efeitos do sistema pela quantidade de vapor de aquecimento introduzida no primeiro estágio. A temperatura de alimentação também influencia no parâmetro pelas mesmas razões que afetam a Capacidade, já que o vapor produzido no primeiro efeito é sequencialmente aproveitado no segundo efeito, e assim sucessivamente (McCabe; Smith; Harriott, 1993, tradução própria).

Ao comparar o desempenho de sistemas de simples e múltiplos efeitos, observa-se que a capacidade total dos múltiplos efeitos geralmente não supera a

capacidade de um efeito simples, sob as mesmas condições operacionais e mesma área de superfície de aquecimento (McCabe; Smith; Harriott, 1993, tradução própria). Em contrapartida, a Economia é regida pelos balanços energéticos e pelo reaproveitamento do calor latente, sendo pouco afetada pela elevação do ponto de ebulição. Geralmente, o valor da Economia é tipicamente inferior ao número total de efeitos do sistema (McCabe; Smith; Harriott, 1993, tradução própria).

Uma observação interessante nessa análise comparativa é que em evaporadores de efeito simples, a temperatura da corrente de alimentação frequentemente se encontra abaixo do ponto de ebulição. Esta condição compromete a eficiência do processo, uma vez que o vapor de aquecimento não é utilizado de forma eficaz; parte da energia cedida é utilizada para aquecer a solução, o que resulta em um desempenho térmico reduzido e, conseqüentemente, uma baixa economia (Sanadi; Khot, 2024, tradução própria).

De acordo com Azevedo e Alves (2017), outra medida de desempenho atribuída à operação de evaporadores é o consumo de vapor de aquecimento. Esta medida quantifica a demanda mássica de vapor saturado suprida ao evaporador ou no caso de sistemas de múltiplos efeitos, ao primeiro estágio do conjunto. Ao contrastar sistemas de simples e múltiplos efeitos sob uma mesma capacidade, verifica-se que o consumo de vapor é substancialmente reduzido na configuração multi-efeito, proporcionando o aumento da economia com o número de efeitos (Azevedo; Alves, 2017). Complementarmente, Chantasiriwan (2019, p. 1, tradução própria) ressalta que “a redução do consumo de vapor também pode ser alcançada pela distribuição otimizada das superfícies de aquecimento do processo”.

### 3.5 SIMULAÇÃO DE PROCESSOS QUÍMICOS

A simulação é consolidada como uma técnica imprescindível para o estudo e a gestão de sistemas complexos, permitindo analisar e mensurar cenários que seriam inviáveis de observar diretamente (Robert, 1998 *apud* Elhesain, *et al.*, 2023, tradução própria). Essa metodologia subsidia o processo decisório ao avaliar alternativas estratégicas em ambientes competitivos, funcionando como uma ferramenta inestimável que “reduz o tempo de concepção e maximiza a economia industrial” (Jorge *et al.*, 2010, p. 351, tradução própria).

Sob a ótica da engenharia, Ureta e Salvadori (2022, tradução própria) destacam que essa técnica permite a representação de unidades operacionais por meio de modelos mecanísticos fundamentados em balanços de massa, energia e equilíbrio entre fases. Na indústria de alimentos, especificamente, tais ferramentas são amplamente difundidas para atender demandas críticas, como a otimização da eficiência energética e a redução do consumo hídrico, além de fomentar o desenvolvimento de cadeias de suprimentos com processamento mínimo.

Para a viabilização desses estudos, diversos softwares comerciais têm sido empregados nas últimas décadas. Conforme preconizam Ureta e Salvadori (2022, tradução própria) e corroboram estudos precedentes, plataformas como Aspen Plus, HYSYS, VMGSim e SuperPro Designer consolidaram-se como recursos essenciais para análises preditivas de alta precisão. Entre estes, o simulador HYSYS destaca-se pela usabilidade e robustez (Jorge *et al.*, 2010, tradução própria). Todavia, para aplicações na indústria sucroalcooleira, o software requer adaptações rigorosas, uma vez que seus modelos termodinâmicos nativos foram originalmente desenvolvidos com foco no setor petroquímico (Seider *et al.*, 1999 *apud* Jorge *et al.*, 2010, tradução própria).

Adicionalmente, Lewis *et al.* (2010, tradução própria) demonstraram a eficácia do Aspen Plus em prever fluxos de massa e energia em refinarias de açúcar. Fundamentando-se em princípios termodinâmicos e simulações em regime permanente, os autores enfatizaram o papel do simulador na minimização do consumo de utilidades. Contudo, embora o estado estacionário seja o padrão para o projeto, Kumar (2025, p. 5525, tradução própria) ressalta uma mudança de paradigma ao afirmar que “a modelagem dinâmica é essencial para prever as respostas do sistema a condições variáveis”, permitindo o desenvolvimento de sistemas de controle avançados e a otimização do desempenho em tempo real.

### **3.5.1 Aspen Plus**

O Aspen Plus é “um software de simulação de processos baseado em técnicas inicialmente utilizadas, há anos, para o desenvolvimento de fluxogramas na indústria de engenharia química” (Okolie; Rogachuk; 2024, p. 10).

O simulador tem suas origens na década de 1970, quando a crise energética motivou a iniciativa do Instituto de Tecnologia de Massachusetts (MIT), cujo objetivo

era fornecer uma ferramenta avançada de simulação de processos para aumentar a eficiência e reduzir custos. O desenvolvimento do software ao longo do tempo permitiu que, atualmente, seja utilizado como parte integrante da otimização, do projeto e da análise de processos na indústria de engenharia química, permitindo um processo de projeto mais detalhado e flexível, consolidando-se como uma ferramenta de referência na área (Okolie; Rogachuk, 2024).

A partir de um conjunto confiável de dados termodinâmicos, modelos rigorosos de equipamentos e condições operacionais apropriadas, o Aspen Plus pode simular o comportamento real de uma planta química industrial (Al-Malah, 2023). Ainda segundo o autor, vários testes podem ser executados, para verificar especificações de projeto, eliminar gargalos de processo, realizar análises de sensibilidade e estudos de otimização.

O uso do simulador de processos Aspen Plus possibilita o desenvolvimento de projetos industriais mais eficientes, além de contribuir para o aumento da rentabilidade de plantas já em operação. A simulação de fluxogramas mostra-se aplicável a todas as etapas do ciclo de vida de um processo, desde fases iniciais de pesquisa e desenvolvimento até a consolidação de projetos em níveis mais avançados de detalhamento, abrangendo a engenharia conceitual, básica e detalhada, bem como as etapas de operação e modernização das unidades industriais (Al-Malah, 2023).

A seguir são apresentadas as etapas de execução de uma simulação de processos no Aspen Plus, conforme sugerido por Al-Malah (2023). São elas:

- a) Especificar os componentes químicos do processo: esses componentes podem ser obtidos dos bancos de dados do Aspen Plus ou inseridos manualmente na plataforma.
- b) Definir os modelos termodinâmicos para representar as propriedades físicas dos componentes e das misturas envolvidas no processo. Esses modelos já estão incorporados ao Aspen Plus.
- c) Definir o fluxograma do processo: Definição das operações unitárias do processo; definição das correntes de processo que entram e saem das operações unitárias; seleção de modelos na biblioteca do Aspen Plus para descrever cada operação unitária ou síntese química e inserí-los no fluxograma do processo;
- d) Especificar as vazões dos componentes e as condições termodinâmicas (temperatura, pressão e composição) de todas as correntes de alimentação.

e) Definir as condições operacionais para os modelos das operações unitárias.

O arranjo do fluxograma, as condições operacionais e a composição das correntes de alimentação podem ser modificadas, permitindo a comparação entre os resultados obtidos anteriormente e aqueles gerados após as alterações, de modo a possibilitar a aceitação ou rejeição de novas alternativas de processo. De modo geral, a modificação da lista de componentes implica a avaliação de um processo alternativo distinto na simulação, considerando-se o tipo e a quantidade de etapas físicas e/ou químicas necessárias para alcançar o mesmo produto final (Al-Malah, 2023).

### 3.5.2 DWSIM

O DWSIM teve sua origem no ano de 2004, idealizado pelo desenvolvedor Daniel Wagner Oliveira de Medeiros. Inicialmente, o projeto consistia em macros criadas em ambiente Excel VBA, que tinham como objetivo implementar a equação de estado de Peng-Robinson e um algoritmo básico de cálculo de *Flash*. Ainda naquele ano, o desenvolvedor integrou uma interface gráfica para o desenho de fluxogramas de processos, dando os primeiros passos para o formato atual do software (Medeiros, 2026).

Após anos de codificação, o simulador foi oficialmente lançado no mercado. Um dos grandes marcos de sua trajetória ocorreu em meados de 2013, quando a organização CO-LaN concedeu a Daniel Wagner o prêmio CAPE-OPEN 2012 *Award*. Esse reconhecimento foi motivado pelo fato de o DWSIM ter sido o primeiro ambiente de modelagem de processos distribuído como código aberto a implementar as interfaces padronizadas CAPE-OPEN (Medeiros, 2026).

Atualmente, o DWSIM expandiu seu alcance, sendo executado nas plataformas mais populares e utilizado globalmente por centenas de estudantes, professores e consultores independentes. A confiabilidade de seus métodos de cálculo, modelos termodinâmicos e capacidades técnicas é atestada pelo fato de o simulador ser frequentemente citado e utilizado em diversos artigos e trabalhos de pesquisa científica (Medeiros, 2026).

Embora o DWSIM se destaque por ser gratuito e de código aberto, ele apresenta limitações operacionais em relação ao Aspen Plus, software comercial consolidado com mais de 35 anos de mercado e amplo suporte profissional. Enquanto o Aspen Plus possui maior capacidade e robustez para modelar processos complexos

envolvendo diversas reações e substâncias devido aos seus extensos bancos de dados validados, o DWSIM atua de forma independente; contudo, mesmo sem essa estrutura de suporte corporativo, o simulador livre é capaz de realizar tarefas semelhantes com desvios gerais inferiores a 5% nos resultados (Tangsriwong, *et al.*, 2020).

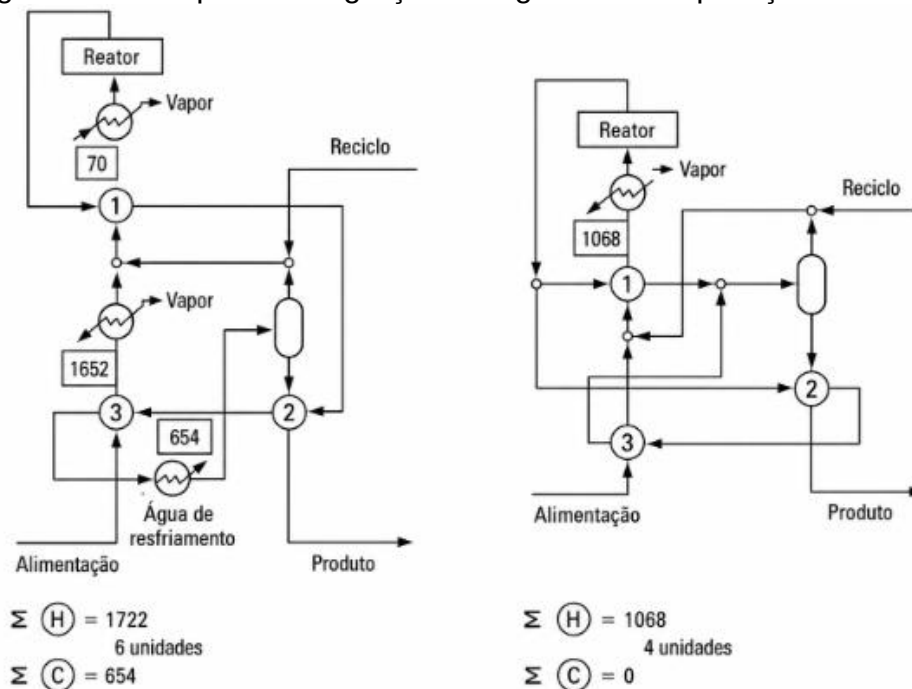
### 3.6 INTEGRAÇÃO ENERGÉTICA

Os processos de produção de açúcar envolvem etapas de aquecimento, evaporação e cristalização do caldo de cana, operações que demandam elevada quantidade de energia térmica, principalmente na forma de vapor de aquecimento (Cortés; Verelst; Suárez, 2010, tradução própria). A etapa de evaporação tem grande peso no balanço energético, uma vez que o processo de concentração do caldo requer grandes quantidades de vapor das caldeiras para promover a vaporização da água presente na solução (Dantas; Neto; Oliveira, 2022).

Diante do aumento dos custos energéticos e da busca por processos mais eficientes e sustentáveis, a integração energética surge como uma importante estratégia para otimizar o aproveitamento térmico dos processos industriais, com possibilidades de utilização do vapor gerado no sistema de evaporação como fonte de aquecimento para o restante do processo (Cortés; Verelst; Suárez, 2010, tradução própria). Essa abordagem baseia-se na recuperação e reutilização da energia disponível entre correntes quentes e frias, reduzindo a demanda por utilidades externas, como vapor de aquecimento e água de resfriamento.

Os primeiros estudos sistemáticos sobre integração energética foram desenvolvidos na década de 1970 por Bodo Linnhoff e colaboradores, culminando no desenvolvimento da Análise *Pinch*, uma metodologia termodinâmica voltada à determinação das condições mínimas de consumo energético em processos industriais (Kemp, 2007, tradução própria). A Figura 9 apresenta um exemplo simplificado de integração energética antes e após a aplicação da Análise *Pinch*.

Figura 9 - Exemplo de integração energética com aplicação da Análise Pinch.



Fonte: Adaptado de Kemp (2007).

No exemplo apresentado, observa-se que a integração térmica permite reduzir o consumo de utilidades quentes por meio do melhor aproveitamento da energia disponível no próprio processo, evidenciando o potencial de recuperação energética da metodologia.

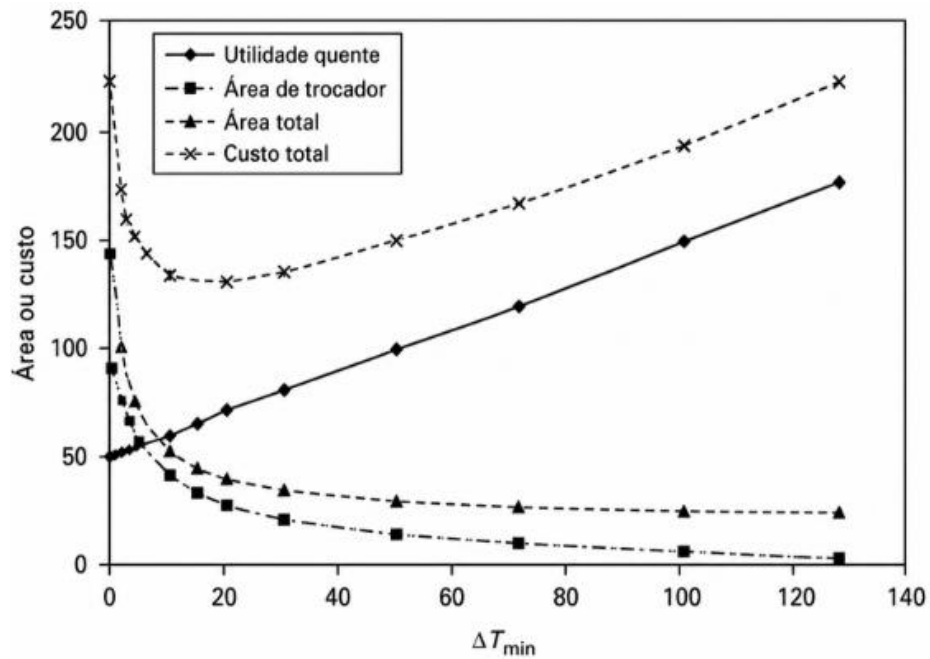
### 3.6.1 Princípios da Análise *Pinch*

A Análise *Pinch* fundamenta-se nos princípios da conservação de energia e na transferência de calor entre correntes de diferentes temperaturas. O método busca maximizar a recuperação interna de calor do processo, minimizando, consequentemente, a necessidade de utilidades externas (Kwong, 2013).

Um dos principais parâmetros da metodologia é o  $\Delta T$  mínimo, também denominado temperatura mínima de aproximação, que representa a menor diferença de temperatura admissível entre correntes quentes e frias em um trocador de calor. Esse parâmetro influencia diretamente o consumo de utilidades e a área necessária para troca térmica. Valores menores de  $\Delta T$  mínimo favorecem maior recuperação de calor, porém demandam maiores áreas de troca térmica e, consequentemente, maiores custos de investimento (Kwong, 2013). A Figura 10 ilustra qualitativamente a

relação entre o  $\Delta T$  mínimo, o consumo de utilidades e os custos associados ao sistema de troca térmica.

Figura 10 - Consumo de utilidades, área do trocador de calor e variação do custo com  $\Delta T$  mínimo.



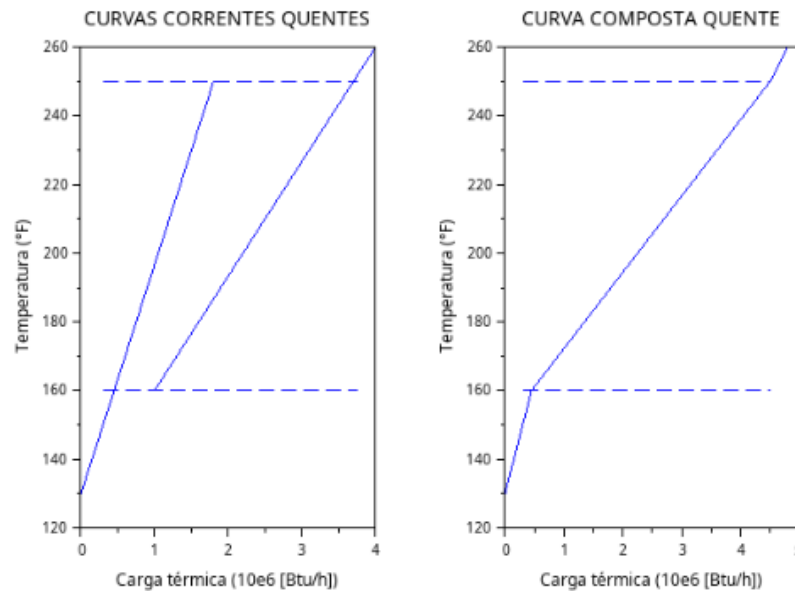
Fonte: Adaptado de Kwong (2013).

### 3.6.2 Ferramentas da Análise Pinch

Entre as principais ferramentas utilizadas na Análise *Pinch* destacam-se o método dos Intervalos de Temperatura e as Curvas Compostas. Neste trabalho, será utilizada a abordagem das Curvas Compostas para a avaliação energética do sistema de evaporação.

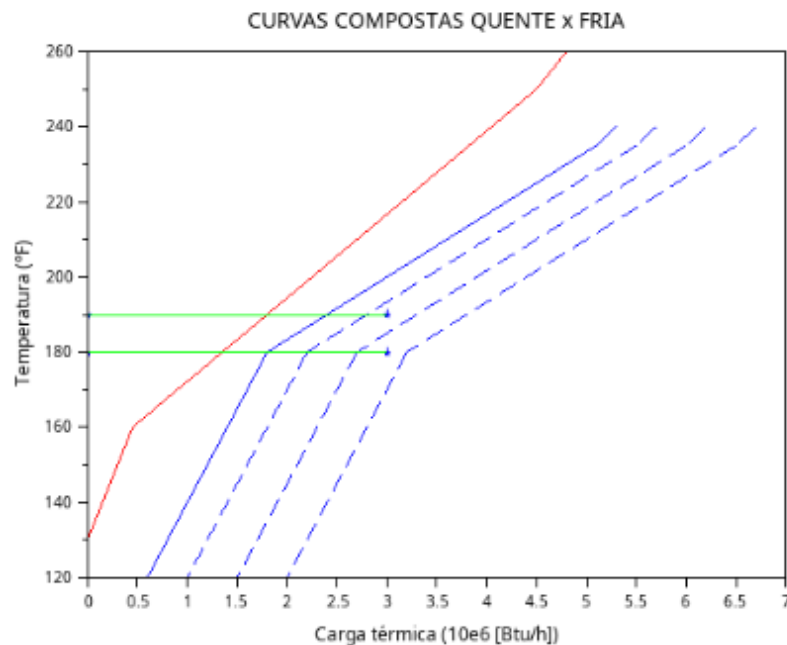
As Curvas Compostas, introduzidas por Itoh, Shiroko e Umeda em 1982, consistem na representação gráfica das correntes quentes e frias em diagramas de Temperatura versus Entalpia (*Pinch Technology*, s. d., tradução própria). A partir da sobreposição dessas curvas, considerando o deslocamento correspondente ao  $\Delta T$  mínimo adotado, torna-se possível identificar a região de *Pinch*, estimar as demandas mínimas de utilidades e avaliar o potencial de recuperação interna de calor do processo (Kwong, 2013). As Figuras 11 e 12 apresentam exemplos da formação de curvas compostas e da interação entre correntes quentes e frias em um sistema termicamente integrado.

Figura 11 - Exemplos de comportamento das curvas das correntes quentes e a curva composta formada.



Fonte: Adaptado de Kwong (2013).

Figura 12 - Curvas compostas quente e fria.



Fonte: Adaptado de Kwong (2013).

### 3.6.3 Aplicações em sistemas de evaporação

Os evaporadores de múltiplos efeitos constituem um exemplo clássico de integração energética em processos industriais. Nesse sistema, o vapor gerado em um efeito é reutilizado como fonte de calor no efeito subsequente, reduzindo o

consumo de vapor vivo e aumentando a eficiência térmica global do processo (McCabe; Smith; Harriott, 1993, tradução própria).

Na indústria sucroalcooleira, a integração energética do sistema de evaporação possui elevada relevância devido à grande demanda térmica associada à concentração do caldo de cana. Dessa forma, ferramentas da Análise *Pinch* podem auxiliar na avaliação do aproveitamento energético do sistema (Cortés; Verelst; Suárez, 2010, tradução própria).

Neste trabalho, as Curvas Compostas serão utilizadas como ferramenta de avaliação energética do sistema de evaporação simulado, visando analisar o aproveitamento térmico do processo e identificar possibilidades de otimização energética.

#### **4 MATERIAIS E MÉTODOS**

Os parâmetros reais do sistema de evaporação foram disponibilizados por uma empresa do setor sucroalcooleiro. Trata-se de um sistema de 5 efeitos, em que o xarope é concentrado de 13 °Brix para 65 °Brix. Todas as informações relacionadas ao caldo em cada etapa de evaporação bem como os dados de operação de cada efeito foram cedidas.

Com base nas informações conhecidas, foram feitas simulações nos softwares DWSIM e Aspen Plus v14, para efeitos de comparação entre os simuladores e com os dados reais de processo. Nos métodos iterativos para resolução de sistemas de múltiplos efeitos, o conhecimento dos coeficientes globais de transferência de calor é um requisito fundamental. Diante da ausência experimental desses valores, adotou-se como estratégia de simulação a fixação das pressões de operação reais disponibilizadas pela planta, permitindo a convergência do modelo.

Com as pressões de operação mantidas e as condições especificadas na entrada da bateria, a simulação foi condicionada à determinação da quantidade de vapor de aquecimento que entra no primeiro efeito, de modo que satisfaça a condição de saída do último evaporador. Para que isso ocorresse, foi utilizado um bloco lógico do controlador, em ambos os simuladores. Contudo, enquanto o Aspen Plus demandou apenas a especificação da composição final desejada para convergir o balanço, o DWSIM apresentou a particularidade de exigir a predeterminação das temperaturas e pressões operacionais intermediárias com base nas composições de

cada estágio. Os resultados da simulação foram validados pelo cálculo do erro relativo em comparação aos dados reais. Para as variáveis não fornecidas inicialmente, utilizou-se a modelagem do sistema de evaporação de múltiplos efeitos, conforme detalhado na seção 3.4.1.

## 5 RESULTADOS E DISCUSSÕES

### 5.1 CARACTERIZAÇÃO DO CENÁRIO OPERACIONAL

Os dados operacionais referentes ao sistema de evaporação, fornecidos pela unidade industrial, constituído por uma única bateria de evaporadores em múltiplos efeitos e fornecidos pela unidade industrial, encontram-se discriminados nas Tabelas 1 e 2.

Tabela 1 - Dados de vazão e concentração do caldo da evaporação.

| <b>Efeitos</b> | <b>Vazão de entrada (m³/h)</b> | <b>°Brix Entrada</b> | <b>Vazão de saída (m³/h)</b> | <b>°Brix Saída</b> |
|----------------|--------------------------------|----------------------|------------------------------|--------------------|
| 1              | 600,0                          | 13,0                 | 504,0                        | 15,5               |
| 2              | 504,0                          | 15,5                 | 408,0                        | 19,1               |
| 3              | 408,0                          | 19,1                 | 312,0                        | 25,0               |
| 4              | 312,0                          | 25,0                 | 216,0                        | 36,1               |
| 5              | 216,0                          | 36,1                 | 120,0                        | 65,0               |

Fonte: Autores (2026).

Tabela 2 - Dados de operação em cada efeito.

| <b>Correntes/Efeitos</b> | <b>Pressão (kgf/cm²)</b> | <b>Temperatura (°C)</b> |
|--------------------------|--------------------------|-------------------------|
| Entrada (F)              | -                        | 98,00                   |
| Vapor escape (S)         | 2,50                     | 126,50                  |
| 1                        | 1,70                     | 114,60                  |
| 2                        | 1,20                     | 104,20                  |
| 3                        | 0,75                     | 91,20                   |
| 4                        | 0,38                     | 74,20                   |
| 5                        | 0,14                     | 52,10                   |

Fonte: Autores (2026).

Conforme indicado na Tabela 1, o caldo de entrada apresenta uma composição de 13 °Brix. Ressalta-se, contudo, que este parâmetro está sujeito a variações em função da taxa de embebição, da configuração das moendas e das propriedades qualitativas da matéria-prima. Paralelamente, o teor de sólidos solúveis desejado para a saída do sistema é de aproximadamente 65 °Brix. Segundo a empresa, concentrações inferiores a este patamar resultam no prolongamento do tempo de cozimento, ao passo que valores superiores podem comprometer a qualidade do processo e elevar o risco de cristalização precoce ainda na etapa de evaporação.

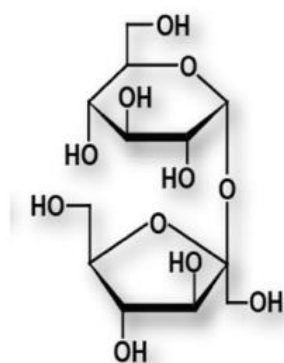
Um aspecto relevante observado nos dados da Tabela 1 é a uniformidade na taxa de evaporação, mantendo-se rigorosamente em 96 m<sup>3</sup>/h por efeito. No que tange à evolução da concentração, verifica-se uma elevação expressiva entre o 4º e o 5º efeito, passando de 36,1 °Brix para 65 °Brix. Tal comportamento evidencia que o incremento do °Brix ao longo dos estágios não é linear, visto que a composição final do caldo concentrado é quase o dobro daquela observada na saída do quarto efeito.

A análise da Tabela 2 demonstra que as diferenças de temperatura são relativamente reduzidas, com o gradiente máximo de 22,1 °C ocorrendo no último efeito. Observa-se que o primeiro e o segundo efeitos operam em temperaturas superiores a 100 °C, o que implica pressões de operação acima da atmosférica. No âmbito do balanço energético, a geração do vapor de escape requer pressões elevadas, atingindo 2,5 kgf/cm<sup>2</sup>, conforme os dados apresentados. Diante dos estreitos intervalos de temperatura destinados à troca térmica, os dados sugerem a viabilidade de futuras otimizações, uma vez que a eficiência econômica do processo está intrinsecamente ligada às condições termodinâmicas do vapor de aquecimento e aos parâmetros operacionais estabelecidos.

## 5.2 VALIDAÇÃO GERAL DO MODELO

Para o desenvolvimento das simulações, adotou-se o modelo termodinâmico NRTL (Non-Random Two-Liquid). Tal escolha fundamenta-se na natureza não ideal da mistura e nas condições de baixa pressão do processo. Conforme se observa na Figura 13, a molécula de sacarose apresenta múltiplos grupos funcionais hidroxila, o que lhe confere um caráter acentuadamente polar.

Figura 13 - Estrutura molecular da sacarose.

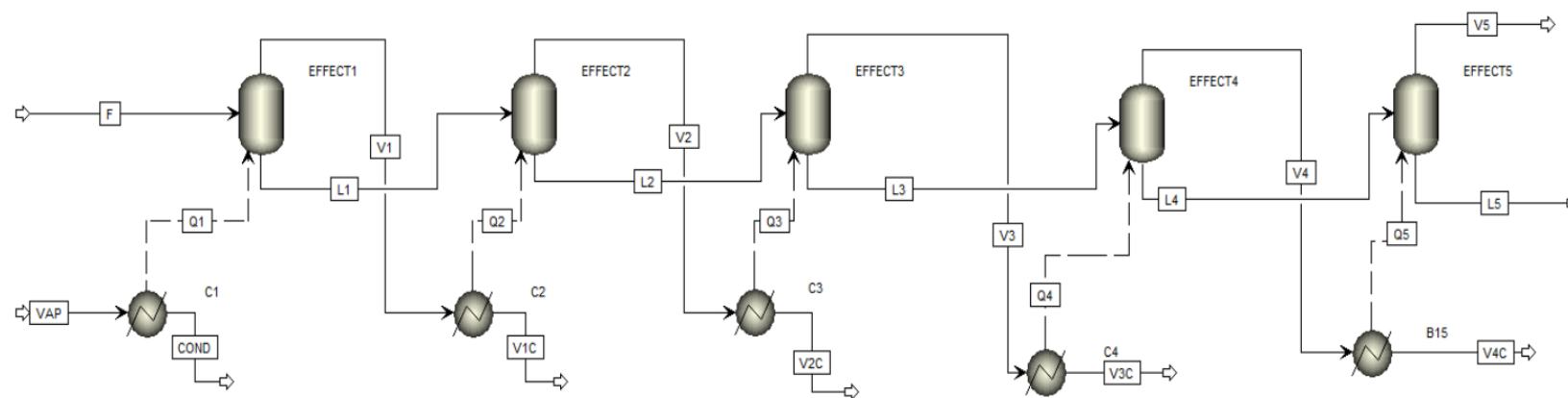


Fonte: Lewis (2010).

Dessa forma, ao ocorrer a mistura entre a sacarose e a água, estabelece-se uma forte interação intermolecular devido à polaridade de ambos os compostos. Adicionalmente, as pressões de operação reportadas são consideradas baixas, mantendo-se integralmente abaixo de 10 bar. Portanto, considerando os critérios de afinidade molecular e as faixas de pressão operacionais, o modelo NRTL mostra-se tecnicamente adequado para a representação do sistema. Baseado nas informações disponibilizadas pela empresa e no modelo termodinâmico escolhido, o processo foi implementado em ambos os simuladores, como pode ser visto nas Figuras 14 e 15.



Figura 15 - Esquema de evaporação do caldo no Aspen Plus v14.



Fonte: Autores (2026)

As tabelas a seguir contêm todos os parâmetros de cada corrente, inclusive a demanda de vapor de aquecimento, para efeitos de comparação. A Tabela 3 reúne os dados de operação do sistema, em que a vazão mássica da alimentação (F) foi calculada a partir da conversão de dados industriais utilizando a massa específica experimental do caldo, enquanto as demais correntes mássicas foram determinadas pelas equações de modelagem de múltiplos efeitos. Já as Tabelas 4 e 5 trazem as respostas de simulação obtidas no DWSIM e Aspen Plus, respectivamente.

Tabela 3 - Parâmetros reais/calculados do sistema de evaporação.

| <b>Correntes</b> | <b>Vazão<br/>volumétrica<br/>(m³/h)</b> | <b>Vazão<br/>mássica<br/>(ton/h)</b> | <b>°Brix</b> | <b>Pressão<br/>(kPa)</b> | <b>Temperatura<br/>(°C)</b> |
|------------------|-----------------------------------------|--------------------------------------|--------------|--------------------------|-----------------------------|
| F                | 600,00                                  | 611,36                               | 13,00        | 101,33                   | 20,00                       |
| L1               | 504,00                                  | 512,76                               | 15,50        | 166,71                   | 114,60                      |
| L2               | 408,00                                  | 416,11                               | 19,10        | 117,68                   | 104,20                      |
| L3               | 312,00                                  | 317,91                               | 25,00        | 73,55                    | 91,20                       |
| L4               | 216,00                                  | 220,16                               | 36,10        | 37,27                    | 74,20                       |
| L5               | 120,00                                  | 122,27                               | 65,00        | 13,72                    | 52,10                       |
| V1               | 95957,26                                | 98,61                                | -            | 166,71                   | 114,60                      |
| V2               | 134691,16                               | 96,65                                | -            | 117,68                   | 104,20                      |
| V3               | 210814,00                               | 98,20                                | -            | 73,55                    | 91,20                       |
| V4               | 405617,35                               | 97,75                                | -            | 37,27                    | 74,20                       |
| V5               | 1062645,30                              | 97,89                                | -            | 13,72                    | 52,10                       |
| S                | 82810,81                                | 111,91                               | -            | 245,17                   | 126,50                      |

Fonte: Autores (2026).

Tabela 4 - Parâmetros obtidos na simulação pelo DWSIM.

(continua)

| <b>Correntes</b> | <b>Vazão<br/>volumétrica<br/>(m³/h)</b> | <b>Vazão<br/>mássica<br/>(ton/h)</b> | <b>°Brix</b> | <b>Pressão<br/>(kPa)</b> | <b>Temperatura<br/>(°C)</b> |
|------------------|-----------------------------------------|--------------------------------------|--------------|--------------------------|-----------------------------|
| F                | 600,00                                  | 577,74                               | 13,00        | 101,33                   | 20,00                       |
| L1               | 507,94                                  | 483,11                               | 15,55        | 166,71                   | 114,87                      |
| L2               | 407,93                                  | 391,63                               | 19,18        | 117,68                   | 104,59                      |
| L3               | 308,70                                  | 299,82                               | 25,05        | 73,55                    | 91,70                       |

Tabela 4 - Parâmetros obtidos na simulação pelo DWSIM.

| (conclusão)      |                                         |                                      |              |                          |                             |
|------------------|-----------------------------------------|--------------------------------------|--------------|--------------------------|-----------------------------|
| <b>Correntes</b> | <b>Vazão<br/>volumétrica<br/>(m³/h)</b> | <b>Vazão<br/>mássica<br/>(ton/h)</b> | <b>°Brix</b> | <b>Pressão<br/>(kPa)</b> | <b>Temperatura<br/>(°C)</b> |
| L4               | 210,83                                  | 208,01                               | 36,10        | 37,27                    | 74,85                       |
| L5               | 112,81                                  | 115,54                               | 65,00        | 13,72                    | 54,02                       |
| V1               | 101638,00                               | 94,62                                | -            | 166,71                   | 114,87                      |
| V2               | 135513,00                               | 91,48                                | -            | 117,68                   | 104,59                      |
| V3               | 210196,00                               | 91,82                                | -            | 73,55                    | 91,70                       |
| V4               | 395512,00                               | 91,77                                | -            | 37,27                    | 74,85                       |
| V5               | 1017950,00                              | 92,50                                | -            | 13,72                    | 54,02                       |
| S                | 88534,90                                | 117,60                               | -            | 245,17                   | 126,81                      |

Fonte: Autores (2026).

Tabela 5 - Parâmetros obtidos na simulação pelo Aspen Plus v14.

| <b>Correntes</b> | <b>Vazão<br/>volumétrica<br/>(m³/h)</b> | <b>Vazão<br/>mássica<br/>(ton/h)</b> | <b>°Brix</b> | <b>Pressão<br/>(kPa)</b> | <b>Temperatura<br/>(°C)</b> |
|------------------|-----------------------------------------|--------------------------------------|--------------|--------------------------|-----------------------------|
| F                | 600,00                                  | 573,58                               | 13,00        | 101,33                   | 20,00                       |
| L1               | 526,90                                  | 497,12                               | 15,00        | 166,71                   | 114,89                      |
| L2               | 427,09                                  | 412,11                               | 18,09        | 117,68                   | 104,60                      |
| L3               | 319,85                                  | 319,06                               | 23,36        | 73,55                    | 91,70                       |
| L4               | 207,02                                  | 219,05                               | 34,00        | 37,27                    | 74,82                       |
| L5               | 92,33                                   | 114,75                               | 64,90        | 13,72                    | 54,05                       |
| V1               | 82127,73                                | 76,45                                | -            | 166,71                   | 114,89                      |
| V2               | 125937,71                               | 85,01                                | -            | 117,68                   | 104,60                      |
| V3               | 213040,27                               | 93,06                                | -            | 73,55                    | 91,70                       |
| V4               | 431002,97                               | 100,01                               | -            | 37,27                    | 74,82                       |
| V5               | 1147931,50                              | 104,30                               | -            | 13,72                    | 54,05                       |
| S                | 72485,07                                | 96,27                                | -            | 245,17                   | 126,84                      |

Fonte: Autores (2026).

Para validar os resultados obtidos, realizou-se uma análise comparativa por meio do cálculo do desvio relativo. Este parâmetro estatístico permite mensurar a

divergência entre os valores simulados e os dados calculados do processo industrial. A Tabela 6 sumariza esses desvios, conforme apresentado.

Tabela 6 - Desvios relativos para cada parâmetro de evaporação.

| <b>Correntes</b>         | <b>Simulador</b> | <b>Desvio<br/>Vazão<br/>volumétrica<br/>(%)</b> | <b>Desvio<br/>Vazão<br/>mássica<br/>(%)</b> | <b>Desvio<br/>°Brix<br/>(%)</b> | <b>Desvio<br/>Temperatura<br/>(%)</b> |
|--------------------------|------------------|-------------------------------------------------|---------------------------------------------|---------------------------------|---------------------------------------|
| F                        | DWSIM            | 0,00                                            | 5,50                                        | 0,00                            | 0,00                                  |
|                          | Aspen            | 0,00                                            | 6,18                                        | 0,00                            | 0,00                                  |
| L1                       | DWSIM            | 0,78                                            | 5,78                                        | 0,32                            | 0,24                                  |
|                          | Aspen            | 4,54                                            | 3,05                                        | 3,23                            | 0,25                                  |
| L2                       | DWSIM            | 0,02                                            | 5,88                                        | 0,42                            | 0,37                                  |
|                          | Aspen            | 4,68                                            | 0,96                                        | 5,29                            | 0,38                                  |
| L3                       | DWSIM            | 1,06                                            | 5,69                                        | 0,20                            | 0,55                                  |
|                          | Aspen            | 2,52                                            | 0,36                                        | 6,52                            | 0,55                                  |
| L4                       | DWSIM            | 2,39                                            | 5,50                                        | 0,00                            | 0,88                                  |
|                          | Aspen            | 4,16                                            | 0,51                                        | 5,71                            | 0,84                                  |
| L5                       | DWSIM            | 6,00                                            | 5,50                                        | 0,00                            | 3,69                                  |
|                          | Aspen            | 23,06                                           | 6,15                                        | 0,03                            | 3,74                                  |
| V1                       | DWSIM            | 5,92                                            | 4,04                                        | -                               | 0,24                                  |
|                          | Aspen            | 14,41                                           | 22,47                                       | -                               | 0,25                                  |
| V2                       | DWSIM            | 0,61                                            | 5,35                                        | -                               | 0,37                                  |
|                          | Aspen            | 6,50                                            | 12,04                                       | -                               | 0,38                                  |
| V3                       | DWSIM            | 0,29                                            | 6,50                                        | -                               | 0,55                                  |
|                          | Aspen            | 1,06                                            | 5,24                                        | -                               | 0,55                                  |
| V4                       | DWSIM            | 2,49                                            | 6,11                                        | -                               | 0,88                                  |
|                          | Aspen            | 6,26                                            | 2,31                                        | -                               | 0,84                                  |
| V5                       | DWSIM            | 4,21                                            | 5,50                                        | -                               | 3,69                                  |
|                          | Aspen            | 8,03                                            | 6,55                                        | -                               | 3,74                                  |
| S                        | DWSIM            | 6,91                                            | 5,08                                        | -                               | 0,25                                  |
|                          | Aspen            | 12,47                                           | 13,98                                       | -                               | 0,27                                  |
| Erro percentual absoluto |                  | DWSIM                                           |                                             | 2,85                            |                                       |
| médio (MAPE)             |                  | Aspen                                           |                                             | 5,23                            |                                       |

Fonte: Autores (2026).

Ao serem comparadas as informações consolidadas nas tabelas anteriores, observa-se, de maneira geral, que a simulação apresenta um desempenho satisfatório, com valores próximos para a maioria das variáveis analisadas e com erro percentual absoluto médio (MAPE) de 2,85% para o DWSIM e 5,23% para o Aspen Plus. A principal exceção reside na vazão volumétrica da corrente líquida que sai do último efeito no software Aspen Plus, que apresentou um desvio de 23,06%. Outros pontos de atenção referem-se às correntes de vapor de aquecimento e o vapor produzido no primeiro efeito, as quais registraram as maiores discrepâncias entre os fluxos materiais, atingindo um valor máximo de desvio de 22,47%.

Para a avaliação comparativa, adotou-se um critério de aceitabilidade de 10% de desvio. Tal margem justifica-se pela escassez de propriedades específicas provenientes do processo real, tais como dados precisos de massa específica de entrada no primeiro efeito, composição completa do caldo, entre outros. Ressalta-se ainda que a conversão da vazão volumétrica em vazão mássica foi fundamentada em dados experimentais de densidade para soluções açucaradas, as quais podem não representar com total fidelidade as condições reais de operação.

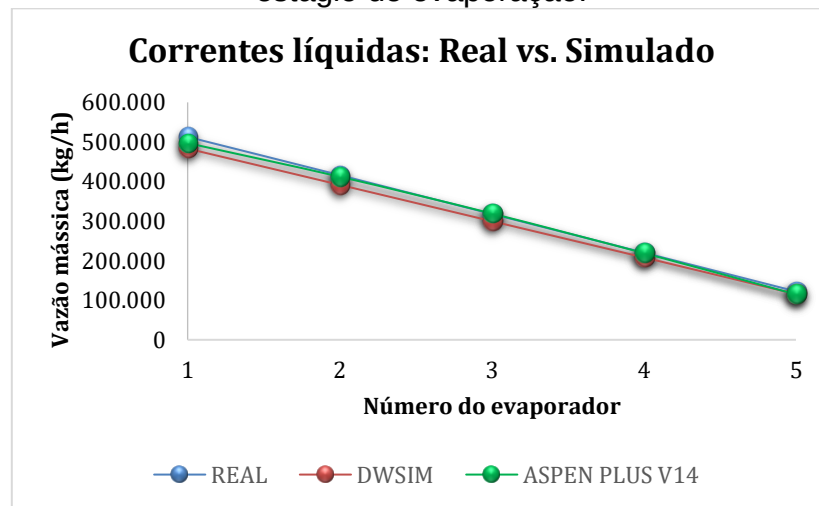
Considerando a natureza do estudo comparativo entre duas plataformas de simulação distintas, o critério de 10% foi considerado tecnicamente aceitável. Portanto, os resultados indicam uma precisão adequada das simulações frente aos objetivos propostos.

### 5.3 BALANÇOS DE MASSA

Para a determinação dos balanços de massa do processo, a vazão volumétrica de entrada no primeiro efeito foi convertida em vazão mássica, utilizando-se a massa específica experimental de soluções açucaradas. O valor para a condição de 13°Brix e temperatura de 20°C é de 1052,59 kg/m<sup>3</sup> (Sucrana, [s.d.]). Já o valor corrigido, para a mesma composição e temperatura de 98°C, o valor de massa específica é de 1018,94 kg/m<sup>3</sup>. Para a determinação das outras correntes mássicas, foram utilizadas as equações (1) e (2) para o cálculo das correntes de vapor e líquido que saem de cada efeito, respectivamente. Para a determinação da demanda de vapor de aquecimento, a equação (3) foi utilizada.

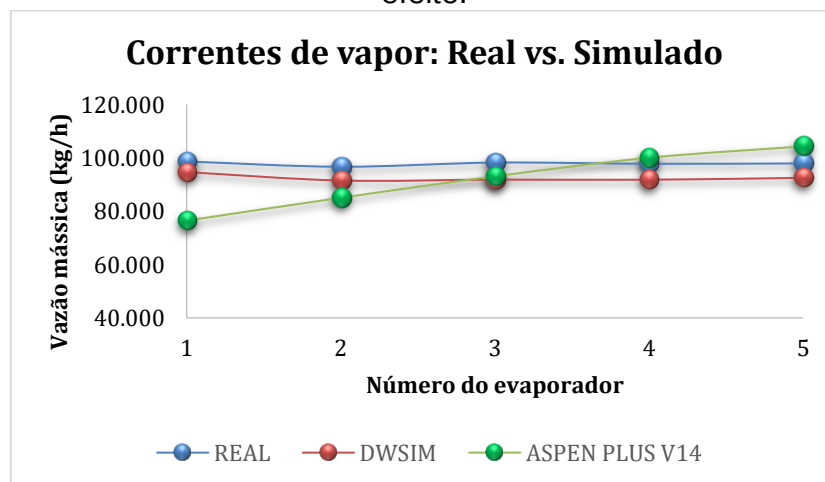
Em ambas as simulações, a implementação se deu pela condição de processo de evaporação em estado estacionário, para uma comparação mais consistente. Os Gráficos 1 e 2 apresentam a comparação entre os fluxos em cada estágio.

Gráfico 1 – Comparativo de vazão mássica das correntes líquidas por estágio de evaporação.



Fonte: Autores (2026).

Gráfico 2 - Comparativo de vazão mássica de vapor produzida em cada efeito.



Fonte: Autores (2026).

Diante do exposto, evidencia-se que a massa específica de entrada é uma propriedade determinante para as divergências observadas nas comparações das correntes do sistema, uma vez que todo o balanço de massa depende desta conversão inicial. Outro fator que justifica as discrepâncias encontradas é a premissa,

indicada na Tabela 1, de que uma quantidade volumétrica idêntica de água é vaporizada em cada efeito.

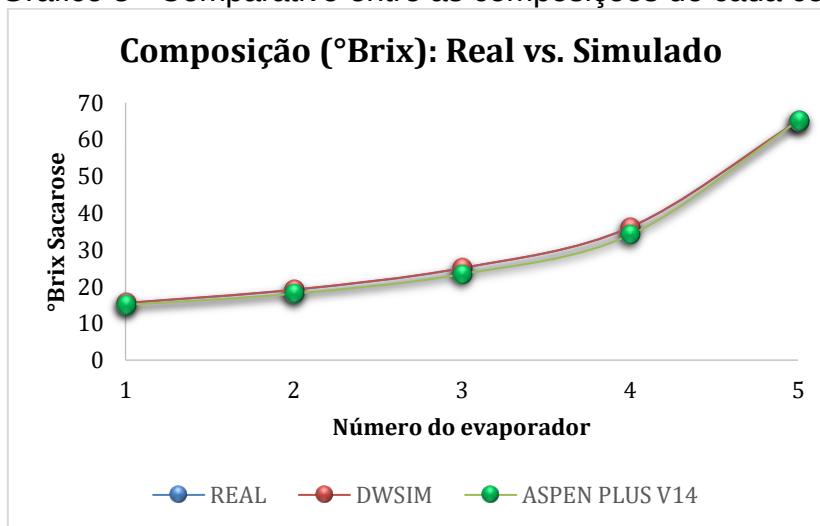
A despeito dos ajustes realizados nos dados operacionais, a simulação demonstra uma aproximação consistente com os valores de referência. Os desvios mais acentuados foram observados nas correntes de vapor de saída do primeiro e segundo efeitos, que são de 22,47% e 12,04%, respectivamente. Outro desvio mais acentuado ocorre na comparação da demanda de vapor de aquecimento, fruto do balanço de energia, que corresponde à 13,98%. Devido a este desvio mais acentuado de  $V_1$  e S em relação ao Aspen Plus, a quantidade de vapor produzida no primeiro e segundo efeitos são menores neste simulador, como pode ser deduzido no gráfico 2. Vale notar que, no entanto, das 12 correntes mássicas analisadas no software Aspen Plus v14, apenas 3 apresentaram algum desvio superior ao critério de 10%.

As maiores divergências encontradas na plataforma Aspen Plus eram previstas, em certa medida, devido a utilização de equações de balanço global e de componente para o sistema real, além da metodologia de simulação utilizada, que requer a inserção dos dados de entrada no primeiro evaporador e indicação da condição de saída somente do último efeito. Em contrapartida, no DWSIM, em virtude de restrições de convergência observadas ao replicar a mesma abordagem, foi necessária a inserção de composições intermediárias. Essa parametrização adicional auxilia o simulador na determinação das correntes mássicas de cada seção, resultando em desvios comparativamente menores.

#### 5.4 COMPOSIÇÃO (°BRIX)

A comparação entre as composições da solução em cada etapa operacional encontra-se representadas no Gráfico 3.

Gráfico 3 - Comparativo entre as composições de cada corrente líquida.



Fonte: Autores (2026).

No software DWSIM, verifica-se uma convergência superior dos resultados devido à metodologia de simulação adotada. Conforme detalhado na seção anterior, as quantidades de água a serem removidas em cada estágio foram calculadas previamente para atender à composição predefinida. Para tal, utilizou-se o separador de componentes, especificando-se o percentual de água a ser vaporizado. Posteriormente, as temperaturas de saturação obtidas no próprio simulador foram inseridas em cada separador gás-líquido. Portanto, a obtenção de desvios reduzidos nesta plataforma era tecnicamente prevista, dado o nível de especificidade das variáveis de entrada.

Em contrapartida, no Aspen Plus, especificou-se exclusivamente a condição de saída do último efeito. Em cenários típicos de projeto e simulação de sistemas de evaporação, dispõe-se apenas das informações de concentração final e pressão do condensador. A abordagem de modelagem empregada nesta plataforma é mais coerente com as diretrizes de projeto de sistemas de evaporação. Enquanto a simulação no DWSIM foi condicionada por especificações nas etapas intermediárias, no Aspen Plus os resultados surgiram como respostas autênticas do processamento, alinhando-se ao objetivo inicial do trabalho.

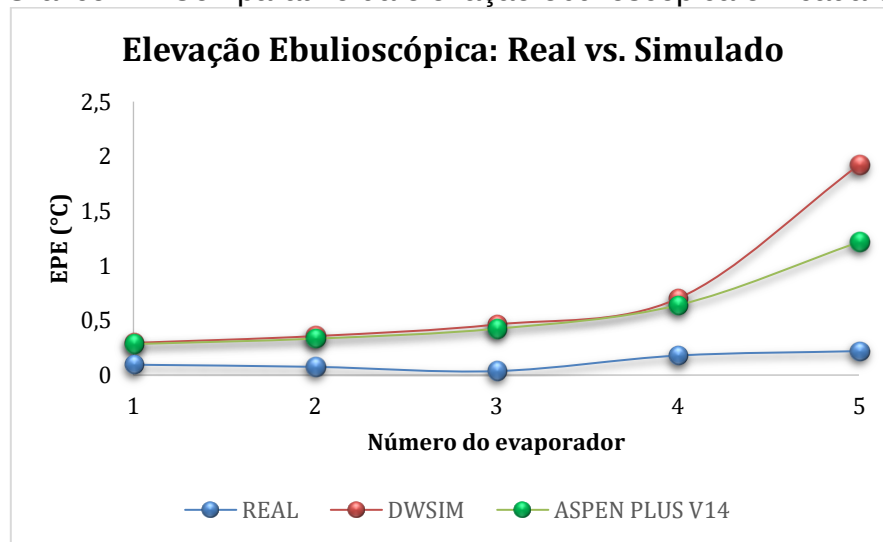
Por fim, a ausência de dados experimentais precisos, que afeta diretamente o balanço de massa, acarreta também efeitos indiretos na determinação da composição, uma vez que a taxa de evaporação em cada estágio é o que define o °Brix do caldo. Observa-se que as composições obtidas no Aspen Plus são ligeiramente inferiores aos valores reais. Contudo, o Gráfico 3 demonstra uma

proximidade satisfatória entre as curvas, validando o perfil de concentração projetado pelo modelo.

## 5.5 TEMPERATURA E ELEVAÇÃO EBULIOSCÓPICA

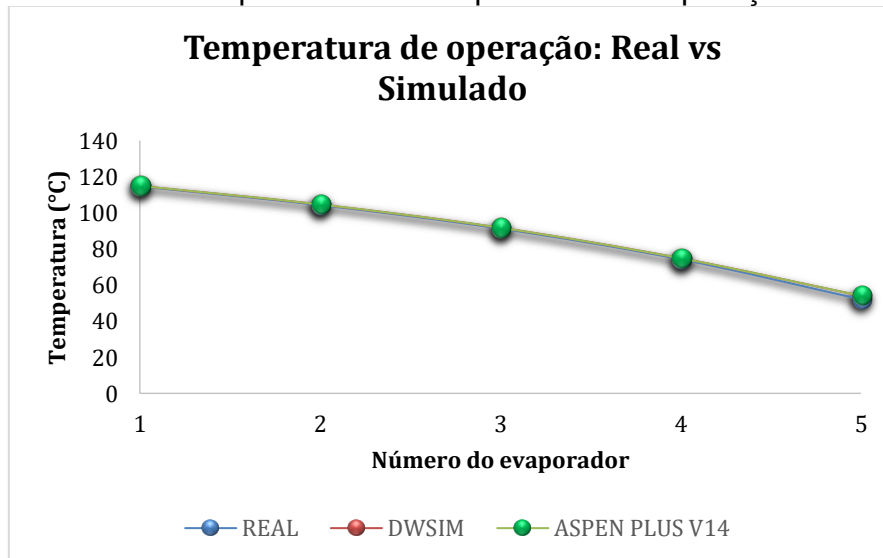
As elevações dos pontos de ebulição (EPE) e as temperaturas de operação em cada efeito do conjunto de evaporadores estão representadas nos Gráficos 4 e 5, respectivamente.

Gráfico 4 – Comparativo da elevação ebulioscópica em cada efeito.



Fonte: Autores (2026).

Gráfico 5 – Comparativo das temperaturas de operação em cada efeito.



Fonte: Autores (2026).

No que tange às temperaturas de operação, os desvios obtidos são considerados aceitáveis, com o valor máximo sendo de 3,74% para a concentração de 65 °Brix, que representa uma diferença de 1,95°C.

A análise dos resultados indica que no estágio atual de operação, a solução em cada estágio apresenta uma elevação ebulioscópica praticamente desprezível. Com base nas pressões de operação e nas tabelas de propriedades termodinâmicas da água pura (Koretsky, 2007), a temperatura de saturação para a corrente de maior concentração (65 °Brix) apresentou uma elevação igual a 0,22°C.

Ao observar o Gráfico 4, evidencia-se a divergência entre os resultados dos simuladores e os dados do sistema real, especialmente no último evaporador. Em estudo correlato, Lewis *et al.* (2010) reportaram uma diferença máxima de EPE entre dados experimentais e simulação de 0,78°C. Todavia, para os dados brutos do processo analisado, o EPE mostra-se praticamente inexistente, o que contraria o Diagrama de Dühring para soluções de sacarose, o qual projeta uma elevação superior a 5 °C para a concentração de 65 °Brix. Ressalta-se, contudo, que apesar de o gráfico com o EPE indicar uma diferença significativa no último efeito, a maior diferença encontrada foi menor que 2°C no DWSIM, mostrando que, mesmo neste cenário, ainda é uma elevação ebulioscópica relativamente baixa, para o grau de concentração analisado.

Outra observação que justifica tais diferenças no último efeito são os parâmetros de interação binária da mistura água-sacarose. Os softwares utilizam-se de bibliotecas diferentes para as estimativas destes parâmetros, e o caráter não ideal do sistema tem abordagens diferentes, apesar de ser o mesmo modelo termodinâmico e diferenças baixas na elevação ebulioscópica.

Quanto às simulações, ressalta-se a influência da composição nos resultados finais. Conforme discutido anteriormente, verifica-se um efeito cascata: as incertezas originadas no balanço de massa propagam-se para as propriedades físico-químicas e para as composições intermediárias, as quais, por sua vez, impactam no cálculo da elevação ebulioscópica. Todavia, com base nas simulações e no pacote termodinâmico proposto, este erro não é tão pronunciado, devido às baixas elevações do ponto de ebulição que são características do caldo.

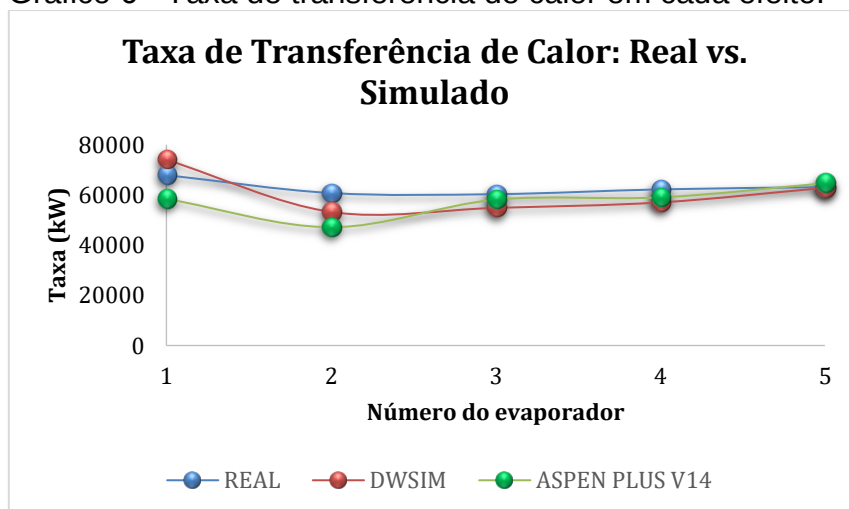
Por fim, deve-se considerar que a modelagem proposta assume uma mistura binária composta essencialmente por água e sacarose. Na realidade industrial, o caldo de cana apresenta uma complexidade química superior, contendo sais inorgânicos e

outros compostos orgânicos que influenciam as propriedades coligativas. Para uma representação ainda mais fidedigna, seria necessária a inclusão desses componentes minoritários e um pacote termodinâmico capaz de processar tais interações. Portanto, os valores de temperatura e EPE obtidos nesta simulação encontram-se limitados às premissas de uma mistura simplificada.

## 5.6 TAXA DE TRANSFERÊNCIA DE CALOR

O Gráfico 6 apresenta a comparação entre as taxas de transferência de calor ( $q$ ) em todos os efeitos do sistema. Já a Tabela 7 apresenta os desvios obtidos.

Gráfico 6 - Taxa de transferência de calor em cada efeito.



Fonte: Autores (2026).

Tabela 7 - Desvios relativos da taxa de transferência de calor.

| (continua) |                        |                                        |            |
|------------|------------------------|----------------------------------------|------------|
| Variáveis  | Condição/<br>Simulação | Taxa de transferência de<br>calor (kW) | Desvio (%) |
| q1         | Real                   | 67874,53                               | -          |
|            | DWSIM                  | 74014,01                               | 9,05       |
|            | Aspen                  | 58406,43                               | 13,95      |
| q2         | Real                   | 60749,53                               | -          |
|            | DWSIM                  | 53225,44                               | 12,39      |
|            | Aspen                  | 47136,28                               | 22,41      |

Tabela 7 - Desvios relativos da taxa de transferência de calor.

|                          |                        |                                        | (conclusão) |
|--------------------------|------------------------|----------------------------------------|-------------|
| Variáveis                | Condição/<br>Simulação | Taxa de transferência de<br>calor (kW) | Desvio (%)  |
| q3                       | Real                   | 60297,21                               | -           |
|                          | DWSIM                  | 54831,96                               | 9,06        |
|                          | Aspen                  | 58108,89                               | 3,63        |
| q4                       | Real                   | 62198,91                               | -           |
|                          | DWSIM                  | 57012,92                               | 8,34        |
|                          | Aspen                  | 59003,79                               | 5,14        |
| q5                       | Real                   | 63098,22                               | -           |
|                          | DWSIM                  | 62802,96                               | 0,47        |
|                          | Aspen                  | 64632,43                               | 2,43        |
| Erro percentual absoluto |                        | DWSIM                                  | 7,86        |
| médio (MAPE)             |                        | Aspen                                  | 9,51        |

Fonte: Autores (2026).

Conforme observado, este parâmetro registrou as maiores discrepâncias nos resultados, refletindo o acúmulo de variações identificadas nas etapas anteriores. Além disso, as entalpias de vaporização, cujos valores derivam das bibliotecas termodinâmicas, contribuíram para esses desvios, uma vez que para o cálculo manual do sistema real são requeridos os valores de entalpias para a mistura de água e sacarose. Apesar destes erros associados ao balanço de energia, as divergências mantiveram-se acima de 10% somente para o cálculo da troca térmica no primeiro e segundo efeito, chegando neste a 22,41% para o Aspen Plus. Ressalta-se que a magnitude desses desvios era prevista, dado que a taxa de transferência de calor é sensível às incertezas acumuladas desde os balanços de massa e energia iniciais, especialmente em relação à S e V<sub>1</sub>, que são correntes de aquecimento.

O erro percentual absoluto médio permaneceu abaixo do critério adotado, o que demonstra que a simulação atingiu o nível de confiabilidade desejado.

Pelo Gráfico 6, as maiores diferenças nas trocas térmicas ocorrem nos efeitos 1 e 2. Embora as curvas apresentem comportamentos análogos, os maiores desvios são consequências dos desvios relacionados ao vapor de aquecimento e o vapor produzido no primeiro efeito. Outro ponto a ser destacado é que a temperatura de alimentação do caldo é de 98°C, e, portanto, parte da energia do vapor de

aquecimento é utilizada para aquecer o caldo até a temperatura de 114,6°C. Outro aspecto relacionado a esses erros relativos são as elevações das temperaturas de ebulição. Como foi observado no quinto efeito, existe uma diferença entre os EPE dos simuladores e do processo industrial. Nos simuladores, a força motriz de transferência de calor foi menor, o que culminou em um valor menor de vapor de aquecimento introduzida no primeiro efeito no Aspen Plus. Entretanto, o mesmo fenômeno não ocorreu no DWSIM, inclusive demandou uma maior quantidade de vapor de escape.

Quanto à estratégia de modelagem no Aspen Plus, utilizou-se um bloco de controle lógico para fixar a composição de saída no quinto efeito, variando-se, para isso, a vazão de vapor de escape introduzida. No DWSIM, adotou-se uma abordagem semelhante, porém a variável especificada foi a carga térmica direta no primeiro efeito. Conforme ilustrado na Figura 11, a vazão de vapor de escape no DWSIM foi determinada em um fluxograma auxiliar, com o objetivo de compatibilizar o fluxo de vapor com a demanda energética requerida no primeiro evaporador. A elevada vazão mássica de vapor de aquecimento é, portanto, o reflexo direto da alta demanda de energia necessária para dar início ao processo evaporativo.

## 5.7 AVALIAÇÃO DE DESEMPENHO DOS EVAPORADORES

Os indicadores de desempenho do sistema, economia, capacidade e consumo de vapor de aquecimento foram determinados e estão apresentados na Tabela 8.

Tabela 8 - Comparação entre os indicadores de desempenho.

| <b>Indicadores</b>              | <b>Situação<br/>real</b> | <b>Simulação<br/>DWSIM</b> | <b>Simulação Aspen<br/>Plus v14</b> |
|---------------------------------|--------------------------|----------------------------|-------------------------------------|
| Capacidade (ton/h)              | 489,09                   | 462,19                     | 458,83                              |
| Vapor de aquecimento<br>(ton/h) | 111,91                   | 117,60                     | 96,27                               |
| Economia                        | 4,37                     | 3,93                       | 4,77                                |

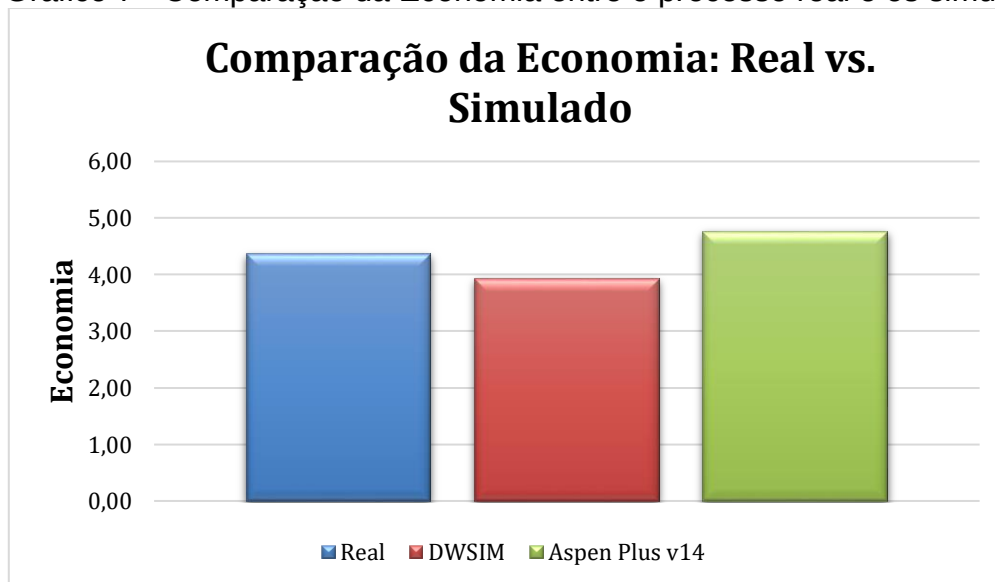
Fonte: Autores (2026).

A capacidade de evaporação, definida pela massa de solvente vaporizada por unidade de tempo, totalizou 489,09 ton/h no sistema real. É importante ressaltar que, embora os vapores gerados do 1º ao 4º efeito sejam sucessivamente reaproveitados

como fonte térmica nos estágios subsequentes, suas massas são integralmente contabilizadas no cálculo da capacidade global.

Com base nos dados da Tabela 8, a economia do sistema, que é a razão entre a capacidade total e a vazão de vapor de aquecimento, revela um desempenho muito satisfatório no Aspen Plus, alcançando o valor de 4,77, visto que a economia habitualmente é próxima (ainda que inferior) ao número de efeitos, conforme pode ser visto no Gráfico 7, a seguir.

Gráfico 7 - Comparação da Economia entre o processo real e os simuladores.



Fonte: Autores (2026).

## 5.8 LIMITAÇÕES DA SIMULAÇÃO, AVALIAÇÕES E FONTES DE ERRO

A principal limitação identificada durante o desenvolvimento deste trabalho reside na seleção do modelo termodinâmico para a representação da mistura. Conforme discutido na análise térmica, a modelagem restringiu-se ao sistema binário água-sacarose, embora o xarope industrial apresente uma matriz química consideravelmente mais complexa, composta por sais e outros constituintes orgânicos.

No que tange aos erros de simulação observados, a escassez de dados experimentais exerceu influência direta sobre as variáveis de evaporação e sobre a avaliação energética global do sistema. Uma vez que tais parâmetros são

interdependentes, as incertezas iniciais propagaram-se por todas as etapas da simulação.

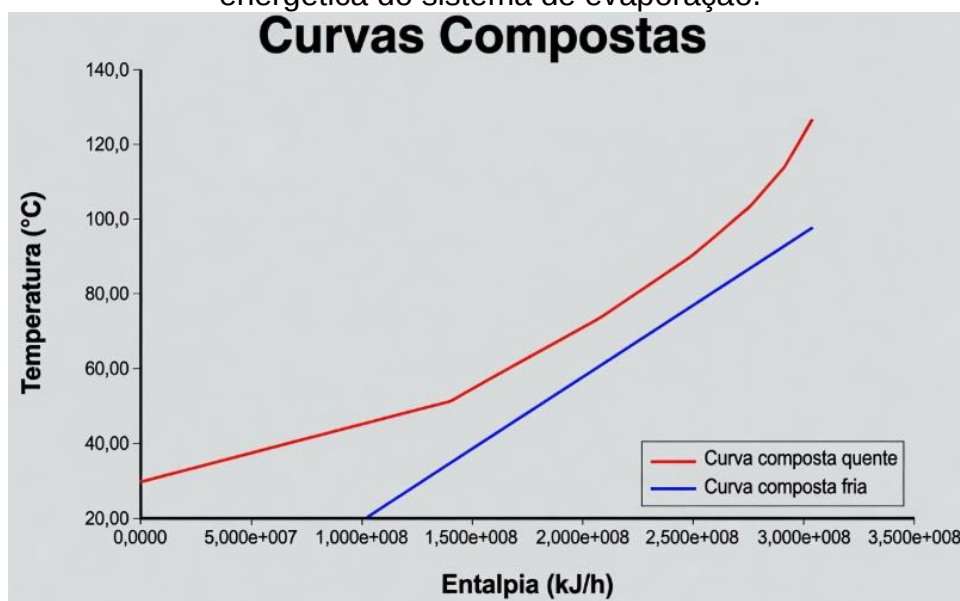
O Aspen Plus demonstrou maior robustez e rigor termodinâmico devido à sua ampla biblioteca de dados, permitindo a convergência da simulação apenas com a especificação das condições de entrada e da composição final desejada. Em contrapartida, o DWSIM exigiu a inserção de composições intermediárias para minimizar o desvio relativo; embora tal ajuste reduza o erro estatístico, essa abordagem distancia-se da realidade prática de projetos de evaporação, onde tais variáveis são consequências do processo e não parâmetros de entrada.

## 5.9 OTIMIZAÇÃO ENERGÉTICA

Com o objetivo de avaliar o potencial de recuperação energética do sistema de evaporação de múltiplos efeitos, foram construídas as curvas compostas e a curva composta global (*Grand Composite Curve*), ferramentas amplamente utilizadas na análise *Pinch* para identificação de oportunidades de integração térmica entre correntes de processo.

A análise das curvas compostas mostrou uma elevada aproximação entre as correntes quentes e frias, evidenciando que o sistema já apresenta um alto grau de eficiência energética em decorrência da configuração em múltiplos efeitos. Nesse arranjo, o vapor gerado em cada estágio é utilizado como meio de aquecimento do efeito subsequente, reduzindo significativamente a necessidade de vapor externo. As curvas compostas apresentadas na Figura 16 permitem visualizar as cargas térmicas das correntes e fazer uma aproximação do ponto de estrangulamento onde é possível identificar os potenciais de recuperação interna de calor.

Figura 16 - Curvas compostas quente e fria para análise da integração energética do sistema de evaporação.



Fonte: Autores (2026).

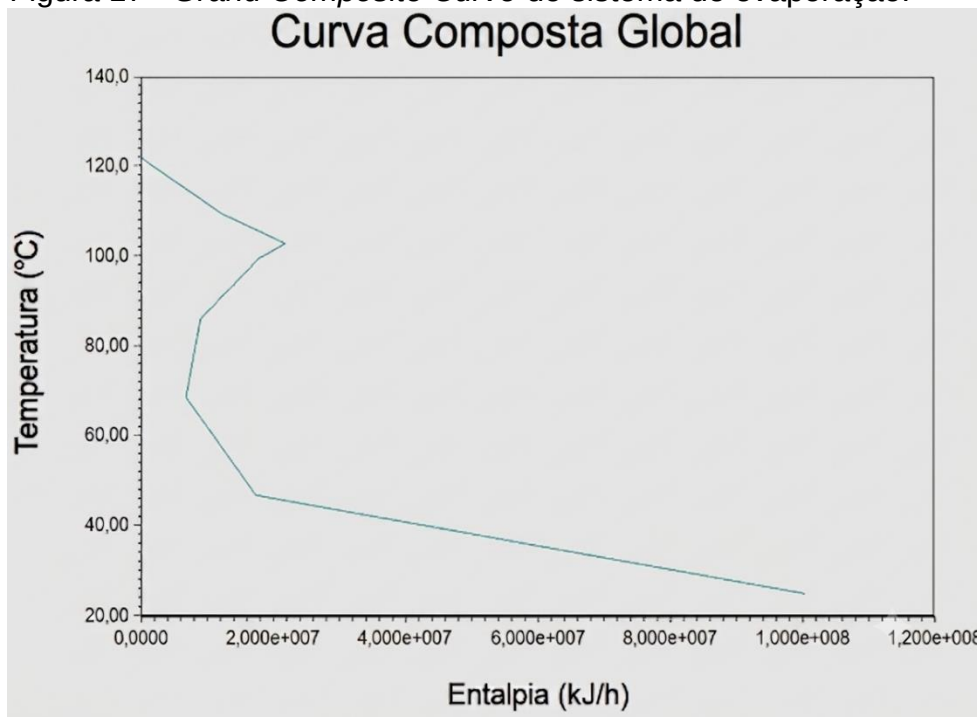
Além da recuperação de calor promovida pelos múltiplos efeitos, observa-se que a corrente de alimentação é previamente aquecida a 98 °C antes de sua entrada no primeiro efeito. Atualmente, esse aquecimento é realizado por meio de utilidade térmica externa, resultando em consumo adicional de vapor vivo.

Entretanto, a análise das correntes do processo indica a existência de fontes internas de calor que podem ser aproveitadas para essa finalidade. Os condensados provenientes dos efeitos apresentam temperaturas elevadas, variando aproximadamente entre 51,9 °C e 114,8 °C, além do condensado de utilidade que deixa o sistema a 126,5 °C. Esse panorama representa uma quantidade significativa de energia térmica disponível para recuperação, a qual poderia ser direcionada ao pré-aquecimento do caldo de alimentação, que atualmente demanda elevação de temperatura de 20 °C para 98 °C antes de entrar no primeiro efeito. Dessa forma, a implementação de uma rede de trocadores de calor adequada permitiria substituir parte do vapor de aquecimento da utilidade externa pelo calor sensível dessas correntes de condensado, otimizando o consumo energético global.

A *Grand Composite Curve* apresentada na Figura 17 complementa essa análise ao destacar os intervalos de temperatura com maior potencial de integração térmica, revelando tanto as regiões de excedente quanto de demanda energética. Essa representação facilita a identificação de oportunidades para aumentar a

recuperação interna de calor e, conseqüentemente, reduzir o consumo de utilidades externas no sistema de evaporação.

Figura 17 - *Grand Composite Curve* do sistema de evaporação.



Fonte: Autores (2026).

## 6 CONCLUSÕES

Neste trabalho, foi realizada a modelagem e simulação de um sistema industrial de evaporação de múltiplos efeitos para concentração de caldo de cana-de-açúcar utilizando os softwares Aspen Plus v14 e DWSIM. Os resultados obtidos apresentaram boa concordância com os dados reais de operação, demonstrando a capacidade de ambos os simuladores em representar adequadamente o processo estudado.

A comparação entre os softwares indicou desempenho satisfatório para ambas as ferramentas, com menor erro percentual absoluto médio para o DWSIM. Além disso, a análise energética evidenciou o potencial de aproveitamento térmico dos vapores gerados, destacando a importância da integração energética para o aumento da eficiência do sistema.

Dessa forma, conclui-se que os simuladores avaliados constituem ferramentas adequadas para estudos de sistemas de evaporação de múltiplos efeitos, contribuindo para a análise operacional e energética de processos industriais. Como sugestão para trabalhos futuros, recomenda-se a realização de um estudo mais amplo de integração energética de toda a usina, contemplando não apenas a estação de evaporação, mas também as demais unidades do processo, incluindo análise tecno-econômica detalhada para avaliar a viabilidade técnica e o retorno econômico das propostas de otimização identificadas.

## REFERÊNCIAS

- AL-MALAH, K. I. M. **Aspen Plus**: chemical engineering applications. 2. ed. Hoboken, NJ: John Wiley & Sons, 2023.
- ATKINS, P.; JONES, L. **Princípios de química**: Questionando a vida moderna e o meio ambiente. 5. ed. Porto Alegre: Bookman, 2012.
- AZEVEDO, E. G.; ALVES, A. M. **Engenharia de processos de separação**. 3. ed. Lisboa: IST Press, 2017.
- BARBOSA, S. D. **Modelagem e simulação de evaporadores na indústria de alimentos**. 2014. 69 f. Trabalho de conclusão de curso (Bacharel em Engenharia de Alimentos) - Universidade Federal de Rondônia, Ariquemes, RO, 2014.
- CHANTASIRIWAN, S. Distribution of heating surface areas in sugar juice evaporation process for maximum energy efficiency. **Journal of Food Process Engineering**, [S. l.], v. 42, n. 2, p. 1-10, mar./abr. 2019.
- CHANTASIRIWAN, S. Investigation of Performance Improvement of the Evaporation Process in Raw Sugar Manufacturing by Increasing Heat Transfer Surfaces. **Chemical Engineering Communications**, [S. l.], v. 204, n. 5, p. 599-606, 21 mar. 2017.
- CRUZ, R. L. O. *et al.* Estudo da variabilidade temporal sobre a produção de cana-de-açúcar no município de Pedras de Fogo, Paraíba (2003-2024). **Brazilian Journal of Production Engineering**, São Mateus, v. 11, n. 4, 2025. Disponível em: <https://periodicos.ufes.br/tijpe>. Acesso em: 30 mai. 2026.
- DANTAS, R. P. A.; NETO, S. R. F.; OLIVEIRA, H. M. **Uso de evaporadores para economia de vapor na indústria açucareira**. Campina Grande: Editora Licuri, 2022.
- DÍAZ-OVALLE, C. O.; JAFARI, S. M. Multiple-Effect Evaporators in the Food Industry: Fundamentals, Design, Simulation, Control, and Applications. **Food Engineering Reviews**, [S. l.], v. 15, p. 691-717, 21 jun. 2023.
- ELHESAIN, M. H. A. *et al.* Comparison Between Calculated, Simulated and Actual Plant Data of Multiple Effect Evaporators to Concentrate Sugarcane Juice. **International Journal for Multidisciplinary Research: IJFMR**, [S. l.], v. 5, n. 6, nov./dez. 2023.
- FOUST, A. S.; WENZEL, L. A. **Princípios das operações unitárias**. 2. ed. Rio de Janeiro: LTC, 1982.
- GEANKOPLIS, C. J.; HERSEL, A. A.; LEPEK, D. H. **Transport processes and separation process principles**. 5. ed. Upper Saddle River: Prentice Hall, 2004.

GONZÁLEZ CORTÉS, M.; VERELST, H.; GONZÁLEZ SUÁREZ, E. Energy integration of multiple effect evaporators in sugar process production. **Chemical Engineering Transactions**, [S. l.], v. 21, p. 277–282, 2010.

HELUANE, H. *et al.* Simultaneous re-design and scheduling of multiple effect evaporator systems. **Computers & Operations Research**, [S. l.], v. 39, n. 6, p. 1173-1186, jun. 2012.

JORGE, L. M. M. *et al.* Simulation and analysis of a sugarcane juice evaporation system. **Journal of Food Engineering**, [S. l.], v. 99, p. 351-359, 2010.

KEMP, I. C. **Pinch analysis and process integration: a user guide on process integration for the efficient use of energy**. 2. ed. Oxford: Butterworth-Heinemann/Elsevier, 2007.

KORETSKY, M. D. **Termodinâmica para engenharia química**. Tradução de Márcio José Estillac de Mello Cardoso, Oswaldo Esteves Barcia e Rosana Janot Martins. Rio de Janeiro: LTC, 2007.

KUMAR, D.; KUMAR, V.; SINGH, V. P. Modeling and dynamic simulation of mixed feed multi-effect evaporators in paper industry. **Applied Mathematical Modelling**, [S. l.], v. 37, p. 384-397, 2013.

KUROKAWA, E. C. **Metodologia de estudo para melhoria do processo de evaporação de soluções de açúcar a partir dos coeficientes individuais de transporte de energia**. 2002. 125 f. Dissertação (Mestrado em Engenharia Química) – Escola Politécnica da Universidade de São Paulo, São Paulo, SP, 2002.

KWONG, W. H. **Integração energética: Redes de trocadores de calor**. São Carlos: EdUFSCar, 2013.

LEWIS, A. E. *et al.* Thermodynamic simulation and evaluation of sugar refinery evaporators using a steady state modelling approach. **Applied Thermal Engineering**, [S. l.], v. 30, p. 2180-2186, out. 2010.

MCCABE, W. L.; SMITH, J. C.; HARRIOTT, P. **Unit Operations of chemical engineering**. 5. ed. Singapore: McGraw-Hill, 1993.

MEDEIROS, D. W. O. **About DWSIM**. Disponível em: <https://dwsim.org/index.php/about/>. Acesso em: 23 mai. 2026.

OKOLIE, J. A.; ROGACHUK, B. E. **Introduction to process simulation with Aspen Plus: instructors guide**. [S. l.: s. n.], 2024.

PINCH technology: basics for the beginners. [S. l.: s. n.], [s. d.].

RAMANATHAN, S. *et al.* A qualitative and quantitative evaluation of multiple-effect evaporators: Opportunities and challenges. **International Journal of Heat and Mass Transfer**, [S. l.], v. 167, p. 1-22, out. 2025. (Nota: Corrigido o nome da revista)

ROGÉRIO, H. A.; COSTA, A. O. S.; COSTA JUNIOR, E. F. Aplicações industriais de evaporadores de múltiplo efeito. **Enciclopédia Biosfera**, Goiânia, v. 9, n. 16, p. 2815-2824, jul. 2013.

SANADI, A. G.; KHOT, S. A. Design & Analysis of Multiple effect Evaporator for Sugar Industry. **Research Square**, [S. l.], p. 1-13, 27 set. 2024.

SANCHES, V. *et al.* Comparação de eficiência energética de evaporadores de simples e múltiplos efeitos em usinas sucroalcooleiras - uso eficiente de energia em usinas de açúcar e álcool. **Brazilian Journal of Animal and Environmental Research**, Curitiba, v. 8, n. 1, p. 1-16, 2025.

SEADER, J. D.; HENLEY, E. J.; ROPER, D. K. **Separation process principles: Chemical and biochemical operation**. 3. ed. Hoboken, N.J. : Wiley, c2011.

SILVA, D. P. F. **Fundamentação teórica da operação unitária de evaporadores usados na indústria sucroalcooleira**. 2024. 36 f. Trabalho de conclusão de curso (Bacharel em Engenharia Química) – Universidade Federal da Paraíba, João Pessoa, PB, 2024.

SILVA, D. S. **Avaliação de evaporadores de múltiplo efeito real utilizando excel**. 2024. 44 f. Trabalho de conclusão de curso (Bacharel em Engenharia Química) - Universidade Federal de Alagoas, Maceió, AL, 2024.

SYNGENTA. **Produção de cana-de-açúcar no Brasil: história, economia e manejo**. Mais Agro, [s. l.], 2024. Disponível em: <https://maisagro.syngenta.com.br/tudo-sobre-agro/producao-de-cana-de-acucar-no-brasil-historia-economia-e-manejo/>. Acesso em: 10 abr. 2026.

SUCRANA SUCOS E PROCESSAMENTO DE FRUTAS LTDA. **Tabelas de densidade de soluções açucaradas**. Araras, SP, [s. d.]. Disponível em: <https://www.sucrana.com.br/tabelas/densidade-solucoes-acucaradas.pdf>. Acesso em: 25 abr. 2026.

TANGSRIWONG, K. *et al.* Modeling of chemical processes using commercial and open-source software: A comparison between Aspen Plus and DWSIM. **IOP Conference Series: Earth and Environmental Science**, [S. l.], v. 463, n. 1, p. 1-9, abr. 2020.

URETA, M. M.; SALVADORI, V. O. A review of commercial process simulators applied to food processing. **Journal of Food Process Engineering**, [S. l.], v. 46, n. 2, p. 1-20, fev. 2023.

VIDAL, M. F. Açúcar. **Caderno Setorial ETENE**, Fortaleza, ano 10, n. 409, nov. 2025. Disponível em: <https://www.bnb.gov.br/etene>. Acesso em: 30 mai. 2026.