Universidade Federal de Campina Grande
Centro de Ciências e Tecnologia
Departamento de Engenharia Química
Programa de Pós-Graduação em Engenharia Química

Modelagem, Simulação e Análises Energética, Econômica e Ambiental do Sistema de Evaporação Multi-Flash no Processo Bayer

Luiz Carlos Ramos de Brito

Campina Grande – PB
Agosto de 2026

Luiz Carlos Ramos de Brito

Modelagem, Simulação e Análises Energética, Econômica e Ambiental do Sistema de Evaporação Multi-Flash no Processo Bayer

Tese de doutorado apresentada à Universidade Federal de Campina Grande como parte dos requisitos exigidos para obtenção do título de Doutor em Engenharia Química

Orientador: Prof. Romildo Pereira Brito

Campina Grande – PB

Agosto de 2026

Universidade Federal de Campina Grande - UFCG
Sistema de Bibliotecas - SISTEMOTECA
Catalogação de Publicação na Fonte. UFCG - Biblioteca Central

B862m Brito, Luiz Carlos Ramos de.

Modelagem, simulação e análises energética, econômica e ambiental do sistema de Evaporação Multi-Flash no Processo Bayer / Luiz Carlos Ramos de Brito. – 2026.

126 f. : il. color.

Tese (doutorado em Engenharia Química) – Universidade Federal de Campina Grande, Centro de Ciências e Tecnologia, 2026.

"Orientação: Prof. Dr. Romildo Pereira Brito".

Referências.

1. Processo Bayer. 2. Recompressão Mecânica de Vapor. 3. Evaporação. 4. Dióxido de Carbono. 5. Descarbonização. I. Brito, Romildo Pereira Brito. II. Título.

UFCG/BC CDU 66.0(043.2)

FICHA CATALOGRÁFICA ELABORADA PELA BIBLIOTECÁRIA ITAPUANA SOARES DIAS GONÇALVES CRB-15/93

Modelagem, Simulação e Análises Energética, Econômica e Ambiental do Sistema de Evaporação Multi-Flash no Processo Bayer

Luiz Carlos Ramos de Brito

Tese de doutorado defendida em 28/08/2026

BANCA EXAMINADORA:

Documento assinado digitalmente
gov.br
ROMILDO PEREIRA BRITO
Data: 20/09/2026 18:34:40-0300
Verifique em https://validar.iti.gov.br

Prof. Dr. Romildo Pereira Brito – Orientador

Documento assinado digitalmente
gov.br
WAGNER BRANDAO RAMOS
Data: 20/09/2026 17:49:49-0300
Verifique em https://validar.iti.gov.br

Prof. Dr. Wagner Brandão Ramos – Examinador Interno

Documento assinado digitalmente
gov.br
RIVANA MABEL LUCENA OLIVEIRA SOUTO
Data: 19/09/2026 08:26:16-0300
Verifique em https://validar.iti.gov.br

Dra. Rivana Mabel Lucena Oliveira Souto – Examinador Externo

Documento assinado digitalmente
gov.br
MARCIO HENRIQUE DOS SANTOS ANDRADE
Data: 19/09/2026 19:59:13-0300
Verifique em https://validar.iti.gov.br

Dr. Márcio Henrique dos Santos Andrade – Examinador Externo

Documento assinado digitalmente
gov.br
ASCENDINO PEREIRA DE ARAUJO NETO
Data: 20/09/2026 13:34:56-0300
Verifique em https://validar.iti.gov.br

Dr. Ascendino Pereira de Araújo Neto – Examinador Externo

Campina Grande – PB

Agosto de 2026

DEDICATÓRIA

Dedico este trabalho à minha filha Eduarda, por me dar a oportunidade de me tornar um ser humano melhor a cada dia. Obrigado pela paciência e por ser minha inspiração constante. Te amo infinitamente.

AGRADECIMENTOS

Em primeiro lugar, agradeço a Deus, que me tem acompanhado diariamente.

Um agradecimento especial à minha mãe, Raimunda. Expresso minha profunda gratidão por ter, desde sempre, priorizado minha educação e me ensinado a acreditar no valor do conhecimento. Agradeço, sobretudo, pelo apoio incondicional e pelo amor que me sustentam ao longo de toda a minha vida.

Às mulheres da minha vida: à minha amada filha, Eduarda, e à minha esposa, Juliana. Agradeço pelo apoio incondicional, pelos constantes incentivos e, sobretudo, pela paciência e compreensão diante das minhas frequentes ausências em virtude da dedicação a este trabalho.

Aos meus irmãos, que sempre foram importantes incentivadores nesta caminhada, meu muito obrigado pelo apoio constante e por estarem sempre ao meu lado.

Ao meu orientador, Prof. Romildo Brito, pela excelente orientação e pelos conhecimentos compartilhados ao longo destes anos, mas, sobretudo, pelos incentivos incessantes, especialmente nos momentos mais difíceis.

À Dra. Rivana Mabel Souto, expresso minha gratidão pelas valiosas contribuições e discussões fundamentais para a conclusão deste estudo.

Ao Prof. Dr. Wagner, Dra. Rivana, Dr. Ascendino Neto, e Dr. Márcio, membros da banca de avaliação pela fundamental colaboração e recomendações.

À Universidade Federal de Campina Grande (UFCG), por ter me permitido concluir o meu tão sonhado curso de doutorado.

Aos amigos que de alguma forma contribuíram para a conclusão deste projeto.

“A maior gloria em viver não consiste em jamais cair,

mas em nos levantar cada vez que caímos”

Nelson Mandela

RESUMO

O processo Bayer é o principal método industrial para produzir alumina. Ele envolve a digestão da bauxita, separação do licor e da lama, precipitação do tri-hidrato de alumina ($Al_2O_3 \cdot 3H_2O_{(s)}$) e, por fim, calcinação, obtendo alumina (Al_2O_3) pura. As refinarias de alumina são grandes consumidoras de energia, principalmente devido à alta demanda de calor na etapa de digestão e calcinação. O consumo médio de energia é de aproximadamente 10 GJ por tonelada de alumina produzida, sendo a planta de evaporação um dos principais consumidores de vapor, a fonte primária de energia do processo. Esse vapor é gerado, em sua maioria, pela queima de combustíveis fósseis como carvão mineral, óleo combustível (BPF) e gás natural. Esse alto consumo energético e a dependência de combustíveis fósseis tornam a indústria da alumina um contribuinte significativo para as emissões de CO_2 na cadeia do alumínio, sendo responsável por cerca de 2,6 toneladas de CO_2 por tonelada de alumínio primário produzido no mundo. Em resposta a esse desafio, a indústria tem focado em estudos para aumentar a produtividade e a eficiência energética, buscando a redução do consumo específico de combustíveis. Nesse contexto, tecnologias de descarbonização, como a Recompressão Mecânica de Vapor (MVR), têm ganhado destaque. O MVR promove o reaproveitamento de energia que seria desperdiçada, o que representa um importante avanço em eletrificação e eficiência energética, especialmente com o aumento da oferta de eletricidade de fontes renováveis. O objetivo desta tese é apresentar uma análise energética, termodinâmica, econômica e ambiental da implementação do sistema MVR em uma planta de evaporação. Para isso, foi desenvolvido um modelo no simulador Aspen Plus, validado com dados de planta. O estudo investigou dois cenários de aplicação do MVR, ambos em configuração híbrida. Os resultados demonstram o potencial significativo da tecnologia, com uma redução de até 17,36% no consumo de vapor vivo da planta de evaporação, 8,49% nas irreversibilidades do processo e de 15,22% nas emissões de CO_2. Além de tecnicamente atrativa, a implementação comprovou viabilidade econômica em um horizonte de 5 anos, apresentando uma Custo Anualizado Total (TAC) 13,03% menor em relação ao cenário base.

Palavras-Chave: processo bayer, evaporação, recompressão mecânica de vapor, dióxido de carbono, descarbonização.

ABSTRACT

The Bayer process is the predominant industrial route for producing metallurgical-grade alumina. It begins with the digestion of bauxite under high temperatures and pressures. Subsequently, the green liquor is separated from the red mud using thickeners and filters, and then directed to the precipitation stage for the formation of alumina trihydrate ($Al_2O_3 \cdot 3H_2O_{(s)}$). The process is finalized by calcining the product, yielding pure alumina (Al_2O_3). Alumina refineries are large energy consumers, primarily due to the high heat demand during the digestion and calcination stages. The average energy consumption is approximately 10 GJ per ton of alumina produced, with the evaporation plant being one of the main consumers of steam, the primary energy source for the process. This steam is mostly generated by burning fossil fuels such as coal, heavy fuel oil (HFO), and natural gas. This high energy consumption and reliance on fossil fuels make the alumina industry a significant contributor to CO_2 emissions within the aluminum value chain, accounting for around 2.6 tons of CO_2 per ton of primary aluminum produced globally. In response to this challenge, the industry has focused on studies to increase productivity and energy efficiency, aiming to reduce specific fuel consumption. In this context, decarbonization technologies like Mechanical Vapor Recompression (MVR) have gained prominence. The MVR system reuses energy that would otherwise be wasted, representing a significant advance in electrification and energy efficiency, especially with the growing availability of electricity from renewable sources. The objective of this thesis is to present an energetic, thermodynamic, economic, and environmental analysis of the implementation of the MVR system in an evaporation plant. To this end, a model was developed in the Aspen Plus simulator, validated with plant data. The study investigated two scenarios for MVR application, both in a hybrid configuration. The results demonstrate the significant potential of the technology, with a reduction of up to 17.36% in the live steam consumption of the evaporation plant, 8.49% in process irreversibility, and 15.22% in CO_2 emissions. In addition to being technically attractive, the implementation proved economically viable within a 5-year horizon, presenting a Total Annualized Cost (TAC) 13.03% lower than the base scenario.

Keywords: Bayer process, evaporation, mechanical vapor recompression, carbon dioxide, decarbonization.

LISTA DE FIGURAS

Figura 1.1 – Estratificação do consumo específico de energia na Refinaria Alunorte;.....20
Figura 2.1 – Fluxograma típico de uma refinaria de alumina. 28
Figura 2.2 – Evaporador de circulação natural tipo: (a) Calandra de tubos verticais curtos e (b) tubos longos verticais. 34
Figura 2.3 – Evaporadores de circulação forçada: (a) Evaporador circulação forçada horizontal e Evaporador de circulação forçada vertical com superfície interna.....35
Figura 2.4 – Evaporadores de circulação forçada com diferentes sistemas de troca térmica...36
Figura 2.5 – Evaporador de película ascendente 37
Figura 2.6 – Evaporador de película descendente 38
Figura 2.7 – Sistema de evaporação de triplo efeito: (a) Configuração paralela, (b) configuração contracorrente, (c) configuração cruzada e (d) configuração mista. 40
Figura 2.8 – Condensador barométrico 42
Figura 2.9 – Diagrama de Dühring para soluções de NaOH 43
Figura 2.10 – Evaporador de simples efeito 45
Figura 2.11 – Fluxograma simplificado de um evaporador simples efeito com MVR. 48
Figura 2.12 – Diagrama Temperatura-Entropia de um sistema de recompressão de vapor. 50
Figura 2.13 – Fluxograma de um sistema de Evaporação Multi-flash. 57
Figura 2.14 – Instalação industrial de um sistema de Evaporação Multi-Flash 57
Figura 2.15 – Simples efeito: Flash tanque e condensador 58
Figura 2.16 – Caminho reversível 64
Figura 2.17 – Volume de controle para sistemas abertos 66
Figura 3.1 – Fluxograma de evaporação de licor pobre no processo Bayer: modelo implementado no Aspen Plus. 74
Figura 3.2 – Diagrama simplificado do processo de calibração dos trocadores de calor. 77
Figura 3.3 – Fluxograma de Evaporação de licor pobre com MVR implementado no Aspen Plus: Cenário Revamp #1. 81
Figura 3.4 – Fluxograma de Evaporação de licor pobre com MVR implementado no Aspen Plus: Cenário Revamp #2. 83
Figura 3.5 – Sistema e vizinhança para a avaliação termodinâmica: (a) Cenário Estudo de Caso, (b) Cenários Revamp #1 (c) Cenário Revamp #2.....89
Figura 4.1 – Fluxograma estudo de caso com os resultados das principais correntes. 92
Figura 4.2 – Fluxograma cenário Revamp #1 com os principais resultados. 97

Figura 4.3 – Fluxograma cenário Revamp #2 com os principais resultados. 97
Figura 4.4 – Análise de sensibilidade da TAC em função da variação do preço do gás natural (a,c) e da energia elétrica (b,d) para os cenários Estudo de Caso, Revamp #1 e Revamp #2.102
Figura 4.5 – Fontes de irreversibilidades em cada subprocesso para os cenários Estudo de Caso, Revamp #1, Revamp #2 e Estudo de Caso + TC.....106

LISTA DE TABELAS

Tabela 2.1 – Estratificação dos principais custos operacionais no processo Bayer. 31
Tabela 2.2 – Estratificação de custo de energia por instalação. 31
Tabela 2.3 – Possíveis objetivos principais de processo ou operações. 69
Tabela 3.1 – Dados utilizados para calibração e simulação do estudo de caso. 78
Tabela 3.2 – Dados de Torres (2001) utilizados para a validação do modelo. 79
Tabela 3.3 – Investimento total de capital (CAPEX) para implantação do MVR..... 85
Tabela 3.4 – Custos operacionais com utilidades. 86
Tabela 3.5 – Equacionamento implementado no Aspen Plus para os cálculos das propriedades..... 90
Tabela 4.1 – Trocadores de Calor: Coeficiente de transferência de calor (U). 93
Tabela 4.2 – Corrente de produto (GLQ): Comparação dos resultados do modelo desenvolvido com os dados de simulação e de planta (Torres, 2001). 94
Tabela 4.3 – Resultados do modelo proposto e dados de planta: Cenário #1. 95
Tabela 4.4 – Resultados modelo proposto e dados de planta: Cenário #2. 96
Tabela 4.5 – Resultados das simulações dos cenários Revamp#1 e Revamp #2. 98
Tabela 4.6 – Análise econômica e emissões de CO_2 para os cenários estudados. 103
Tabela 4.7 – Resultados da avaliação termodinâmica global dos cenários estudados. 104
Tabela 4.8 – Trabalho perdido em cada subprocesso 106

LISTA DE ABREVIATURAS E SIGLAS

A	Disponibilidade Termodinâmica
$Al(OH)_3$	Hidróxido de alumínio
Al_2O_3	Alumina
$Al_2O_3.3H_2O$	Tri-hidrato de alumina
ARENA	Agência australiana de energia renovável
BC	Condensador barométrico
BPF	Óleo combustível pesado
C	Carbono
C%	Teor de carbono
C_E	Custo do equipamento
CFS-xx	Correntes de condensado
CO_2e	Dióxido de carbono equivalente
COP	Coeficiente de desempenho
CW	Água resfriamento do condensador barométrico
EPE	Elevação do ponto de ebulição
Ex	Exergia
F	Vazão mássica de alimentação
Fe_2O_3	Oxido de ferro (III)
FS-xx	Corrente de exportação dos vasos de flash
GLQ	Licor concentrado
H	Entalpia
h	Entalpia molar
L	Vazão mássica de solução concentrada
LW	Trabalho perdido
m	Vazão molar
MSF	Evaporação multi-flash
MVR	Recompressão mecânica de vapor
Na_2CO_3	Carbonato de sódio
$NaAlO_2$	Aluminato de sódio
NaCl	Cloreto de sódio
NaOH	Hidróxido de sódio

NHV	Poder calorifico do combustível
P	Pressão
P_0	Pressão ambiente
PR	Fator de recompressão
Q_{fuel}	Quantidade combustível
S	Vazão mássica de vapor de aquecimento
SiO_2	Dióxido de silício
SPL	Licor pobre
T	Temperatura
T_0	Temperatura ambiente
TA	Total alcalino
TAC	Custo total anual
TC	Total cáustico
TC-LS	Trocador de calor de vapor vivo
TC-xx	Trocador de calor pré-aquecimento
TiO_2	Dióxido de titânio
T_S	Temperatura de saturação do vapor
TVR	Recompressão térmica de vapor
U	Coeficiente de transferência de calor do condensador/trocador
V	Vazão mássica de vapor produzido no evaporador
VF	Vasos de flash
W	Trabalho
W_{eq}	Trabalho equivalente
W_{min}	Trabalho mínimo
Ws	Trabalho de eixo
WTL	Corrente de saída do condensador barométrico
x_F	Fração mássica de sólidos na alimentação
x_L	Fração mássica de sólidos na solução concentrada
ΔB	Variação da função de disponibilidade

ι	Ineficiência termodinâmica
η	Eficiência termodinâmica

SUMÁRIO

1. INTRODUÇÃO 19

1.1 Motivação 19

1.2 Objetivos 23

1.3 Contribuições 24

1.4 Organização da Tese 25

2. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA 27

2.1 Processo Bayer 27

2.1.1 Histórico e breve descrição do Processo Bayer 27

2.1.2 Consumo de energia no Processo Bayer 30

2.2 Processo de Evaporação 32

2.3 Tipos de Evaporadores 32

2.4 Evaporação de Simples Efeito e Múltiplos Efeitos 38

2.4.1 Elevação do ponto de ebulição (EPE) 42

2.4.2 Balanços de massa e energia 44

2.5 Recompressão Mecânica de Vapor (MVR) 47

2.5.1 Tipos de equipamentos de compressão de vapor 50

2.6 Evaporação no Processo Bayer e os evaporadores Multi-Flash 55

2.7 Modelagem e Simulação do Processo Bayer 60

2.8 Análise Econômica e Ambiental de Processos 61

2.9 Função Disponibilidade e Eficiência Termodinâmica 63

2.9.1 Função Disponibilidade 63

2.9.2 Eficiência Termodinâmica 69

2.10 Conclusão 71

3. METODOLOGIA 74

3.1 Simulação da Evaporação Multi-Flash 74

3.2 Validação do estudo de caso com diferentes condições de planta 79

3.3 Implementação da recompressão mecânica de vapor (MVR) 80
3.4 Análise Econômica e Ambiental 83
3.4.1 Análise Econômica 83
3.4.2 Análise Ambiental 86
3.5 Avaliação Termodinâmica 88
3.6 Conclusão 90
4. RESULTADOS 92
4.1 Simulação da Evaporação Multi-Flash – Estudo de Caso 92
4.2 Validação do estudo de caso com diferentes condições de planta 95
4.3 Simulação da Evaporação Multi-Flash com MVR. 96
4.4 Análise Econômica e Ambiental 100
4.5 Avaliação Termodinâmica 103
4.5.1 Fontes de Irreversibilidade 105
4.6 Conclusão 107
5. CONCLUSÕES E SUGESTÕES PARA TRABALHOS FUTUROS 110
REFERÊNCIAS 114
APÊNDICE A 124
APÊNDICE B 126
APÊNDICE C 128

CAPÍTULO 1
INTRODUÇÃO

1. INTRODUÇÃO

Este capítulo introdutório apresenta uma visão geral sobre o trabalho, incluindo a motivação e os objetivos. Além disso, há também uma breve apresentação sobre a organização deste documento referente às primeiras etapas da Tese de Doutorado.

1.1 Motivação

A cadeia produtiva do alumínio foi responsável por 1,1 bilhão de toneladas de dióxido de carbono equivalente (CO_2e) em 2018, aproximadamente 4% da emissão global. Neste contexto, o processo de refino de alumina contribuiu com as emissões de 171 milhões de toneladas de CO_2e o equivalente a 2,6 toneladas de CO_2e por tonelada de alumínio. Essas emissões no processo de refino são provenientes basicamente da queima de combustíveis para a produção de calor, pois o processo Bayer opera entre 150-200°C (Berker, 2022). Diante disto, torna-se necessário o desenvolvimento de estudos visando à redução do consumo energético nas operações, além da substituição das fontes fósseis por fontes renováveis.

A energia é um dos três maiores custos na produção de alumina a partir da bauxita, junto com os custos relativos ao consumo de soda cáustica e da própria bauxita (Donaldson, 2011; Bánvölgyi e Haneman, 2022). Segundo Donaldson (2011), as projeções indicam que, no futuro, o custo da energia poderá ser duas a três vezes maior que o valor atual, quando comparado a outros insumos, devido a questões ambientais e à sua disponibilidade.

Donaldson (2011) enfatiza que, nesse cenário, um melhor entendimento dos fatores que elevam o consumo energético nas refinarias de alumina e a preparação adequada de engenheiros de processo e projeto serão cruciais; Estas medidas permitirão avaliações mais eficazes de modificações nas refinarias, especialmente em caso de mudanças significativas no preço ou no fornecimento de energia.

A matriz energética para produção de vapor nas refinarias varia conforme a disponibilidade de recurso nas proximidades dos empreendimentos, podendo ser gerada a partir de um único insumo ou por uma combinação de fontes energéticas diferentes (Donaldson, 2011). No Brasil, a matriz para geração de vapor em refinarias de alumina é

composta por carvão mineral, óleo BPF, e mais recentemente gás natural e energia elétrica.

A América do Sul é o terceiro maior consumidor mundial (excluindo a China) de carvão mineral para a geração de vapor em refinarias de alumina, e em 2023 o consumo na região atingiu 23.295 TJ (terajoules), representando 28,9% da matriz energética (International Aluminium Institute, 2025).

O consumo médio mundial de energia (Energy Intensity) por tonelada de alumina nas refinarias de processo Bayer em 2023 foi 10,01 GJ/t, de acordo com dados estatísticos publicados pelo IAI - *Internacional Aluminium Institute* (International Aluminium Institute, 2025).

Segundo Wischnewski *et al.* (2011), o sistema de evaporação da refinaria Alunorte consome, em média, 0,2 t de vapor vivo por tonelada de alumina. Esse processo é o quarto maior consumidor interno de energia da refinaria, conforme ilustrado na **Figura 1.1** a seguir.

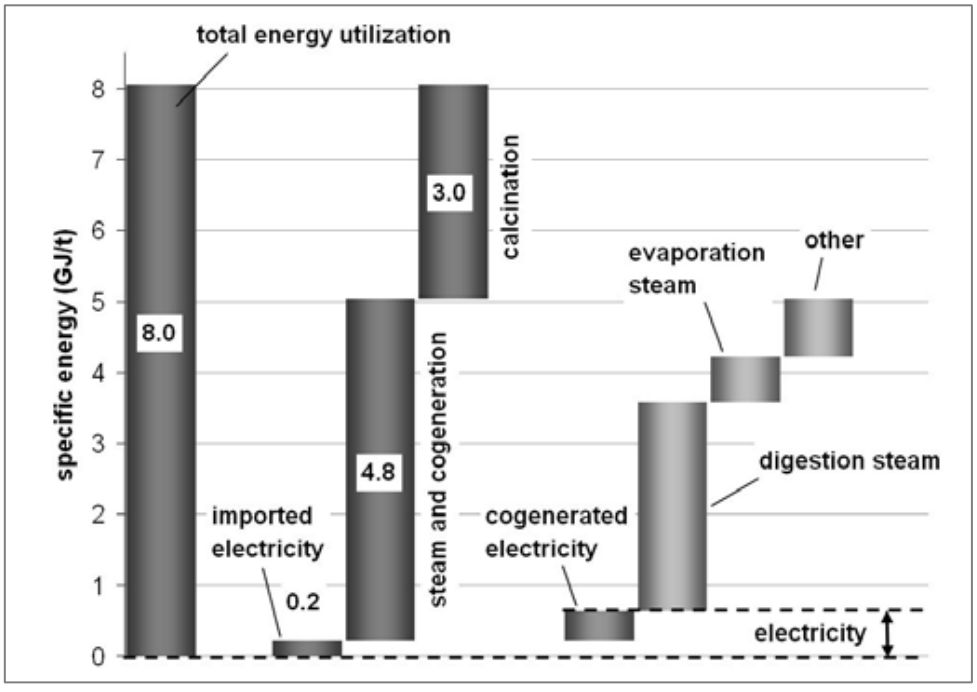


Figura 1.1 – Estratificação do consumo específico de energia na Refinaria Alunorte;
Fonte: Wischnewski *et al.*(2011).

O consumo de vapor em uma refinaria é significativamente afetado pelo *design* de processo e performance de operação da planta. A evaporação da Alunorte apresenta eficiência em termos de economia de evaporação de aproximadamente 4,2 t evaporada por tonelada de vapor vivo que alimenta a unidade (Wischnewski *et al.*,2011).

No entanto, é importante frisar que a Alunorte está instalada em uma região com elevados índices pluviométricos, utiliza bauxita gibsitica de alta qualidade e opera com prédios de digestão à baixas temperaturas (~150°C). A Alunorte em 2009 alcançou o consumo total de energia de 8 GJ/t de alumina produzida, o que a posiciona dentro do primeiro quartil em termos de baixo consumo em comparação com as demais refinarias do mundo (Wischnewski *et al.*,2011).

Conforme discutido anteriormente, a redução do consumo energético em refinarias de alumina emerge como um desafio de crescente importância. Nesse cenário, o sistema de evaporação, que se configura como um dos principais consumidores internos do Processo Bayer, representa uma área estratégica para otimizações. Tais melhorias podem ser buscadas tanto pela otimização da operação, por meio de análises termodinâmicas, quanto pela revisão do projeto das instalações. A segunda via, notadamente, oferece a oportunidade de integrar tecnologias já consolidadas em outras indústrias, mas cuja aplicação no Processo Bayer permanece subexplorada.

A área de evaporação tem sido alvo de diversas inovações ao longo das últimas cinco décadas. Uma delas é a evaporação com recompressão mecânica de vapor (MVR), do inglês *Mechanical Vapour Recompression* (Martin, 2005). Apesar de ser uma tecnologia consagrada em múltiplos setores industriais, sua aplicação em larga escala no setor de alumina ainda não foi plenamente concretizada (Furlong, 2021).

Em contraste com os sistemas de evaporação tradicionais, o processo com Recompressão Mecânica de Vapor (MVR) emprega uma abordagem mais eficiente para o uso de energia. Essa tecnologia se baseia na captura e recompressão do vapor de baixa pressão e temperatura (vapor flash) por meio de um conjunto de turbinas e/ou compressores (Todesco, 2023). Esse procedimento resulta no aumento da temperatura e pressão do vapor, adequando-o novamente às exigências térmicas do Processo Bayer. Por exemplo, esse vapor pode ser ajustado para operar na faixa de 600 kPa a 800 kPa e 175°C

a 230°C, conforme necessário para refinarias que operam com sistemas de digestão de baixa temperatura (Todesco, 2023).

A utilização do MVR é extremamente interessante quando associada a fontes renováveis de energia. Contudo, é necessária uma relação favorável entre os preços de eletricidade versus os preços de carvão mineral, gás natural ou BPF. Além disso, são necessárias adaptações para uso desta tecnologia no processo Bayer em virtude da qualidade vapor Flash (Furlong, 2021). O MVR é mais eficiente energeticamente, sem perdas de calor latente, e apresenta uma redução de aproximadamente 0,5-1,0 GJ/t (Furlong, 2021).

A literatura apresenta poucos trabalhos científicos abordando o uso da tecnologia de recompressão mecânica de vapor (MVR) em refinarias de alumina (Processo Bayer) visando a evaporação do licor pobre.

Martin (2005) apresentou a possibilidade de aumento de capacidade de uma instalação de evaporação em uma refinaria de alumina com o uso de MVR, o estudo demonstrou que a taxa de evaporação aumentou 30 t/h. Em contrapartida, o consumo de energia elétrica sofreu um incremento de 5,8 kWh/t e a economia uma redução de 0,115 t_{evap}/t_{vap} (Martin, 2005).

A subsidiaria Australiana da gigante da área de alumínio, a Alcoa, apresentou em 2022, para Agência Australiana de Energia Renovável (ARENA), um relatório descrevendo algumas possibilidades de *Retrofit*/Revamp em refinarias de Alumina utilizando o MVR (Chatfield, 2022).

Em ambos os trabalhos focados na aplicação no Processo Bayer, não foram apresentadas análises e/ou avaliações termodinâmicas mais aprofundadas dos projetos propostos, como por exemplo, uma análise exergética do processo ou a avaliação da disponibilidade e eficiência termodinâmica do processo.

Por outro lado, este tipo de estudo mais aprofundado do emprego da tecnologia MVR em sistemas de evaporação vem sendo abordado em outros ramos da indústria. Mady *et al.* (2018, 2015) apresentam a implementação de MVR em uma evaporação multi estágio de uma planta de cloro, soda e derivados da empresa Unipar. A aplicação de MVR e TVR (*Thermal vapour recompresion*) em evaporadores múltiplo efeito foi estudada por

Yang *et al.* (2020) no processo de produção de *Bittern*. A eficiência energética da aplicação de MVR no processo Kraft de produção de celulose, foi estudado por Kim *et al.* (2022).

A partir da revisão da literatura recente, observa-se uma oportunidade para o desenvolvimento de estudos que explorem a aplicação de MVR em plantas de evaporação de refinarias de alumina. Tais estudos, aliados a análises termodinâmicas, econômicas e ambientais, permitiriam uma avaliação abrangente dos aspectos técnicos dessa tecnologia como ferramenta estratégica de descarbonização.

1.2 Objetivos

O objetivo principal deste trabalho é avaliar a performance energética, econômica e ambiental de um sistema de Evaporação Multi-Flash (MSF – Multi-Stage Flash), comumente utilizado em refinarias de alumina. A pesquisa propõe uma análise comparativa, confrontando o desempenho desse sistema convencional com uma configuração híbrida, que acopla um sistema de Recompressão Mecânica de Vapor (MVR) a uma planta convencional tipo Multi-Flash.

Para alcançar o objetivo geral, foram definidos os seguintes objetivos específicos:

i. Representar adequadamente o comportamento de um sistema industrial de evaporação Multi-Flash aplicado à concentração de licor pobre do processo Bayer;
ii. Investigar a influência da integração da recompressão mecânica de vapor (MVR) em diferentes estágios do sistema Multi-Flash sobre o desempenho global do processo;
iii. Determinar o potencial de redução do consumo de vapor vivo proporcionado pelas diferentes configurações de integração do MVR, considerando simultaneamente o aumento da demanda de energia elétrica;
iv. Avaliar os efeitos das diferentes configurações de MVR sobre o desempenho termodinâmico do sistema, identificando as principais fontes de irreversibilidade e oportunidades de melhoria da eficiência energética;
v. Determinar as condições em que a integração do MVR apresenta maior atratividade econômica, considerando os compromissos entre investimento, consumo de vapor e consumo de energia elétrica;

vi. Quantificar o potencial de redução das emissões de CO_2 associa do à substituição parcial do consumo de vapor vivo por energia elétrica nas configurações com MVR;

vii. Identificar as configurações de integração do MVR que apresentam o melhor compromisso entre desempenho energético, termodinâmico, econômico e ambiental para sistemas de evaporação Multi-Flash aplicados ao processo Bayer.

1.3 Contribuições

As principais contribuições desta tese de doutorado estão relacionadas ao aprofundamento do conhecimento sobre a implementação da Recompressão Mecânica de Vapor (MVR) como alternativa de *retrofit* em sistemas de evaporação multi-flash de plantas de alumina. Estudos científicos que avaliem de forma integrada os aspectos energéticos, econômicos e ambientais da aplicação dessa tecnologia especificamente à evaporação de licor Bayer ainda são limitados na literatura científica aberta. Além disso, são escassos os trabalhos que empregam simuladores de processo, como o Aspen Plus, associados à validação dos modelos com dados de planta e à avaliação do desempenho termodinâmico sob a perspectiva da Segunda Lei da Termodinâmica.

Nesse contexto, esta tese investiga a implementação de sistemas de recompressão mecânica de vapor em uma planta de evaporação de licor Bayer, utilizando dados industriais disponíveis na literatura, e contribui para o avanço do conhecimento nos seguintes aspectos:

i. Avaliação energética, econômica e ambiental de duas configurações de implementação de MVR em uma planta de evaporação de licor Bayer, utilizando o Aspen Plus para a modelagem e simulação dos processos;

ii. Avaliação termodinâmica da planta de evaporação industrial de referência e dos dois cenários de planta com uso do MVR.

iii. Compreensão da maneira como a eficiência termodinâmica é afetada em cada um dos cenários estudados.

iv. Análise integrada dos benefícios e limitações da tecnologia MVR, considerando simultaneamente os aspectos energéticos, termodinâmicos, econômicos e ambientais.

Essas avaliações visam preencher as lacunas na literatura científica aberta sobre a implementação do MVR na evaporação em plantas de alumina, bem como utilizar a disponibilidade termodinâmica como ferramenta para analisar os ganhos de eficiência proporcionados por essa tecnologia de descarbonização.

Como resultado desta tese, foram produzidos dois artigos científicos, sendo o primeiro já publicado e o segundo submetido para publicação. A seguir, são apresentados os respectivos títulos:

BRITO, L. C. R.; LIMA, V. H. B.; SOUTO, R. M. L. O.; RAMOS, W. B.; BRITO, R. P. Mechanical vapor recompression in the bayer process evaporation stage: An assessment of energy efficiency, economic impact and decarbonization performance. **Chemical Engineering Research and Design**, [s. l.], v. 233, p. 115-128, 2026. DOI: https://doi.org/10.1016/j.cherd.2026.07.061.

BRITO, L. C. R.; PINTO, L.S.S.; SOUTO, R. M. L. O.; BRITO, R. P. Thermodynamic Assessment of Mechanical Vapor Recompression Retrofit in a Multi-Flash Evaporation System of the Bayer Process.

1.4 Organização da Tese

Este documento está organizado em capítulos, começando pelo Capítulo 2, que apresenta a revisão bibliográfica sobre os principais tópicos da tese, como o processo Bayer para produção de alumina, sistemas de evaporação, recompressão mecânica de vapor, evaporação multi-flash, simulação do processo e a teoria das análises termodinâmica, econômica e ambiental. Em seguida, o Capítulo 3 descreve a metodologia adotada, detalhando as informações dos processos e as especificidades para o desenvolvimento do trabalho. No Capítulo 4, são apresentados os resultados, com a descrição detalhada do modelo para o sistema de evaporação estudado, a implementação da recompressão mecânica de vapor e os impactos na performance energética, termodinâmica, econômica e de emissões de CO_2. Finalmente, o Capítulo 5 consolida os resultados e as principais conclusões obtidas na tese.

CAPÍTULO 2

REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

2. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

Neste capítulo será apresentada a Revisão Bibliográfica, na qual serão discutidos os trabalhos mais relevantes e suas contribuições para os temas relacionados ao escopo deste trabalho de tese: processo Bayer, sistemas de evaporação, recompressão mecânica de vapor (MVR) e análise econômica e ambiental.

2.1 Processo Bayer

2.1.1 Histórico e breve descrição do Processo Bayer

O alumínio é o mais abundante elemento metálico da Terra. No entanto, ao contrário de outros elementos metálicos como, por exemplo, cobre ou ferro, o alumínio não ocorre naturalmente em sua forma metálica, existindo sempre em combinação com outros elementos, principalmente o oxigênio, com o qual forma um óxido extremamente duro, conhecido como alumina (Pereira, 2008).

O óxido de alumínio alfa (corundum), devido à dificuldade de encontrá-lo na natureza, é obtido principalmente a partir de hidróxido de alumínio contido em minérios. O processo Bayer é o principal e mais econômico método para a produção de alumina, a partir de bauxitas gibbsíticas com baixa porcentagem de sílica (Santos, 1989).

A bauxita é a principal matéria-prima utilizada na indústria do alumínio. Trata-se de uma rocha constituída principalmente de minerais hidratados de alumínio. Cerca de 95% da produção mundial de bauxita são utilizados para a obtenção de alumina. Dessa forma, a bauxita utilizada para essa finalidade é denominada bauxita de grau metalúrgico, cujas especificações médias são: mínimo de 55 % (em massa) de Al_2O_3 (alumina), máximo de 7 % de SiO_2 (sílica) reativa, 8 % de Fe_2O_3 (óxido de ferro) e 4 % de TiO_2 (óxido de titânio) (Pereira, 2008).

O Processo Bayer foi patenteado em 1888 na Alemanha pelo químico austríaco, Karl Joseph Bayer. O processo alcançou sucesso industrial imediatamente, substituindo o processo pirometalúrgico que era usado até então para produzir alumina. O Processo Bayer envolve a lixiviação sob pressão da bauxita com uma solução de NaOH para obter uma solução de aluminato de sódio, da qual o hidróxido de alumínio era precipitado por semeadura de pequenos cristais de $Al(OH)_3$. O processo Bayer envolvendo a lixiviação

sob pressão e a precipitação por semeadura se mantem praticamente da mesma forma atualmente desde a sua descoberta há mais de cem anos (Habashi, 1995; Habashi, 2016).

Contudo, a evolução do Processo Bayer tem sido marcada pela contínua busca por aprimoramentos. As inovações implementadas ao longo das décadas focaram em otimizar múltiplos aspectos, incluindo o aumento da eficiência de extração e do rendimento na precipitação, a maximização da eficiência energética, a redução de custos operacionais e a diminuição dos impactos ambientais.

As refinarias que empregam o processo Bayer como rota de produção podem ser divididas em três estágios principais: Extração, Precipitação e Calcinação (Rajan, *et al.*. 2006). Estes estágios principais são constituídos por vários sub processos, como por exemplo: Moagem, Digestão, Filtração, Troca Térmica, Precipitação, Evaporação e Calcinação. A **Figura 2.1** a seguir apresenta um fluxograma genérico do processo Bayer para uma refinaria de alumina.

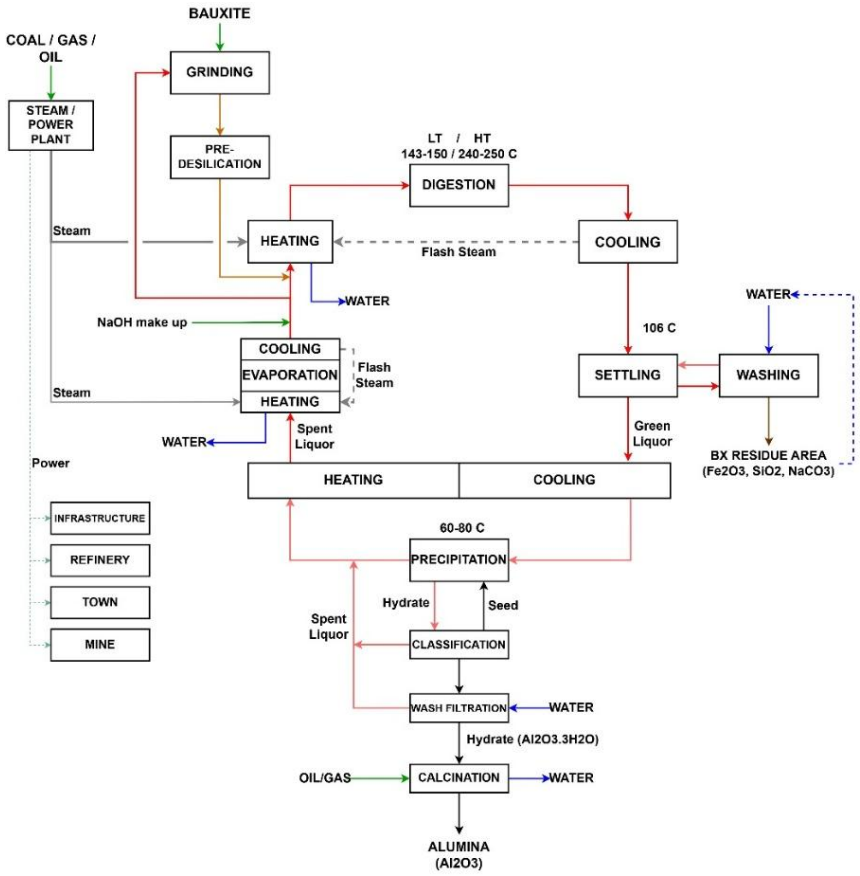


Figura 2.1 – Fluxograma típico de uma refinaria de alumina.
Fonte: Adaptado de LaMacchia; Costa. (2022).

O processo Bayer tem início com a moagem da bauxita em moinhos de barras e/ou bolas a úmido utilizando uma fração do licor cáustico de baixa concentração de alumina (licor pobre). A polpa de bauxita com licor pobre é aquecida e direcionada para os digestores (autoclaves/reatores) com uma nova corrente de licor pobre devidamente aquecida (Veloso, 2007). A temperatura de aquecimento varia conforme o tipo de minério de bauxita utilizado na planta, podendo variar de 145°C à 250°C e operar com pressão de digestão de 3,5 Mpa (Brough; Jouhara, 2020). As Equações 2.1 e 2.2 descrevem as reações básicas que ocorrem na etapa de digestão de acordo com origem da bauxita processada (Brough, Jouhara, 2020; Veloso, 2007; LaMacchia, Costa., 2022).

Gibsita: $Al_2O_3.3H_2O(s) + 2NaOH(aq) \rightarrow 2NaAlO_2(aq) + 4H_2O$ (105-155°C) (2.1)

Boemita: $Al_2O_3.H_2O(s) + 2NaOH(aq) \rightarrow 2NaAlO_2(aq) + 2H_2O$ (230-250°C) (2.2)

Após a digestão e o resfriamento, a suspensão e o rejeito, que constituem a denominada lama vermelha, são separados por sedimentação e filtração. O rejeito obtido no *underflow* dos espessadores segue para o circuito de lavagem de lama visando recuperar soda e reduzir o teor cáustico da lama vermelha.

Em seguida, a suspensão saturada com aluminato de sódio é resfriada e introduzida em precipitadores onde as sementes de gibsita oriundas do próprio circuito de precipitação promovem a formação de $Al(OH)_3$, conforme a Equação 2.3 a seguir (Brough; Jouhara, 2020; Veloso, 2007).

$2NaAlO_2(aq.) + 4\ H_2O \rightarrow Al_2O_3.3H_2O(s) + 2NaOH\ (aq.)$ (85-55°C) (2.3)

O precipitado obtido é classificado conforme as especificações granulométricas do produto e posteriormente lavado, seco e calcinado em calcinadores rotativos ou de leito fluidizado formando a alumina, conforme descrito na Equação 2.4 (Brough, Jouhara, 2020; Veloso, 2007).

$$Al_2O_3.3H_2O(s) \rightarrow Al_2O_3(s) + 3H_2O\,(g) \quad (1000\text{-}1100°C) \qquad (2.4)$$

Na conclusão da etapa de classificação no circuito de precipitação, o licor fraco que se caracteriza pela baixa concentração de alumina e temperatura é direcionado de volta ao processo de digestão. Esse fluxo é primeiramente aquecido em um sistema de troca térmica e, posteriormente, bombeado para a área de evaporação. Nessa instalação, ocorre a remoção da água adicionada durante as diluições, principalmente as do circuito de lavagem (Veloso, 2007; LaMacchia, Costa., 2022). Não existe uma tecnologia padrão empregada nas instalações de evaporação, mas de uma forma geral muitas refinarias utilizam sistemas de evaporação Multi-Flash, o qual será mais detalhado na seção 2.6 em diante.

No processo Bayer para cada 2,5 toneladas de bauxita que alimenta no processo produz-se 1 tonelada de alumina após a calcinação (Santos, 1989). Dessa forma, a geração média mundial de rejeito por tonelada de alumina produzida varia de 1 a 1,5 dependendo da qualidade da bauxita processada e da recuperação metalúrgica da planta (International Aluminium Institute, 2022).

2.1.2 Consumo de energia no Processo Bayer

Nas refinarias a área de utilidades é a responsável pelo fornecimento de energia para o circuito Bayer, sendo a energia distribuída essencialmente na forma de vapor para as instalações de geração de energia elétrica para a refinaria, prédios de digestão, unidades de evaporação e demais áreas de consumo (Donaldson, 2011). Segundo o mesmo autor, a quantidade de energia requerida no processo Bayer é determinada por quatro fatores que se encontram interligados, conforme listados a seguir:

i. O tipo de bauxita: Tri-hidratada (digestão de baixa temperatura) ou Monohidratada (digestão de alta temperatura);
ii. Produtividade: A quantidade de alumina produzida por volume de licor circulante (Yield);
iii. Planta de evaporação: Instalação responsável pela remoção da água adicionada ao processo.

iv. O projeto físico da refinaria: especialmente as instalações de recuperação/troca de calor.

O consumo de energia é um dos principais fatores que influenciam a lucratividade de uma refinaria, correspondendo a 30–40% dos custos operacionais, seguidos pelos custos relativos aos consumos de bauxita e soda caustica como pode ser observado na **Tabela 2.1** a seguir (Bánvölgyi; Haneman, 2022; Wischnewski *et al.*,2011).

Tabela 2.1 – Estratificação dos principais custos operacionais no processo Bayer.

Custos operacionais	**%**
Energia	30-40
Bauxita	20-25
Soda Caustica	10-16
Empregados	7-10
Manutenção	7-10
Cal	2,5-4
Água	2,5-3
Floculantes e reagentes	2,5-3

Fonte: Bánvölgyi, Haneman (2022) adaptado.

Os autores Bánvölgyi e Haneman, (2022) mencionam que as instalações de Digestão e Evaporação normalmente representam cerca de 50–55% dos custos de energia de uma refinaria, sendo que este consumo de energia equivale a um consumo de vapor de ~1,35–2,6 t/t de alumina. Os autores ainda enfatizam que a minimização do consumo de energia na digestão tem um efeito significativo na economia da refinaria.

A **Tabela 2.2** mostra a alocação de custos de energia, em termos percentuais, para as principais unidades de uma refinaria de alumina.

Tabela 2.2 – Estratificação de custo de energia por instalação.

Instalação	**Energia na Refinaria (%)**
Digestão/Evaporação	52
Calcinação	36

Eletricidade	6
Outros	6

Fonte: Bánvölgyi, Haneman (2022) adaptado.

O consumo de energia em refinarias Bayer deve ser uma questão central para os produtores de alumina, visto sua significativa contribuição para a viabilidade econômica e para a sustentabilidade ambiental das operações. Adicionalmente, a otimização desse consumo não é uma tarefa trivial, pois está intrinsecamente ligada a fatores como a taxa de produção, o consumo de soda cáustica e o balanço hídrico da refinaria (LaMacchia, Costa., 2022).

2.2 Processo de Evaporação

A evaporação é uma operação unitária que visa à concentração de uma solução através da ebulição do solvente. Esse processo demanda um consumo energético significativo e é amplamente empregado em diversas indústrias, como a de papel e celulose, de açúcar e no setor de alimentos, incluindo a produção de laticínios e café (Bhargava, *et al.*, 2008). Na sua forma básica, portanto, um evaporador é constituído por um trocador de calor, capaz de levar a solução à fervura, e de um dispositivo para separar a fase vapor do líquido em ebulição, normalmente, suspende-se o processo de concentração antes de o soluto começar a precipitar da solução (Foust, *et al.*, 1982).

Segundo McCabe *et al.* (1993), a estrutura de um evaporador inclui um tanque que abriga a solução a ser concentrada. O equipamento opera com uma entrada para a injeção controlada da solução, e saídas distintas para o produto concentrado e para o solvente em fase gasosa. A energia térmica, essencial para a volatilização do solvente, é transferida por meio de um trocador de calor, que compõe a área de troca térmica do sistema.

Na maioria dos casos as operações unitárias de evaporação têm como objetivo remover água de soluções aquosas (Geankopolis, 1993).

2.3 Tipos de Evaporadores

A escolha do tipo de evaporador é influenciada por uma série de fatores que levam em consideração as propriedades físico-químicas da solução a ser concentrada. Entre esses fatores, destacam-se a concentração e solubilidade da solução, a sensibilidade

térmica dos materiais, a formação de espumas e incrustações, as condições de pressão e temperatura, e o material de construção do equipamento (Geankopolis, 1993).

Na operação de evaporação, o calor é transferido para uma solução com o objetivo de vaporizar o solvente, que, na maioria dos casos, é a água. O suprimento de calor é tipicamente realizado pela condensação de vapor, em que o vapor ocupa um lado de uma superfície de troca térmica e o líquido a ser evaporado está no lado oposto (Geankopolis, 1993). Além das propriedades físico-químicas da solução, Geankopolis (1993) menciona que a escolha do equipamento de evaporação depende, principalmente, da configuração da superfície de troca de calor e do método empregado para induzir a agitação ou circulação do líquido. O autor classifica os equipamentos de evaporação da seguinte forma:

i. evaporador tipo caldeira ou panela aberta;
ii. evaporador de circulação natural de tubo horizontal;
iii. evaporador de circulação natural de tipo vertical;
iv. evaporador de tubo longo de tipo vertical;
v. evaporador de filme descendente;
vi. evaporador de circulação forçada;
vii. evaporador de filme agitado
viii. evaporador solar de panela aberta

Para McCabe *et al.* (1993), os evaporadores são divididos em duas grandes categorias: os de tubos longos verticais e os de tubos horizontais. Os tubos verticais podem ser divididos em três tipos: de filme ascendente, de filme descendente ou de circulação forçada.

Segundo Araújo (2013), todos os evaporadores são equipados com uma superfície de aquecimento para a troca de calor e um espaço ou acessório destinado à separação do vapor gerado da solução em ebulição, a fim de evitar o arraste do líquido. A forma como essa troca e separação são conduzidas serve como critério para a classificação dos equipamentos. Considerando que a movimentação do líquido sobre a superfície de aquecimento tem grande influência na taxa de transferência de calor, os evaporadores são geralmente classificados em três categorias:

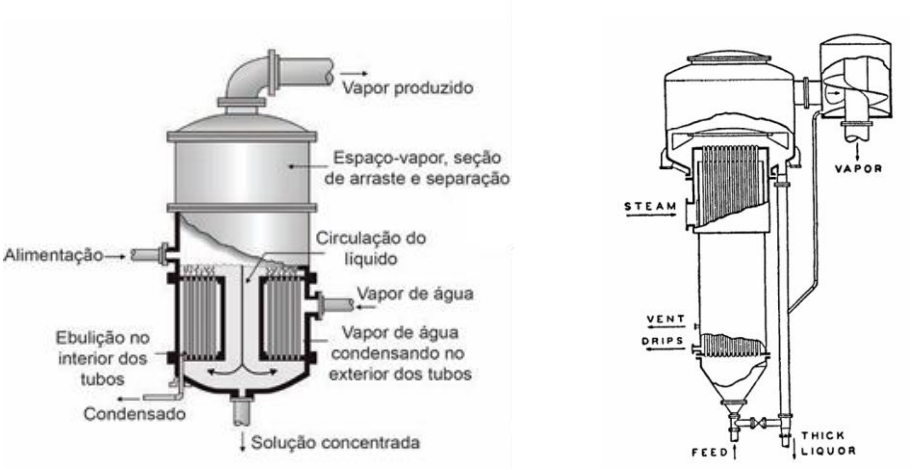
i. Evaporadores de circulação natural;

ii. Evaporadores de circulação forçada;

iii. Evaporadores de película.

Nos evaporadores de circulação natural, a movimentação da solução é impulsionada pela variação de densidade, que é provocada pelo aquecimento e pela ebulição do líquido. Esse tipo de equipamento é mais eficiente com soluções de baixa viscosidade. O processo ocorre da seguinte forma: a solução é aquecida, sobe pelo interior dos tubos de aquecimento e, em seguida, desce pelo duto central. Para o processamento de suspensões com alta viscosidade, a circulação forçada pode ser necessária, utilizando um impelidor ou rotor para auxiliar a movimentação (Araújo, 2013; Foust, *et al.*, 1982).

A **Figura 2.2** apresenta evaporador de circulação natural, tipo Roberts, também conhecido como Calandra, Padrão ou de tubos curtos (Araújo, 2013) e um evaporador de tubos verticais longos.



(a) (b)

Figura 2.2 – Evaporador de circulação natural tipo: (a) Calandra de tubos verticais curtos e (b) tubos longos verticais.

Fonte: (a) Araújo (2013) e (b) Minton (1986).

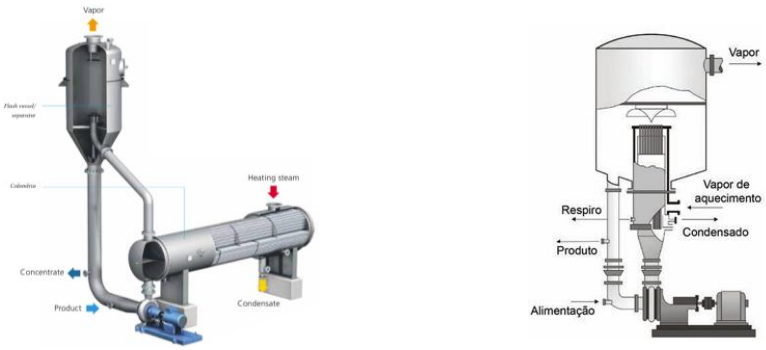
Em ambientes industriais que processam soluções de alta viscosidade ou com tendência à incrustação, a eficiência da transferência de calor é aprimorada com o uso de evaporadores de circulação forçada (Araújo, 2013; GEA, 2025; Foust *et al.*, 1982).

Nos evaporadores de circulação forçada, uma bomba é instalada no conduto de descida para impulsionar a solução, aumentando sua velocidade de escoamento para até

6 m/s, o que eleva o coeficiente de troca de calor por convecção. Essa circulação controlada torna as unidades insensíveis a variações de vazão ou de propriedades físicas, tornando-as ideais para operações de cristalização ou com lamas viscosas. O aumento da velocidade do fluido também contribui para reduzir a formação de incrustações na superfície de aquecimento (Araújo, 2013).

Embora a ebulição normalmente ocorra apenas na câmara de separação devido à carga estática, em alguns casos, o fluido é permitido ferver dentro dos tubos para elevar as taxas de troca de calor. Contudo, essa prática só é viável quando o líquido não é incrustante ou há restrições de altura, pois aumenta o risco de incrustação (Araújo, 2013).

O líquido é circulado através da calandra por meio de uma bomba de circulação, onde é superaquecido sob uma pressão elevada, superior à sua pressão normal de ebulição. Ao entrar no separador, a pressão no líquido é rapidamente reduzida, fazendo com que parte do líquido vaporize ou entre em ebulição rapidamente *flashing* (GEA, 2025). A **Figura 2.3** apresenta duas configurações de evaporadores de circulação forçada, sendo que a configuração com superfície de troca térmica externa (a) apresenta várias opções para o sistema de aquecimento, como pode ser observado na **Figura 2.4**.



(a) (b)

Figura 2.3 – Evaporadores de circulação forçada: (a) Evaporador circulação forçada horizontal e Evaporador de circulação forçada vertical com superfície interna

Fonte: (a) GEA (2025) e (b) Araújo (2013).

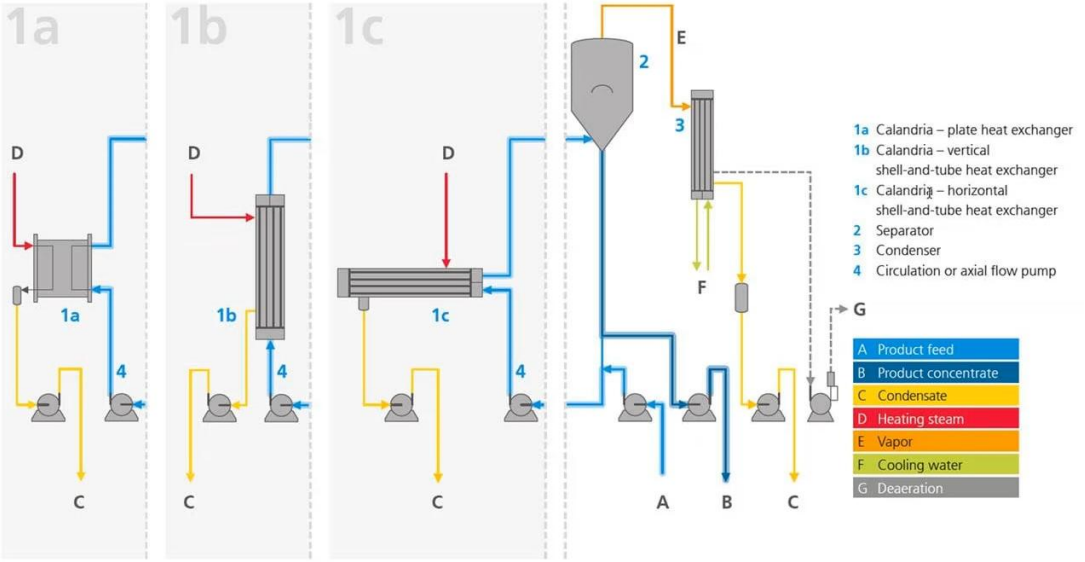


Figura 2.4 – Evaporadores de circulação forçada com diferentes sistemas de troca térmica

Fonte: GEA (2025).

A decisão de empregar a circulação forçada é tomada somente após uma análise de custo-benefício que equilibre o elevado gasto energético do bombeamento com os ganhos em taxas de transferência de calor ou a redução dos custos de manutenção. A velocidade do fluido no interior dos tubos, que tipicamente varia de 1,52 a 4,57 metros por segundo, é restringida principalmente pelos custos de bombeamento e pelo risco de erosão em altas velocidades (Minton, 1986).

Alguns autores sugerem que os evaporadores de película, podem ser subdivididos em evaporadores de tubos verticais longos ou de película ascendentes e evaporadores de película descendente (Minton, 1986; Geankoplis 1993; Foust, *et al.*, 1982; McCabe *et al.*, 1993). Atualmente, esse é um dos evaporadores mais comuns. Alguns autores o classificam como de circulação natural, chamando-o de evaporador de tubos verticais longos (Araújo, 2013).

O evaporador de película ascendente (**Figura 2.5**) opera com o líquido e o vapor subindo do fundo para o topo dos tubos, impulsionados pelo processo de ebulição. Após a separação, o líquido retorna por gravidade à base do recipiente, onde se mistura com a nova alimentação, que entra em temperatura ambiente. Este equipamento é especialmente indicado para o processamento de líquidos que apresentam tendência a formar espuma (Minton, 1986; Geankoplis 1993; Foust, *et al.*, 1982; McCabe *et al.*, 1993).

Em contraste, os evaporadores de película descendente (**Figura 2.6**) são mais adequados para a concentração de materiais termossensíveis, uma vez que minimizam o tempo de exposição ao aquecimento. Nesses sistemas, a solução a ser concentrada desce pelos tubos aquecidos, acompanhada pelo vapor, e o produto final é retirado pela base do equipamento. Esse processo, que pode ser atingido com um sistema de apenas um efeito, garante que o vapor e o concentrado sejam extraídos conjuntamente (McCabe *et al.*, 1993).

Os evaporadores de película são amplamente empregados para a concentração de produtos alimentícios, como por exemplo, sucos de frutas, incluindo o de laranja. Essa preferência se deve ao tempo de residência extremamente curto (variando de 5 a 10 segundos ou mais) e aos elevados coeficientes de transferência de calor, que preservam as propriedades do produto final (Geankoplis 1993).

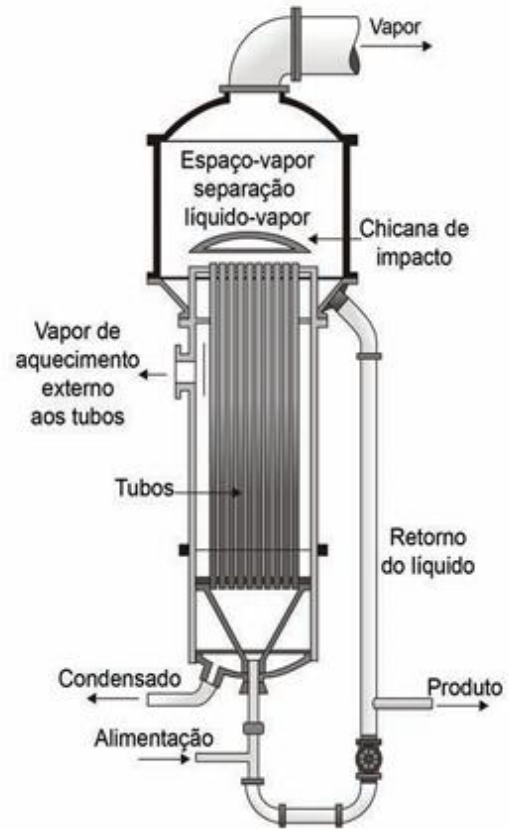


Figura 2.5 – Evaporador de película ascendente

Fonte: Araújo (2013).

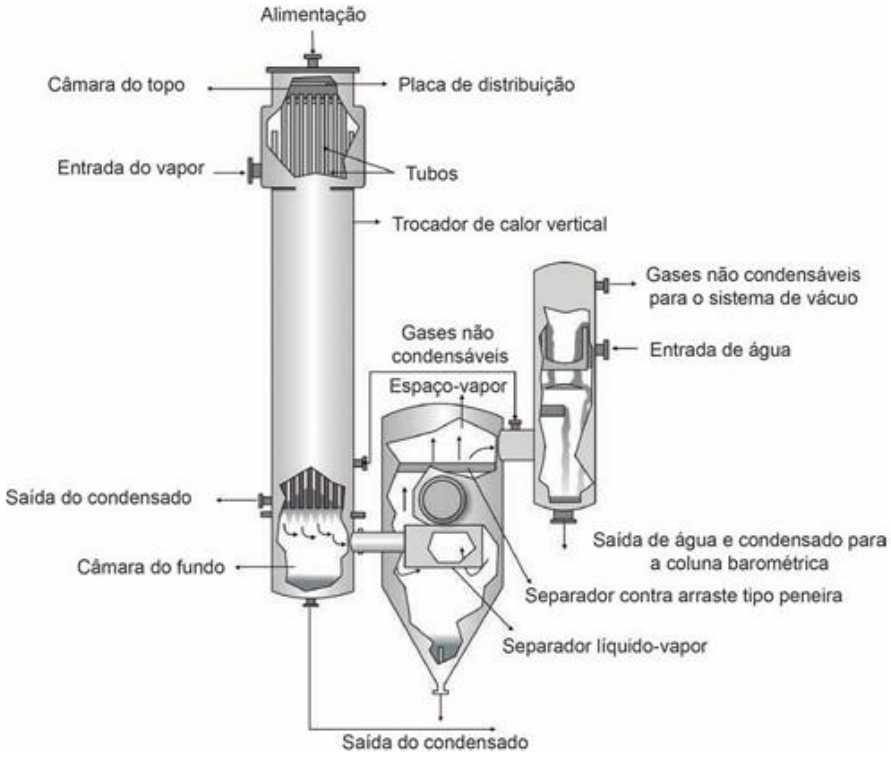


Figura 2.6 – Evaporador de película descendente

Fonte: Araújo (2013).

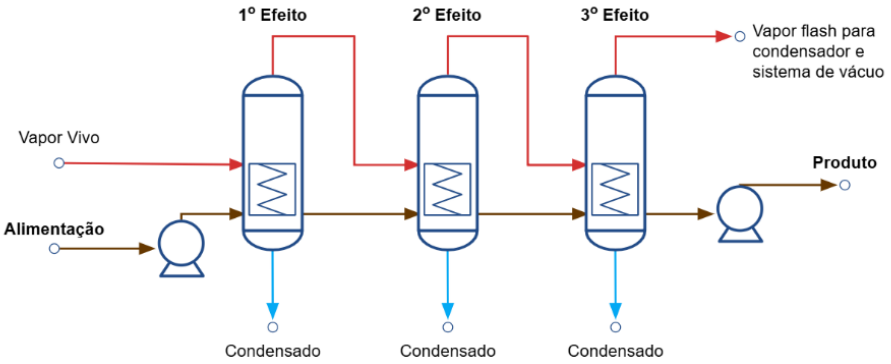
2.4 Evaporação de Simples Efeito e Múltiplos Efeitos

Os evaporadores podem ser projetados com um ou mais efeitos, onde um efeito é definido como um ou mais unidades/vasos que operam com o mesmo ponto de ebulição (Hackett, 2018). Basicamente, na evaporação de simples efeito emprega-se somente um evaporador. Contudo, o uso de evaporadores de simples efeito é limitado na prática devido ao seu alto consumo energético, sendo geralmente empregada em situações específicas onde há baixa taxa de transferência de calor, baixo custo do vapor de aquecimento e o custo do material de construção é proibitivamente caro para projetos de múltiplos efeitos ou o vapor evaporado está contaminado impedindo sua reutilização (Richardson *et al.*, 2002).

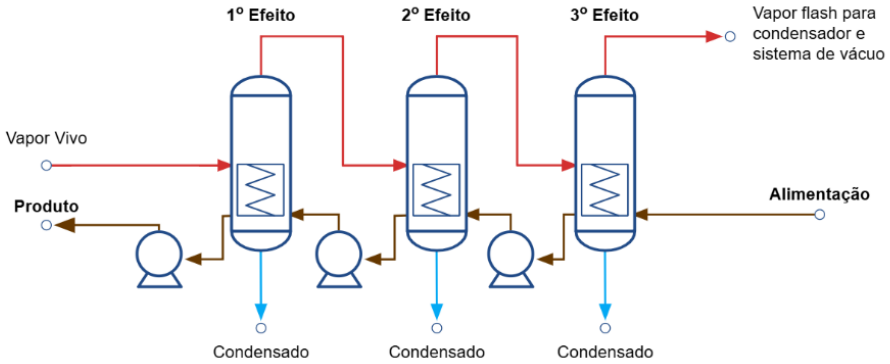
Os evaporadores podem ser associados para obter um processo com maior eficiência (Kaya, Sarac, 2004). Nesse caso o vapor gerado em um efeito é utilizado na alimentação do efeito seguinte e assim por diante, sendo que temperatura de ebulição decresce ao longo dos efeitos (Hackett, 2018). Quando isso ocorre o processo é chamado de evaporação a múltiplo efeito (McCabe *et al.*, 1993).

A utilização de evaporadores de múltiplo efeito visa a redução do consumo energético, uma vez que o número de efeitos é o principal fator que influencia a economia de vapor do sistema. O balanço entálpico, por sua vez, quantifica essa economia, pois seu valor depende diretamente da temperatura da alimentação (McCabe *et al.*, 1993).

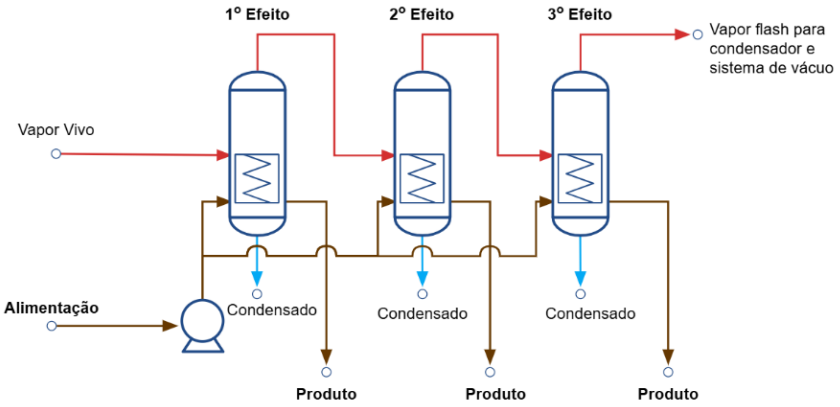
Em sistemas de evaporação de múltiplo efeito, a localização da entrada da solução em relação à introdução do vapor é um critério de projeto empregado para maximizar a eficiência energética. Tais sistemas podem ser classificados em quatro configurações principais: fluxo paralelo (direta), contracorrente (inversa), cruzada e mista. A **Figura 2.7** ilustra as distintas configurações para um sistema de evaporação de três efeitos.



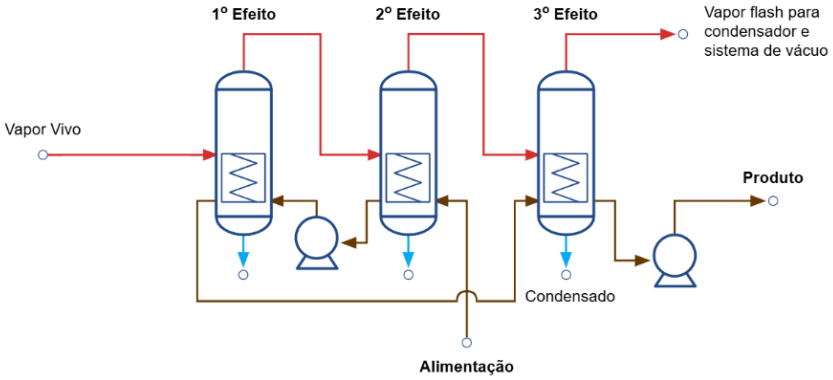
(a)



(b)



(c)



(d)

Figura 2.7 – Sistema de evaporação de triplo efeito: (a) Configuração paralela, (b) configuração contracorrente, (c) configuração cruzada e (d) configuração mista.

Fonte: Adaptado de Richardson *et al*. (2002) e Foust, *et al.*(1982).

A aplicação de vácuo no espaço-vapor dos evaporadores é uma prática comum, mesmo para soluções que não apresentam sensibilidade térmica. Essa técnica permite reduzir o ponto de ebulição da solução e, consequentemente, aumentar a diferença de temperatura (ΔT) no evaporador, o que resulta na diminuição da área de troca de calor necessária. Por essa razão, a maioria dos evaporadores industriais opera sob vácuo (Araújo, 2013).

Ejetores de vapor ou bombas de vácuo mecânicas são frequentemente utilizadas para criar vácuo, dependente do nível de vácuo requerido para o último efeito, que possui a menor temperatura de ebulição, uma única bomba ou uma série de bombas podem ser utilizadas (Hackett, 2018). O sistema de vácuo também remove gases não condensáveis

presentes no processo (Ex: ar, CO_2 e N_2). Muito sistemas de evaporação incluem condensadores com sistema de resfriamento diretos ou indiretos com água, para condensar o vapor que deixa o último efeito, aumentando o vácuo do sistema (Hackett, 2018).

Os condensadores de superfície (resfriamento indireto), como os do tipo casco e tubo, são trocadores de calor nos quais o vapor e a água escoam em lados separados, sem contato direto. A troca de calor ocorre através de uma parede, geralmente metálica, e a unidade pode operar tanto na horizontal quanto na vertical. Embora sejam mais caros e consumam mais água do que os condensadores de contato direto, eles são preferíveis quando a mistura entre o condensado e o fluido refrigerante não é desejada. Suas vantagens incluem a não contaminação da água de resfriamento, a possibilidade de retorno do condensado para a caldeira e a necessidade de menor altura para instalação (Araújo, 2013).

Condensadores de contato direto, também referidos como condensadores barométricos, representam um método de resfriamento de vapor que se destaca por promover o contato direto entre o vapor e o fluido refrigerante (água). Diferentemente dos condensadores de superfície, essa abordagem elimina a necessidade de uma barreira física de troca de calor, o que se traduz em uma menor perda de carga para o vapor e permite que a água de resfriamento atinja uma temperatura de saída mais alta. A eficiência desse contato é frequentemente aprimorada por meio de dispositivos internos, como enchimentos, *sprays* ou escoamentos em cascata (Araújo, 2013).

Um aspecto fundamental desses equipamentos é a sua comum integração com uma coluna barométrica, que lhes confere a designação de "condensadores barométricos". Essa coluna vertical, com aproximadamente 10 metros de comprimento, funciona com base no princípio de que a pressão exercida pela altura de uma coluna de água é equivalente à pressão atmosférica. Dessa forma, a coluna permite que o condensado e a água de resfriamento sejam descarregados na atmosfera por gravidade, eliminando a necessidade de bombas adicionais. A operação exige que o condensador esteja em uma posição elevada, garantindo que o nível de água na coluna se ajuste automaticamente para manter o vácuo desejado no interior do equipamento, igualando a pressão no condensador mais a pressão da coluna de líquido à pressão atmosférica (Araújo, 2013).

O condensador de contato, embora seja geralmente mais barato e consuma menos água, apresenta desvantagens que precisam ser consideradas. A sua escolha deve levar em conta critérios ambientais e de custo. Caso a água utilizada precise de tratamento, por ter entrado em contato direto com o vapor e possíveis contaminantes, o custo desse processo pode inviabilizar o seu uso. Nesses cenários, o condensador de superfície se torna a alternativa mais vantajosa (Araújo, 2013).

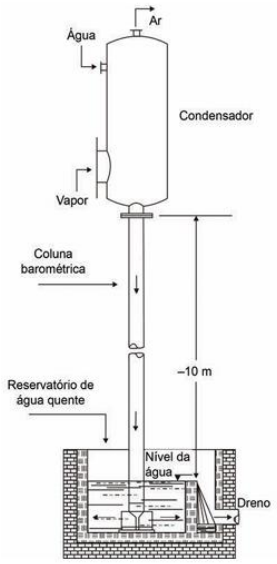


Figura 2.8 – Condensador barométrico

Fonte: Araújo (2013).

2.4.1 Elevação do ponto de ebulição (EPE)

Define-se elevação do ponto de ebulição da solução como a diferença entre o ponto de ebulição da solução (t_e) e o ponto de ebulição do solvente puro (t_{solv}) na mesma pressão (Araújo, 2013).

No caso do licor Bayer, a elevação do ponto de ebulição (EPE) pode ser definida como a diferença de temperatura entre o ponto de ebulição do licor e a temperatura do vapor saturado, ambos sob a mesma pressão. Quanto mais concentrado o licor, maior será a EPE (Martin, 2005). Essa noção é particularmente importante para a tecnologia de Recompressão Mecânica de Vapor (MVR), onde os evaporadores operam com uma diferença de temperatura muito baixa. A EPE pode ser vista como uma "perda de compressão" para o MVR. Por exemplo, se o ponto de ebulição do licor, sob pressão

atmosférica, for de 106 °C, o vapor saturado produzido terá apenas 100 °C. No entanto, para que esse vapor possa ser usado como fonte de aquecimento para o evaporador, sua temperatura deve ser elevada em pelo menos 6 °C (Martin, 2005).

Para algumas soluções aquosas com solutos inorgânicos, por exemplo, NaOH e NaCl, encontramos, na literatura, o chamado Diagrama de Dühring (Araújo, 2013).

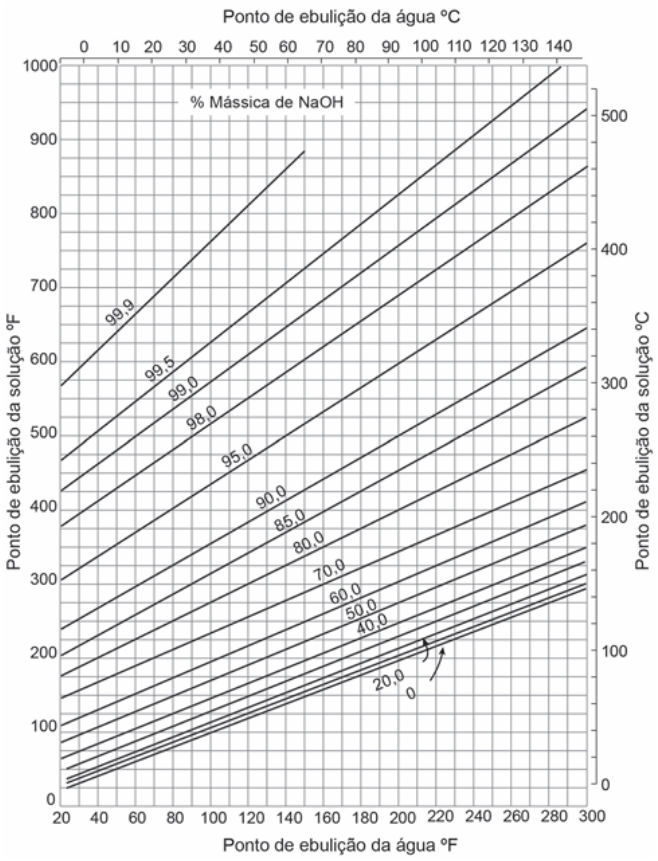


Figura 2.9 – Diagrama de Dühring para soluções de NaOH

Fonte: Araújo (2013).

A elevação do ponto de ebulição do licor Bayer pode ser calculada por vários métodos, como as equações de Adamson (Equação 2.5) e Dewey (Equação 2.6). A equação de Adamson utiliza a concentração de soda e a temperatura, enquanto a de Dewey leva em conta também a molalidade total da solução para os seguintes compostos: $NaAl[OH]_4$, NaOH, Na_2CO_3, NaCl, Na_2SO_4, $Na_2C_5O_7$ (ou equivalente), $Na_2C_2O_4$, Na_2SiO_3 e NaF (SYSCAD, 2025).

$$EPE_{Adamson} = (0{,}007642857 + 0{,}0006184282 \cdot X + 2{,}92857e^{-5} \cdot T + 0{,}00010957 \cdot X^2 - 3{,}80952e^{-8} \cdot T^2 + 0{,}000208801 \cdot X \cdot T - 8{,}61985e^{-10} \cdot X^3 - 8{,}61985e^{-10} \cdot T^3 + 1{,}7316e^{-10} \cdot X \cdot T^2 - 2{,}49763e^{-7} \cdot X^2 \cdot T) \quad (2.5)$$

Onde T é a temperatura do licor em °C e X é a concentração de soda expressa em g/l de Na_2O à 25°C.

$$EPE_{Dewey} = \left(0{,}00182 + 0{,}55379x\left(\frac{M}{10}\right)^7 + 0{,}0040625 \cdot M \cdot T_K + \frac{1}{T_K} \cdot (-286{,}66 \cdot M + 29{,}919 \cdot M^2 + 0{,}6228 \cdot M^3) - 0{,}032647 \cdot M \cdot \left(M \cdot \frac{T_K}{1000}\right)^2 + \left(\frac{T_K}{1000}\right)^5 \cdot [5{,}9705 \cdot M - (0{,}57532 \cdot M^2) + (0{,}10417 \cdot M^3)]\right) \quad (2.6)$$

Onde T_K é a temperatura do licor em K e M é molalidade total da solução.

2.4.2 Balanços de massa e energia

O balanço de massa e energia descrito a seguir é referente a uma evaporação de simples efeito conforme descrito na **Figura 2.10**, objetivando calcular o consumo de energia no evaporador. Os balanços foram realizados com base nos balanços apresentados por Foust *et al.* (1982), Geankopolis (1993) e Araújo (2013).

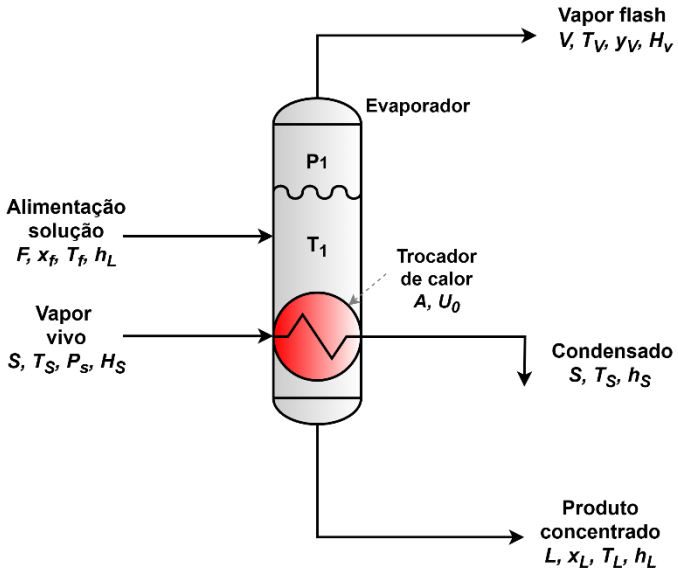


Figura 2.10 – Evaporador de simples efeito

Fonte: Adaptado de Araújo, 2013.

Balanço de massa global:

$$F = L + V \tag{2.7}$$

F: vazão mássica de alimentação solução (Ex: t/h)

L:vazão mássica de solução concentrada produzida no evaporador;

S: vazão mássica de vapor de aquecimento;

V: vazão mássica de vapor produzido no evaporador pela ebulição da solução.

Balanço para soluto *x,* considerando evaporador contínuo em estado estacionário:

$$F \cdot x_F = L \cdot x_L = F - \frac{X_F}{X_L} = F \cdot \left(1 - \frac{X_F}{X_L}\right) \tag{2.8}$$

x_F: fração mássica de sólidos na alimentação;

x_L: fração mássica de sólidos na solução concentrada

Para o balanço de energia, o calor total que entra é igual ao calor total que deixa o sistema e Q_p é a perda para o ambiente.

$$F \cdot h_F + S \cdot H_S = S \cdot h_S + L \cdot h_L + V \cdot H_V + Q_p \tag{2.9}$$

onde o calor latente de vaporização é obtido: $\lambda_S = H_S - h_S$

$$F \cdot h_F + S \cdot \lambda_S = L \cdot h_L + V \cdot H_V + Q_p \quad (2.10)$$

Logo a transferência de calor (q_s) do vapor para o evaporador é:

$$q_S = S \cdot (H_S - h_S) = S \cdot \lambda_S \quad (2.11)$$

Substituindo (2.11) em (2.10), temos:

$$q_S = S \cdot (H_S - h_S) = V \cdot H_V + L \cdot h_L \cdot F \cdot h_F + Q_p \quad (2.12)$$

Introduzindo *L* da Equação 2.7 na Equação 2.12:

$$q_S = S \cdot (H_S - h_S) = V \cdot (H_V - h_L) + F \cdot (h_L - h_F) + Q_p \quad (2.13)$$

Considerando a equação geral para cálculo do coeficiente de transferência calor:

$$q = U \cdot A \cdot \Delta T \quad (2.14)$$

$$q = S \cdot (H_S - h_S) = U \cdot A \cdot \Delta T \quad (2.15)$$

Onde: $\Delta T = (T_S - T_1)$

T_S: temperatura de saturação do vapor vivo;

T_1: temperatura de ebulição da solução na pressão do evaporador ($T_1 = T_L = T_V$), onde $T_L = T_s + EPE$;

h_F: entalpia da solução diluída alimentada no evaporador;

h_L: entalpia da solução concentrada produzida no evaporador;

H_S: entalpia do vapor saturado alimentado no evaporador;

h_S: entalpia do condensado – água líquida – que sai da câmara de vapor de aquecimento;

H_V: entalpia do vapor produzido no evaporador – podendo ser saturado ou superaquecido.

Para utilizar o balanço de energia, é necessário conhecer ou calcular as entalpias de todas as correntes do evaporador. No caso do vapor de aquecimento, geralmente é vapor vivo saturado, logo as entalpias podem ser obtidas por meios de tabelas de vapor saturado, nas mesmas tabelas, obtêm-se valores para o líquido saturado e calor latente de

condensação, em que, normalmente, o estado de referência, cuja entalpia é 0 (zero), é água líquida a 0 ºC (Araújo, 2013). Se o calor específico do líquido de alimentação e do produto são conhecidos, os mesmos podem ser utilizados para calcular as entalpias (Geankopolis, 1993).

As equações de balanço de massa e energia de um evaporador de efeito simples, como as equações 2.7, 2.10 e 2.15, são aplicáveis a cada efeito de um evaporador de múltiplos efeitos, considerando as vazões e concentrações correspondentes. Adicionalmente, é possível estabelecer balanços globais de massa e de soluto para o sistema completo (Araújo, 2013).

2.5 Recompressão Mecânica de Vapor (MVR)

A tecnologia de evaporadores por compressão mecânica de vapor é utilizada há mais de um século e representa uma forma comprovada de reduzir significativamente o consumo de energia na evaporação. Em um sistema desse tipo, o vapor liberado da solução em ebulição é comprimido por um compressor mecânico. Esse processo eleva a pressão e a temperatura de saturação do vapor, permitindo que ele seja reutilizado no próprio sistema como vapor de aquecimento. Assim, o calor que normalmente seria dissipado é reciclado para evaporar mais água (Minton, 1986).

Embora o compressor apresente pequenas perdas devido ao atrito e à compressão não isentrópica, a energia adicional gerada não é desperdiçada, servindo para superaquecer o vapor comprimido. A energia de compressão adicionada ao vapor é da mesma magnitude que a necessária para elevar a alimentação ao ponto de ebulição e compensar perdas térmicas (Minton, 1986).

A potência do compressor é proporcional ao aumento de temperatura de saturação (ΔT) que ele produz. Em suma, essa tecnologia alcança as maiores economias de energia possíveis, mas exige um investimento inicial e um consumo de energia elétrica mais elevados. De modo geral, esses sistemas se tornam mais econômicos quando o custo da eletricidade ou sua disponibilidade é favorável (Minton, 1986).

Minton (1986) descreve que a tecnologia de evaporação por compressão de vapor tem uma ampla aplicação quando a diferença de temperatura (ΔT) é baixa (10°C a 15°C), o aumento do ponto de ebulição é baixo (menos de 6°C), e os vapores não são

extremamente corrosivos e a incrustação não é excessiva ou pode ser controlada de forma eficaz.

Geralmente, são utilizados sistemas de efeito único, mas a economia em muitos projetos pode facilmente justificar o uso de múltiplos efeitos. A compressão de vapor pode, frequentemente, ser utilizada para atualizar sistemas já existentes (Minton, 1986).

Evaporadores de filme descendente são bem adequados para sistemas de recompressão de vapor, pois operam com valores de baixa diferença de temperatura e têm muito pouco líquido arrastado, que pode causar problemas no compressor. O vapor é re-comprimido e usado no refervedor como meio de aquecimento (Geankopolis, 1993).

A recompressão mecânica de vapor (MVR) em evaporadores de efeito único, exemplificada na **Figura 2.11**, demonstra um princípio operacional eficiente. Nesse sistema, a alimentação fria é pré-aquecida pelo efluente líquido quente, um processo que otimiza a eficiência energética antes da entrada na unidade. Em vez de ser descartado, o vapor gerado é direcionado a um compressor (seja ele centrífugo ou de deslocamento positivo, acionado por motor elétrico ou a vapor) que eleva sua pressão. Este vapor comprimido é então realimentado ao trocador de calor ou à câmara de vapor. A elevação de sua temperatura de condensação acima do ponto de ebulição do líquido no evaporador estabelece a diferença de temperatura necessária para a continuidade do processo, gerando novo vapor em um ciclo autossustentável (Geankopolis, 1993).

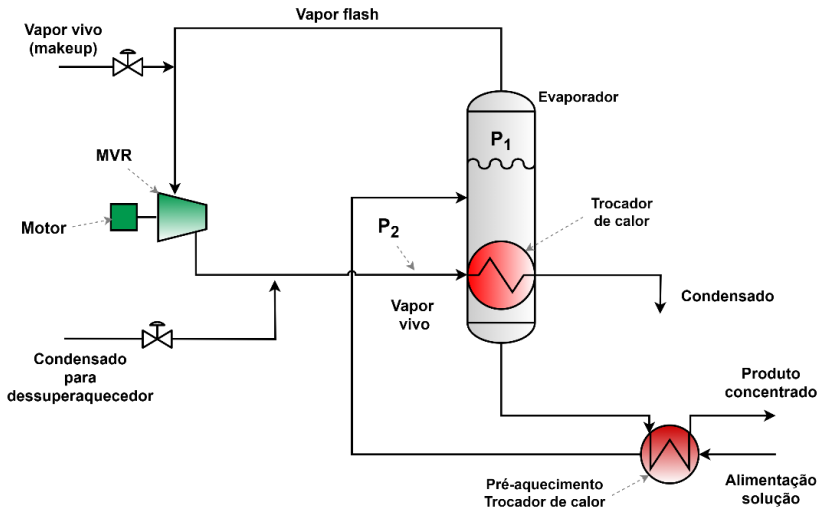


Figura 2.11 – Fluxograma simplificado de um evaporador simples efeito com MVR.

Fonte: Adaptado de Geankopolis (1993).

Conforme descrito anteriormente a compressão é a transformação na qual a pressão e a temperatura de um vapor são aumentadas por meio de um dispositivo mecânico. O trabalho de compressão está diretamente ligado à diferença de pressão produzida pelo compressor e pode ser calculado pela seguinte Equação 2.16 (Martin, 2005).

$$W_{comp} = \frac{nRT_1}{n-1}\left[\left(\frac{P_2}{P_1}\right)^{(n-1)/n} - 1\right] \tag{2.16}$$

W é o trabalho politrópico.

R é a constante do gás.

T_1 é a temperatura de entrada do gás.

P_2 e P_1 são, respectivamente, a pressão de descarga e a pressão de sucção.

n representa o fator politrópico.

Esse trabalho de compressão é gerado pelo compressor, que exige uma entrada de energia na forma de eletricidade para seu motor (ou, raramente, vapor de alta pressão em turbinas). Apesar das perdas de energia adicionais causadas pelas eficiências de transmissão e dos motores, o balanço energético que compara eletricidade e vapor é bastante favorável (Martin, 2005).

O ciclo termodinâmico da evaporação por MVR é mostrado no diagrama de entropia a seguir conforme discutido nos trabalhos de Minton (1986), Martin (2005) e Delannoy; Broutin (2024).

A **Figura 2.12** apresenta o diagrama de temperatura-entropia (T-S) de um ciclo de recompressão de vapor similar ao sistema de simples efeito descrito na **Figura 2.11**.

A solução a ser concentrada entra no ponto A como líquido e é pré-aquecido no trocador de calor de alimentação até o ponto de ebulição (B), à pressão P_1. Em seguida, ele é evaporado a pressão e temperatura constantes até o ponto C. A área hachurada vermelha (sob a linha B-C), que se estende até o zero absoluto, representa a quantidade de calor absorvida durante a evaporação.

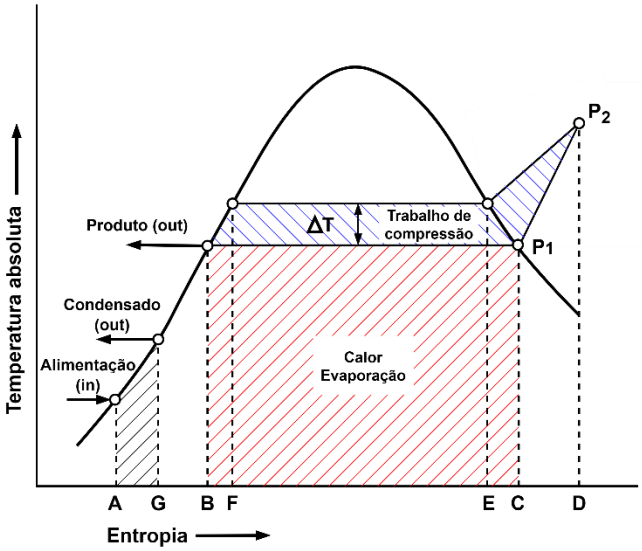


Figura 2.12 – Diagrama Temperatura-Entropia de um sistema de recompressão de vapor.

Fonte: Adaptado de Minton (1986).

No ponto C, o vapor é comprimido no compressor, aumentando sua pressão para P_2, até o ponto D. O vapor superaquecido no ponto D segue para dessuperaquecedor (E) e entra no trocador de calor do evaporador, onde se condensa ao longo da linha D-E-F, liberando o calor de vaporização que é utilizado para fornecer o calor necessário para a evaporação (área hachurada).

A área delimitada por B-C-D-E-F em azul representa o trabalho de compressão. A razão entre a área do trabalho de compressão e a área do calor absorvido é a vantagem termodinâmica do processo de compressão de vapor. Finalmente, o condensado é resfriado no trocador de calor de alimentação/condensador até o ponto G.

Duas conclusões podem ser tiradas: (1) Quanto menor o ΔT, maior a vantagem termodinâmica e menor o consumo de energia (é necessária menos potência do compressor). (2) Quanto maior a ΔT, menor superfície do evaporador será necessária e menor será o custo de capital.

2.5.1 Tipos de equipamentos de compressão de vapor

O MVR já é amplamente utilizado em indústrias como as de tratamento de água, laticínios, produtos químicos e papel e celulose, entre outras (Hogan; Furlong;

Armstrong, 2024). De acordo com os mesmos autores, existem diversos tipos de equipamentos que podem ser usados para o MVR, cada um com suas próprias vantagens e desvantagens, dependendo da aplicação. Os tipos mais comuns são:

i. Ventiladores centrífugos

ii. Compressores de lóbulos rotativos (compressores Roots)

iii. Compressores alternativos ou de pistão

iv. Compressores centrífugos de múltiplos estágios

v. Compressores de parafuso

Ventiladores centrífugos de alta velocidade são a escolha mais comum para a recompressão mecânica de vapor (MVR). Um único ventilador pode elevar a temperatura de saturação do vapor em cerca de 8°C à 10°C (Delannoy, Broutin, 2024; Hogan, Furlong, Armstrong, 2024; EPCON, 2023; Chart Industries, 2025). Sua principal vantagem reside na simplicidade e no baixo número de peças móveis. Além disso, são ideais para a recompressão de vapores residuais com alto volume específico, especialmente aqueles gerados sob vácuo, como em vasos de flash. Para atingir pressões de vapor mais elevadas, múltiplos ventiladores centrífugos podem ser instalados em série, conforme destacado por Hogan *et al* (2024).

Para uma compressão mais intensa, os compressores de vapor são a melhor opção, pois utilizam métodos distintos para alcançar um aumento maior de temperatura saturação por estágio, tipicamente entre 15°C e 20°C (Hogan, Furlong, Armstrong, 2024; EPCON, 2023). Quando o objetivo é comprimir vapor em uma ampla faixa de pressão, uma abordagem mista pode ser utilizada. Nesses casos, a compressão inicial é feita por ventiladores centrífugos em série, seguidos por compressores em série para alcançar a pressão de vapor final (Hogan, Furlong, Armstrong, 2024).

A literatura e os fabricantes não detalham os motivos técnicos para a limitação da elevação de temperatura por estágio de recompressão. As informações obtidas indicam que essas restrições estão relacionadas a limitações construtivas e a um balanço técnico-econômico otimizado para as tecnologias de equipamentos disponíveis. Apesar de dos limites serem mencionados, as razões subjacentes que os determinam não são claramente

explicadas. Consideram-se hipóteses que justifiquem tais limites, a exemplo da segurança térmica operacional e das restrições de projeto impostas pela resistência dos materiais.

Conforme descrito anteriormente o sistema MVR tem sido amplamente utilizada em diversas indústrias, especialmente em evaporadores de grande escala. No entanto, não era uma opção atraente na indústria de alumina, embora existam uma ou duas pequenas instalações. Apesar dos ganhos de eficiência energética, a eletricidade tem sido historicamente muito cara em comparação com o vapor gerado a partir de carvão ou gás (Hogan, Furlong, Armstrong, 2024).

Outro desafio é a baixa qualidade do vapor flash proveniente da solução Bayer, que pode causar incrustação (*fouling*) nos compressores de alta velocidade, afetando negativamente sua confiabilidade, esse problema exige soluções técnicas específicas para ser superado (Hogan, Furlong, Armstrong, 2024).

Martin (2005) apresenta um estudo de caso da implementação de um evaporador de filme descendente de simples efeito com MVR. O sistema foi instalado em uma planta que já existente de evaporação múltiplo efeito com 5 estágios para concentração de licor pobre em uma refinaria na China entre os anos de 2002 e 2003. Os resultados demonstraram ganhos na taxa de evaporação e redução no consumo de água de resfriamento.

Delannoy e Broutin (2024) apresentam os resultados industriais da implantação de sistema MVR utilizando a mesma configuração do trabalho de Martin (2005), porém em uma planta de evaporação de 6 efeitos e taxa de evaporação de 300 t/h antes da implementação. Após a implantação obteve-se um incremento de 33% na taxa de evaporação e uma melhoria de 32,5% na economia da evaporação, por outro lado, o consumo de energia elétricas mais que o dobro, saindo de 10kW/t evaporada para 21,2 kW/t evaporada.

Jaeger *et al.* (2024) exploraram o acoplamento de uma bomba de calor de compressão de vapor (VCHP) de alta temperatura com um sistema MVR de três estágios equipado com um vaso de "flash" para gestão de energia em refinarias de alumina. O modelo demonstra que o uso da VCHP para recuperar calor do circuito de resfriamento da precipitação, com um COP de 2,69, permite que a unidade MVR a jusante opere em níveis de temperatura mais favoráveis para a geração de vapor a 6,5 bar, alcançando um

COP combinado de 3,65 e reduzindo a demanda térmica global do processo Bayer em até 29%.

O trabalho de Ning *et al.* (2024) foca na otimização de um sistema MVR multiestágio projetado para comprimir vapor residual de 0,1 a 60 bar. O trabalho deles explora a reintegração desse vapor na área de digestão da refinaria de alumina para minimizar o consumo total de energia. O estudo ressalta que a configuração estratégica e a integração térmica são críticas para conciliar os balanços de massa e energia, influenciando diretamente as despesas operacionais (OPEX) da planta.

Byrne (2026) identifica o MVR como uma tecnologia de descarbonização de "primeira onda" devido ao seu alto nível de maturidade, o que viabiliza sua integração na etapa de evaporação por meio de atualizações do tipo *retrofit*, sem exigir uma reestruturação profunda do processo Bayer. O estudo indica que, ao substituir o vapor de origem fóssil por eletricidade renovável para comprimir o vapor residual, a tecnologia alcança uma economia líquida de energia de aproximadamente 50% em relação à evaporação convencional, mitigando também cerca de 70% da pegada de carbono da refinaria e reduzindo o consumo de água em 35%.

Ning *et al.* (2026) demonstram que a integração do sistema MVR para recuperação de vapor no processo de calcinação de alumina reduz significativamente tanto o consumo de energia térmica quanto a pegada de carbono da produção de alumina. Os resultados indicam que esses benefícios persistem apesar do aumento associado no consumo de eletricidade.

O MVR pode ser facilmente aplicada à Evaporação, seja modernizando unidades existentes de múltiplos estágios, múltiplos efeitos ou de filme descendente, ou em novas instalações. Existem muitas opções de modernização (*Retrofit*), dependendo da tecnologia e do equipamento de evaporação utilizados. Há diversas abordagens para aplicar o MVR em uma unidade de evaporação já existente, recuperando todo o vapor residual e desviando o circuito de resfriamento (Hogan *et al* 2024).

As abordagens para esse fim são categorizadas por Hogan et al. (2024) em quatro grupos, que serão detalhados a seguir:

i. Abordagem em Paralela: A abordagem paralela considera cada vaso de evaporação como um único estágio. No mínimo, a temperatura de

saturação do vapor de cada vaso precisa ser aumentada em aproximadamente 20 °C usando dois estágios de ventiladores centrífugos. Um estágio, ou 10 °C, é necessário para superar o efeito do aumento do ponto de ebulição que ocorre com licores cáusticos na evaporação do licor residual. O segundo estágio, para os outros 10 °C, é necessário para fornecer a força motriz no trocador de calor associado. Cada estágio de evaporação por flash se torna autossuficiente, utilizando a energia do vapor proveniente do MVR e exigindo vapor externo apenas para cenários de partida (startup).

ii. Abordagem em Série: Alternativamente, a abordagem em série é onde os vasos de flash permanecem em série, ou seja, em um "trem de flash", aquecendo o fluxo de alimentação de licor com o vapor do flash. O vapor residual do último estágio (de menor pressão) é comprimido por um único trem de ventiladores/compressores. Normalmente, o vapor do último estágio é energia perdida, expelida através de um sistema de água de resfriamento ou de um respiro de vapor. O MVR recupera esse vapor residual e o transforma em vapor útil, que pode ser usado como vapor "vivo" nos aquecedores mais quentes. Isso requer um trem de ventiladores/compressores em série para alcançar a pressão de vapor/temperatura de saturação necessária. O número de ventiladores em série depende da compressão exigida, mas tipicamente seria entre 5 e 8 em série.

iii. Opções Híbridas: Entre as abordagens em série e paralela, há uma variedade de opções híbridas onde alguns estágios de flash permanecem agrupados, reduzindo o número de estágios de compressão necessários. A melhor abordagem — em série, paralela ou híbrida — depende do equipamento e das condições do local.

iv. Opções de *Backup* (*Sparing Options*): Em modernizações de evaporadores, existe a opção de manter a alta disponibilidade do equipamento, utilizando os condensadores de vapor e o equipamento do circuito de resfriamento já existentes por um curto período, quando o sistema MVR não estiver disponível devido à manutenção. O custo de capital de um sistema de *backup* para o MVR pode não se justificar, pois a parada do MVR é prevista como sendo pequena. Assim, o benefício

> energético incremental do *backup* do MVR seria baixo. Utilizar o equipamento não usado mantém a disponibilidade do evaporador sem o grande investimento de capital de um *backup* para o MVR. Há apenas uma pequena perda de eficiência energética que ocorre durante o curto período em que o equipamento original de remoção de energia residual e o circuito de resfriamento são reutilizados.

A presente tese investiga a aplicação de um de um sistema de recompressão (MVR) em uma planta de evaporação de licor Bayer, usando uma abordagem híbrida que será detalhada no Capítulo 3.

2.6 Evaporação no Processo Bayer e os evaporadores Multi-Flash

Os evaporadores são amplamente empregados em refinarias de alumina com o objetivo de controlar o volume da planta e concentrar o licor pobre para uso posterior na etapa de digestão. No entanto, sua função transcende a simples remoção de água, uma vez que impacta diretamente o ciclo do licor, o balanço de massa e energia, e a produtividade da refinaria (LaMacchia, Costa., 2022).

Não são todas as refinarias de produção de alumina que necessitam do sistema de evaporação para fechar o balanço de água, conforme descrito por LaMacchia e Costa (2022). Os mesmos autores pontuam que grande parte da operação de uma refinaria da Alcoa nos Estados Unidos (presumidamente na metade do século XX ou anterior) não requeria o prédio de evaporação enquanto estava rodando a digestão de baixa temperatura com bauxita de elevado teor.

Por outro lado, as refinarias de alumina que se encontram instaladas próximas a região equatorial do globo apresentam uma forte dependência dos sistemas de evaporação, isto se deve principalmente pelos elevados índices pluviométricos desta região, provocando a elevada entrada de água no processo e consequentemente a diluição do teor cáustico da refinaria.

O prédio de evaporação em muitas refinarias é tipicamente uma série de trocadores de calor do tipo casca e tubo conectados a vasos de flash, e trabalham essencialmente para fechar o balanço de água da refinaria caso necessário (LaMacchia, Costa., 2022). Esta configuração de sistema de evaporação é denominada evaporação Multi-Flash, sendo amplamente aplicada em diversos setores industriais (GEA, 2024).

Holmlund e Parviainen (2000) descrevem a utilização do sistema de evaporação multi-flash visando a concentração de licor negro no circuito de recuperação química do processo Kraft empregado na produção de celulose. A fabricante de equipamentos térmicos e de separação GEA destaca o uso de sistemas de evaporação multi-flash em refinarias de alumina em virtude das características físico-químicas do licor Bayer e das condições operacionais da planta (GEA, 2024).

Os evaporadores Multi-Flash são vantajosos para aplicações de alta produção com um baixo fator de concentração, como na indústria da alumina. Essa eficiência é alcançada graças à combinação de sistemas de pré-aquecimento de múltiplos efeitos, que recuperam calor, e a uma evaporação flash multiestágios. Além disso, para as aplicações com baixa elevação do ponto de ebulição, os evaporadores Multi-Flash podem ser bastante econômicos, tanto em termos de investimento inicial quanto de custos operacionais (GEA, 2024).

As **Figura 2.13** e **2.14** apresentam, respectivamente, um fluxograma genérico de uma planta de evaporação multi-flash com 9 estágios e uma imagem de uma operação industrial de evaporação com a tecnologia multi-flash em uma refinaria de alumina.

O princípio de funcionamento do sistema de evaporação multi-flash pode ser resumidamente descrito da seguinte forma (GEA, 2024):

i. O líquido a ser concentrado é aquecido em uma série de trocadores de calor e, em seguida, direcionado a uma sequência de tanques de flash que operam com um gradiente de pressão.

ii. Ao entrar em cada tanque, parte do líquido vaporiza subitamente (flasheia) e o restante do líquido é resfriado. O vapor gerado é então usado para aquecer a corrente de alimentação e/ou de descarga, dependendo da configuração dos tanques e trocadores de calor. A energia térmica necessária para o processo é fornecida pelo vapor vivo injetado no primeiro trocador de calor.

iii. Por fim, o líquido é introduzido no tanque de maior pressão e escoa para os tanques subsequentes por gravidade.

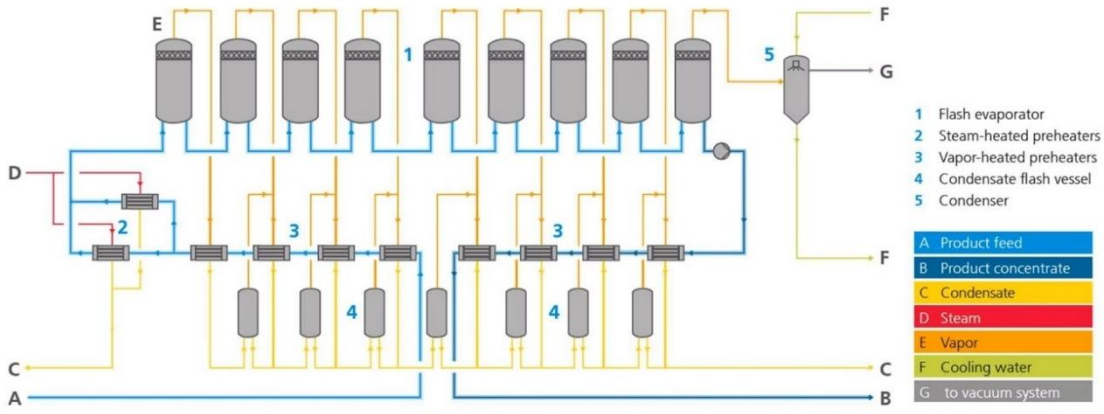


Figura 2.13 – Fluxograma de um sistema de Evaporação Multi-flash.

Fonte: GEA (2025).



Figura 2.14 – Instalação industrial de um sistema de Evaporação Multi-Flash

Fonte: GEA (2025).

LaMacchia e Costa (2022) descrevem que o vapor vivo adicionado diretamente no último trocador de calor tem como objetivo garantir que o licor pobre tenha suficiente temperatura e pressão para iniciar o processo de evaporação nos tanques/vasos de flash subsequentes, geralmente em sete ou mais efeitos/estágios. Apesar da necessidade de vapor vivo, a economia de evaporação (massa de água evaporada pela massa de vapor vivo requerida) pode ser muito boa, sendo que valores de 3 t/t não são incomuns (LaMacchia, Costa., 2022).

Nas refinarias de alumina, a solução cáustica, pobre em aluminato de sódio (licor pobre) e com concentrações mais baixas de carbonato e hidróxido de sódio (devido à adição de água no processo de lavagem de lama e filtração) alimenta o prédio de evaporação, cujo principal objetivo é a retirada da água de diluição (Torres, 2001).

Algumas refinarias realizam a adição de solução de soda virgem antes ou após a evaporação com objetivo de ajustar a concentração de hidróxido de sódio da solução cáustica para garantir uma boa eficiência de extração na etapa de digestão. Neste contexto, pode se considerar que o sistema de evaporação em refinarias de alumina tem papel importante não só no controle do volume de planta, mas também no controle da concentração caustica, sendo utilizado frequentemente como uma ferramenta da equipe engenharia de processos no controle global da planta industrial.

Embora a evaporação multi-flash seja amplamente utilizada no processo Bayer, referências como Hogan *et al.* (2024), Martin (2005) e Delannoy e Broutin (2024) indicam que algumas refinarias também aplicam sistemas de evaporação de múltiplo efeito com circulação forçada e evaporadores de película ascendente, operando em estágios simples ou múltiplos.

Bánvölgyi e Haneman (2022) descrevem o balanço de massa e energia simplificado para um único efeito de evaporação com o sistema vaso de flash e trocador de calor, conforme apresentado na **Figura 2.15** a seguir.

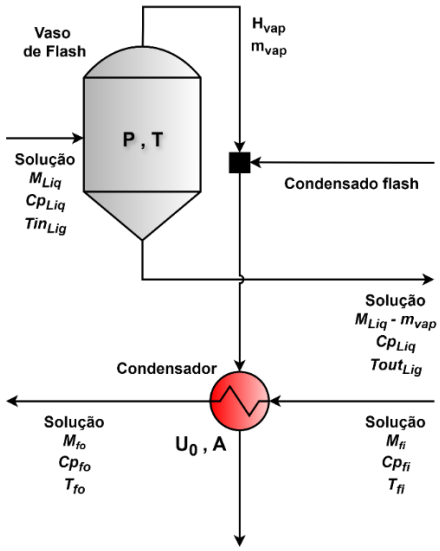


Figura 2.15 – Simples efeito: Flash tanque e condensador

Fonte: Adaptado de Bánvölgyi, Haneman (2022).

Para o balanço os autores levaram em considerações algumas premissas: Sistema adiabático; Apenas calor de condensação é transferido através do condensador/trocador; O vapor vivo encontra-se saturado na pressão de fornecimento; Não há sólidos presentes no fluxo que entra ou sai do vaso de flash; As capacidades caloríficas do licor que entra e sai do vaso de flash são iguais; As capacidades caloríficas do fluido que entra e sai do trocador de calor são iguais; Não há condensado de re-flash presente como um fluxo de energia adicional (Bánvölgyi; Haneman, 2022).

Energia transferida do vapor flash nas condições de operação P e T:

$$M_{Liq} \cdot Cp_{Liq} \cdot T_{in} = m_{vap} \cdot H_{vap} + \left(M_{Liq} - m_{vap}\right) \cdot Cp_{Liq} \cdot T_{Out} \quad (2.17)$$

$$m_{vap} = \frac{M_{Liq} \cdot Cp_{Liq} \cdot (T_{in} - T_{Out})}{(H_{vap} - Cp_{Liq} \cdot T_{Out})} \quad (2.18)$$

Energia transferida do vapor flash gerado no vaso para o trocador de calor/condensador:

$$q_{vap} = m_{vap} \cdot \lambda \quad (2.19)$$

Onde: $\lambda = H_{vap} - H_{cond}$

H_{cond}: Entalpia do condensado de sai do condensador.

Energia transferida para o licor:

$$q_{f=} M_{fo} \cdot Cp_{fo} \cdot \left(T_{fo} - T_{fi}\right) \quad (2.20)$$

Onde: $M_f = M_{fo} = M_{fi}$ e $Cp_f = Cp_{fo} = Cp_{fi}$

Energia transferida através do trocador de calor/condensador:

$$q_{c=} U_0 \cdot A \cdot \Delta T_{LMTD} \quad (2.21)$$

Onde:

$$\Delta T_{LMTD} = \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{ln\left(\frac{\Delta T_1}{\Delta T_2}\right)}$$

$$\Delta T_1 = T_S - T_{fo} \text{ e } \Delta T_2 = T_S - T_{fi}$$

U_0: Coeficiente de transferência de calor do condensador/trocador (W/m^{2}K);

A: área de troca térmica do condensador/trocador (m^2);

T_S: temperatura de saturação do vapor na pressão de alimentação;

T_{fi}: temperatura de entrada do licor;

T_{fo}: temperatura de saida do licor;

Como a energia q_{vap}, q_f e q_c (Equações 2.19, 2.20 e 2.21) devem se equilibrar, a temperatura do fluido na saída do condensador é obtida ao rearranjar a equação, resultando em:

$$T_{fo} = T_S - \frac{(T_S - T_{fi})}{e^{\left(\frac{U_O \cdot A}{M_f \cdot Cp_f}\right)}} \tag{2.22}$$

Essas equações de energia podem ser aplicadas a um sistema de múltiplos efeitos para determinar a temperatura do fluido na saída do circuito do condensador recuperativo (Bánvölgyi, Haneman, 2022).

2.7 Modelagem e Simulação do Processo Bayer

O sucesso no projeto de processos químicos e no controle de processos já existentes dependem consideravelmente da habilidade de se prever com acuracidade as condições de processo da planta. Dada a complexidade dos processos envolvidos, o uso dos simuladores se faz necessário para se obter respostas rápidas e com acuracidade.

Um dos primeiros trabalhos de otimização das operações de digestão em refinarias de alumina utilizando-se como ferramentas técnicas computacionais foi apresentado por Kotte na década de 1970 onde modelos utilizando linguagem de programação FORTRAN para a realização de balanços de massa e energia foram utilizados como ferramenta de análise (Chaddha *et al.*, 2008).

O uso de simuladores comerciais para modelagem e simulação do processo Bayer vem sendo apresentado desde a década de 1980. O simulador Aspen Plus™ foi utilizado por Langa *et al.* (1986) para modelar e simular a refinaria de alumina da Alcoa em Point

Confort – USA em 1986. Neste trabalho foram modeladas e simuladas, de forma integrada, todas as operações unitárias da planta refino de alumina incluindo também as áreas de lagos de resíduo e a geração de vapor e energia. A refinaria de alumina da Alcoa em Poços de Caldas foi modelada utilizando o Aspen Plus™ com sucesso em 2001 (Torres, 2001).

A refinaria de alumina da Companhia Brasileira de Alumínio (CBA) foi modelada utilizando o software SysCAD® por Franco *et al.* (2015). Com o modelo calibrado para a refinaria, foi possível a realização de estudos de engenharia visando a aplicação de novas tecnologias na planta nas áreas da Digestão e separação solido líquido.

Ao contrário dos modelos fenomenológicos, a modelagem de refinarias de aluminas empregando técnicas de inteligência artificial (IA) e machine learning (ML) são relativamente recentes e o número de trabalhos abordando o tema é relativamente escasso, porém vem crescendo ao longo dos anos. Suaárez, *et al.* (2018) desenvolveram um modelo para o processo de decantação e lavagem da lama em uma refinaria de alumina utilizando Redes Neurais Artificiais (RNA) e o software Matlab®, visando otimizar o controle de lama e a qualidade do produto do processo que alimenta a filtração de segurança.

Chelgani e Jorjani. (2009) desenvolveram um estudo utilizando Redes Neurais Artificiais para predizer a recuperação de alumina no processo de digestão no processo Bayer. O trabalho avaliou o comportamento de diferentes minérios na performance de extração na etapa de digestão de bauxita de alta temperatura.

2.8 Análise Econômica e Ambiental de Processos

Embora a estimativa detalhada dos custos de um projeto seja responsabilidade de engenheiros de custos, um projeto conceitual deve sempre incluir uma estimativa aproximada de custos. Isso permite otimizar o projeto do processo e avaliar a viabilidade econômica de diferentes alternativas logo nas fases iniciais. A otimização, que geralmente busca maximizar o lucro ou minimizar o custo, é crucial para garantir a lucratividade do projeto ao longo de sua vida útil (Haydary, 2019).

Neste estudo, o desempenho econômico das melhorias propostas foi avaliado pelo Custo Anual Total (TAC, do inglês *Total Annual Cost*), um parâmetro fundamental na indústria química para determinar a viabilidade de um processo. A TAC representa o custo total de operação de um processo em um ano, englobando as despesas de capital e as operacionais. Por isso, é frequentemente utilizado para comparar diferentes alternativas de processo (Andrade, 2024).

i. O custo de capital inclui o investimento inicial, como a compra, entrega e instalação dos equipamentos.
ii. Os custos operacionais abrangem as despesas contínuas ao longo da vida útil do sistema, como salários, matéria-prima, manutenção e atualizações.

Com os custos de capital e operacionais definidos, a TAC pode ser calculado usando a Equação 2.23 que relaciona os custos com o tempo de retorno (payback), que indica o período necessário para recuperar o investimento inicial do projeto.

$$TAC\left(\frac{US\$}{ano}\right) = \frac{custo\ de\ capital}{período\ de\ retorno\ (Payback)} + custo\ operacional \qquad (2.23)$$

Na seção 3.4.1 são detalhadas todas as correlações utilizadas para a estimativa de custo dos equipamentos, fatores de correção de custo e os preços dos insumos utilizados para o cálculo da TAC de cada cenário avaliado.

Conforme descrito no Capítulo 1, o processo de refino de alumina contribuiu com as emissões de 171 milhões de toneladas de CO_2e o equivalente a 2,6 toneladas de CO_2e por tonelada de alumínio. Essas emissões no processo de refino são provenientes basicamente da queima de combustíveis para a produção de calor, pois o processo Bayer opera entre 150-200°C (Berker, 2022).

A transição global para a descarbonização está mudando as fontes de energia das refinarias de alumina. Esse movimento impacta o *design*, os equipamentos e a localização de novas refinarias. Por isso, é essencial que os futuros projetos de alumina considerem a incorporação de novas tecnologias, a análise tecno econômica e a reavaliação de seus fluxogramas para evitar gastos desnecessários (Furlong, Armstrong, Hogan, 2024).

Neste estudo, as emissões diretas de CO_2 são calculadas a partir de dois fatores principais: a queima de combustíveis fósseis para a geração de vapor e o consumo de eletricidade nos compressores em todos os cenários analisados.

As emissões do processo de geração de vapor estão diretamente relacionadas à quantidade de combustível queimado, sendo determinadas pelo balanço de energia do processo, conforme descrito por Zarkesh *et al.* (2025), Farias Neto *et al.* (2025), Gadalla *et al.* (2005) e Andrade (2024). O detalhamento dos cálculos para a análise ambiental é apresentado na Seção 3.4.2.

2.9 Função Disponibilidade e Eficiência Termodinâmica

A Primeira Lei da Termodinâmica constitui a base fundamental para a elaboração de balanços energéticos em sistemas e equipamentos industriais, no entanto, a aplicação de balanços de entropia, fundamentados na Segunda Lei da Termodinâmica, é observada com menor frequência na literatura. Embora o primeiro princípio quantifique as trocas de calor e trabalho necessário para converter estados de correntes ou bateladas, ele é insuficiente para avaliar se a energia está sendo utilizada de maneira eficiente. A determinação da eficiência termodinâmica, essencial para mensurar o desempenho energético real do processo, requer a combinação entre a Primeira e Segunda Leis da Termodinâmica (Seider, *et al.*, 2017).

2.9.1 Função Disponibilidade

Para sistemas abertos, a Primeira Lei da Termodinâmica permite determinar as trocas de energia na forma de calor e trabalho. No entanto, devido às irreversibilidades inerentes aos processos reais, essa lei isoladamente não quantifica o trabalho máximo que pode ser obtido ou o mínimo necessário para uma transformação. Nesse contexto, Seider *et al.* (2017) demonstram que o trabalho máximo ou mínimo, que pode ser obtido a partir de um determinado processo, é alcançado quando as correntes são levadas ao equilíbrio com a vizinhança, a partir de um caminho reversível hipotético, conforme processo apresentado na **Figura 2.16**.

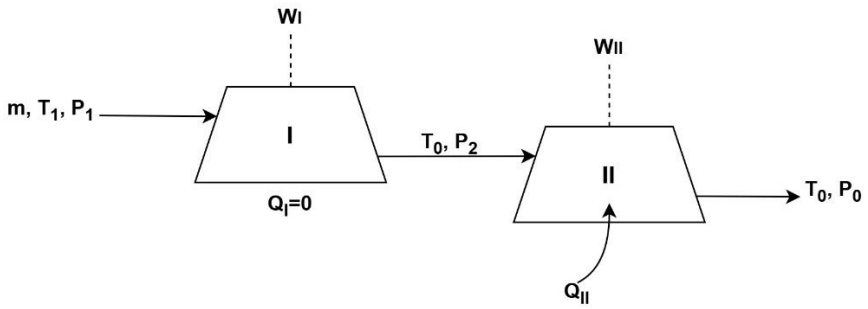


Figura 2.16 – Caminho reversível
Fonte: Adaptado de Seider *et al.* (2017).

Uma corrente com fluxo molar *m*, no estado 1, a T_1 e elevada pressão P_1, é alimentado na turbina I que opera adiabaticamente e irreversivelmente. A corrente é expandida para a pressão P_2 e para a temperatura ambiente T_0, produzindo trabalho de eixo W_I. A corrente de saída da turbina I é expandida isotermicamente e reversivelmente na turbina II para a pressão P_0.

Ignorando as energias cinética e potencial, a Primeira Lei da Termodinâmica aplicada ao processo global da **Figura 2.16** resulta em:

$$m\Delta H_{(1\rightarrow 0)} = Q - W_S \tag{2.24}$$

Onde Q é a taxa de transferência de calor da turbina II e Ws é a soma dos trabalhos de eixo gerados nas duas turbinas.

Para a turbina II, aplicando-se a variação de entropia para sistemas não isotérmicos:

$$mdS = \frac{dQ}{T_0} \tag{2.25}$$

Integrando:

$$Q = T_0 m\Delta S_{1\rightarrow 0} \tag{2.26}$$

Substituindo (2.23) em (2.25):

$$m\Delta H_{1\to 0} = T_0 m\Delta S_{1\to 0} - W_S \tag{2.27}$$

Rearranjando:

$$W_S = W_{SI} + W_{SII} = -m(\Delta H_{1\to 0} - T_0\Delta S_{1\to 0}) \tag{2.28}$$

O trabalho reversível descrito pela Equação 2.28, é o máximo de trabalho disponível ao levar a corrente de alimentação ao equilíbrio com as condições ambiente, isto é, W_S é o trabalho máximo que será obtido do processo, que pode ser escrito como $A_{1\to 0}$. Seider *et al.* (2017) descrevem que a propriedade *A* foi inicialmente chamada de disponibilidade termodinâmica por Keenan (1951).

Desta forma, a variação de disponibilidade termodinâmica em um processo químico de um estado 1 para um estado 2 é dado pela Equação (2.29). Ou seja, a variação no trabalho máximo que será extraído do processo (ou o trabalho mínimo que deve ser fornecido para o sistema) a partir do fluxo é uma função apenas de suas variações de entalpia e entropia. Da mesmo forma que entalpia e entropia, a disponibilidade *A* é uma função de estado, independente do caminho, mas dependente da temperatura e pressão do estado morto. Se ocorrer reação química a disponibilidade também depende da composição dos componentes da corrente no estado morto (Seider *et al.*, 2017)

$$\Delta A_{1\to 2} = A_2 - A_1 = \Delta H_{1\to 2} - T_0\Delta S_{1\to 2} \tag{2.29}$$

A aplicação da Primeira Lei da Termodinâmica ao volume de controle ilustrado na **Figura 2.17** permite estabelecer o balanço de energia segundo as definições estabelecidas por Seider *et al.* (2017), conforme abaixo a Equação (2.30):

$$\left(\frac{\Delta(mU)_{sistema}}{\Delta t}\right) + \Delta(mH)_{correntes} = Q_0 + \sum_i Q_i - \sum_i W_i \tag{2.30}$$

Onde:

$\Delta(mU)_{sistema}$: variação de energia interna do sistema;

$\Delta(mH)_{correntes}$: variação de entalpia através das correntes de entrada e saída do sistema;

Q_0: é a quantidade de calor transferido para o volume de controle pela vizinhança a temperatura do ambiente T_0;

Q_i : é a quantidade de calor transferido para o volume de controle a temperatura T_i diferente de T_0;

$\sum W_i$: é o trabalho feito pelo sistema ou para o sistema, incluindo trabalho mecânico de eixo (W_s), trabalho elétrico (W_e), e o trabalho resultado da contração ou expansão do volume de controle contra o ambiente ($P\Delta V$).

Os termos de energia cinética e potencial foram negligenciados na Equação (2.30) devido à sua baixa representatividade frente aos demais fluxos de energia.

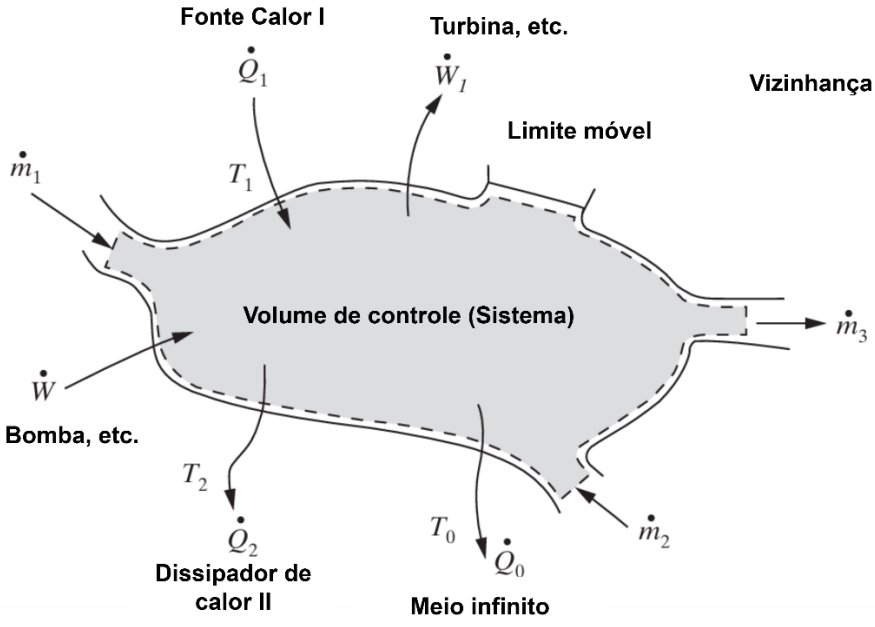


Figura 2.17 – Volume de controle para sistemas abertos
Fonte: Adaptado de Seider *et al.* (2017).

Analogamente ao balanço de energia, o balanço entrópico a partir da Segunda Lei da Termodinâmica para sistema da **Figura 2.17** pode ser descrito conforme Equação (2.31) a seguir:

$$\frac{\Delta(mS)_{sistema}}{\Delta t} + \Delta(mS)_{correntes} - \frac{Q_0}{T_0} - \sum_i \frac{Q_i}{T_i} = \Delta S_{irr} \quad (2.31)$$

Onde:

$\Delta(mS)_{sistema}$: variação de entropia do sistema;

$\Delta(mS)_{correntes}$: variação da somatória de entropia fluindo através das correntes de entrada do sistema e das correntes de saída do sistema;

$-\frac{Q_0}{T_0}$: taxa de redução de entropia do ambiente infinito quando o calor é transferido da temperatura a vizinhança para o volume de controle;

$-\sum_i \frac{Q_i}{T_i}$: soma das taxas de redução de entropia nas várias fontes de calor externas ao sistema, sendo T_i a temperatura da fonte utilizada para a transferência de calor para o sistema;

ΔS_{irr}: aumento de entropia devido às irreversibilidades do processo;

Combinando as Equações (2.30) com a (2.31) visando eliminar a transferência de calor do ambiente para o sistema ou do sistema para o ambiente:

$$\frac{\Delta[m(H - T_0S - PV)]_{sistema}}{\Delta t} + \Delta[m(H - T_0S)]_{correntes} - \sum Q_i \left(1 - \frac{T_0}{T_i}\right) + \sum W_i + T_0 \Delta S_{irr} = 0 \quad (2.32)$$

Como o processo encontra-se em estado estacionário, a Equação (2.32) pode ser reescrita da seguinte forma:

$$\Delta[m(H - T_0S)]_{correntes} - \sum Q_i \left(1 - \frac{T_0}{T_i}\right) + \sum W_i + T_0 \Delta S_{irr} = 0 \quad (2.33)$$

A partir da Equação (2.33), define-se a função disponibilidade (B), uma propriedade resultante da combinação de entalpia e entropia:

$$B = H - T_0 S \tag{2.34}$$

A Equação (2.35) expressa a variação na função disponibilidade da passagem de um estado inicial 1 para um estado final 2, pois na Equação (2.34) apenas a função disponibilidade aparece.

$$\Delta B_{1\to 2} = \Delta H_{1\to 2} - T_0 \Delta S_{1\to 2} \tag{2.35}$$

O termo ΔS_{irr} na Equação (2.33) expressa o aumento de entropia devido as irreversibilidades do processo. Como ΔS_{irr} é necessariamente positivo para processos reais, o produto $T_0 \Delta S_{irr}$ resulta em fluxo de energia denominado trabalho perdido (LW) do sistema, correlacionando o aumento de entropia à perda de realização de trabalho, de acordo com a Equação (2.36).

$$LW = T_0 \Delta S_{irr} \tag{2.36}$$

Inserindo o termo trabalho perdido na Equação (2.33) e considerando um processo adiabático, obtém-se:

$$\sum W_i + LW = -\Delta[m(B)]_{correntes} \tag{2.37}$$

Para determinar a variação de disponibilidade (-ΔB), subtrai-se, por convenção, a disponibilidade da saída da disponibilidade da entrada:

$$-\Delta B = B_{Entrada} - B_{Saida} \tag{2.38}$$

Conforme a análise de Seider *et al.* (2017) baseada na Segunda Lei da Termodinâmica, a variação da disponibilidade entre as correntes de um processo determina o limite do trabalho realizado ou consumido. Os autores descrevem que quando a disponibilidade diminui ($\Delta B < 0$), o sistema libera energia, permitindo a extração de trabalho máximo $\left(\sum W_i = \sum W_{i_{máx}}\right)$ em condições reversíveis. Inversamente, um aumento na disponibilidade ($\Delta B > 0$) exige um aporte mínimo de trabalho externo

$\left(\sum W_i = \sum W_{i_{min}}\right)$, conforme descrito na Equação (2.39). Em ambos os cenários ideais, a ausência de irreversibilidades garante que o trabalho perdido seja nulo ($LW = 0$). No entanto, os processos exigem um trabalho adicional para compensar a dissipação energética, conforme descrito pelos balanços da equação (2.37).

$$\sum W_{min} = -\Delta[m(B)]_{correntes}, para\ \Delta B > 0 \tag{2.39}$$

2.9.2 Eficiência Termodinâmica

A eficiência termodinâmica de qualquer operação ou processo, deve ser relacionada ao seu objetivo principal e à perda de trabalho necessária para alcançá-lo, e os objetivos variam de forma independente em cada equipamento (Seider *et al.*, 2017). Os autores citam exemplos de equipamentos com objetivos distintos: uma turbina adiabática em operação contínua, destinada à produção de trabalho; e um ciclo de refrigeração, focado na transferência de calor do fluxo refrigerado para o refrigerante.

Já em processos contínuos, que incluem reatores, separadores, trocadores de calor e dispositivos de trabalho de eixo, o objetivo principal é aumentar ou reduzir a função de disponibilidade dos fluxos que cruzam os limites do sistema (Seider *et al.*, 2017).

A **Tabela 2.3** detalha possíveis objetivos para processos de operação, conforme discutido por Seider *et al.* (2017).

Tabela 2.3 – Possíveis objetivos principais de processo ou operações.

Objetivo Principal	**Explanação**
$-\mathrm{W}$	Transferência de trabalho
$-\Delta(mB)$	Variação da função disponibilidade das correntes (Entrada – Saída)
$\left(1-\frac{T_0}{T_1}\right)Q_i$	Trabalho equivalente da transferência de calor
$-\frac{\Delta[m(B-PV)]_{sistema}}{\Delta t}$	Variação em batelada na função disponibilidade do sistema

Fonte: Seider *et al.* (2017).

As plantas de evaporação são processos contínuos de separação, desta forma, conforme descrito por Seider *et al*. (2017), pode-se considerar que o objetivo principal é caracterizado como a variação da função de disponibilidade das correntes.

De acordo com Seider *et al.* (2017), a eficiência termodinâmica é calculada pela equação (2.40) ou pela equação (2.41), dependendo do sinal do termo que representa o objetivo principal. Se esse sinal for positivo, a eficiência é dada pela equação (2.40). Contudo, se o valor numérico do objetivo for negativo, a eficiência termodinâmica é obtida pela equação (2.41).

$$\eta_{(+)objetivo} = \frac{Objetivo\ principal - LW}{Objetivo\ principal} \tag{2.40}$$

$$\eta_{(-)objetivo} = \frac{Objetivo\ principal}{Objetivo\ principal - LW} \tag{2.41}$$

Os autores ressaltam que a equação (2.41) sempre produz uma eficiência positiva, igual ou inferior à unidade. Isso ocorre porque o objetivo principal apresenta um sinal negativo, e o trabalho perdido é maior ou igual a zero. Em contrapartida, a equação (2.40) pode gerar valores que variam de negativos até a unidade.

A eficiência termodinâmica torna-se negativa quando o trabalho perdido (LW) supera o valor absoluto do objetivo principal do processo. Esse fenômeno é discutido por Souto *et al.* (2018), que realizaram uma avaliação rigorosa da destilação extrativa com base na metodologia de Seider *et al.* (2017). Os autores afirmam que o trabalho perdido é a variável mais indicada para comparar processos, especialmente naqueles em que a eficiência assume valores negativos.

A expressão geral do trabalho perdido (LW) é obtido a partir da Equação (2.32) reescrita da forma:

$$\begin{aligned} T_0 \Delta S_{irr} = LW = -\frac{\Delta[m(H - T_0 S - PV)]_{sistema}}{\Delta t} - \Delta[m(H - T_0 S)]_{correntes} \\ + \sum Q_i \left(1 - \frac{T_0}{T_i}\right) - \sum W_i \end{aligned} \tag{2.42}$$

Conforme descrito anteriormente, no processo de evaporação o objetivo principal é a variação da função de disponibilidade das correntes. Desta forma, no presente trabalho

as equações de eficiência (2.43) e (2.44) serão utilizadas na análise termodinâmica do processo estudado.

$$\eta_{(+)objetivo} = \frac{-\Delta B - LW}{-\Delta B} \tag{2.43}$$

$$\eta_{(-)objetivo} = \frac{-\Delta B}{-\Delta B - LW} \tag{2.44}$$

Souto (2018) propôs uma formulação alternativa para a avaliação do desempenho de processos, denominada ineficiência termodinâmica (ι). Essa metodologia estabelece uma relação entre o trabalho perdido e o trabalho realizado sobre o sistema, permitindo quantificar a parcela de trabalho perdida em relação ao trabalho necessário para promover a separação. Dessa forma, o índice possibilita a avaliação do desempenho do processo sem a ocorrência de valores negativos, característica observada em algumas definições de eficiência.

A ineficiência termodinâmica (ι) representa, assim, a parcela do trabalho fornecido ao sistema que é perdida durante o processo e pode ser determinada pela equação (2.45):

$$\iota = \frac{LW}{W_{eq}} \tag{2.45}$$

onde Weq é o trabalho equivalente e representa o trabalho real realizado sobre o sistema.

Como a variação da disponibilidade pode assumir valores positivos ou negativos, esse índice possibilita uma avaliação consistente da relação entre a variação da função disponibilidade e o trabalho equivalente.

$$\iota = 1 - \frac{\Delta B}{W_{eq}} \qquad \text{se} \qquad \Delta B > 0 \tag{2.46}$$

$$\iota = 1 + \frac{\Delta B}{W_{eq}} \qquad \text{se} \qquad \Delta B < 0 \tag{2.47}$$

2.10 Conclusão

Este capítulo apresentou uma revisão bibliográfica sobre o processo de evaporação e suas tecnologias. Foi discutido o uso de sistemas de Recompressão

Mecânica de Vapor (MVR) em plantas de evaporação, detalhando os tipos de compressores, os princípios termodinâmicos e os aspectos de engenharia.

Além disso, foram elaborados um breve histórico e uma descrição do processo Bayer, destacando a importância das matrizes energéticas e a necessidade de eficiência e redução de emissões de CO_2 nas refinarias de alumina. Também foi abordada a relevância da etapa de evaporação no circuito de licor Bayer.

Apesar dos constantes avanços tecnológicos, a indústria de alumina ainda mantém a maior parte de sua matriz energética baseada em combustíveis fósseis. Por outro lado, tecnologias amplamente aplicadas em outros setores, a exemplo da recompressão mecânica de vapor, utilizada como meio de recuperação de energia, ainda é pouco explorada nas refinarias.

Conforme a literatura estudada, a implementação de sistemas de MVR em refinarias de alumina ainda se encontra em estágios preliminares, com poucas instalações em operação. Sendo que as instalações que fazem o uso, utilizam a abordagem Backup, que consiste em um sistema de simples efeito com evaporador de filme descendente com MVR, instalado antes das plantas de evaporação existente, como uma etapa de pré-evaporação.

Diante disso, evidencia-se uma lacuna na literatura consultada, na qual não foram identificados trabalhos dedicados ao estudo da eficiência energética e dos impactos nas emissões de CO_2 decorrentes da implementação de um sistema híbrido de MVR em uma planta de evaporação de licor pobre do processo Bayer.

CAPÍTULO 3

METODOLOGIA

3. METODOLOGIA

Neste capítulo, detalha-se a metodologia adotada, que compreende a implementação de um modelo de evaporação Multi-flash no Aspen Plus, a validação dos resultados obtidos em comparação com dados de planta, de acordo com Torres (2001), integração de um sistema de recompressão mecânica de vapor (MVR) ao modelo desenvolvido, e as análises econômica, ambiental e termodinâmica dos cenários estudados.

3.1 Simulação da Evaporação Multi-Flash

O modelo de evaporação Multi-Flash desenvolvido neste trabalho é uma adaptação da planta de evaporação de licor pobre de uma refinaria de alumina, originalmente apresentada por Torres (2001). A **Figura 3.1** exibe a representação esquemática do processo, incorporando dados de planta de um dos três cenários descritos por Torres (2001). As condições operacionais detalhadas a seguir foram utilizadas para calibrar o modelo implementado no simulador Aspen Plus.

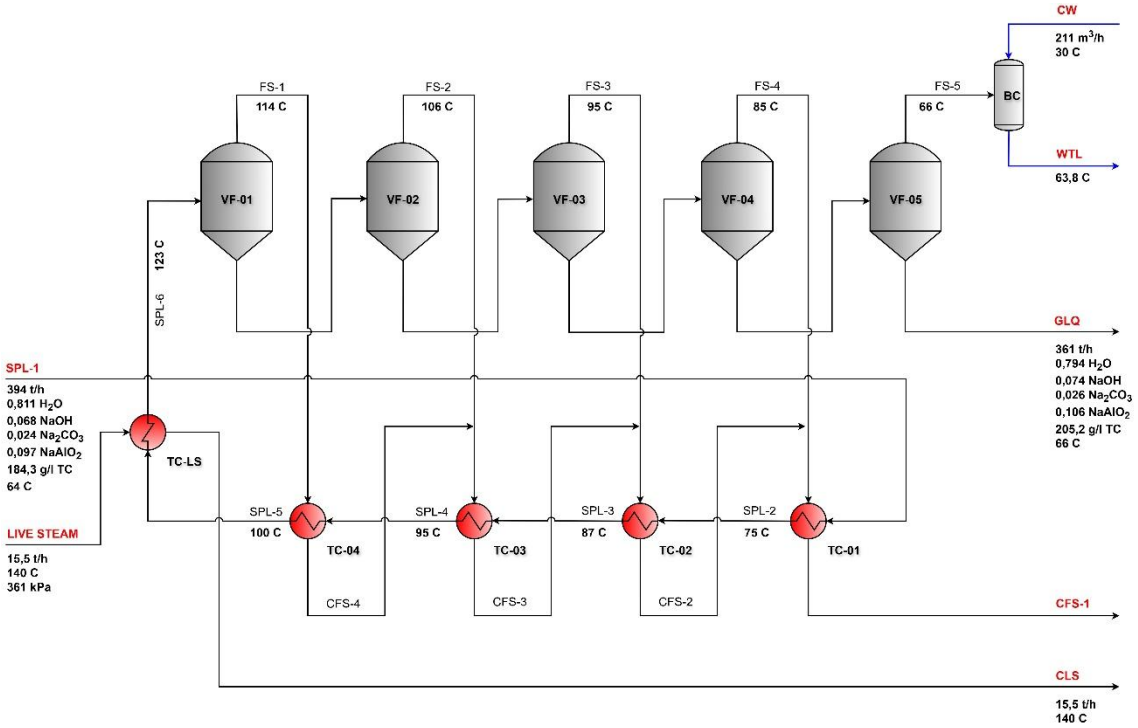


Figura 3.1 – Fluxograma de evaporação de licor pobre no processo Bayer: modelo implementado no Aspen Plus.

Fonte: Autor

A planta de evaporação estudada consiste em cinco vasos flash conectados em série, quatro trocadores de calor de vapor flash, um trocador de calor de vapor vivo e um condensador barométrico (Torres, 2001). No cenário adotado como estudo de caso, a planta é alimentada com um fluxo mássico de 394 t/h de licor pobre (SPL-1), que possui um cáustico total-TC de 184,3 g/l (Na2CO3 equivalente) e temperatura de 64 °C (Torres, 2001). O detalhamento do cálculo do TC encontra-se no Apêndice B.

O bloco FLASH2 foi empregado para simular individualmente cada um dos efeitos: VF-01, VF-02, VF-03, VF-04 e VF-05.

Inicialmente, as pressões de operação dos vasos de flash foram calculadas a partir das temperaturas de entrada e saída de cada vaso, sob a premissa de que os vasos operavam adiabaticamente (ou seja, com *heat duty* igual a zero). Posteriormente, as pressões calculadas foram empregadas como dados de entrada para a simulação dos vasos de flash, em substituição às temperaturas de saída. A condição adiabática (ausência de troca térmica com o ambiente) foi preservada em todos os vasos flash.

O vapor gerado nos quatro primeiros vasos de flash (VF-01, VF-02, VF-03 e VF-04) são conduzidos aos seus respectivos trocadores de calor (TC-04, TC-03, TC-02 e TC-01). Nesses trocadores, o vapor flash é empregado como fonte de energia térmica para o pré-aquecimento do licor pobre, resultando na redução do consumo de vapor vivo (LIVE STEAM) no trocador de calor de vapor vivo (TC-LS). O trocador TC-LS tem a função de garantir que o fluxo de licor pobre na corrente SPL-6 que alimenta o primeiro vaso de flash (VF-01) alcance o *set-point* de temperatura de 123 °C. Essa condição foi cumprida com um fluxo mássico de 15,5 t/h de vapor vivo, a 140 °C (Torres, 2001) e 361 kPa de pressão calculada via Aspen Plus.

De acordo com a **Figura 3.1**, o condensado gerado nos trocadores de calor de vapor flash (CFS-4, CFS-3 e CFS-2) retorna ao estágio de aquecimento precedente, onde se integra ao vapor exportado de seu respectivo vaso de flash. Contudo, na realidade da planta industrial, esta mistura não ocorre em linha, o trocador de calor recebe individualmente as correntes de vapor de exportação e condensado, sendo que mistura ocorre dentro do equipamento, conforme detalhado por Torres (2001). Isso se deve ao fato de que o trocador de calor em questão apresenta uma configuração particular, com duas entradas distintas no lado do casco: uma dedicada ao vapor e outra ao condensado

(Torres, 2001). Para simulação no Aspen Plus, foi necessário adotar a simplificação de considerar a mistura em linha utilizando um bloco MIXER, uma vez que o *software* não oferece um bloco que contemple a funcionalidade de um trocador com múltiplas entradas no lado do casco. Já o condensado (CFS-1) do primeiro trocador de calor flash (TC-01) deixa o prédio de evaporação. Nas refinarias, esse tipo de condensado é geralmente direcionado ao sistema de gerenciamento hídrico da planta, podendo ser utilizado em diversas aplicações, conforme a sua qualidade, ou encaminhado ao sistema de tratamento de efluentes para descarte posterior (LaMacchia; Costa., 2022; Silva *et al.*, 2022).

A simulação dos trocadores de calor de vapor flash e de vapor vivo foi realizada utilizando o bloco HEATX, empregando como entrada área de troca térmica e a constante U. Contudo, o trabalho de Torres (2001) não apresenta estas informações, somente as temperaturas de entrada e de saída de cada trocador, e o consumo de vapor vivo do trocador de calor TC-LS. Desta forma, foi necessário calcular a área de troca térmica, e para tal, adotou-se a seguinte estratégia:

Estratégia de cálculo da área de troca térmica dos trocadores de calor:

i. Assumiu-se que todos os trocadores de calor são idênticos no que diz respeito as suas dimensões;
ii. Através da ferramenta *Calculator* do Aspen Plus foi definido que área dos trocadores de calor TC-01, TC-02, TC-03 e TC-04 (*Export variable*) seriam iguais a área do TC-LS (*Import variable*), calculado conforme passo 4 a seguir;
iii. Inicialmente, a constante U de transferência de calor padrão do Aspen Plus de 0,8493 kW/m^2 K foi adotada em todos os trocadores de calor;
iv. A área do TC-LS foi calculada através da ferramenta *Design Specification* do Aspen Plus, nesse processo, a temperatura da corrente SPL-6 foi definida como *target* em 123 °C e a vazão mássica de vapor vivo (LIVE STEAM) fixa em 15,5 t/h. A área de troca térmica foi, então, ajustada de forma iterativa até que a temperatura da corrente SPL-6 atingisse a convergência desejada.

Com as áreas de troca térmica calculadas, conforme a estratégia descrita acima, apenas a temperatura de saída do TC-LS atingiu o valor descrito no estudo de caso, as temperaturas das correntes de licor pobre na saída dos trocadores de calor de vapor flash

apresentaram pequenos desvios em comparação com as respectivas temperaturas do estudo de caso publicado por Torres (2001).

Para calibrar as temperaturas das correntes de licor pobre na saída dos trocadores, foi utilizado a ferramenta *Design Specification* do Aspen Plus. As temperaturas das correntes (SPL-2, SPL-3, SPL-4, SPL-5 e SPL-6) foram ajustadas por meio da manipulação das constantes U de cada trocador isoladamente. Vale ressaltar que, inicialmente, os valores de U estavam configurados para o padrão do Aspen Plus, conforme descrito anteriormente. A **Figura 3.2** apresenta um diagrama simplificado dos passos adotadas para a calibração das áreas e da constante U nos blocos HEATX dos trocadores de calor.

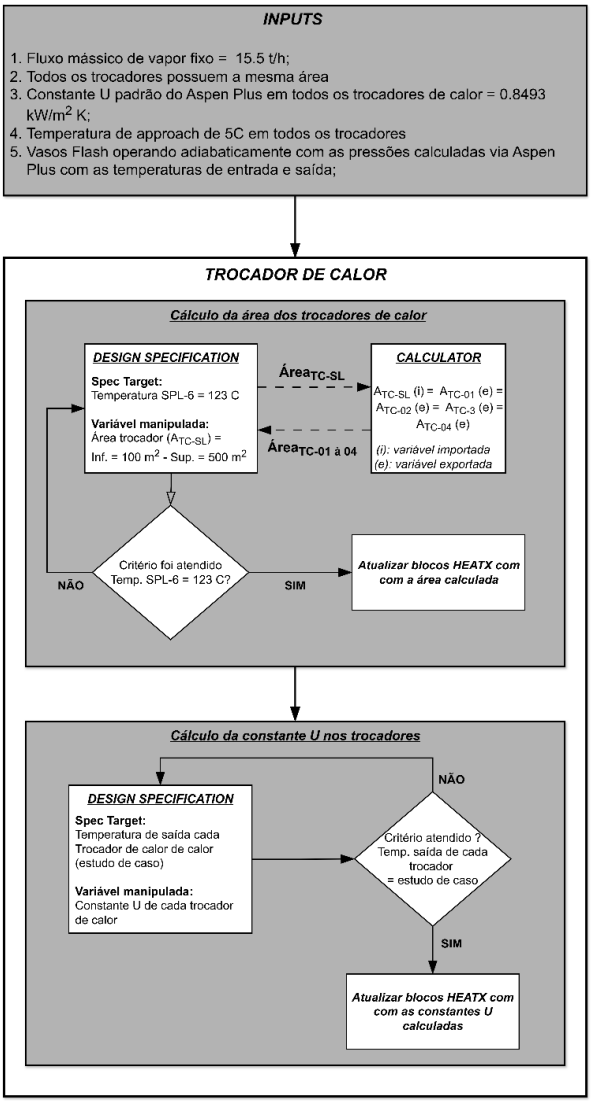


Figura 3.2 – Diagrama simplificado do processo de calibração dos trocadores de calor.

Fonte: Autor

A simulação do condensador barométrico (BC) foi realizada de forma simplificada, usando a rotina HEAT, visto que este equipamento não é o foco central do trabalho. O BC recebe o fluxo de vapor flash (FS-5) a 66 °C, proveniente do último vaso de flash (VF-05), e para o seu resfriamento, são utilizados 211 m³/h de água a 30 °C (CW), resultando em uma temperatura de saída do condensador (WTL) de 63,8 °C (Torres, 2001).

O licor Bayer é uma solução eletrolítica onde a água atua como solvente (Torres, 2001). Para simular sistemas com eletrólitos, como a lixiviação mineral em processos hidrometalúrgicos, o manual do *software* Aspen Plus recomenda o uso do modelo ELECNRTL (*Electrolyte Non-Random Two-Liquid*) (Aspen, 2000). O manual do Aspen Plus, descreve que o ELECNRTL adota uma abordagem híbrida que combina diferentes teorias para descrever a complexa física de soluções eletrolíticas, considerando:

i. Interações de Longo Alcance (Íon-Íon): Utiliza o modelo de Pitzer-Debye-Hückel, essencial para corrigir o comportamento não ideal devido às cargas elétricas dos íons.
ii. Interações de Curto Alcance (Molécula-Molécula, Íon-Molécula): Emprega a teoria NRTL (*Non-Random Two-Liquid*).

Todos os dados de planta fornecidos por Torres (2001) e empregados no desenvolvimento do cenário estudo de caso estão detalhados na **Tabela 3.1**.

Tabela 3.1 – Dados utilizados para calibração e simulação do estudo de caso.

Licor pobre (SPL)		
Fluxo mássico	t/h	394
Fração mássica		
H_2O		0,811
NaOH		0,068
Na_2CO_3		0,024
$NaAlO_2$		0,097
Temperatura	°C	64
Solução Caustica (SODA)		
Fluxo mássico	t/h	0
Fração mássica		

H_2O		0,500
NaOH		0,500
Trocadores de calor (TC's)		
Fluxo vapor vivo	t/h	15,5
Temperatura		
TC-01	°C	75
TC-02	°C	87
TC-03	°C	95
TC-04	°C	100
TC-LS	°C	123
Vasos de Flash (VF's)		
Temperatura		
VF-01	°C	114
VF-02	°C	106
VF-03	°C	95
VF-04	°C	85
VF-05	°C	66
Condensador barométrico (BC)		
Fluxo de água (LWC)	m^3/h	211
Temperatura de saída	°C	63,8

Fonte: Adaptado de Torres (2001).

3.2 Validação do estudo de caso com diferentes condições de planta

A validação do modelo desenvolvido e calibrado no Aspen Plus, conforme detalhado na seção 3.1, foi realizada simulando duas outras condições operacionais da planta, conforme apresentado por Torres (2001). Os resultados das simulações, comparados com os dados reais da planta serão apresentados no Capítulo 4. A **Tabela 3.2** a seguir detalha as duas condições operacionais utilizadas no processo de validação.

Tabela 3.2 – Dados de Torres (2001) utilizados para a validação do modelo.

Dados de Entrada	
Cenário #1	**Cenário #2**
Licor pobre (SPL)	**Licor pobre (SPL)**

Fluxo mássico	t/h	404,98	Fluxo mássico	t/h	440,91
Fração mássica			Fração mássica		
H_2O		0,814	H_2O		0,811
NaOH		0,068	NaOH		0,073
Na_2CO_3		0,021	Na_2CO_3		0,019
$NaAlO_2$		0,097	$NaAlO_2$		0,098
Temperatura	°C	63	Temperatura	°C	65
Solução Caustica (SODA)			**Solução Caustica (SODA)**		
Fluxo mássico	t/h	0	Fluxo mássico	t/h	0
Fração mássica			Fração mássica		
H_2O		0,500	H_2O		0,500
NaOH		0,500	NaOH		0,500
Trocadores de calor (TC-LS)			**Trocadores de calor (TC-LS)**		
Fluxo vapor vivo (LIVE STEAM)	t/h	15,5	Fluxo vapor vivo (LIVE STEAM)	t/h	15,5
Condensador barométrico (BC)			**Condensador barométrico (BC)**		
Fluxo de água (LWC)	m^3/h	219	Fluxo de água (LWC)	m^3/h	224

Fonte: Adaptado de Torres (2001).

3.3 Implementação da recompressão mecânica de vapor (MVR)

A **Figura 3.3** exibe a representação esquemática do processo referente ao primeiro cenário primeiro proposto com a implementação de sistema de MVR, denominado como Revamp #1. Neste cenário, o sistema de recompressão mecânica de vapor (MVR) foi implementado na corrente FS-1, que corresponde à saída do vapor do primeiro estágio de flash (VF-01), conforme demonstrado na **Figura 3.3**, a corrente FS-1R correspondente a saída do MVR segue para o trocador de calor TC- 04. A corrente de exportação do VF-01 foi selecionada por apresentar maior temperatura, minimizando o trabalho de compressão requerido e simplificando o arranjo dos compressores no sistema.

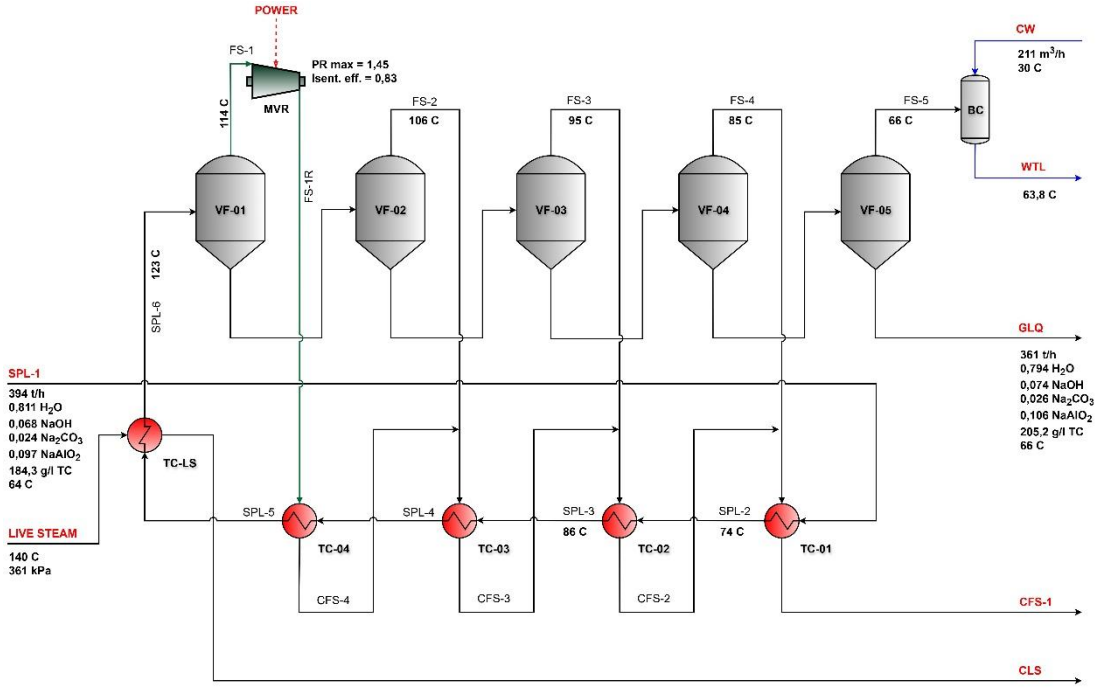


Figura 3.3 – Fluxograma de Evaporação de licor pobre com MVR implementado no Aspen Plus: Cenário Revamp #1.

Fonte: Autor

A simulação da recompressão mecânica foi realizada no Aspen Plus, empregando o bloco COMPR para compressores isentrópicos. Adotou-se para a simulação do cenário Revamp #1 uma relação de recompressão máxima de até 1,45 (*Pressure Ratio*) para cada estágio de recompressão. Essa consideração fundamenta-se na suposição do emprego de um MVR de baixa velocidade (± 3000 rpm). Tais equipamentos são menos suscetíveis ao arraste de água, uma ocorrência frequente no vapor flash em plantas de evaporação, e operam com relação de recompressão (PR) máxima de 1,45 e vazão volumétrica de até 170 m³/s (Chart Industries, 2025; EPCON, 2023; Ning *et al.*, 2024).

O número total de estágios de recompressão será calculado através do Aspen Plus, considerando a premissa de que cada estágio de recompressão elevará a temperatura de saturação do vapor em até 12°C, pois conforme descrito na seção 2.5.1 do Capítulo 2 os MVR de baixa velocidade apresentam essa limitação de incremento de temperatura (Delannoy, Broutin, 2024; Hogan, Furlong, Armstrong, 2024; EPCON, 2023; Chart Industries, 2025). Outra premissa considerada, que limita o número de estágios de recompressão, e a manutenção da área e do coeficiente global de transferência de calor (U) dos trocadores de calor que recebem o a corrente de saída do sistema MVR.

A eficiência isentrópica utilizada para fins de simulação foi de 0,83, justificando-se por sua aderência a faixa de valores tipicamente encontrados na literatura (Ning *et al.*, 2024).

A recompressão mecânica da corrente FS-01 resultou na alteração das condições operacionais do fluxo de vapor (FS-1R) que alimenta o TC-04. Para quantificar o impacto desta nova condição no consumo de vapor vivo do TC-LS, empregou-se a ferramenta *Design Specification* do Aspen Plus. A vazão mássica de vapor vivo (LIVE STEAM) foi ajustada iterativamente até que a corrente SPL-6 alcançasse a temperatura alvo de 123 °C especificada no cenário estudo de caso.

Para o segundo cenário proposto, denominado de Revamp #2, o sistema de MVR foi implementado na corrente FS-2, correspondente a exportação de vapor do segundo vaso de flash (VF-02), seguindo o mesmo racional de escolha tendo como base a temperatura da corrente e o potencial de um menor número de estágios de recompressão. Neste cenário, foi considerado também a implementação de um vaso de flash (VF-06) com menor dimensão na corrente de condensado (CFS-4) do trocador de calor TC-04, pois esta corrente apresenta uma mistura de vapor e condensado. A separação das fases de vapor e condensado visa aumentar a eficiência energética do TC-03. Ao direcionar apenas o vapor da corrente CFS-4 para o equipamento, maximiza-se o aproveitamento do calor latente disponível. O vapor liberado no vaso VF-06 segue através da corrente ExVF-06 para o trocador de calor TC-03 em conjunto com a corrente de saída do MVR (FS-2R), e o condensado gerado no VF-06 segue para o TC-02 em conjunto com o condensado que deixa o trocador de calor TC-03, conforme demonstrado na **Figura 3.4**.

Para o Cenário Revamp #2, foi considerado o mesmo limite para relação de recompressão de 1,45 (máx), mantendo a eficiência isentrópica adotada no Cenário Revamp #1. O cálculo do número de estágios de recompressão também seguiu a mesma premissa de elevação de temperatura de saturação por estágio de MVR do cenário anterior (máx 12°C/estágio de recompressão).

Para o vaso VF-06 utilizou-se o bloco FLASH2, operando adiabaticamente, sendo que a pressão foi ajustada visando separar todo o vapor presente na corrente CFS-4 para a corrente de topo ExVF-06.

Para quantificar o impacto no consumo de vapor vivo do TC-LS com esta nova condição operacional implementada no cenário Revamp #2, empregou-se da mesmo forma que no cenário Revamp#1 a ferramenta *Design Specification* do Aspen Plus, onde a vazão mássica de vapor vivo (LIVE STEAM) foi ajustada iterativamente até que a corrente SPL-6 alcançasse a temperatura alvo de 123 °C.

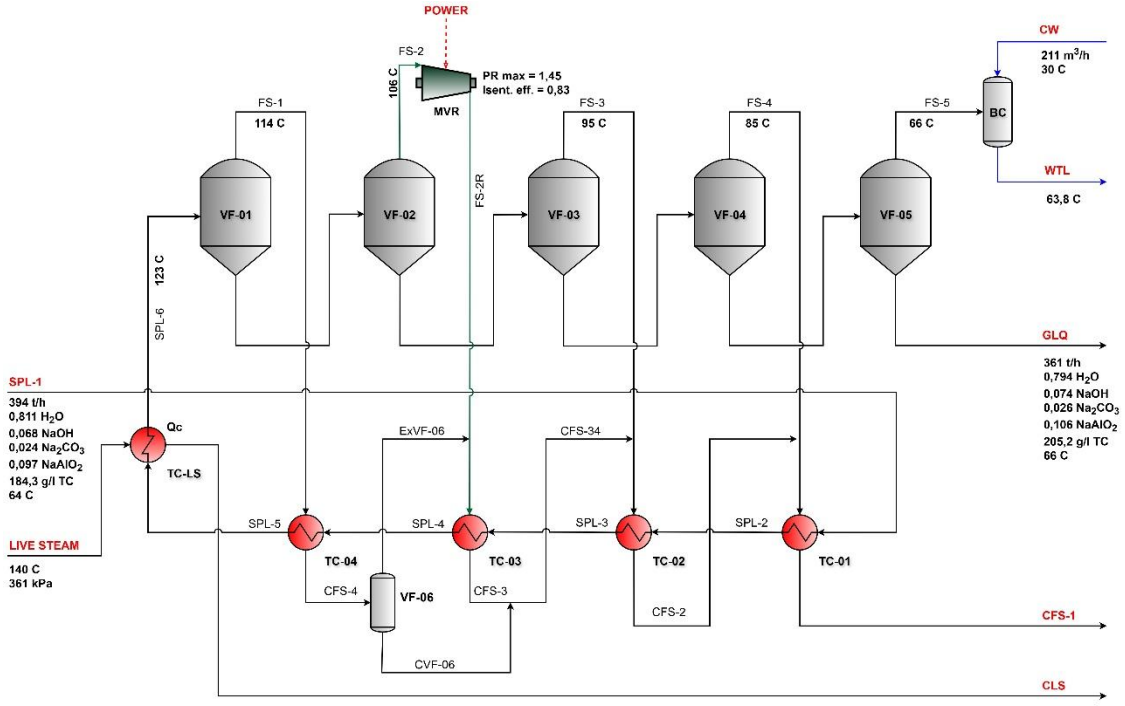


Figura 3.4 – Fluxograma de Evaporação de licor pobre com MVR implementado no Aspen Plus: Cenário Revamp #2.

Fonte: Autor

3.4 Análise Econômica e Ambiental

3.4.1 Análise Econômica

A avaliação econômica da evaporação de licor pobre no processo Bayer foi realizada por meio do cálculo do Custo Anual Total (TAC). Na indústria de processos químicos, a TAC é um parâmetro fundamental para avaliar a viabilidade e comparar diferentes alternativas. Ela sumariza os custos anuais de operação de um processo, abrangendo tanto as despesas de capital (CAPEX) quanto as operacionais (OPEX). A TAC pode ser calculada de acordo com a Equação (3.1) (Farias Neto *et al*, 2025).

$$TAC\left(\frac{US\$}{ano}\right) = \frac{custo\ de\ capital}{período\ de\ retorno\ (Payback)} + custo\ operacional \qquad (3.1)$$

O tempo de retorno do capital investido (*Payback*) considerado na análise do presente trabalho foi de cinco anos.

Os custos de capital (CAPEX) são diretamente influenciados pelos dados de projeto dos equipamentos. Ning *et al*. (2024) investigou o uso da tecnologia de MVR em refinarias de alumina e utilizou o método de estimativa fatorada para determinar o custo de capital total. Nessa abordagem, o valor dos principais componentes instalados do MVR (Compressor e Motor elétrico) servem de base para estimar o custo de capital de itens auxiliares, como concreto, aço estrutural, tubulações, equipamentos elétricos e instrumentação. Os mesmos autores consideram uma incerteza de aproximadamente ±50%. A **Tabela 3.3** detalha o investimento de capital total do MVR para o presente trabalho, calculado como um fator do custo do equipamento principal (A), conforme descrito por Ning *et al.*, (2024).

Dados de custo de equipamentos são frequentemente apresentados em gráficos de custo versus capacidade ou expressos como uma lei de potência da capacidade (Smith, 2005). O custo total do conjunto compressor e motor elétrico foi calculado usando a Equação (3.2) (Smith, 2005).

$$C_E(US\$) = C_B\left(\frac{Q}{Q_B}\right)^M \cdot \frac{C_1}{C_2} \qquad (3.2)$$

Onde:

C_E = Custo do equipamento com a capacidade Q;

C_B = Custo conhecido para o equipamento de capacidade Q_B;

M = Constante dependente do tipo de equipamento;

C_1 = Indice de custo do ano atual;

C_2 = Indice de custo do ano base.

De acordo com Smith (2005), para um o conjunto compressor e motor de potência de 250 kW (Q_B), o custo base (C_B) é de 9,84 x 10^4 US$ e a constante M é igual a 0,46. O autor informa que esse custo base é referente a janeiro de 2000 (CE Index of Equipment = 435,8 C_2). Para o cálculo do fator de correção de preço, foi utilizado o CE Index of Equipment de 1.005,7 (C_1), referente a fevereiro de 2024 (Chemical Egineering, 2024).

Tabela 3.3 – Investimento total de capital (CAPEX) para implantação do MVR.

	Itens de custo	**Fator**
Custos totais diretos	Componente principal MVR (Compressor)	A
	Componente principal MVR (Motor)	
	Componentes auxiliares	0,04A
	Concreto	0,05A
	Estrutura metálica	0,20A
	Isolamento térmico	0,03A
	Tanques e caldeiraria	0,04A
	Piping	0,47A
	Equipamentos elétricos	0,30A
	Instrumentação	0,02A
	Terraplanagem	0,01A
Custos totais indiretos	Provisão orçamentária	0,06A
	EPCM	0,81A
	Contingência	1,01A
Investimento de Capital Total		4,04 A

Fonte: Adaptado de Ning *et al.*,(2024).

Para calcular o investimento de capital relativo ao vaso de flash implementado no cenário Revamp #2 utilizou-se como referência a correlação de custo para vasos de pressão descrita por Towler; Sinnott (2008):

$$C_E(US\$) = a + bS^n \tag{3.3}$$

sendo a = -10.000,00; b = 600, n = 0,6 e o valor de S é a massa em kg do vaso de flash construído em aço inoxidável. Foi considerado, dadas as condições de processo que o

vaso implementado possui volume de 1,0 m^3 e massa de 298 kg com espessura de parede de 8 mm. A correlação de custo (Equação 3.3) apresentada pelos autores tem como base de custo o *Index of Equipment* CE de janeiro de 2006 de 478,6 (C1). Conforme estimativa dos autores, os demais custos de implantação para essa categoria de equipamento correspondem a seis vezes o valor do C_E.

Os custos operacionais (OPEX) considerados neste trabalho englobam as despesas relativas as utilidades, neste caso, o vapor no trocador de calor de vapor vivo (TC-SL) em todos os cenários estudados e a eletricidade no compressor (MVR) nos cenários com o uso de recompressão mecânica de vapor. Neste trabalho não foram considerados os consumos de energia elétrica com os sistemas de bombeamentos, instrumentação e outros. A **Tabela 3.4** apresenta os custos das utilidades adotados na análise (Li *et al.*, 2019 apud Farias Neto *et al.*, 2025).

Tabela 3.4 – Custos operacionais com utilidades.

Tipo	**Custo (US$/GJ)**
Vapor de baixa pressão (433K)	13,28
Eletricidade	16,67

Fonte: Adaptado de Li *et al.*, (2019) *apud* Farias Neto *et al.*, (2025).

3.4.2 Análise Ambiental

A avaliação do impacto ambiental neste trabalho foi realizada por meio do cálculo das emissões de CO_2 nos diferentes cenários estudados.

A emissão de CO_2 é um parâmetro chave na avaliação ambiental de processos químicos, sendo que o aumento das emissões de CO_2 e o consequente aquecimento da Terra devido ao efeito estufa, têm gerado preocupações globais. Por essa razão, a mitigação das emissões de CO_2 representa um aspecto de grande importância no planejamento e no projeto de processos químicos (Zarkesh *et al.*, 2025; Farias Neto *et al.*, 2025; Gadalla *et al.*, 2005; Andrade, 2024).

Neste estudo, as emissões diretas de CO_2 foram calculadas considerando a queima de combustíveis fósseis para a geração de vapor em todas as configurações de planta, bem

como as emissões de CO_2 resultantes do consumo de eletricidade no compressor para as configurações com o uso de MVR.

As emissões de CO_2 na produção de vapor são intrinsecamente ligadas à quantidade de combustível queimado e são calculadas pelo balanço de energia do processo de geração de vapor, conforme descrito na Equação (3.4) (Zarkesh *et al.*, 2025; Farias Neto *et al.*, 2025; Gadalla *et al.*, 2005; Andrade, 2024).

$$[CO_2]_{Emissões} = \frac{Q_{fuel}}{NHV} \cdot \left(\frac{C\%}{100}\right) \cdot \alpha \tag{3.4}$$

onde α = 3,6 e é a razão entre as massas molares de CO_2 e carbono; NHV (kJ/kg) é o poder calorifico líquido de um combustível com um teor de carbono de C% (adimensional); A quantidade de combustível necessária (Q_{fuel}) é calculada pela Equação (3.5) descrita a seguir (Zarkesh *et al.*, 2025; Farias Neto *et al.*, 2025; Gadalla *et al.*, 2005; Andrade, 2024).

$$Q_{fuel} = \frac{Q_{processo}}{\lambda_{processo}} \cdot \left(h_{processo} - h_f^{H2O}\right) \cdot \frac{T_{FTB} - T_0}{T_{FTB} - T_{stack}} \tag{3.5}$$

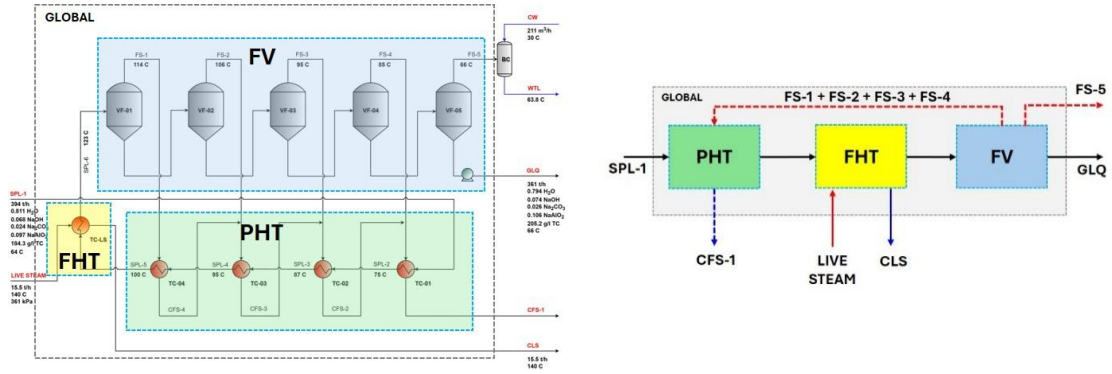
onde $\lambda_{processo}$ (kJ/kg) e $h_{processo}$ (kJ/kg) são respectivamente o calor latente e a entalpia do vapor entregue ao processo; T_{FTB} é a temperatura da chama de combustão da caldeira (1.800 °C); T_0 é a temperatura ambiente (25 °C); T_{stack} é a temperatura dos gases de combustão gerados (160 °C); e $Q_{process}$ é a carga térmica exigida pelo sistema de evaporação no TC-LS e calculado através do Aspen Plus (Gadalla *et al.*, 2005; Zarkesh *et al.*, 2025; Farias Neto *et al.*, 2025; Andrade, 2024). A fonte combustível para a geração de vapor considerada no presente trabalho foi o Gás Natural com 75,4% de carbono e poder calorifico de 51,6 GJ/t (Farias Neto *et al.* 2025).

O cálculo das emissões de CO_2 relativas ao consumo de energia elétrica no compressor, nos cenários que empregam MVR, foram realizados utilizando o Aspen Plus.

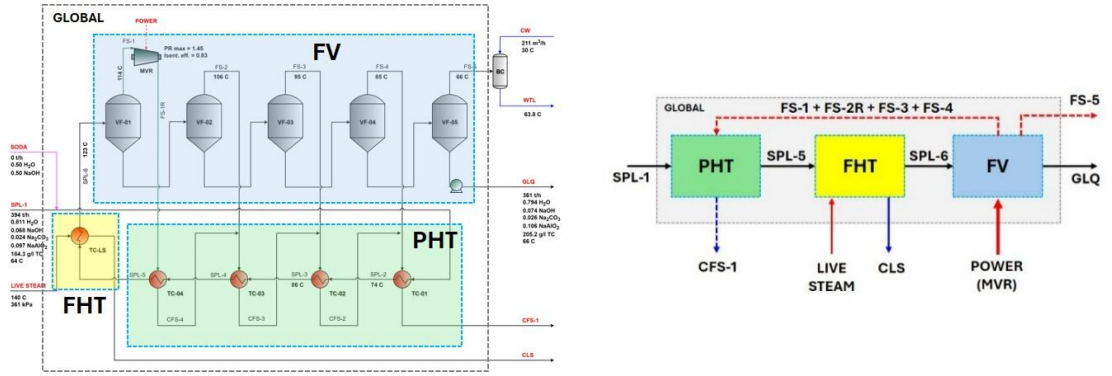
3.5 Avaliação Termodinâmica

A avaliação do impacto das modificações propostas, do ponto de vista termodinâmico, fundamentou-se na quantificação da eficiência termodinâmica. O desenvolvimento metodológico seguiu as diretrizes estabelecidas por Seider *et al.* (2017).

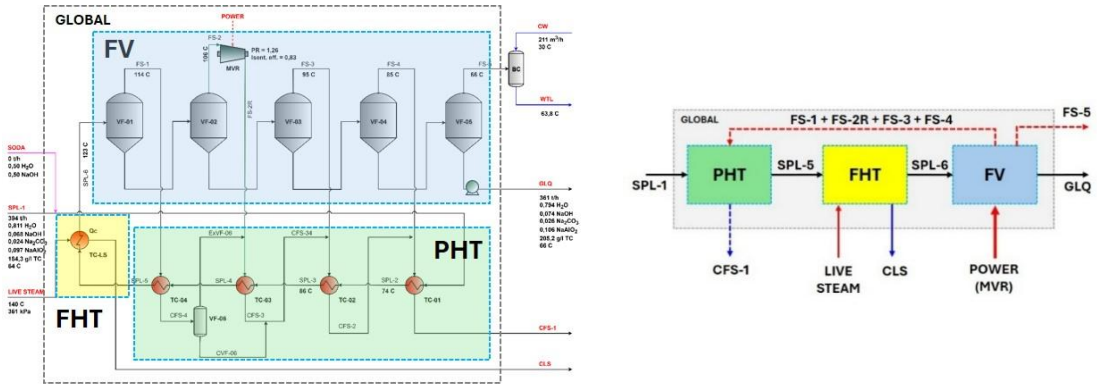
A fronteira entre o sistema e a vizinhança para cada cenário avaliado, foi delimitado conforme ilustra a **Figura 3.5**. O volume de controle do sistema compreende os vasos de flash (FV), com a inclusão dos compressores nos cenários que utilizam a Recompressão Mecânica de Vapor (MVR), os trocadores de calor de pré-aquecimento (PHT) e o trocador de calor de vapor vivo (FHT). O condensador barométrico, por sua vez, foi integrado à vizinhança. A avaliação da eficiência termodinâmica contemplou o sistema como uma caixa preta, a qual está destacada em cinza, enquanto o trabalho perdido foi quantificado para cada um dos subprocessos em verde, amarelo e azul no **Figura 3.5**.



(a)



(b)



(c)

Figura 3.5 – Sistema e vizinhança para a avaliação termodinâmica: (a) Cenário Estudo de Caso, (b) Cenários Revamp #1 (c) Cenário Revamp #2.

Fonte: Autor

Os cálculos para a avaliação da eficiência termodinâmica foram realizados no Aspen Plus. Para isso, as equações de balanço foram implementadas em linguagem Fortran dentro do próprio *software* através da ferramenta *Calculator*. Foi adicionada uma bomba na saída de licor do último vaso de flash (VF-05) em todos os cenários, devido a limitações observadas nos cálculos de disponibilidade do Aspen Plus, para a fase licor utilizando o ELECNRTL sob condições de baixa pressão. Embora essa modificação de pressão na corrente não tenha impactado no balanço de massa e energia dos cenários, pois o consumo de energia elétrica é igual em todos os cenários.

As equações utilizadas para a implementação no Aspen Plus encontram-se na **Tabela 3.5** e foram detalhadas ao longo do Capítulo 2 na seção 2.9. As propriedades termodinâmicas das correntes, tais como entalpia e entropia, foram obtidas a partir das simulações realizadas para os cenários Estudo de Caso, Revamp #1 e Revamp #2.

A escolha da função de disponibilidade para o cálculo das propriedades da **Tabela 3.5** justifica-se por sua natureza de grandeza absoluta, conforme apontado por Seider *et al.* (2017). Essa característica elimina a necessidade de estados de referência específicos, uma limitação inerente à exergia, conferindo maior flexibilidade à escolha do ambiente de referência. Ademais, a disponibilidade contorna as complexidades analíticas associadas ao cálculo da parcela química da exergia. Para a temperatura de referência

(T_0), adotou-se o valor de 298 K, correspondente à temperatura da fonte fria padrão utilizada pelo Aspen Plus.

Tabela 3.5 – Equacionamento implementado no Aspen Plus para os cálculos das propriedades.

Propriedade	Cálculo	Equação
Variação função disponibilidade -Δ(mB)	$-\Delta(\mathrm{mB}) = \sum (mB)_{Entrada} - \sum (mB)_{Saída}$	(2.38)
Trabalho perdido (LW)	$LW = -\Delta[m(B)]_{correntes} + \sum Q_i \left(1 - \frac{T_0}{T_i}\right) - \sum W_i$	(2.42)
Eficiência termodinâmica (η)	$\eta = \frac{-\Delta B}{-\Delta B - LW}$	(2.44)
Ineficiência termodinâmica (ι)	$\iota = \frac{LW}{W_{eq}}$	(2.45)

3.6 Conclusão

O Capítulo 4 detalhou a metodologia completa do estudo, organizada em etapas claras. Primeiro, foi criado e validado um modelo de evaporação multi-flash no Aspen Plus, utilizando dados experimentais de Torres (2001). Em seguida, foi integrado ao sistema de recompressão mecânica de vapor (MVR), um passo crucial para a análise da configuração otimizada. Por fim, foram apresentados os critérios e métodos para as análises econômica, ambiental, energética e termodinâmica.

CAPÍTULO 4

RESULTADOS

4. RESULTADOS

Neste capítulo, são apresentados os resultados obtidos a partir da aplicação da metodologia descrita no Capítulo 3. A Seção 4.1 aborda a simulação do estudo de caso, contemplando a determinação das pressões de operação dos vasos flash, além das áreas e dos coeficientes globais de transferência de calor dos trocadores. As Seções 4.2, 4.3 e 4.4 trazem, respectivamente, a validação do modelo, a implementação da Recompressão Mecânica de Vapor (MVR) na planta e as avaliações energética, econômica e ambiental. Por fim, a Seção 4.5 é dedicada à discussão das análises termodinâmicas dos cenários.

4.1 Simulação da Evaporação Multi-Flash – Estudo de Caso

A **Figura 4.1** apresenta os resultados da simulação do processo, incluindo fluxos mássicos, composições, temperaturas, pressões e cargas térmicas, conforme as especificações estabelecidas para o cenário estudo de caso descrito na seção 3.1.

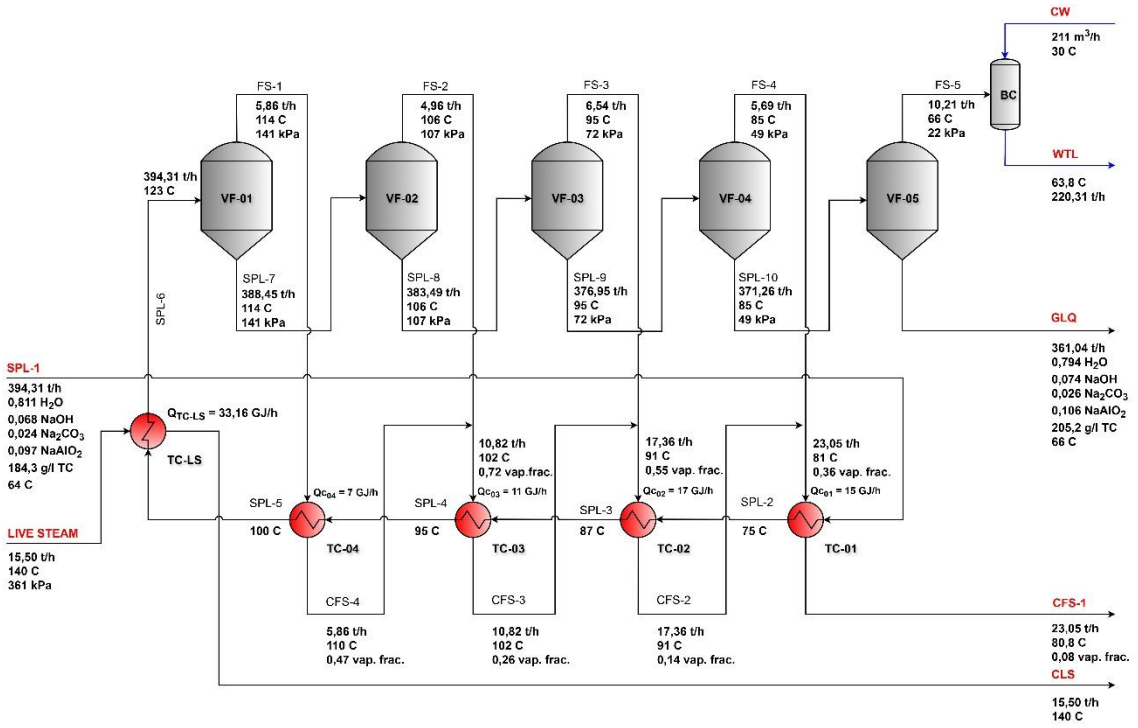


Figura 4.1 – Fluxograma estudo de caso com os resultados das principais correntes.

Os resultados da pressão de operação e da vazão mássica de exportação de vapor (evaporação parcial ou *flashing*) de cada vaso de flash, calculados no Aspen Plus conforme as condições operacionais do cenário de estudo de caso, são detalhados na **Figura 4.1**. É importante ressaltar que essas informações não foram apresentadas no trabalho de Torres (2001). Observa-se, que a vazão mássica de vapor exportada para os trocadores de calor varia entre 4,96 e 6,54 t/h nos quatro primeiros vasos, alcançando 10,21 t/h no vaso de flash final (VF-05).

Conforme detalhado na seção 3.1, a modelagem completa da planta de evaporação exigiu o cálculo da área de troca térmica e do coeficiente global de transferência de calor (constante U) dos trocadores. Esses dados, assim como as pressões de operação dos vasos de flash, não foram fornecidos no trabalho de referência de Torres (2001). A área de troca térmica, calculada via Aspen Plus conforme a estratégia descrita na seção 3.1, resultou em 387 m² para cada trocador de calor. Os valores do coeficiente U para cada trocador, determinados no Aspen Plus após o cálculo das áreas e sob as condições operacionais do cenário de estudo de caso, são apresentados na **Tabela 4.1**.

Tabela 4.1 – Trocadores de Calor: Coeficiente de transferência de calor (U).

		Trocador de calor				
	Unidades	**TC-01**	**TC-02**	**TC-03**	**TC-04**	**TC-LS**
Coef. transf. de calor (U)	kW/m^2K	1,049	1,425	0,788	0,353	0,886

Como demonstrado na **Tabela 4.1**, o TC-04 apresenta baixa eficiência de troca térmica quando comparado com os demais trocadores, coeficiente de transferência de calor U = 0,353 kW/m^2K e carga térmica de 7 GJ/h. Esse desempenho reduzido pode ser consequência de um elevado índice de incrustação no equipamento ou de problemas operacionais e/ou de manutenção; contudo, tais aspectos não formam detalhados na literatura de referência. O trocador de calor de vapor vivo (TC-LS) registrou uma carga térmica (Qc) de 33,16 GJ/h. Este valor servirá como referência para avaliar o desempenho do processo nos cenários que utilizam a recompressão mecânica de vapor (MVR).

Uma métrica importante para avaliar a eficiência energética de um sistema de evaporação é a determinação da economia de evaporação (EEVAP), que é a relação entre

a massa total de água evaporada e a massa de vapor de aquecimento ("vapor vivo") consumida. No estudo de caso, a EEVAP calculada foi de 2,15 t/t, com uma evaporação total de 33,3 t/h e um consumo de vapor vivo de 15,5 t/h.

Os resultados do modelo do cenário estudo de caso para a corrente de produto (GLQ) demonstram que o processo de evaporação elevou a concentração da solução, sendo que o total cáustico (TC), expresso em g/l de Na_2CO_3 equivalente, subiu de 184,3 g/L para 205,2 g/L. Esse resultado é ligeiramente inferior ao dado de planta, de 207,01 g/L, apresentado por Torres (2001). Os erros relativos entre os valores previstos pelo modelo do estudo de caso e os dados da planta estão apresentados na **Tabela 4.2**. Nota-se que o maior erro relativo entre o modelo estudo de caso e a planta foi de 1.64% para a alumina.

Tabela 4.2 – Corrente de produto (GLQ): Comparação dos resultados do modelo desenvolvido com os dados de simulação e de planta (Torres, 2001).

	Unidades	**GLQ**			**Erro Relativo (%)**	
		Modelo Estudo de Caso	**Simulação (Torres, 2001)**	**Planta (Torres, 2001)**	**Modelo vs. Simulação**	**Modelo vs. Planta**
Temperatura	C	66,01	66	66	0,01	0,01
Fluxo total	t/h	361,04	361,4	361,4	0,09	0,09
H2O	t/h	286,67	287,01	-	0,12	-
ALO2-	t/h	27,47	27,47	-	0,01	-
NA+	t/h	30,18	30,18	-	0,01	-
OH	t/h	11,37	11,36	-	0,09	-
CO3	t/h	5,35	5,35	-	0,03	-
Dens. 25C	g/ml	1,216	1,220	-	0,34	-
TC	g/L (Na_2CO_3 eq.)	205,23	204,87	207,01	0,18	0,86
TA	g/L (Na_2CO_3 eq.)	237,50	237,09	236,20	0,17	0,55
Al_2O_3	g/L	81,05	80,95	82,40	0,12	1,64

4.2 Validação do estudo de caso com diferentes condições de planta

A **Tabela 4.3** apresenta os resultados da simulação com o modelo desenvolvido utilizando como dados de entrada da condição de planta descrita no cenário #1 da **Tabela 3.2** na seção 3.2. Com um erro relativo médio de 0,49% em relação aos dados de Torres (2001) o modelo representa a realidade operacional da planta de forma satisfatória. Apenas as temperaturas de operação dos dois últimos vasos de flash e a concentração de alumina na corrente de produto (GLQ) apresentaram erros relativos entre 1% e 2%.

Tabela 4.3 – Resultados do modelo proposto e dados de planta: Cenário #1.

Cenário #1						
	Equipamento/ Corrente	**Propriedade**	**Unidades**	**Modelo**	**Planta/Simulação(1) (Torres, 2001)**	**Erro Relativo (%)**
Trocadores	**TC-01**	**Temperatura**	**C**	**74,46**	**75,00**	**0,72**
	TC-02	**Temperatura**	**C**	**86,70**	**87,00**	**0,34**
	TC-03	**Temperatura**	**C**	**94,70**	**95,00**	**0,31**
	TC-04	**Temperatura**	**C**	**99,66**	**100,00**	**0,34**
	TC-LS	**Temperatura**	**C**	**122,37**	**123,00**	**0,51**
Vasos	**VF-01**	**Temperatura**	**C**	**113,91**	**114,00**	**0,08**
	VF-02	**Temperatura**	**C**	**105,91**	**106,00**	**0,09**
	VF-03	**Temperatura**	**C**	**94,91**	**95,00**	**0,09**
	VF-04	**Temperatura**	**C**	**84,91**	**84,00**	**1,09**
	VF-05	**Temperatura**	**C**	**65,94**	**65,00**	**1,45**
Corrente de Licor Rico	**GLQ**	**Temperatura**	**C**	**65,94**	**65,00**	**1,45**
		Fluxo total	**t/h**	**371,08**	**370,52**	**0,15**
		H2O	**t/h**	**295,62**	**295,08**	**0,18**
		ALO2-	**t/h**	**28,27**	**28,27**	**0,00**
		NA+	**t/h**	**30,59**	**30,58**	**0,03**
		OH	**t/h**	**11,70**	**11,69**	**0,07**
		CO3	**t/h**	**4,90**	**4,90**	**0,07**
		Densidade 25C	**g/ml**	**1,213**	**1,210**	**0,25**
		TC	**g/l (Na2CO3 eq.)**	**204,99**	**207,00**	**0,97**
		TA	**g/l (Na2CO3 eq.)**	**233,69**	**236,00**	**0,98**
		Al2O3	**g/l**	**80,96**	**81,80**	**1,03**

(1) Resultados simulação: fluxos de H2O, ALO2-,NA+, OH, CO3 e Densidade 25C

Os resultados da simulação com os dados do cenário #2 (**Tabela 3.2**), apresentaram um erro relativo médio de 0,72%, superior ao obtido no cenário #1. Ao analisar individualmente cada dado da **Tabela 4.4**, nota-se que os erros relativos situados entre 1% e 2,5% concentram-se nas temperaturas de operação dos dois últimos trocadores de calor e dos dois últimos vasos de flash, além das concentrações cáustica (TC) e de alumina na corrente de produto da evaporação (GLQ).

Como demonstrado pelas baixas margens de erro apresentadas anteriormente, o modelo desenvolvido exibiu precisão preditiva e estabilidade satisfatórias em uma ampla faixa de condições operacionais. Esses resultados confirmam o modelo como uma

representação confiável do processo industrial estudado, oferecendo uma estrutura adequada para avaliar a implementação da tecnologia MVR, conforme apresentado a seguir.

Tabela 4.4 – Resultados modelo proposto e dados de planta: Cenário #2.

Cenário #2						
	Equipamento/ Corrente	**Propriedade**	**Unidades**	**Modelo**	**Planta/Simulação(1) (Torres, 2001)**	**Erro Relativo (%)**
Trocadores	**TC-01**	**Temperatura**	**C**	**74,68**	**75,00**	**0,43**
	TC-02	**Temperatura**	**C**	**86,28**	**87,00**	**0,83**
	TC-03	**Temperatura**	**C**	**94,05**	**95,00**	**1,00**
	TC-04	**Temperatura**	**C**	**98,87**	**100,00**	**1,13**
	TC-LS	**Temperatura**	**C**	**120,00**	**123,00**	**2,44**
Vasos	**VF-01**	**Temperatura**	**C**	**114,08**	**114,00**	**0,07**
	VF-02	**Temperatura**	**C**	**106,09**	**106,00**	**0,08**
	VF-03	**Temperatura**	**C**	**95,09**	**95,00**	**0,10**
	VF-04	**Temperatura**	**C**	**85,09**	**84,00**	**1,30**
	VF-05	**Temperatura**	**C**	**66,12**	**65,00**	**1,73**
Corrente de Licor Rico	**GLQ**	**Temperatura**	**C**	**66,12**	**65,00**	**1,73**
		Fluxo total	**t/h**	**405,75**	**403,53**	**0,55**
		H2O	**t/h**	**322,22**	**320,02**	**0,69**
		ALO2-	**t/h**	**31,00**	**30,99**	**0,03**
		NA+	**t/h**	**34,14**	**34,13**	**0,03**
		OH	**t/h**	**13,60**	**13,60**	**0,02**
		CO3	**t/h**	**4,79**	**4,79**	**0,00**
		Densidade 25C	**g/ml**	**1,217**	**1,220**	**0,24**
		TC	**g/l (Na2CO3 eq.)**	**213,29**	**210,50**	**1,33**
		TA	**g/l (Na2CO3 eq.)**	**238,98**	**238,40**	**0,24**
		Al2O3	**g/l**	**81,33**	**82,20**	**1,05**

(1) Resultados simulação: fluxos de H2O, ALO2-,NA+, OH, CO3 e Densidade 25C

4.3 Simulação da Evaporação Multi-Flash com MVR.

A **Figura 4.2** e a **Figura 4.3** apresentam os resultados das simulações da planta de evaporação para os cenários modificados. A **Figura 4.2** apresenta o cenário Revamp #1, composto por um sistema de MVR de dois estágios, enquanto a **Figura 4.3** exibe o Revamp #2, que inclui um único estágio de Recompressão e um vaso de flash no condensado do TC-04. Os dados apresentados abrangem vazões mássicas, composições, temperaturas, pressões e cargas térmicas.

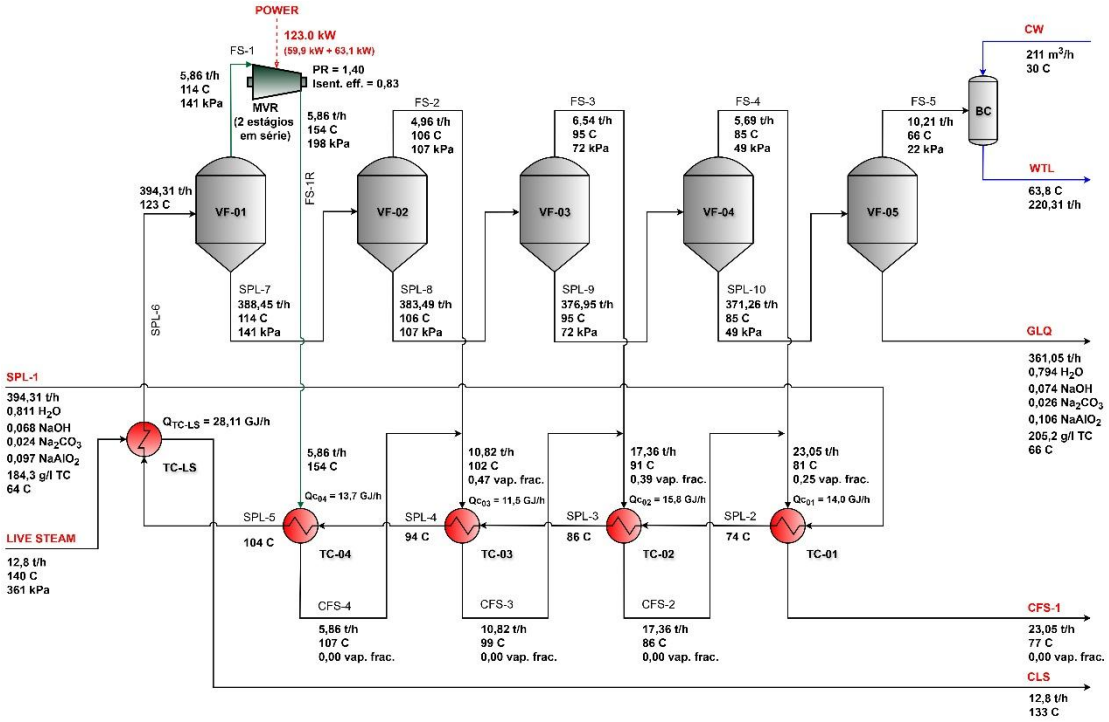


Figura 4.2 – Fluxograma cenário Revamp #1 com os principais resultados.

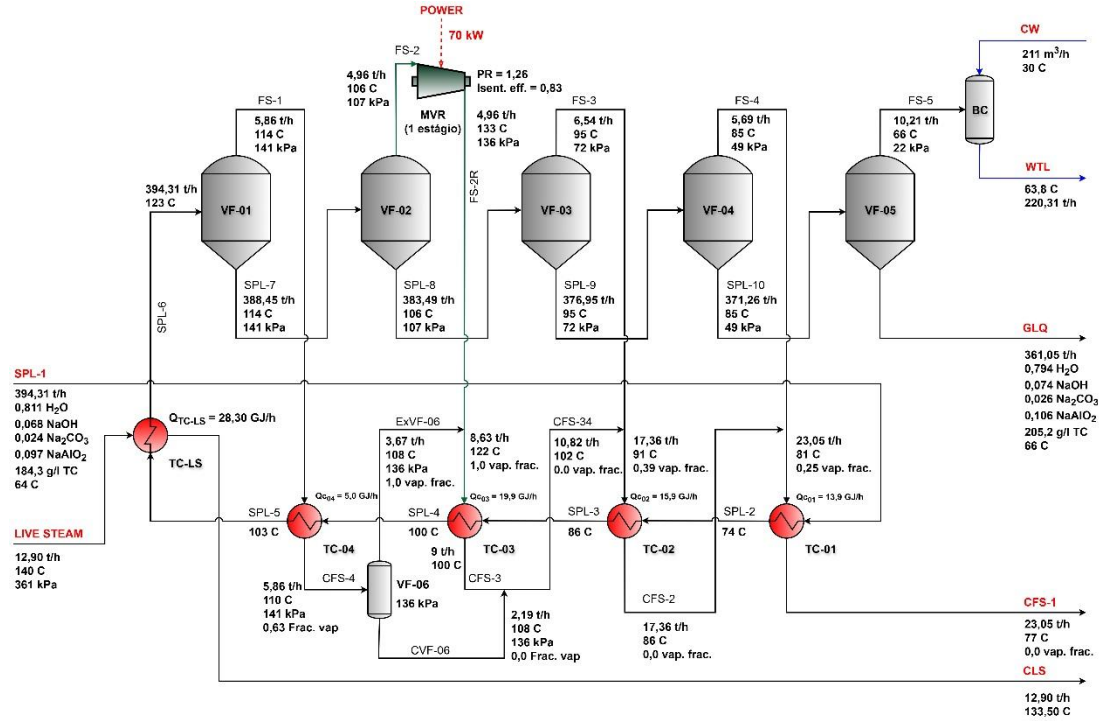


Figura 4.3 – Fluxograma cenário Revamp #2 com os principais resultados.

A implementação do sistema MVR na corrente de exportação do VF-01, conforme simulado no cenário Revamp #1, resultou em uma redução de 2,69 t/h (17,4%) no consumo de vapor vivo no trocador TC-LS. Esta redução foi alcançada para as mesmas

taxas de alimentação de SLQ e de evaporação, e pode ser atribuída à maior carga térmica no trocador de calor de vapor flash (TC-04). Essa carga térmica elevada foi consequência das novas condições de temperatura e pressão da corrente FS-1R proveniente do sistema MVR, como ilustrado na **Figura 4.2**. A redução no consumo de vapor vivo resultou em um aumento de aproximadamente 21% na economia da evaporação (EEVAP = 2,6 tevap/tvv), conforme apresentado na **Tabela 4.5**.

A planta de evaporação teve uma queda no consumo total de energia, de 33,16 GJ/h para 28,55 GJ/h, após a implementação do sistema MVR. Essa redução, detalhada na **Tabela 4.5**, já considera o consumo de 123,05 kWh de energia elétrica do sistema MVR formado por dois estágios de recompressão em série. Embora uma única unidade MVR pudesse atender à carga de compressão requerida sob as condições avaliadas, o equipamento operaria próxima ao seu fator de recompressão máximo permissível, oferecendo uma margem de projeto limitada. Consequentemente, selecionou-se uma configuração em dois estágios para aumentar a flexibilidade operacional durante vazões mais elevadas de licor fraco e para mitigar a potencial degradação no desempenho do compressor causada por arraste de líquido do VF-01. O sistema opera dentro dos limites especificados de elevação máxima da temperatura de saturação de 12 °C e fator de recompressão máximo de 1,45. O fator de recompressão total foi ajustado iterativamente para 1,40, garantindo o cumprimento da restrição de ΔTsat e sem a necessidade de expansão da área de troca térmica do TC-04.

Na configuração analisada, o coeficiente de desempenho (COP) do sistema, que representa a relação entre a energia térmica economizada (vapor vivo) e o consumo de energia elétrica no MVR, foi de 11,52. Este valor é considerado excelente, pois está significativamente acima do padrão técnico-econômico da indústria, que exige um COP ≥ 5 (GEA, 2025).

Tabela 4.5 – Resultados das simulações dos cenários Revamp#1 e Revamp #2.

		Unidade	Estudo de caso	Revamp #1	Revamp #2
Alimentação de licor pobre	SPL-1	t/h	394	394	394
Consumo de vapor vivo	LS	t/h	15,50	12,81	12,90

Produção de licor rico	GLQ	t/h	361	361	361
Temperatura TC-01	SPL-2	C	75,00	74,15	74,16
Temperatura TC-02	SPL-3	C	87,00	85,59	85,67
Temperatura TC-03	SPL-4	C	95,00	93,85	99,92
Temperatura TC-04	SPL-5	C	100,00	103,58	103,44
Temperatura TC-LS	SPL-6	C	123,00	123,00	123,00
Carga térmica TC-LS	Q_{TC-SL}	GJ/h	33,16	28,11	28,30
Cons. de energia elétrica (MVR)	W_{MVR}	kW	-	123,05	69,94
Cons. total de energia (LS+MVR)	CTE	GJ/h	33,16	28,55	28,55
Taxa de evaporação	TEVAP	t/h	33,30	33,30	33,30
Econômica evaporação	EEVAP	t_{evap}/t_{vap}	2,15	2,60	2,58

No cenário de melhoria Revamp #2, a implementação do sistema MVR na exportação do vaso de flash VF-02, juntamente com um vaso de flash na corrente de condensado do último trocador de calor a vapor (TC-04), resultou em um consumo de vapor vivo de 12,90 t/h, ligeiramente superior ao consumo do cenário Revamp #1.

Embora o consumo de vapor seja próximo ao do cenário anterior, o consumo de energia elétrica no sistema MVR foi 43,16% menor, totalizando 69,90 kW para um único estágio de recompressão. Essa performance superior se deve a três fatores principais:

i. O compressor do sistema MVR operam com menor fluxo de massa e menor relação de compressão;
ii. O trocador de calor TC-03 apresentou uma melhor performance térmica, pois passou a receber vapor exportado em condições otimizadas de temperatura e pressão;
iii. A implementação do vaso de flash VF-06 permitiu que o TC-03 recebesse apenas o vapor do fluxo de condensado do TC-04, e não mais a mistura de condensado e vapor, aproveitando, desta forma, somente o calor latente da fase vapor da corrente CFS-04, como detalhado na **Figura 4.3**. O efeito isolado dessa alteração, calculado por meio do Aspen Plus, resultou na diminuição de 0,68 t/h no consumo de vapor vivo, valor responsável por 26,15% da melhoria desse insumo no cenário Revamp #2.

No cenário Revamp #2, a economia da evaporação foi de 2,58, um valor similar ao do cenário Revamp #1. Contudo, o coeficiente de performance (COP) melhorou significativamente, passando de 11,52 para 19,68 indicando que melhoria proposta no cenário Revamp #2 é mais interessante do ponto de vista energético. A seção 4.4 a seguir apresenta avaliação energética, econômica e ambiental dos cenários estudados.

4.4 Análise Econômica e Ambiental

O investimento total de capital (TCC) para a implementação da melhoria estuda no cenário Revamp #1, foi de US$ 962.414, sendo a aquisição dos dois conjuntos de compressores e motores elétricos com potência total de 123,05 kW responsáveis por US$ 238.221, calculado conforme equação de estimativa de custo proposta por Smith (2005). O custo de implantação do projeto considerando o conjunto em questão foi de US$ 724.193, representado 75,25% do investimento de capital. Detalhes sobre os cálculos podem ser encontrados na subseção 3.4.1.

O cenário Revamp #2 apresenta um investimento de capital total de US$ 632.006, o que representa uma redução de 43,33% com relação a melhoria proposta no cenário Revamp #1, isto se deve ao menor número de estágios de recompressão e a menor potência do compressor necessário para essa configuração.

O custo estimado para a aquisição do compressor e motor elétrico com potência total de 70 kW para todo o sistema foi de US$ 126.182, calculado conforme descrito anteriormente pela equação de Smith (2005). A estimativa de custo de aquisição do vaso de flash foi de US$ 17.461 calculada através da equação proposta por Towler; Sinnott (2008). O custo de implantação de ambos os equipamentos foi estimado em US$ 488.362.

Os custos operacionais (TOC) relativos ao consumo de vapor vivo no TC-LS e consumo adicional de energia elétrica no MVR foi de 3.538.659 US$/ano para o cenário Revamp #1 e 3.539.173 US$/ano para o cenário Revamp #2, representando uma redução de 16,04% e 16,29% respectivamente em relação ao TOC do cenário estudo de caso (4.214.855 US$/ano).

O custo anual total (TAC) considerando um período de 5 anos foi de 3.731.142 US$/ano para o cenário Revamp #1 e de 3.665.575 US$/ano para o Revamp #2,

demonstrando que do ponto de vista econômico o cenário Revamp #2 se torna mais atrativo. O cenário Revamp #2 apresenta um custo operacional anual maior com vapor, porém um menor consumo de energia elétrica no sistema de recompressão ao longo do ano em virtude da menor potência do sistema MVR como pode ser observado na **Tabela 4.6**.

No cenário Revamp #2, a utilização do calor latente do condensado do TC-04 no TC-03 impactou positivamente na redução do Custo Operacional Total (TOC). Esse resultado foi obtido pelo *flashing* da corrente CFS-04 no vaso VF-06, e representou 26,15% da redução total no cenário, o que equivale a uma economia de 0,68 t/h de vapor vivo, conforme descrito na seção 4.3.

As **Figuras 4.4a** e **4.4b** apresentam a análise de sensibilidade para o TAC calculado em função dos preços do gás natural e da eletricidade para os casos do cenário base e do Revamp #1. A **Figura 4.4a** ilustra o impacto das variações no preço do gás natural (de 3,03 a 14,64 US$/GJ) sobre o TAC, assumindo um preço fixo de eletricidade de 16,67 US$/GJ. Observa-se que, para preços de gás natural superiores a 4,50 US$/GJ, o Revamp #1 torna-se mais favorável, resultando em um TAC menor que o Estudo de Caso. Além disso, conforme mostrado na **Figura 4.4b**, mantendo-se o preço do gás natural fixo em 13,28 US$/GJ, o Revamp #1 permanece economicamente viável para preços de eletricidade inferiores a 162,44 US$/GJ, demonstrando significativa resiliência a custos elevados de energia.

Para o cenário Revamp #2, observa-se na **Figura 4.4c** que a viabilidade econômica é alcançada a partir de de gás natural superiores a 4.65 US$/GJ (como o preço da energia elétrica fixo). Esse valor é bastante próximo ao observado para o Revamp #1, o que se deve a pequena diferença de consumo de vapor de vapor vivo entre as configurações com MVR. Contudo, o cenário Revamp #2 mostrou-se mais resiliente às variações no preço de energia elétrica, mantendo-se atrativo para valores abaixo de 308,96 US$/GJ conforme ilustra a **Figura 4.4d**.

A matriz energética considerada no presente trabalho, conforme descrito na subseção 3.5.2, foram: o gás natural para a geração de vapor nas caldeiras; e energia elétrica produzida a partir da geração hidroelétrica. Desta forma, as emissões de CO_2 no

processo de evaporação seria ocasionada somente pela queima de gás natural, tendo em vista que as emissões de CO_2 na geração hidroelétrica é praticamente zero.

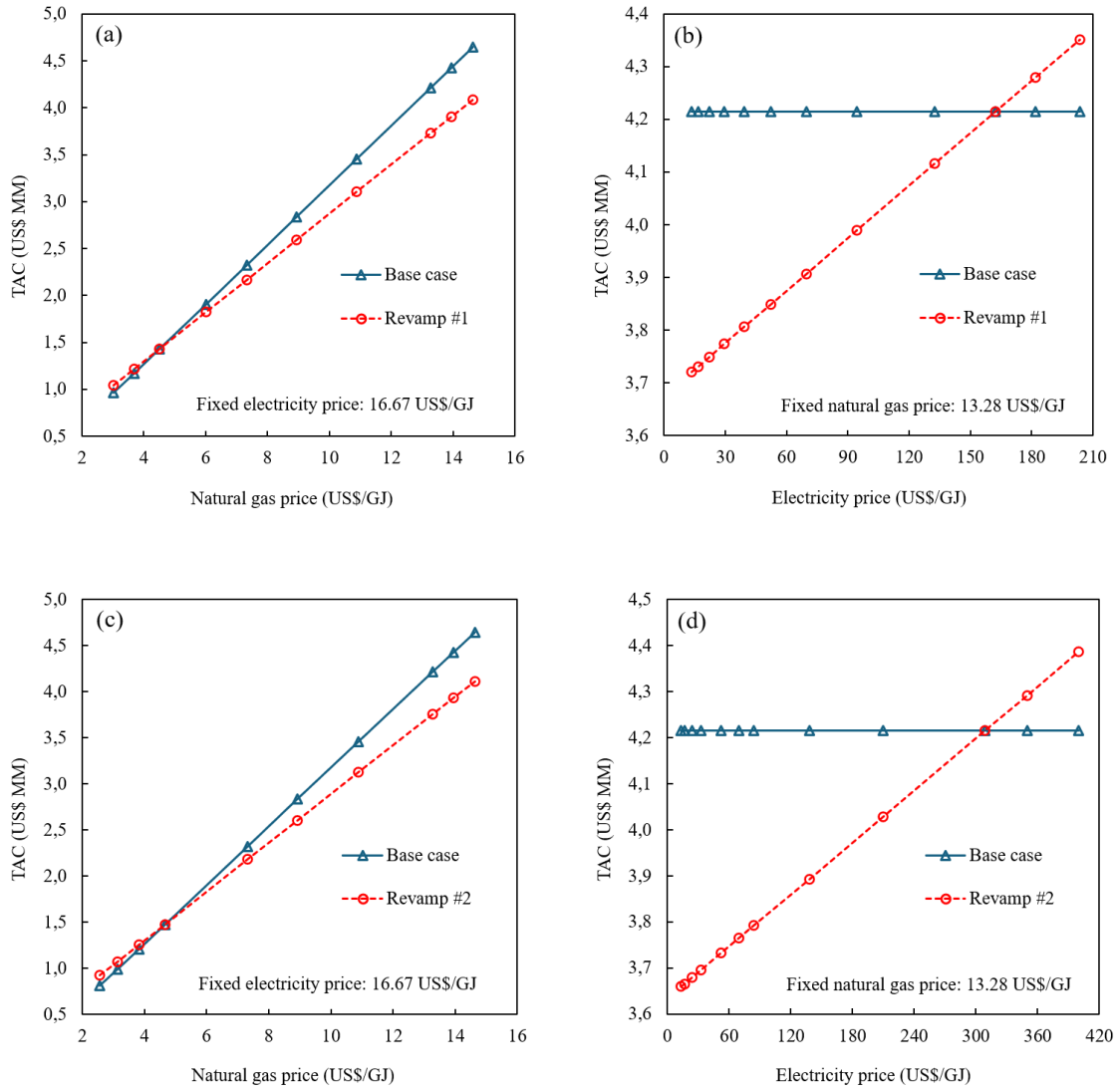


Figura 4.4 – Análise de sensibilidade da TAC em função da variação do preço do gás natural (a,c) e da energia elétrica (b,d) para os cenários Estudo de Caso, Revamp #1 e Revamp #2.

Conforme apresentado na **Tabela 4.6**, para o cenário estudo de caso a emissão de CO_2 calculada foi de 2,08 t/h, e com a implementação do sistema de MVR na configuração Revamp #1 foi de 1,76 t/h, o equivalente a uma redução de 15,22%, e o cenário Revamp #2, a taxa de emissão foi de 1,77 t/h de CO_2, valor este ligeiramente superior ao calculado no cenário Revamp #1. Estres resultados demonstram que a

implementação do MVR representa uma boa oportunidade do ponto de vista econômico e ambiental.

Tabela 4.6 – Análise econômica e emissões de CO_2 para os cenários estudados.

	Unidade	Estudo de caso	Revamp #1	Revamp #2
Taxa de alim. de licor pobre	t/h	394	394	394
Consumo de vapor vivo	t/h	15,50	12,81	12,90
Taxa de produção de licor rico	t/h	361	361	361
Cons. de energia elétrica MVR	kWh	0,00	123,05	69,70
Investimento capital - TCC	k US$	0	962,41	632,01
Aquisição Equipamentos	k US$	0	238,22	143,64
MVR	k US$	0	238,22	126,18
Vaso Flash	k US$	0	0	17,46
Custos de implantação	k US$	0	724,19	488,36
MVR	k US$	0	724,19	383,59
Vaso Flash	k US$	0	0	104,77
Custos operacionais - TOC	k US$/ano	4.214,86	3.538,66	3.539,17
Vapor vivo	k US$/ano	4.214,86	3.483,37	3.507,85
Energia elétrica	k US$/ano	0	55,29	31,33
Custo Anual Total - TAC	k US$/ano	4.214,86	3.731,14	3.665,57
Emissões de CO_2	t/h	2,08	1,76	1,77
Vapor vivo (Caldeira)	t/h	2,08	1,76	1,77
Energia elétrica (MVR)	t/h	0,00	0,00	0,00
Redução nas emissões de CO_2	t/h		-0,32	-0,31

4.5 Avaliação Termodinâmica

Os resultados da avaliação termodinâmica global para cada cenário estudado, conforme o volume de controle delimitado na **Figura 3.5**, estão detalhados na **Tabela 4.7**, a qual engloba a variação da função disponibilidade (ΔB), o trabalho perdido (LW), trabalho equivalente (W_{eq}), a eficiência termodinâmica (η), e a ineficiência termodinâmica (ι).

A determinação da variação da função disponibilidade e do trabalho perdido fundamenta o cálculo da eficiência termodinâmica global e atuam como ferramenta diagnóstica para mapear irreversibilidades, quantificar perdas de energia útil e subsidiar melhorias de projeto. No cenário Estudo de Caso, essas variáveis totalizaram, respectivamente, 4.595 MJ/h e 4.732 MJ/h.

A eficiência termodinâmica calculada para o cenário Estudo de Caso foi de 50,74%, valor que se posiciona acima da faixa de 20% a 30% descrita na literatura para a maioria dos processos químicos (Seider *et al.*, 2017). Não foram identificados, na literatura consultada, valores de referência específicos para a eficiência termodinâmica de plantas de evaporação multi-flash empregadas no processo Bayer, considerando a metodologia proposta por Seider et al. (2017).

Tabela 4.7 – Resultados da avaliação termodinâmica global dos cenários estudados.

Cenário	**ΔB (MJ/h)**	**LW (MJ/h)**	**W_{eq} (MJ/h)**	**η (%)**	**ι (%)**
Estudo Caso	4.732	4.595	9.327	50.74	49,26
Revamp #1	4.016	4.346	8.362	48.03	51,97
Revamp #2	4.022	4.205	8.227	48.89	51,11

Apesar do desempenho energético superior nos cenários MVR observados no item 4.4, a análise baseada na Segunda Lei indicou uma redução na eficiência termodinâmica. Esse comportamento foi mais acentuado no cenário Revamp #1 (48,03%) em relação ao Revamp #2 (48,89%). Por outro lado, a integração do MVR resultou na redução do trabalho perdido (LW) face ao cenário Estudo de Caso, evidenciando um comportamento termodinâmico distinto entre os cenários analisados.

A diferença observada decorre do fato de que a variação da função disponibilidade (ΔB), calculada para o cenário Estudo de Caso, apresenta o valor de 4.732 MJ/h, superior aos valores obtidos para os demais cenários, conforme apresentado na **Tabela 4.7**. Nesse cenário, a quantidade de trabalho mínimo para promover o objetivo principal é, portanto, maior. Porém, conforme discutido anteriormente, a corrente de saída de condensado proveniente do sistema de pré-aquecimento (CFS-1, na **Figura 4.1**) contém 8% de vapor e temperatura superior àquela observada nos demais cenários. Essa condição resulta em

uma maior quantidade de disponibilidade para realização do trabalho saindo do sistema sem ser efetivamente utilizado no processo, contribuindo para a diferença observada entre os cenários.

Com o objetivo de verificar a influência da temperatura de saída do condensado do sistema de pré-aquecimento sobre os resultados da avaliação termodinâmica do Estudo de Caso, foi realizada uma análise de sensibilidade considerando a inclusão de um trocador de calor no cenário Estudo de Caso (Estudo de Caso + TC) para reduzir a temperatura da corrente de 80.8 °C para 77 °C, correspondente à temperatura observada nos cenários com MVR. A redução da temperatura resultou em uma variação da função disponibilidade (ΔB) de 4.007 MJ/h, valor próximo aos obtidos para os cenários com MVR (ver **Tabela 4.7**). Para essa condição, a eficiência termodinâmica global (η) foi de 42,96%, sendo, portanto, inferior as eficiências dos cenários com a implementação do MVR.

Esses resultados evidenciam que a temperatura de saída do condensado exerce influência relevante sobre os indicadores termodinâmicos utilizados na avaliação, particularmente sobre a variação da função disponibilidade, reforçando a necessidade de considerar as condições de saída das correntes na comparação entre os diferentes cenários.

4.5.1 Fontes de Irreversibilidade

Os resultados indicam que a avaliação termodinâmica proposta por Seider *et al.* (2017) deve ser aplicada com cautela na comparação de processos que apresentem diferenças significativas na variação da função disponibilidade, uma vez que essas diferenças podem influenciar de maneira relevante o resultado da avaliação. Nesse contexto, de forma análoga às situações em que a eficiência termodinâmica assume valores negativos, conforme discutido por Souto *et al.* (2018), o trabalho perdido (LW) apresenta-se como uma variável mais apropriada para a comparação do desempenho termodinâmico entre os processos, por representar diretamente a parcela de trabalho potencialmente disponível que é destruída em decorrência das irreversibilidades do processo.

Considerando-se apenas o processo global, não é possível identificar as maiores fontes de irreversibilidades do sistema, e, portanto, o trabalho perdido foi calculado para

cada um dos subprocessos (PHT, FHT e FV), conforme apresentados na **Tabela 4.8** e **Figura 4.5**.

Tabela 4.8 – Trabalho perdido em cada subprocesso

Cenário	PHT - Pré-aquecimento (MJ/h)	FHT - Trocado de vapor vivo (MJ/h)	FV - Vasos de Flash (MJ/h)
Estudo de Caso	1,640	1,748	1,207
Revamp #1	1,708	1,378	1,260
Revamp #2	1,574	1,392	1,239
Estudo de Caso + TC	2,366	1,748	1,207

A **Figura 4.5** apresenta os resultados desta avaliação. Entre os cenários da **Tabela 4.7**, o Revamp #2 apresentou a maior eficiência termodinâmica. Observa-se redução das irreversibilidades no pré-aquecimento (PHT) no Revamp #2 e, principalmente, no trocador de vapor vivo (FHT) no Revamp #1. Em contrapartida, a implementação do MVR no Revamp #1 aumentou em 53 MJ/h o trabalho perdido nos vasos flash (FV), em relação ao Estudo de Caso. A comparação entre os Revamps #1 e #2 indica que o arranjo com dois MVRs apresenta perda de trabalho total 3,3% superior à do Revamp #2, principalmente devido às irreversibilidades no sistema de pré-aquecimento.

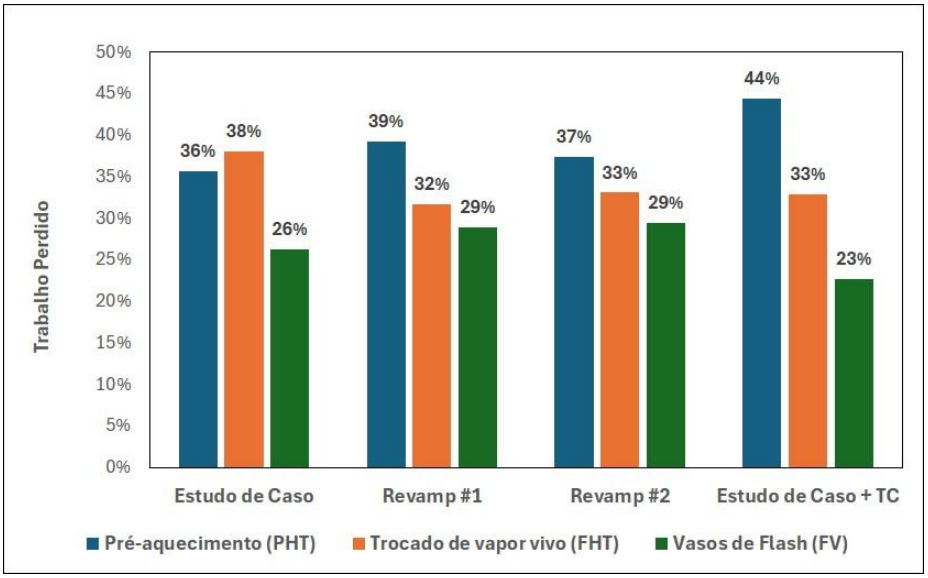


Figura 4.5 – Fontes de irreversibilidades em cada subprocesso para os cenários Estudo de Caso, Revamp #1, Revamp #2 e Estudo de Caso + TC.

Os resultados obtidos demonstram que a aplicação do MVR constitui uma alternativa termodinamicamente favorável para sistemas de evaporação. Visto a utilização de energia elétrica para a recompressão do vapor secundário possibilita elevar sua pressão e temperatura, permitindo sua recirculação como meio de aquecimento e reduzindo significativamente a demanda por vapor externo. Embora a eletricidade represente uma fonte de elevada qualidade, sua conversão em trabalho de compressão possibilita um melhor aproveitamento da disponibilidade do vapor secundário, reduzindo as irreversibilidades associadas à transferência de calor e à perda de energia ao ambiente. Consequentemente, a integração do sistema MVR contribui para a redução do consumo específico de energia e do trabalho perdido, resultando em maior eficiência e melhor desempenho termodinâmico global do processo de evaporação.

4.6 Conclusão

O modelo desenvolvido exibiu precisão preditiva e estabilidade satisfatórias em uma ampla faixa de condições operacionais. Esses resultados confirmam o modelo como uma representação confiável do processo industrial estudado, oferecendo uma estrutura adequada para avaliar a implementação da tecnologia MVR.

A implementação de MVR reduziu em até 17,36% o consumo de vapor vivo e aumentou em 20,9% a economia de evaporação, mantendo as condições operacionais do caso de referência. Adicionalmente, o consumo total de energia foi reduzido em 14%, mesmo com o consumo adicional de eletricidade do sistema.

Economicamente, o Revamp #2 apresentou TAC de 3.665,57 k US$/ano, 13% inferior ao Estudo de Caso e 1,76% ao Revamp #1. A análise de sensibilidade confirmou sua maior robustez frente às variações nos preços de gás natural e eletricidade, evidenciando o potencial do MVR para reduzir a dependência de vapor vivo com competitividade econômica. Recomenda-se, adicionalmente, a incorporação de outras métricas financeiras e de premissas operacionais específicas para subsidiar decisões de investimento em escala industrial.

Como esperado, as emissões de CO_2 foram semelhantes nos dois cenários com MVR, devido à proximidade no consumo de vapor vivo e, consequentemente, de gás

natural para sua geração. Em comparação ao caso de referência, ambos os cenários apresentaram uma redução média de 0,32 t/h nas emissões de CO_2, evidenciando que as configurações propostas são atrativas tanto do ponto de vista econômico quanto ambiental.

Os resultados da avaliação termodinâmica apontam para maior variação da função disponibilidade no Estudo de Caso, decorrente das condições de saída do condensado, de forma que o trabalho perdido (LW) mostra-se como uma métrica mais adequada para comparar o desempenho termodinâmico entre as configurações.

A análise das irreversibilidades demonstrou que o Revamp #2 apresentou o melhor desempenho termodinâmico, com redução das irreversibilidades principalmente no sistema de pré-aquecimento e no aquecimento por vapor vivo. Embora o consumo de energia do MVR tenha elevado a irreversibilidade nos vasos de flash, a recompressão do vapor flash reduziu o consumo de vapor externo e as perdas de trabalho, confirmando o potencial da tecnologia na otimização energética de evaporadores.

CAPÍTULO 5

CONCLUSÕES E SUGESTÕES PARA TRABALHOS FUTUROS

5. CONCLUSÕES E SUGESTÕES PARA TRABALHOS FUTUROS

O modelo desenvolvido mostrou-se eficaz, representando com precisão os balanços de massa e energia da planta industrial estudada. Os testes de validação realizados com dois cenários operacionais de planta apresentaram baixos erros relativos médios, de 0,49% e 0,72%, respectivamente, em comparação com os dados de operação da planta reportados por Torres (2001). Estes resultados confirmam o modelo como uma representação confiável do processo industrial estudado, oferecendo uma estrutura adequada para avaliar a implementação de MVR.

As duas configurações de planta com sistemas de recompressão mecânica de vapor (MVR) resultaram em uma redução de até 17,36% no consumo de vapor vivo e um aumento de 20,5% na economia de evaporação. Esses ganhos foram alcançados mantendo-se inalteradas as taxas de alimentação de licor pobre e taxas de evaporação do Estudo de Caso.

Do ponto de vista econômico, o cenário Revamp #2 apresentou um TAC de 3.665,57 k US$/ano. Este valor é 13% menor que o estudo caso e 1,76% menor que o cenário Revamp #1. A análise de sensibilidade confirmou a robustez econômica das configurações com MVR frente às variações nos preços dos insumos energéticos gás natural e eletricidade. O Revamp #1 apresentou vantagem econômica sobre o Estudo de Caso para preços de gás natural superiores a 4,50 US$/GJ, enquanto o Revamp #2 atingiu viabilidade a partir de 4,65 US$/GJ. Além disso, o Revamp #2 demonstrou maior resiliência às variações no preço da eletricidade, permanecendo economicamente atrativo até 308,96 US$/GJ, em comparação a 162,44 US$/GJ para o Revamp #1. Esses resultados evidenciam o potencial do MVR como alternativa economicamente robusta para a redução da dependência de vapor vivo em diferentes condições de mercado energético.

A expectativa de emissões de CO_2 semelhantes entre os dois cenários com MVR foi confirmada, em razão da proximidade entre os consumos de vapor vivo e, consequentemente, de gás natural. Em comparação com o cenário original, observou-se uma redução média de 0,32 t/h nas emissões de CO_2. Esse resultado reforça o potencial das alternativas de modernização da planta de evaporação com MVR, que apresentam benefícios relevantes tanto sob a perspectiva econômica quanto ambiental.

Os resultados da avaliação termodinâmica, apontam para maior variação da função disponibilidade no Estudo de Caso, decorrente das condições de saída do condensado, de forma que, o trabalho perdido (LW) mostra-se como uma métrica mais adequada para comparar o desempenho termodinâmico entre as configurações.

A análise das irreversibilidades demonstrou que o Revamp #2 apresentou o melhor desempenho termodinâmico, com redução das irreversibilidades principalmente no sistema de pré-aquecimento e no aquecimento por vapor vivo. Embora o consumo de energia do MVR tenha elevado a irreversibilidade nos vasos de flash. A recompressão do vapor flash reduziu o consumo de vapor externo e as perdas de trabalho no trocador de vapor vivo, confirmando o potencial da tecnologia na otimização energética de evaporadores.

Embora os resultados de desempenho energético, econômico e ambiental sejam promissores, ressalta-se que a extrapolação desses achados para a escala industrial deve considerar as especificidades de cada refinaria, como a qualidade da bauxita, a matriz energética, o design da planta e as estratégias operacionais.

É importante ponderar que, embora a disponibilidade operacional, a confiabilidade, a manutenção e os efeitos do *fouling* em compressores MVR não tenham sido foco central desta investigação, a análise aprofundada desses aspectos é recomendada.

A aplicação da tecnologia de MVR no processo investigado apresenta oportunidades para aprofundar o conhecimento técnico e identificar otimizações que promovam maiores índices de descarbonização nesta importante etapa do refino de alumina. Nesse sentido, sugerem-se os seguintes trabalhos futuros:

- Avaliar o impacto econômico, termodinâmico e ambiental da implementação de um sistema de MVR na corrente exportação do VF-05 para os condensadores barométricos e utilizar o produto deste sistema como energia para o TC-LS;

- Avaliar o incremento de fluxo na corrente de alimentação no sistema de evaporação com MVR mantendo o consumo de vapor vivo do Estudo de Caso e avaliar os impactos de produção, consumo energético e econômico;

- Avaliar outras possibilidades de integração térmica, visando a reduzir as irreversibilidades e a otimizar o uso da energia fornecida ao sistema;

- Avaliar o impacto termodinâmico da implementação de equipamentos auxiliares, como, por exemplo, dessuperaquecedores (*desuperheaters*) entre os estágios de recompressão.

- Avaliar cenários de disponibilidade operacional reduzida dos MVR para mensurar suas implicações sobre o TAC e o retorno do investimento.

REFERÊNCIAS

REFERÊNCIAS

ANDRADE, Nayana Pereira. **Integração energética, análise econômica e impacto ambiental no processo de metanol a olefinas (MTO)**. 2024. Tese (Doutorado em Engenharia Química) – Universidade Federal de Campina Grande, Campina Grande, 2024.

ARAUJO, Everaldo Cesar da Costa. **Operações unitárias envolvendo transmissão de calor**. São Carlos: EdUFSCar, 2013. 161 p.(Coleção UAB-UFSCar).

ASPEN TECHNOLOGY, INC. **Aspen Plus User Guide**. Version 10.2. Cambridge: Aspen Technology, 2000. 1010 p. Disponível em: https://web.ist.utl.pt/ist11038/acad/Aspen/AspUserGuide10.pdf. Acesso em: 24 ago. 2025.

BÁNVÖLGYI, György (George); HANEMAN, Brady. **Chemical processing of bauxite: alumina and silica minerals—chemistry, kinetics and reactor design**. In: RAAHAUGE, Benny E.; WILLIAMS, Fred S. (ed.). **Smelter grade alumina from bauxite: history, best practices, and future challenges**. Cham: Springer International Publishing, 2022. p. 157–239. DOI: https://doi.org/10.1007/978-3-030-88586-1_4.

BHARGAVA, Ravindra; KHANAM, Shabina; MOHANTY, Bikash; RAY, A. K. **Simulation of flat falling film evaporator system for concentration of black liquor**. *Computers & Chemical Engineering*, v. 32, n. 12, p. 3213–3223, 2008. DOI: https://doi.org/10.1016/j.compchemeng.2008.05.012.

BERKER, Archy de. **Understand your aluminum emissions**. CarbonChain, 27 jun. 2022. Disponível em: https://www.carbonchain.com/blog/understand-your-aluminum-emissions . Acesso em: 6 ago. 2025.

BROUGH, Daniel; JOUHARA, Hussam. **The aluminium industry: a review on state-of-the-art technologies, environmental impacts and possibilities for waste heat recovery**. *International Journal of Thermofluids*, v. 1, p. 100007, 2020. DOI: https://doi.org/10.1016/j.ijft.2019.100007.

BYRNE, M. J. **Pathways to net-zero alumina: integrating low-emission technologies and policy reform in Australia**. *Green Energy and Environmental Technologies*, v. 5, p. 1–29, 2026. DOI: https://doi.org/10.5772/geet.20250088.

CHADDHA, M.J.; SHARMA, R.J.; SEM, B. Mathematical Modeling and Simulation of Bayer Process Circuit. **ICSOBA**, 2008.

CHART INDUSTRIES. *Compression: Centrifugal Compressors*. [S. l.], [2025]. Disponível em: https://www.chartindustries.com/Products/Compression-Centrifugal-Compressors. Acesso em: 24 ago. 2025.

CHATFIELD, R. **MVR retrofit and commercialisation report 2022**. Australian Renewable Energy Agency, 2022. Disponível em: https://arena.gov.au/knowledge-bank/mvr-retrofit-and-commercialisation-report/. Acesso em: 1 out. 2023.

CHELGANI, S. C.; JORJANI, E. **Artificial neural network prediction of Al_2O_3 leaching recovery in the Bayer process—Jajarm alumina plant (Iran)**. *Hydrometallurgy*, v. 97, n. 1–2, p. 105–110, jun. 2009. DOI: https://doi.org/10.1016/j.hydromet.2009.01.008.

CHEMICAL ENGINEERING**. Economic Indicators**, Nova Iorque, Maio 2024. Disponível em: https://pt.scribd.com/document/740655812/CEPCI-May-2024. Acesso em: 22 jul. 2025.

DELANNOY, F.; BROUTIN, J.-C. **Diversity of applications for the mechanical vapour recompression technology**. In: INTERNATIONAL ALUMINA QUALITY WORKSHOP, 12., 2024, 2024. *Proceedings of the 12th International Alumina Quality Workshop*. 2024.

DONALDSON, D. J. **Perspective on Bayer Process Energy**. In: LINDSAY, Stephen J. (ed.). *Light Metals 2011*. Warrendale: TMS (The Minerals, Metals & Materials Society), 2011. p. 169–174.

EPCON EVAPORATION TECHNOLOGY AS. **Integration of MVR-HP systems in industrial thermal processes**. In: OST WEBINAR ON STEAM GENERATING HEAT PUMPS, 2023, 1 mar. 2023. [S. l.]: EPCON Evaporation Technology AS, 2023. 21 p. Disponível em: https://www.sweet-

decarb.ch/fileadmin/downloads/Presentations_File/OST-Webinar_on_Steam_Generating_Heat_Pumps_1st_March_2023_-_EPCON.pdf. Acesso em: 24 ago. 2025

FARIAS NETO, G. W.; BRITO, K. D.; BRITO, R. P.; RAMOS, W. B. **Environmental and economic optimization of the pressure-swing distillation process for separation of azeotropic mixture of acetonitrile-water**. *Separation and Purification Technology*, v. 362, 131888, 2025. DOI: https://doi.org/10.1016/j.seppur.2025.131888.

FOUST, Alan S.; WENZEL, Leonard A.; CLUMP, Curtis W.; MAUS, Louis; ANDERSEN, L. Bryce. **Princípios das operações unitárias**. 2. ed. Rio de Janeiro: LTC, 1982. 670 p.

FRANCO, T.; SENO JR., R.; MORENO, R.; VAN DEURSEN, C.; FREITAS, A. Process simulation in VM-CBA alumina refinery, **ICSOBA**, 2015.

FURLONG, Andrew. **Alumina in a more sustainable world**. In: TMS ANNUAL MEETING & EXHIBITION, 2021, 15 mar. 2021. *TMS2021 Virtual*. [S. l.]: TMS, 2021. Disponível em: https://www.tms.org/tms2021/downloads/slides/3-AluminaInaMoreSustainableWorld-Furlong.pdf. Acesso em: 24 ago. 2025.

FURLONG, A.; ARMSTRONG, J.; HOGAN, B. **Alumina production growth in a decarbonised world**. In: INTERNATIONAL ALUMINA QUALITY WORKSHOP, 12., 2024, Dubai. *Proceedings of the 12th International Alumina Quality Workshop*. Dubai: International Alumina Quality Workshop, 2024.

GADALLA, M. A.; OLUJIĆ, Z.; JANSENS, P. J.; JOBSON, M.; SMITH, R. **Reducing CO_2 emissions and energy consumption of heat-integrated distillation systems**. *Environmental Science & Technology*, v. 39, n. 17, p. 6860–6870, 2005. DOI: https://doi.org/10.1021/es049795q.

GEA. **Evaporadores Multi-Flash**. [S. l.], c2024. Disponível em: https://www.gea.com/pt/products/evaporators-crystallizers/evaporator-plants/multi-flash-evaporators/. Acesso em: 21 ago. 2025.

GEA. ***Evaporation Technology Applications, types, efficiency***. Disponível em: https://www.gea.com/en/assets/170546/. Acesso em: 24 ago. 2025.

GEA. ***Forced Circulation Evaporator***. Disponível em: https://www.gea.com/en/products/evaporators-crystallizers/evaporator-plants/forced-circulation-evaporator/. Acesso em: 08 ago. 2025.

GEANKOPLIS, Christie J. **Transport processes and unit operations**. 3. ed. Englewood Cliffs, N.J.: PTR Prentice Hall, 1993. 921 p.

HABASHI, Fathi. **A hundred years of the Bayer process for alumina production**. In: DONALDSON, Don; RAAHAUGE, Benny E. (ed.). *Essential readings in light metals: volume 1, alumina and bauxite*. Cham: Springer International Publishing, 2016. p. 85–93. DOI: https://doi.org/10.1007/978-3-319-48176-0_12.

HABASHI, Fathi. **Bayer's process for alumina production: a historical perspective**. *Bulletin for the History of Chemistry*, n. 17/18, p. 15–19, 1995. DOI: https://doi.org/10.70359/bhc1995n17p015.

HACKETT, Bryan W. **The essentials of continuous evaporation**. *Chemical Engineering Progress*, v. 114, n. 5, p. 24–28, maio 2018. Disponível em: https://www.aiche.org/sites/default/files/cep/20180524.pdf . Acesso em: 24 ago. 2025.

HAYDARY, Juma. **Chemical process design and simulation: Aspen Plus and Aspen HYSYS applications**. Hoboken, NJ: John Wiley & Sons; American Institute of Chemical Engineers, 2019. 448 p.

HOGAN, Brad; FURLONG, Andrew; ARMSTRONG, Jock. **Evaporation retrofit with mechanical vapour recompression: a pathway to decarbonisation**. In: INTERNATIONAL ALUMINA QUALITY WORKSHOP, 12., 2024, Dubai. *Proceedings of the 12th International Alumina Quality Workshop Conference and Exhibition: Alumina 2024*. 2024. Paper 6.340.

HOLMLUND, Karl; PARVIAINEN, Kari. **Chemical pulping**. In: GULLICHSEN, J.; PAULAPURO, H. (ed.). *Papermaking science and technology: book 6B*. Jyväskylä: Fapet Oy, 2000. cap. 12.

INTERNATIONAL ALUMINIUM INSTITUTE. **Bauxite Residue Management**. Londres: International Aluminium Institute, 2022. 54 p. Disponível em: https://international-aluminium.org/wp-content/uploads/2022/09/Bauxite-Residue_Final_ENG-1.pdf. Acesso em: 15 ago. 2025.

INTERNATIONAL ALUMINIUM INSTITUTE. **Metallurgical Alumina Refining Fuel Consumption**. [S. l.], 2025. Disponível em: https://international-aluminium.org/statistics/metallurgical-alumina-refining-fuel-consumption/. Acesso em: 6 ago. 2025.

JAEGER, E.; SOUTHWOOD-JONES, D.; BARRY, A. **Integrating vapor compression heat pumps and mechanical vapor recompression with the Bayer process**. In: INTERNATIONAL ALUMINA QUALITY WORKSHOP, 12., 2024, Dubai. *Proceedings of the 12th International Alumina Quality Workshop Conference and Exhibition: Alumina 2024*. Dubai, 2024.

KAYA, D.; SARAC, H. İ. **Mathematical modeling of multiple-effect evaporators and energy economy**. *Energy*, v. 32, n. 9, p. 1536–1542, 2007. DOI: https://doi.org/10.1016/j.energy.2006.11.006.

KIM, Y.; LIM, J.; CHO, H.; KIM, J. **Novel mechanical vapor recompression-assisted evaporation process for improving energy efficiency in pulp and paper industry**. *International Journal of Energy Research*, v. 46, n. 3, p.

LAMACCHIA, Robert; COSTA, Raphael. **Bayer process—water and energy balance**. In: RAAHAUGE, Benny E.; WILLIAMS, Fred S. (ed.). *Smelter grade alumina from bauxite: history, best practices, and future challenges*. Cham: Springer International Publishing, 2022. p. 427–504. DOI: https://doi.org/10.1007/978-3-030-88586-1_9.

LANGA, J. M.; RUSSELL, T. G.; O'NEILL, G. A.; GACKA, P.; SHAH, V. B.; STEPHENSON, J. L.; SNYDER, J. G. **Aspen modeling of the Bayer process**. In: TMS ANNUAL MEETING, 115., 1986, New Orleans. *Light Metals 1986*. Warrendale: Metallurgical Society of AIME, 1986. p. 169–178.

MADY, Carlos Eduardo Keutenedjian; BRESCIANI, Antonio Esio; PAIVA, José Luís; DE JARDIN JUNIOR, Roberto Nicolas; GUARDANI, Roberto; DE OLIVEIRA JUNIOR, Silvio. **Thermodynamic assessment of MVR implementation in multistage**

evaporation plants. *Journal of the Brazilian Society of Mechanical Sciences and Engineering*, v. 40, n. 8, 395, 2018. DOI: https://doi.org/10.1007/s40430-018-1319-x.

MADY, Carlos Eduardo Keutenedjian; JARDIN JUNIOR, Roberto Nicolas; OLIVEIRA JUNIOR, Silvio de. **Is MVR an efficient alternative to optimize the energy use in an evaporation unity of electrolytic caustic soda production? An exergy approach to the diaphragm arrangement**. In: INTERNATIONAL CONFERENCE ON EFFICIENCY, COST, OPTIMIZATION, SIMULATION AND ENVIRONMENTAL IMPACT OF ENERGY SYSTEMS, 28., 2015, Pau. *Proceedings of ECOS 2015*. Pau: ECOS, 2015. p. 330–339.

MARTIN, F. **Spent liquor evaporation using mechanical vapour recompression: a means of boosting evaporation capacity**. In: INTERNATIONAL ALUMINA QUALITY WORKSHOP, 7., 2005, Perth. *Proceedings of the 7th International Alumina Quality Workshop*. Perth: International Alumina Quality Workshop, 2005.

MCCABE, Warren L.; SMITH, Julian C.; HARRIOTT, Peter. **Unit operations of chemical engineering**. 5. ed. New York: McGraw-Hill, 1993. cap. 16, Evaporation.

MINTON, Paul E. **Handbook of evaporation technology**. Park Ridge: Noyes Publications, 1986.

NING, S.; NATHAN, G.; ASHMAN, P.; SAW, W. **Assessment of multi-stage mechanical vapour recompression process for decarbonizing steam generation in an alumina refinery**. In: INTERNATIONAL ALUMINA QUALITY WORKSHOP, 12., 2024, Dubai. *Proceedings of the 12th International Alumina Quality Workshop Conference and Exhibition: Alumina 2024*. Dubai, 2024.

NING, S.; NATHAN, G.; ASHMAN, P.; SAW, W. **Techno-economic assessment of integrated steam cleaning and recovery from alumina calcination**. *Chemical Engineering Journal*, v. 529, 173154, 2026. DOI: https://doi.org/10.1016/j.cej.2026.173154 .

PEREIRA, Janaína Áurea Menezes. **Estudo da cinética de dissolução da gibbsita e da caulinita presentes em bauxitas**. 2008. 248 p. Tese (Doutorado em Engenharia

Química) – Instituto Alberto Luiz Coimbra de Pós-Graduação e Pesquisa de Engenharia, Universidade Federal do Rio de Janeiro, Rio de Janeiro, 2008.

RAJAN, T. N.; RANE, S. K.; LAL, S. **The Bayer process for alumina production**. In: *Encyclopedia of chemical processing*. Burlington, MA: Elsevier, 2006. p. 119–125. DOI: https://doi.org/10.1016/B978-0-08-087780-8.00018-8.

RICHARDSON, J. F.; HARKER, J. H.; BACKHURST, J. R. **Coulson and Richardson's chemical engineering: particle technology and separation processes**. 5. ed. Oxford: Butterworth-Heinemann, 2002.

SANTOS, P.S. **Ciência e tecnologia de Argilas**, 2. ed. São Paulo: Edgar Blucher, 1989, v.2.

SILVA, E.; SILVA, E.; CARREIRA, T. Integrated Water Balance Modeling of the Alunorte Refinery. In: **INTERNATIONAL ICSOBA CONFERENCE**, 40., 2022, Athens. TRAVAUX 51, Proceedings of the 40th International ICSOBA Conference. [S. l.]: [s. n.], 2022. p. 495-496. Disponível em: AA23S - Integrated Water Balance Modeling of the Alunorte Refinery.pdf. Acesso em: 13 jul. 2025.

SEIDER, Warren D.; SEADER, J. D.; LEWIN, Daniel R.; WIDAGDO, Simon. **Product and process design principles: synthesis, analysis, and evaluation**. 4. ed. Hoboken: John Wiley & Sons, 2017.

SMITH, Robin. **Chemical process design and integration**. Chichester: John Wiley & Sons, 2005. Disponível em: https://elmoukrie.com/wp-content/uploads/2022/06/robinm.smith-chemicalprocessdesignandintegration-wiley2005.pdf . Acesso em: 24 ago. 2025.

SOUTO, Rivana Mabel Lucena Oliveira; FARIAS NETO, Gilvan Wanderley; ARAÚJO, Fabricia Sales de; FIGUEIREDO, Marcella Feitosa de; RAMOS, Wagner Brandão; BRITO, Karoline Dantas; BRITO, Romildo Pereira. **Rigorous thermodynamic evaluation of the extractive distillation process**. *Chemical Engineering Research and Design*, v. 133, p. 195–203, 2018. DOI: https://doi.org/10.1016/j.cherd.2018.03.003.

SUÁREZ, F.; PACHECO, S.C.; ALMEIDA, G. **Inteligencia artificial em el processo de obtencion de alúmina**. Universidad, Ciencia y Tecnología Vol.22 N. 88 Septiembre 2018 pp48-56.

SYSCAD. ***Bayer3 Species Model Theory***. [S. l.], 25 jun. 2025. Disponível em: https://help.syscad.net/Bayer3_Species_Model_Theory. Acesso em: 24 ago. 2025.

TODESCO, REBECCA. Slashing carbon emissions in alumina refining. **Mining Magazine Australia**, [s. l.], 2023. Disponível em: https://miningmagazine.com.au/slashing-carbon-emissions-in-alumina-refining/. Acesso em: 6 ago. 2025.

TORRES, ARMANDO ANTÔNIO DE OLIVEIRA - **Modelagem do processo Bayer utilizando o software comercial Aspen Plus**. Campinas, SP: [s.n.], 2001, Unicamp/M.Sc. Engenharia Quimica, 2001).

TOWLER, GAVIN; SINNOTT, RAY. ***Chemical Engineering Design*: Principles, Practice and Economics of Plant and Process Design**. [S. l.]: Butterworth-Heinemann, 2008. Disponível em: https://core.ac.uk/download/pdf/143491361.pdf Acesso em: 24 ago. 2025.

VELOSO, A. M. de O. **Estudo do comportamento do ferro no licor do processo bayer - um estudo de caso. 2007**. 143 f. Dissertação (Mestrado em Engenharia Química) – Programa de Pós-Graduação em Engenharia Química, Centro de Ciências e Tecnologia, Universidade Federal de Campina Grande, Paraíba, Brasil, 2007. Disponível em: https://dspace.sti.ufcg.edu.br/handle/riufcg/4014

WISCHNEWSKI, Reiner; AZEVEDO JUNIOR, Cleto Maues de; MORAES, Emerson L. S.; MONTEIRO, Arthur Barros. **Alunorte global energy efficiency**. In: TMS LIGHT METALS, 2011, San Diego. *TMS Light Metals 2011*. Warrendale: The Minerals, Metals & Materials Society, 2011. p. 89–94.

YANG, D.; LENG, B.; LI, T.; LI, M. **Energy saving research on multi-effect evaporation crystallization process of bittern based on MVR and TVR heat pump technology**. *American Journal of Chemical Engineering*, v. 8, n. 3, p. 54–62, 2020.

ZARKESH, M. J. et al. **Comprehensive evaluation of distillation methods for water-ethanol separation: energy, exergy, and CO_2 emission analysis with process enhancement**. *Chemical Process Design*, v. 4, n. 1, p. 1–14, 2025. DOI: https://doi.org/10.22111/cpd.2025.50492.1046.

APÊNDICES

APÊNDICE A

Artigo publicado

Chemical Engineering Research and Design 233 (2026) 115–128

Contents lists available at ScienceDirect

Chemical Engineering Research and Design

journal homepage: www.elsevier.com/locate/cherd

Mechanical vapor recompression in the bayer process evaporation stage: An assessment of energy efficiency, economic impact and decarbonization performance

L.C.R. Brito, V.H.B. Lima, R.M.L.O. Souto, W.B. Ramos, R.P. Brito *

Federal University of Campina Grande – Department of Chemical Engineering, Campina Grande, PB 58109-970, Brazil

ARTICLE INFO

Keywords:
Multiple effect
Caustic liquor
Process electrification
CO_2 emissions

ABSTRACT

The Bayer process is the main industrial method for producing metallurgical-grade alumina and consumes about 10 GJ/t, mostly during digestion and evaporation stages. The reliance on fossil fuels for energy generation makes the alumina industry a significant source of CO_2 emissions in the aluminum chain, accounting for approximately 2.6 t CO_2/t primary aluminum produced. In response to this challenge, the sector has been actively seeking to increase its energy efficiency. Decarbonization technologies, such as mechanical vapor recompression, are gaining prominence for promoting energy recovery and process electrification with renewable sources. Using process data from an industrial plant, the objective of this work is to present an energy, economic, and direct CO_2 emissions assessment of the implementation of the mechanical vapor recompression system in a multiple-effect evaporation plant in the Bayer process. The analyses were performed using modeling and simulation of the evaporation process in the Aspen Plus simulator for different operational scenarios of an industrial plant, and the results demonstrated the significant potential of the technology, with a 17.4% reduction in steam consumption in the evaporation plant and a 15.22% decrease in CO_2 emissions. The implementation is technically attractive and proved its economic viability over a 5-year horizon, presenting a Total Annual Cost 11.48% lower than the case without the technology implemented.

1. Introduction

The Bayer process was patented in 1888 in Germany by the Austrian chemist Karl Joseph Bayer, and achieved immediate industrial success, replacing the pyrometallurgical process that had been used until then to produce alumina. The process route involving pressure leaching and seeding precipitation remains virtually unchanged (Habashi, 1995; Habashi, 2016).

The innovations implemented over the decades have focused on optimizing multiple aspects, including increasing extraction efficiency and precipitation yield, maximizing energy efficiency, reducing operating costs, and mitigating environmental impacts.

Energy is one of the main process inputs, along with bauxite and caustic soda, being one of the main factors influencing the profitability of a refinery, as it represents between 30% and 40% of operating costs. The digestion and evaporation stages represent between 50% and 55% of a refinery's costs, which is equivalent to steam consumption between 1.35 and 2.6 tons per ton of alumina produced (Bánvölgyi and Haneman, 2022).

However, optimizing the energy consumption of a refinery is not a trivial task, as it is intrinsically linked to factors such as production rate, caustic soda consumption, and the refinery's water balance (LaMacchia and Costa, 2022).

Within the scenario of interdependence between variables, the evaporation stage is considered crucial, as there is a trade-off between the optimization of the water balance, the need for caustic soda recovery, and the improvement of energy efficiency.

The multi-flash evaporation system is typically composed of a series of shell and tube heat exchangers connected to flash vessels (LaMacchia and Costa, 2022) and is widely applied in various industrial sectors (GEA, 2024), having been the target of several innovations over the last five decades, such as mechanical vapor recompression (MVR) evaporation (Martin, 2005).

In addition to improving energy efficiency, the use of the MVR system represents an important option for the decarbonization process in alumina refineries, as part of the energy transition to renewable energy

* Corresponding author.
E-mail address: romildo.brito@ufcg.edu.br (R.P. Brito).

https://doi.org/10.1016/j.cherd.2026.07.061
Received 9 May 2026; Received in revised form 26 July 2026; Accepted 28 July 2026
Available online 29 July 2026
0263-8762/© 2026 Institution of Chemical Engineers. Published by Elsevier Ltd. All rights are reserved, including those for text and data mining, AI training, and similar technologies.

Manuscript

Click here to view linked References

Thermodynamic Assessment of Mechanical Vapor Recompression Retrofit in a Multi-Flash Evaporation System of the Bayer Process

L.C.R. Brito, L.S.S. Pinto, R.M.L.O. Souto & R.P. Brito

Federal University of Campina Grande – Department of Chemical Engineering – Campina Grande, PB, Brazil, 58109-970

Abstract

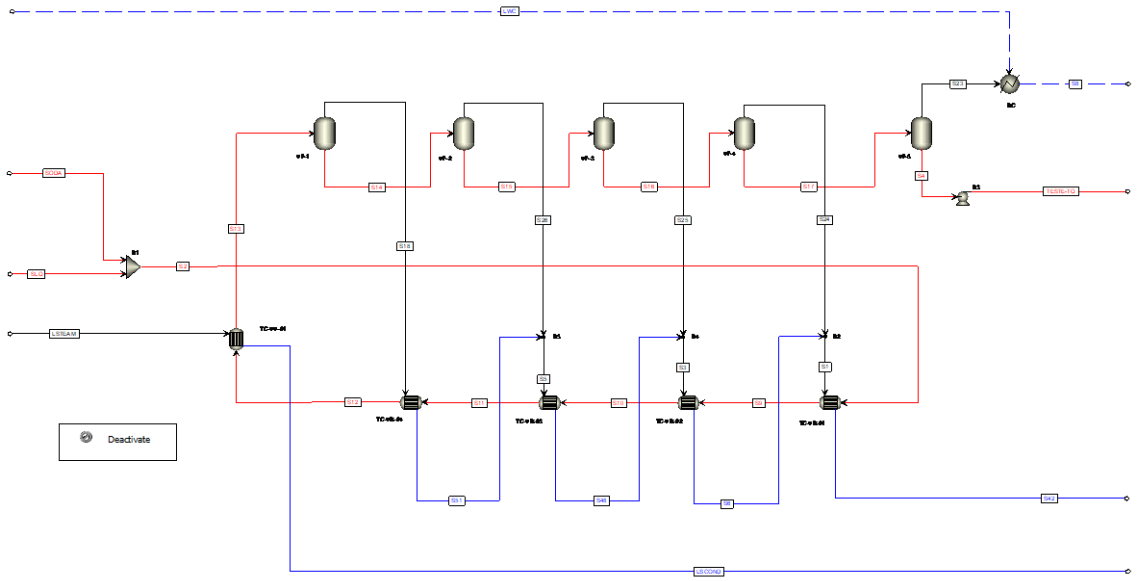
The Bayer process for alumina production is a major consumer of thermal energy, with the evaporation stage accounting for a significant fraction of a refinery's steam demand. In this context, mechanical vapor recompression applied to evaporation systems has been investigated for promoting process electrification and decarbonization. Although previous studies have demonstrated the energy, economic, and environmental benefits of this technology, the thermodynamic mechanisms underlying these gains remain limited. The objective of this study is to present a thermodynamic assessment of a retrofit based on mechanical vapor recompression technology for a multi-flash evaporation plant in the Bayer process. The assessment was conducted through the simulation of the evaporation process using a model developed in Aspen Plus™ and validated with industrial data. The evaluation was based on availability function, lost work, and thermodynamic efficiency. The results show that the mechanical vapor recompression technology reduced the overall lost work. The irreversibility analysis of the plant's main subprocesses indicated that this reduction occurred predominantly in the live steam heating system. Additionally, the results indicated that the thermodynamic efficiency based on the availability function must be interpreted with caution when the compared scenarios present differences in the conditions of the outlet or inlet streams, since this difference directly influences the variation in availability, even when a reduction in lost work occurs. The results confirm the thermodynamic feasibility of the proposed technology as a retrofit alternative for the evaporation system of the Bayer process investigated, supporting previous studies focused on its energy, economic, and environmental aspects.

Keywords: Evaporation, Mechanical vapor recompression, Thermodynamic availability, Thermodynamic efficiency.

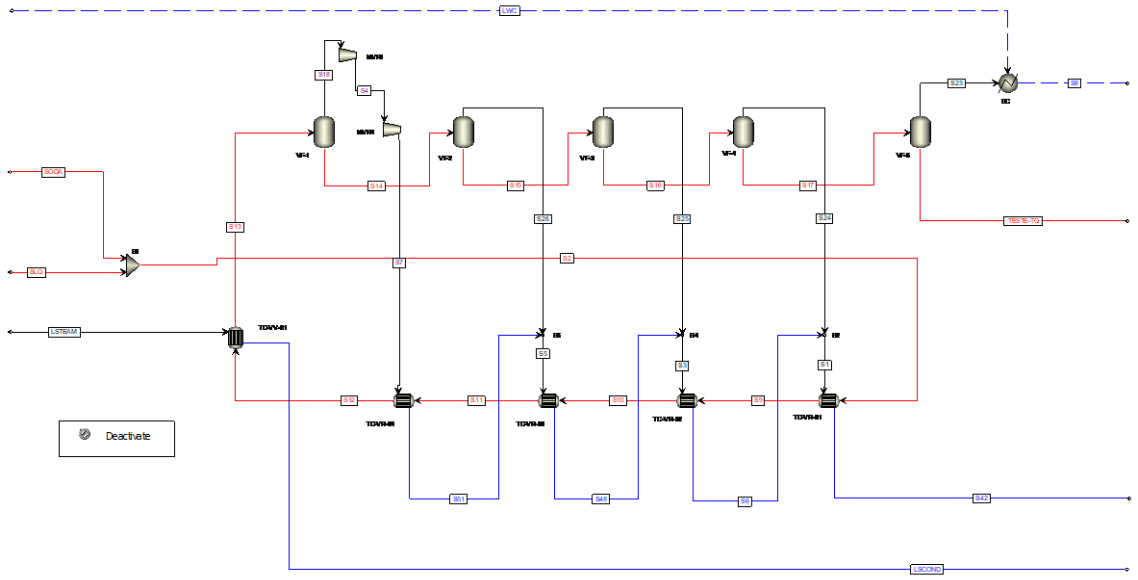
APÊNDICE B

Simulação em Aspen Plus

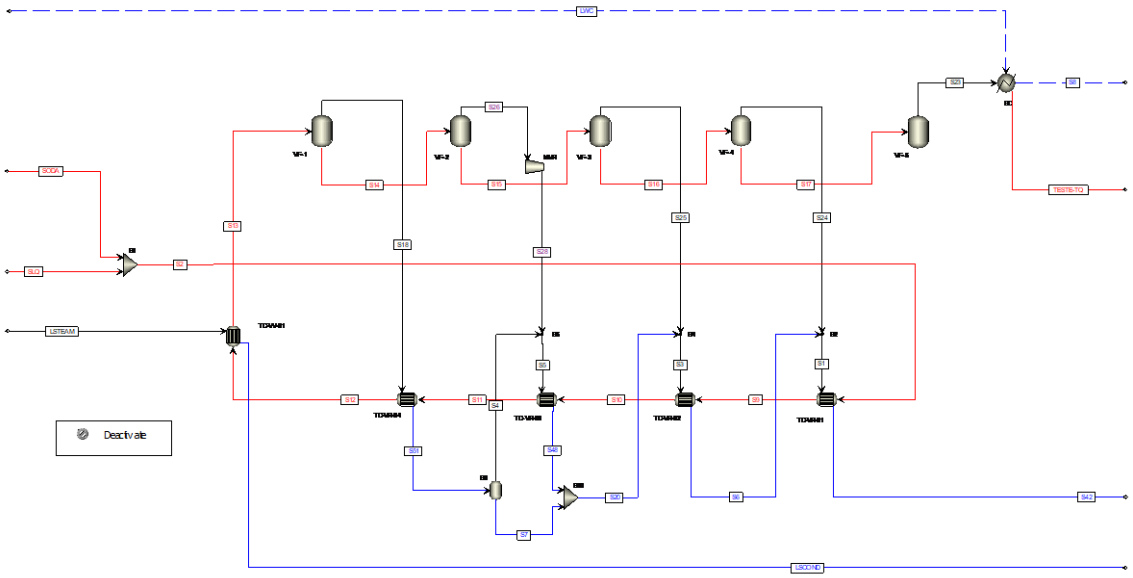
Estudo de Caso



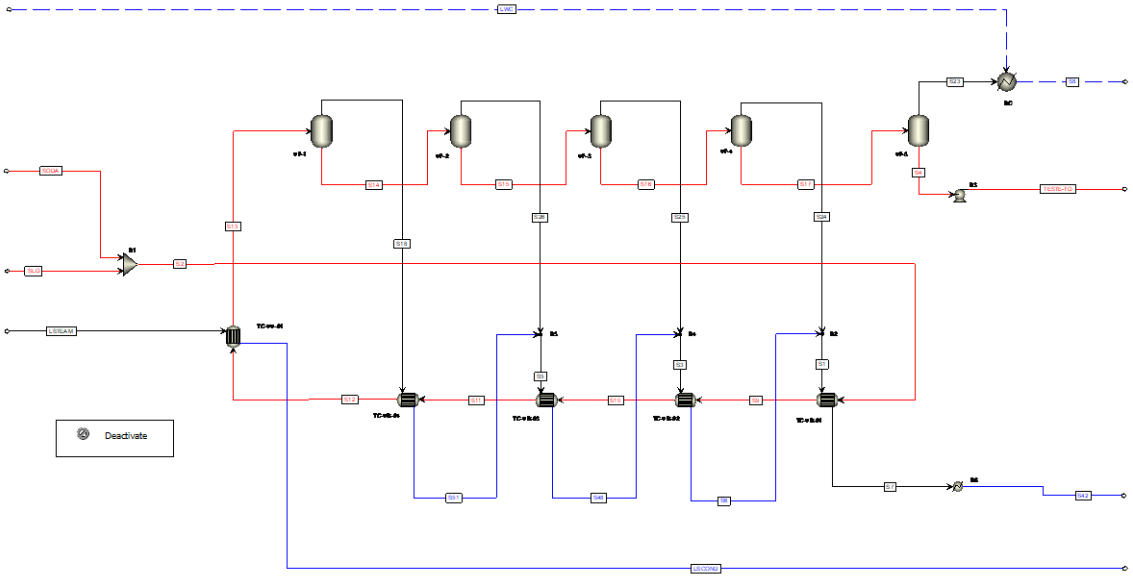
Cenário Revamp#1



Cenário Revamp#2



Cenário Estudo de Caso + TC



APÊNDICE C

Cálculos de TA, TC e Al_2O_3 no licor cáustico do processo Bayer. As refinarias de alumina em sua grande maioria monitoram e controlam o processo através do acompanhamento destes indicadores por unidade de concentração na base de equivalência em g Na_2CO_3/l licor e g Al_2O_3/l licor (Torres, 2001).

TA - Total alcalino (expresso em g Na2CO3/l licor): Representa a quantidade total de compostos no licor que contém os íons Na^+. A representação desta concentração é dada por:

$$TA = \frac{Massa\ (NaOH + NaAlO_2 + Na_2CO_3)}{Volume\ da\ solução\ (H_2O + NaOH + NaAlO_2 + Na_2CO_3)}$$

TC - Total cáustico (expresso em g Na2CO3/l licor): Representa a quantidade NaOH e $NaA10_2$. A representação desta concentração é dada por:

$$TC = \frac{Massa\ (NaOH + NaAlO_2)}{Volume\ da\ solução\ (H_2O + NaOH + NaAlO_2 + Na_2CO_3)}$$

Al_2O_3 – Concentração de alumina no licor: Representa a concentração de aluminato de sódio no licor expresso em equivalente g Al_2O_3/l licor, como:

$$Al_2O_3 = \frac{Massa\ (Al_2O_3)}{Volume\ da\ solução\ (H_2O + NaOH + NaAlO_2 + Na_2CO_3)}$$

Estas concentrações são as mais usuais utilizadas por engenheiros de processo, porém, para a execução de balanços de massa propriamente ditos, de acordo com os compostos verdadeiros, outras expressões poderiam ser usadas (Torres, 2001).