

UNIVERSIDADE FEDERAL DO RIO DE JANEIRO
ESCOLA DE QUÍMICA

Allan Pereira Barboza Gomes



**SIMULAÇÃO E AVALIAÇÃO ECONÔMICA DA
IMPLEMENTAÇÃO DE CAPTURA DE CO₂ NO PROCESSO
DE PRODUÇÃO DE ETANOL**

RIO DE JANEIRO

2024

Allan Pereira Barboza Gomes

SIMULAÇÃO E AVALIAÇÃO ECONÔMICA DA IMPLEMENTAÇÃO DE CAPTURA
DE CO₂ NO PROCESSO DE PRODUÇÃO DE ETANOL

Trabalho de Conclusão de Curso apresentado à Escola de Química da Universidade Federal do Rio de Janeiro, como parte dos requisitos necessários à obtenção do grau de Engenheiro Químico.

Orientadores: Prof.^a Raquel Massad Cavalcante, D.Sc.
Prof. André Ferreira Young, D.Sc.
Prof.^a Ofélia de Queiroz Fernandes Araújo, Ph.D.

Rio de Janeiro

2024

CIP - Catalogação na Publicação

G633s Gomes, Allan Pereira Barboza
Simulação e Avaliação Econômica da Implementação de
Captura de CO₂ no Processo de Produção de Etanol /
Allan Pereira Barboza Gomes. -- Rio de Janeiro,
2024.
101 f.

Orientadora: Raquel Massad Cavalcante.
Coorientador: André Ferreira Young.
Trabalho de conclusão de curso (graduação) -
Universidade Federal do Rio de Janeiro, Escola de
Química, Bacharel em Engenharia Química, 2024.

1. produção de etanol. 2. captura de carbono. 3.
simulação de processos. 4. Aspen HYSYS. 5. análise
econômica. I. Cavalcante, Raquel Massad, orient. II.
Young, André Ferreira, coorient. III. Título.

Allan Pereira Barboza Gomes

SIMULAÇÃO E AVALIAÇÃO ECONÔMICA DA IMPLEMENTAÇÃO DE CAPTURA
DE CO₂ NO PROCESSO DE PRODUÇÃO DE ETANOL

Trabalho de Conclusão de Curso
apresentado à Escola de Química da
Universidade Federal do Rio de Janeiro,
como parte dos requisitos necessários à
obtenção do grau de Engenheiro Químico.

Aprovado em 16 de dezembro de 2024.

Raquel Massad Cavalcante, D.Sc., DEQ/EQ/UFRJ

André Ferreira Young, D.Sc., TEQ/UFF

Ofélia de Queiroz Fernandes Araújo, Ph.D., DEQ/EQ/UFRJ

Argimiro Resende Secchi, D.Sc., DEQ/EQ/UFRJ

George Victor Brigagão, D.Sc., POLI/UFRJ

Rio de Janeiro
2024

Para Ariel, por me apresentar o amor na sua forma mais pura.

AGRADECIMENTOS

Gostaria de agradecer, primeiramente, à minha família por todo suporte e insistência na minha educação, e por reconhecerem o meu potencial desde sempre.

Aos meus amigos, especialmente aos que estão mais presentes nesta fase atual: Maria Clara, Ronaldo, Bella, Gabriele, Davi, Luzia, Vitória e Mucy. Obrigado por perseverarem ao meu lado e me acolherem, mesmo nos meus momentos mais difíceis. Vocês são muito importantes para mim!

Aos meus orientadores, prof.^a Raquel Massad, prof. André Young e prof.^a Ofélia Araújo, por todos os ensinamentos, suporte, tempo e aconselhamentos que vão para além deste trabalho final. Sou imensamente grato pela oportunidade de ter sido aluno dos três em diferentes disciplinas ao longo destes anos de graduação e encerrar este capítulo como seu orientando.

Ao GIPQ, especialmente ao Rafael Tini e ao Alexandre de Almeida, por toda a compreensão e pelo auxílio no desenvolvimento deste projeto, tirando minhas dúvidas e dando direcionamentos.

Aos professores Argimiro Secchi e George Brigagão, aos quais tenho muito respeito e admiração, por aceitarem o convite de fazer parte da banca examinadora deste trabalho.

Aos meus colegas de trabalho, em especial: Nicole, Brendha, Moisés, Leo Fonseca, Leo Moura, José, Victor e Bia, por tornarem a minha rotina bem mais leve mesmo em meio a todo o caos das demandas do trabalho. Vocês me inspiram a ser um profissional melhor.

À professora Stephanie Gora pela oportunidade e convite para ser aluno pesquisador internacional durante um semestre acadêmico na York University, além de todo o acolhimento em meio à frieza do Grande Norte Branco.

Por fim, a todo o corpo social da Universidade Federal do Rio de Janeiro que a mantém de pé, mesmo diante de todos os desafios.

*"The struggles I'm facing, the chances I'm taking
Sometimes might knock me down, but no, I'm not breaking."*

– Miley Cyrus.

RESUMO

GOMES, Allan Pereira Barboza. **Simulação e Avaliação Econômica da Implementação de Captura de CO₂ no Processo de Produção de Etanol.** Rio de Janeiro, 2024. Trabalho de Conclusão de Curso (Graduação em Engenharia Química) - Escola de Química, Universidade Federal do Rio de Janeiro, Rio de Janeiro, 2024.

Diante do aumento das emissões de gases de efeito estufa, responsáveis pelo aquecimento global, a captura e armazenamento de carbono (CCS) desponta como alternativa para cumprir metas climáticas. Sabendo que, para cada litro de etanol produzido, cerca de 0,75 kg de CO₂ são emitidos, este trabalho aborda a captura do gás biogênico gerado na fermentação alcoólica durante a produção de etanol de cana-de-açúcar, visando sua venda a *hubs* de armazenamento de carbono. A simulação dos processos de fermentação e destilação para produção de etanol, junto à compressão e desidratação por absorção com trietilenoglicol (TEG) da corrente rica em CO₂, permitiu gerar 33,89 t/h de etanol hidratado (7,5% em massa de água) e recuperar 118,98 mil toneladas de CO₂ por ano, cerca de 98% do total emitido no processo convencional. Uma análise econômica foi feita para verificar a viabilidade de realização desta rota. O melhor cenário, considerando o valor presente líquido (VPL), foi a produção de etanol com abatimento de carbono, resultando em VPL de US\$ 66,79 milhões ao longo de 23 anos, com venda de CO₂ a US\$ 100 por tonelada, *payback* de 5,7 anos e taxa interna de retorno (TIR) de 40%. Já o processo convencional apresentou VPL de US\$ 57,97 milhões, TIR de 50% e *payback* de 4,9 anos. Com a alta dos preços do CO₂, a produção de etanol com CCS oferece maior lucratividade para investidores arrojados ou moderados, enquanto os conservadores podem preferir o caso sem abatimento de emissões devido à instabilidade do mercado de carbono no Brasil. A análise de sensibilidade indicou que as variáveis mais impactantes no VPL da planta integrada são, em ordem decrescente, o preço de venda do etanol, o custo da cana-de-açúcar e o preço do CO₂.

Palavras-chave: produção de etanol; captura de carbono; simulação de processos; Aspen HYSYS; análise econômica

ABSTRACT

GOMES, Allan Pereira Barboza. **Simulation and Economic Assessment of CO₂ Capture Implementation in Ethanol Production.** Rio de Janeiro, 2024. Thesis (Bachelor of Science in Chemical Engineering) - Escola de Química, Universidade Federal do Rio de Janeiro, Rio de Janeiro, 2024.

Given the increasing greenhouse gas emissions causing global warming, initiatives such as carbon capture and storage (CCS) are among the alternatives currently being explored to meet climate goals. Knowing that approximately 0.75 kg of CO₂ is emitted for every liter of ethanol produced, this study addresses the capture of biogenic gas produced during the alcoholic fermentation stage in the production of ethanol from sugarcane, aiming at its sale to carbon storage hubs. Through the simulation of fermentation and distillation processes for the production of fuel ethanol, as well as the compression and dehydration processes using triethylene glycol (TEG) for the CO₂-rich stream, it was possible to generate a stream of 33.89 t/h of hydrated ethanol with 7.5% water by mass, as well as recover 118.98 thousand metric tons of CO₂ per year, approximately 98% of the total emissions from the process. An economic analysis was conducted to assess the feasibility of this route. The best scenario, considering the net present value (NPV), was the production of hydrated ethanol with carbon emission mitigation, yielding an NPV of \$66.79 million at the end of the 23-year project period, based on selling CO₂ at \$100 per metric ton, with a payback period of 5.7 years and an internal rate of return (IRR) of 40%. The conventional ethanol production process showed an NPV of \$57.97 million, an IRR of 50%, and a payback period of 4.9 years. With rising CO₂ prices, ethanol with CCS is more profitable for bold or moderate investors, while conservatives may prefer the non-mitigation option due to Brazil's carbon market instability. Additionally, a sensitivity analysis revealed that the variables with the greatest impact on the NPV of the integrated plant are, in descending order, the selling price of ethanol, the cost of sugarcane, and the selling price of CO₂.

Keywords: ethanol production; carbon capture; process simulation; Aspen HYSYS; economic analysis

LISTA DE ILUSTRAÇÕES

Figura 1 – Vendas de automóveis, de 2003 a 2023, por combustível.....	23
Figura 2 – Produção de cana-de-açúcar, etanol anidro e etanol hidratado por ano-safra	24
Figura 3 – Distribuição da produção de cana na safra de 2023/2024 por região brasileira.....	25
Figura 4 – Rotas fermentativas para produção de etanol.....	27
Figura 5 – Esquema ilustrativo do processo contínuo de fermentação alcoólica	33
Figura 6 – Esquema ilustrativo da configuração das colunas no processo de destilação	35
Figura 7 – Anomalia de temperatura em função dos anos	38
Figura 8 – Diferentes tecnologias para separação de CO ₂	40
Figura 9 – Diagrama de blocos da unidade proposta.....	43
Figura 10 – Fluxograma ilustrativo dos sistemas simulados	45
Figura 11 – Árvore de seleção do modelo termodinâmico para a simulação	47
Figura 12 – Fluxograma da simulação do processo de fermentação	48
Figura 13 – Fluxograma da simulação do processo de destilação alcoólica	50
Figura 14 – Fluxograma da simulação do processo de compressão do gás.....	52
Figura 15 – Fluxograma da simulação do processo de desidratação via TEG	53
Figura 16 – Esquema de cálculo de altura para um vaso de <i>flash</i>	59
Figura 17 – Comparação do custo dos equipamentos para as etapas de produção de etanol e pós-tratamento do gás para armazenamento	75
Figura 18 – Fluxo de caixa acumulado para os três casos de produção (cenário conservador)	78
Figura 19 – Fluxo de caixa acumulado para os três casos de produção (cenário otimista).....	78
Figura 20 – Análise de sensibilidade do VPL para o Caso 1	81
Figura 21 – Análise de sensibilidade do VPL para o Caso 2	82
Figura 22 – Análise de sensibilidade do VPL para o Caso 3	82
Figura 23 – Fluxograma completo de simulação	93

LISTA DE TABELAS

Tabela 1 – Balanço líquido de energia e redução de emissões de diferentes tipos de etanol	26
Tabela 2 – Potencial de aquecimento global (GWP) e tempo de vida para diferentes gases.....	37
Tabela 3 – Teor mássico médio da cana-de-açúcar	44
Tabela 4 – Lista dos componentes utilizados para a simulação.....	46
Tabela 5 – Conversões dos reagentes adotadas no reator de conversão	49
Tabela 6 – Premissas utilizadas para a simulação do sistema de destilação	51
Tabela 7 – Premissas utilizadas para a etapa de compressão	52
Tabela 8 – Premissas utilizadas para a etapa de desidratação	54
Tabela 9 – Tempo de residência e fração volumétrica para cada fermentador.....	55
Tabela 10 – Preços dos componentes considerados neste estudo	61
Tabela 11 – Espessuras mínimas para vasos a partir do diâmetro interno	67
Tabela 12 – Relações usadas para cálculo dos custos.....	70
Tabela 13 – Consumo de energia elétrica e carga térmica para utilidades na planta	73
Tabela 14 - Demonstrativo do Resultado do Exercício para os diferentes cenários (em 10 ³ US\$)	76
Tabela 15 – Resultados dos indicadores econômicos para os três casos considerados	80
Tabela 16 – Síntese dos efeitos da captura de CO ₂ para uma planta de etanol com CCS.....	83
Tabela 17 – Dados das correntes de processo	94
Tabela 18 – Valores de coeficiente global de troca térmica adotados para os trocadores de calor.....	96
Tabela 19 – Resultados dos dimensionamentos dos equipamentos.....	97

LISTA DE ABREVIATURAS E SIGLAS

AEHC	álcool etílico hidratado carburante
Anfavea	Associação Nacional dos Fabricantes de Veículos Automotores
BECCS	<i>Bioenergy with Carbon Capture and Storage</i> (bioenergia com captura e armazenamento de carbono)
BNDES	Banco Nacional de Desenvolvimento Econômico e Social
CCS	<i>Carbon Capture and Storage</i> (captura e armazenamento de carbono)
CCU	<i>Carbon Capture and Utilization</i> (captura e utilização de carbono)
CEPCI	<i>Chemical Engineering Plant Cost Index</i> (índice de custo de planta de engenharia química)
CGEE	Centro de Gestão e Estudos Estratégicos
CFC	clorofluorocarbonos
CONAB	Companhia Nacional de Abastecimento
CSLL	Contribuição Social sobre o Lucro Líquido
CW	<i>cooling water</i> (água de resfriamento)
DACCS	<i>Direct Air Capture with Carbon Storage</i> (captura direta de ar com armazenamento de carbono)
DSM	<i>Dutch State Mines</i>
EOR	<i>Enhanced Oil Recovery</i> (recuperação avançada do petróleo)
f.o.b.	<i>Free on Board</i> (livre a bordo)
GEE	gases de efeito estufa
GWP	<i>Global Warming Potential</i> (potencial de aquecimento global)
HETP	Height Equivalent to a Theoretical Plate (altura equivalente a um prato teórico)
HFC	hidrofluorocarbonos
HTST	<i>High Temperature, Short Time</i> (alta temperatura, curto tempo)
IEA	<i>International Energy Agency</i> (Agência Internacional de Energia)

IPCC	<i>Intergovernmental Panel on Climate Change</i> (Painel Intergovernamental sobre Mudança do Clima)
IRPJ	Imposto de Renda Pessoa Jurídica
LPS	<i>Low Pressure Steam</i> (vapor de baixa pressão)
MAPA	Ministério da Agricultura e Pecuária
NRTL	<i>Non-Random Two-Liquid</i> (dois líquidos não aleatórios)
PFC	perfluorocarbonos
pH	potencial hidrogeniônico
PR	Peng-Robinson
Proálcool	Programa Nacional do Álcool
R\$	reais
SRK	Soave-Redlich-Kwong
TIR	taxa interna de retorno
TMA	taxa mínima de atratividade
TEG	triétilenoglicol
UDOP	União Nacional da Bioenergia
US\$	dólares americanos
VPL	valor presente líquido

LISTA DE SÍMBOLOS

%	porcentagem
°	grau (medida de ângulo)
°Brix	grau Brix (teor mássico de açúcar)
°C	grau Celsius
°F	grau Fahrenheit
°GL	grau Lussac (teor volumétrico de álcool)
A_T	área de troca térmica
BTU	unidade térmica britânica
C_A	custo do agitador
C_{ADM}	custos administrativos
C_B	custo base de equipamento
C_C	custo de compressor
C_{DIST}	custo de distribuição e venda dos produtos
C_E	custo de trocador de calor
C_{EE}	custo de empacotamento e estocagem
C_{IL}	custo dos impostos locais
C_J	custo dos juros
C_{LAB}	custo de encargos de laboratório
C_M	custo de motor elétrico
C_{MO}	custo com mão de obra
C_{MP}	custo com matéria-prima
C_{MR}	custo de manutenção e reparos
C_P	custo de bomba
cP	centipoise

$C_{P\&D}$	custo de pesquisa e desenvolvimento
C_{PK}	custo de recheio da coluna
C_{PL}	custo relativo à instalação de plataformas e escadas
C_{PR}	custo com patentes e royalties
C_{PT}	custo de produção total
C_{so}	custo de suprimentos operacionais
C_{ST}	custo de supervisão técnica
C_T	custo de torre
C_V	custo de vaso
D	diâmetro
D_P	diâmetro nominal do recheio
E	eficiência da soldagem
f	fator empírico
f_L	fator de Lang
F_L	fator de correção de comprimento de tubo do trocador de calor
F_{LG}	parâmetro de razão de fluxo
F_M	fator de material
F_P	fator de empacotamento
F_P	fator de pressão no casco do trocador de calor
F_T	fator de tipo de bomba
ft	pé
G	vazão de vapor
g	grama
g	aceleração da gravidade
gal	galão

h	hora
H	altura manométrica da bomba
hp	<i>horsepower</i> (cavalo-vapor)
in (ou ")	polegada
I_F	investimento fixo
kg	quilograma
kgf	quilograma-força
kPa	quilopascal
kW	quilowatt
L	altura do vaso
L	vazão de líquido
lb	libra
m	metro
MW	megawatts
N_{NP}	número de equipamentos que não envolvem sólidos
N_{OP}	número de operários
P	número de processos envolvendo sólidos
P	pressão de operação
P_C	potência de compressor ou motor
P_d	pressão de projeto do vaso
PCI	<i>Plant Cost Index</i> (índice de custo de planta) para o ano de projeto
PCI_b	<i>Plant Cost Index</i> (índice de custo de planta) para o ano base
ppm	parte por milhão
psig	libra-força por polegada quadrada manométrica
Q	taxa de transferência de calor

®	marca registrada
rpm	rotação por minuto
s	segundo
S	fator de tamanho
S	limite máximo de estresse
S	potência da turbina
S	vazão de sólidos
t	tonelada
t_s	espessura do vaso
U	coeficiente global de transferência de calor
U_f	velocidade de inundação ou <i>flooding</i>
u_s	velocidade de separação das gotículas de líquido
V_p	volume de recheio da coluna
W	massa do vaso

Nomenclatura química

e^-	élétron
$C_{12}H_{22}O_{11}$	sacarose
$C_2H_4O_2$	ácido acético
C_2H_5OH	etanol
$C_3H_8O_3$	glicerol
$C_4H_6O_4$	ácido succínico
$C_5H_{12}O$	ácido isoamílico
$C_6H_{12}O_6$	hexose (glicose ou frutose)
$CH_{1,8}O_{0,9}N_{0,145}$	levedura

CH_4	metano
CO_2	dióxido de carbono
H^+	íon hidrônio
H_2	hidrogênio molecular
H_2O	água
N_2O	óxido nitroso
NH_3	amônia
NH_4^+	íon amônio
SF_6	hexafluoreto de enxofre

Letras gregas

ΔP	diferença de pressão
ΔT	diferença de temperatura
ΔT_{LM}	média logarítmica da diferença de temperaturas
μ_L	viscosidade da fase líquida
ρ_G	densidade da fase gasosa
ρ_L	densidade da fase líquida
ρ_M	densidade do material do vaso

SUMÁRIO

1 INTRODUÇÃO	19
1.1 OBJETIVOS	20
1.1.1 Objetivo geral	20
1.1.2 Objetivos parciais	20
1.2 ESTRUTURA DO TRABALHO	20
2 REFERENCIAL TEÓRICO.....	22
2.1 SETOR SUCROENERGÉTICO BRASILEIRO	22
2.1.1 Histórico do setor.....	22
2.1.2 Cenário atual.....	23
2.1.3 Vantagens competitivas	25
2.2 PROCESSO DE PRODUÇÃO DE ETANOL	27
2.2.1 Limpeza da cana-de-açúcar.....	28
2.2.2 Moagem da cana-de-açúcar	29
2.2.3 Tratamento e clarificação do caldo.....	30
2.2.4 Concentração e esterilização do caldo	31
2.2.5 Fermentação alcoólica.....	31
2.2.6 Destilação alcóolica	34
2.3 AQUECIMENTO GLOBAL E MITIGAÇÃO	37
2.3.1 Captura e armazenamento de carbono (CCS)	39
2.3.2 CCS no setor sucroenergético brasileiro	41
3 METODOLOGIA	43
3.1 SIMULAÇÃO	43
3.1.1 Processos	43
3.1.2 Preparação do ambiente de simulação	46
3.1.2.1 Definição dos componentes	46
3.1.2.2 Pacotes termodinâmicos	46
3.1.3 Sistema de fermentação alcóolica	47
3.1.4 Sistema de destilação	49
3.1.5 Sistema de compressão	51
3.1.6 Sistema de desidratação	53
3.2 DIMENSIONAMENTO DOS EQUIPAMENTOS	55

3.2.1 Reatores	55
3.2.2 Vasos de tratamento de levedura	55
3.2.3 Colunas	56
3.2.4 Trocadores de calor	58
3.2.5 Vasos de <i>flash</i>	58
3.3 AVALIAÇÃO ECONÔMICA	60
3.3.1 Investimento	62
3.3.1.1 Custo dos compressores.....	63
3.3.1.2 Custo das bombas.....	64
3.3.1.3 Custo dos trocadores de calor.....	65
3.3.1.4 Custo das torres	66
3.3.1.5 Custo dos reatores e vasos de tratamento.....	68
3.3.1.6 Custo dos vasos <i>knockout</i>	69
3.3.1.7 Custo das centrífugas.....	69
3.3.2 Custos de manufatura.....	69
3.3.3 Critérios de avaliação econômica.....	71
4 RESULTADOS E DISCUSSÕES.....	73
4.1 OUTPUT DAS SIMULAÇÕES	73
4.2 ANÁLISE DO INVESTIMENTO FIXO.....	74
4.3 ANÁLISE DOS INDICADORES ECONÔMICOS	75
4.4 ANÁLISE DE SENSIBILIDADE	80
4.5 CUSTOS DE CAPTURA DE CARBONO	83
5 CONSIDERAÇÕES FINAIS	84
6 REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS	86
APÊNDICE 1 – RESULTADOS DA SIMULAÇÃO	93
APÊNDICE 2 – DADOS DE DIMENSIONAMENTO	96

1 INTRODUÇÃO

O etanol derivado da cana-de-açúcar tem se consolidado como uma alternativa sustentável aos combustíveis fósseis, especialmente no setor automobilístico. Além de produzir energia mais limpa, o etanol brasileiro destaca-se por suas vantagens ambientais em comparação ao etanol obtido de outras matérias-primas, contribuindo para que o país atenda às metas de contribuição nacionalmente determinadas para redução dos gases de efeito estufa (PAPP *et al.*, 2016).

No entanto, o processo de produção de etanol não está isento de desafios ambientais. Durante a etapa de fermentação, uma quantidade significativa de dióxido de carbono é liberada na atmosfera, intensificando os impactos das mudanças climáticas. Estima-se que, para cada litro de etanol produzido, cerca de 0,75 kg de CO₂ sejam emitidos, totalizando 27 milhões de toneladas de CO₂ no ano-safra de 2023/2024. Esse montante representa aproximadamente 30% das emissões do setor brasileiro de resíduos em 2023, segundo o Relatório do Sistema de Estimativa de Emissões e Remoções de Gases de Efeito Estufa (2024).

Diante dessa perspectiva, a adoção de tecnologias para transitar rumo a uma economia de baixo carbono é, portanto, estratégica para cumprir as metas estabelecidas em tratados ambientais globais, além de oferecer vantagens competitivas, uma vez que a associação a uma tecnologia que torne sua produção mais limpa e sustentável agrega valor ao produto (CRISPIM, 2022; PAPP *et al.*, 2016).

Uma solução promissora é a aplicação de tecnologias de captura e armazenamento de carbono (CCS – *Carbon Capture and Storage*), que possibilitam o sequestro do gás carbônico e sua armazenagem de forma permanente, seja por processos de mineralização ou pela injeção em reservatórios geológicos (CRISPIM, 2022). Paralelamente, iniciativas como a formação de *hubs* de CO₂ vêm ganhando destaque internacional. Esses *hubs* promovem a cooperação entre diferentes setores industriais, como óleo e gás, siderurgia e termelétricas, otimizando a infraestrutura de transporte e armazenamento do gás e reduzindo custos e riscos associados à implementação da tecnologia (EIXOS, 2024).

Diante desse contexto, este estudo foca na avaliação do desempenho econômico da integração do processo da captura de CO₂ à produção de etanol a partir da cana-de-açúcar.

1.1 OBJETIVOS

1.1.1 Objetivo geral

Este estudo visa a avaliação econômica da implementação de captura da corrente biogênica de CO₂ que é formada durante a etapa de fermentação na produção de etanol a partir da cana-de-açúcar, bem como o condicionamento do gás para venda.

1.1.2 Objetivos parciais

Os objetivos específicos do presente trabalho contemplam:

1. Simulação da produção de etanol hidratado e do condicionamento do gás gerado no ambiente de simulação comercial Aspen HYSYS®, contemplando os processos:
 - a. Fermentação e destilação alcoólica a partir da cana-de-açúcar;
 - b. Compressão e desidratação do gás por absorção com trietilenoglicol.
2. Análise de viabilidade econômica da implementação do sistema de captura de CO₂ em uma planta de produção de etanol, contemplando as etapas:
 - a. Dimensionamento dos principais equipamentos;
 - b. Cálculo dos custos de investimento e manufatura;
 - c. Estimação de parâmetros econômicos: lucro líquido, valor presente líquido (VPL), tempo de retorno do investimento (*payback*), preço de equilíbrio e taxa interna de retorno (TIR) a partir do fluxo de caixa;
 - d. Análise de sensibilidade dos parâmetros econômicos frente a variações nos preços das matérias-primas, utilidades e produtos.

1.2 ESTRUTURA DO TRABALHO

Para atender os objetivos propostos, o presente trabalho está dividido em seis capítulos. Neste Capítulo 1, são estabelecidas as motivações, bem como os objetivos e a estrutura do estudo realizado.

No Capítulo 2, é apresentado um panorama do setor sucroenergético brasileiro junto dos principais fundamentos teóricos relacionados à produção de etanol. Também é feita uma breve contextualização sobre os impactos da crescente emissão

de gases de efeito estufa, especialmente o dióxido de carbono, e como as tecnologias de captura e armazenamento de CO₂ podem auxiliar na mitigação deste problema.

O Capítulo 3 apresenta a metodologia do trabalho. Neste capítulo, são definidas as premissas da simulação realizada através do Aspen HYSYS® e as equações utilizadas no dimensionamento dos principais equipamentos empregados no processo proposto. Também são apresentadas as premissas adotadas para o cálculo dos custos de produção e investimento de cada equipamento.

No Capítulo 4, os resultados da avaliação econômica são descritos e discutidos, contemplando a análise de custos e investimentos necessário em diferentes cenários, juntamente dos indicadores econômicos propostos. É feita, ainda, uma comparação de sensibilidade do desempenho do valor presente líquido frente a variações nos preços das matérias-primas, utilidades e produtos.

O Capítulo 5 encerra o trabalho, apresentando as considerações finais e direcionando sugestões para estudos futuros. Por fim, o Capítulo 6 lista as referências bibliográficas empregadas durante o desenvolvimento do presente estudo.

2 REFERENCIAL TEÓRICO

2.1 SETOR SUCROENERGÉTICO BRASILEIRO

2.1.1 Histórico do setor

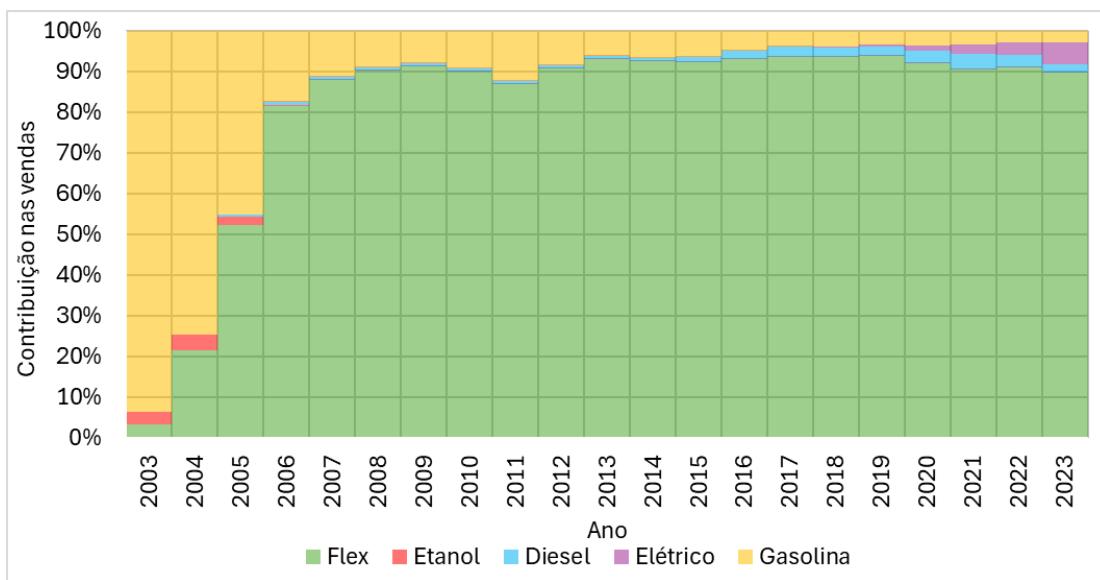
Com a crise do petróleo de 1973, o governo brasileiro lançou como resposta o Programa Nacional do Álcool em 1975, o Proálcool, cujo objetivo era reduzir a dependência de derivados de petróleo no Brasil. Como consequência, foi lançada uma operação de financiamentos visando a expansão das áreas de cultivo de cana-de-açúcar e a instalação de aparelhos de destilaria maiores, além da criação de destilarias autônomas. Em 1987, a produção de etanol, também chamado de álcool etílico, atingiu a marca de 12 bilhões de litros e, dois anos depois, 4,5 milhões de carros eram abastecidos a álcool no país e o consumo de gasolina havia sido reduzido em 60% (VIEIRA, 2007).

No início da década de 1990, o setor alcooleiro enfrentou sua crise com o aumento do preço do açúcar – produzido a partir da mesma matéria-prima –, associado à queda do preço do barril de petróleo (VIEIRA, 2007). Tal evento culminou na extinção de políticas públicas de apoio ao setor, que precisou passar por um processo de reestruturação em toda a sua gestão de produção, bem como inovações tecnológicas nas atividades agrícolas e industriais a fim de se estabelecer no mercado globalizado (VIDAL; SANTOS; SANTOS, 2006).

O etanol voltou a ganhar destaque como combustível devido ao aumento dos preços da gasolina, às preocupações ambientais crescentes e ao lançamento dos veículos *flex* em 2003, capazes de operar com etanol, gasolina ou qualquer combinação entre ambos (UNIÃO DA INDÚSTRIA DE CANA-DE-AÇÚCAR, 2020).

A Figura 1, elaborada com base nos dados de vendas de automóveis divulgados no anuário de 2024 da Associação Nacional dos Fabricantes de Veículos Automotores (Anfavea), mostra a evolução da venda de automóveis nos últimos 20 anos, desde o lançamento dos carros *flex*. É possível observar que, desde 2005, este tipo de veículo permanece sendo o mais vendido, representando hoje 90% das vendas. Já os carros movidos exclusivamente a gasolina contabilizam menos de 10% das vendas há mais de uma década.

Figura 1 – Vendas de automóveis, de 2003 a 2023, por combustível



Fonte: Elaboração própria, com base em dados da Anfavea (2024).

2.1.2 Cenário atual

Hoje, o Brasil é o maior produtor mundial de cana-de-açúcar, contribuindo com aproximadamente 42% de toda a produção da *commodity* no mundo. Sua produção desempenha um papel crucial na geração de empregos diretos e indiretos em várias regiões, além de impulsionar uma ampla cadeia produtiva que abrange desde o cultivo até a fabricação de derivados, sendo o açúcar e o etanol os principais produtos de interesse (YARA BRASIL, 2023). O país também é o maior produtor de açúcar do mundo, além de ser o segundo maior produtor de etanol, ficando atrás apenas dos Estados Unidos – juntos, são responsáveis por aproximadamente 80% da produção mundial de etanol, destacando a relevância desses países no panorama energético global (O GLOBO, 2024; UNIÃO NACIONAL DA BIOENERGIA, 2024).

No Brasil são produzidos dois tipos de etanol: o hidratado, com um teor de água de cerca de 7,5% em massa; e o anidro, com 0,7% em massa de água. O etanol hidratado é destinado a veículos com motores exclusivos para etanol ou do tipo *flex*, enquanto o etanol anidro é adicionado à gasolina tipo C antes de sua comercialização para aumentar o seu índice de octanagem (UNIÃO DA INDÚSTRIA DE CANA-DE-AÇÚCAR, 2024).

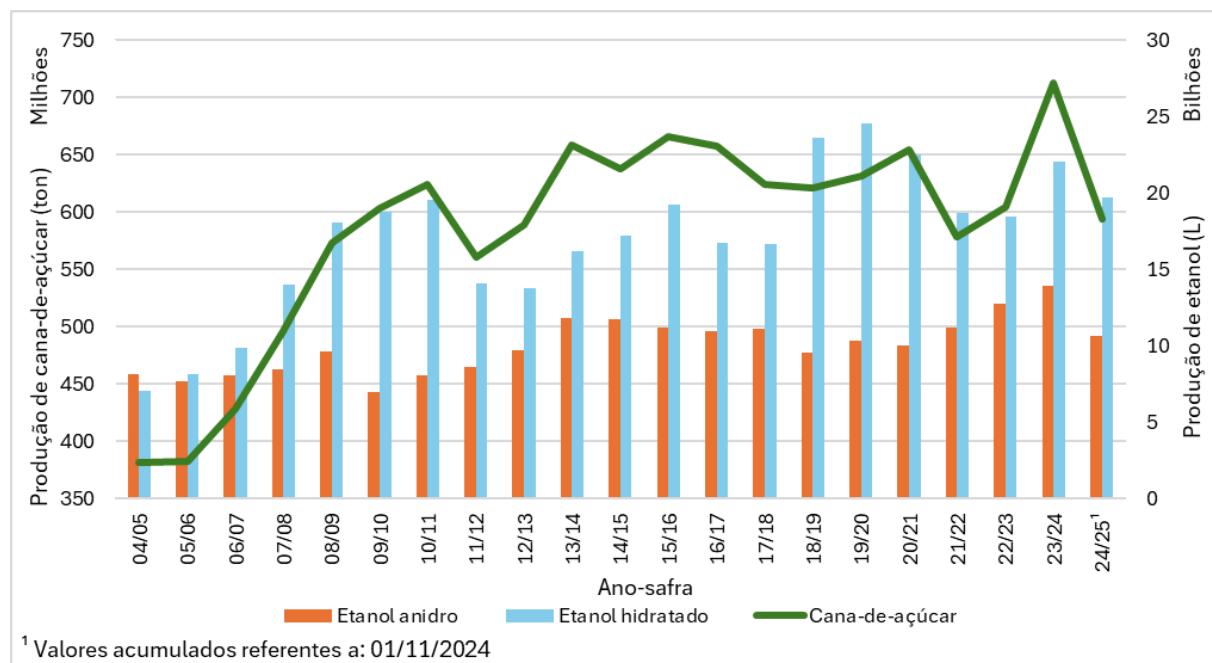
A Figura 2 mostra a evolução temporal da produção nacional de cana-de-açúcar. Evidencia-se a tendência de crescimento na sua manufatura ao longo do período, destacada pelo volume recorde de aproximadamente 712,9 milhões de

toneladas de cana alcançado durante a safra de 2023/2024 (BRASIL, 2024e). Esse resultado mostra o avanço na produtividade das principais regiões produtoras, favorecido pelas condições climáticas adequadas e pelos investimentos voltados à renovação dos canaviais (O GLOBO, 2024).

Além disso, do volume total produzido de etanol a partir da cana em 2023/2024, 13,89 bilhões de litros foram de etanol anidro, representando um aumento de 9% em comparação ao recorde estabelecido no ciclo anterior. A produção de etanol hidratado, por sua vez, atingiu 22,09 bilhões de litros, configurando um aumento de 19,65% (equivalente a 3,63 bilhões de litros) em comparação aos 18,46 bilhões de litros registrados na safra anterior (BRASIL, 2024e).

De acordo com a base cadastral do Ministério da Agricultura e Pecuária (MAPA), há cerca de 347 unidades produtoras distribuídas em diversas regiões do país para processamento da cana-de-açúcar. Dentre essas unidades, aproximadamente 238 são usinas mistas, responsáveis pela produção de açúcar e etanol, enquanto cerca de 88 concentram-se exclusivamente na produção de etanol e apenas 14 atuam exclusivamente na produção de açúcar (BRASIL, 2024c).

Figura 2 – Produção de cana-de-açúcar, etanol anidro e etanol hidratado por ano-safra

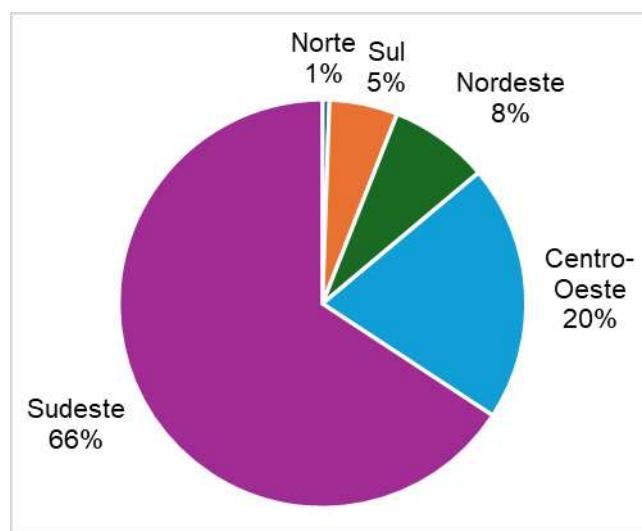


Fonte: Elaboração própria, com base nos dados do MAPA (BRASIL, 2024e).

A Figura 3 exibe a distribuição das usinas pelas regiões brasileiras, que evidencia a concentração no Centro-Sul (Sudeste, Centro-Oeste e Sul) e Nordeste,

conforme divulgado pela Companhia Nacional de Abastecimento – CONAB (2024). O Sudeste representa 66% de toda a produção, sendo 54% apenas em São Paulo e os 12% restantes espalhados entre os outros estados da região. Essa distribuição permite ao país manter a produção e o abastecimento de açúcar e etanol durante todo o ano, já que as colheitas dessas regiões ocorrem em períodos distintos: de setembro a março no Centro-Sul e de maio a dezembro no Norte-Nordeste (VIDAL; SANTOS; SANTOS, 2006).

Figura 3 – Distribuição da produção de cana na safra de 2023/2024 por região brasileira



Fonte: Elaboração própria, com base na CONAB (2024).

A safra 2024/2025 avança no Centro-Sul e Norte, impulsionada pelo clima quente e seco. No Nordeste, as atividades só começam em agosto, com previsão de redução na produção de cana em relação ao recorde anterior. Estima-se que a produção de etanol alcance 28,5 bilhões de litros, uma queda de 4,1% em comparação com a safra 2023/2024, devido à menor oferta de cana-de-açúcar e à alta do preço do açúcar no mercado internacional, o que favorece o direcionamento da produção do adoçante em relação ao etanol nas usinas mistas (COMPANHIA NACIONAL DE ABASTECIMENTO, 2024).

2.1.3 Vantagens competitivas

O bioetanol brasileiro apresenta diversas vantagens quando comparado ao de outros países, especialmente pela matéria-prima empregada. De acordo com o relatório de biocombustíveis da Agência Internacional de Energia (IEA) publicado em

2004, o processo de produção a partir da cana-de-açúcar apresenta um valor médio de balanço de energia líquido (energia gerada dividida pelo consumo de energia de origem fóssil) de aproximadamente 8, podendo alcançar até 10 em processos mais eficientes.

A Tabela 1 compara o balanço de energia do processo de conversão de milho, trigo e beterraba açucareira para etanol, muito usados nos Estados Unidos e na Europa, com o de cana-de-açúcar. Nota-se que, diferente da matéria-prima predominantemente empregada no Brasil, os outros insumos apresentam um balanço energético bem próximo de 1, ou até mesmo inferior a este valor. Ou seja, em processos menos eficientes, pode haver um consumo maior do que a geração de energia.

Tabela 1 – Balanço líquido de energia e redução de emissões de diferentes tipos de etanol

Matéria-prima	Balanço energético (saída/entrada)	Redução percentual de emissões em relação à gasolina
Cana-de-açúcar	8,3	92%
Milho	0,61 a 2,0	-30% ¹ a 38%
Trigo	0,97 a 1,1	19% a 47%
Beterraba	1,2 a 1,8	35% a 56%

¹ Percentual negativo indica um aumento nas emissões de gases de efeito estufa.

Fonte: Elaboração própria, a partir de dados da IEA (2004).

Uma das principais razões para essa característica é que praticamente toda a energia utilizada no processo das usinas de conversão de cana-de-açúcar é fornecida pela queima do bagaço, resíduo de cana gerado na etapa de moagem. Logo, o uso de combustíveis fósseis se restringe ao transporte, colheita e uso de insumos. Inclusive, muitas usinas são projetadas para cogerar e comercializar bioeletricidade, pois a sua produção supera a demanda energética da usina. Estima-se que, caso todo o bagaço gerado nas usinas de cana-de-açúcar fosse aproveitado para fins energéticos, ele poderia atender a 13% da demanda energética do Brasil (AGÊNCIA INTERNACIONAL DE ENERGIA, 2004; YARA BRASIL, 2020).

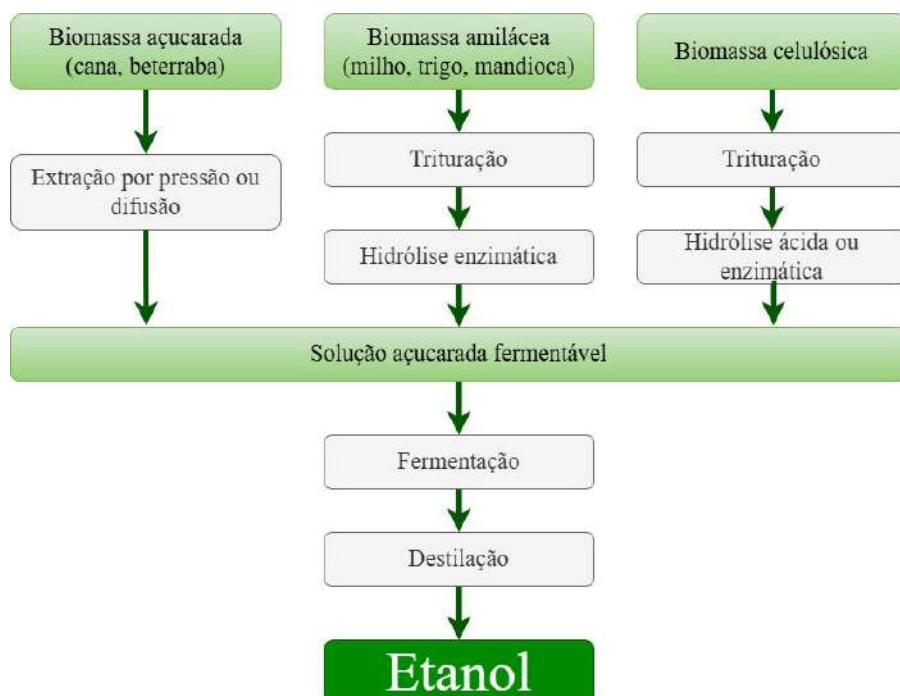
Além disso, devido a essa elevada razão de energia gerada por unidade de energia fóssil consumida associada ao etanol de cana-de-açúcar, a geração de gases de efeito estufa (GEE) durante todo o ciclo de vida de produção é bem inferior em relação ao observado com outros tipos de matéria-prima. Levando em consideração

a emissão de gases como dióxido carbônico, metano e óxido nitroso, estima-se uma redução de cerca de 92% de GEE em relação à gasolina, uma vez que são liberados 0,2 kg de poluentes por litro do combustível de cana, enquanto 2,82 kg são emitidos pela gasolina (AGÊNCIA INTERNACIONAL DE ENERGIA, 2004). A Tabela 1 também expõe dados para o etanol de outras matérias-primas, no entanto, nota-se que essas estão limitadas a uma faixa de até 56% de redução das emissões.

2.2 PROCESSO DE PRODUÇÃO DE ETANOL

O etanol pode ser produzido por duas principais tecnologias: a via sintética e a via fermentativa. A primeira consiste na obtenção do etanol a partir de hidrocarbonetos insaturados, como eteno e etino, derivados de gases de petróleo e hulha. Esse método é mais comum em países com abundantes reservas de petróleo (CARVALHO, 2021). Já por meio da via fermentativa, predominante no Brasil, o bioetanol pode ser sintetizado a partir de biomassa contendo concentrações significativas de amido ou açúcares, conforme a Figura 4, na qual se observa a existência de etapas em comum às diferentes matérias-primas a partir da obtenção de uma solução açucarada fermentável.

Figura 4 – Rotas fermentativas para produção de etanol



Fonte: Adaptado de Banco Nacional de Desenvolvimento Econômico e Social – BNDES; Centro de Gestão e Estudos Estratégicos – CGEE (2008).

Na produção baseada em materiais amiláceos, bastante empregada nos Estados Unidos, cujo principal insumo é o milho, o processo de conversão inicia usualmente com as etapas de separação, limpeza e moagem dos grãos. A moagem pode ser classificada como via úmida, quando o grão passa por um processo de embebição e separação antes da transformação do amido em açúcares, ou de via seca, quando esse processo ocorre simultaneamente à conversão. Em seguida, o amido é convertido em açúcares por meio de uma hidrólise enzimática, sendo posteriormente fermentados por leveduras. Por fim, o produto fermentado é submetido a destilação para a extração e purificação do bioetanol (BNDES; CGEE, 2008).

Por outro lado, a produção de etanol de segunda geração se beneficia de matérias-primas lignocelulósicas, como bagaço excedente de cana-de-açúcar, resíduos agrícolas e resíduos sólidos urbanos. Assim como os materiais amiláceos, faz-se necessário realizar a hidrólise após a Trituração do insumo. Dessa forma, há a conversão dos polissacarídeos da biomassa em açúcares fermentáveis, que são submetidos ao processo de fermentação (RIBEIRO, 2017). No entanto, anteriormente à etapa de hidrólise, são necessários pré-tratamentos para reduzir a recalcitrância da matriz lignocelulósica, sendo esses processos onerosos e complexos, pois são influenciados por diversas variáveis operacionais que impactam o rendimento final dos produtos e custos do projeto como um todo (GOULART, 2015).

Quando a produção é realizada a partir de açúcares diretamente disponíveis na biomassa, como no caso da cana-de-açúcar, principal matéria-prima no Brasil, o processo é mais simples, pois se elimina a necessidade de uma etapa adicional, como mostra a Figura 4. Por se tratar do foco deste trabalho, é apresentada a seguir a descrição das principais operações para a obtenção de etanol anidro e hidratado a partir da cana-de-açúcar, com base no estudo de Dias (2008) para uma destilaria autônoma.

2.2.1 Limpeza da cana-de-açúcar

A cana-de-açúcar (*Saccharum spp.*), ao chegar na usina, precisa passar por um sistema de limpeza para remover terra e outras impurezas, como palhas, folhas e resíduos inorgânicos. Estima-se que o percentual médio de impurezas em massa é de 1%, com os valores variando em uma faixa de 0,14% a 3,21%, a depender da época da colheita, do tipo de solo e do procedimento de colheita. O arraste dessas substâncias aumenta a abrasão nos equipamentos a jusante, sobrecarrega a

decantação do caldo e a filtração do Iodo. Além disso, propicia a proliferação de microrganismos indesejáveis, prejudicando a produção do etanol, principalmente na etapa de fermentação (DIAS, 2008; ELIA NETO; SHINTAKU, 2009a).

Para essa etapa, pode-se usar tanto lavagem com água, quanto limpeza a seco. No primeiro sistema, a cana é descarregada em mesas com inclinação de 45° e recebe jatos de água, que cai em contracorrente com a cana, arrastando a terra para o fundo perfurado da mesa. A água é, então, encaminhada para o sistema de tratamento deste efluente para reúso (ELIA NETO; SHINTAKU, 2009a). Este método apresenta como principal desvantagem a perda de um teor considerável dos açúcares da cana, chegando até 2% para a cana picada (DIAS, 2008).

No sistema de lavagem a seco, há basicamente a insuflação de ar para a retirada das impurezas da cana. Em um primeiro estágio, as mesas de 45° são adaptadas com fundo de telas de barras trapezoidais, de modo que, com a subida da cana-de-açúcar, a maioria das impurezas passa pelas telas e são recolhidas. Enquanto cai na esteira em seguida, a cana recebe o ar do soprador, que permite o recolhimento de resíduos que passaram pelo primeiro estágio. A desvantagem desse sistema é a sua baixa eficiência, removendo apenas de 30% a 35% das impurezas (ELIA NETO; SHINTAKU, 2009b).

2.2.2 Moagem da cana-de-açúcar

A etapa de extração no Brasil é geralmente feita através da moagem. A unidade costuma possuir duas moendas (uma em operação e uma reserva) contendo, cada uma, seis ternos (conjuntos de rolos). A separação ocorre pela elevada pressão mecânica dos rolos da moenda sobre a cana-de-açúcar, liberando o caldo do interior de suas células. No último terno, utiliza-se de água de embebição a cerca de 50 °C para aumentar a extração de açúcares, tendo em vista que a recuperação de caldo cai de maneira significativa conforme o material passa pelos rolos a montante. A água do último terno é bombeada para o terno anterior, repetindo esta etapa sucessivamente até o segundo terno, tornando este um sistema de embebição composta. Após a etapa de moagem, o bagaço residual é usado como matéria-prima nas caldeiras da unidade de cogeração (DIAS, 2008).

Uma alternativa à moagem é a extração por difusão, que consiste na diluição e remoção por lixiviação da sacarose adsorvida à cana ao ser conduzida para difusores. Nesse processo, o caldo é separado por meio de lavagem contracorrente com água

entre 70 °C e 80 °C. Como o bagaço ao final do difusor apresenta uma umidade de cerca de 80%, ele é submetido a um ou dois ternos de moenda para extrair a água e o açúcares remanescentes no resíduo fibroso. Apesar de apresentar vantagens como a redução de consumo de potência, desgaste dos equipamentos e infecção do caldo, a maioria das usinas brasileiras opta pelo uso exclusivo de moendas, por apresentarem um menor custo de investimento inicial (DIAS, 2008).

2.2.3 Tratamento e clarificação do caldo

O caldo extraído da cana é submetido a uma etapa de tratamento físico, que inclui o peneiramento para a remoção de sólidos maiores, conhecidos como bagacilhos, antes de ser direcionado para a unidade de tratamento do caldo. Esses sólidos são recuperados e a maior parte é reciclada na moenda, contribuindo para aumentar a extração de açúcares das fibras do bagaço. O restante do bagacilho é enviado para a unidade de filtração mais a jusante (MARQUES, 2019). Os principais tipos de peneiras utilizadas atualmente nas usinas incluem as rotativas, vibratórias e do tipo DSM (sigla para *Dutch State Mines*, empresa que introduziu este tipo de peneira) (DIAS, 2008).

Em seguida, o caldo é direcionado aos hidrociclos, que separam partículas densas do líquido por centrifugação. Para recuperar os açúcares arrastados, o material sólido é lavado e processado em um segundo hidrociclo. A operação eficiente requer pressão constante na entrada, garantida por um tanque-pulmão e um tanque intermediário com controle de nível (DIAS, 2008).

Depois, o caldo ainda precisa ser submetido a um tratamento químico para remover impurezas sob a forma de compostos dissolvidos, partículas coloidais ou materiais em suspensão. Inicialmente, adiciona-se ácido fosfórico ao caldo e eleva-se a temperatura a 70 °C. Posteriormente, é introduzido o hidróxido de cálcio (cal) e a solução é aquecida até 105 °C. A calagem é responsável pela correção do pH – originalmente em torno de 5,0 – para a faixa de 7,0 a 7,2, minimizando a perda de sacarose por inversão. O ácido fosfórico reage com a cal, formando precipitados de fosfato de cálcio, que são parte importante dos flocos produzidos pela cal (DIAS, 2008; REIN, 2013).

Na sequência, o caldo é direcionado para um vaso de *flash*, onde são eliminados gases incondensáveis que dificultariam a decantação, e a temperatura é reduzida a 98 °C. Para intensificar a sedimentação dos sólidos, polímeros de

acrilamida são incorporados ao processo pela sua ação floculante, gerando flocos maiores e mais densos no processo de clarificação (DIAS, 2008).

O lodo resultante, que ainda contém açúcares, é submetido a uma etapa de lavagem, recuperando parte desses compostos. O precipitado formado é filtrado em um filtro rotativo a vácuo, onde é inserido parte do bagacilho gerado no tratamento físico com o intuito de favorecer a formação da torta e facilitar a separação dos sólidos. A água da lavagem é reutilizada em etapas subsequentes ao processo de calagem, reduzindo as perdas de açúcares e aumentando a eficiência do sistema. Já a torta de filtro é direcionada para a lavoura, sendo utilizada como fertilizante (DIAS, 2008; MARQUES, 2019).

2.2.4 Concentração e esterilização do caldo

Dando prosseguimento ao processo de produção de etanol, o caldo clarificado passa pela etapa de evaporação, em que apenas uma porção do caldo é concentrada de 15 °Brix para 65 °Brix por um sistema de evaporadores de múltiplo efeito com cinco estágios. Esse tipo de sistema é amplamente utilizado nas usinas, pois reduz significativamente o consumo de vapor em comparação com evaporadores de único efeito. Essa fração concentrada é então misturada ao caldo clarificado antes de seguir para a etapa de esterilização, resultando em um mosto com cerca de 22 °Brix na concentração final de açúcares (DIAS, 2008; REIN, 2013).

Para reduzir a presença de microrganismos que possam comprometer o processo fermentativo, o caldo concentrado passa por um processo de esterilização a temperatura alta e tempo curto (HTST – *High Temperature, Short Time*). Nesse método, o caldo é aquecido com vapor até 130 °C e mantido nessa temperatura por 30 minutos. A seguir, utiliza-se água para reduzir a temperatura até o nível adequado para fermentação, aproximadamente 32 °C. Após o processo de esterilização, o caldo concentrado, já pronto para a etapa fermentativa, é denominado mosto (DIAS, 2008).

2.2.5 Fermentação alcoólica

O etanol é finalmente produzido durante a fermentação alcóolica, na qual o mosto esterilizado é submetido à ação de leveduras. Ou seja, esse processo é o resultado da ação enzimática dos microrganismos vivos, que metabolizam os açúcares presentes no caldo como substrato por vias metabólicas. O microrganismo

mais utilizado nas usinas sucroenergéticas é a levedura *Saccharomyces cerevisiae*, que na ausência de oxigênio é capaz de converter a maioria dos açúcares em etanol e CO₂ (ALBARELLI, 2013).

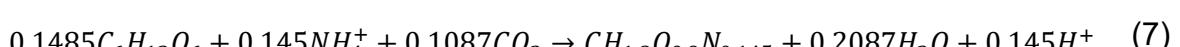
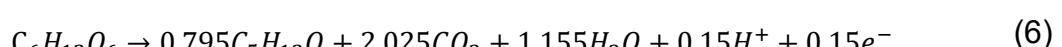
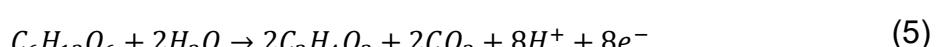
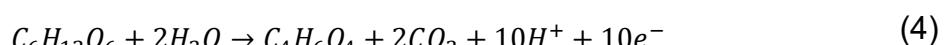
A primeira etapa da fermentação do mosto é a hidrólise da sacarose, como mostra a Equação (1), produzindo glicose e frutose (DIAS, 2008).



As hexoses (frutose e glicose) são, então, transformadas em etanol e dióxido de carbono, conforme a Equação (2).



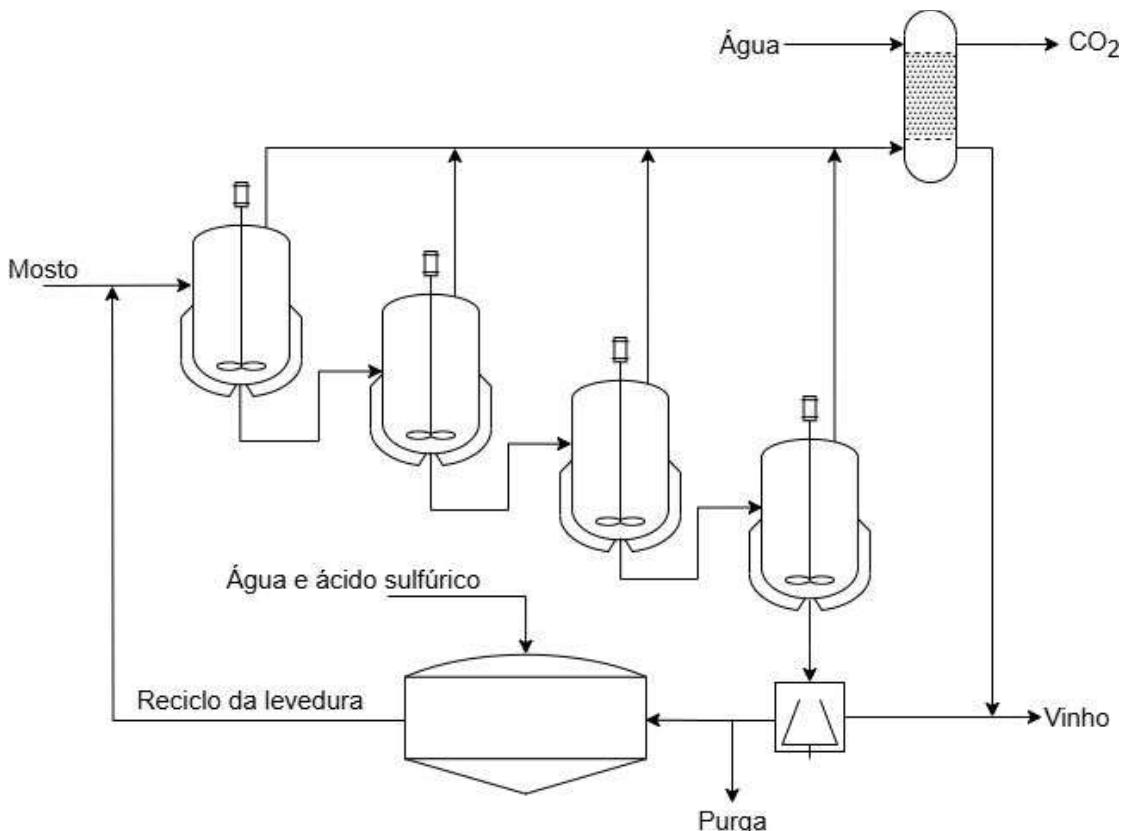
Entretanto, nos processos industriais, a Equação (2) costuma apresentar rendimentos próximos de 90%, uma vez que parte da glicose é consumida em reações paralelas que visam promover o crescimento celular (ALBARELLI, 2013; DIAS, 2008). Os outros subprodutos gerados podem ser representados de acordo com as equações abaixo: a Equação (3) mostra a síntese do glicerol; Equação (4) e Equação (5) representam os ácidos orgânicos succínico e acético, respectivamente; o ácido isoamílico é formado como indica a Equação (6); e a Equação (7) representa o crescimento da levedura (THIELMANN, 2021).



No Brasil, o processo industrial de fermentação alcoólica costuma ser realizado em dois modos de operação: contínuo ou batelada alimentada. O primeiro regime ocorre sob volume constante nas dornas, através da adição do meio de cultura –

composto pelo mosto e pela suspensão de levedura composta por cerca de 30% de células, chamada de “pé-de-cuba” – na mesma proporção em que há a remoção de vinho, corrente de saída da fermentação (DIAS, 2008). A Figura 5 ilustra este processo, que é descrito a seguir.

Figura 5 – Esquema ilustrativo do processo contínuo de fermentação alcoólica



Fonte: Elaboração própria.

Normalmente, utilizam-se de três a cinco reatores de mistura em série, entre 28 e 32 °C (DIAS, 2008). Essa configuração oferece vantagens em relação ao uso de um único reator, pois evita a inibição das células por altas concentrações de etanol. Nos estágios iniciais, a concentração do produto é mantida baixa, minimizando o tempo de exposição das células a níveis elevados de etanol. Dentre as vantagens do modo contínuo, pode-se citar menor custo de produção, maiores produtividade e uniformidade do produto, além da facilidade em adaptá-lo para controle automático (ANDRIETTA, 1994).

Já o regime de batelada alimentada, também conhecido como processo Melle-Boinot, consiste na adição de “pé-de-cuba” em um primeiro momento, até completar um quarto da capacidade da dorna. O mosto é alimentado em seguida, totalizando

cerca de 5 horas de enchimento, de acordo com o tamanho da dorna. A duração total de fermentação pode variar entre 8 e 13 horas, dependendo também das dimensões do equipamento e da temperatura de processo (entre 30 e 35 °C). Dentre suas vantagens, o processo Melle-Boinot destaca-se por apresentar menor possibilidade de infecção e mutantes menos produtivos (DIAS, 2008).

Em ambos os tipos de processo, ao fim da fermentação, o vinho levedurado é removido da dorna e encaminhado para uma centrífuga, onde as leveduras (creme de leveduras) são separadas e enviadas para a etapa de tratamento do fermento. O vinho delevedurado (teor alcoólico entre 8 e 12 °GL) segue para as etapas de purificação por destilação e desidratação (DIAS, 2008). Além disso, as dornas devem ser equipadas com um sistema de resfriamento interno com serpentinas ou, externamente, via trocadores de calor de placas, a fim de manter a temperatura de reação estável, pois a conversão de glicose a etanol é uma reação exotérmica (ELIA NETO; SHINTAKU, 2009a).

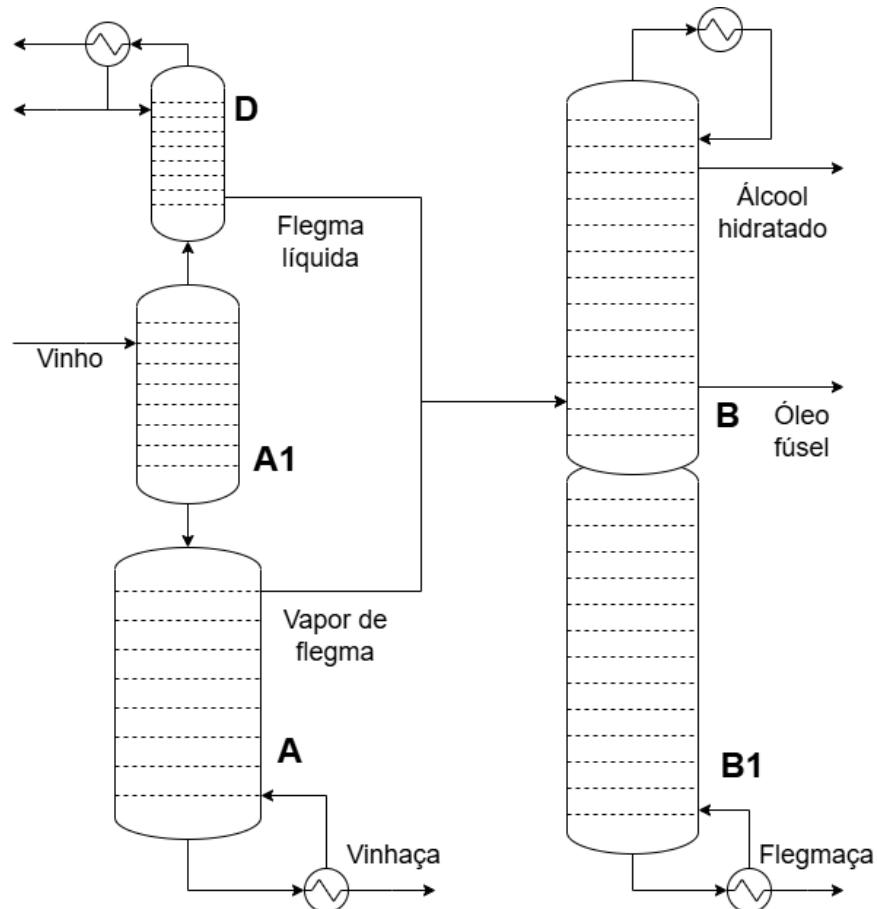
Elia Neto e Shintaku (2009a) destacam que, com a produção de CO₂ na fermentação, há a evaporação de diversos componentes, incluindo o etanol. Sendo assim, os gases desprendidos das dornas podem ser canalizados até uma torre de lavagem com água, sendo possível recuperar o etanol evaporado, que representa de 1 a 1,5% da produção total de etanol. A solução com etanol pode ser enviada para o início do processo de fermentação, junto ao mosto ou ao fermento; ou pode prosseguir para a destilação junto do vinho, dependendo o grau alcoólico.

O tratamento do fermento é realizado em dois a quatro tanques agitados, onde o creme de leveduras recebe água e ácido sulfúrico. O ajuste do pH para valores entre 2,0 e 2,5 visa inibir o crescimento bacteriano. Após o tratamento, obtém-se uma corrente com cerca de 28% de células em volume (DIAS, 2008).

2.2.6 Destilação alcoólica

O processo de destilação alcoólica tem como finalidade concentrar o vinho até atingir teores alcoólicos próximos ao ponto azeotrópico (95,6% em massa de etanol), possibilitando a obtenção de álcool etílico hidratado carburante (AEHC) com teor de etanol de 92,6% e 93,8% em massa. Conforme mostra a Figura 6, o arranjo mais comum adotado nas usinas brasileiras para a destilação alcoólica inclui cinco colunas principais: A, A1, D, B e B1 (DIAS, 2008).

Figura 6 – Esquema ilustrativo da configuração das colunas no processo de destilação



Fonte: Elaboração própria.

A coluna A1, intitulada coluna de epuração, possui geralmente oito pratos e é alimentada com o vinho proveniente da fermentação a cerca de 93°C e teor alcóolico entre 7 e 10% em massa. Esta seção visa aumentar a pureza da corrente, ao remover compostos de maior volatilidade e gases contaminantes. Os vapores de seu topo seguem para o fundo da coluna D, enquanto o produto de fundo desce e alimenta diretamente a coluna A. Esta, por sua vez, possui entre dezesseis e vinte e quatro pratos e produz a corrente de vinhaça em seu fundo, resíduo rico em potássio usado na fertirrigação, com no máximo 0,02% em massa de etanol. Por essa razão, é conhecida como coluna de esgotamento de vinho. Como produto de topo, é gerado o vapor de flegma, que apresenta teor mássico de 40% de álcool e é encaminhado para o fundo da coluna B (DIAS, 2008).

Posicionada acima da coluna A1, a coluna D recebe os produtos mais voláteis do vinho, provenientes da coluna inferior. Com seis estágios, a coluna D realiza a concentração dos contaminantes do processo na fase líquida. Os vapores do topo são

condensados através da troca térmica com água de resfriamento, sendo uma parcela reciclada para a seção D e a outra parte é removida, com concentração mássica de 85 a 92% de etanol. No fundo, obtém-se a flegma líquida, encaminhada para o fundo da coluna B (DIAS, 2008; SANTOS *et al.*, 2021).

As colunas B e B1 formam um conjunto de retificação, conhecidas como coluna de retificação e coluna de esgotamento, respectivamente, e são responsáveis pela produção do etanol hidratado propriamente dito. A coluna B apresenta a partir de quarenta pratos, sendo o AEHC retirado em seu topo, ao se concentrar a flegma a partir da base até o topo da coluna. Em seus pratos inferiores, há a saída lateral de óleo fúsel, composto por uma mistura de álcoois superiores – principalmente o álcool isoamílico, formado através da Equação (6) descrita na seção 2.2.5 –, etanol, água e outras substâncias, a depender da matéria-prima, condições de processo e levedura empregada (DIAS, 2008). Já o produto de fundo é levado para alimentar o topo da coluna B1, que possui de treze a dezoito estágios. Esta, por sua vez, gera a flegmaça, mistura que é armazenada para uso posterior na assepsia de equipamentos, desde que apresente teor alcóolico inferior a 0,02% em massa. Caso contrário, a flegmaça é reaproveitada como reciclo para a coluna A1 para a recuperação do etanol (DIAS, 2008; SANTOS *et al.*, 2021).

Caso haja o interesse na produção de etanol anidro a partir do etanol hidratado obtido, é necessário implementar etapas adicionais devido às características físico-químicas da mistura etanol-água, que impedem a obtenção de etanol com concentração superior a 96 °GL utilizando destilação convencional. Essa limitação decorre da formação de um azeótropo homogêneo, que apresenta ponto de ebulação constante. Nesse cenário, o líquido presente na coluna com concentração azeotrópica produz vapores com a mesma composição, independentemente do número de estágios da coluna (SANTOS *et al.*, 2021).

Portanto, para alcançar a concentração desejada de etanol anidro, com teor mássico de apenas 0,7% de água, é necessário recorrer a processos de desidratação específicos. No Brasil, os métodos mais comuns incluem destilação azeotrópica com ciclo-hexano, destilação extractiva utilizando monoetilenoglicol, e adsorção seletiva empregando peneiras moleculares (SANTOS *et al.*, 2021; THIELMANN, 2021).

2.3 AQUECIMENTO GLOBAL E MITIGAÇÃO

Ao longo do último século, a intensificação das atividades agrícolas e produtivas, combinada à queima de combustíveis fósseis e às mudanças no uso da terra, bem como ao desmatamento, resultou em um aumento significativo das concentrações de gases de efeito estufa (GEE) na atmosfera. A liberação desses gases tem aquecido a Terra além dos níveis naturais provocados pelo efeito estufa, fenômeno este conhecido como aquecimento global (HERZOG, 2018).

Os principais gases responsáveis pelo efeito estufa são gerados tanto natural quanto sinteticamente, como o dióxido de carbono (CO_2), metano (CH_4), óxido nitroso (N_2O) e vapor d'água (H_2O). Já os GEE de origem exclusivamente humana, como hexafluoreto de enxofre (SF_6), hidrofluorocarbonos (HFC), clorofluorocarbonos (CFC) e perfluorocarbonos (PFC), também são responsáveis pela destruição da camada de ozônio e são regulados pelo Protocolo de Montreal (INTERGOVERNMENTAL PANEL ON CLIMATE CHANGE, 2021).

Para compreender melhor como cada GEE contribui para as mudanças climáticas, o Painel Intergovernamental sobre Mudança do Clima – IPCC (2021) apresenta em seu relatório de avaliação os valores estimados de potencial de aquecimento global (GWP, do inglês *Global Warming Potential*), os quais encontram-se sintetizados para os principais gases na Tabela 2. Este índice é resultante da emissão de uma unidade de massa de uma substância específica, acumulado durante cem anos, em comparação ao efeito radioativo do dióxido de carbono.

Tabela 2 – Potencial de aquecimento global (GWP) e tempo de vida para diferentes gases

Gás	Tempo de vida (anos)	GWP
CO_2	Indeterminado	1
CH_4	11,8	27,9
N_2O	109	273
CFC ¹	0,006 a 640	0,021 a 16200
HFC ²	0,004 a 228	0,005 a 14600

¹ Valores máximos e mínimos referentes ao CFC-13 e ao CFC-1112a, respectivamente.

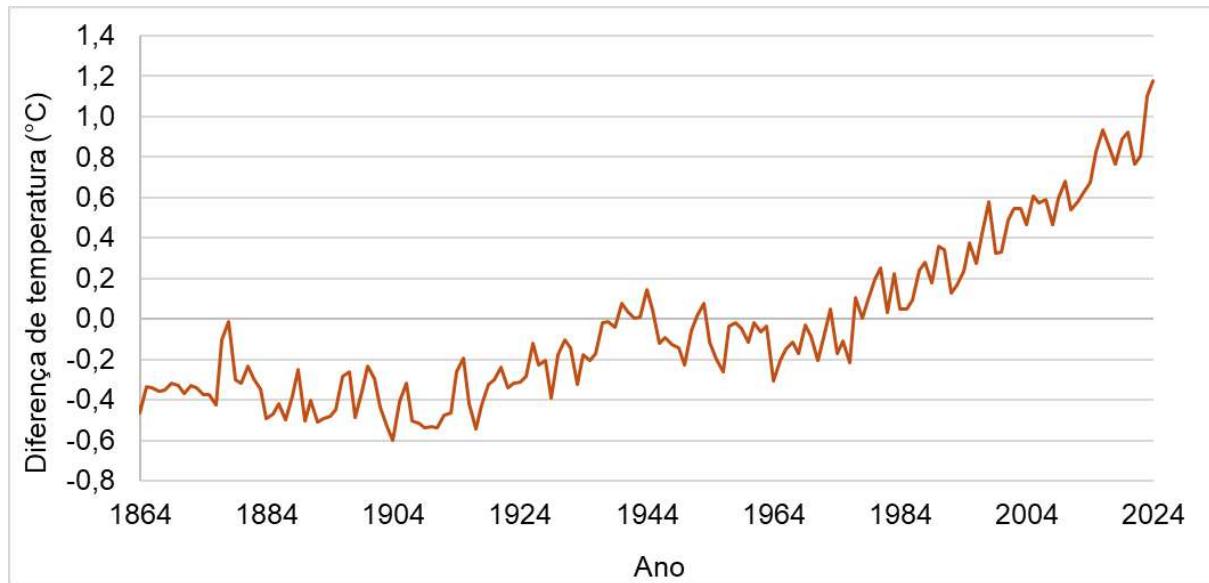
² Valores máximos e mínimos referentes ao HFC-23 e ao HFC-1123, respectivamente.

Fonte: IPCC (2021).

Embora o CO₂ apresente um GWP expressivamente menor em comparação a outros gases de efeito estufa, seu tempo de vida é o mais difícil de ser determinado. Estima-se que 50% do CO₂ emitido é removido da atmosfera em 30 anos pelos oceanos, outros 30% serão neutralizados em alguns séculos por diversos processos geológicos, mas cerca de 7% do carbono liberado hoje ainda estará presente na atmosfera em cem mil anos. Portanto, o aumento exacerbado de suas emissões devido às atividades humanas, combinado com sua longa permanência na atmosfera, faz do CO₂ o principal responsável pelo agravamento das mudanças climáticas observadas atualmente (MOORE, 2008).

A Figura 7 compila os dados de anomalia de temperatura coletados pelo *Met Office Hadley Centre* (2024), que consiste na variação da temperatura média global ao longo do tempo com relação à linha de base, estabelecida como a média de temperatura do período entre 1961 e 1990. Observa-se que, em 2024, esta diferença quase alcançou a marca de 1,2 °C. Também é importante notar que as temperaturas em 1864 eram cerca de 0,4 °C mais baixas do que o ponto de referência, resultando em um aumento total próximo de alcançar 1,6 °C quando comparado aos tempos pré-industriais.

Figura 7 – Anomalia de temperatura em função dos anos



Fonte: Elaboração própria, a partir de dados do *Met Office Hadley Centre* (2024).

Apesar dos efeitos de *El Niño*, fenômeno natural de aquecimento climático registrado entre 2023 e 2024, estima-se que sua contribuição tenha sido de apenas

cerca de 0,2 °C. Se as emissões continuarem no ritmo atual, a meta do Acordo de Paris de manter o aquecimento global limitado a 1,5 °C até o final do século XXI pode ser superada ainda na próxima década (POYNTING, 2024).

Iniciativas como melhorar a eficiência energética, substituir combustíveis fósseis por fontes mais limpas, captura e armazenamento de carbono (CCS, do inglês *Carbon Capture and Storage*) e captura e utilização de carbono, CCU (*Carbon Capture and Utilization*), são algumas das alternativas atualmente exploradas para atingir as metas climáticas (MADEJSKI *et al.*, 2022). As tecnologias de CCS encontram-se em um estágio de desenvolvimento mais avançado em relação às de CCU, o que justifica o foco em CCS no presente estudo (ARAÚJO; DE MEDEIROS, 2017).

2.3.1 Captura e armazenamento de carbono (CCS)

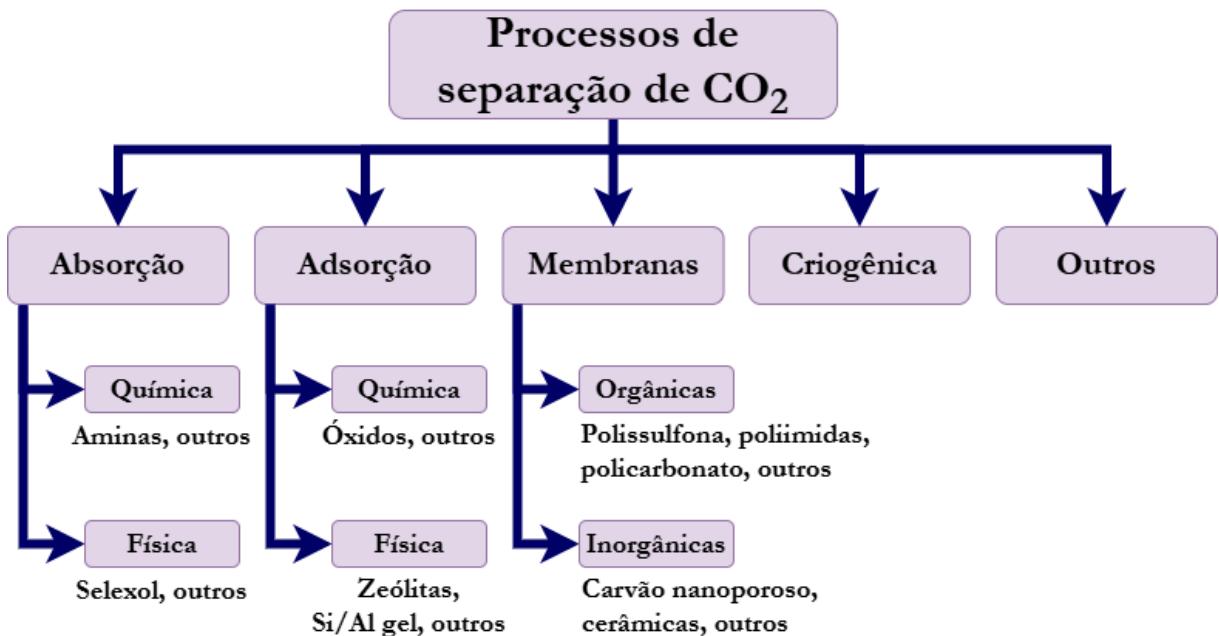
O conceito de captura e armazenamento de carbono (CCS) consiste em três fases principais. Inicialmente, o CO₂ é separado das correntes gasosas provenientes da geração de energia, de processos industriais ou do processamento de combustíveis por meio de processos químicos, físicos ou físico-químicos. Em seguida, o gás capturado é transportado, geralmente por meio de tubulações ou em tanques específicos. Por fim, o dióxido de carbono é armazenado em locais apropriados, como aquíferos salinos profundos, jazidas esgotadas de petróleo e gás, ou minas de carvão (BARBOSA, 2009; LIMA, 2019).

Na produção *offshore* de petróleo e gás natural, outro destino frequente para o carbono é sua injeção no reservatório, com o objetivo de intensificar a extração de petróleo. O CO₂, além de pressurizar o reservatório, diminui a viscosidade do óleo e a tensão superficial, facilitando a recuperação avançada do petróleo (EOR, na sigla em inglês) (BARBOSA, 2018). No Brasil já há operações deste tipo em operação. Iniciado em 2008, o projeto liderado pela Petrobras é reconhecido como um dos maiores programas globais de EOR, já tendo ultrapassado um total acumulado de 40,8 milhões de toneladas de CO₂ reinjetadas nos campos do Pré-Sal. Além disso, a empresa prevê atingir 80 milhões de toneladas até 2025 (CCS BRASIL, 2023).

Dentre os diversos métodos disponíveis para a captura de dióxido de carbono, a Figura 8 ilustra os principais processos de separação de CO₂ e os materiais específicos comumente empregados em cada um deles. A escolha do método mais adequado para a captura de CO₂ está condicionada a diversos fatores, incluindo a

composição da corrente a ser tratada no processo, os custos envolvidos na implementação e operação, entre outros aspectos relevantes (BARBOSA, 2009).

Figura 8 – Diferentes tecnologias para separação de CO₂



Fonte: Elaboração própria, com base em Barbosa (2009).

As tecnologias de captura abrangem diversas aplicações industriais, destacando-se a redução de CO₂ em gases de exaustão ou de processo e no processamento de gás natural. Incluem-se também aquelas tecnologias em que o sequestro de CO₂, antes de seu armazenamento geológico, ocorre associada à geração de energia proveniente da biomassa (em inglês, *Bioenergy with Carbon Capture and Storage - BECCS*) ou pela captura direta do ar (*Direct Air Capture with Carbon Storage - DACCS*) (ARAÚJO; DE MEDEIROS, 2017; BRASIL, 2024a).

Uma iniciativa anunciada no Brasil, ainda em fase de desenvolvimento, é liderada pela FS Bioenergia, maior produtora de etanol de milho no Brasil. A companhia pretende investir aproximadamente R\$ 350 milhões para viabilizar o projeto de BECCS, pioneiro no país, e incluirá sistemas de captura e armazenamento de CO₂ em sua planta localizada em Lucas do Rio Verde, no Mato Grosso. O projeto tem seu início previsto para dezembro de 2024 e está sendo dimensionado para realizar a captura de todo o CO₂ produzido na etapa de fermentação, representando uma injeção de 432 mil toneladas de CO₂ por ano nos reservatórios salinos da Bacia dos Parecis (CCS BRASIL, 2023; COSTA; BORSCHIVER, 2023; DAMAZIO, 2023).

A quantidade de novos projetos voltados a CCS tem aumentado rapidamente, impulsionados pelo consenso de que alcançar a neutralidade de carbono até 2050 é fundamental (BRASIL, 2024a). Além dos dois projetos já citados, estão em desenvolvimento outras iniciativas, como uma planta piloto para captura de CO₂ de combustíveis fósseis, liderada por várias organizações, incluindo Eneva, e uma planta de DACCS da Repsol Sinopec Brasil. Além disso, a Petrobras anunciou em 2023 um projeto de CCS no terminal de Cabiúnas, Rio de Janeiro, com capacidade para capturar 100 mil toneladas de CO₂ por ano (COSTA; BORSCHIVER, 2023).

2.3.2 CCS no setor sucroenergético brasileiro

Para Zanco *et al.* (2021), o maior desafio da CCS pode variar dependendo do contexto específico. No entanto, geralmente, a etapa de captura de carbono é considerada o aspecto mais desafiador do processo de CCS quando comparada com a etapa de estocagem. Isso se deve ao fato de que capturar eficientemente o CO₂ dos gases de combustão ou de processos industriais pode ser tecnicamente complexo e energeticamente intensivo, gerando desafios relacionados à eficiência, custo e escalabilidade, especialmente quando a concentração de CO₂ no gás é baixa.

Na indústria de bioenergia, alguns processos geram CO₂ em concentrações relativamente altas, o que reduz os custos de captura e impulsiona o desenvolvimento de tecnologias de BECCS. Um exemplo disso é a fermentação alcoólica, etapa essencial na produção de etanol, que gera como subproduto uma corrente de CO₂ praticamente pura, com concentrações superiores a 95% (BRASIL, 2024b).

A FS Bioenergia, inclusive, reforçou esta dispensa de uma estrutura de sequestro como sendo ponto essencial em seu projeto de BECCS, que visa estocar o carbono gerado na fermentação do etanol de milho, diferentemente dos processos de CCS de gases exaustos da queima de combustíveis fósseis. O desafio para o armazenamento da corrente de CO₂ que já atende às especificações de concentração como neste caso passa a ser a busca por uma rocha permeável de qualidade, cercada por uma rocha selante eficiente e uma ampla extensão lateral com integridade estrutural para garantir a cobertura total da área de expansão da pluma (BRASIL, 2024a).

O principal diferencial da aplicação do CCS em usinas de etanol provenientes da cana-de-açúcar é a possibilidade de atingir emissões negativas de CO₂. Por exemplo, nas usinas que produzem tanto etanol quanto bioeletricidade – como ocorre

na grande maioria das usinas brasileiras –, o saldo líquido das emissões de CO₂ com a aplicação do CCS, pode alcançar -64,63 kg CO₂/kg etanol produzido, sem considerar as emissões associadas à geração de energia utilizada no processo. Isso significa que, quanto maior for o consumo do etanol produzido em uma usina que adota CCS, maior será a remoção de CO₂ da atmosfera, compensando emissões provenientes de outras fontes (PAPP *et al.*, 2016).

A implementação de BECCS em plantas de etanol, portanto, representa uma oportunidade estratégica tanto para as usinas quanto para o Brasil, pois pode ampliar a competitividade do etanol como ferramenta de descarbonização e favorecer seu reconhecimento em iniciativas de transição energética no setor de transportes. Ademais, um etanol brasileiro com baixa ou até mesmo negativa intensidade de carbono pode abrir novas portas para mercados internacionais e programas que oferecem remuneração atrativa pela redução de emissões (BRASIL, 2024b).

3 METODOLOGIA

3.1 SIMULAÇÃO

A seguir, são apresentadas as premissas utilizadas para a simulação dos processos propostos neste trabalho.

3.1.1 Processos

A Figura 9 apresenta a configuração completa da unidade proposta neste trabalho, composta por quatro etapas principais: fermentação, destilação, compressão e desidratação. Todas as etapas foram simuladas utilizando o *software* Aspen HYSYS® V14, sendo as duas primeiras baseadas nos trabalhos de Thielmann (2021) e Dias (2008).

Figura 9 – Diagrama de blocos da unidade proposta



Fonte: Elaboração própria.

A corrente de entrada na fermentação (mosto) foi definida a partir de cálculos baseados em dados como a quantidade total de cana-de-açúcar processada, sua composição média e os resultados esperados após o pré-tratamento do caldo. Considerando que uma usina típica processa 12.000 toneladas de cana-de-açúcar por dia, e levando em conta a presença de impurezas, como terra arrastada durante a colheita, obteve-se uma vazão de 136,17 kg/s de cana (DIAS, 2008; THIELMANN, 2021). Com base na composição média apresentada na Tabela 3, foi calculada a massa de açúcar disponível no processo.

Após considerar uma perda de 0,5% no processo de limpeza e uma eficiência de extração pelas moendas de 97,5%, chegou-se a uma vazão de 17,57 kg/s de sacarose. Na fermentação, adotou-se uma concentração de 20% em massa de açúcares, resultando em uma vazão de entrada de mosto de 316,2 t/h, composta por água e açúcares. Eventuais perdas durante o tratamento físico-químico do caldo foram desconsideradas. No pré-tratamento, o caldo é aquecido para esterilização e, em seguida, resfriado a aproximadamente 32 °C, temperatura de referência para a corrente de entrada no processo fermentativo, que opera à pressão atmosférica (DIAS, 2008; THIELMANN, 2021).

Tabela 3 – Teor mássico médio da cana-de-açúcar

Componente	Teor mássico (%)
Água	72,0
Sacarose	13,4
Fibras	12,0
Impurezas	1,8
Açúcares redutores	0,6
Minerais	0,2

Fonte: Dias (2008).

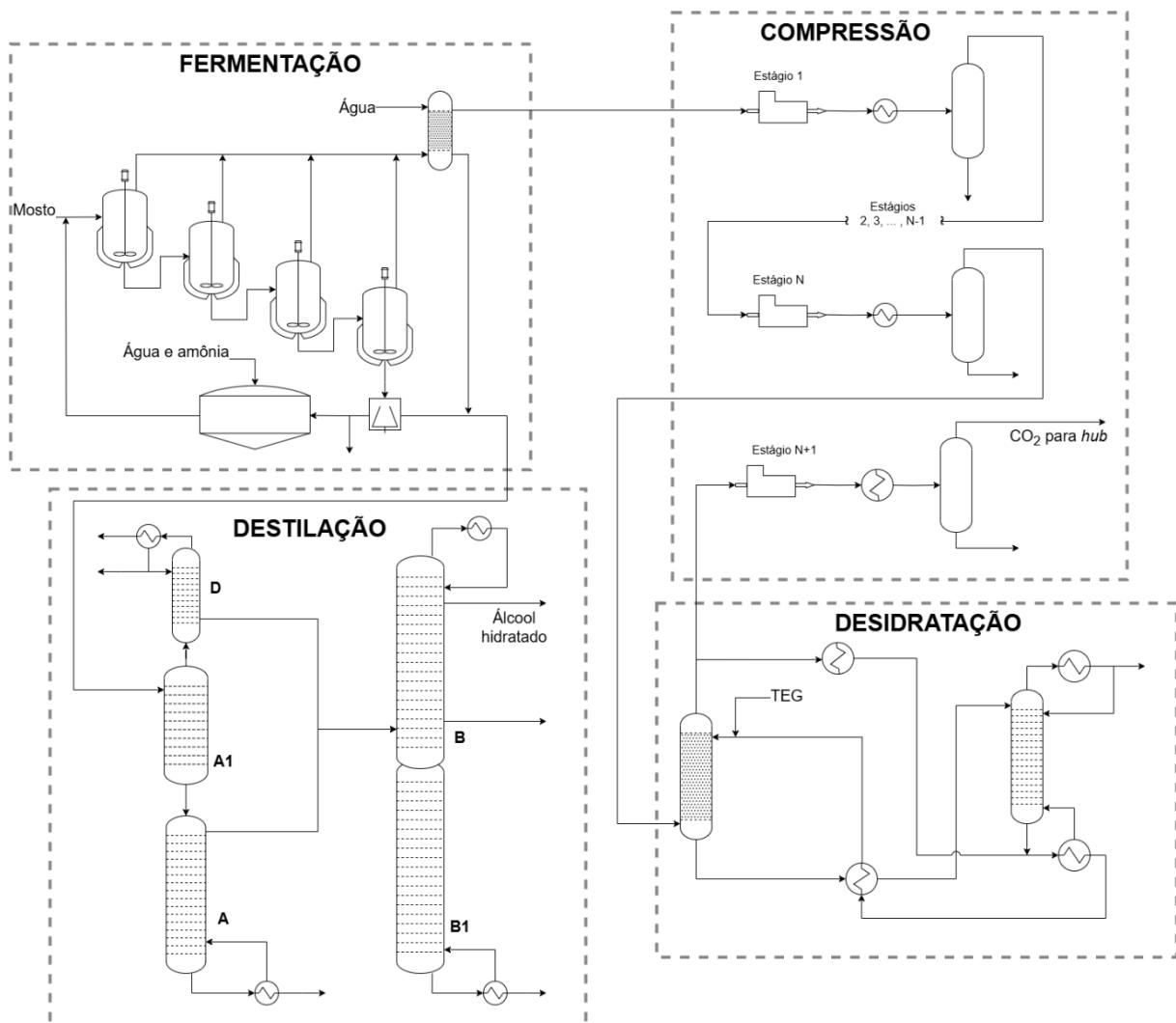
O diferencial do presente estudo está na implementação da captura do dióxido de carbono formado na etapa de fermentação, que eventualmente pode ser direcionado a um *hub* de CCS. Para viabilizar esse processo, a água presente no gás deve ser removida, de modo a mitigar riscos de corrosão e formação de hidratos nos dutos. O teor de água após a desidratação costuma variar, mas uma especificação tradicional para transporte por gasodutos é de 50 ppm (ØI; FAZLAGIC, 2014). Neste trabalho, utilizou-se o método de absorção em trietilenoglicol (TEG), seguido de regeneração, como técnica de desidratação do CO₂ para atender a esta especificação.

De acordo com Øi e Fazlogic (2014), a eficiência máxima neste processo de desidratação é obtida em pressões na faixa de 30 a 50 bar. Considerando que o CO₂ capturado será comprimido a pressões superiores a este intervalo para processamento posterior, foi incluída a terceira etapa, que visa a compressão do gás até o limite superior dessa faixa antes da desidratação. O último bloco simulado

consiste na desidratação do gás conforme a metodologia descrita por Øi e Fazlagic (2014), garantindo a obtenção de gás com teor de água inferior a 50 ppm. Ao final desta etapa, o CO₂ desidratado é comprimido até 8.000 kPa, valor de pressão adotado neste trabalho como premissa para o recebimento do gás em carbodutos.

A Figura 10 apresenta o fluxograma ilustrativo, que compreende os sistemas simulados para a produção do etanol hidratado e gás carbônico para exportação.

Figura 10 – Fluxograma ilustrativo dos sistemas simulados



Fonte: Elaboração própria.

No que diz respeito às utilidades, empregou-se vapor de baixa pressão (LPS, *Low Pressure Steam*) a 151,9 °C e 5 bar para aquecimento em todos os equipamentos. Para resfriamento, utilizou-se água de resfriamento (CW, *Cooling Water*) a 25 °C e 4 bar.

3.1.2 Preparação do ambiente de simulação

3.1.2.1 Definição dos componentes

Os componentes utilizados na simulação estão detalhados na Tabela 4 e incluem os compostos envolvidos nos processos, como reagentes, solventes, produtos e subprodutos.

Tabela 4 – Lista dos componentes utilizados para a simulação

Componente	Nome no simulador	Fórmula
Glicose	<i>Dextrose</i>	C ₆ H ₁₂ O ₆
Sacarose	<i>Sucrose</i>	C ₁₂ H ₂₂ O ₁₁
Água	<i>Water</i>	H ₂ O
Etanol	<i>Ethanol</i>	C ₂ H ₅ OH
Dióxido de Carbono	<i>Carbon Dioxide</i>	CO ₂
Glicerol	<i>Glycerol</i>	C ₃ H ₈ O ₃
Hidrogênio	<i>Hydrogen</i>	H ₂
Ácido Succínico	<i>Succinic Acid</i>	C ₄ H ₆ O ₄
Ácido Acético	<i>Acetic Acid</i>	C ₂ H ₄ O ₂
Álcool Isoamílico	<i>3-M-1-C4ol</i>	C ₅ H ₁₂ O
Amônia	<i>Ammonia</i>	NH ₃
Levedura	-	CH _{1,8} O _{0,9} N _{0,145}
Trietilenoglicol	<i>TEGlycol</i>	C ₆ H ₁₄ O ₄

Fonte: Elaboração própria.

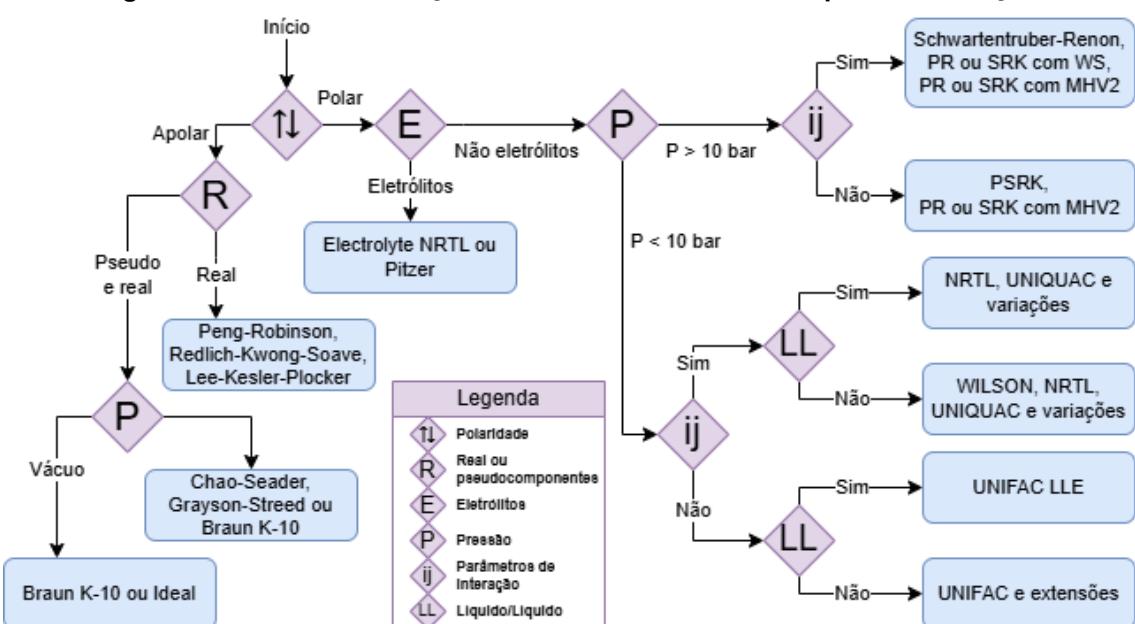
Os componentes foram selecionados da base de dados do simulador, exceto pela levedura, que foi modelada como um pseudocomponente sólido, com fórmula representada por CH_{1,8}O_{0,9}N_{0,145}, massa molecular de 30,23 g/mol e densidade de 1000 kg/m³, permitindo a consideração da taxa de reprodução das leveduras no fermentador (DIAS, 2008).

3.1.2.2 Pacotes termodinâmicos

A escolha dos modelos termodinâmicos empregados pode ser realizada com base na árvore de decisão proposta por Carlson (1996), apresentada na Figura 11. Esse esquema considera a identificação do tipo de mistura a ser simulada, a interação entre seus componentes e a faixa de pressão aplicada.

Para a simulação da produção de etanol, foi escolhido o modelo de NRTL (da sigla em inglês para *Non-Random Two-Liquid*) com o emprego das equações de estado de Soave-Redlich-Kwong (SRK) para descrever o comportamento da fase vapor. Essa escolha está alinhada com outros estudos da literatura, uma vez que o pacote possui capacidade de prever o comportamento de soluções de açúcares e do sistema etanol-água, incluindo o ponto azeotrópico (ALBARELLI, 2013; DIAS, 2008; THIELMANN, 2021).

Figura 11 – Árvore de seleção do modelo termodinâmico para a simulação



Fonte: Elaboração própria, com base em Carlson (1996).

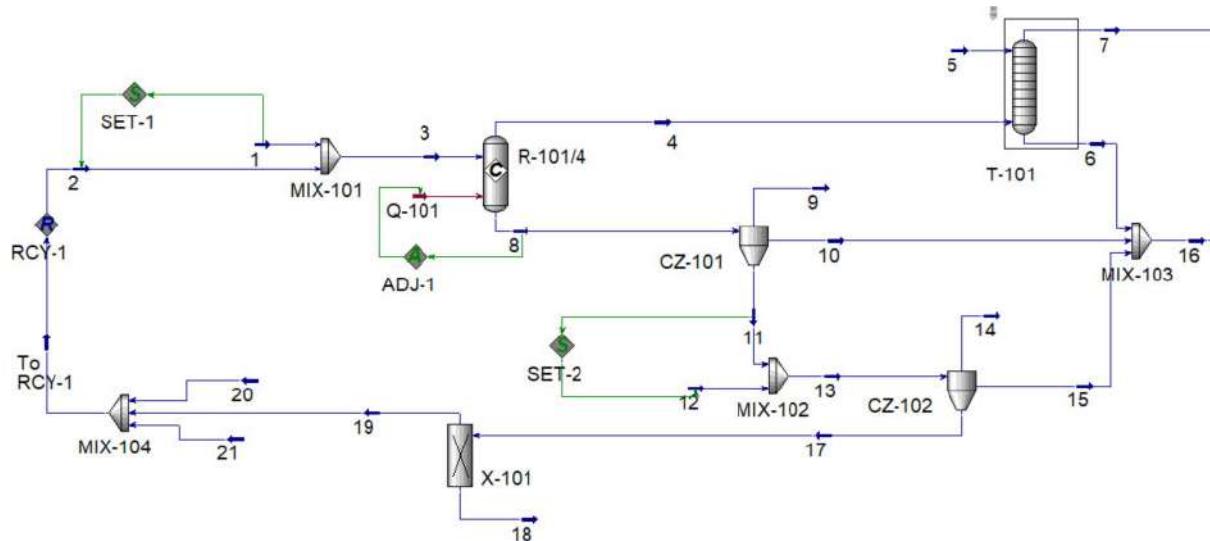
Para a compressão do gás, foi utilizada a equação de estado de Peng-Robinson (PR), que é o modelo usualmente empregado em sistemas que envolvem captura de CO₂ (NATH, 2020). A janela *Help* do HYSYS também foi consultada e, através das recomendações do simulador, foram definidos os modelos *ASME Steam* e *Glycol Package* para a simulação das correntes de utilidades e da unidade de desidratação com TEG, respectivamente.

3.1.3 Sistema de fermentação alcóolica

O processo de fermentação inicia-se com a mistura das correntes “1” e “2”, conforme mostra a Figura 12. A primeira trata-se do mosto, que foi definida de acordo com a descrição no item 3.1.1, e segunda é a solução de levedura proveniente do

reciclo, contendo aproximadamente 28% de células em volume. O ajuste da vazão volumétrica do reciclo foi realizado utilizando a ferramenta *Set*, garantindo que correspondesse a um quarto da vazão volumétrica total de entrada no reator.

Figura 12 – Fluxograma da simulação do processo de fermentação



Fonte: Elaboração própria.

Essas duas correntes são misturadas e seguem para os fermentadores, simulados como um único reator de conversão, denominado R-101/4. As reações consideradas são as mesmas representadas pelas Equações (1), (2), (3), (4), (5), (6) e (7), cujas conversões dos reagentes foram baseadas nos valores industriais descritos por Dias (2008), indicados na Tabela 5. Para manter a temperatura do meio reacional em 32 °C, utilizou-se a corrente de energia Q-101, cuja carga térmica foi ajustada por meio da ferramenta *Adjust*.

Como o simulador não permite a inclusão de íons nas reações, os íons H⁺ foram substituídos por hidrogênio molecular (H₂), e os íons amônio, por amônia (NH₃), garantindo a estequiometria das reações, conforme sugerido por Dias (2008) e implementado também por Thielmann (2021). Assim, a amônia foi incorporada ao processo como fonte de nitrogênio para promover o crescimento das leveduras.

A corrente 8, produto líquido resultante do fermentador, seguiu para as centrífugas CZ-101 e CZ-102. Na primeira centrífuga, a corrente de fundo “11” foi ajustada para conter 65% de líquido, enquanto na segunda este parâmetro foi definido como 30%, consoante as orientações de Dias (2008). A vazão de água utilizada para lavagem na segunda centrífuga na corrente “12” foi ajustada pela ferramenta *Set*,

garantindo a mesma vazão volumétrica da corrente “11”, bem como realizado por Thielmann (2021). Assumiu-se que não há fração de vapor nas centrífugas (correntes “9” e “14” apresentam vazões iguais a zero) e que as concentrações de células nas correntes de vinho delevedurado, “10” e “15” são nulas.

Tabela 5 – Conversões dos reagentes adotadas no reator de conversão

Equação	Reagente	Conversão (%)	Produto principal
(1)	Sacarose	100,00	Hexoses
(2)	Glicose	90,48	Etanol
(3)	Glicose	2,67	Glicerol
(4)	Glicose	0,29	Ácido succínico
(5)	Glicose	1,19	Ácido acético
(6)	Glicose	$3,10 \times 10^{-4}$	Álcool isoamílico
(7)	Glicose	1,37	Levedura

Fonte: Elaboração própria, a partir de Dias (2008).

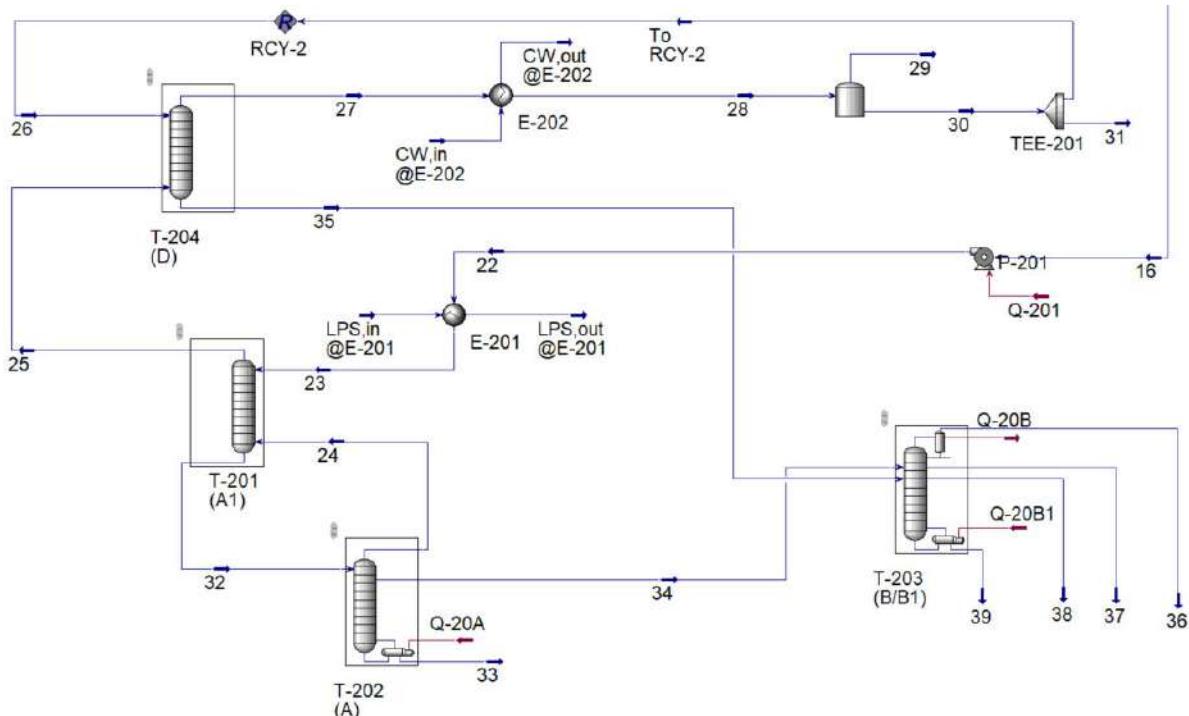
A corrente “4”, com os gases liberados pelos fermentadores, é direcionada para a coluna T-101, com 10 estágios, onde o etanol em fase vapor é recuperado por meio de lavagem com água. A corrente de fundo “6” é misturada com o vinho delevedurado obtidos nas centrífugas, obtendo-se um vinho com teor alcóolico equivalente a 9,04 °GL. Já a corrente de topo segue para a unidade de compressão.

A levedura removida do CZ-102 segue para o tratamento, representado como o misturador MIX-104. O separador de correntes X-101 não representa um equipamento real e foi utilizado apenas como ferramenta para remover parte da vazão de processo (corrente de purga “18”) e realizar a convergência do reciclo de levedura. As correntes “20” e “21” representam, respectivamente, a água para diluição até 28% de células em volume e a amônia, utilizada como substrato do fermento.

3.1.4 Sistema de destilação

O processo de destilação simulado (Figura 13) segue o modelo comumente utilizado na indústria, com parâmetros baseados nos trabalhos de Dias (2008) e Thielmann (2021). Esses parâmetros foram definidos a partir de dados da Usina da Pedra, pertencente à empresa Pedra Agroindustrial S.A., localizada em Serrana, São Paulo, incluindo número de estágios, posição de alimentação e pressão de operação.

Figura 13 – Fluxograma da simulação do processo de destilação alcoólica



Fonte: Elaboração própria.

Após a etapa de fermentação, o vinho (corrente “16”) passa inicialmente pela bomba P-201 (eficiência adiabática de 75%) e, posteriormente, pelo trocador de calor E-201, onde é aquecido até atingir 93 °C a uma pressão de 136,3 kPa. Em seguida, este vinho (corrente “23”) é introduzido na coluna A1 (T-201), sendo gerados dois produtos: a corrente de topo “25” é enviada para a coluna D (T-204) – responsável pela produção de flegma líquida (corrente “35”) –, enquanto o produto de fundo “32” alimenta a coluna A (T-202) para gerar as correntes “33” e “34”, que equivalem à vinhaça e ao vapor de flegma, respectivamente.

Vale destacar que, como as colunas B e B1 estão dispostas uma sobre a outra e compartilham o mesmo diâmetro, elas foram tratadas como uma única coluna na simulação, T-203, com o número total de pratos equivalente à soma dos pratos de ambas as colunas. As correntes de flegma resultantes são encaminhadas para esta torre combinada, em que ocorre a produção do etanol hidratado (corrente “36”), além do óleo fúsel (correntes “37” e “38”) e da flegmaça (corrente “39”).

A Tabela 6 apresenta as premissas usadas para a convergência da simulação deste sistema, com base nos trabalhos de Thielmann (2021) e Dias (2008).

Tabela 6 – Premissas utilizadas para a simulação do sistema de destilação

Coluna	Parâmetro	Valor
	Número de estágios	18
A	Pressão - topo / fundo (kPa)	139,3 / 152,5
	Estágio de retirada do vapor de flegma	17 (<i>bottom up</i>)
	Fração mássica de etanol na vinhaça	2×10^{-4}
	Recuperação de etanol no vapor de flegma	0,76
A1	Número de estágios	8
	Pressão - topo / fundo (kPa)	136,3 / 139,3
D	Número de estágios	6
	Pressão - topo / fundo (kPa)	133,8 / 136,3
	Temperatura do condensado (°C)	35
	Fração de líquido reciclada	0,99
B/B1	Número de estágios	45
	Pressão - topo / fundo (kPa)	116,0 / 135,7
	Estágio de alimentação de flegma (vapor e líquida)	23 (<i>bottom up</i>)
	Estágio de retirada de óleo fúsel	26 e 4 (<i>bottom up</i>)
	Fração mássica de álcool no etanol hidratado	0,935
	Vazão de óleo fúsel na corrente “37” (kg/h)	33
	Vazão de óleo fúsel na corrente “38” (kg/h)	88

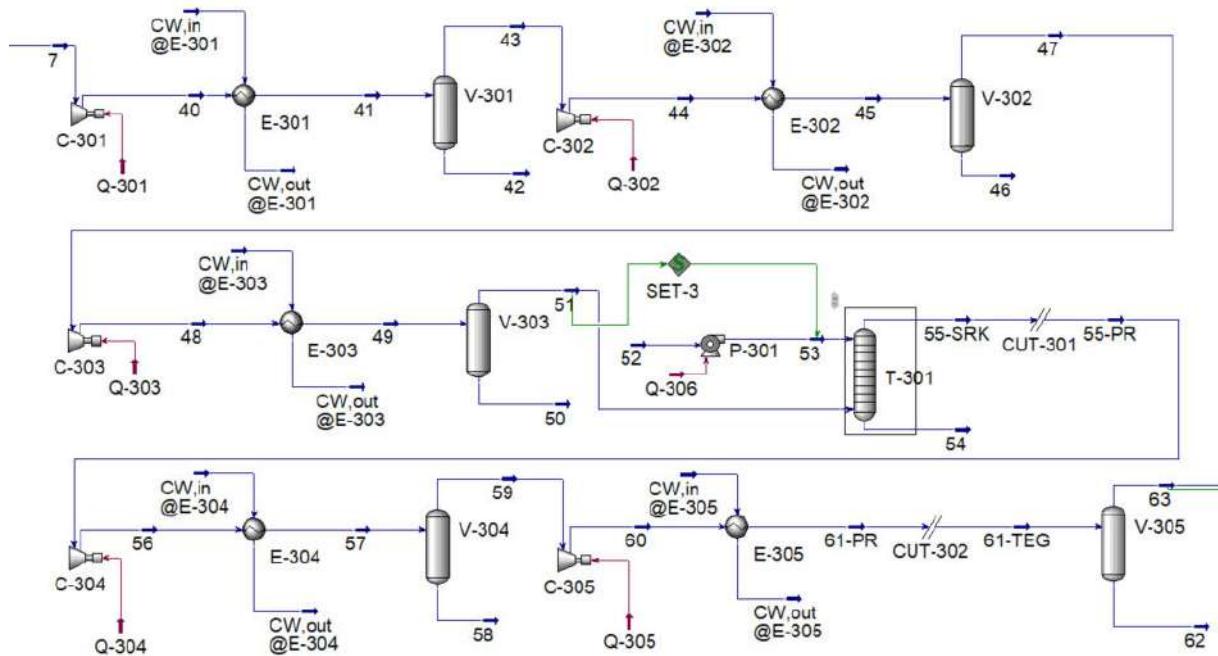
Fonte: Elaboração própria, a partir de dados de Thielmann (2021) e Dias (2008).

3.1.5 Sistema de compressão

O produto de topo obtido na torre T-101, representado pela corrente “7” na Figura 14, é encaminhado ao sistema de compressão, que visa condicionar o gás para a desidratação, além de facilitar seu transporte e, posteriormente, seu armazenamento.

Nesta etapa, foram considerados compressores com eficiência adiabática de 75% e razão de compressão igual a 2,4. Entre cada trem de compressão, foi empregado um sistema composto por um trocador de calor (*intercooler*) com CW a 25 °C para a redução da temperatura do gás, e um vaso *knockout*, para remover eventuais líquidos formados durante o resfriamento para a entrada do próximo estágio de compressão.

Figura 14 – Fluxograma da simulação do processo de compressão do gás



Fonte: Elaboração própria.

A Tabela 7 a seguir apresenta as principais premissas adotadas para a simulação do sistema de compressão.

Tabela 7 – Premissas utilizadas para a etapa de compressão

Descrição	Premissas
Compressores	Razão de compressão = 2,4 Eficiência adiabática = 75%
Trocadores de calor	ΔT Approach = 5 °C Perda de carga = 50 kPa CW a 25 °C @ 4 bar
T-301	10 estágios Pressão de topo = 932,4 kPa Pressão de fundo = 942,4 kPa Vazão de água = 17.000 kg/h
P-301	ΔP = 831,3 kPa Eficiência adiabática = 75%

Fonte: Elaboração própria.

Devido à presença de amônia e etanol em fase vapor na corrente gasosa, foi necessário a inclusão da coluna T-301, alimentada com água no topo, para a remoção

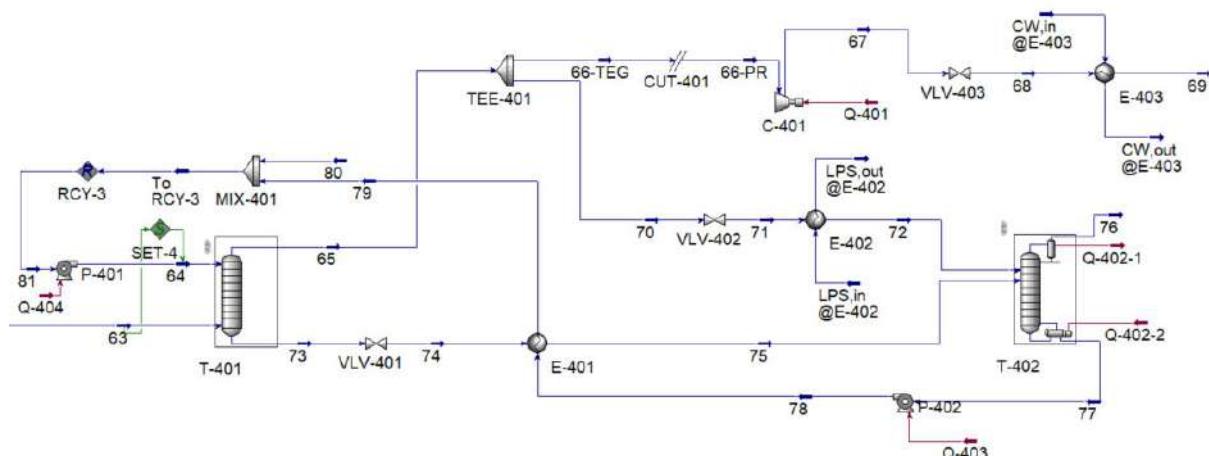
destas substâncias. A torre foi posicionada a jusante do terceiro estágio de compressão, onde a corrente de gás apresenta pressão igual a 9,4 bar.

Uma vez que o álcool é removido, adicionou-se um *stream cutter* na saída da coluna para realizar a transição do modelo termodinâmico para PR, pois neste ponto a corrente já se encontra sem presença significativa de etanol. Da mesma forma, foi usado um *cuter* a montante do vaso V-305, a fim de separar as fases líquida e vapor já através do modelo *Glycol Package*, que será empregado em todo o sistema de desidratação a jusante.

3.1.6 Sistema de desidratação

O fluxograma da simulação da etapa de desidratação pode ser visto na Figura 15 e as premissas usadas estão listadas na Tabela 8.

Figura 15 – Fluxograma da simulação do processo de desidratação via TEG



Fonte: Elaboração própria.

A corrente de gás “63” é alimentada ao fundo da coluna absorvedora T-401, enquanto a solução composta por 98% (molar) de TEG entra no topo. A corrente de saída “73” é composta pela solução de TEG rica em água e segue para o topo da torre regeneradora T-402, sendo previamente aquecida até 70 °C através do trocador de calor E-401, que realiza integração energética com o TEG regenerado.

A corrente “65” de topo da absorvedora representa o CO₂ desidratado, tendo 1,3% de sua vazão separada através do TEE-401 e encaminhada para uso como *stripping gas* no refervedor da coluna regeneradora, consoante a estratégia adotada

por Øi e Fazlagic (2014), a uma temperatura de 127 °C, após ser aquecido no trocador E-402.

O restante da vazão de gás desidratado tem seu modelo alterado para PR e segue para um último trem de compressão a fim de atender as especificações do CO₂ para venda. Não foi necessário adicionar um vaso *knockout*, pois a corrente “69” encontra-se na fase líquida, e assim será direcionada para o carboduto.

Ao fundo da coluna T-402, gera-se a solução de TEG pobre a 140 °C, sendo resfriada até cerca de 25 °C no trocador E-401. Por fim, a solução é misturada com uma corrente de *make-up* de TEG (99,5% molar) e é posteriormente bombeada para o topo da coluna absorvedora.

Tabela 8 – Premissas utilizadas para a etapa de desidratação

Descrição	Premissas
Compressor	Razão de compressão = 2,0 Eficiência adiabática = 75%
Trocadores de calor	ΔT Approach (Gás-ChW) = 5,0 °C ΔT Approach (Gás-LPS) = 24,9 °C ΔT Approach (TEG rico-TEG pobre) = 13,3 °C Perda de carga = 50 kPa CW a 25 °C @ 4 bar LPS a 151,9 °C @ 5 bar
T-401	15 estágios Temperatura de entrada do TEG pobre = 25 °C Pressão de topo = 5186 kPa Pressão de fundo = 5201 kPa
P-401	ΔP = 4986 kPa Eficiência adiabática = 75%
T-402	3 estágios Pressão de topo = 147 kPa Pressão de fundo = 150 kPa Estágio de alimentação de TEG rico = 1 (<i>top down</i>) Estágio de alimentação de <i>stripping gas</i> = Refervedor Temperatura do refervedor = 140 °C Razão de refluxo = 0,05

Fonte: Elaboração própria.

3.2 DIMENSIONAMENTO DOS EQUIPAMENTOS

Os dados da simulação foram usados como valores de entrada para o cálculo das dimensões dos equipamentos a partir de relações encontradas na literatura, descritas nos tópicos seguintes.

3.2.1 Reatores

Os fermentadores foram dimensionados conforme a metodologia apresentada por Thielmann (2021), que tem como base o tempo de residência necessário de 8,47 horas para uma configuração ótima de quatro reatores de mistura. Este tempo foi estimado por Andrietta (1994) a partir do estudo da cinética de reação de conversão das hexoses em etanol, que também determinou uma fração volumétrica para cada um dos quatro reatores em relação ao volume total de reação, com condições similares às assumidas neste trabalho. A Tabela 9 mostra os dados utilizados como base.

Tabela 9 – Tempo de residência e fração volumétrica para cada fermentador

Equipamento	Fração volumétrica	Tempo de residência (horas)
R-101	0,21	1,78
R-102	0,27	2,29
R-103	0,31	2,63
R-104	0,21	1,78

Fonte: Elaboração própria, a partir de Thielmann (2021) e Andrietta (1994).

Sendo assim, os volumes reacionais de cada fermentador são obtidos a partir do produto entre a vazão volumétrica de entrada, o tempo de residência e sua respectiva fração volumétrica. Para dimensionar os reatores, calculou-se 120% do volume reacional (20% adicionais relativos ao *headspace* considerado) e o valor encontrado foi arredondado para a centena inteira imediatamente superior.

3.2.2 Vasos de tratamento de levedura

Também como base na metodologia de Thielmann (2021), o volume reacional de tratamento de levedura é obtido através do produto da vazão volumétrica de entrada e o tempo de residência. A configuração considerada é de dois vasos em

paralelo, ou seja, cada vaso é dimensionado como sendo metade do volume reacional calculado, acrescidos de 20% relativos ao *headspace*. O tempo de residência usado foi de 1 hora, valor este suficiente para o tratamento do fermento, conforme estabelecido por Dias (2008).

3.2.3 Colunas

As colunas de destilação, absorção e esgotamento deste trabalho foram projetadas como colunas recheadas. A Equação (8) mostra como obter o diâmetro da coluna de maneira empírica (SEIDER *et al.*, 2016).

$$D = \sqrt{\frac{4G}{fU_f\pi\rho_G}} \quad (8)$$

Em que:

G ≡ vazão mássica de vapor (kg/s);

f ≡ fator empírico, geralmente igual a 0,7;

U_f ≡ velocidade de inundação ou *flooding* (ft/s);

ρ_G ≡ densidade da fase vapor (kg/ft³).

Para obter a velocidade de flooding, usa-se a correlação de Leva (1992), dada pela Equação (9), bem como as Equações (10), (11), (12) e (13) (SEIDER *et al.*, 2016).

$$Y = \exp\{-3,7121 - 1,0371[\ln(F_{LG})] - 0,1501[\ln(F_{LG})]^2 - 0,007544[\ln(F_{LG})]^3\} \quad (9)$$

$$F_{LG} = \frac{L}{G} \left(\frac{\rho_G}{\rho_L} \right)^{0,5} \quad (10)$$

$$Y = \frac{U_f^2 F_P}{g} \rho_G f\{\rho_L\} f\{\mu_L\} \quad (11)$$

$$f\{\rho_L\} = -0,8787 + 2,6776 \left(\frac{1}{\rho_L} \right) - 0,6313 \left(\frac{1}{\rho_L} \right)^2 \quad (12)$$

$$f\{\mu_L\} = 0,96\mu_L^{0,19} \quad (13)$$

Em que:

L ≡ vazão mássica de fase líquida (kg/s);

ρ_L ≡ densidade da fase líquida (kg/ft³);

μ_L ≡ viscosidade da fase líquida (cP);
 g ≡ aceleração da gravidade (ft/s²);
 F_P ≡ fator de empacotamento, relativo ao tipo de recheio (ft²/ft³);
 F_{LG} ≡ parâmetro de razão de fluxo.

Conforme recomendado por Seider *et al.* (2016), o diâmetro nominal do recheio deve ser pelo menos dez vezes menor que o diâmetro interno da torre. Portanto, em um primeiro momento, calculou-se o diâmetro da coluna considerando recheio anéis de Pall de metal de 2" ($F_P = 27 \text{ ft}^2/\text{ft}^3$). Para torres que apresentaram diâmetro igual ou superior a 20", manteve-se o recheio de 2". Para colunas com diâmetros inferiores a 20", o procedimento de cálculo foi repetido, dessa vez considerado o uso de anéis de Pall de metal de 1" ($F_P = 56 \text{ ft}^2/\text{ft}^3$).

É importante destacar que o diâmetro de uma coluna de destilação, idealmente, deveria ser calculado separadamente para cada estágio. No entanto, considerando que o objetivo deste estudo é uma estimativa preliminar de custos, optou-se por determinar um diâmetro médio, calculado a partir das dimensões do topo, centro e base da coluna. Para esse cálculo, são suficientes os dados desses três pratos teóricos (YOUNG, 2015).

A altura das colunas foi calculada com base na altura equivalente a um prato teórico (HETP, sigla em inglês para *Height Equivalent to a Theoretical Plate*). De forma geral, utilizou-se a Equação (14), apropriada para recheios randômicos modernos (SEIDER *et al.*, 2016).

$$HETP = 1,5D_P \quad (14)$$

Em que D_P corresponde ao diâmetro nominal do recheio utilizado (in) e o fator 1,5 apresenta unidade ft/in, obtendo-se HETP em ft.

As únicas exceções foram as torres que apresentaram menos que 2 ft, cujo HETP deve ser equivalente pelo menos ao diâmetro da coluna – mas não menos que 1 ft –, e a torre T-401 em específico, por tratar-se de absorção com um líquido viscoso, teve como valor de HETP adotado igual a 5, conforme as recomendações de Seider *et al.* (2016).

A altura do leito recheado é calculada multiplicando-se o HETP pelo número de estágios de equilíbrio, excluindo o condensador e o refervedor. Já a altura total das

colunas é determinada somando a altura do leito recheado a três quartos do diâmetro para o condensador e a um diâmetro completo para o referedor (YOUNG, 2015).

3.2.4 Trocadores de calor

Para estimar a área de troca térmica dos trocadores de calor, empregou-se a Equação (15).

$$Q = U \times A_T \times \Delta T_{LM} \quad (15)$$

Em que:

Q ≡ taxa de transferência de calor (BTU/h);

U ≡ coeficiente global de transferência de calor (BTU/(°F-h-ft²));

A_T ≡ área de troca térmica (ft²);

ΔT_{LM} ≡ média logarítmica da diferença de temperaturas (°F).

Os condensadores e referedores das colunas de destilação foram tratados como trocadores de calor convencionais, utilizando a mesma abordagem para o dimensionamento preliminar. No caso dos reatores, o controle de temperatura foi realizado por meio de jaquetas térmicas.

As taxas de transferência de calor foram determinadas diretamente pelo simulador. O coeficiente global de transferência de calor, que está diretamente relacionado ao tipo de equipamento e aos materiais empregados na troca térmica, deve ser determinado experimentalmente ou, em projetos preliminares, a partir de valores disponíveis na literatura. Neste trabalho, foram utilizados dados tabelados em Seider *et al.* (2016), que reúne uma compilação de faixas típicas de U para trocadores de calor casco e tubos. Adotou-se a média de cada faixa como o valor do coeficiente global, conforme a Tabela 18 localizada no Apêndice 2.

3.2.5 Vasos de *flash*

Os vasos *knockout* dos processos simulados foram projetados conforme a metodologia de Towler e Sinnott (2008) para vasos de *flash*. Ao utilizar as Equações (16) e (17) para o dimensionamento do diâmetro do vaso, garante-se que a velocidade da fase gasosa é reduzida a valores inferiores à velocidade de separação das partículas líquidas, promovendo a separação das fases.

$$D = \sqrt{\frac{4G}{\pi u_s}} \quad (16)$$

$$u_s = 0,07 \left(\frac{\rho_L - \rho_G}{\rho_G} \right)^{1/2} \quad (17)$$

Em que:

D ≡ diâmetro do vaso de *flash* (m);

G ≡ vazão volumétrica de vapor (m^3/s);

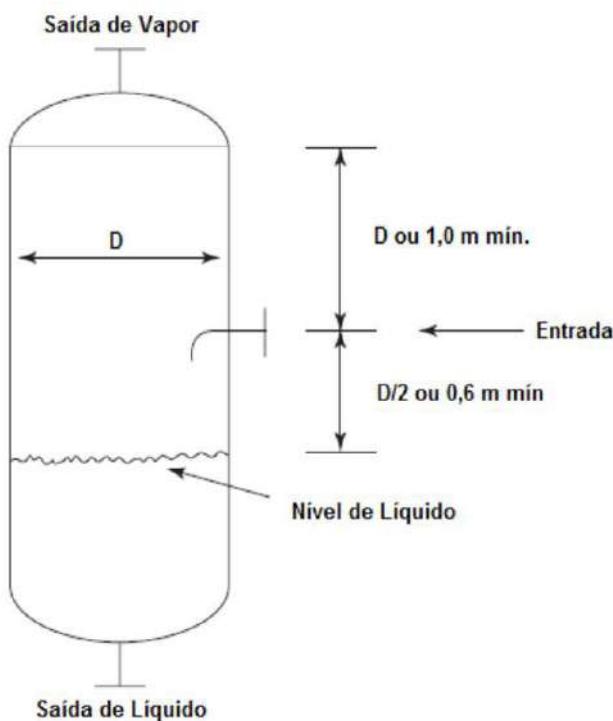
u_s ≡ velocidade de separação das gotículas de líquido (m/s);

ρ_L ≡ densidade da fase líquida (kg/m^3);

ρ_G ≡ densidade da fase gasosa (kg/m^3).

Já para a altura dos vasos, os autores recomendam que esta seja calculada segundo o esquema apresentado na Figura 16.

Figura 16 – Esquema de cálculo de altura para um vaso de *flash*



Fonte: Adaptado por Young (2015), com base em Towler e Sinnott (2008).

A posição da alimentação deve ser localizada a uma distância equivalente à metade do diâmetro, com um mínimo de 60 centímetros. Acima da entrada do vaso,

deve-se empregar uma altura igual ao diâmetro, com um mínimo de 1 metro, a fim de assegurar que as gotículas de líquido sejam separadas do gás de maneira eficaz.

O nível do líquido, por sua vez, é estimado a partir da vazão de saída de líquido, do diâmetro calculado e do tempo de residência no vaso de 10 minutos, conforme sugerido pelos autores.

3.3 AVALIAÇÃO ECONÔMICA

Esta seção visa apresentar e explicar as principais premissas, critérios e considerações adotados para a realização da análise econômica referente à implementação do sistema de captura e armazenamento do gás carbônico biogênico produzido na fermentação do etanol.

A metodologia aplicada neste trabalho pode ser classificada como uma estimativa de estudo preliminar (*study estimate*). Ela baseia-se na elaboração de um fluxograma do processo avaliado, na resolução dos balanços de massa e energia envolvidos, bem como no dimensionamento inicial dos equipamentos, incluindo a definição de seus materiais de construção (YOUNG, 2015).

Essa abordagem não oferece alta precisão na avaliação econômica, sendo uma etapa inicial voltada para análises de oportunidade (TURTON *et al.*, 2012). De acordo Marques (2019), a margem de erro esperada para esse tipo de estimativa pode variar entre -12% e +18% em condições ideais e alcançar valores extremos entre -48% e +72%, dependendo do nível de detalhamento da análise. Apesar dessas limitações, essa metodologia é amplamente utilizada para comparar diferentes alternativas de processos.

Como definido no item 3.1.1, as simulações dos processos foram realizadas considerando uma capacidade de processamento de 12.000 toneladas de cana-de-açúcar por dia, valor que representa o volume típico de operação para destilarias autônomas no Brasil. Os custos foram calculados com base em um fator operacional de 4.008 horas por ano, o que corresponde a 167 dias efetivos de moagem de cana-de-açúcar durante cada ano-safra, conforme as informações apresentadas pelo Nova Cana (2013).

Não se considerou o armazenamento ou a importação da cana-de-açúcar para operação contínua durante todo o ano, uma vez que as usinas adotam um controle rigoroso para reduzir ao máximo o tempo de espera entre a colheita e o processamento da cana. Dessa maneira, evita-se a contaminação bacteriana,

principalmente por *Leuconostoc mesenteroides*, responsável pela formação de dextrans. A presença deste grupo de polissacarídeos promove alteração na polarização, aumento no consumo de cal, deficiência na transferência de calor, dentre outros efeitos adversos (DIAS, 2008; SARTORI; MAGRI; AGUIAR, 2015).

Por tratar-se de um estudo preliminar, algumas simplificações foram adotadas. Por exemplo, não foram consideradas aproveitamento energético do bagaço, já que os processos deste estudo se limitam às etapas a jusante da obtenção do mosto.

Os preços dos componentes envolvidos no processo proposto encontram-se dispostos na Tabela 10.

O etanol hidratado, o trietilenoglicol (TEG) e a amônia tiveram seus preços estimados a partir do sistema Comex Stat para o ano de 2024 (BRASIL, 2024f). O preço estabelecido para a cana no campo foi de R\$ 127,45 por tonelada para o estado de São Paulo, obtido através da página da União Nacional da Bioenergia (UDOP).

Tabela 10 – Preços dos componentes considerados neste estudo

Item	Preço	Unidade	Fonte
Cana-de-açúcar	25,07	US\$/t	UDOP (2024)
Água de processo	0,092	US\$/t	Turton <i>et al.</i> (2012) ¹
Amônia	510,46	US\$/t	Comex Stat (2024)
TEG	1.596,59	US\$/t	Comex Stat (2024)
Etanol hidratado	711,17	US\$/t	Comex Stat (2024)
Óleo fúsel	53,65	US\$/t	Marinho (2020) ¹
Dióxido de carbono	70-100	US\$/t	CCS Brasil (2023)
Vapor de baixa pressão	$1,90 \times 10^{-6}$	US\$/kJ	Aspen HYSYS® v14
Água de resfriamento	$2,12 \times 10^{-7}$	US\$/kJ	Aspen HYSYS® v14
Energia elétrica	0,112	US\$/kW	Global/PetroPrices (2024)
Tratamento de efluentes	76,94	US\$/t	Turton <i>et al.</i> (2012) ¹

¹Valores atualizados pela inflação

Fonte: Elaboração própria.

Para o preço do carbono, como os dados deste mercado ainda são escassos no Brasil, utilizou-se os valores de US\$ 70 por tonelada de CO₂ para projetar um cenário conservador e de US\$ 100 por tonelada de CO₂ para um cenário mais otimista, conforme adotado por CCS Brasil (2023) em seu Relatório Anual. O custo da eletricidade de US\$ 0,112 por kW foi obtido da página Global/PetroPrices (2024), e

corresponde ao preço médio cobrado no Brasil pela energia elétrica no setor empresarial nos três primeiros trimestres de 2024. Os custos com água de resfriamento e vapor de baixa pressão foram obtidos através do próprio simulador e são apresentados na Tabela 10.

Os valores referentes a anos anteriores a 2023, como o custo da água de processo (TURTON *et al.*, 2012), tratamento de efluentes até nível terciário (TURTON *et al.*, 2012) e óleo fúsel (MARINHO, 2020) foram atualizados para o ano de 2024 conforme a inflação (COINNEWS MEDIA GROUP, 2024). Para a conversão dos valores em real para dólar, considerou-se o valor médio de R\$ 5,08, estimado a partir das taxas de câmbio mensais para o primeiro semestre de 2024, divulgados pela Receita Federal (BRASIL, 2024d).

3.3.1 Investimento

Neste estudo, foi adotado o método de Lang para estimar o investimento total necessário à construção das etapas de fermentação e destilação da planta. Esse método apresenta uma margem de incerteza de $\pm 35\%$ e tem como ponto de partida a determinação do preço *Free on Board* (f.o.b.) de cada equipamento do processo (SEIDER *et al.*, 2016). Os valores f.o.b. podem ser obtidos por meio de equações empíricas disponíveis na literatura. Contudo, como essas equações foram desenvolvidas em períodos específicos, os valores precisam ser ajustados à realidade atual utilizando o índice CEPCI – *Chemical Engineering Plant Cost Index* (YOUNG, 2015).

Após determinar o custo total f.o.b. dos equipamentos, é necessário multiplicar esse valor por 1,05 para incorporar os custos de transporte até a planta. Em seguida, o valor ajustado é multiplicado pelo fator de Lang (f_L) para calcular o investimento fixo total. Esse procedimento pode ser resumido pela Equação (18).

$$I_F = 1,05 \times f_L \times \sum_i \left(\frac{PCI}{PCI_b} \right) C_i \quad (18)$$

Em que:

I_F ≡ investimento fixo;

f_L ≡ fator de Lang;

PCI ≡ *Plant Cost Index* para o ano de projeto;

PCI_b ≡ *Plant Cost Index* para o ano base;

C_i ≡ custo f.o.b. de aquisição do equipamento i.

O fator de Lang utilizado neste estudo é 3,63, aplicável a plantas que processam fluidos e sólidos, conforme indicado por Thielmann (2021). Esse fator incorpora uma série de custos adicionais, como os relacionados à instalação, instrumentação e controle, tubulações, sistema elétrico, edificações auxiliares, aquisição de terreno, custos de construção e engenharia, além de taxas associadas. Para determinar o investimento total, soma-se ao investimento fixo o capital de giro, que representa aproximadamente 15% do investimento total (YOUNG, 2015).

Os custos dos equipamentos foram estimados com base nos dados apresentados por Seider *et al.* (2016), que empregaram um *Plant Cost Index* (PCI) de 567, referente ao ano de 2013. Esses autores compilaram informações disponíveis na literatura e desenvolveram equações empíricas para estimar os preços f.o.b. dos equipamentos. Neste trabalho, as fórmulas utilizadas para o cálculo desses custos estão detalhadas nas seções subsequentes. Todos os valores estimados foram corrigidos para refletir o índice do primeiro semestre de 2024, utilizando um PCI de 799, referente à média dos meses de janeiro a junho (MAXWELL, 2024).

Uma simplificação adotada neste estudo diz respeito ao material dos equipamentos. O aço carbono é amplamente utilizado em projetos de CCS devido às suas propriedades mecânicas favoráveis e ao baixo custo, características que o tornam vantajoso para projetos que envolvem transporte a longas distâncias (MIRANDA JUNIOR, 2019). Contudo, esse material apresenta suscetibilidade à corrosão durante o transporte de fluidos, especialmente na presença de CO₂ e água. Embora a formação de camadas de óxidos ou outros produtos de corrosão sobre o metal possa, em alguns casos, exercer um efeito protetor ao agir como barreira contra o ambiente externo (CASTRO, 2017), a análise detalhada desses fenômenos não foi incluída neste trabalho devido ao caráter preliminar do estudo. Assim, optou-se por desconsiderar os efeitos da corrosão e assumir o uso de aço carbono para estimar o custo de todos os equipamentos.

3.3.1.1 Custo dos compressores

O custo de todos os compressores, considerados aqui como do tipo alternativo, foi estimado a partir de suas respectivas potências (P_C), em hp, usando a Equação (19) (SEIDER *et al.*, 2016).

$$C_C = \exp\{4,6762 + 1,233[\ln(P_C)]\} \quad (19)$$

3.3.1.2 Custo das bombas

As bombas P-201 e P-301 foram projetadas como bombas centrífugas, cujo custo base pode ser calculado conforme Equação (20) (SEIDER *et al.*, 2016).

$$C_B = \exp\{12,1656 - 1,1448[\ln(S)] + 0,0862[\ln(S)]^2\} \quad (20)$$

Em que S é o fator de tamanho da bomba, obtido pela Equação (21), que relaciona a vazão volumétrica L do fluido (em gal/min) e a altura manométrica H (em ft), sendo esta última medida dada pela razão entre o acréscimo de pressão (kgf/cm²) e a densidade na sucção (kg/m³) (SEIDER *et al.*, 2016).

$$S = L \times H^{0,5} \quad (21)$$

O custo final das bombas centrífugas (C_P) é obtido através da Equação (22), produto de C_B com os fatores F_M (relacionado ao material da bomba) e F_T (fator de tipo de bomba). Para bombas centrífuga de um estágio e operação a 3600 rpm, F_T é igual a 1; para aço carbono, F_M equivale a 1,35. Além disso, é necessário somar o termo C_M relativo ao custo do motor elétrico, calculado pela Equação (23) (SEIDER *et al.*, 2016).

$$C_P = F_T F_M C_B + C_M \quad (22)$$

$$C_M = 1,8 \exp \left\{ \begin{array}{l} 5,9332 + 0,16829[\ln(P_C)] - 0,110056[\ln(P_C)]^2 \\ + 0,071413[\ln(P_C)]^3 - 0,0063788[\ln(P_C)]^4 \end{array} \right\} \quad (23)$$

Em que o fator 1,8 refere-se à proteção contra explosões e P_C é a potência requerida pelo motor, em hp, dada pela Equação (24) (SEIDER *et al.*, 2016).

Nota-se que P_C é dependente da potência da bomba (P_B , em hp), da densidade do fluido (ρ , em lb/gal), e das eficiências da bomba (η_P) e do motor (η_M) – estas duas podem ser estimadas através das Equações (25) e (26), respectivamente (SEIDER *et al.*, 2016).

$$P_C = \frac{P_B}{\eta_M} = \frac{LH\rho}{3300\eta_M\eta_P} \quad (24)$$

$$\eta_P = -0,316 + 0,24015[\ln(Q)] - 0,01199[\ln(Q)]^2 \quad (25)$$

$$\eta_M = 0,80 + 0,0319[\ln(P_B)] - 0,00182[\ln(P_B)]^2 \quad (26)$$

Já para as bombas do sistema de desidratação de CO₂ via TEG (P-401 e P-402), optou-se pelas bombas de deslocamento positivo, caracterizadas por serem mais adequadas para trabalhar com baixas vazões, líquidos de maior viscosidade e pressões mais elevadas. Seu custo base é obtido pela Equação (27) e está relacionada com a potência da bomba, a qual pode ser calculada da mesma forma que para as bombas centrífugas conforme Equação (24), porém, pelo fato das bombas alternativas apresentarem eficiências mais elevadas, pode ser assumido um valor de η_P igual a 90% (SEIDER *et al.*, 2016).

$$C_B = \exp\{7,9361 + 0,26986[\ln(P_B)] + 0,06718 [\ln(P_B)]^2\} \quad (27)$$

Por fim, calcula-se custo final das bombas usando a Equação (28), em que o fator de material para aço carbono é igual 1,5 (SEIDER *et al.*, 2016).

$$C_P = F_M C_B + C_M \quad (28)$$

3.3.1.3 Custo dos trocadores de calor

Todos os trocadores de calor, revedores e condensadores foram projetados como trocadores do tipo casco e tubo por apresentarem área de troca térmica superior a 200 ft², conforme recomendado por Seider *et al.* (2016), sem especificações com relação ao número de passagens nos cascos ou tubos. O custo base (C_B) e o custo final (C_E) para esse tipo de trocador de calor com cabeçote flutuante podem ser estimados através das Equações (29) e (30) (SEIDER *et al.*, 2016).

$$C_E = F_P F_M F_L C_B \quad (29)$$

$$C_B = \exp\{12,0310 - 0,8709[\ln(A_T)] + 0,09005 [\ln(A_T)]^2\} \quad (30)$$

Em que o fator de material (F_M) para tubos e cascos feitos de aço de carbono é igual a 1; o fator de pressão no casco (F_P) para pressões abaixo de 100 psig equivale

a 1; e o fator de correção de comprimento de tubo (F_L) para 20 ft, valor adotado para todos os trocadores deste trabalho, é igual a 1 (SEIDER *et al.*, 2016).

3.3.1.4 Custo das torres

O cálculo do custo das torres (C_T) foi realizado utilizando a Equação (31), na qual C_V representa o custo do vaso (SEIDER *et al.*, 2016).

$$C_T = F_M C_V + C_{PL} + V_P C_{PK} \quad (31)$$

Em que o fator F_M varia conforme o material utilizado. Neste estudo, como todas as colunas foram projetadas em aço carbono, este foi sempre considerado igual a 1.

Além dos custos associados ao vaso, também deve ser levado em consideração o custo relativo à instalação de plataformas e escadas (C_{PL}), dada pela Equação (32), em que D é o diâmetro interno da coluna (ft) e L é sua altura (ft) (SEIDER *et al.*, 2016).

$$C_{PL} = 341 \times D^{0,63316} \times L^{0,80161} \quad (32)$$

Como neste estudo usou como premissa o uso de colunas recheadas, o termo $V_P C_{PK}$ refere-se ao custo de aquisição do material de recheio. Anéis de Pall metálicos de 1 polegada têm um custo aproximado (C_{PK}) de 56 US\$/ft³, enquanto os de 2 polegadas custam cerca de 36 US\$/ft³ (SEIDER *et al.*, 2016). O cálculo do volume de recheio necessário (V_P) é feito com base no diâmetro interno e na altura útil da coluna, excluindo as seções correspondentes ao condensador e ao revedor.

O custo do vaso é determinado com base no seu peso (W, em libras), conforme indicado na Equação (33) (SEIDER *et al.*, 2016).

$$C_V = \exp\{10,5449 - 0,4672[\ln(W)] + 0,05482 [\ln(W)]^2\} \quad (33)$$

O peso do vaso, por sua vez, é obtido em lb pela Equação (34) (SEIDER *et al.*, 2016).

$$W = \pi(D + t_s)(L + 0.8D)t_s\rho_M \quad (34)$$

Em que:

$D \equiv$ diâmetro interno (in);

$t_s \equiv$ espessura do vaso (in);

$L \equiv$ altura do vaso (in);

$\rho_M \equiv$ densidade do material (para o aço carbono, é igual a 0,284 lb/in³).

Desprezando os efeitos de vento e terremoto, a espessura do vaso pode ser estimada conforme as Equações (35) e (36) (SEIDER *et al.*, 2016).

$$t_s = \frac{P_d D}{2SE - 1,2P_d} \quad (35)$$

$$P_d = \exp\{0,60608 + 0,91615[\ln(P)] + 0,0015655[\ln(P)]^2\} \quad (36)$$

Em que:

$P_d \equiv$ pressão de projeto do vaso (psig) – cuja Equação (36) é válida para pressões entre 10 e 1.000 psig, sendo assumida como 10 psig para pressões de operação entre 0 e 5 psig;

$P \equiv$ pressão de operação (psig);

$S \equiv$ limite máximo de estresse que o material da coluna pode suportar à temperatura de operação – para os cenários considerados, foi adotado o valor de 13.750 psi.

$E \equiv$ eficiência da soldagem. Usa-se o valor igual a 1, porém, caso o resultado entrado para a espessura for menor que 1,25", a conta deve ser feita utilizando o valor de 0,85 para um resultado mais conservador (SEIDER *et al.*, 2016).

A espessura obtida pela Equação (35) pode não refletir a espessura final da coluna. Por motivos de segurança estrutural, é exigida uma espessura mínima conforme o diâmetro da coluna, as quais se encontram detalhadas na Tabela 11 (SEIDER *et al.*, 2016).

Tabela 11 – Espessuras mínimas para vasos a partir do diâmetro interno

Diâmetro interno (ft)	Espessura mínima (in)
< 4	1/4
4 a 6	5/16
6 a 8	3/8
8 a 10	7/16
10 a 12	1/2

Fonte: Seider *et al.* (2016).

Depois de calcular a espessura utilizando a Equação (35) ou a Tabela 11, é necessário adicionar 1/8 de polegada para compensar a corrosão do material (SEIDER *et al.*, 2016).

3.3.1.5 Custo dos reatores e vasos de tratamento

De modo geral, os reatores e vasos de tratamento podem ser considerados como vasos de pressão, sendo seu custo total estimado através da Equação (37) (SEIDER *et al.*, 2016).

$$C_V = F_M C_B + C_{PL} \quad (37)$$

Em que C_{PL} é o custo relativo à instalação de plataformas e escadas; F_M equivale ao fator material (para aço carbono, seu valor é de 1); C_B é o custo base do vaso. Para os reatores, que foram projetados como vasos verticais, C_B e C_{PL} podem ser calculados a partir das Equações (38) e (39) (SEIDER *et al.*, 2016).

$$C_B = \exp\{7,1390 + 0,18255[\ln(W)] + 0,02297 [\ln(W)]^2\} \quad (38)$$

$$C_{PL} = 410 \times D^{0,73690} \times L^{0,70684} \quad (39)$$

Para cada reator, adicionou-se ainda o custo do agitador do tipo turbina com jaqueta para resfriamento do meio a 32 °C, dado pela Equação (40) (SEIDER *et al.*, 2016).

$$C_A = 4105 \times S^{0,57} \quad (40)$$

Em que S é a potência da turbina. Para a mistura de suspensão de partículas sólidas, como é o caso dos fermentadores, o valor de S pode ser calculado considerando uma proporção de 10 hp/galão de volume reacional (SEIDER *et al.*, 2016).

Já os vasos de tratamento do levedo foram projetados como vasos horizontais, cujos C_B e C_{PL} devem ser calculados a partir das Equações (41) e (42) (SEIDER *et al.*, 2016).

$$C_B = \exp\{5,6336 + 0,4599[\ln(W)] + 0,00582 [\ln(W)]^2\} \quad (41)$$

$$C_{PL} = 2275 \times D^{0,2094} \quad (42)$$

O peso dos reatores e vasos de tratamento foram calculados da mesma maneira que foi feita para as torres, conforme a Equação (34).

3.3.1.6 Custo dos vasos *knockout*

Os vasos *knockout* do sistema de compressão são projetados da mesma forma que os reatores, através das Equações (37) e (38), não considerando o custo de plataformas e escadas, pois os vasos envolvidos são pequenos.

3.3.1.7 Custo das centrífugas

O custo das centrífugas é facilmente estimado através da vazão mássica de sólidos (S) em toneladas por hora, conforme Equação (43) (SEIDER *et al.*, 2016).

$$C_{CZ} = 68040 \times S^{0,5} \quad (43)$$

Geralmente, as centrífugas operam a uma potência de aproximadamente 1 kWh/m³ com relação a vazão volumétrica de alimentação (SZEPESSY; THORWID, 2018). Esta razão foi utilizada para estimar a potência das centrífugas.

3.3.2 Custos de manufatura

Segundo Turton *et al.* (2012), os custos de produção referem-se aos gastos envolvidos na operação diária de uma planta e para seu cálculo, deve-se dividi-lo em três grupos principais: custos diretos, custos indiretos e despesas gerais.

Dentre os custos diretos, pode-se citar os gastos com matéria-prima, catalisadores, disposição de efluentes, solventes e utilidades, os quais podem ser facilmente estimados através do produto entre o seu preço e a vazão (para correntes de processo) ou a energia (para correntes de utilidades) requerida ao longo do horizonte de um ano de operação.

O custo com mão-de-obra é determinado a partir do número de operários requeridos na planta, por turno, dado pela Equação (44) (TURTON *et al.*, 2012).

$$N_{OP} = (6,29 + 31,7P^2 + N_{NP})^{\frac{1}{2}} \quad (44)$$

Em que:

$P \equiv$ número de processos envolvendo transporte, distribuição, remoção ou controle de formação de sólidos;

$N_{NP} \equiv$ número de equipamentos que não envolve o manuseio de sólidos particulados, que engloba colunas, compressores, reatores e trocadores de calor.

Considerou-se uma média de 49 semanas de trabalho por ano, com cinco turnos de 8 horas por semana, totalizando 245 turnos por ano. A planta de etanol de cana-de-açúcar opera, em média, 4.008 horas por ano, correspondendo ao período de colheita da matéria-prima (NOVA CANA, 2013). Assim, o número de operadores que a planta precisa para operar toda a cadeia de produção durante 24 horas por dia (equivalente a 501 turnos) pode ser estimado como 2,04 vezes o número de operadores necessários por turno.

Neste trabalho, considerou-se o salário bruto de um operador industrial no Brasil como sendo igual a R\$ 2.500 por mês, ou cerca de US\$ 3,07 por hora (GLASSDOOR, 2024). Considerando o pagamento de impostos e tributos pelo regime tributário de Lucro Presumido, estima-se que o empregador desembolsa um valor adicional de 68% referente ao salário (CATHO, 2023). Neste caso, totaliza-se um custo por funcionário de aproximadamente R\$ 4.200 por mês, ou US\$ 5,16 por hora.

As relações para estimar os outros custos diretos podem ser vistos na Tabela 12, bem como os custos indiretos e despesas gerais considerados.

Tabela 12 – Relações usadas para cálculo dos custos

Custo	Relação
Supervisão Técnica (C_{ST})	$C_{ST} = 0,15 C_{MO}$
Manutenção e Reparos (C_{MR})	$C_{MR} = 0,06 I_F$
Suprimentos Operacionais (C_{SO})	$C_{SO} = 0,15 C_{MR}$
Encargos de Laboratório (C_{LAB})	$C_{LAB} = 0,15 C_{MO}$
Patentes e Royalties (C_{PR})	$C_{PR} = 0,03 C_{PT}$
Empacotamento e Estocagem (C_{EE})	$C_{EE} = 0,06 (C_{MO} + C_{ST} + C_{MR})$
Impostos Locais (C_{IL})	$C_{IL} = 0,015 I_F$
Juros (C_J)	$C_J = 0,005 I_F$
Custos Administrativos (C_{ADM})	$C_{ADM} = 0,25 C_{EE}$
Distribuição e Venda dos Produtos (C_{DIST})	$C_{DIST} = 0,10 C_{PT}$
Pesquisa e Desenvolvimento ($C_{P&D}$)	$C_{P&D} = 0,05 C_{PT}$

Fonte: Elaboração própria, com base em Thielmann (2021) e Turton *et al.* (2012).

Em que C_{MP} equivale ao custo com matéria-prima; C_{MO} é o custo com mão de obra; I_F é o custo com o investimento fixo e C_{PT} é o custo de produção total.

3.3.3 Critérios de avaliação econômica

A análise econômica da implementação de CCS na produção de etanol hidratado foi baseada em três casos distintos: Caso 1, com a implementação apenas da planta de produção de etanol, sem abatimento das emissões; Caso 2, projeto do processo de condicionamento do gás gerado na fermentação, sem considerar a produção do etanol; e Caso 3, investimento em uma planta integrada, que produz etanol como produto principal e realiza a comercialização do CO₂ gerado através do sistema de compressão e desidratação. Para os três casos, foram considerados dois cenários – conservador, em que o CO₂ é comercializado por um preço de venda de US\$ 70 por tonelada de gás; e otimista, cujo preço do carbono equivale a US\$ 100 por tonelada de gás (CCS BRASIL, 2023).

Os parâmetros econômicos adotados neste estudo para avaliação do projeto incluem o investimento fixo total da planta, os custos de produção, o lucro líquido, o valor presente líquido (VPL), os preços de equilíbrio do etanol e do CO₂, o período de retorno do investimento (*payback*) e a taxa interna de retorno (TIR).

O lucro líquido anual foi determinado pela diferença entre a receita total – obtida através da multiplicação do preço de venda do produto pela massa total produzida – e o custo total de produção, ambos considerados para um ciclo de operação de um ano. Considerou-se, ainda, o Imposto de Renda Pessoa Jurídica – IRPJ (15% sobre o lucro após desconto da depreciação, mais 10% sobre o valor que exceder R\$ 240 mil anuais) e o Contribuição Social sobre o Lucro Líquido – CSLL (9% para empresas em geral) para a obtenção do lucro líquido após taxas. O período de depreciação considerado equivale ao tempo de operação da planta a uma taxa de 10%.

Os fluxos de caixa foram elaborados considerando uma operação total de 23 anos, dos quais os três primeiros são destinados à construção da planta. Nesse período, o investimento fixo foi alocado em parcelas de 30%, 40% e 30%, respectivamente. O capital de giro foi incluído no quarto ano, marcado pelo início das operações da planta, cuja vida útil é projetada para 20 anos, estendendo-se até o vigésimo terceiro ano, em que o capital de giro é recuperado juntamente do valor residual. Levando em conta os riscos associados ao investimento na destilaria autônoma, considerou-se uma taxa mínima de atratividade (TMA) de 15%,

aproximadamente 1/3 superior a taxa básica de juros, a Selic, que atualmente é de 11,25% (LIMA, 2024).

O período de *payback* foi obtido a partir da análise do fluxo de caixa, considerando 20 anos de operação e 3 anos para a construção da planta. O preço de equilíbrio foi encontrado variando os preços do etanol e do CO₂ até que o VPL se igualasse a zero, quando aplicáveis.

4 RESULTADOS E DISCUSSÕES

4.1 OUTPUT DAS SIMULAÇÕES

O fluxograma completo de simulação pode ser consultado na Figura 23 e as informações resultantes de todas as correntes de processo são apresentadas na Tabela 17, ambos localizados no Apêndice 1.

Como principais dados de saída da simulação de produção de etanol, foram obtidos 33,89 t/h de etanol hidratado com 7,5% em massa de água, ou seja, dentro do teor permitido pela lei brasileira para sua comercialização em postos de abastecimento, além de 121 kg/h de óleo fúsel.

Com relação às unidades de compressão e desidratação, foi possível realizar a recuperação de 98,03% do CO₂ que seria liberado para a atmosfera. Foram necessários 8,6 kg de TEG para cada kg de água absorvida. Dessa forma, foi gerada uma corrente de 29,68 t/h de gás a 80 bar e 40 °C, composto em base molar por 99,62% de CO₂, 0,37% de H₂, 82,6 ppm de amônia e 48,5 ppm de água. Isto representa a recuperação de 118,98 mil toneladas de CO₂ por ano, que originalmente seria emitido para a atmosfera.

A Tabela 13 mostra o consumo de utilidades na planta. A etapa de produção de etanol apresenta demanda de 77,7 MW de vapor de baixa pressão (LPS), o que representa cerca de 99,95% do consumo de toda a planta. Isto se deve a necessidade de aquecimento de elevadas vazões de líquido no trocador E-201 e no revededor da coluna T-202, que consomem, respectivamente, 51% e 40% de LPS relativos à demanda total de produção de etanol com captura de carbono.

Tabela 13 – Consumo de energia elétrica e carga térmica para utilidades na planta

Item	Energia requerida ou carga térmica (kW)		
	Produção de etanol	Pós-tratamento do gás	Total
Vapor de baixa pressão	77.713,59	35,34	77.748,93
Água de refrigeração	31.602,75	4.784,01	36.386,76
Eletricidade	556,90	3.387,19	3.944,09

Fonte: Elaboração própria.

O condensador da coluna T-203 possui o maior consumo de água de refrigeração (CW) de toda a planta, igual a 25,7 MW, o que corresponde a 71% de toda a demanda. Dessa forma, a etapa de produção de etanol também se estabelece

como a principal consumidora de CW com 31,6 MW (87% de toda a planta), enquanto a etapa de pós-tratamento do gás para CCS requer 4,78 MW de CW (13% restantes da planta), sendo 99,8% desta demanda direcionada para o resfriamento das correntes de gás nos *intercoolers*.

Por outro lado, no que diz respeito ao uso de energia elétrica, a etapa de pós-tratamento de gás lidera como maior consumidora com 3,4 MW (86% de toda a planta) devido aos compressores utilizados para pressurizar as correntes de gás. A unidade a montante, responsável pela geração de etanol hidratado, apresenta demanda de 0,6 MW (14% restantes da planta), quase toda esta potência responsável pelo funcionamento das centrífugas utilizadas para a separação da levedura.

Os dados discutidos relativos às utilidades mostram a importância em realizar melhorias no processo, como a integração energética das correntes para redução do consumo de LPS e CW. Da mesma forma, caso fossem consideradas as etapas a montante da fermentação, poder-se-ia aproveitar a bioeletricidade gerada a partir do bagaço da cana-de-açúcar para abater parte do consumo de eletricidade.

Os resultados obtidos através da simulação permitiram determinar as correntes de entrada e saída de cada equipamento, bem como o consumo de utilidades. Essas informações foram fundamentais para o cálculo dos custos de fabricação, da receita e para o dimensionamento dos principais equipamentos da planta utilizando a metodologia descrita na seção 3.3. A seguir, são apresentados os resultados da análise econômica.

4.2 ANÁLISE DO INVESTIMENTO FIXO

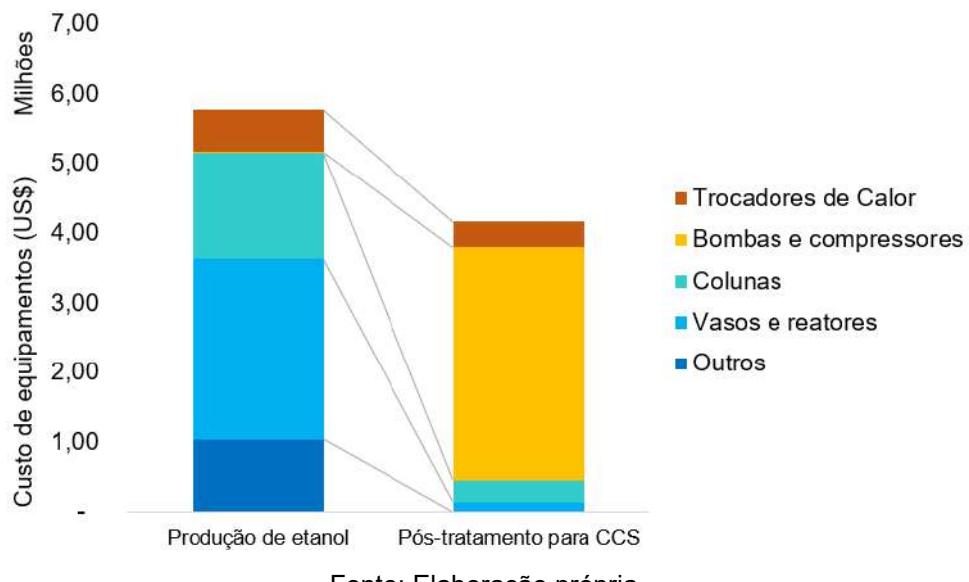
A Figura 17 mostra o custo total dos equipamentos do processo proposto, equivalente a US\$ 9,94 milhões, dividindo-o em duas principais etapas: produção de etanol, contemplando os processos de fermentação e destilação; e pós-tratamento do gás biogênico visando armazenamento de CO₂, que engloba as unidades de compressão e desidratação. Uma descrição mais detalhada dos custos e das características de cada equipamento, como dados de processo e especificações de projeto encontra-se no Apêndice 2.

Nota-se que a maior participação do investimento fixo se dá na primeira etapa, em que, juntos, as torres de destilação, os fermentadores e os vasos de tratamento de levedura representam mais de US\$ 4,11 milhões, cerca de 41% de todo o custo estimado. Isso se deve, principalmente, pelas elevadas vazões volumétricas das

correntes líquidas e sólidas que, combinadas com os tempos de residência necessários para a produção de etanol e o tratamento da levedura, resultaram em reatores e vasos de maiores dimensões. Além disso, a quantidade de colunas envolvidas no processo de destilação, associada às maiores vazões mássicas de líquido e gás em seu interior, implicam em altura e diâmetro mais elevados e, consequentemente, maior custo de investimento.

As unidades de condicionamento do CO₂, entretanto, também contribuem significativamente no investimento calculado, visto que é necessário pressurizar o gás a pressões elevadas para a desidratação e, posteriormente, para sua exportação, ao mesmo tempo que ele é resfriado para manter-se a 30 °C. Por esse motivo, o gás passa por uma sequência de compressores e trocadores de calor, sendo os gastos mais expressivos nesta etapa, que correspondem a 37% de todo o custo com equipamentos estimado.

Figura 17 – Comparação do custo dos equipamentos para as etapas de produção de etanol e pós-tratamento do gás para armazenamento



Fonte: Elaboração própria.

4.3 ANÁLISE DOS INDICADORES ECONÔMICOS

A Tabela 14 mostra a demonstração contábil do resultado do exercício (DRE) relativo a um ano de operação para os três casos. São detalhados também os custos de investimento, custos totais de produção, a receita anual de vendas de etanol, óleo fúsel e CO₂, e o lucro líquido anual.

Tabela 14 - Demonstrativo do Resultado do Exercício para os diferentes cenários (em 10³ US\$)

	Caso 1	Caso 2	Caso 3
Investimento			
Custo total dos Equipamentos	5.775,56	4.162,14	9.937,70
Investimento Fixo	22.013,56	15.863,99	37.877,54
Capital de Giro	3.884,75	2.799,53	6.684,27
Investimento Total	25.898,30	18.663,51	44.561,82
Custos de Produção			
Custos Diretos			
Matéria-Prima e Solventes			
Cana-de-açúcar	50.240,69	-	50.240,69
Água	148,00	6,28	154,28
Amônia	176,89	-	176,89
TEG	-	0,64	0,64
Mão de Obra	489,57	134,84	496,64
Supervisão Técnica	73,44	20,23	74,47
Utilidades			
Vapor de baixa pressão	2.130,50	0,97	2.131,47
Água de resfriamento	96,88	14,67	111,54
Eletricidade	249,99	1.520,49	1.770,49
Disposição de Efluentes	1,93	6,45	8,38
Manutenção e Reparos	1.320,81	951,84	2.272,65
Suprimentos Operacionais	198,12	142,78	340,90
Encargos de Laboratório	73,44	20,23	74,50
Patentes e Royalties	2.087,32	145,13	2.222,34
Subtotal	57.287,58	2.964,52	60.075,89
Custos Indiretos			
Empacotamento e Estocagem	1.130,29	664,14	1.706,27
Impostos Locais	330,20	237,96	568,16
Juros	110,07	79,32	189,39
Subtotal	1.570,57	981,42	2.463,82
Depreciação	2.201,36	1.586,40	3.787,75
Despesas Gerais			
Custos Administrativos	282,57	166,04	426,57
Distribuição e Venda dos Produtos	6.957,73	483,76	7.407,80
Pesquisa e Desenvolvimento	3.478,87	241,88	3.703,90
Subtotal	10.719,17	891,68	11.538,27
Custo Total de Produção	69.577,31	4.837,62	74.077,98
Receita			
Venda anual de Etanol Hidratado	96.642,32	-	96.642,32
Venda anual de Óleo Fúsel	26,02	-	26,02
Venda anual de CO ₂ (US\$ 70/t)	-	8.328,36	8.328,36
Venda anual de CO ₂ (US\$ 100/t)	-	11.897,68	11.897,68
Receita Total (cenário conservador)	96.668,34	8.328,36	104.996,71
Receita Total (cenário otimista)	96.668,34	11.897,68	108.566,02
Lucro Líquido Anual (após taxas)			
Cenário conservador	18.663,26	2.847,99	21.698,92
Cenário otimista	18.663,26	5.203,74	24.054,66

Fonte: Elaboração própria.

Pode-se notar que, em termos de lucro líquido, o Caso 3 destacou-se como o mais vantajoso, tanto no cenário conservador (16% superior ao Caso 1), quanto no otimista, sendo 29% superior ao valor do Caso 1, que ocupa o segundo lugar. Por ser uma combinação dos Casos 1 e 2, o terceiro caso foi positivamente impactado com relação ao primeiro por conta do Caso 2. Este último, por sua vez, apresentou lucro de 2,8 bilhões de dólares considerando um preço de venda de US\$ 70 por tonelada de CO₂ e 5,2 bilhões de dólares para o cenário de US\$ 100 por tonelada de CO₂.

O Caso 1, que pode ser considerado como etapa de produção de etanol, apresenta custos de utilidades superiores ao Caso 2 (compressão e desidratação do gás). Para o primeiro, predomina-se o uso de vapor de baixa pressão para as colunas de destilação, enquanto o segundo caso apresenta uma maior demanda de energia elétrica para os estágios de compressão de gás e de água resfriada para mantê-lo a 30 °C.

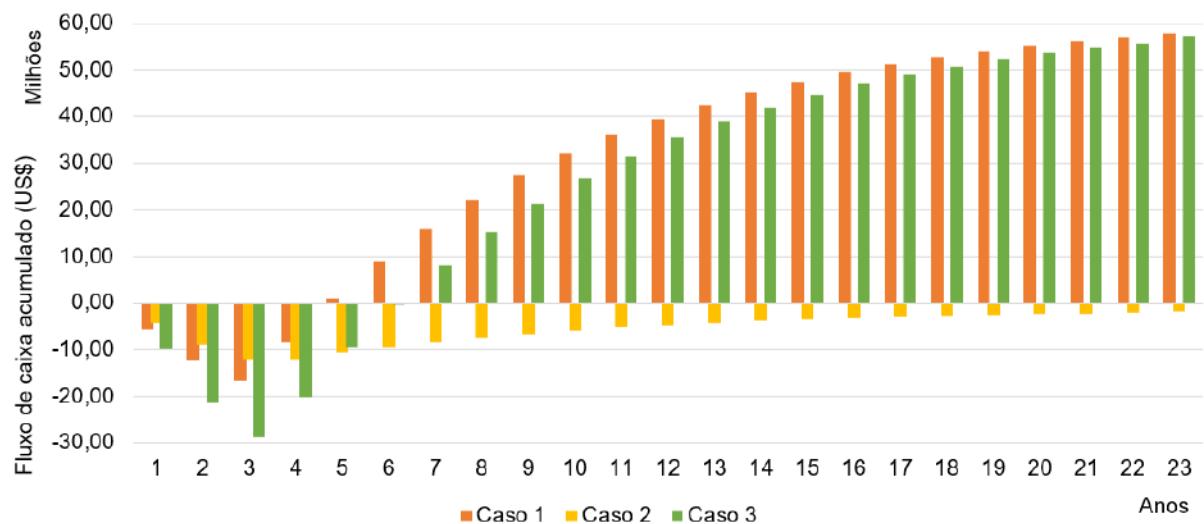
Os dados de faturamento, lucro e custo anual, isoladamente, não são suficientes para determinar a viabilidade de implementação dos processos. Para isso, é essencial avaliar o retorno financeiro ao longo do tempo, comparando-o com outras opções de investimento, como aqueles de renda fixa, que oferecem retornos garantidos. Por meio da aplicação da taxa mínima de atratividade (TMA), foi possível calcular o valor presente líquido (VPL) do fluxo de caixa de cada processo, o que consiste em descontar todas as entradas e saídas anuais para o valor presente. Assim, um VPL positivo indica que o projeto apresenta vantagens econômicas.

Para o cenário conservador, o maior VPL encontrado foi para o Caso 1, com um valor de US\$ 57,97 milhões ao final dos 23 anos de projeto, conforme ilustrado na Figura 18, seguido pelo Caso 3, com um VPL equivalente a US\$ 57,09 milhões, enquanto o Caso 2, com as premissas adotadas, apresenta um valor negativo de US\$ 1,77 milhões para esse indicador, resultado diretamente associado aos elevados gastos de investimento fixo envolvidos. Assim, este último projeto demandaria recursos adicionais, tornando-se economicamente inviável. Por este mesmo motivo, o Caso 3, apesar de observar um maior lucro líquido como observado no DRE, teve seu VPL reduzido com a adição do custo de investimento da unidade de condicionamento do gás.

Já para o cenário otimista, como mostra a Figura 19, obteve-se maior VPL para o Caso 3, equivalente a US\$ 66,79 milhões. A maior valorização no preço do CO₂ culminou em uma elevação do VPL em quase 17% com relação ao cenário

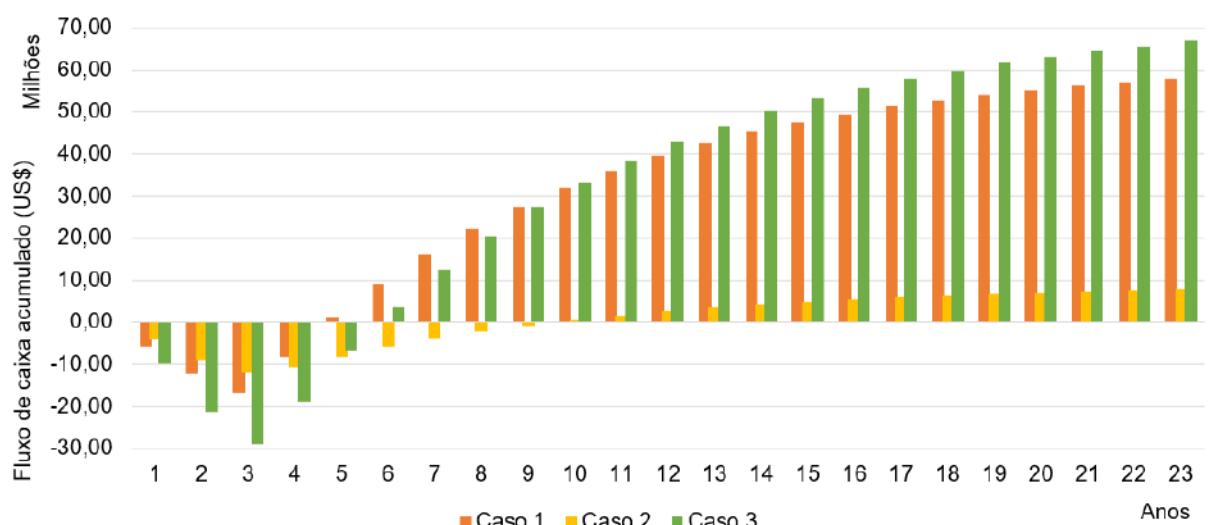
conservador, superando o Caso 1. O Caso 2, que anteriormente apresentava VPL negativo anteriormente, alcança um valor positivo de US\$ 7,93 milhões no cenário otimista, um crescimento de 548% com relação ao cenário conservador, o que justifica a elevação do VPL do Caso 3. Com o aumento da receita e, consequentemente, do lucro obtido a partir da venda de carbono, é possível superar os custos com investimento para implementação de CCS na produção de etanol, que representavam um gargalo no cenário conservador.

Figura 18 – Fluxo de caixa acumulado para os três casos de produção (cenário conservador)



Fonte: Elaboração própria.

Figura 19 – Fluxo de caixa acumulado para os três casos de produção (cenário otimista)



Fonte: Elaboração própria.

Com relação aos preços de equilíbrio para a venda do etanol hidratado, o Caso 1 apresenta um valor calculado de US\$ 0,55 por quilograma de produto, mostrando que, caso seu preço tivesse uma redução de 22,66%, haveria a ocorrência de um VPL igual a zero. Para o Caso 3, sob ótica conservadora, o preço de equilíbrio do etanol é de US\$ 0,56 por quilograma, equivalente a uma redução de 21,26% do valor original, ou seja, o Caso 1 demonstra-se mais vantajoso. Já para o Caso 3 otimista, obteve-se um valor de US\$ 0,53 por quilograma (25,48% inferior ao valor considerado), superando a vantagem do Caso 1. Não foi possível calcular o seu preço para o Caso 2, já que este não contempla a produção do etanol.

Já para o preço de equilíbrio de carbono para o Caso 2, o valor obtido foi de US\$ 75 por tonelada de CO₂. Ou seja, diante das premissas assumidas neste trabalho, seria necessário que o preço do carbono aumentasse em 7,14% (para o cenário conservador) ou reduzisse em 42,86% (para o cenário otimista) com relação aos valores atuais considerados para que o Caso 2 – referente ao projeto de exportação de gás para CCS em uma planta de etanol hidratado já existente – pudesse obter um VPL nulo (ignorando o fluxo de caixa do processo principal de produção de etanol). Estes resultados mostram que o preço de equilíbrio do CO₂ está bem próximo do cenário mais conservador, equivalente a 70 US\$/t, o que torna a implementação de CCS promissora, tendo em vista a perspectiva de valorização crescente das tecnologias que visam abatimento de emissões de carbono. Para o Caso 3, não foi possível obter o preço de equilíbrio para o CO₂, pois obter-se-ia um VPL positivo de US\$ 34,47 milhões mesmo caso seu preço de venda fosse nulo.

A Tabela 15 sumariza os indicadores calculados para os três casos. O Caso 1 apresenta uma TIR equivalente a 50%, superando os Casos 2 e 3, que possuem, respectivamente TIR de 12,9% e 37,1% no cenário conservador e TIR de 23,3% e 40,2% no cenário otimista. Apesar do primeiro caso possuir uma taxa significativamente mais competitiva que os outros casos, todos os resultados apresentam rentabilidade mais vantajosa que a TMA de 15% adotada, exceto o Caso 2 quando se considerou o preço do carbono equivalente a US\$ 70 por tonelada. Mesmo inferior à TMA, este caso ainda demonstrou apresentar rentabilidade superior a taxa de juros Selic, considerada como 11,25%.

Quando se compara o tempo de *payback*, observa-se que há uma diferença expressiva entre o Caso 2 e os demais. No cenário otimista, o Caso 1 já recupera o valor investido ao final do quinto ano, referente ao segundo ano de operação, e o Caso

3 possui tempo de retorno igual a seis anos, ou seja, com três anos de operação. Para o Caso 2, isso seria possível apenas sete anos após o início de funcionamento da planta (dez anos de tempo de vida). No cenário conservador, nem mesmo seria possível recuperar o investimento, pois o Caso 2 não apresentou VPL positivo.

Tabela 15 – Resultados dos indicadores econômicos para os três casos considerados

Indicador	Caso 1	Cenário conservador		Cenário otimista	
		Caso 2	Caso 3	Caso 2	Caso 3
VPL (US\$ milhões)	57,97	-1,77	57,09	7,93	56,41
Payback descontado	4,9 anos	-	6,1 anos	9,6 anos	5,7 anos
TIR	50,0%	12,9%	37,1%	23,3%	40,2%

Fonte: Elaboração própria.

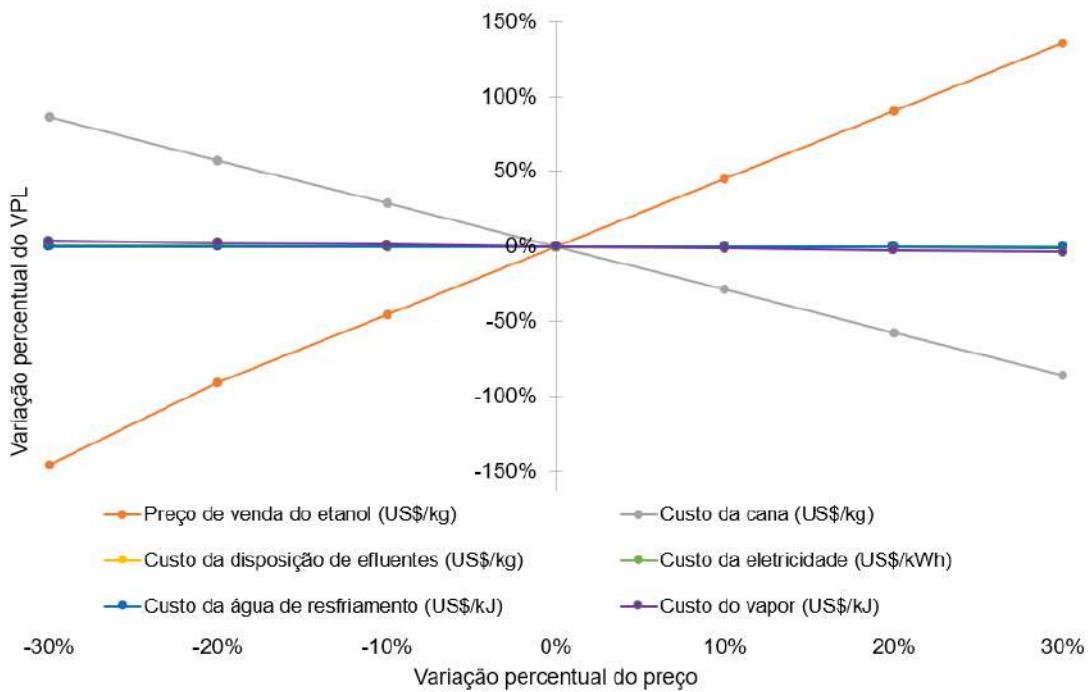
4.4 ANÁLISE DE SENSIBILIDADE

Com base nos resultados apresentados na seção 4.3, a análise de sensibilidade do valor presente líquido (VPL) destaca-se como uma ferramenta essencial para identificar quais variáveis independentes associadas aos custos de produção exercem maior impacto. Essa análise foi aplicada aos três casos para o cenário conservador e focam nas variáveis relacionadas aos custos do CCS. Para isso, foram realizadas variações de $\pm 30\%$ nos preços de venda do etanol e do CO₂, nos custos da cana-de-açúcar, nas três utilidades (água de resfriamento, vapor e energia elétrica), bem como nos custos associados ao tratamento de efluentes para sua disposição.

Para o Caso 1, o custo do vapor apresentou uma variação inferior a 3,7% no VPL, enquanto os impactos somados do custo da água de resfriamento, da disposição de efluentes e da eletricidade não chegam sequer a 0,6%, como mostra a Figura 20.

Os fatores determinantes para esse caso são, com certeza, o preço de venda do etanol, que alcançou uma variação superior a $\pm 136\%$ no indicador, e o custo da cana, o qual impactou em até $\pm 96\%$ do VPL. É interessante visualizar tal influência do preço do etanol hidratado, pois este pode ser relacionado como um dos motivos que leva a maioria das usinas de cana-de-açúcar a alternar a produção de sua instalação entre açúcar e etanol, direcionando para aquele produto que apresentar maior lucratividade conforme o preço de mercado atual de cada produto. O preço de venda do CO₂ não apresenta nenhum efeito no VPL, já que este caso não compreende as unidades voltadas a CCS.

Figura 20 – Análise de sensibilidade do VPL para o Caso 1



Fonte: Elaboração própria.

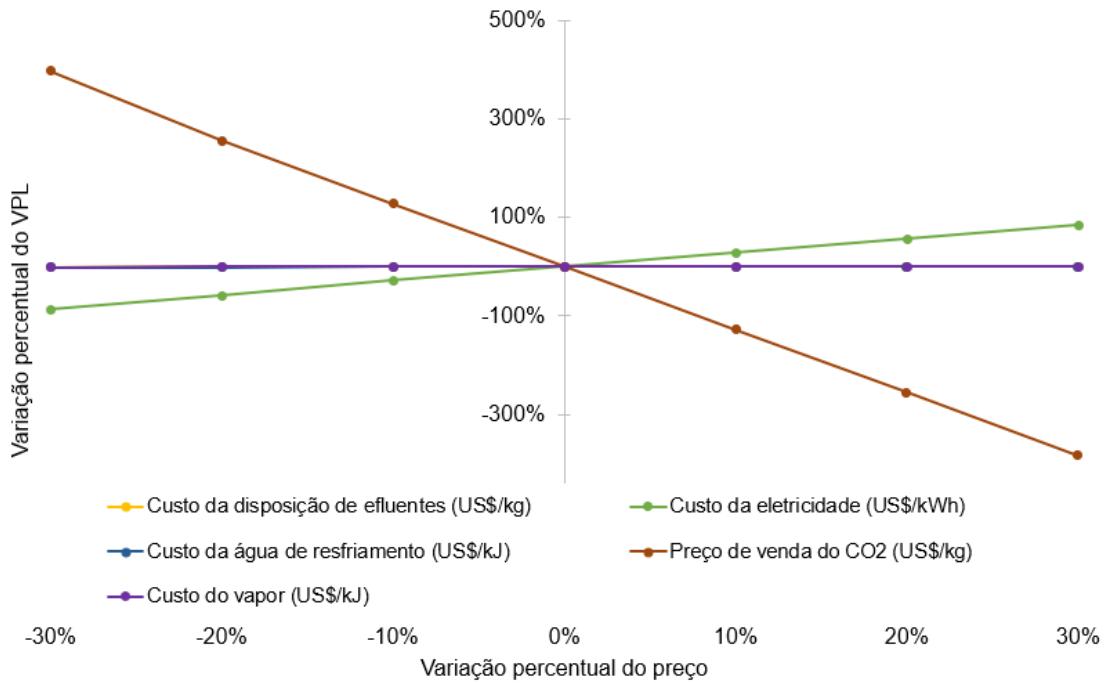
Já para o Caso 2, nota-se pela Figura 21 que o VPL para os processos para o condicionamento do gás para o *hub* são mais sensíveis a variações no preço do CO₂, que apresentou um impacto de até ±399% na análise de sensibilidade, seguido pelo custo da energia elétrica, que gerou uma variação de até ±85,4% no VPL. Quando somadas, as influências dos outros parâmetros independentes não chegam a 1,3%.

Por fim, analisou-se o Caso 3, que representa a junção dos dois primeiros casos. Por essa razão, as variáveis que se destacaram são as mesmas observadas previamente, mas o interessante a ser observado neste caso é como a junção de um caso economicamente viável com um inviável (no cenário conservador), que resultou em um VPL positivo, responde com relação às variáveis dependentes.

A Figura 22 permite visualizar que a combinação do preço do etanol e do custo da cana foi responsável por manter o projeto economicamente viável frente ao déficit de valor presente líquido associado às etapas de condicionamento do gás no cenário conservador, uma vez que estes são os parâmetros que mais apresentaram influência no Caso 3. Observa-se que um aumento ou redução de 30% no custo da cana-de-açúcar ou no preço do álcool apresentam, respectivamente, uma influência de ±87%

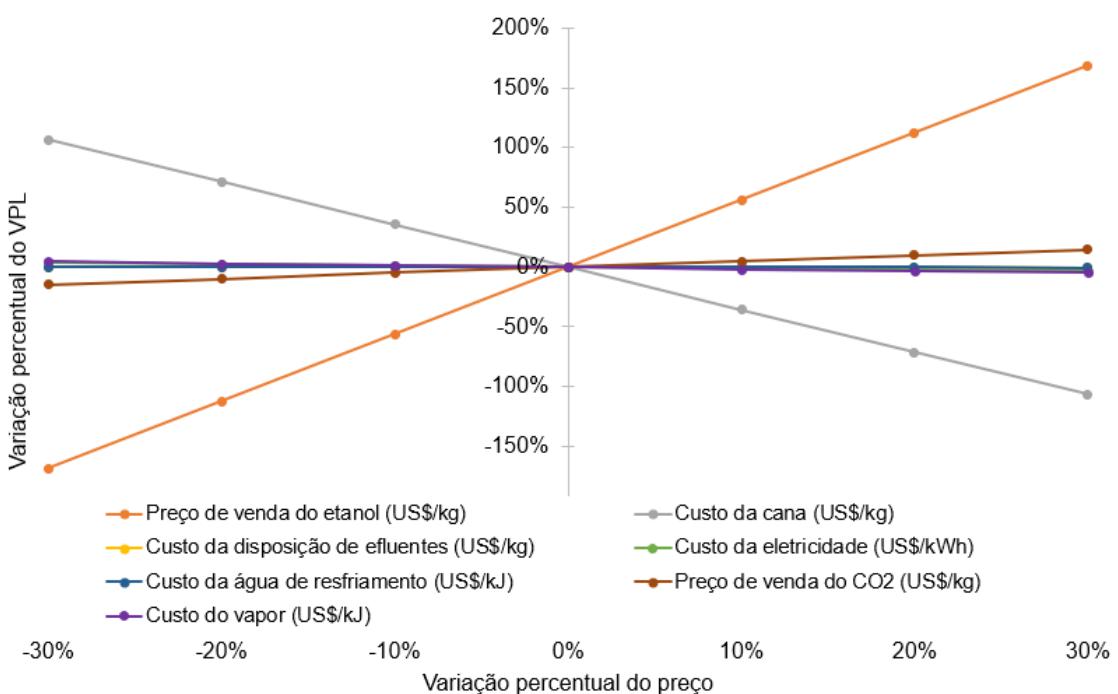
e $\pm 138\%$ no VPL. O preço de venda do carbono aparece em terceiro lugar, representando uma variação de até 11,9% no VPL.

Figura 21 – Análise de sensibilidade do VPL para o Caso 2



Fonte: Elaboração própria.

Figura 22 – Análise de sensibilidade do VPL para o Caso 3



Fonte: Elaboração própria.

4.5 CUSTOS DE CAPTURA DE CARBONO

A partir da simulação, foi possível usar os dados de vazão de CO₂ emitido com e sem a implementação do sistema de captura, estimando-se uma redução de 98,03% de massa de CO₂ emitido por massa de etanol hidratado (valor equivalente a eficiência de captura). Em contrapartida com a melhoria deste indicador de sustentabilidade da planta, há o aumento de alguns custos relacionados ao sequestro do carbono. A Tabela 16 ilustra os custos de captura de carbono na produção de etanol (Caso 3) comparados com os valores obtidos para o caso sem CCS (Caso 1). É importante destacar que, caso as etapas de processamento da cana-de-açúcar a montante da produção de etanol a partir do mosto estivessem sendo consideradas, estes aumentos percentuais seriam menores.

Tabela 16 – Síntese dos efeitos da captura de CO₂ para uma planta de etanol com CCS

Desempenho	Unidade	Valor
CO ₂ emitido sem captura	kg CO ₂ /kg EtOH	0,893
CO ₂ emitido com captura	kg CO ₂ /kg EtOH	0,018
Redução de CO ₂ por kg de etanol	%	98,03
Aumento do consumo de eletricidade com a captura	%	608
Investimento total sem captura	US\$	25.898.304,33
Investimento total com captura	US\$	44.561.817,56
Aumento percentual do investimento	%	72,1
Custos de manufatura sem captura	US\$	69.577.312,73
Custos de manufatura com captura	US\$	74.077.981,69
Aumento percentual do custo com captura	%	6,5

Fonte: Elaboração própria.

O consumo de energia elétrica, por exemplo, sofre um acréscimo significativo de 608%, já que as etapas de fermentação e destilação requerem apenas 556,9 kW (representado na simulação pela bomba P-201 e as centrífugas CZ-101 e CZ-102), enquanto as etapas subsequentes para CCS apresentam uma demanda de potência igual a 3.387,2 kW, sendo 99,7% deste valor adicional direcionado para a compressão do gás. Atrelado a estes equipamentos para a unidade de compressão, também há o aumento de 72% do investimento fixo, já que o custo relativo a um compressor está diretamente relacionado com a sua potência, conforme a Equação (19). Os custos de produção, por sua vez, elevam-se em 6,5% com a implementação de CCS.

5 CONSIDERAÇÕES FINAIS

Este estudo teve como objetivo analisar a viabilidade econômica da captura do CO₂ gerado durante a síntese de etanol, a partir da simulação dos processos utilizando o Aspen HYSYS® v14, e a avaliação econômica conforme a metodologia baseada nas obras de Turton *et al.* (2012) e Seider *et al.* (2016).

A análise econômica foi realizada com base em três casos: Caso 1, planta de produção de etanol convencional; Caso 2, projeto que visa apenas o condicionamento do gás gerado na fermentação; e Caso 3, investimento em uma planta integrada, que produz etanol como produto principal e realiza a comercialização do CO₂ gerado. Estes casos foram analisados levando em consideração dois cenários: conservador, cujo preço de venda do carbono equivale a 70 US\$/t; e otimista, em que este preço é de 100 US\$/t.

No cenário conservador, apenas os Casos 1 e 3 apresentaram valor presente líquido (VPL) positivo ao final da vida útil do projeto e taxa interna de retorno (TIR) acima da taxa mínima de atratividade. O Caso 1 apresentou o melhor desempenho econômico nestes dois indicadores, com valores equivalentes a US\$ 57,97 milhões e 50%, respectivamente. Além disso, apresentou um *payback* de 4,9 anos, enquanto o Caso 3 precisaria de 6,1 anos. Por outro lado, o cenário otimista mostrou que o Caso 3 apresenta VPL igual a US\$ 66,79 milhões, apresentando maior vantagem econômica frente ao Caso 1. Encontrou-se, para o Caso 3, uma taxa interna de retorno de 40% e período de retorno do investimento equivalente a 5,7 anos.

A análise de sensibilidade mostrou que o custo relativo à eletricidade e o preço do carbono são as variáveis que mais influenciam a viabilidade da inclusão das etapas de compressão e desidratação do CO₂ na produção do etanol. Ou seja, melhorias no processo que reduzam o consumo energético podem mudar o atual panorama. Enquanto isso, as variáveis que mais impactam a rota de síntese do etanol são o preço de venda do álcool e o custo da cana-de-açúcar.

No cenário conservador, embora o processo de produção de etanol com CCS apresente desempenho inferior com relação aos processos convencionais, o preço do CO₂ considerado no Caso 2 – 70 US\$/t – está bem próximo do preço de equilíbrio obtido de 75 US\$/t, além de apresentar TIR superior à taxa Selic (11,25%). Com relação ao Caso 3, obteve-se preço de equilíbrio para o etanol de 0,56 US\$/kg

(conservador) e 0,53 US\$/kg (otimista). Já para o Caso 1, encontrou-se o preço de 0,55 US\$/kg.

Dadas as premissas adotadas, à medida que os preços do CO₂ aumentam, pode-se concluir que o processo de produção de etanol hidratado a partir da cana-de-açúcar com CCS (Caso 3) possui um maior potencial lucrativo frente ao processo sem abatimento das emissões para investidores moderados ou arrojados. Apesar da estratégia de BECCS na produção do álcool mostrar-se cada vez mais competitiva, devido à atual instabilidade do mercado de carbono no Brasil, investidores conservadores tenderão a optar pelo Caso 1 ao priorizar a estabilidade e a preservação do capital.

Tornam-se necessários estudos futuros que considerem a inclusão das unidades a montante da fermentação, uma vez que a omissão de tais etapas não contabiliza seus custos de operação e investimento, beneficiando o Caso 1. Além disso, os gases gerados durante a produção de bioeletricidade a partir da biomassa também apresentam potencial para BECCS, bem como pode-se estudar a autossuficiência energética da planta com captura ao empregar a bioeletricidade gerada, ou ao menos uma redução significativa do consumo de energia elétrica.

Também deve-se levar em consideração que, apesar de sensível às oscilações de preço de mercado, este trabalho restringiu-se a destilarias autônomas, que produzem exclusivamente etanol. Pensando em usinas que produzem tanto etanol quanto açúcar, pode-se estudar a viabilidade da adoção de uma estratégia de direcionamento da produção para o adoçante nos períodos em que os preços do etanol representarem riscos à sua produção com captura do gás, mitigando, assim, eventuais prejuízos.

6 REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- AGÊNCIA INTERNACIONAL DE ENERGIA. Biofuels for Transport An International Perspective.** Paris: International Energy Agency – IEA, 2004. Disponível em: <<https://www.iea.org/reports/biofuels-for-transport-an-international-perspective>>. Acesso em: 17 nov. 2024.
- ALBARELLI, J. Q. Produção de açúcar e etanol de primeira e segunda geração: simulação, integração energética e análise econômica.** 2013. Tese (Doutorado em Engenharia Química) - Faculdade de Engenharia Química, Universidade Estadual de Campinas, Campinas, SP, 2013.
- ANDRIETTA, S. R. Modelagem, simulação e controle de fermentação alcoólica contínua em escala industrial.** 1994. Tese (Doutorado em Engenharia de Alimentos) - Faculdade de Engenharia de Alimentos, Universidade Estadual de Campinas, Campinas, SP, 1994.
- ARAÚJO, O. de Q. F.; DE MEDEIROS, J. L.** Carbon capture and storage technologies: present scenario and drivers of innovation. **Current Opinion in Chemical Engineering**, [s. l.], v. 17, p. 22–34, 2017.
- ASSOCIAÇÃO NACIONAL DOS FABRICANTES DE VEÍCULOS AUTOMOTORES. Anuário da Indústria Automobilística Brasileira 2024.** São Paulo, SP. Disponível em: <https://anfavea.com.br/site/wp-content/uploads/2024/05/ANFAVEA-ANUARIO-DIGITAL-2024-NOVOATUALIZADOalta_compressed.pdf>. Acesso em: 17 nov. 2024.
- BANCO NACIONAL DE DESENVOLVIMENTO ECONÔMICO E SOCIAL; CENTRO DE GESTÃO E ESTUDOS ESTRATÉGICOS. Bioetanol de cana-de-açúcar: energia para o desenvolvimento sustentável.** 1. ed. Rio de Janeiro, RJ: Banco Nacional de Desenvolvimento Econômico e Social - BNDES, 2008.
- BARBOSA, L. C. Análise de Tecnologias para Separação de CO₂ em Plataformas Offshore: Absorção Física por Líquidos Iônicos, Absorção Química por Aminas e Permeação por Membranas.** 2018. Dissertação (Mestre em Tecnologia de Processos Químicos e Bioquímicos) - Escola de Química, Universidade Federal do Rio de Janeiro, Rio de Janeiro, RJ, 2018.
- BARBOSA, M. N. Síntese, caracterização e aplicação de MCM-41 funcionalizado com diisopropilamina no processo de adsorção do dióxido de carbono.** 2009. Dissertação (Mestrado em Química) - Universidade Federal do Rio Grande do Norte, Natal, RN, 2009.
- BRASIL. Relatório sobre a implementação do marco regulatório de CCUS no país.** 2024a. Agência Nacional do Petróleo, Gás Natural e Biocombustíveis, 2024. Disponível em: <https://www.gov.br/anp/pt-br/canais_atendimento/imprensa/relatorioccusstm24.04.09.pdf>. Acesso em: 22 nov. 2024.

BRASIL. Relatório do Grupo de Trabalho do Programa Gás para Empregar.

2024b. Ministério de Minas e Energia. Brasília, DF, 2024. Disponível em: <https://www.gov.br/mme/pt-br/assuntos/secretarias/petroleo-gas-natural-e-biocombustiveis/gas-para-empregar/relatorio-dos-comites-tematicos/relatorio_comite_5_vf.pdf>. Acesso em: 27 nov. 2024.

BRASIL. SAPCANA: 7c0e7ff1 - Sistema de Acompanhamento da Produção Canavieira.

2024c. Ministério da Agricultura e Pecuária (MAPA), 2024. Disponível em: <<https://sistemasweb4.agricultura.gov.br/sapcana/downloadBaseCompletaInstituicao.action>>. Acesso em: 10 nov. 2024.

BRASIL. Taxas de câmbio, incluindo valor do dólar, para fins fiscais.

2024d. Receita Federal, Ministério da Fazenda, 2024. Disponível em: <<https://www.gov.br/receitafederal/pt-br/assuntos/orientacao-tributaria/declaracoes-e-demonstrativos/ecf/taxas-de-cambio-incluindo-valor-do-dolar-para-fins-fiscais-irpj>>. Acesso em: 4 dez. 2024.

BRASIL. Produção.

2024e. Ministério da Agricultura e Pecuária (MAPA), 2024. Disponível em: <<https://www.gov.br/agricultura/pt-br/assuntos/sustabilidade/agroenergia/producao>>. Acesso em: 15 nov. 2024.

BRASIL. Comex Stat.

2024f. Secretaria de Comércio Exterior, Ministério do Desenvolvimento, Indústria, Comércio e Serviços, 2024. Disponível em: <<https://comexstat.mdic.gov.br/pt/home>>. Acesso em: 4 dez. 2024.

CARLSON, E. C. Don't Gamble With Physical Properties For Simulations. **Chemical Engineering Progress**, [s. l.], v. 92, p. 35–46, 1996.

CARVALHO, M. R. **Processo de destilação extrativa de etanol hidratado: otimização via metodologia de superfície de resposta e monitoramento via análise por componentes principais por meio de simulação computacional via Aspen Plus.** 2021. Dissertação (Mestrado em Engenharia Química) - Universidade Federal de São João Del-Rei, Ouro Branco, MG, 2021.

CASTRO, A. R. P. De. **Impacto da Corrosão por CO₂ no Aço AISI 1020 Protegido com Revestimentos Poliméricos**. 2017. Dissertação (Mestrado em Engenharia de Materiais e de Processos Químicos e Metalúrgicos) - Pontifícia Universidade Católica do Rio de Janeiro, Rio de Janeiro, RJ, 2017.

CATHO. **Você sabe quanto custa um funcionário para a empresa? Descubra!** 2023. Disponível em: <<https://paraempresas.catho.com.br/quanto-custa-um-funcionario-para-empresa/>>. Acesso em: 11 dez. 2024.

CCS BRASIL. **1º Relatório Anual de CCS no Brasil 2022/2023.** São Paulo, SP. Disponível em: <<https://www.ccsbr.com.br/relatorios-anuais>>. Acesso em: 20 nov. 2024.

COINNEWS MEDIA GROUP. **US Inflation Calculator.** 2024. Disponível em: <<https://www.usinflationcalculator.com/>>. Acesso em: 8 dez. 2024.

COMPANHIA NACIONAL DE ABASTECIMENTO. **Acompanhamento da safra brasileira de cana-de-açúcar**. 2. ed. Brasília, DF: Companhia Nacional de Abastecimento (Conab), 2024. v. 12 Disponível em: <<https://www.conab.gov.br/info-agro/safras/cana?view=default>>. Acesso em: 8 nov. 2024.

COSTA, D.; BORSCHIVER, S. **CCS: as oportunidades e desafios do Brasil para a expansão da captura de carbono**. 2023. Disponível em: <<https://eixos.com.br/energia/ccs-as-oportunidades-e-desafios-do-brasil-para-a-expansao-da-captura-de-carbono/>>. Acesso em: 14 nov. 2024.

CRISPIM, G. de O. **Prospecção tecnológica de sistemas de integração de captura e utilização de dióxido de carbono (ICCU)**. 2022. Trabalho de Conclusão de Curso (Graduação em Engenharia Química) - Escola de Química, Universidade Federal do Rio de Janeiro, Rio de Janeiro, RJ, 2022.

DAMAZIO, V. **FS abre caminho para etanol carbono negativo**. 2023. Disponível em: <<https://www.argusmedia.com/pt/news-and-insights/latest-market-news/2496337-fs-abre-caminho-para-etanol-carbono-negativo>>. Acesso em: 4 dez. 2024.

DIAS, M. O. de S. **Simulação do processo de produção de etanol a partir do açúcar e do bagaço, visando a integração do processo e a maximização da produção de energia e excedentes do bagaço**. 2008. Dissertação (Mestrado em Engenharia Química) - Faculdade de Engenharia Química, Universidade Estadual de Campinas, Campinas, SP, 2008.

EIXOS. **Petrobras e ArcelorMittal avaliam modelos de negócios para hubs de captura de carbono**. 2024. Disponível em: <<https://eixos.com.br/empresas/petrobras-e-arcelormittal-avaliam-modelos-de-negocios-para-hubs-de-captura-de-carbono/>>. Acesso em: 8 dez. 2024.

ELIA NETO, A.; SHINTAKU, A. Usos e reusos de água e geração de efluentes. Em: **Manual de Conservação e reúso de água na Agroindústria Sucroenergética**. Brasília, DF: Agência Nacional de Águas; Federação das Indústrias do Estado de São Paulo; União da Indústria da Cana-de-Açúcar; Centro de Tecnologia Canavieira, 2009. a. p. 69–180.

ELIA NETO, A.; SHINTAKU, A. As boas práticas industriais. Em: **Manual de Conservação e reúso de água na Agroindústria Sucroenergética**. Brasília, DF: Agência Nacional de Águas; Federação das Indústrias do Estado de São Paulo; União da Indústria da Cana-de-Açúcar; Centro de Tecnologia Canavieira, 2009. b. p. 183–256.

GLASSDOOR. **Salários de Operador Industrial (Brasil)**. 2024. Disponível em: <https://www.glassdoor.com.br/Sal%C3%A1rios/operador-industrial-sal%C3%A1rio-SRCH_K00,19_P1.htm>. Acesso em: 3 dez. 2024.

GLOBALPETROLPRICES. **Electricity prices**. 2024. Disponível em: <https://www.globalpetrolprices.com/electricity_prices/#hl11>. Acesso em: 6 dez. 2024.

GOULART, A. K. **Análise das Tecnologias de Pré-Tratamentos das Biomassas Lignocelulósicas**. 2015. Dissertação (Mestrado em Tecnologia de Processos Químicos e Bioquímicos) - Escola de Química, Universidade Federal do Rio de Janeiro, Rio de Janeiro, RJ, 2015.

HERZOG, H. J. **Carbon Capture**. Cambridge, Massachusetts: The MIT Press, 2018.

INTERGOVERNMENTAL PANEL ON CLIMATE CHANGE. **Climate Change 2021: The Physical Science Basis. Contribution of Working Group I to the Sixth Assessment Report of the Intergovernmental Panel on Climate Change**. Cambridge, GB; Nova Iorque, EUA. Disponível em: <<https://www.ipcc.ch/report/ar6/wg1/>>. Acesso em: 17 nov. 2024.

LEVA, M. Reconsider Packed-Tower Pressure-Drop Correlations. **Chemical Engineering Progress**, [s. l.], v. 88, n. 1, p. 65–72, 1992.

LIMA, B. C. **Avaliação de configurações de remoção de CO₂ por absorção utilizando MEA a partir de simulações de processo**. 2019. Trabalho de Conclusão de Curso (Bacharel em Ciência e Tecnologia) - Universidade Federal Rural do Semi-Árido, Mossoró, RN, 2019.

LIMA, M. **Com Selic a 11,25%, quais fundos de investimento valem a pena? Veja recomendações**. 2024. Disponível em: <<https://www.infomoney.com.br/onde-investir/quais-fundos-valem-o-investimento-com-a-selic-a-1125-veja-recomendacoes/>>. Acesso em: 8 nov. 2024.

MADEJSKI, P.; CHMIEL, K.; SUBRAMANIAN, N.; KUŚ, T. Methods and Techniques for CO₂ Capture: Review of Potential Solutions and Applications in Modern Energy Technologies. **Energies**, [s. l.], v. 15, n. 3, p. 887, 2022.

MARINHO, L. H. N. **Viabilidade Técnica e Econômica de Uso do Óleo Fúsel em Mistura com o Etanol Combustível**. 2020. Dissertação (Mestrado em Bioenergia) - Universidade Estadual de Londrina, Londrina, PR, 2020.

MARQUES, D. S. M. **Avaliação Técnico-Econômica da Produção de Eteno via Etanol Obtido em uma Usina Flex de Cana-de-Açúcar e Milho**. 2019. Trabalho de Conclusão de Curso (Graduação em Engenharia Química) - Escola de Química, Universidade Federal do Rio de Janeiro, Rio de Janeiro, RJ, 2019.

MAXWELL, C. **Cost Indices**. 2024. Disponível em: <<https://toweringskills.com/financial-analysis/cost-indices/>>. Acesso em: 27 nov. 2024.

MET OFFICE HADLEY CENTRE. **HadCRUT.5.0.2.0 Data Download**. 2024. Disponível em:

<<https://www.metoffice.gov.uk/hadobs/hadcrut5/data/HadCRUT.5.0.2.0/download.html>>. Acesso em: 19 nov. 2024.

MIRANDA JUNIOR, W. L. C. De. **Corrosão por CO₂ em tecnologia de captura e armazenamento de carbono**. 2019. Monografia (Graduação em Engenharia de Petróleo) - Escola Politécnica, Universidade de São Paulo, Santos, SP, 2019.

MOORE, L. **Greenhouse Gases: How Long Will They Last?** 2008. Disponível em: <https://blogs.edf.org/climate411/2008/02/26/ghg_lifetimes/>. Acesso em: 24 nov. 2024.

NATH, D. **Screening Potential Liquid Solvents for Carbon Dioxide Capture**. 2020. Thesis (Doctor of Philosophy In Process Systems Engineering) - Faculty of Graduate Studies and Research, University of Regina, Regina, Saskatchewan, 2020.

NOVA CANA. **Funcionamento de uma usina (destilaria) de etanol**. 2013. Disponível em: <<https://www.novacana.com/noticias/funcionamento-usina-destilaria>>. Acesso em: 24 nov. 2024.

O GLOBO. **Brasil se consolida como maior produtor mundial de açúcar após safra histórica**. 2024. Disponível em: <<https://oglobo.globo.com/economia/noticia/2024/04/18/brasil-se-consolida-como-maior-produtor-mundial-de-acucar-apos-safra-historica.ghtml>>. Acesso em: 14 nov. 2024.

ØI, L. E.; FAZLAGIC, M. Glycol Dehydration of Captured Carbon Dioxide Using Aspen HYSYS Simulation. Em: 55TH CONFERENCE ON SIMULATION AND MODELLING (SIMS 55) 2014, Aalborg, Dinamarca. **Anais...** Aalborg, Dinamarca: Linköping University, 2014.

PAPP, G. H.; MOHR, G.; MORA, P. C.; NALI, P. R.; VELÁZQUEZ, S. M. S. G. Captura e Armazenamento de Dióxido de Carbono em Usinas de Cana-de-Açúcar. **Revista Mackenzie de Engenharia e Computação**, [s. l.], v. 16, n. 1, p. 87–111, 2016.

POYNTING, M. **Pela 1ª vez, aquecimento anual bate marca dos 1,5 °C — e o que isso significa**. 2024. Disponível em: <<https://www.bbc.com/portuguese/articles/clj971p9er1o>>. Acesso em: 26 nov. 2024.

REIN, P. **Engenharia do Açúcar de Cana**. 1. ed. Berlim: Bartens, 2013.

RIBEIRO, R. dos R. **Produção de etanol de segunda geração a partir de gás de síntese por rota biotecnológica**. 2017. Tese (Doutorado em Tecnologia de Processos Químicos e Bioquímicos) - Escola de Química, Universidade Federal do Rio de Janeiro, Rio de Janeiro, RJ, 2017.

SANTOS, M. C.; ALBUQUERQUE, A. A.; SOLETTI, J. I.; MENEGHETT, S. M. P. Principais Tecnologias para Produção de Etanol Anidro no Brasil. **Revista Virtual de Química**, [s. l.], v. 13, n. 6, p. 1228–1240, 2021.

SARTORI, J. A. de S.; MAGRI, N. T. C.; AGUIAR, C. L. De. Clarificação de caldo de cana-de-açúcar por peróxido de hidrogênio: efeito da presença de dextrans. **Brazilian Journal of Food Technology**, [s. l.], v. 18, n. 4, p. 299–306, 2015.

SEIDER, W. D.; LEWIN, D. R.; SEADER, J. D.; WIDAGDO, S.; GANI, R.; NG, K. M. **Product and Process Design Principles: Synthesis, Analysis and Evaluation**. 4. ed. Nova Iorque, EUA: John Wiley & Sons Inc, 2016.

SISTEMA DE ESTIMATIVA DE EMISSÕES E REMOÇÕES DE GASES DE EFEITO ESTUFA. Análise das emissões de gases de efeito estufa e suas implicações para as metas climáticas do Brasil. Piracicaba, SP. Disponível em: <<https://seeg.eco.br/>>. Acesso em: 18 nov. 2024.

SZEPESY, S.; THORWID, P. Low Energy Consumption of High-Speed Centrifuges. **Chemical Engineering & Technology**, [s. l.], v. 41, n. 12, p. 2375–2384, 2018.

THIELMANN, E. **Simulação e análise econômica de diferentes estratégias de fermentação e destilação para a produção de etanol hidratado a partir do caldo de cana**. 2021. Trabalho de Conclusão de Curso (Graduação em Engenharia Química) - Escola de Química, Universidade Federal do Rio de Janeiro, Rio de Janeiro, RJ, 2021.

TOWLER, G.; SINNOTT, R. **Chemical Engineering Design: Principles, Practice and Economics of Plant and Process Design**. 1. ed. Amsterdã, Boston: Butterworth-Heinemann: Elsevier Inc, 2008.

TURTON, R.; BAILIE, R. C.; WHITING, W. B.; SHAEIWITZ, J. A.; BHATTACHARYYA, D. **Analysis, Synthesis, and Design of Chemical Processes**. 4. ed. Nova Iorque, NY: Prentice Hall, 2012.

UNIÃO DA INDÚSTRIA DE CANA-DE-AÇÚCAR. **A indústria da cana-de-açúcar: etanol, açúcar, bioeletricidade**. 2020. Disponível em: <<https://unica.com.br/wp-content/uploads/2020/10/folder-institucional-unica-pt.pdf>>. Acesso em: 9 nov. 2024.

UNIÃO DA INDÚSTRIA DE CANA-DE-AÇÚCAR. **Etanol**. 2024. Disponível em: <<https://unica.com.br/setor-sucroenergetico/etanol/>>. Acesso em: 6 nov. 2024.

UNIÃO NACIONAL DA BIOENERGIA. **Etanol: 2 países são líderes mundiais em produção do biocombustível; 1 deles é o Brasil**. 2024. Disponível em: <<https://www.udop.com.br/noticia/2024/09/23/etanol-2-paises-sao-lideres-mundiais-em-producao-do-biocombustivel-1-deles-e-o-brasil.html>>. Acesso em: 14 nov. 2024.

VIDAL, F.; SANTOS, J. A. N. Dos; SANTOS, M. A. S. Dos. Setor sucroalcooleiro no Nordeste brasileiro: estruturação da cadeia produtiva, produção e mercado. Em: **XLIV CONGRESSO DA SOCIEDADE BRASILEIRA DE ECONOMIA E SOCIOLOGIA E RURAL 2006**, Fortaleza, CE. **Anais...** Fortaleza, CE: Sociedade Brasileira de Economia e Sociologia Rural, 2006.

VIEIRA, M. C. A. Setor Sucroalcooleiro Brasileiro: Evolução e Perspectivas. Em: TORRES FILHO, E. T.; PUGA, F. P. (Eds.). **Perspectivas do investimento**

2007/2010. Rio de Janeiro: Banco Nacional de Desenvolvimento Econômico e Social - BNDES, 2007. p. 207–246.

YARA BRASIL. Exigências do mercado de cana-de-açúcar. 2020. Disponível em: <<https://www.yarabrasil.com.br/conteudo-agronomico/blog/exigencias-do-mercado-de-cana-de-acucar/>>. Acesso em: 10 nov. 2024.

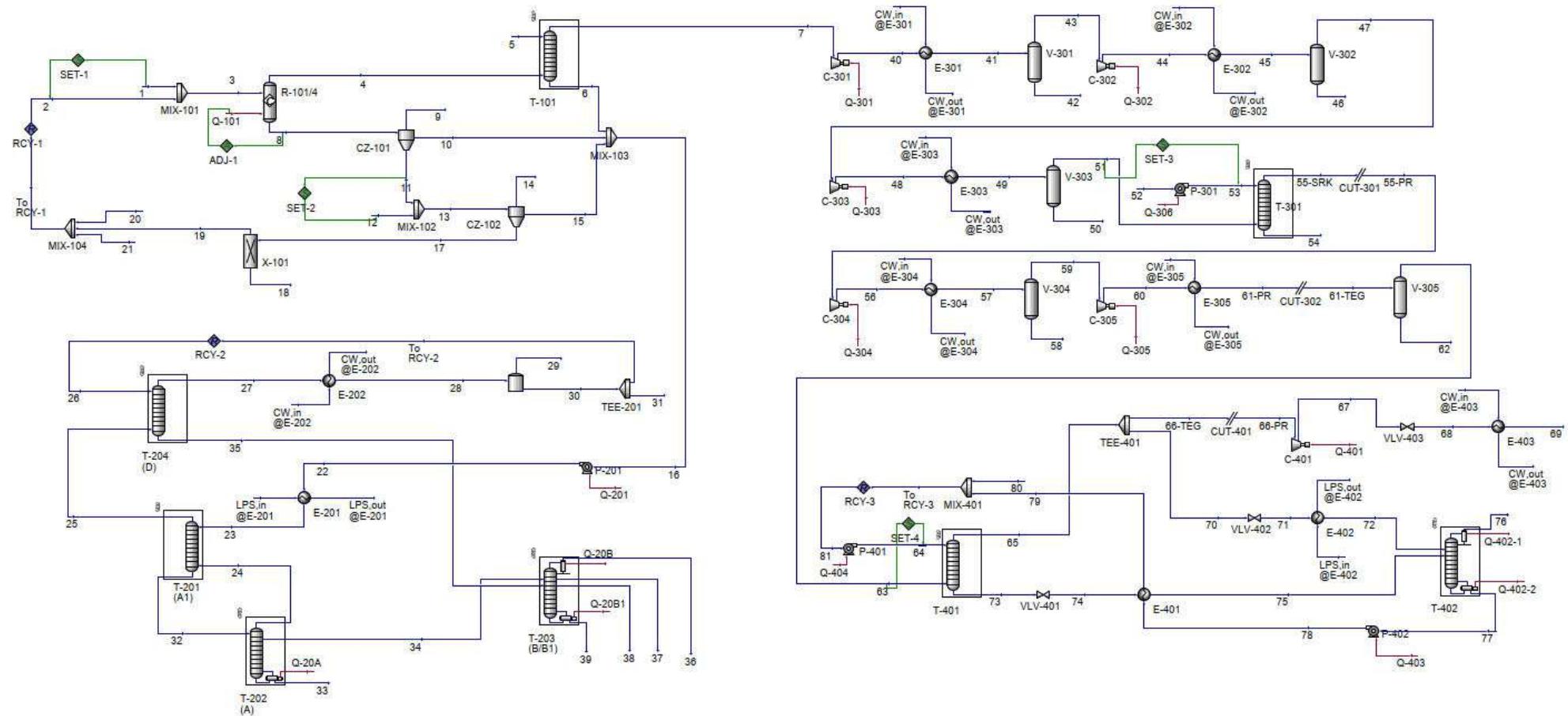
YARA BRASIL. Quem São os Maiores Produtores de Cana-de-Açúcar? 2023. Disponível em: <<https://www.yarabrasil.com.br/conteudo-agronomico/blog/producao-mundial-de-cana-de-acucar/>>. Acesso em: 8 nov. 2024.

YOUNG, A. F. Simulação e Avaliação Econômica da Produção de Biodiesel Etílico em Meio Supercrítico e em Meio Enzimático. 2015. Dissertação (Mestrado em Tecnologia de Processos Químicos e Bioquímicos) - Escola de Química, Universidade Federal do Rio de Janeiro, Rio de Janeiro, RJ, 2015.

ZANCO, S. E.; PÉREZ-CALVO, J.-F.; GASÓS, A.; CORDIANO, B.; BECATTINI, V.; MAZZOTTI, M. Postcombustion CO₂ Capture: A Comparative Techno-Economic Assessment of Three Technologies Using a Solvent, an Adsorbent, and a Membrane. **ACS Engineering Au**, [s. l.], v. 1, n. 1, p. 50–72, 2021.

APÊNDICE 1 – Resultados da simulação

Figura 23 – Fluxograma completo de simulação



Fonte: Elaboração própria.

Tabela 17 – Dados das correntes de processo

Stream	Vapour Fraction	Temperature (°C)	Pressure (kPa)	Molar Flow (kgmole/h)	Mass Flow (kg/h)	Actual Volume Flow (m ³ /h)	Master Comp Mole Frac (Sucrose)	Master Comp Mole Frac (Dextrose)	Master Comp Mole Frac (H ₂ O)	Master Comp Mole Frac (Ethanol)	Master Comp Mole Frac (Glycerol)	Master Comp Mole Frac (Ammonia)	Master Comp Mole Frac (CO ₂)	Master Comp Mole Frac (Hydrogen)	Master Comp Mole Frac (SuccinicAcid)	Master Comp Mole Frac (AceticAcid)	Master Comp Mole Frac (3-M-1-C4ol)	Master Comp Mole Frac (Levedura*)	Master Comp Mole Frac (TEGlycol)
1	0,00	32,00	101,3	14088,87	316200,00	287,46	0,0131	0,0011	0,9858	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	***	
2	0,00	26,83	101,3	4803,34	98703,54	98,40	0,0000	0,0000	0,7940	0,0020	0,0000	0,0011	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,2030	***
3	0,00	30,62	101,3	18892,22	414903,54	385,73	0,0098	0,0008	0,9370	0,0005	0,0000	0,0003	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0516	***
4	1,00	32,00	101,3	744,38	31768,43	18543,20	0,0000	0,0000	0,0459	0,0245	0,0000	0,018	0,9245	0,0034	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	***
5	0,00	25,00	101,3	555,09	10000,00	9,93	0,0000	0,0000	1,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	***
6	0,00	33,30	101,3	565,32	10623,31	10,70	0,0000	0,0000	0,9721	0,0272	0,0000	0,0002	0,0005	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	***
7	1,00	34,38	101,3	734,15	31145,12	18438,97	0,0000	0,0000	0,0541	0,0038	0,0000	0,0016	0,9370	0,0034	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	***
8	0,00	32,00	101,3	19197,86	383135,53	383,97	0,0000	0,0019	0,9107	0,0358	0,0000	0,0002	0,0005	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0510	***
9	1,00	32,00	101,3	0,00	0,00	0,00	0,0000	0,0000	0,0459	0,0245	0,0000	0,0018	0,9245	0,0034	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	***
10	0,00	32,00	101,3	15450,15	299817,44	300,53	0,0000	0,0020	0,9596	0,0377	0,0000	0,0002	0,0005	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	***
11	0,00	32,00	101,3	3747,71	83318,09	83,45	0,0000	0,0014	0,7090	0,0279	0,0000	0,0001	0,0004	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,2611	***
12	0,00	25,00	101,3	4660,87	83966,06	83,35	0,0000	0,0000	1,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	***
13	0,00	28,44	101,3	8408,58	167284,15	166,84	0,0000	0,0006	0,8703	0,0124	0,0000	0,0001	0,0002	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,1164	***
14	0,00	28,44	101,3	0,00	0,00	0,00	0,0000	0,0006	0,8703	0,0124	0,0000	0,0001	0,0002	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,1164	***
15	0,00	28,44	101,3	6752,75	125150,74	124,75	0,0000	0,0007	0,9849	0,0141	0,0000	0,0001	0,0002	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	***
16	0,00	31,00	101,3	22768,22	435591,49	435,94	0,0000	0,0015	0,9674	0,0305	0,0000	0,0001	0,0004	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	***
17	0,00	28,44	101,3	1655,83	42133,41	42,09	0,0000	0,0003	0,4029	0,0058	0,0000	0,0000	0,0001	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,5910	***
18	0,03	28,43	50,0	3,96	195,78	6,27	0,0000	0,1246	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0309	0,0000	0,0004	0,0030	0,0000	0,8411	***
19	0,00	28,43	101,3	1651,87	41937,63	41,93	0,0000	0,0000	0,4039	0,0058	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,5904	***
20	0,00	25,00	101,3	3146,22	56679,46	56,27	0,0000	0,0000	1,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	***
21	1,00	25,50	101,3	5,08	86,46	123,46	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	1,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	***
22	0,00	31,00	136,3	22768,22	435591,49	435,93	0,0000	0,0015	0,9674	0,0305	0,0000	0,0001	0,0004	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	***
23	0,00	93,00	136,3	22768,22	435591,49	1053,44	0,0000	0,0015	0,9674	0,0305	0,0000	0,0001	0,0004	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	***
24	1,00	101,90	139,3	769,96	19138,15	16993,48	0,0000	0,0000	0,7550	0,2438	0,0000	0,0011	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	***
25	1,00	100,48	136,3	391,00	9863,72	8791,08	0,0000	0,0000	0,7342	0,2360	0,0000	0,0069	0,0230	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	***
26	0,00	35,00	133,8	336,38	13606,55	16,87	0,0000	0,0000	0,1744	0,7996	0,0000	0,0250	0,0010	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	***
27	1,00	83,85	133,8	352,53	14235,30	7642,56	0,0000	0,1687	0,7738	0,0000	0,0311	0,0265	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	***
28	0,04	35,00	133,8	352,53	14235,30	258,87	0,0000	0,1687	0,7738	0,0000	0,0311	0,0265	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	***
29	1,00	35,00	133,8	12,74	491,25	241,83	0,0000	0,0161	0,0860	0,0000	0,1931	0,7048	0,0001	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	***
30	0,00	35,00	133,8	339,79	13744,05	17,04	0,0000	0,0000	0,1744	0,7996	0,0000	0,0250	0,0010	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	***
31	0,00	35,00	133,8	3,40	137,44	0,17	0,0000	0,0000	0,1744	0,7996	0,0000	0,0250	0,0010	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	***
32	0,00	101,86	139,3	23147,18	444865,91	474,70	0,0000	0,0015	0,9643	0,0341	0,0000	0,0001	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	***
33	0,00	111,90	152,5	19883,08	363974,05	385,63	0,0000	0,0018	0,9981	0,0001	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	***
34	1,00	102,21	140,1	2494,14	61753,97	54785,66	0,0000	0,0000	0,7593	0,2404	0,0000	0,0003	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	***
35	0,00	89,47	136,3	374,86	9234,98	10,46	0,0000	0,0000	0,7636	0,2359	0,0000	0,0004	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	***
36	1,00	81,57	116,0	810,10	33889,15	20147,06	0,0000	0,0000	0,1500	0,8490	0,0000	0,0010	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	***
37	0,00	108,10	134,4	1,83	33,00	0,04	0,0000	0,0000	1,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	***
38	0,00	98,51	124,5	4,63	88,00	0,09	0,0000	0,0000	0,9654	0,0345	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0001	0,0000	0,0000	***
39	0,00	108,40	135,7	2052,44	36978,80	39,31	0,0000	0,0000	1,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	***
40	1,00	117,41	243,1	734,15	31145,12	9755,79	0,0000	0,0000	0,0541	0,0038	0,0000	0,0016	0,9370	0,0034	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	***

(Continua na próxima página)

Fonte: Elaboração própria.

Tabela 17 – Dados das correntes de processo (continuação)

Stream	Vapour Fraction	Temperature (°C)	Pressure (kPa)	Molar Flow (kgmole/h)	Mass Flow (kg/h)	Actual Volume Flow (m ³ /h)	Master Comp Mole Frac (Sucrose)	Master Comp Mole Frac (Dextrose)	Master Comp Mole Frac (H ₂ O)	Master Comp Mole Frac (Ethanol)	Master Comp Mole Frac (Glycerol)	Master Comp Mole Frac (Ammonia)	Master Comp Mole Frac (CO ₂)	Master Comp Mole Frac (Hydrogen)	Master Comp Mole Frac (SuccinicAcid)	Master Comp Mole Frac (AceticAcid)	Master Comp Mole Frac (3-M-1-C4ol)	Master Comp Mole Frac (Levedura ^a)	Master Comp Mole Frac (TEGlycol)
41	0,97	30,00	193,1	734,15	31145,12	9179,43	0,0000	0,0000	0,0541	0,0038	0,0000	0,0016	0,9370	0,0034	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	***
42	0,00	30,00	193,1	24,14	441,84	0,44	0,0000	0,0000	0,9893	0,0094	0,0000	0,0003	0,0010	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	***
43	1,00	30,00	193,1	710,01	30703,27	9178,98	0,0000	0,0000	0,0223	0,0037	0,0000	0,0017	0,9688	0,0035	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	***
44	1,00	111,93	463,5	710,01	30703,27	4857,50	0,0000	0,0000	0,0223	0,0037	0,0000	0,0017	0,9688	0,0035	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	***
45	0,99	30,00	413,5	710,01	30703,27	4190,29	0,0000	0,0000	0,0223	0,0037	0,0000	0,0017	0,9688	0,0035	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	***
46	0,00	30,00	413,5	8,59	159,87	0,16	0,0000	0,0000	0,9776	0,0195	0,0000	0,0007	0,0021	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	***
47	1,00	30,00	413,5	701,43	30543,40	4190,13	0,0000	0,0000	0,0106	0,0035	0,0000	0,0017	0,9806	0,0036	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	***
48	1,00	112,16	992,4	701,43	30543,40	2218,98	0,0000	0,0000	0,0106	0,0035	0,0000	0,0017	0,9806	0,0036	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	***
49	0,99	30,00	942,4	701,43	30543,40	1779,18	0,0000	0,0000	0,0106	0,0035	0,0000	0,0017	0,9806	0,0036	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	***
50	0,00	30,00	942,4	4,25	82,26	0,08	0,0000	0,0000	0,9499	0,0436	0,0000	0,0016	0,0049	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	***
51	1,00	30,00	942,4	697,18	30461,14	1779,10	0,0000	0,0000	0,0049	0,0032	0,0000	0,0017	0,9866	0,0036	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	***
52	0,00	30,00	101,3	943,65	17000,00	16,94	0,0000	0,0000	1,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	***
53	0,00	30,08	932,4	943,65	17000,00	16,94	0,0000	0,0000	1,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	***
54	0,00	31,85	942,4	950,90	17299,72	17,25	0,0000	0,0000	0,9921	0,0024	0,0000	0,0012	0,0043	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	***
55	1,00	127,00	150,0	8,91	390,92	197,04	***	***	0,0000	0,0000	***	0,0001	0,9962	0,0037	***	***	***	0,0000	***
56	1,00	113,83	2237,8	689,93	30161,42	940,66	***	***	0,0053	0,0000	***	0,0001	0,9910	0,0036	***	***	***	***	***
57	1,00	30,00	2187,8	689,93	30161,42	697,12	***	***	0,0053	0,0000	***	0,0001	0,9910	0,0036	***	***	***	***	***
58	0,00	30,00	2187,8	1,81	33,02	0,03	***	***	0,9898	0,0000	***	0,0013	0,0088	0,0000	***	***	***	***	***
59	1,00	30,00	2187,8	688,12	30128,40	697,09	***	***	0,0027	0,0000	***	0,0001	0,9935	0,0036	***	***	***	***	***
60	1,00	114,53	5250,6	688,12	30128,40	372,55	***	***	0,0027	0,0000	***	0,0001	0,9935	0,0036	***	***	***	***	***
61	1,00	30,00	5200,6	688,12	30128,40	220,98	***	***	0,0027	0,0000	***	0,0001	0,9935	0,0036	***	***	***	***	0,0000
62	0,00	30,00	5200,6	0,94	17,36	0,02	***	***	0,9757	0,0000	***	0,0034	0,0210	0,0000	***	***	***	***	0,0000
63	1,00	30,00	5200,6	687,19	30111,04	220,96	***	***	0,0014	0,0000	***	0,0001	0,9949	0,0037	***	***	***	***	0,0000
64	0,00	59,69	5185,6	1,04	148,80	0,14	***	***	0,0507	0,0000	***	0,0000	0,0031	0,0000	***	***	***	***	0,9462
65	1,00	31,17	5186,0	685,84	30075,87	224,57	***	***	0,0000	0,0000	***	0,0001	0,9962	0,0037	***	***	***	***	0,0000
66	1,00	31,17	5186,0	676,92	29684,83	224,93	***	***	0,0000	0,0000	***	0,0001	0,9962	0,0037	***	***	***	***	***
67	1,00	95,53	10372,0	676,92	29684,83	144,84	***	***	0,0000	0,0000	***	0,0001	0,9962	0,0037	***	***	***	***	***
68	1,00	81,56	8050,0	676,92	29684,83	183,69	***	***	0,0000	0,0000	***	0,0001	0,9962	0,0037	***	***	***	***	***
69	1,00	40,00	8000,0	676,92	29684,83	107,47	***	***	0,0000	0,0000	***	0,0001	0,9962	0,0037	***	***	***	***	***
70	1,00	31,17	5186,0	8,92	390,99	2,92	***	***	0,0000	0,0000	***	0,0001	0,9962	0,0037	***	***	***	***	0,0000
71	1,00	-37,11	200,0	8,92	390,99	85,55	***	***	0,0000	0,0000	***	0,0001	0,9962	0,0037	***	***	***	***	0,0000
72	1,00	127,00	150,0	8,92	390,99	197,08	***	***	0,0000	0,0000	***	0,0001	0,9962	0,0037	***	***	***	***	0,0000
73	0,00	30,48	5201,0	2,39	183,97	0,16	***	***	0,4080	0,0000	***	0,0026	0,1776	0,0000	***	***	***	***	0,4118
74	0,17	23,64	200,0	2,39	183,97	5,15	***	***	0,4080	0,0000	***	0,0026	0,1776	0,0000	***	***	***	***	0,4118
75	0,20	70,00	150,0	2,39	183,97	9,19	***	***	0,4080	0,0000	***	0,0026	0,1776	0,0000	***	***	***	***	0,4118
76	1,00	51,07	147,0	10,26	426,21	186,89	***	***	0,0898	0,0000	***	0,0007	0,9063	0,0032	***	***	***	***	0,0000
77	0,00	140,00	150,0	1,04	148,75	0,15	***	***	0,0507	0,0000	***	0,0000	0,0031	0,0000	***	***	***	***	0,9462
78	0,00	140,02	250,0	1,04	148,75	0,15	***	***	0,0507	0,0000	***	0,0000	0,0031	0,0000	***	***	***	***	0,9462
79	0,00	59,12	200,0	1,04	148,75	0,14	***	***	0,0507	0,0000	***	0,0000	0,0031	0,0000	***	***	***	***	0,9462
80	0,00	73,00	200,0	0,00	0,10	0,00	***	***	0,0050	0,0000	***	0,0000	0,0000	0,0000	***	***	***	***	0,9950
81	0,00	59,13	200,0	1,04	148,80	0,14	***	***	0,0507	0,0000	***	0,0000	0,0031	0,0000	***	***	***	***	0,9462

Fonte: Elaboração própria.

APÊNDICE 2 – Dados de dimensionamento

Tabela 18 – Valores de coeficiente global de troca térmica adotados para os trocadores de calor

Trocador de calor	Corrente	Componente de maior concentração molar (simulação)	Composição de referência (SEIDER et al., 2016)	Faixa típica de U [BTU/(°F·ft ² ·h)] (SEIDER et al., 2016)	U adotado [BTU/(°F·ft ² ·h)]
E-201	Casco	Água (96,7%)	Água	250–400	325
	Tubo	LPS	Vapor		
E-202	Casco	Vapor de etanol (77,4%)	Vapor de álcool	100–200	150
	Tubo	CW	Água		
E-301	Casco	Dióxido de carbono (93,7%)	Ar, nitrogênio, etc.	10–50	30
	Tubo	CW	Água ou salmoura		
E-302	Casco	Dióxido de carbono (96,9%)	Ar, nitrogênio, etc. (comprimido)	40–80	60
	Tubo	CW	Água ou salmoura		
E-303	Casco	Dióxido de carbono (98,1%)	Ar, nitrogênio, etc. (comprimido)	40–80	60
	Tubo	CW	Água ou salmoura		
E-304	Casco	Dióxido de carbono (99,1%)	Ar, nitrogênio, etc. (comprimido)	40–80	60
	Tubo	CW	Água ou salmoura		
E-305	Casco	Dióxido de carbono (99,4%)	Ar, nitrogênio, etc. (comprimido)	40–80	60
	Tubo	CW	Água ou salmoura		
E-401	Casco	TEG (41,2%)	Solventes orgânicos	20–60	40
	Tubo	TEG (94,6%)	Solventes orgânicos		
E-402	Casco	Dióxido de carbono (99,6%)	Ar, nitrogênio, etc. (comprimido)	40–80	60
	Tubo	LPS	Água ou salmoura		
E-403	Casco	Dióxido de carbono (99,6%)	Ar, nitrogênio, etc. (comprimido)	40–80	60
	Tubo	CW	Água ou salmoura		
Refervedor (T-202)	Casco	Fase líquida - Água (99,8%)	Água	250–400	325
	Tubo	LPS	Vapor		
Refervedor (T-203)	Casco	Fase líquida - Água (~100%)	Água	250–400	325
	Tubo	LPS	Vapor		
Condensador (T-203)	Casco	Fase vapor - Etanol (84,9%)	Vapor de álcool	100–200	150
	Tubo	CW	Água		
Refervedor (T-402)	Casco	Fase líquida - TEG (94,6%)	Solventes orgânicos	50–150	100
	Tubo	LPS	Água		
Condensador (T-402)	Casco	Fase vapor - Dióxido de carbono (90,6%)	Ar, nitrogênio, etc.	10–50	30
	Tubo	CW	Água ou salmoura		

Fonte: Elaboração própria.

Tabela 19 – Resultados dos dimensionamentos dos equipamentos

TROCADORES DE CALOR			
E-201		E-202	
Calor Trocado (10^3 MJ/h)	112,12	Calor Trocado (10^3 MJ/h)	15,20
Área de Troca Térmica (m ²)	363,06	Área de Troca Térmica (m ²)	389,34
U (kJ/°C-m ² -h)	6.643,57	U (kJ/°C-m ² -h)	3.066,26
Custo de utilidade (US\$/h)	213,02	Custo de utilidade (US\$/h)	3,23
Custo do equipamento (US\$)	83.369,10	Custo do equipamento (US\$)	87.091,19
E-301		E-302	
Calor Trocado (MJ/h)	3.579,51	Calor Trocado (MJ/h)	2.703,26
Área de Troca Térmica (m ²)	397,21	Área de Troca Térmica (m ²)	157,91
U (kJ/°C-m ² -h)	613,25	U (kJ/°C-m ² -h)	1.226,50
Custo de utilidade (US\$/h)	0,76	Custo de utilidade (US\$/h)	0,57
Custo do equipamento (US\$)	88.201,87	Custo do equipamento (US\$)	53.018,71
E-303		E-304	
Calor Trocado (MJ/h)	2.555,68	Calor Trocado (MJ/h)	2.611,64
Área de Troca Térmica (m ²)	148,97	Área de Troca Térmica (m ²)	149,81
U (kJ/°C-m ² -h)	1.226,50	U (kJ/°C-m ² -h)	1.226,50
Custo de utilidade (US\$/h)	0,54	Custo de utilidade (US\$/h)	0,55
Custo do equipamento (US\$)	51.604,74	Custo do equipamento (US\$)	51.738,73
E-305		E-401	
Calor Trocado (MJ/h)	3.221,78	Calor Trocado (MJ/h)	36,15
Área de Troca Térmica (m ²)	183,58	Área de Troca Térmica (m ²)	1,57
U (kJ/°C-m ² -h)	1.226,50	U (kJ/°C-m ² -h)	817,67
Custo de utilidade (US\$/h)	0,68	Custo de utilidade (US\$/h)	-
Custo do equipamento (US\$)	57.012,95	Custo do equipamento (US\$)	2.751,32
E-402		E-403	
Calor Trocado (MJ/h)	57,53	Calor Trocado (MJ/h)	2.521,87
Área de Troca Térmica (m ²)	1,06	Área de Troca Térmica (m ²)	141,90
U (kJ/°C-m ² -h)	1.226,50	U (kJ/°C-m ² -h)	1.226,50
Custo de utilidade (US\$/h)	0,11	Custo de utilidade (US\$/h)	0,54
Custo do equipamento (US\$)	2.583,65	Custo do equipamento (US\$)	50.478,55
COMPRESSORES			
C-301		C-302	
Vazão Volumétrica (m ³ /h)	18.438,97	Vazão Volumétrica (m ³ /h)	9.178,98
Acréscimo de Pressão (kPa)	141,82	Acréscimo de Pressão (kPa)	270,37
Potência (HP)	892,54	Potência (HP)	846,99
Eletricidade (kW)	665,57	Eletricidade (kW)	631,60
Custo do equipamento (US\$)	657.641,57	Custo do equipamento (US\$)	616.511,20

(Continua na próxima página)
Fonte: Elaboração própria.

Tabela 19 – Resultados dos dimensionamentos dos equipamentos (continuação)

C-303	C-304
Vazão Volumétrica (m ³ /h)	4.190,13
Acréscimo de Pressão (kPa)	578,88
Potência (HP)	827,73
Eletricidade (kW)	617,24
Custo do equipamento (US\$)	599.269,98

C-305	C-401
Vazão Volumétrica (m ³ /h)	697,09
Acréscimo de Pressão (kPa)	3.062,86
Potência (HP)	728,93
Eletricidade (kW)	543,57
Custo do equipamento (US\$)	512.341,57

BOMBAS

P-201	P-301
Vazão Volumétrica (m ³ /h)	435,94
Acréscimo de Pressão (kPa)	35,03
Potência (HP)	8,17
Eletricidade (kW)	6,09
Custo do equipamento (US\$)	15.959,51

P-401	P-402
Vazão Volumétrica (m ³ /h)	0,14
Acréscimo de Pressão (kPa)	4.986,00
Potência (HP)	0,372
Eletricidade (kW)	0,277
Custo do equipamento (US\$)	73.995,11

REATORES

R-101	R-102
Temperatura (°C)	32,00
Pressão (kPa)	101,30
Altura / Diâmetro (m)	20,93 / 6,98
Custo do agitador + jaqueta (US\$)	512,33
Custo total do equipamento (US\$)	545.892,72

R-103	R-104
Temperatura (°C)	32,00
Pressão (kPa)	101,30
Altura / Diâmetro (m)	24,61 / 8,2
Custo do agitador + jaqueta (US\$)	639,68
Custo total do equipamento (US\$)	692.771,47

(Continua na próxima página)
Fonte: Elaboração própria.

Tabela 19 – Resultados dos dimensionamentos dos equipamentos (continuação)

Energia requerida pelos 4 reatores (kJ/h)	6.061.387,73
Custo total de utilidade (US\$/h)	1,29

VASOS DE TRATAMENTO

Número de Vasos	2
Temperatura (°C)	26,83
Pressão (kPa)	101,30
Comprimento / Diâmetro (m)	8,83 / 2,94
Custo Total (US\$)	163.605,01

VASOS DE FLASH

V-301	V-302
Temperatura (°C)	30,00
Pressão (kPa)	193,1
Comprimento / Diâmetro (m)	2,49 / 1,64
Custo total do equipamento (US\$)	38.065,71

V-303	V-304
Temperatura (°C)	30,00
Pressão (kPa)	942,4
Comprimento / Diâmetro (m)	1,71 / 1,09
Custo total do equipamento (US\$)	24.002,94

V-305
Temperatura (°C)
Pressão (kPa)
Comprimento / Diâmetro (m)
Custo total do equipamento (US\$)

COLUMNAS

T-101	T-201 (A1)
Temperatura - Topo/Fundo (°C)	34,4 / 33,3
Pressão - Topo/Fundo (kPa)	101,3 / 101,3
Altura/Diâmetro (m)	9,14 / 1,56
Número de Estágios Teóricos	10
Razão de Refluxo (molar)	0,77
Custo (US\$)	151.946,82

(Continua na próxima página)
Fonte: Elaboração própria.

Tabela 19 – Resultados dos dimensionamentos dos equipamentos (continuação)

T-202 (A)		T-203 (B/B1)	
Temperatura - Topo/Fundo (°C)	100,5 / 101,9	Temperatura - Topo/Fundo (°C)	81,61 / 108,4
Pressão - Topo/Fundo (kPa)	136,3 / 139,3	Pressão - Topo/Fundo (Kpa)	116 / 135,7
Altura/Diâmetro (m)	7,32 / 2,05	Altura/Diâmetro (m)	45,59 / 2,54
Número de Estágios Teóricos	8	Número de Estágios Teóricos	45
Razão de Refluxo (molar)	59,04	Razão de Refluxo (molar)	2,97
Custo da coluna (US\$)	151.818,73	Custo da coluna (US\$)	713.315,52
Refrigerador:			
Calor trocado (10³ MJ/h)	142,14	Calor trocado (10³ MJ/h)	25,51
Área de Troca Térmica (m²)	1.013,14	Área de Troca Térmica (m²)	166,51
U (kJ/°C·m²·h)	6.643,57	U (kJ/°C·m²·h)	6.643,57
Custo de utilidade (US\$/h)	270,07	Custo de utilidade (US\$/h)	48,47
Custo do refrigerador (US\$)	172.953,38	Custo do refrigerador (US\$)	54.366,30
T-204 (D)		Condensador:	
Temperatura - Topo/Fundo (°C)	83,85 / 89,47	Calor Trocado (10³ MJ/h)	92,51
Pressão - Topo/Fundo (Kpa)	133,8 / 136,3	Área de Troca Térmica (m²)	1.265,48
Altura/Diâmetro (m)	6,35 / 1,16	U (kJ/°C·m²·h)	3.066,26
Número de Estágios Teóricos	6	Custo de utilidade (US\$/h)	19,65
Razão de Refluxo (molar)	1,11	Custo do condensador (US\$)	207.715,68
Custo (US\$)	86.622,76		
T-301		T-402	
Temperatura - Topo/Fundo (°C)	30,59 / 31,85	Temperatura - Topo/Fundo (°C)	51,07 / 140
Pressão - Topo/Fundo (Kpa)	932,4 / 942,4	Pressão - Topo/Fundo (Kpa)	147 / 150
Altura/Diâmetro (m)	9,14 / 0,97	Altura/Diâmetro (m)	1,3 / 0,22
Número de Estágios Teóricos	10	Número de Estágios Teóricos	3
Razão de Refluxo (molar)	1,37	Razão de Refluxo (molar)	0,05
Custo (US\$)	108.277,98	Custo da coluna (US\$)	35.224,37
T-401		Refrigerador:	
Temperatura - Topo/Fundo (°C)	20,33 / 20,18	Calor trocado (10³ MJ/h)	69,71
Pressão - Topo/Fundo (Kpa)	5186 / 5201	Área de Troca Térmica (m²)	2,01
Altura/Diâmetro (m)	22,86 / 0,53	U (kJ/°C·m²·h)	2.044,17
Número de Estágios Teóricos	15	Custo de utilidade (US\$/h)	0,13
Razão de Refluxo (molar)	0,00	Custo do refrigerador (US\$)	2.864,42
Custo (US\$)	168.805,22		
Condensador:			
Calor Trocado (10³ MJ/h)	28,71	Área de Troca Térmica (m²)	3,17
U (kJ/°C·m²·h)	613,25	Custo de utilidade (US\$/h)	0,01
Custo do condensador (US\$)	3.079,62		

(Continua na próxima página)
Fonte: Elaboração própria.

Tabela 19 – Resultados dos dimensionamentos dos equipamentos (continuação)

CENTRÍFUGAS			
CZ-101		CZ-102	
Temperatura (°C)	32,00	Temperatura (°C)	28,44
Pressão (kPa)	101,3	Pressão (kPa)	101,3
Vazão Mássica de Sólidos (t/h)	29,58	Vazão Mássica de Sólidos (t/h)	29,58
Custo (US\$)	521.538,32	Custo (US\$)	521.538,32
Eletricidade (kW)	383,97	Eletricidade (kW)	166,84

Fonte: Elaboração própria.