



**JEAN PABLO WALTER BARROS**

**ANÁLISE TÉCNICO-ECONÔMICA EM PROCESSOS DE  
DESIDRATAÇÃO DO ETANOL**

**LAVRAS – MG  
2022**

**JEAN PABLO WALTER BARROS**

**ANÁLISE TÉCNICO-ECONÔMICA EM PROCESSOS DE DESIDRATAÇÃO DO  
ETANOL**

Monografia apresentada à Universidade Federal de Lavras, como parte das exigências do Curso de Engenharia Química, para obtenção do título de Bacharel.

Prof. Dr. João Moreira Neto

Orientador

**LAVRAS – MG  
2022**

## AGRADECIMENTOS

Primeiramente, agradeço aos meus pais, Dasio e Suely, por sempre terem me dado toda a educação necessária, apoio financeiro e emocional, e nunca mediram esforços para ajudar a buscar meus objetivos. Meu muito obrigado, amo vocês.

Ao meu irmão, Luiz Felipe, que me ensinou desde as coisas básicas da vida até os problemas que a vida adulta traz. Sempre me apoiou, incentivou e colaborou para minha educação. Agradeço à minha cunhada de longa data, Eliane, que também sempre esteve presente. Devo muito a vocês e espero poder repassar pelo menos parte do que aprendi ao meu sobrinho/afilhado Isaac.

A minha namorada, Letícia, que foi meu maior presente durante a graduação e sempre esteve comigo desde então. Obrigado por ter me feito uma pessoa melhor, por toda companhia, carinho e paciência ao longo destes anos.

Aos meus avós, Carlinda, Plínio e Terezinha, que também sempre estiveram presentes e nunca mediram esforços para me ajudar. Saudades.

Aos meus tios e tias, pelo carinho de sempre.

Aos meus amigos de república (apartamento 101), que além de todos os aprendizados de convívio, faziam com que minha rotina fosse muito melhor.

Aos amigos de UFLA, alguns em especial vou levar para toda vida!

Aos amigos de minha cidade, Tocantins/MG, por serem companheiros para todas as horas.

A H.B. Fuller por ter sido minha primeira experiência profissional como estagiário e junto a ela, agradeço a todos meus orientadores e amigos que fiz durante essa trajetória.

A Universidade Federal de Lavras, por todo o aprendizado de qualidade, oportunidades, estrutura e apoio durante todo o período de graduação.

A todo corpo docente da Engenharia Química, pelo excelente ensino e profissionalismo.

Ao meu orientador, Professor João, por todos os ensinamentos e orientações para que este trabalho pudesse ser realizado.

## RESUMO

O uso do etanol como combustível atualmente é considerado uma alternativa mais sustentável em relação aos combustíveis fósseis, por emitirem uma menor quantidade de CO<sub>2</sub> durante a combustão. Duas maneiras de se comercializar o etanol, como combustível, é o etanol hidratado (95 °GL) que é vendido nos postos de gasolina, principalmente para carros a etanol ou *flex*, ou então o anidro (com teor alcoólico superior a 99 °GL), sendo este misturado à gasolina. A mistura etanol e água forma um azeótropo na composição de 96 °GL, o que impossibilita utilizar a destilação fracionada convencional para elevar o teor alcoólico da mistura. Dessa forma, para desidratá-lo, é necessário submeter o etanol hidratado a processos específicos, dos quais os mais utilizados são: destilação extrativa com monoetilenoglicol (MEG) e destilação azeotrópica com o uso do ciclohexano. Diante disso, este trabalho visa fornecer dados atualizados da produção, etapas do processo produtivo, comercialização do etanol e realizar um estudo comparativo entre a análise de viabilidade técnico-econômica dos dois processos de desidratação do etanol hidratado citados, utilizando os custos de capital (CAPEX, do inglês *Capital Expenditure*) e custos operacionais (OPEX, do inglês *Operational Expenditure*). A partir das análises realizadas neste trabalho, verificou-se que a destilação extrativa apresenta menores custos de investimento e operacionais, o que lhe torna o investimento mais atrativo, uma vez que a destilação azeotrópica obteve um custo 2,27 vezes maior em relação a compra de equipamentos e um custo total 2,85 vezes maior do que a destilação extrativa, para um horizonte de 10 anos.

**Palavras chaves:** Destilação Extrativa. Destilação Azeotrópica. Viabilidade Técnico-econômica.

## ABSTRACT

Currently, the use of ethanol as a fuel nowadays is considered an environmental alternative to fossil fuels, as they emit less CO<sub>2</sub> content during combustion. Two ways to commercialize ethanol as a fuel are hydrated ethanol (95 °GL), which is sold at gas stations, mainly for ethanol or flex-fuel cars, and anhydrous ethanol (99 °GL), which is mixed with gasoline. The mixture of ethanol and water forms an azeotrope in the composition of 96 °GL, which makes it impossible to use conventional fractional to increase the alcohol content of the mixture. Thus, to dehydrate, it is necessary to submit the hydrated ethanol to specific processes, the most used of which are: extractive distillation with monoethylene glycol (MEG) and azeotropic distillation with the use of cyclohexane. Therefore, this work aims to provide updated production data, stages of production process, ethanol commercialization and to carry out a comparative study between the technical-economic feasibility analysis of the two processes of dehydration of hydrated ethanol, using the capital cost (CAPEX, Capital Expenditure) and operational costs (OPEX, Operational Expenditure). From the analyzes carried out in this work, it appears that extractive distillation has lower investment and operational costs, which makes it a more attractive investment, since azeotropic distillation obtained a cost 2.27 times higher to purchase of equipment and a total cost of 2.85 times higher than extractive distillation, for a horizon of 10 years.

**Keywords:** Extractive Distillation. Azeotropic Distillation. Technical-economic Feasibility.

## LISTA DE FIGURAS

Figura 1 - Matriz energética mundial no ano de 2019. ....	15
Figura 2 - Matriz energética no Brasil em 2020. ....	16
Figura 3 - Consumo em Litros de etanol anidro no Brasil. ....	18
Figura 4 – Consumo em Litros de etanol hidratado no Brasil. ....	18
Figura 5 - Ilustração de um picador de cana. ....	22
Figura 6 - Ilustração de um desfibrador de cana. ....	22
Figura 7 - Esquema simbólico dos rolos da moenda. ....	23
Figura 8 - Moendas em série para obter uma melhor eficiência. ....	23
Figura 9 – Conversão dos açúcares simples em etanol e CO <sub>2</sub> . ....	25
Figura 10 - Fluxograma processo fermentativo Melle-Boinot. ....	26
Figura 11 - Comportamento de uma solução ideal durante a destilação. ....	28
Figura 12 - Ponto azeotrópico na mistura etanol e água. ....	28
Figura 13 - Esquema de destilação para se obter etanol hidratado. ....	29
Figura 14 - Fluxograma da destilação azeotrópica do etanol. ....	32
Figura 15 – Fluxograma do processo de destilação azeotrópica. ....	33
Figura 16 – Mapa de curvas de resíduo para o sistema de destilação azeotrópica. ....	34
Figura 17 – Variação das curvas de destilação em relação a concentração de solvente. ....	35
Figura 18 - Esquema simplificado da destilação extrativa com MEG. ....	36
Figura 19 – Mapa de curvas residuais para a destilação extrativa com monoetilenoglicol. ....	37
Figura 20 – Esquema de estimativa de CAPEX e OPEX. ....	38
Figura 21 – Modelo gráfico para o custo de torres de destilação. ....	51
Figura 22 – Modelo gráfico para o custo do recheio de torres de destilação. ....	51

## LISTA DE TABELAS

Tabela 1 – Composição da cana-de-açúcar.....	19
Tabela 2 - Números de estágio aproximados por coluna na destilação. ....	30
Tabela 3 – Custos de acordo com a A.A.C.E.....	40
Tabela 4 – Especificações da coluna extrativa e de recuperação do MEG.....	43
Tabela 5 – Variáveis de operação do processo de destilação extrativa. ....	43
Tabela 6 – Energia demandada para cada equipamento. ....	43
Tabela 7 – Parâmetros da destilação azeotrópica.....	44
Tabela 8 – Valores dos parâmetros da destilação azeotrópica.....	44
Tabela 9 – Valores dos parâmetros do decantador na destilação azeotrópica. ....	45
Tabela 10 – Vazão e teores determinados através do balanço de massa na destilação extrativa.....	55
Tabela 11 - Vazão e purezas encontradas através do balanço de massa na destilação azeotrópica...55	55
Tabela 12 – Densidade de vapor para as correntes de saída das colunas apresentadas. ....	55
Tabela 13 – Velocidade do vapor nas colunas. ....	56
Tabela 14 – Área da seção transversal das colunas. ....	56
Tabela 15 – Diâmetros das colunas da destilação extrativa e azeotrópica.....	57
Tabela 16 – Altura das colunas de destilação e recuperação. ....	57
Tabela 17 – Custo das colunas e recheio em dólares.....	58
Tabela 18 – Custo total das torres em Reais. ....	58
Tabela 19 – Custo dos condensadores da destilação extrativa e azeotrópica. ....	58
Tabela 20 – Produção de Etanol Anidro e custo energético das destilações. ....	59
Tabela 21 – Consumo e custo dos solventes anualmente. ....	59
Tabela 22 – Dados de custos de investimentos e operacionais no período de 10 anos. ....	60
Tabela 23 – Dados de custos de investimento e operacionais em 10 anos . ....	61

## LISTA DE SIGLAS

AACE	<i>American Association of Cost Engineers</i>
AEAC	Álcool Etílico Anidro Combustível
AEHC	Álcool Etílico Hidratado Combustível
ANP	Agência Nacional do Petróleo, Gás Natural e Biocombustíveis
AGEITEC	Agência Embrapa de Informação Tecnológica
AR	Açúcares Redutores
BCB	Banco Central do Brasil
CAPEX	<i>Capital Expenditure</i>
CEMIG	Companhia Energética de Minas Gerais
CEPCI	<i>Chemical Engineering Plant Cost Index</i>
CONAB	Companhia Nacional de Abastecimento
CONAMA	Conselho Nacional de Meio Ambiente
CONSECANA	Conselho dos Produtores de Cana-de-açúcar, Açúcar e Etanol de SP
EA	Etanol Anidro
EPE	Empresa de Pesquisa Energética
GEE	Gases de Efeito Estufa
°GL	Graus Gay-Lussac
INPM	Instituto Nacional de Pesos e Medidas
IRR	<i>Internal Rate of Return</i>
ISBL	<i>Inside Battery Limits</i>
NEQ	<i>Non Equilibrium Model</i>
NPV	<i>Net Present Value</i>
OPEX	<i>Operational Expenditure</i>
OSBL	<i>Outside Battery Limits</i>
PBU	Peso Bolo Úmido
UDOP	União Nacional da Bioenergia
UNICA	União da Indústria de Cana-de-açúcar e Bioenergia
INPM	Instituto Nacional de Pesos e Medidas
°GL	Graus Gay-Lussac



## LISTA DE SÍMBOLOS

$\alpha_{jk}$	Volatilidade Relativa
$x_j$	Fração molar líquido do componente $j$
$y_j$	Fração molar do vapor do componente $j$
$x_j$	Fração molar líquido do componente $j$
$C_I$	Capital de Investimento
$I_F$	Investimento Fixo
$I_G$	Capital de Giro
$I_S$	Investimento de <i>Startup</i>
$I_D$	Investimento Direto
$I_I$	Investimento Indireto
$C_{E1}$	Custo conhecido do equipamento
$C_{E2}$	Custo desconhecido do equipamento
$S_{E1}$	Dimensão conhecida do equipamento
$S_{E2}$	Dimensão desconhecida do equipamento
$C_P$	Custo de produção
$C_D$	Custos diretos
$C_F$	Custos fixos
$C_G$	Custos gerais
$C_{MP}$	Custo das matérias-primas
$C_{UT}$	Custo de utilidades
$C_{TR}$	Custo de tratamento de resíduos
$C_{MO}$	Custo de mão de obra
$N_P$	Número de pratos
$N_t$	Número de estágios totais
$L_c$	Altura da coluna
$A$	Área da seção transversal da coluna
$\dot{m}$	Vazão mássica de vapor
$\rho_v$	Densidade do vapor
$v_{max}$	Velocidade máxima permissível de vapor
$D$	Diâmetro
$p^{sat}$	Pressão de saturação
$F$	Vazão de alimentação da coluna
$D$	Vazão da corrente de topo
$B$	Vazão da corrente da base
$T_r$	Taxa de refluxo

## SUMÁRIO

1	INTRODUÇÃO .....	12
2	OBJETIVOS.....	13
2.1	Objetivo geral.....	13
2.2	Objetivos específicos.....	14
3	REFERENCIAL TEÓRICO .....	15
3.1	Matriz energética do Brasil e no mundo .....	15
3.2	Mercado da produção de etanol .....	16
3.3	Processo produtivo .....	19
3.3.1	Cana-de-açúcar.....	19
3.3.2	Impactos ambientais e as alternativas .....	20
3.3.3	Preparação da cana-de-açúcar .....	21
3.3.3.1	Moagem.....	22
3.3.3.2	Tratamento do caldo.....	24
3.3.3.3	Fermentação.....	24
3.3.4	Destilação .....	26
3.3.4.1	Azeotropismo.....	26
3.3.5	Produção de etanol hidratado .....	28
3.4	Processos de desidratação do etanol.....	30
3.4.1	Mapas de curvas residuais.....	31
3.4.2	Destilação azeotrópica.....	31
3.4.3	Destilação extrativa .....	35
3.5	Análise de viabilidade econômica.....	37
3.6	Capital de investimento (CAPEX) .....	38
3.7	Custo operacional (OPEX).....	41
4	METODOLOGIA .....	42
4.1	Dados experimentais para a destilação extrativa.....	42
4.2	Dados experimentais para a destilação azeotrópica .....	44
4.3	Balanço de massa .....	45
4.4	Dimensionamento dos equipamentos.....	46
4.4.1	Características da torre .....	46
4.4.2	Refrervedor.....	46
4.4.3	Condensador.....	47
4.4.4	Altura da torre .....	47
4.4.5	Diâmetro.....	48
4.5	Densidade do vapor.....	49
4.6	Custo de compra.....	50
4.6.1	Custo da coluna de destilação .....	50
4.6.2	Custo do condensador .....	51
4.7	Fatores de correção.....	52
4.7.1	Fator de correção temporal.....	52
4.7.2	Fator de tropicalização .....	52
4.8	Condições operacionais e de custo.....	53
4.8.1	Custo da energia elétrica .....	54
4.8.2	Custo com solvente .....	54
5	RESULTADOS E DISCUSSÃO .....	55

5.1	Dados obtidos do balanço de massa.....	55
5.2	Densidade de vapor .....	55
5.3	Velocidade máxima permissível de vapor .....	56
5.4	Área da seção transversal das colunas.....	56
5.5	Diâmetro das colunas .....	57
5.6	Altura das colunas .....	57
5.7	Capital de investimento.....	57
5.7.1	Custo de compra da torre de destilação.....	57
5.7.2	Custo de compra do condensador.....	58
5.8	Custo operacional.....	59
5.8.1	Custo energético da destilação .....	59
5.8.2	Custo com solvente .....	59
5.9	Custo total .....	59
5.10	Análise de investimento .....	60
5.10.1	Custos referente a destilação extrativa .....	60
5.10.2	Custos referentes a destilação azeotrópica.....	60
5.10.3	Análise de viabilidade econômica entre as destilações.....	61
6	CONCLUSÃO .....	63
7	SUGESTÕES PARA TRABALHOS FUTUROS .....	64
8	REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS .....	65

## 1 INTRODUÇÃO

Os biocombustíveis são combustíveis derivados de biomassas renováveis, como milho, beterraba, cana-de-açúcar, biodiesel (óleo de soja, milho, mamona, amendoim e etc), dentre outros. Além disso, também é possível obter combustíveis a partir de fontes animais (gordura) e resíduos, como restos de comida, bagaço da cana-de-açúcar e também através do gás metano nos biodigestores (SALLET, 2011). Possuem como principal objetivo substituir, parcial ou totalmente, os combustíveis fósseis que são altamente poluidores e não renováveis.

Atualmente, a maior parte da energia consumida no planeta advém de combustíveis fósseis como o petróleo, carvão mineral e gás natural, ou seja, fontes não renováveis que ao serem queimadas, liberam grandes quantidades de CO<sub>2</sub> para a atmosfera, sendo este um dos principais responsáveis pelo agravamento do aquecimento global. Com a maior preocupação em relação ao meio ambiente pelas potências mundiais e os diversos protocolos que forçam os países a minimizarem as emissões de gases de efeito estufa, como o Protocolo de Kyoto realizado no Japão em 1997, os biocombustíveis representam uma das formas mais efetivas para reduzir os impactos ambientais causados pela queima excessiva de combustíveis fósseis, além de possuírem baixo teor de enxofre e compostos aromáticos (ANP, 2019).

Segundo a ANP (2020) os principais biocombustíveis utilizados atualmente no Brasil são o etanol produzido a partir da cana-de-açúcar e o biodiesel, produzido a partir de óleos vegetais ou gorduras animais. Outrossim, cerca de 45% da energia e 18% dos combustíveis consumidos no Brasil já são renováveis, sendo que nos demais países, 86% da energia são de fontes energéticas não renováveis. De acordo com o Ministério de Minas e Energia (2021) e com o apoio da Política Nacional de Biocombustíveis (RENOVABIO), 20% do consumo de combustíveis de transporte advém de fontes renováveis e esse valor tende a aumentar com o passar dos anos.

O etanol, também conhecido como álcool etílico (C<sub>2</sub>H<sub>5</sub>OH), possui diversas aplicações nos mercados atuais, podendo ser destinado a diversas indústrias para ser utilizado como solvente, desinfetante natural, produtos de limpeza, dentre outros. Ao se tratar de combustível, pode ser comercializado na forma de etanol hidratado (93 °INPM) com intuito de ser vendido para carros *flex* ou a álcool, ou como etanol anidro (99 °INPM), com elevada pureza, para ser misturado à gasolina (SALLET, 2011). O etanol anidro também é vastamente utilizado por outras indústrias químicas, como matéria-prima de sínteses de ésteres e éteres, empregado como solvente na produção de tintas, cosméticos, *sprays*, medicina, indústria alimentícia, dentre outros (GIL *et al.*, 2012).

O Brasil é considerado o maior produtor de cana-de-açúcar do mundo, sendo a região Centro-Sul a maior produtora, sendo esta responsável por aproximadamente 92% da produção nacional, sendo São Paulo, Goiás e Minas Gerais os maiores produtores, respectivamente (CONAB, 2020).

A produção do etanol anidro é extremamente importante para a economia brasileira, uma vez que destaca-se a região Centro-Sul como a maior produtora, e considerando o acumulado da safra 2021/2022, a produção de etanol anidro nesta região foi de 10,88 bilhões de litros (UNICA, 2022).

Para se obter o etanol anidro, tecnologias devem ser empregadas para a desidratação do etanol, pois a mistura água e etanol forma um azeótropo, não sendo possível obter maiores teores de etanol pelo processo de destilação fracionada (HOLLANDA, 2016). No ponto azeotrópico, uma mistura em que dois ou mais compostos, ao serem submetidos a destilação, possuem a composição líquida e vapor idênticas, inviabilizando o processo de separação (FIGUEIRÊDO, 2009). Dessa forma, alguns métodos podem ser utilizados para contornar essa situação, como a destilação extrativa com monoetilenoglicol (MEG), destilação azeotrópica com ciclohexano e desidratação por adsorção utilizando peneiras moleculares (zeólitas) (OLIVEIRA *et al.*, 2012).

Cada uma destas tecnologias de desidratação possuem vantagens e desvantagens, e algumas variáveis podem ser levadas em consideração para uma análise de viabilidade econômica, como valor de investimento inicial, gasto energético, consumo de vapor, taxas de refluxo, perdas e recuperação do solvente, dentre outros (CORTEZ *et al.*, 2015).

## **2 OBJETIVOS**

### **2.1 Objetivo geral**

Este trabalho tem como objetivo descrever os processos de produção de etanol hidratado, e a partir deste, a obtenção do etanol anidro a partir de dois métodos de desidratação: destilação extrativa com monoetilenoglicol (MEG) e destilação azeotrópica com ciclohexano. Será realizado o levantamento de custos para estes dois métodos para compará-los economicamente.

## 2.2 Objetivos específicos

- Demonstrar os princípios da destilação extrativa com MEG e destilação azeotrópica com ciclohexano;
- Determinar os custos de investimento (CAPEX) e os custos operacionais (OPEX), a partir dos dados extraídos de uma dissertação, onde foram realizadas análises em simulação computacional;
- Análise de viabilidade técnico-econômica entre os métodos de desidratação do etanol;
- Identificar qual método de desidratação possui o melhor custo-benefício considerando um horizonte de 10 anos.

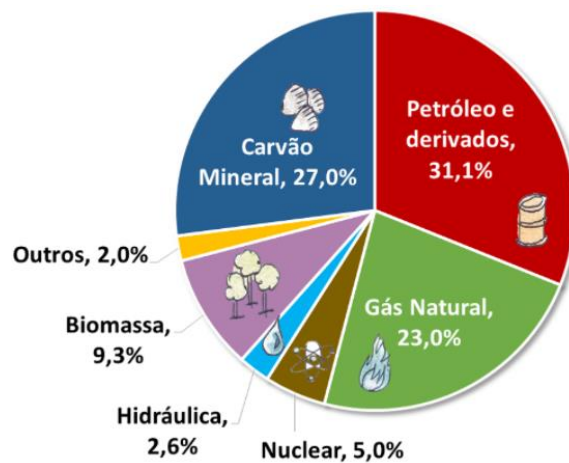
### 3 REFERENCIAL TEÓRICO

#### 3.1 Matriz energética do Brasil e no mundo

A partir da revolução industrial, o mundo passou por uma busca incessante de fontes de energia para que as indústrias e seus produtos pudessem funcionar. Dessa forma, os países que apresentam competitividade econômica são aqueles que buscam o acesso de recursos energéticos de baixo custo e menor impacto ambiental. Especialmente para o Brasil, este fator torna-se uma grande vantagem devido a presença de condições favoráveis, extensos territórios para o uso de recursos renováveis e tecnologias para transformar recursos naturais em energia (TOLMASQUIM *et al.*, 2007).

Grande parte dos países do mundo possuem uma matriz energética não renovável (combustíveis fósseis, carvão, gás natural). A Figura 1 representa como está a distribuição das fontes de energia no mundo.

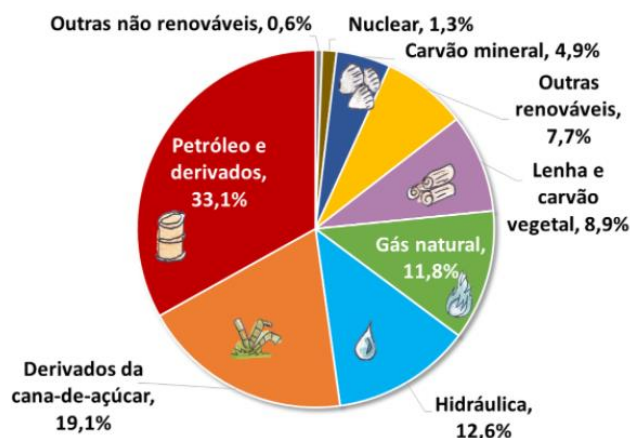
Figura 1 - Matriz energética mundial no ano de 2019.



Fonte: EPE, 2020.

Ao analisar a Figura 1, nota-se que o uso de biomassas no mundo ainda é pequeno e na contramão desse dado, o petróleo e seus derivados representam uma parcela significativa como fonte de energia. Já ao observar a Figura 2, nota-se que o Brasil está caminhando para utilizar como maior parte de sua energia aquelas que são renováveis e, conseqüentemente, minimizando o dano ambiental causado.

Figura 2 - Matriz energética no Brasil em 2020.



Fonte: EPE, 2020.

Ao realizar uma análise da matriz no Brasil, nota-se que 19,1% são de derivados da cana-de-açúcar e somando aos 7,7% de fontes renováveis, 12,6% da hidráulica, 8,9% de lenha e carvão vegetal, totaliza-se 48,3% de uso das fontes de energias renováveis.

### 3.2 Mercado da produção de etanol

O incentivo mais significativo no Brasil para a produção de biocombustíveis ocorreu em 14 de novembro de 1975, quando surgiu o programa do governo nomeado de Proálcool, com o objetivo de reduzir a dependência da importação do petróleo. A partir disso, houve grande desenvolvimento tecnológico, incentivos por parte do governo, mecanização da colheita, desenvolvimento também do setor de açúcar e tecnologias nas usinas para produção de eletricidade, garantindo vantagem energética para a cana-de-açúcar, o que fez nosso país ser uma referência mundial na produção e uso de etanol utilizando esta matéria-prima (ENGEVISTA, 2009).

Segundo a Confederação da Agricultura e Pecuária do Brasil (2020), novos incentivos foram realizados na indústria automobilística e agrícola com intuito que os carros pudessem ser movidos com etanol e, conseqüentemente, diminuísse a dependência da importação de petróleo. Dessa forma, estima-se que em anos, com uma menor dependência da importação do petróleo, o Brasil tenha deixado de gastar mais de US\$ 15 bilhões.

No Brasil, o percentual de álcool na gasolina é definido através do Ministério da Agricultura, Pecuária e Abastecimento pela Portaria MAPA nº 554, permitindo que a gasolina tenha até 25% de etanol etílico anidro, o que normalmente ocorre uma oscilação entre 20 a 25%. Essa adição à gasolina possui como um dos objetivos aumentar a octanagem, sendo uma importante propriedade para o funcionamento do motor (TAKESHITA, 2006). Porém, esse



valor vem sendo alterado ao longo dos anos, por exemplo até 1992 a proporção de etanol à gasolina era de 14%. Em seguida, até 1998 o valor passou a ser de 22%, sendo que neste mesmo ano alterou-se novamente para 24%, e em 2000 para 20%. Entretanto, com a expectativa no aumento da produção de etanol, fez com que houvessem mais mudanças, sendo de 22% a partir de maio de 2001 e para 24% em janeiro de 2002, sempre visando a estabilidade do preço (MARJJOTA-MAISTRO, 2002).

Segundo dados da UNICA (2021), 570 milhões de toneladas de CO<sub>2</sub> foram evitadas de serem lançados na atmosfera desde o lançamento dos veículos flex em 2003 até outubro de 2021 ou caso essa mudança não tivesse sido aprovada, o equivalente a 4 bilhões de árvores teriam que ser plantadas ao longo de 20 anos para retirar todo o CO<sub>2</sub> liberado. Além disso, quando comparado com a gasolina, tem-se 90% menos de emissões de gases de efeito estufa (GEE).

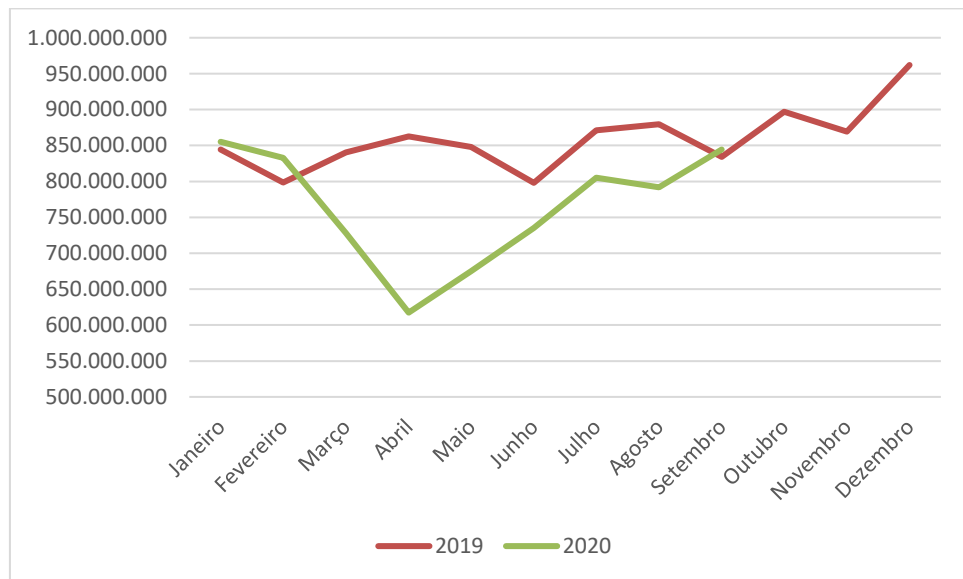
Segundo dados da UNICA (2021), a produção de etanol hidratado na safra de 2020/21, no Brasil, a partir da cana-de-açúcar resultou em 21,85 bilhões de litros de etanol hidratado, sendo a região Centro-Sul responsável por 94,6% do total dessa produção, totalizando 20,67 bilhões de litros. Já para o etanol anidro, a produção total foi de 10,64 bilhões de litros e a região Centro-Sul também é de maior significância, sendo responsável por aproximadamente 91% da produção total. A pandemia do novo Coronavírus no ano de 2020 e 2021 junto às restrições adotadas, diminuiu a mobilidade da população devido ao fechamento do comércio e as campanhas realizadas pelo governo com incentivo de ficar em casa. Dessa forma, consequentemente a demanda de combustíveis também diminuiu, logo, produção total de etanol no período de 2020/21 teve uma redução de 8,69% em relação ao mesmo período anterior (2019/20). Houve 11,56% de queda na produção do etanol hidratado e também do etanol anidro, em que houve um recuo de 2,17%.

Devido aos fortes efeitos negativos da estiagem e das baixas temperaturas (inclusive geadas em algumas regiões) registradas no ano de 2021, principalmente nos meses de junho e julho, houve efeitos sobre a produção da cana-de-açúcar. Devido a estes problemas, estima-se que haverá uma redução na produção de cana na safra de 2021/22, ou seja, serão colhidos aproximadamente 568,4 milhões de toneladas, redução de 13,2% em relação ao período anterior. Somente na região Sudeste, local de maior produção da cana, a previsão de redução é de 16,8%. Dessa forma, os derivados dessa matéria-prima serão impactados consequentemente, tendo-se uma estimativa de produção de etanol em 24,8 bilhões de litros, redução de 16,6% ao período anterior. Porém, a produção de etanol anidro deverá ter um aumento de 4% em relação à safra anterior, obtendo-se 9,69 bilhões de litros (CONAB, 2021).

O Brasil é o maior produtor de cana-de-açúcar do mundo, porém, os Estados Unidos ocupam o primeiro lugar em relação à produção de etanol global, sendo que nosso país fica em segundo lugar e, ainda assim, ao se tratar de produção e exportação de açúcar, somos o primeiro nesse quesito (UDOP, 2020).

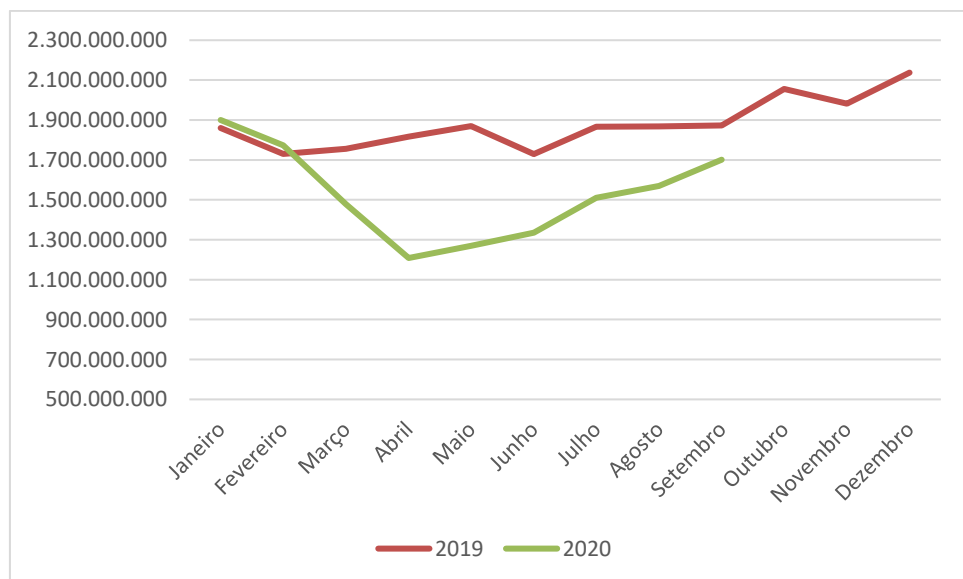
As Figuras 3 e 4 mostram o consumo de etanol anidro e hidratado, respectivamente, no Brasil de janeiro de 2017 até setembro de 2020.

Figura 3 - Consumo em Litros de etanol anidro no Brasil.



Fonte: Adaptado de UNICA, (2020).

Figura 4 – Consumo em Litros de etanol hidratado no Brasil.



Fonte: Adaptado de UNICA, (2020).

Ao observar as Figuras 3 e 4, observa-se que no ano de 2020, no decorrer dos meses, o consumo de etanol teve uma queda significativa até o mês de abril, devido a pandemia do novo coronavírus, em que o governo instaurou medidas restritivas de deslocamento para a população em geral com objetivo de conter o avanço do vírus.

Além disso, ao se utilizar a cana-de-açúcar para a produção de combustível, tem-se vários outros benefícios em relação ao aproveitamento de todo resíduo gerado, como por exemplo, a palha e o bagaço (resíduo), para ser queimado e produzir energia elétrica para a própria fábrica, a linhaça pode ser utilizada como fertilizante, dentre outros. Outros fatores satisfatórios a serem apontados é a redução das emissões de gases poluentes durante a combustão de biocombustíveis e ampliação de empregos ao criar indústrias sucroalcooleiras (MATURANO, 2009).

### 3.3 Processo produtivo

Existem diversas matérias-primas que podem ser utilizadas para a produção de etanol, e classificam-se da seguinte forma (LOPES *et al.*, 2011):

- Sacarídeas (mono ou dissacarídeas): cana-de-açúcar e beterraba;
- Lignocelulósicas (celulose e hemicelulose): bagaço da cana, madeira, dentre outros;
- Amiláceas (amido): mandioca, milho, batata, etc.

#### 3.3.1 Cana-de-açúcar

A cana-de-açúcar tem como nome científico *Saccharum officinarum*, sendo esta a principal matéria-prima para produção de açúcar e etanol no Brasil, em que sua composição está representada na Tabela 1.

Tabela 1 – Composição da cana-de-açúcar.	
Componente	Teor (% em massa)
Água	73 a 76
Sólidos Totais	24 a 27
Fibras (base seca)	11 a 16
Sólidos Solúveis	10 a 16

Fonte: Adaptado de Dias (2008).

As unidades produtoras de cana-de-açúcar do Centro-Sul alcançaram o valor de 12,55 milhões de toneladas na 1ª metade de novembro de 2021, assinalando uma queda de 38,36% sobre o período anterior (safra 2020/2021), sendo 20,37 milhões de toneladas (UNICA, 2021).

Segundo Saad (2010), a cada tonelada de cana colhida, gera-se em torno de 140 kg de bagaço e 140 kg de palha. Porém, estes resíduos não são mais descartados, servem como fontes de energia para a geração de vapor e energia elétrica para a própria empresa normalmente. Outrossim, estudos estão sendo desenvolvidos para o aprimoramento da utilização destas fontes para a produção de etanol de 2ª geração.

### 3.3.2 Impactos ambientais e as alternativas

Apesar do incentivo à produção e consumo de etanol visando diminuir os impactos ambientais, não é possível descartar totalmente a poluição do processo produtivo, desde o plantio até o produto ser entregue ao consumidor. Segundo Hall *et al.* (2005), alguns países tropicais possuem extensas áreas desmatadas e degradadas que poderiam se beneficiar com a plantação da biomassa com intuito de utilizá-las para fins energéticos, contudo, a indústria sucroalcooleira é responsável por uma série de danos ambientais, ou seja, ainda há a necessidade de um direcionamento dos estudos e tecnologias para buscar métodos de produção menos poluidores.

Independente da matéria-prima utilizada na produção do etanol, inevitavelmente gerará uma quantidade de resíduos (Lei da conservação da massa), porém, com o uso de novas tecnologias, estes podem ser reaproveitados para impactar menos o ambiente (OLIVEIRA *et al.*, 2012).

A Resolução do CONAMA nº 1 de 23/01/1986, Artigo 1º, afirma que:

(...) considera-se impacto ambiental qualquer alteração das propriedades físicas, químicas e biológicas do meio ambiente, causada por qualquer forma de matéria ou energia resultante das atividades humanas que, direta ou indiretamente afetam: a saúde, a segurança e o bem estar da população; as atividades sociais e econômicas; a biota; as condições estéticas e sanitárias do meio ambiente; a qualidade dos recursos ambientais.

As usinas sucroalcooleiras apresentam três fontes principais de poluentes: queima da lavoura da cana, emissões atmosféricas das unidades de geração de calor e eletricidade a partir do bagaço e efluentes (águas de lavagem e o vinhoto, que é o resíduo proveniente das destilarias altamente poluidor). O vinhoto é um subproduto ácido considerado um dos maiores problemas na produção do etanol devido a sua característica poluidora, visto que se descartado incorretamente em rios, por exemplo, consome todo o oxigênio dissolvido na água, causando grande mortandade de peixes. A produção de álcool gera de 12 a 15 litros de vinhoto por litro de álcool destilado. Uma alternativa encontrada para o vinhoto foi utilizá-lo como fertilizante

nas lavouras (havendo um limite para a aplicação). Outra aplicação é a biodigestão do vinhoto para a produção de biogás que poderá ser aproveitado para fins térmicos ou para geração de energia elétrica (MELLO *et al.*, 2007).

Um dos grandes problemas já enfrentados pelo Brasil tem sido a prática da queima da palha, sendo que esta técnica reduz cerca de 80 a 90% do volume da palha na cana e, conseqüentemente, diminui o custo do transporte. Este ato tem como intuito limpar o terreno e facilitar o corte pelos operadores, e, além do mais, causa o aumento do teor percentual de sacarose (evaporação da água devido ao calor) (ASSIS; ZUCARELLI, 2007). O grande problema se encontra nas emissões de poluentes, material particulado, monóxido e dióxido de carbono, hidrocarbonetos, óxidos de nitrogênio e óxidos de enxofre para a atmosfera. Com a emissão de fuligens e fumaças, os problemas respiratórios da população aumentam, o que causa uma maior ocupação nos hospitais (ANDRADE; DINIZ, 2007). Devido a este contexto, a Lei Nº 11.241, de 19 de setembro de 2002, foi criada com intuito de proibir a queima de cana-de-açúcar antes da colheita, devido ao grande impacto ambiental que este processo de queimada pode causar e também aos malefícios a saúde humana.

### **3.3.3 Preparação da cana-de-açúcar**

A cana precisa estar dentro da margem ótima do teor de sacarose e pureza antes de ser colhida. Dessa forma, a colheitadeira é responsável pelo corte da cana. Após o corte, alguns cuidados devem ser levados em consideração porque esta passa por um processo de deterioração da sacarose com o passar do tempo, principalmente pela ação das bactérias *Leuconostoc mesenteroides*, o que causa grande impacto na eficiência do processo produtivo. A goma produzida por esses microorganismos é chamada de dextrana, sendo esta extremamente maléfica para o processo de produção (LOPES *et al.*, 2011). A dextrana pode causar um aumento da viscosidade do caldo-de-cana, elevando o tempo de processamento dos equipamentos (decantadores, cristalizadores e centrífuga) e resulta em um caldo turvo, devido à dificuldade de separar os materiais em suspensão (DE LA ROSA, 1988).

Alguns fatores influenciam o processo de deterioração da cana, como a temperatura ambiente, frequência e quantidade de chuvas, umidade, contaminação (bactérias, fungos e leveduras), acidez do caldo, concentração de amido, quantidade de ácido aconítrico no caldo, dentre outros (SILVA; SILVA, 2012).

Após a chegada dos caminhões na planta, são recolhidas, normalmente, 3 amostras em diferentes posições para análises no laboratório, como peso do bolo úmido (PBU), °Brix, pH,

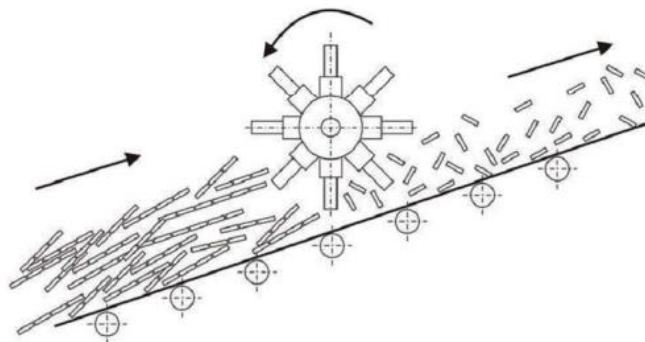
polarização, pureza, açúcares redutores (AR), açúcares totais recuperáveis (ART), dentre outros (CANAOSTE, 2019; LOPES *et al.*, 2011):

### 3.3.3.1 Moagem

A moagem é a operação em que haverá a extração da sacarose. Para a retirada do caldo, é necessário uma boa preparação da cana anteriormente a este processo da moagem, como por exemplo, a cana deve passar pelo processo de limpeza para extração das impurezas (ZANARDI; JUNIOR, 2016).

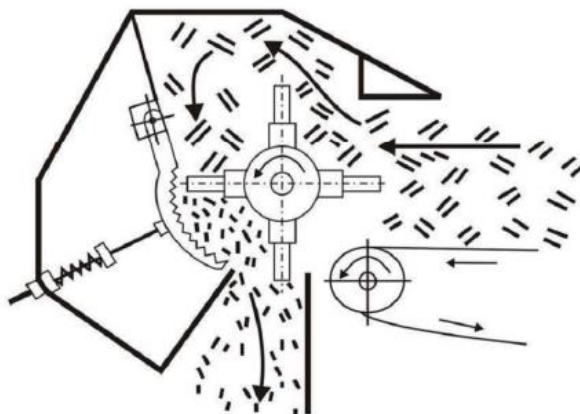
Outra etapa de pré-moagem, é extrair parte do caldo ao abrir as células da cana e transformá-la em vários pedaços menores, com maior área de contato e menor volume. Esta preparação, pode ser através do picador ou desfibrador, que são equipamentos que picam a cana em pequenas partições (PAYNE, 1989). As Figuras 5 e 6 demonstram como é o funcionamento destes equipamentos.

Figura 5 - Ilustração de um picador de cana.



Fonte: LOPES *et al.* (2011).

Figura 6 - Ilustração de um desfibrador de cana.

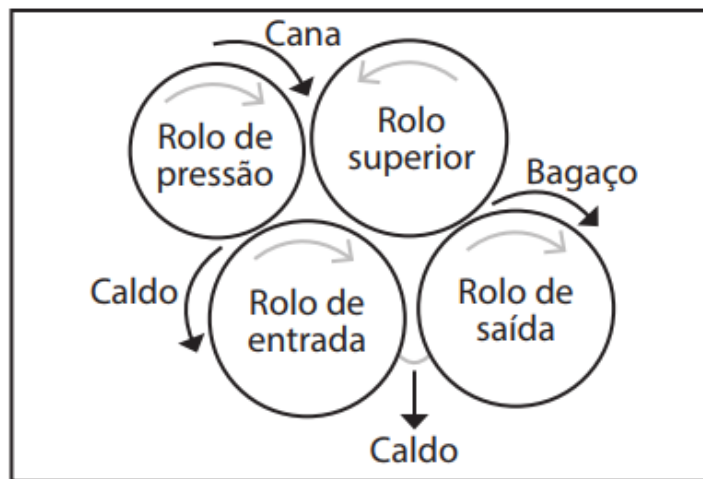


Fonte: LOPES *et al.* (2011).

Em seguida, a cana está pronta para ser submetida às moendas, para o processo de extração, sendo o principal objetivo a separação do caldo e da fibra. Na maior parte das usinas,

utiliza-se moendas em série para obter uma maior eficiência do processo, ou seja, o caldo é expelido da fibra por aplicações sucessivas de pressão, à medida que passa pelos rolos (PAYNE, 1989). Na primeira compressão, é possível obter de 50 a 70% de extração. O bagaço é encaminhado por esteiras para a próxima compressão, em que haverá mais extração e assim por diante (DELGADO; CEZAR, 1977). A Figura 7 ilustra como é a rotação dos rolos nas moendas, onde há pressão sobre a cana e a retirada do caldo, na parte inferior.

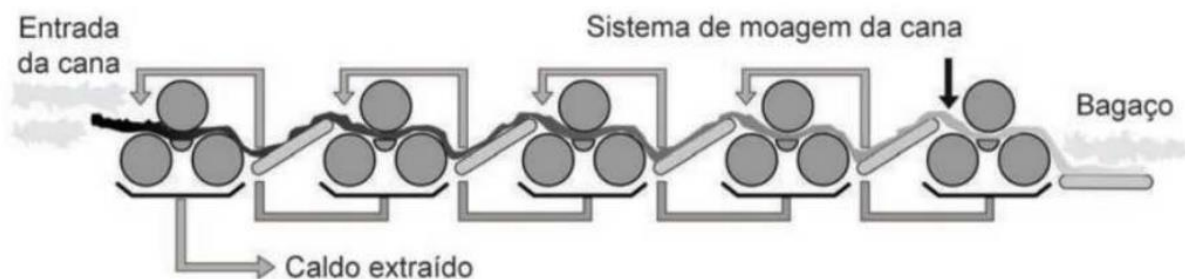
Figura 7 - Esquema simbólico dos rolos da moenda.



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

Já a Figura 8 demonstra as moendas em série, onde a cana sofre sucessivas pressões para extrair a maior quantidade de caldo possível.

Figura 8 - Moendas em série para obter uma melhor eficiência.



Fonte: LOPES *et al.* (2011).

Outro fator a ser levado em consideração, é o processo de embebição, que consiste em umidificar o bagaço (água de diluição) demonstrados pelas setas superiores da Figura 8. O último caldo obtido é retornado para a moenda anterior (penúltima), o caldo da penúltima moenda retorna para a anterior a esta e assim por diante, até que se chegue na primeira (PAYNE, 1989).

O bagaço resultante desse processo normalmente é reaproveitado, podendo ser utilizado para geração de Etanol segunda geração (2G), para aumentar a produção de biocombustível na usina (CODATO, 2013), ou então envia-se o bagaço até as caldeiras para atuarem como combustível e, com o calor gerado, as tubulações com água são aquecidas e o vapor destas são utilizadas para movimentar equipamentos, como as turbinas e gerar eletricidade (PAYNE, 1989).

### **3.3.3.2 Tratamento do caldo**

Após o caldo ser extraído, este precisa passar por um processo de tratamento para retirar as impurezas e seguir o processo de produção do açúcar ou do etanol. A primeira etapa se constitui no peneiramento, com intuito de remover os sólidos insolúveis, ou seja, o material grosseiro presente no caldo, como areia, bagacilho e argila, podendo variar de 0,1 a 1% (NOVACANA, 2013).

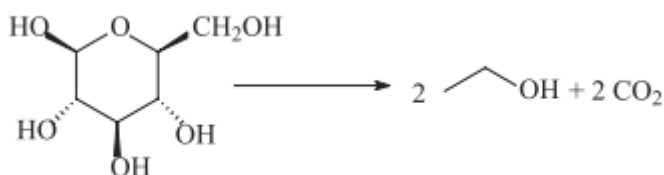
Após essa etapa, utiliza-se a pasteurização para promover a diminuição da população microbiana, em torno de 80°C. Posteriormente, a caleagem se constitui na adição de leite de cal no caldo, para tratá-lo e obter uma boa qualidade, porém, esta adição eleva o pH da mistura, de modo que deve-se evitar ultrapassar a faixa de 6,3, pois o excesso de cálcio prejudica fortemente os equipamentos, causando incrustações e também o processo fermentativo. Nesta etapa ocorrem a limpeza, neutralização de ácidos orgânicos e eliminação de corantes. Em seguida, o decantador é responsável pela retirada dos compostos insolubilizados pela ação do calor e da cal (LOPES *et al.*, 2011).

### **3.3.3.3 Fermentação**

A fermentação alcoólica ocorre no interior de biorreatores chamados de dornas de fermentação. O caldo de cana possui em torno de 15% a 20% de sacarose, sendo estas convertidas em glicose e frutose pela hidrólise. Através da atuação das leveduras *Saccharomyces cerevisiae*, os açúcares simples são convertidos em etanol e CO<sub>2</sub> (MOTA; MONTEIRO, 2013).



Figura 9 – Conversão dos açúcares simples em etanol e CO<sub>2</sub>.



Fonte: MOTA; MONTEIRO, 2013.

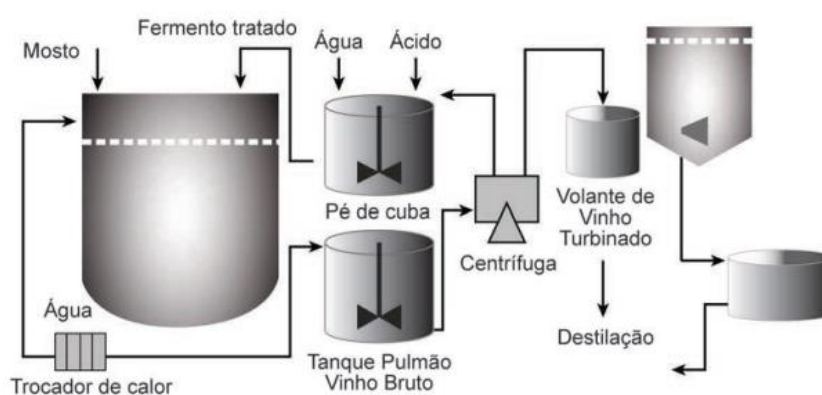
Uma das principais estratégias adotadas nessa etapa, segundo Finguerut *et al.* (2008), é a manutenção de uma superpopulação de leveduras com ciclos e reusos, o que, conseqüentemente, proporcionará um aumento de produtividade devido a redução de tempo de fermentação e reprodução celular. Esse fato se explica pela necessidade dos nutrientes contidos na solução serem divididos entre muitos indivíduos, portanto é um processo menos sujeito a inibições e contaminações. Vale ressaltar também que essa superpopulação é submetida a temperaturas e pH ótimos a elas, favorecendo a função destas e minimizando a síntese de outros produtos que não sejam o etanol.

As leveduras utilizam o açúcar como forma de obter energia, e não com o objetivo principal de produzir etanol em si, sendo este uma consequência das reações ocorridas. Além disso, durante a metabolização anaeróbica do açúcar, há formações de ATP (trifosfato de adenosina), sendo esta utilizada em várias funções fisiológicas, como absorção, excreção, crescimento, multiplicação celular, manutenção da vida, entre outros (MAGALHÃES, 2007).

A fermentação alcoólica possui três fases principais, segundo LIMA *et al.* (2001), se realizado pelo processo de batelada: preliminar, tumultuosa e fase final ou complementar. A fase preliminar é iniciada quando o inóculo (massa do fermento) é misturado ao mosto (toda mistura açucarada destinada a fermentação alcoólica), sendo esta fase um momento de intensa multiplicação celular e todo açúcar consumido é utilizado para este fim, havendo uma lenta produção de etanol (MAGALHÃES, 2007). Logo, estrategicamente é ideal utilizar uma maior quantidade de leveduras de rápida multiplicação, para aumentar a velocidade de produção de etanol. Ao ocorrer um aumento na produção de etanol atrelado a produção de gás carbônico, inicia-se a próxima fase, mais longa e tumultuosa. Nesta fase, é imprescindível controlar a temperatura, porque esta aumenta rapidamente, não devendo ultrapassar 35°C. Além disso, o teor de °Brix diminui e tanto o valor de acidez quanto o teor de álcool aumentam, ou seja, há uma elevada conversão dos açúcares fermentescíveis. Já a última fase, é caracterizada pela diminuição da fermentação, devido ao consumo dos açúcares, há também elevada emissão de CO<sub>2</sub> e redução da temperatura de reação (LIMA *et al.*, 1975).

O processo de fermentação Melle-Boinot se constitui na recuperação da levedura a partir da centrifugação do vinho. Após ser recuperada, ocorre um intenso tratamento que consiste em diluir com água e adição do ácido sulfúrico em torno do pH de 2 a 2,5 (OLIVEIRA *et al.*, 2012). Após passar pelo tratamento químico, as leveduras podem ser reutilizadas e o vinho que foi separado recebe o nome de vinho centrifugado ou delevedurado (7 a 10 °GL), sendo enviado para a dorna volante que atua como regulador de fluxo, e em seguida para às colunas de destilação (LOPES *et al.*, 2011). A Figura 10 demonstra o fluxograma de como ocorre o processo fermentativo.

Figura 10 - Fluxograma processo fermentativo Melle-Boinot.



Fonte: LOPES *et al.*, 2011.

### 3.3.4 Destilação

Os diversos tipos de operações de separação estão presentes em vários ramos das indústrias que contêm processos químicos e possuem como principal objetivo separar o produto de interesse de outros subprodutos e/ou contaminantes, obtendo assim, ao final da separação, um produto com elevado teor (ROCHA *et al.*, 2016).

A melhor taxa de separação dentro de uma coluna de destilação se atinge quando a fase líquida e a vapor, considerando o mesmo prato, se encontram em equilíbrio, sendo este fenômeno caracterizado como estágio ideal ou prato teórico. Como esta idealidade é impossível de ser alcançada na prática, a eficiência é utilizada para comparar a separação entre o prato real e o ideal levando em consideração as não-idealidades (INVERNICI, 2009).

#### 3.3.4.1 Azeotropismo

A mistura de etanol e água forma um azeótropo quando a composição está em torno de 93 °INPM, ou seja, através da destilação convencional não é possível obter teores mais elevados

de etanol. Ao se formar um azeótropo, a mistura se comporta como uma mistura pura, possuindo ponto de ebulição constante, que nesse caso é menor do que dos dois compostos presentes (azeótropo de mínimo ponto de ebulição ou azeótropo positivo), o que impossibilita alcançar uma maior pureza através da destilação simples. Logo, não é possível obter o álcool anidro (99,6°GL) por meio destes e outro método deve ser utilizado para desidratá-lo.

Um líquido em ebulição, que se encontra em estado de azeotropismo, produz vapor com a mesma composição que essa mistura no estado líquido, ou seja, a composição não muda à medida ocorre a vaporização (SMITH *et al.*, 2007).

Uma mistura que possui um azeótropo não apresenta um comportamento ideal, gerando desvios em relação à Lei de Raoult. Quando o coeficiente de atividade é maior do que 1, é um indicativo de que há desvio positivo, em que na alta pressão as moléculas dos componentes do sistema se repelem, sendo este o motivo em que se observa a formação de um azeótropo de mínimo ponto de ebulição (temperatura de ebulição menor do que os componentes puros); Já quando há desvio negativo, o coeficiente de atividade é menor do que 1, o que resulta em baixas pressões parciais e, conseqüentemente, forma-se azeótropos de máximo ponto de ebulição, sendo estes menos frequentes (FIGUEIRÊDO, 2009).

Para que haja a formação de um azeótropo, apresentar somente desvio em relação à Lei de Raoult não significa que haverá presença deste, sendo que alguns fatores são essenciais para tal fato, como apresentar ponto de ebulição dos componentes próximos entre si. Raramente há formação de azeótropo se os componentes da mistura possuírem ponto de ebulição com mais de 30°C de diferença entre si (PERRY, 1999).

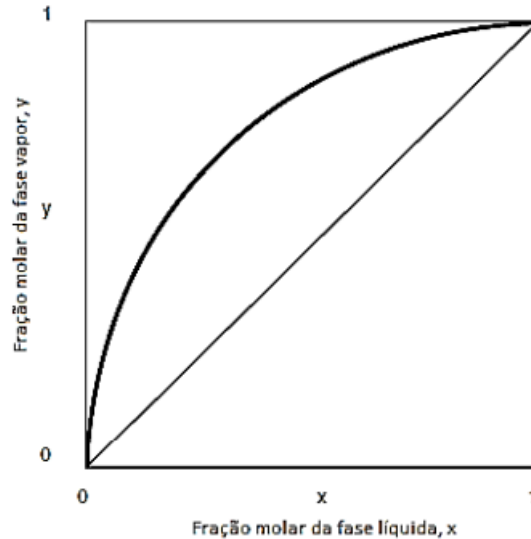
Um azeótropo pode ser homogêneo ou heterogêneo, ou seja, quando a mistura azeotrópica formar apenas uma fase líquida simples em equilíbrio com a fase vapor, a mistura é azeotrópica homogênea. Caso múltiplas fases líquidas forem exibidas em condição azeotrópica, caracteriza-se como heterogêneo, sendo que a composição da fase vapor é igual à global das fases líquidas (SMITH *et al.*, 2007).

Segundo Figueirêdo (2009), a primeira tentativa para se separar um azeótropo deve ser com a variação da pressão no interior da coluna, uma vez que se não houver mais o azeótropo com a variação, a destilação convencional poderá ser empregada para separá-los, com mudanças de pressão. Porém, caso este ainda permaneça nessa mistura, então haverá a necessidade de adicionar um novo componente, com intuito de alterar o ponto de ebulição e, conseqüentemente, tornar possível a destilação.

Ao analisarmos a Figura 11, percebe-se um comportamento ideal da destilação, em que forma-se uma curva simétrica e com comportamento linear. Porém, já a Figura 12 representa o

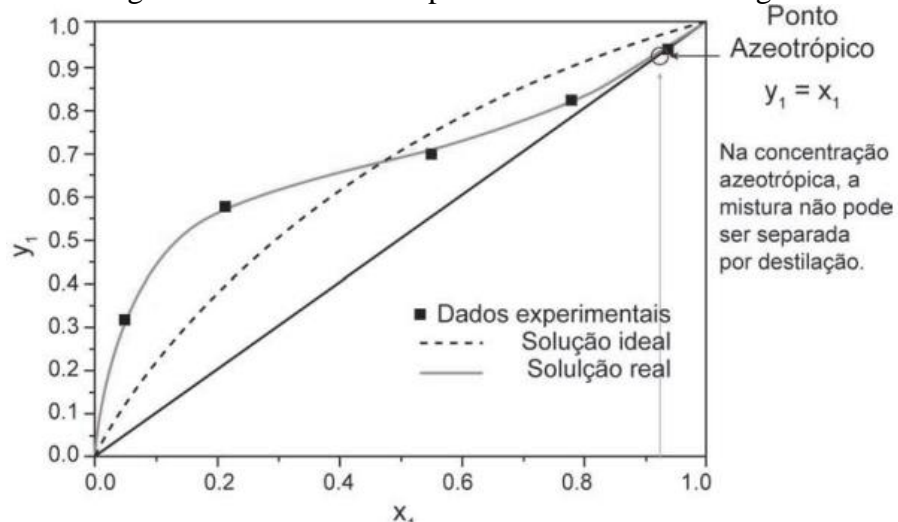
que ocorre durante a destilação do álcool hidratado, conhecido como ponto de azeotropia, quando esta mistura se encontra com a 95,6 °GL (LOPES *et al.*, 2011).

Figura 11 - Comportamento de uma solução ideal durante a destilação.



Fonte: IBARZ *et al.*, 2003.

Figura 12 - Ponto azeotrópico na mistura etanol e água.



Fonte: LOPES *et al.*, 2011.

Quanto mais afastada a curva de equilíbrio está da diagonal, podemos afirmar que a destilação ocorre mais facilmente, pois os pontos de ebulição possuem uma maior diferença entre si. No caso do ponto de azeótropo, as curvas praticamente se encontram, o que evidencia a impossibilidade de separação pela destilação comum (LOPES *et al.*, 2011).

### 3.3.5 Produção de etanol hidratado

Segundo Seader *et al.* (2010), a destilação pode possuir a alimentação sendo uma mistura de dois ou mais componentes, com intuito de separá-los em diferentes fases, resultando no destilado de topo e produto de fundo. O produto de fundo se caracteriza por sempre ser no

estado líquido, porém, o produto de topo poderá ser tanto líquido, vapor ou ambos. A separação necessita que haja formação de uma segunda fase para que tanto o líquido quanto vapor estejam presentes e consigam entrar em contato, através dos recheios internos, durante o fluxo contracorrente entre si.

A volatilidade relativa de um componente  $j$  em relação a outro componente  $k$  ( $\alpha_{jk}$ ) é apresentado pela Equação 1 abaixo (SMITH *et al.*, 2007):

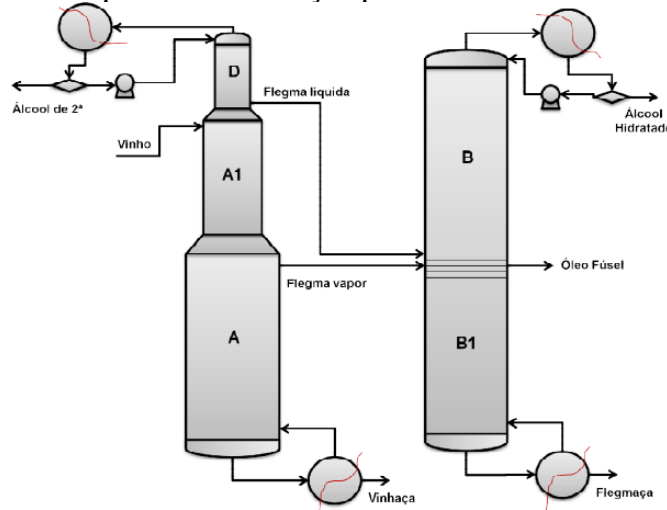
$$\alpha_{jk} = \frac{y_j/x_j}{y_k/x_k} \quad (1)$$

Em que,  $x$  é a fração molar do componente na fase líquida e  $y$  é a fração molar do componente na fase vapor. Dessa forma, se o valor da volatilidade for razoavelmente superior ou inferior a 1, os componentes da mistura podem ser separados, porém, caso se aproximem muito da unidade, indica que será necessário um maior número de estágios para a destilação ou até mesmo maior taxa de refluxo, acarretando maior consumo de energia.

Após a fermentação, a próxima etapa se constitui em elevar a concentração alcoólica acima de 90 °GL do vinho delevedurado. Vale ressaltar que durante a fermentação, há formação de outros compostos, como aldeídos e ésteres, sendo estes classificados como componentes secundários, em que necessita-se retirá-los no processo de retificação (LOPES *et al.*, 2011).

No Brasil, comumente são utilizadas cinco colunas no processo de destilação para a produção de etanol hidratado. A Figura 13 apresenta um diagrama esquemático do processo.

Figura 13 - Esquema de destilação para se obter etanol hidratado.



Fonte: Adaptado de Dias, 2008.

Ao observar o lado esquerdo da Figura 13, observam-se 3 colunas, em que o conjunto é denominado de coluna de destilação. A coluna A1 é responsável pela depuração do vinho, ou seja, purificá-lo e aquecê-lo, em que os vapores gerados nessa etapa são utilizados para alimentação da coluna D. Já o produto de fundo da coluna A1, é alimentado no topo da coluna

A, sendo esta seção responsável pelo esgotamento do vinho. O produto de fundo da coluna A é o que denominamos de vinhaça (menor que 0,02 °GL). Por fim, a coluna D tem como objetivo concentrar os compostos mais voláteis do vinho para a produção do álcool de segunda (92 °GL). Ao analisar as colunas ao lado direito, este conjunto é denominado de conjunto de retificação, onde obtém-se o etanol hidratado (AEHC). A coluna B é a coluna de retificação, em que o produto principal desta etapa é o etanol hidratado (96 °GL) e nas bandejas próximas da alimentação, na parte inferior desta, há o acúmulo de um líquido chamado de óleo fúsel, sendo este retirado nesta etapa. Já a coluna B1, é responsável pelo esgotamento e como produto de fundo obtém-se a flegmaça (DIAS, 2008). Como o processo é altamente eficiente, esta possui em sua maior parte água, sendo reutilizada na limpeza de equipamentos do processo (FINGUERUT *et al.*, 2008).

Na Tabela 2, observa-se o número de estágios por coluna.

Tabela 2 - Números de estágio aproximados por coluna na destilação.

Colunas	Número de estágios de equilíbrio
A	16-24
A1	8
D	6
B	45
B1	18

Fonte: Adaptado de Batista (2008).

### 3.4 Processos de desidratação do etanol

Na literatura, é possível encontrar diversos estudos em diferentes tipos de desidratações para se obter o etanol anidro, sendo que cada processo apresenta suas vantagens e desvantagens. Alguns exemplos são a desidratação química, em que é utilizada a reação com cal em processo batelada, destilação a vácuo, em que emprega-se o princípio da diferença de pressão em colunas (promove a redução do número de trocadores de calor), destilação azeotrópica em que utiliza-se ciclohexano e causa uma alteração na volatilidade, destilação extrativa em que utiliza-se o monoetilenoglicol, em que também altera a volatilidade relativa e, por último, separação por membranas (zeólitas) por seletividade no tamanho molecular, sendo este caracterizado por apresentar elevado custo de investimento (MATUGI, 2013).

O etanol anidro se caracteriza por ser um combustível límpido, incolor, sem sólidos suspensos, além de possuir como teor 99,5 °GL a 15,6°C. É vastamente utilizado na indústria farmacêutica, produção de biodiesel, atua como intermediário para produção de plásticos, polidores, plastificantes, cosméticos, dentre outros (KUMAR *et al.*, 2010). Conforme a

Resolução N° 807, de 23 de janeiro de 2020 (MAPA), sendo esta responsável por estabelecer a especificação e comercialização da gasolina conforme os padrões de qualidade, o percentual de etanol anidro na gasolina deve ser de 27%.

Tanto a destilação extrativa quanto a azeotrópica, utilizam solvente com intuito de desidratar o etanol. Dessa forma, para escolher o solvente adequado para cada método, alguns pontos devem ser levados em consideração, de forma que durante a escolha, apresente características como: não ser reativo com nenhum composto da mistura a ser fracionada, não possuir propriedade corrosiva (evita-se a corrosão dos equipamentos), não ser tóxico, possuir fácil recuperação quando empregado na coluna de recuperação, possuir baixo custo de compra, atender a pureza desejada do etanol ao final do processo, etc (SOUZA, 2012).

### **3.4.1 Mapas de curvas residuais**

Assim como diversas pesquisas para desenvolvimento de novos produtos na indústria, o dimensionamento de novas colunas de destilação podem ter o auxílio de softwares de simulação computacional, onde é possível atribuir variáveis ao processo e verificar quais resultados esta trará, a um custo operacional extremamente menor ao comparar com tentativas e erros por meio da construção física. Outra ferramenta crucial para o projeto de colunas de destilação são os mapas de curvas residuais, sendo estes um conjunto de curvas que são responsáveis por descrever, durante uma vaporização contínua no estado de equilíbrio líquido-vapor, a variação da composição líquida, principalmente na destilação de misturas mais complexas, quando por exemplo há formação de misturas ternárias e azeótropos (CHAVES *et al.*, 2016).

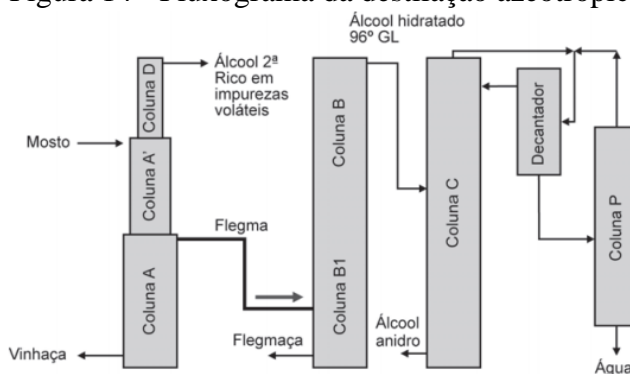
### **3.4.2 Destilação azeotrópica**

A destilação azeotrópica é uma das alternativas para se obter etanol com maior concentração. Dessa forma, para o processo de destilação, é adicionado na mistura um terceiro componente, sendo este um hidrocarboneto que apresenta ponto de ebulição menor do que a mistura e que seja um agente desidratante (FINGUERUT *et al.*, 2008). No passado, era comum utilizar o benzeno, porém, com o avanço dos estudos, descobriu-se que este composto é extremamente nocivo à saúde humana (carcinogênico), embora ainda seja empregado em alguns países, e dessa forma foi substituído pelo ciclohexano, sendo um dos solventes mais utilizados para a desidratação do etanol (GOMIS *et al.*, 2007).

Deve-se haver uma mudança no equilíbrio da destilação a partir da adição de um terceiro componente na mistura, para que haja a formação de etanol anidro. Com essa adição, pode-se haver alteração do coeficiente de atividade dos componentes da mistura, havendo variação para cada componente, uma vez que tenham propriedades físicas e químicas idênticas. Vale ressaltar que esse método é efetivo quando os componentes que formam a mistura não obedecem a Lei de Raoult, o que torna mais favorável alterar a volatilidade relativa dos componentes (KUMAR *et al.*, 2010).

Este método de desidratação inicia-se a partir do contato, na coluna de desidratação, entre o ciclohexano e o álcool hidratado (produto da etapa da destilação), em que o solvente é adicionado no topo da coluna e o etanol a um terço abaixo. Vale ressaltar que com a adição do hidrocarboneto, forma-se um azeótropo ternário, com ponto de ebulição a 63 °C, sendo inclusive inferior ao etanol (78 °C), o que lhe torna mais volátil e, conseqüentemente, se concentra nas partes superiores da coluna, de onde é retirado. Dessa forma, com a mistura dos componentes na coluna, estes são vaporizados e o ciclohexano arrasta a água na fase vapor, devido a sua afinidade, para o topo de coluna, ao contrário do etanol, que se concentra na forma líquida no fundo da coluna. O vapor formado no topo da coluna C, é condensado e enviado a um decantador onde ocorre a separação de fases, sendo que a orgânica se concentra na parte superior e aquosa na inferior. A fase superior, rica em solvente, retorna para a coluna de desidratação na forma de refluxo, porém a fase aquosa é encaminhada para a Coluna P de destilação para que haja a recuperação do solvente utilizado e retorne ao processo. Na Coluna P, o ciclohexano sai pelo topo da coluna, retornando para o decantador e em seguida para o processo (BRAGA, 2016).

Figura 14 - Fluxograma da destilação azeotrópica do etanol.



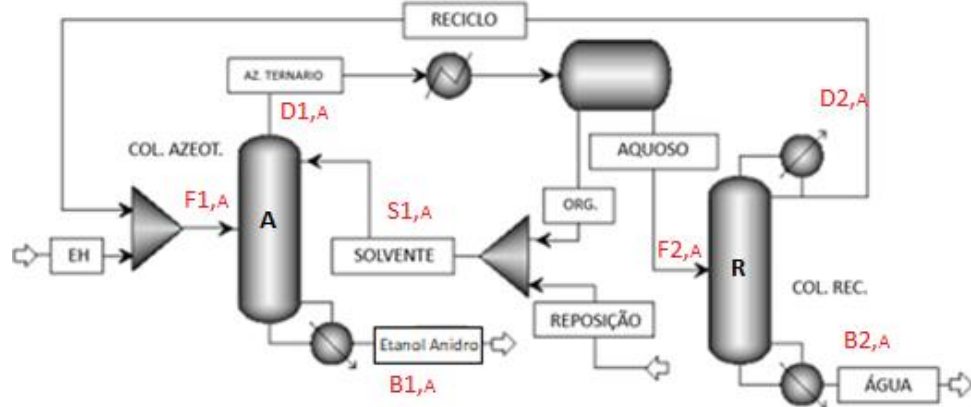
Fonte: LOPES *et al.*, 2011.

Outra alternativa de configuração do processo, seria semelhante a descrição acima, porém, ao invés de haver o reciclo de ciclohexano da coluna de recuperação para o decantador,



este reciclo seria direcionado para o misturador anterior à coluna de desidratação, conforme apresentado na Figura 15.

Figura 15 – Fluxograma do processo de destilação azeotrópica.



Fonte: Adaptado de Junqueira (2010).

A destilação azeotrópica possui um menor custo de investimento em comparação com os outros métodos utilizados usualmente, além de possuir uso exclusivo de vapor de baixa pressão como fonte de aquecimento. Dessa forma, este necessita de um elevado consumo de vapor, em torno de 1,5 a 1,6 kg de vapor/L álcool. Outrossim, possui uma perda considerável de solvente no processo, na forma de contaminante no álcool anidro e pequenas perdas de etanol na corrente de água no momento de recuperação do solvente (FIGUEIRÊDO, 2009). Em razão da formação de uma segunda fase líquida no interior da coluna azeotrópica, esta influencia na eficiência da transferência de massa do processo, dessa forma, eficiências na casa dos 25 a 50% são comuns quando há formação dessa segunda fase (HIGLER *et al.*, 2004).

Existem alternativas em desenvolvimento para que haja redução no consumo de vapor, como a 4ª técnica das Usinas de Méfle, sendo que este modelo sugere incluir mais uma coluna de desidratação como forma de aumentar a eficiência do processo e não haver o reciclo da destilação azeotrópica, porém, esta adaptação leva a empresa a produzir somente o etanol anidro, o que pode comprometê-la, visto que muitas destas mesclam a produção em etanol hidratado carburante (AEHC) e parte é responsável pela desidratação do etanol, para formar o anidro carburante (AEAC). Outras alternativas de economia de vapor também já foram levantadas e estudadas, como por exemplo o uso de bombas de calor, utilização de colunas em duplo efeito (MEIRELLES, 2006).

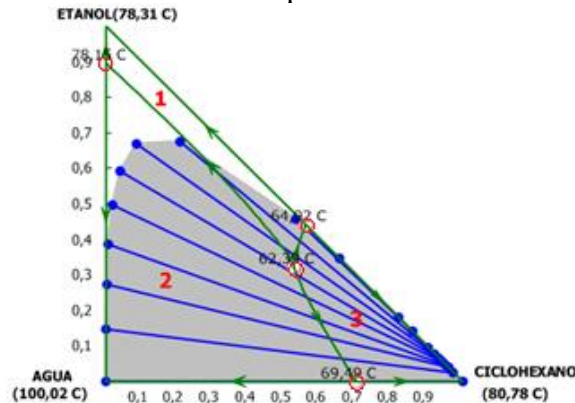
Este processo de desidratação tem sido estudado por vários autores e as tecnologias descobertas são aplicadas nas indústrias sucroalcooleiras para obtenção de álcool com maior pureza, em que aproximadamente 60% das indústrias brasileiras desse setor utilizam a destilação azeotrópica. Contudo, uma desvantagem evidente deste processo é o alto grau de não

idealidade, limites de destilação, múltiplos estados estacionários, vastas restrições, equilíbrio líquido-líquido heterogêneo, dentre outros (GIL *et al.*, 2012).

Segundo Vázquez-Ojeda *et al.* (2013), uma solução para tentar contornar o grande gasto energético desta etapa se constitui em usar um processo avançado de intensificação e técnicas integradoras, como colunas de destilação termicamente acopladas e integradas e coluna única com divisórias. A coluna com parede divisória tem se mostrado eficiente, se constitui em uma parede vertical que divide a coluna na posição correta, e tem a capacidade de separar mais componentes numa única coluna de destilação. De acordo com a simulação realizada por Vázquez-Ojeda *et al.* (2013) pelo método de programação sequencial quadrática, houve redução no custo de energia entre 10 a 20%.

Em relação ao mapa de curvas residuais, foi simulado no Aspen por Cavalcanti (2018) o sistema etanol/água/ciclohexano a 1 atm e 35°C utilizando o modelo NRTL, como retratado na Figura 16.

Figura 16 – Mapa de curvas de resíduo para o sistema de destilação azeotrópica.



Fonte: Cavalcanti (2018).

Os nós estáveis, representados pelos vértices do diagrama, indicam a presença do componente puro, conforme identificado na Figura 16. Além disso, nota-se a presença de 3 pontos de sela, representado pelos círculos em vermelho, em que na temperatura de 64,92 °C há uma mistura binária entre etanol e ciclohexano, em 69,49 °C a presença de água e ciclohexano, e etanol e água em 78,15 °C; já a temperatura de 62,39 °C, representa um ponto instável formado pela mistura ternária água, etanol e ciclohexano, ou seja, a depender da composição da mistura, é possível prever o produto resultante do processo de separação. Se a mistura estiver dentro a região 1, o produto será o etanol puro, caso esteja na região 2, o produto será água e na região 3, somente ciclohexano (CAVALCANTI, 2018).

### 3.4.3 Destilação extrativa

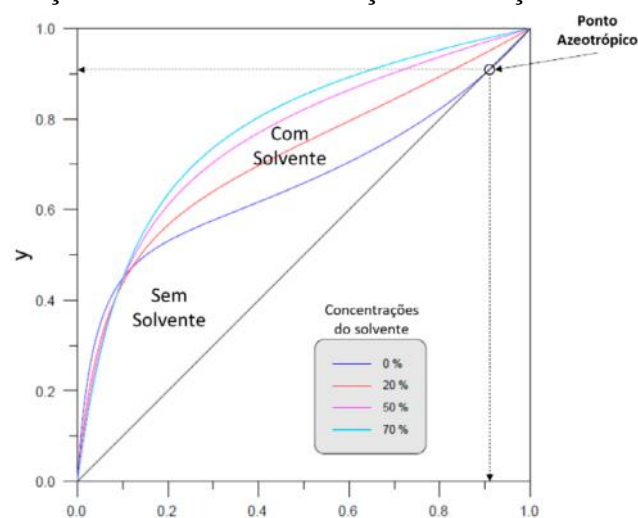
Na destilação extrativa, é possível optar pelo agente extrator de acordo com as necessidades e algumas variáveis também podem ser levadas em consideração, como a disponibilidade, custo, corrosividade, toxicidade, reatividade, calor de vaporização, pressão de vapor, estabilidade e facilidade de recuperação do solvente. Em meio a essas possibilidades de agente, destacam-se alguns, como o solvente líquido (MEG), sal dissolvido, sal dissolvido em solvente líquido, líquido iônico, polímeros hiper ramificados, dentre outros (SEADER *et al.*, 2010).

A destilação extrativa tem como característica não formar novos azeótropos, como acontece na azeotrópica. A ausência de novos azeótropos somado ao fato da facilidade da recuperação do solvente durante a destilação fracionada, torna esta destilação mais simples, ao se comparar com a azeotrópica (PERRY, 1999).

O solvente utilizado tem como objetivo reduzir a volatilidade da água, devido sua forte interação com este líquido e, conseqüentemente, romper o azeótropo antes estabelecido entre etanol-água. Além disso, o MEG é um composto não volátil com elevado ponto de ebulição (MEIRELLES, 2006) e devido a este fato, este método de desidratação se torna um dos modelos de menor consumo de energia, justamente pela mínima taxa de evaporação desse composto (FROLKOVA, 2010).

A Figura 17 mostra o comportamento dos compostos na mistura azeotrópica, contendo inicialmente etanol e água, decorrente da variação da concentração do solvente, como o MEG, por exemplo.

Figura 17 – Variação das curvas de destilação em relação a concentração de solvente.



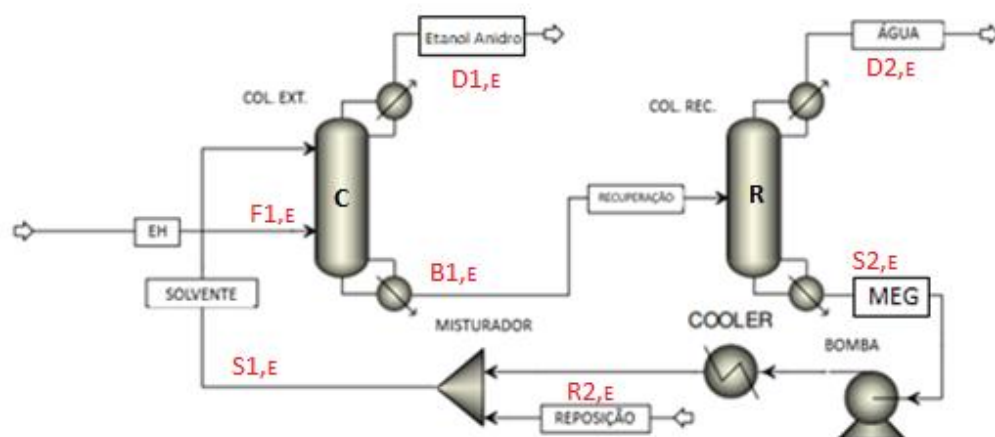
Fonte: SANTOS *et al.*, 2021.

Ao observar a Figura 17, nota-se que o processo utiliza elevadas concentrações de solvente no processo, com intuito de obter o maior distanciamento entre as curvas de volatilidades relativas dos compostos da mistura. Até concentrações de 20% ainda há um pequeno deslocamento da curva de equilíbrio e já ao observar a curva de 70%, observa-se um processo favorável para a desidratação do etanol e também, como consequência dessa elevada concentração, necessita-se haver níveis toleráveis de calor sensível ao processo, que podem ser controlados pelas correntes de refluxo e da alimentação do adsorvente puro (SANTOS *et al.*, 2021).

Neste processo, utiliza-se uma coluna destiladora onde o agente extrativo, semelhante ao processo da seção 3.5.2, também é adicionado no topo da coluna e o etanol hidratado é adicionado mais próximo a base. O MEG possui grande afinidade com a água e, devido seu alto ponto de ebulição (menos volátil), este absorve e arrasta a água para a base da coluna; já o etanol desidratado é retirado no topo na forma de vapor, sendo condensado e armazenado em seguida (ABDALA, 2017).

Após a mistura contendo água, solvente e pequena fração de álcool, ser direcionada para a Coluna R (recuperação), grande parte do MEG e álcool é reciclado para a Coluna C novamente, para melhor eficiência do processo. O MEG se torna corrosivo por concentrar grandes quantidades de impurezas do álcool, dessa forma, necessita-se destiná-lo a uma purificação através da passagem entre colunas de trocas iônicas. Nesta etapa, há a retenção de todos os sais e redução de sua acidez (LOPES *et al.*, 2011).

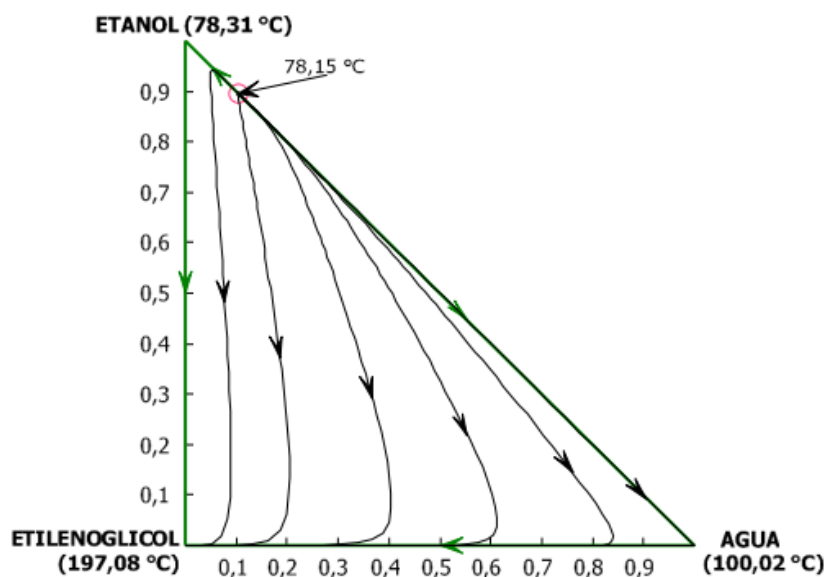
Figura 18 - Esquema simplificado da destilação extrativa com MEG.



Fonte: Adaptado de Junqueira (2010).

Em relação ao mapa de curvas residuais, a Figura 19 demonstra o gráfico representativo para o sistema etanol/água/monoetilenoglicol a 1 atm e 35°C, obtido no simulador Aspen através do modelo NRTL (CAVALCANTI, 2018).

Figura 19 – Mapa de curvas residuais para a destilação extrativa com monoetilenoglicol.



Fonte: Cavalcanti (2018).

Para esta mistura, a Figura 19 demonstra que independente da composição inicial dessa mistura, sempre será obtido MEG puro como produto de fundo no processo de desidratação. Observa-se também que não há limites de destilação nesse sistema, ou seja, é possível obter três componentes (puros) neste processo (CAVALCANTI, 2018).

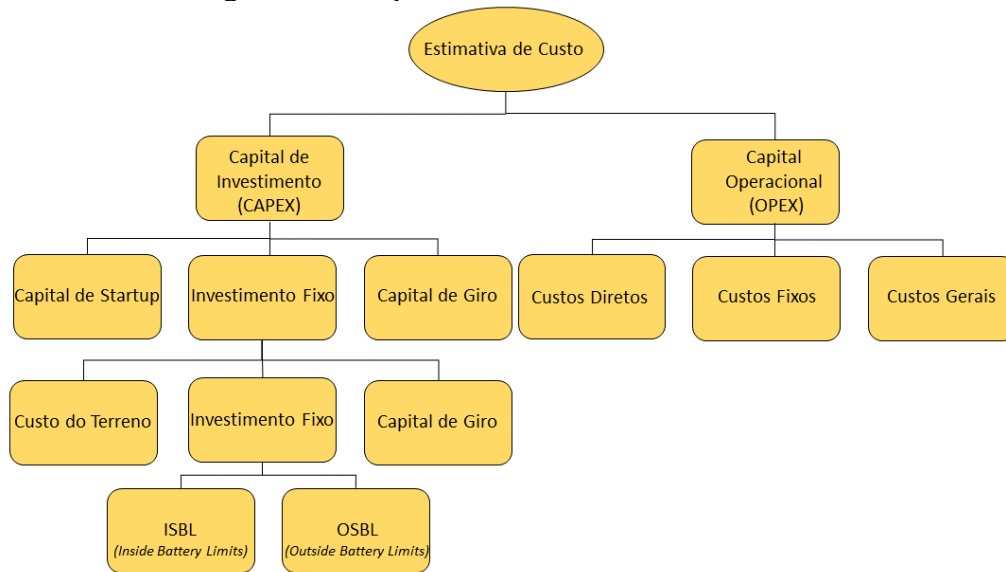
### 3.5 Análise de viabilidade econômica

A análise econômica consiste em um fator imprescindível para avaliar a viabilidade, retorno financeiro, taxa interna de retorno, ou seja, a atratividade do projeto para o desenvolvimento de processos industriais. Por meio dessa ferramenta, é possível realizar uma análise minuciosa de estimativas de investimento e rentabilidade, assim como possíveis custos operacionais durante e após a execução do projeto, e também modificações industriais (SEIDER *et al.*, 2017).

O levantamento de custos é de extrema importância tanto na construção quanto na operação da planta, pois indica se o projeto deve ser realizado ou não. Quando um engenheiro de processos sugere um novo projeto, por exemplo, a empresa realiza um levantamento para verificar se o projeto é realmente viável, o que nem sempre é fácil para chegar a uma conclusão (SEIDER *et al.*, 2017).

Algumas variáveis são levadas em consideração durante o levantamento de custos de uma planta, como o custo de capital (CAPEX, *Capital Expenditure*) e o custo operacional (OPEX, *Operational Expenditure*). O fluxograma da Figura 20 demonstra o esquema de como os dados são classificados dentro destes custos.

Figura 20 – Esquema de estimativa de CAPEX e OPEX.



Fonte: Do Autor (2022).

Outros fatores determinantes para a análise econômica, são a localidade de construção da planta, pois alguns custos como regulamentações, tributações, aspectos de legislação trabalhista podem variar significativamente, sendo importante atentar-se para futuros problemas que podem ocorrer. Ao se tratar sobre os equipamentos da indústria, em alguns casos, estes podem ser reaproveitados de outros projetos ou barateados durante a construção, havendo assim uma grande economia. Alguns outros fatores devem ser levados em consideração, como expansões futuras, rodovias e ferrovias, produção e o tipo de produto pretendido, acessibilidade, condições de saúde e segurança, espaço disponível e requerido, dentre outros (PETERS *et al.*, 2003).

Para tais análises, métodos e ferramentas são passíveis de serem utilizados para justificar o investimento realizado no projeto. Alguns indicadores podem ser empregados para a tomada de decisão se o projeto deve ser realizado ou não, como por exemplo o valor presente líquido (NPV, do inglês *Net Present Value*), tempo de retorno do investimento (*payback period*), taxa interna de retorno (IRR, do inglês *Internal Rate of Return* ou TIR), dentre outros (BRIGHAM; HOUSTON, 2004).

### 3.6 Capital de investimento (CAPEX)

Para obter uma melhor precisão de custo de investimento de equipamentos, a consulta e solicitação do orçamento para um fornecedor de equipamentos é o meio mais eficaz. Porém, a depender do grau de complexidade do projeto exigido, este tipo de orçamento pode demandar muito tempo por parte da empresa de engenharia, e caso esta empresa sinta que de alguma

forma o projeto tenha baixa expectativa de ser realmente executado, estes dados podem se tornar ainda mais difíceis (GARRETT, 1989). Dessa forma, alguns outros métodos, apesar de serem cálculos através de equações, ainda assim trazem boas estimativas, como por exemplo utilizar o custo de equipamentos semelhantes. Outro meio para estimativa de custos também pode ser realizado através de dados obtidos através de gráficos e tabelas disponíveis. Apesar de não haver dados para todos os equipamentos da indústria, ainda assim é possível obter estimativas aceitáveis a depender do grau de precisão (TURTON *et al.*, 2008).

A estimativa do capital de investimento ( $C_I$ ) advém a partir do custo de capital que é a soma de diversas variáveis do sistema, como os investimentos fixos ( $I_F$ ), capital de giro ( $I_G$ ) e do investimento de *Startup* ( $I_S$ ). Este primeiro, é voltado para a área de investimentos para a construção do processo e é subdividido em duas categorias: Investimento Direto ( $I_D$ ) e Investimento Indireto ( $I_I$ ). O  $I_D$  é responsável pelos investimentos de montagem das instalações e também pelo ISBL (do inglês, *Inside Battery Limits*), investimento referente a compra, transporte e instalação dos equipamentos ligados diretamente com o processo (isolamento, pintura, válvulas, suportes, dentre outros) e OSBL (do inglês, *Outside Battery Limits*), que englobam a área de investimento nos itens relacionados diretamente com o processo mas que estejam localizados na parte externa, como escadas, elevadores, serviço médico, refeitório, ventilação, alarmes de incêndios, todos os tipos de utilidades (ar comprimido, vapor, dentre outros), área de armazenamento e terreno, por exemplo; Já o  $I_I$  engloba custos com engenharia, contingências e taxas (PERLINGEIRO, 2005).

Todas as Equações abaixo são considerações realizadas por Perlingeiro (2005).

A Equação 2 demonstra como são calculados os custos iniciais e, conseqüentemente, o capital de investimento.

$$C_I = I_F + I_S + I_G \quad (2)$$

Para se obter o investimento fixo, basta somar o  $I_D$  e  $I_I$ , conforme a Equação 3.

$$I_F = I_D + I_I \quad (3)$$

Pode-se reescrever a Equação 3 ao considerar que o  $I_D$  é 145% do ISBL, de acordo com a Equação 4.

$$I_D = 1,45 \text{ ISBL} \quad (4)$$

Também podemos dizer que o  $I_I$  é 25% do  $I_D$ , resultando na Equação 5.

$$I_I = 0,25 I_D \quad (5)$$

Logo, ao substituir a Equação 4 e 5 em 3, encontramos a Equação 6.

$$I_F = 1,81 \text{ ISBL} \quad (6)$$

Além disso, o capital de giro também pode ser aproximado ao dizer que representa 15% do capital de investimento, como mostra a Equação 7.

$$I_G = 0,15C_I \quad (7)$$

O investimento de *Startup*, pode-se dizer também que é aproximadamente 10% do  $I_F$ , conforme a Equação 8.

$$I_S = 0,10I_F \quad (8)$$

Dessa forma, para se obter o capital de investimento, basta atribuir as variáveis apresentadas anteriormente na Equação 1 e realizar as devidas substituições, obtendo-se a Equação 9.

$$C_I = 2,34 \cdot ISBL \quad (9)$$

Para a estimativa de custo de um projeto, alguns fatores em relação à precisão de custo podem ser levados em consideração durante os cálculos, a depender do objetivo da demanda. Dessa forma, a Tabela 3 demonstra a classificação das estimativas de custo, precisão e nível de definição do projeto de acordo com a *American Association of Cost Engineers* (A.A.C.E). Segundo Peters e Timmerhaus (1991), estimativas de custo pré-projeto, necessita de muito menos detalhes em comparação com a estimativa definitiva ou detalhada, pois a intenção deste é verificar se o projeto deve ser levado em consideração e comparar com outras alternativas, variando a tecnologia utilizada.

Tabela 3 – Custos de acordo com a A.A.C.E.

Classe	Estimativa	Precisão	Nível de definição do projeto
5	Ordem de Grandeza	±30%	0 a 2%
4	Estimativa de Estudo	±30%	1 a 15%
3	Estimativa preliminar	±20%	10 a 40%
2	Estimativa definitiva	±10%	30 a 70%
1	Estimativa detalhada	±5%	50 a 100%

Fonte: Adaptado de Christensen *et al.* (2005).

Para se obter dados de custo de equipamentos, alguns livros podem ser utilizados, sites e até mesmo periódicos, como é o caso do *Chemical Engineering*.

A depender das variáveis de capacidade e dimensão dos equipamentos, algumas correções nas estimativas de custos devem ser aplicadas e, dessa maneira, aumentar a precisão de estimativa. O fator de correção do efeito da capacidade é extremamente importante para que seja possível encontrar o custo de um equipamento ( $C_{E2}$ ) a partir de uma determinada capacidade, em que o custo e a variável envolvida são conhecidos, conforme mostra a Equação 10 (TURTON *et al.*, 2008).

$$C_{E2} = C_{E1} \cdot \left(\frac{S_{E2}}{S_{E1}}\right)^n \quad (10)$$



em que  $C_{E1}$  é o custo do equipamento base (US\$),  $S_{E2}$  é a capacidade do equipamento desejado ( $m^2$ ,  $m^3$ , etc),  $S_1$  é a capacidade do equipamento conhecido e  $n$  é o expoente de tamanho adimensional, sendo a variação desta variável normalmente entre 0 e 1, porém em determinados casos pode-se assumir valor maior do que este intervalo.

### 3.7 Custo operacional (OPEX)

Segundo Turton *et al.* (2008), podemos dividir o custo operacional em custos diretos (fatores que variam de acordo com a produção), fixos (fatores que não são afetados com a variação da produção) e despesas gerais. Este primeiro, está subdividido em matérias-primas, tratamento de resíduos, mão de obra para produção, suprimentos para operação, patentes, manutenção e reparos; já os gastos fixos, são aqueles que envolvem depreciação de equipamentos e construções, impostos, seguros, dentre outros; por fim, as despesas gerais envolvem os custos de administração como os salários, vendas, *marketing*, pesquisa e desenvolvimento, dentre outros.

De acordo com Garrett (1989), é possível visualizar o gasto operacional de uma planta química a partir do custo de operação ou também chamado de custo de produção, dessa forma, em conjunto as análises que serão feitas com o capital de investimento, é possível calcular através de estimativas a rentabilidade de uma operação industrial.

Com isso, o custo de produção ( $C_P$ ) pode ser calculado a partir da soma dos custos diretos ( $C_D$ ), custos fixos ( $C_F$ ) e custos gerais ( $C_G$ ), de acordo com a Equação 11 abaixo (TURTON *et al.*, 2008).

$$C_P = C_D + C_F + C_G \quad (11)$$

Podemos reescrever a Equação 11 de forma mais abrangente e detalhada, através de algumas estimativas elaboradas por Turton *et al.* (2008), conforme a Equação 12, em que esta considera considerando a depreciação dos equipamentos.

$$C_P = 1,23 (C_{MP} + C_{TR} + C_{UT}) + 2,73C_{MO} + 0,28C_I \quad (12)$$

em que  $C_{MP}$  é o custo das matérias-primas,  $C_{TR}$  é o custo do tratamento de resíduos,  $C_{UT}$  se refere ao custo das utilidades,  $C_{MO}$  é o valor gasto com a mão de obra operacional e  $C_I$  é o capital de investimento.

## 4 METODOLOGIA

Todos os dados experimentais utilizados para a destilação azeotrópica e para a extrativa foram extraídos da dissertação de Junqueira (2010), em que foram realizadas simulações no *software* Aspen Plus<sup>®</sup> através do pacote RateFrac<sup>™</sup>. Estes dados, simularam uma indústria sucroalcooleira, uma vez que o nível de complexidade para obter todos os dados necessários para o desenvolvimento deste projeto de uma indústria operante no mercado, é extremamente elevado e muitas vezes sigiloso.

### 4.1 Dados experimentais para a destilação extrativa

Junqueira (2010) simulou o processo de destilação extrativa, para a produção de etanol anidro, utilizando o MEG como solvente e, atrelado a isso, também considerou a recuperação deste através da inserção de uma coluna de recuperação, em que é possível visualizar através da Figura 18, sendo este o fluxograma da simulação realizado pelo autor. Para isso, foi utilizado o método *nonequilibrium stage model* (NEQ), sendo que este modelo possui uma complexidade considerável, o que aumenta a eficácia, porém, pode induzir a não convergência da simulação, o que requer o conhecimento de alguns dados de projeto previamente. Além disso, este modelo possui como objetivo fornecer uma estimativa realística da performance da coluna de destilação sem inserir fatores de eficiência como variáveis.

Os pratos de uma coluna possuem como objetivo maximizar o contato entre as fases presentes no interior da torre, ou seja, proporcionar um maior contato entre o líquido descendente e o vapor ascendente e, conseqüentemente, haver troca de massa e energia. Considera-se um estágio ideal quando ocorre um equilíbrio entre as fases, assim quando estão deixando o prato, onde encontram-se saturadas. Porém, nem sempre isso é possível pois os pratos não são 100% eficientes (LISTIK; FRANCHI, 2014). Além do mais, o autor utilizou pratos na simulação, denominados de *bubble cap*.

Em relação ao processo, considerou-se pelo autor uma vazão de 16,1 ton/h de etanol hidratado (alimentação da coluna de desidratação). A Tabela 4 demonstra os resultados obtidos com a simulação realizada.

Tabela 4 – Especificações da coluna extrativa e de recuperação do MEG.

Especificações	Col. Extrativa	Col. Recuperação
Número de estágios	32	18
Pressão (kPa)	101,30	50,00
Prato de Alimentação do Solvente	3	9 (mistura)
Prato de Alimentação do Etanol	24	-
Taxa de refluxo	1,05	0,38
Vazão de destilado no topo (ton/h)	15,05	-
Vazão de fundo (ton/h)	-	9,98

Fonte: Adaptado de Junqueira (2010).

Os dados operacionais obtidos nas configurações citadas, são mostrados na Tabela 5.

Tabela 5 – Variáveis de operação do processo de destilação extrativa.

Variáveis	Col. Extrativa		Col. Recuperação	
	Etanol Anidro (Destilado)	Produto de Fundo	Solvente Recuperado (Base)	Água (Topo)
Temperatura (°C)	78,40	139,00	110,00	82,20
Pressão (kPa)	100,00	100,00	100,00	50,00
Vazão mássica (ton/h)	15,05	11,04	9,99	1,05
Teor Etanol (%)	99,50	-	-	-
Teor Água (%)	0,50	9,50	-	99,80
Teor MEG (%)	-	90,50	100,00	0,20

Fonte: Adaptado de Junqueira (2010).

O solvente recuperado (MEG) na coluna de recuperação é resfriado e reciclado para a coluna de desidratação novamente, como forma de reaproveitamento e, conseqüentemente, para diminuir custos. Alguns dados de gastos energéticos dos condensadores também foram obtidos, como mostra a Tabela 6.

Tabela 6 – Energia demandada para cada equipamento.

Equipamentos	Energia (Gcal/h)
Condensador – Col. Extrativa	-3,26
Condensador – Col. Recuperação	-0,21

Fonte: Adaptado de Junqueira (2010).

Além disso, para a destilação extrativa especificamente, houve demanda energética de 5,5 Gcal/h ou 365 kcal/kg, por parte dos refeedores. As indústrias normalmente possuem uma integração energética, ou seja, correntes quentes e frias circulam por mais de um equipamento, o que resulta em uma grande economia energética.

## 4.2 Dados experimentais para a destilação azeotrópica

Assim como para a destilação extrativa, a simulação da destilação azeotrópica realizada por Junqueira (2010), utilizou o *software* Aspen Plus<sup>®</sup> agora com o modelo NRTL e como forma de haver um bom comparativo, os pratos utilizados nesta destilação também foram *bubble cap*. Este modelo, para sistemas diluídos, apresentou-se como um bom método para representar os resultados, além de ser termodinamicamente consistente, podendo ser aplicado a sistemas parciais ou completamente miscíveis, ternários ou até mesmo de ordens elevadas (PRAUSNITZ *et al.*, 1986). Com a vazão mássica de etanol hidratado de 16,1 ton/h (521 m<sup>3</sup>/dia), foi possível alcançar a produção de 500 m<sup>3</sup>/dia de etanol anidro (99,5 °INPM) (JUNQUEIRA, 2010). Dessa forma, traçou-se alguns parâmetros para realizar a simulação, conforme demonstrado na Tabela 7.

Tabela 7 – Parâmetros da destilação azeotrópica.

Estágios	Valores
Número de estágios (Col. Azeot.)	31
Estágio de alimentação (Col. Azeot.)	18
Alimentação do solvente	1
Número de estágios (Col. Rec.)	25
Estágio de alimentação (Col. Rec.)	13

Fonte: Adaptado de JUNQUEIRA (2010).

Após executar a simulação, obtiveram-se-se como principais resultados os dados representados nas Tabelas 8 e 9, em que é possível visualizar de forma mais clara ao observar o fluxograma da Figura 15.

Tabela 8 – Valores dos parâmetros da destilação azeotrópica.

Parâmetros	Col. Azeotrópica		Col. Recuperação
	Etanol Anidro (Produto de Fundo)	Reposição (Solvente)	Água (Fundo)
Temperatura (°C)	78,2	50	100
Vazão (ton/h)	15,06	0,02	1,05
Teor de Etanol (%)	99,5	0	0
Teor de Água (%)	0,4	0	100
Teor de Ciclohexano (%)	0,1	100	0

Fonte: Adaptado de JUNQUEIRA (2010).

Tabela 9 – Valores dos parâmetros do decantador na destilação azeotrópica.

Parâmetros	Orgânica (Decantador)	Aquoso (Decantador)
Temperatura (°C)	50,00	50,00
Vazão (ton/h)	42,50	19,52
Teor de Etanol (%)	4,70	71,20
Teor de Água (%)	0,10	10,80
Teor de Ciclohexano (%)	95,20	18,00

Fonte: Adaptado de JUNQUEIRA (2010).

Além disso, para este processo de destilação, demandou-se um consumo energético total de 20,1 Gcal/h ou 1335 kcal/kg por parte dos refeedores. Vale ressaltar que deve-se haver uma grande cautela ao escolher o prato de entrada do etanol hidratado, pois este fator impacta diretamente no comportamento e desempenho do processo (eficiência), sendo esta análise de sensibilidade comentado por Junqueira (2010).

Neste processo, como o autor não forneceu dados de pressão da coluna, será considerado a pressão de 101,3 kPa, sendo este valor utilizado normalmente para simulações deste tipo, como a simulação realizada por Muller e Marquardt (1997), e de 50 kPa para a coluna de recuperação, valores estes semelhantes às condições operacionais das colunas da destilação extrativa.

### 4.3 Balanço de massa

Ao analisar as Figuras 15 e 18 junto das informações disponibilizadas nas Tabelas 5, 8 e 9, nota-se que nem todas as correntes e suas respectivas composições foram citadas por Junqueira (2010). Dessa forma, para o cálculo do dimensionamento das colunas (diâmetro e altura), foi necessário encontrar as correntes do processo e suas respectivas composições. Logo, foi possível determinar todas as correntes do processo, em que, para cada coluna, considerou-se todas as entradas e saídas de correntes. A Equação 13 exemplifica como é realizado o balanço de massa referente a coluna azeotrópica, podendo ser melhor observado pela Figura 15.

$$F1_{,A} + S1_{,A} = D1_{,A} + B1_{,A} \quad (13)$$

em que  $F1_{,A}$  é a vazão de alimentação da coluna,  $S1_{,A}$  é a corrente de refluxo de solvente para o processo,  $D1_{,A}$  é a vazão da corrente do produto de topo e  $B1_{,A}$  é a vazão da corrente do produto da base.

Com o intuito de determinar a composição de cada componente, basta inserir a fração deste em cada termo da Equação 13, conforme mostra a Equação 14.

$$F1_{,A} \cdot x_{i,F1,A} + S1_{,A} \cdot x_{i,S1,A} = D1_{,A} \cdot x_{i,D1,A} + B1_{,A} \cdot X_{i,B1,A} \quad (14)$$

em que  $x_i$  é a fração mássica do componente em cada corrente, respectivamente.

Para o caso das colunas utilizadas que possuem refluxo nas correntes de topo, para obter a vazão mássica de vapor ( $\dot{m}$ ), necessita-se encontrar a corrente de topo. Logo, primeiramente é necessário calcular a corrente de reciclo ( $R$ ) através da Equação 15, para que, conseqüentemente, seja possível calcular ( $\dot{m}$ ). No caso das colunas em que não são fornecidos dados referentes ao reciclo, através do balanço de massa (Equação 13), é possível encontrar a vazão de vapor.

$$T_r = \frac{R}{D} \quad (15)$$

em que  $T_r$  é a taxa de refluxo e  $D$  é a vazão do produto de topo.

Logo, sabe-se que a vazão mássica do topo ( $\dot{m}$ ) poderá ser obtida através da Equação 16.

$$\dot{m} = R + D \quad (16)$$

No caso da destilação azeotrópica, como o autor do artigo não forneceu a taxa de reciclo que seria necessário para calcular a vazão da corrente do topo da coluna de recuperação, foi considerado um valor de 0,38 de  $T_r$ , sendo este valor o mesmo adotado na extrativa. Logo, utilizando-se da mesma forma as Equações 15 e 16, foi possível obter a corrente desejada.

## 4.4 Dimensionamento dos equipamentos

### 4.4.1 Características da torre

As colunas destilação azeotrópica, extrativa e assim como as de recuperação, foram dimensionadas, pois o número de pratos necessários para cada uma são diferentes, o que leva, conseqüentemente, a diferentes custos de compra e operação. Considerou-se que todas as torres possuem pratos de campânulas (*bubble cap*) e material de aço-carbono.

Todos os acessórios e dispositivos que são responsáveis pelo funcionamento e que são inseridos no interior da torre, são denominados de internos. Com isso, deve-se haver um estudo minucioso baseado em simulações para obter a melhor escolha de recheio (SILVA *et al.*, 2012).

### 4.4.2 Refervedor

Os refervedores encontram-se na base das colunas de destilação e possuem como objetivo aquecer a mistura até que esta atinja a temperatura de ebulição. Este processo de aquecimento pode ser realizado através de um trocador de calor aquecido por vapor de água (mais comum), resistência elétrica, dentre outros. Dessa forma, de acordo com o aquecimento

da mistura, esta começa a liberar vapores que se direcionam no sentido ascendente e em contracorrente com a mistura de alimentação e solvente na coluna (ROITMAN, 2002).

Nas indústrias sucroalcooleiras, normalmente há injeção direta de vapor na base das colunas, podendo ser gerado por meio da queima do bagaço da cana-de-açúcar em caldeiras instaladas na usina, em que esse vapor pode ser utilizado para produção e venda de energia elétrica, acionamento das turbinas que movimentam as moendas, dentre outros (DIAS, 2008). Neste trabalho, foi considerada a injeção direta de vapor na base das colunas, sem o uso de refeedores, porém, foi utilizado o consumo energético dos refeedores fornecido por Junqueira (2010) para mensurar o custo com energia elétrica. Dessa forma, estes equipamentos foram utilizados por motivos de simulações computacionais, como mostrados nas Figuras 15 e 18.

#### 4.4.3 Condensador

O condensador possui como principal objetivo resfriar todo vapor que chega ao topo da coluna, condensando-o total ou parcialmente. O líquido de resfriamento nos tubos internos do equipamento se aquece, devido à troca térmica com o vapor. O fluido utilizado, assim como no refeedor, pode ser a água, ar, dentre outras substâncias em casos específicos (SILVA, 2015).

#### 4.4.4 Altura da torre

A partir dos números de estágios totais ( $N_t$ ) mostrados nas Tabelas 4 e 7, pode-se utilizar a seguinte relação, representada pela Equação 17, para encontrar o número real de pratos (LUYBEN, 2013).

$$N_p = N_t - 2 \quad (17)$$

Segundo Luyben (2013), a distância entre pratos normalmente é de 0,61 m, sendo que este valor pode variar dependendo de algumas variáveis envolvidas no processo, como o diâmetro da coluna. Como forma de realizar uma estimativa mais precisa, após encontrar a altura da coluna, adiciona-se 20% no valor resultante do distanciamento dos pratos, como forma de representar as extremidades da coluna, que não possuem pratos. Sendo assim, a Equação 18 demonstra o cálculo.

$$L_c = 1,2 (N_t - 2)(0,61) \quad (18)$$

#### 4.4.5 Diâmetro

Através da velocidade máxima de vapor ( $v_{max}$ ), pode-se calcular o diâmetro da coluna de destilação ( $D$ ), uma vez que tanto a vazão de vapor e, conseqüentemente, a velocidade variam de prato a prato, considera-se o mais representativo aquele que possui a velocidade de vapor máxima permissível. Se a velocidade máxima permissível for excedida, a coluna estará subdimensionada e irá ocorrer o fenômeno chamado de inundação (LUYBEN, 2013).

Através do Aspen Plus, o diâmetro pode ser obtido pelo *Fator F*, de forma que, por aproximação heurística, este fator deveria ser aproximadamente igual a 1 (Unidade Inglesa), em que o cálculo é demonstrado pela Equação 19 (LUYBEN, 2013).

$$Fator F = v_{max} \sqrt{\rho_v} \quad (19)$$

Em que  $\rho_v$  é a densidade do vapor [ $\frac{lb}{ft^3}$ ] e  $v_{max}$  é a velocidade máxima permissível de vapor [ $\frac{ft}{s}$ ].

Segundo McCabe *et al.* (1993), quando há velocidades de vapor muito baixas, não há um contato efetivo entre as fases líquidas e vapor, o que, conseqüentemente, faz com que a eficiência de pratos seja baixa; já para velocidades intermediárias, respeitando o intervalo normal de operação, pode-se chegar a eficiência máxima dos pratos e esta variável torna-se praticamente desprezível frente a vazão de vapor; ao considerar velocidades elevadas de vapor, há uma baixa eficiência pois ocorre o fenômeno de arraste, de modo que o líquido arrastado vai de encontro ao que está no prato superior, diminuindo o processo de retificação.

Dessa forma, conhecendo a velocidade máxima permissível, junto a vazão mássica de vapor ( $\dot{m}$ ) e a densidade do vapor, pode-se encontrar a área da seção transversal da coluna conforme a Equação 20.

$$A = \frac{\dot{m}}{\rho_v v_{max}} \quad (20)$$

Considerando a forma da área da seção transversal como circular, o diâmetro da coluna ( $D$ ) pode ser calculado ao ser isolado na Equação 21.

$$A = \frac{\pi D^2}{4} \quad (21)$$

$$D = \sqrt{\frac{4A}{\pi}} \quad (22)$$



#### 4.5 Densidade do vapor

Para encontrar  $\rho_v$  dos componentes foi utilizado a Equação 23, sendo esta obtida através de manipulações na Equação dos gases ideais, uma vez que considera-se que os gases formados não desviam significativamente do comportamento ideal e estão submetidos em sistemas a baixas pressões.

$$\rho_v = \frac{P.M}{R.T} \quad (23)$$

Em que  $P$  é a pressão que o componente está sendo submetido (pressão da coluna) [atm],  $M$  é a massa molar [ $\frac{Kg}{mol}$ ],  $R$  é a Constante Universal dos Gases [ $\frac{m^3 atm}{K.mol}$ ] e  $T$  é a temperatura de ebulição do componente em Kelvin [K].

Os valores utilizados para o cálculo da densidade de vapor, Equação 23, foram retirados do Apêndice B do livro *Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics* (SMITH *et al.*, 2007).

Como nas colunas de recuperação a pressão operacional é de 50 kPa, houve a necessidade de aplicar a Lei de Antoine, representada pela Equação 24, para encontrar a temperatura de saturação. Os parâmetros dessa equação foram retirados do Apêndice B citado anteriormente.

$$\ln P^{sat} = A - \frac{B}{T+C} \quad (24)$$

Em que  $P^{sat}$  é a pressão de saturação [kPa],  $A$ ,  $B$  e  $C$  são os parâmetros de Antoine e  $T$  é a temperatura de saturação [°C].

As densidades dos componentes que saem majoritariamente puros na base ou no topo da coluna foram calculados utilizando a Equação 23. Em seguida, encontrou-se o valor de  $v_{max}$  para cada uma das posições.

Porém, para as condições em que há valores significativos de dois ou mais componentes na corrente, como é o caso da corrente de topo da destilação azeotrópica, em que há 25,63% de etanol, 3,47% de água e 70,9% de ciclohexano, realizou-se uma média ponderada entre as densidades obtidas e suas respectivas composições, com o intuito de aumentar a precisão dos cálculos. Nas situações em que a corrente possui um componente majoritário (elevado teor), a densidade calculada foi considerada somente deste.

## 4.6 Custo de compra

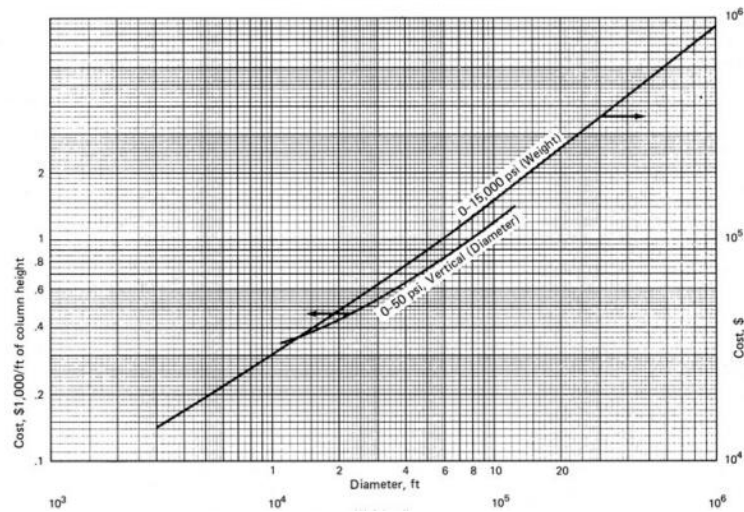
Como trata-se de um levantamento de custo na fase do projeto conceitual, ou seja, em que não há necessidade de haver um elevado detalhamento de especificação de variáveis, considerou-se os equipamentos que possuem os custos mais representativos. No caso das destilações para obtenção do etanol anidro, sabe-se que as colunas de destilação e condensadores, são os equipamentos que possuem maior peso no orçamento, em comparação com bombas, tubulações e misturadores (CORDEIRO, 2016).

Com isso, neste trabalho, optou-se por utilizar uma estimativa em que a precisão fosse menor, ou seja, de forma que não necessite dados extremamente detalhados do projeto, como a construção de um diagrama P&ID para concluir o valor final de projeto, e em que foram estimados os valores das colunas e condensadores de ambos processos de destilação. Além disso, o intuito foi realizar as estimativas apenas a parte referente à desidratação do etanol, de forma que o objetivo baseia-se somente na escolha do método de melhor viabilidade econômica, com isso, optou-se pelo método de estimativa Ordem de Grandeza, conforme detalhado na Tabela 3.

### 4.6.1 Custo da coluna de destilação

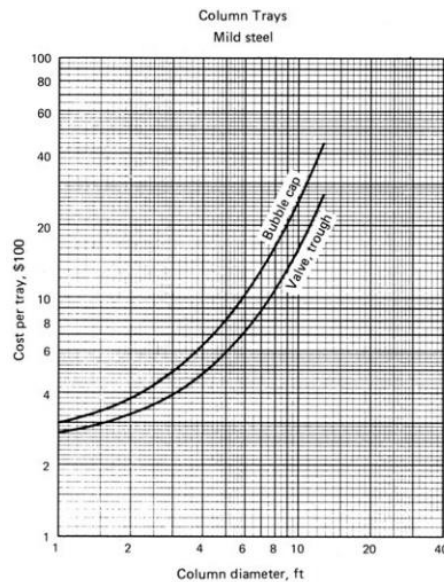
A estimativa do custo de compra da coluna de destilação pode ser obtida através dos gráficos disponibilizados no Apêndice 1 do livro *Chemical Engineering Economics* de Garrett (1989), no qual os gráficos apresentam-se em função de alguma variável de dimensionamento referente ao equipamento. Para estimar o custo das colunas de destilação e de recuperação, as variáveis diâmetro e altura foram calculadas. Porém, em razão do ano de levantamento destas estimativas, foi necessário um ajuste através do fator de correção temporal, utilizando índices inflacionários, como o *Chemical Engineering Plant Cost Index* (CEPCI). As Figuras 21 e 22 apresentam os gráficos do modelo, em que o material base dos dados dos gráficos é o *Mild steel*.

Figura 21 – Modelo gráfico para o custo de torres de destilação.  
Columns, Distillation, Absorption Towers, etc.  
Mild steel construction, 0-50 psi, vertical



Fonte: GARRETT (1989).

Figura 22 – Modelo gráfico para o custo do recheio de torres de destilação.



Fonte: GARRETT (1989).

O custo obtido através do gráfico representado na Figura 21, é referente ao casco (parte estrutural) das colunas de destilação e recuperação; já a partir da Figura 22, obteve-se o valor do recheio interno das colunas.

#### 4.6.2 Custo do condensador

Para a estimativa do custo de compra dos condensadores, foi utilizado o modelo gráfico de Peters; Timmerhaus (1991), pois através do Apêndice 1 do livro *Chemical Engineering Economics* de Garrett (1989), seria necessário realizar uma extrapolação no gráfico, o que

resulta em menor exatidão. Para o ano da estimativa dos equipamentos (1990), foi utilizado o CEPCI igual a 328,74.

Além disso, foi necessário converter as unidades da Tabela 6 para Toneladas de Refrigeração, pois é a unidade de referência do gráfico do Apêndice 1. O autor do artigo forneceu somente o gasto energético dos condensadores da destilação extrativa. Com intuito de se estimar os condensadores da destilação azeotrópica, utilizou-se a Equação 10. Sabe-se que a vazão mássica de vapor do topo da coluna azeotrópica é aproximadamente o dobro da extrativa, logo, esse foi o valor considerado no fator de dimensão, além de utilizar os valores de custos bases encontrados para a destilação extrativa, por meio do método gráfico. O valor do expoente (n), atribuído na Equação 10 para condensadores, é de 0,73 (GARRETT, 1989).

## 4.7 Fatores de correção

### 4.7.1 Fator de correção temporal

A estimativa atualizada dos custos pode ser determinada por meio da correção temporal dos equipamentos que foram adquiridos/orçados em anos anteriores, conforme a Equação 25.

$$C_{E2} = C_{E1} \cdot \left(\frac{i_{atual}}{i_{base}}\right) \quad (25)$$

Em que  $i_{atual}$  é o índice de custo atual e  $i_{base}$  é o índice de custo da base, sendo estes encontrados pelo CEPCI, por exemplo. Este índice é fracionado em diferentes variáveis: 61% do valor representa os equipamentos, suporte e maquinários, 22% correspondente a mão de obra de montagem e instalação, 7% relacionado a materiais para construção e os demais 10%, engenharia e supervisão (GARRETT, 1989).

Como os valores encontrados no gráfico do Apêndice 1 são referentes ao ano de 1987, o CEPCI para tal ano era de 320. Já para 2022, no mês de março este valor estava em 806,9, sendo este valor utilizado nos cálculos de correção temporal (TOWERING SKILLS, 2022).

### 4.7.2 Fator de tropicalização

Uma vez que a estimativa dos custos dos equipamentos é realizada com base nos valores da Costa do Golfo dos Estados Unidos por ser o polo da indústria química, foi necessário, para estimar o valor destes no Brasil, considerar o índice de tropicalização. Esse fator de tropicalização leva em consideração alguns fatores, como as taxas de câmbio, custos de importação e transporte dos equipamentos até o local da planta, infraestrutura, entre outros. A Equação 26 descreve esta relação de tropicalização (TOWLER; SINNOT, 2013).

$$\frac{C_{Eq,Br}}{C_{Eq,EUA}} = F_{Tr} \cdot \left( \frac{R\$/US\$_{2022}}{R\$/US\$_{2003}} \right) \quad (26)$$

em que,  $C_{Eq,Br}$  é o custo referente dos equipamentos no Brasil,  $C_{Eq,EUA}$  representa o custo dos equipamentos na Costa do Golfo dos EUA,  $F_{Tr}$  [adimensional] é o fator de localização do Brasil e a razão entre R\$/US\$ equivale a taxa de câmbio no ano da obtenção dos dados (2003) e no ano atual.

Dessa forma, ao realizar a estimativa de custo, adotou-se o valor de 1,14 para  $F_{Tr}$  (TOWLER; SINNOT, 2013). Em relação a taxa de câmbio, os valores encontrados para a cotação do dólar em 2003 foi de R\$3,07 (IPEA, 2022) e R\$5,22 referente a junho de 2022 (BCB, 2022).

#### 4.8 Condições operacionais e de custo

Como o intuito desse projeto foi comparar os dois processos de desidratação do etanol, ao analisar a Equação 12, notam-se que algumas das variáveis possuem valores próximos ou iguais nos dois processos de destilação considerados, em que as maiores discrepâncias encontram-se nas utilidades, solventes e custo dos equipamentos. Dessa forma, as seguintes premissas foram adotadas e, conseqüentemente, simplificações na Equação 12:

- 1) Considerou-se que o custo com mão de obra foi o mesmo entre os processos (mesmo número de colaboradores);
- 2) Considerou-se que o custo de tratamento de resíduos foi semelhante, uma vez que o bagaço, torta de filtro, entre outros, são produzidos, aproximadamente, nas mesmas proporções;
- 3) No termo de custo de matéria-prima ( $C_{MP}$ ), considerou-se a quantidade de cana-de-açúcar idêntica para os dois processos, uma vez que a alimentação de etanol hidratado é a mesma, porém, a esse termo, atribuiu-se a reposição dos solventes, que, portanto, diferenciam-se.

Em vista disso, pode-se obter a Equação 27.

$$C_P = 1,23 (C_{MP} + C_{UT}) + 0,18C_I \quad (27)$$

Uma vez que a Equação 27 foi empregada para ambos os métodos de destilação, podemos simplificar as constantes que multiplicam as variáveis a serem calculadas ( $C_{MP}$ ,  $C_{UT}$ ,  $C_I$ ), resultando na Equação 28.

$$C_P = (C_{MP} + C_{UT}) + C_I \quad (28)$$

Onde  $C_P$  é o custo de produção,  $C_{UT}$  é o custo com utilidades (energia elétrica) e  $C_I$  é o capital de investimento.

#### 4.8.1 Custo da energia elétrica

Com o objetivo de obter o custo da energia elétrica neste processo, a estimativa foi baseada com o tempo médio de operação de uma indústria sucroalcooleira, período este relativo à safra de cana-de-açúcar, que dura normalmente de abril a novembro, ou seja, aproximadamente 8 meses (BONATO, 2015). Logo, a indústria considerada opera 7 dias por semana, em torno de 240 dias por ano ou aproximadamente 5760 horas.

Para o setor industrial (A4) que se encontra na faixa de consumo de 2,3 kV a 25 kV, considerando bandeira verde, o custo da tarifa de energia elétrica é de 0,34664 R\$/kWh (CEMIG, 2022).

A maior demanda energética a ser considerada é para a geração de vapor destinada ao aquecimento, na base das colunas de destilação. Dessa forma, foi considerado o consumo de energia resultante da simulação desenvolvida por Junqueira (2010).

De acordo com Figueirêdo (2009), o consumo de vapor para uma destilação azeotrópica concentra-se na faixa de 1,5 a 1,6 Kg de vapor/L de álcool; já para a destilação extrativa, segundo Lopes (2011), há um consumo na faixa de 0,45 a 0,70 Kg de vapor/L de álcool. Logo, considerando o valor intermediário destes intervalos e a produção de etanol anidro fornecidos pelas Tabelas 5 e 8, seriam necessários aproximadamente 10,93 ton de vapor/h e 29,5 ton de vapor/h para as destilações extrativa e azeotrópica, respectivamente.

#### 4.8.2 Custo com solvente

Segundo Lopes (2011), para a destilação extrativa com MEG, a perda de solvente é em média  $0,15 \frac{L}{m^3}$  de etanol produzido e, para a azeotrópica, há uma variação entre 0,5 a  $0,6 \frac{L}{m^3}$ . Utilizou-se a média desse intervalo, ou seja,  $0,55 \frac{L}{m^3}$ .

Através de uma consulta em campo com uma empresa cliente da Oxiteno SA Indústria e Comércio (produtora de solvente), o custo do MEG em julho de 2022 é de aproximadamente R\$9,23/Kg; já para o ciclohexano o custo é aproximadamente R\$7,90/kg, segundo a cotação pelo site Alibaba, em julho de 2022.

Considerou-se a densidade do etanol anidro como  $791,5 \frac{Kg}{m^3}$ , densidade do MEG de  $1110 \frac{Kg}{m^3}$ , e do ciclohexano como  $779 \frac{Kg}{m^3}$ .

## 5 RESULTADOS E DISCUSSÃO

### 5.1 Dados obtidos do balanço de massa

As Tabelas 10 e 11 demonstram os resultados obtidos e são referentes às destilações extrativa e azeotrópica, respectivamente.

Tabela 10 – Vazão e teores determinados através do balanço de massa na destilação extrativa.

Parâmetros	Col. Extrativa		Col. Recuperação	
	Corrente de Topo	Recuperação MEG	Corrente de Topo	
Vazão (ton/h)	30,85	9,984	1,45	
Teor de Etanol (%)	99,5	0	-	
Teor de Água (%)	0,5	0	99,8	
Teor de MEG (%)	-	100	0,2	

Fonte: Do Autor (2022).

Tabela 11 - Vazão e purezas encontradas através do balanço de massa na destilação azeotrópica.

Parâmetros	Col. Azeotrópica		Col. Recuperação	
	Corrente de Topo (Az. ternário)	Solvente Recuperado (reciclo)	Corrente de Topo	
Vazão (ton/h)	62,02	18,47	25,49	
Teor de Etanol (%)	25,63	27,09	27,09	
Teor de Água (%)	3,47	0	0	
Teor de Ciclohexano (%)	70,9	72,91	72,91	

Fonte: Do Autor (2022).

### 5.2 Densidade de vapor

A Tabela 12 mostra os valores  $\rho_v$  obtidos para as destilações extrativa e azeotrópica.

Tabela 12 – Densidade de vapor para as correntes de saída das colunas apresentadas.

	Densidade de Vapor (Kg/m <sup>3</sup> )			
	Coluna Extrativa	Coluna Recuperação MEG	Coluna Azeotrópica	Coluna Recuperação Ciclohexano
Topo	1,598	0,309	2,486	2,547
Base	1,510	0,844	1,597	0,588

Fonte: Do Autor (2022).

### 5.3 Velocidade máxima permissível de vapor

Após encontrar as densidades, deve-se analisar em qual ponto encontra-se a velocidade máxima permissível de vapor, sendo calculado através da Equação 19, em que, o *Fator F*, através da consideração da aproximação heurística feita por Luyben (2013), consideraremos como valor unitário (1), conforme mostra a Tabela 13.

Tabela 13 – Velocidade do vapor nas colunas.

Velocidade do Vapor (m/s)				
	Coluna Extrativa	Coluna Recuperação MEG	Coluna Azeotrópica	Coluna Recuperação Ciclohexano
Topo	0,966	2,194	0,762	1,050
Base	0,993	1,327	0,966	2,190

Fonte: Do Autor (2022).

Logo, deve-se realizar uma avaliação dos valores obtidos entre o topo e a base da coluna, para saber qual valor de velocidade deve-se adotar. Assim sendo, nota-se que para todas as colunas o valor de velocidade do topo é o de referência, exceto para a coluna de recuperação do MEG, em que a velocidade da base será tomada como referência para definir a velocidade do vapor e, com isso, evitar o fenômeno da inundação dos pratos.

### 5.4 Área da seção transversal das colunas

Após determinar todas as variáveis necessárias da Equação 20, esta foi utilizada e calculou-se as áreas das colunas em questão, como mostra a Tabela 14. Para a coluna de recuperação do MEG, considerando que as taxas de fluxo são constantes, a solução apresenta comportamento ideal e a alimentação sendo um líquido saturado, temos que a vazão mássica de vapor na base é igual à do topo (McCABE *et al.*, 1993).

Tabela 14 – Área da seção transversal das colunas.

	Coluna Extrativa	Coluna Recuperação MEG	Coluna Azeotrópica	Coluna Recuperação Ciclohexano
Área (m <sup>2</sup> )	5,55	0,36	9,09	3,65

Fonte: Do Autor (2022).

Ao observar os dados da Tabela 14 acima, nota-se que tanto a coluna azeotrópica quando a de recuperação do ciclohexano possuem área superior a coluna extrativa e de recuperação do MEG, respectivamente.



## 5.5 Diâmetro das colunas

Através da Equação 22, foi possível obter o diâmetro de cada coluna, considerando a área da seção transversal, utilizando os dados que estão representados na Tabela 16. A Tabela 15 demonstra os resultados obtidos.

Tabela 15 – Diâmetros das colunas da destilação extrativa e azeotrópica.

	Coluna Extrativa	Coluna Recuperação MEG	Coluna Azeotrópica	Coluna Recuperação Ciclohexano
Diâmetro (m)	2,65	0,68	3,37	2,52

Fonte: Do Autor (2022).

É possível notar que para a destilação azeotrópica, ambas as colunas necessitam de um diâmetro maior do que a destilação extrativa.

## 5.6 Altura das colunas

Através da Equação 18, foi possível obter a altura de cada coluna, considerando o número de estágios fornecidos pelas Tabelas 4 e 7. A Tabela 16 demonstra os resultados obtidos.

Tabela 16 – Altura das colunas de destilação e recuperação.

	Coluna Extrativa	Coluna Recuperação MEG	Coluna Azeotrópica	Coluna Recuperação Ciclohexano
Altura (m)	21,96	11,71	21,23	16,84

Fonte: Do Autor (2022).

Ao analisar os dados da Tabela 16, nota-se que a altura das colunas da destilação extrativa e azeotrópica são próximos, com uma diferença de 3,41%; já ao analisar as colunas de recuperação, nota-se que a coluna que recupera ciclohexano é 43,8% maior do que a coluna de recuperação de MEG.

## 5.7 Capital de investimento

### 5.7.1 Custo de compra da torre de destilação

Com base nas considerações realizadas na seção 4.6.1 e com a aplicação do fatores de correção temporal, a Tabela 17 mostra os custos de aquisição das torres de ambas as destilações, considerando os valores dos cascos e recheios, e já convertendo o custo para o mês de março de 2022, considerando o valor do CEPCI como 806,9.

Tabela 17 – Custo das colunas e recheio em dólares.

Custos (US\$)	Coluna Extrativa	Coluna Recuperação MEG	Coluna Azeotrópica	Coluna Recuperação Ciclohexano
Casco	289.959,00	48.581,00	256.281,00	158.820,00
Recheio	93.135,00	34.332,00	250.088,00	105.784,00
Total	383.094,00	82.913,00	506.369,00	264.604,00

Fonte: Do Autor (2022).

Como forma de estimar estes custos, após obter o custo (em dólares) através dos gráficos do Apêndice 1 de Garrett (1989), deve-se aplicar o fator de tropicalização e em seguida converter para Real, a depender da cotação na data desejada, para que os equipamentos possuam custos estimados para o Brasil.

A Tabela 18 mostra os custos das colunas convertidos em Reais (R\$), em que o custo total é a soma do valor do recheio interno e do casco.

Tabela 18 – Custo total das torres em Reais.

Custo (R\$)	Coluna Extrativa	Coluna Recuperação MEG	Coluna Azeotrópica	Coluna Recuperação Ciclohexano
Total	3.399.575,00	735.769,00	4.493.518,00	2.348.094,00

Fonte: Do Autor (2022).

\*Cotação utilizada (28/06/2022): 1 US\$ - R\$5,22 Banco Central do Brasil (BCB, 2022).

Nota-se que a soma do investimento para as colunas na destilação azeotrópica é cerca de 1,65 vezes maior do que o custo para a destilação extrativa.

### 5.7.2 Custo de compra do condensador

A Tabela 19 abaixo demonstra o custo de todos os condensadores, com os valores já corrigidos para o mês de março de 2022.

Tabela 19 – Custo dos condensadores da destilação extrativa e azeotrópica.

Custo (R\$)	Condensador Col. Extrativa	Condensador Col. Recuperação	Condensador Col. Azeotrópica	Condensador Col. Recuperação
	9.932.337,00	2.110.621,00	16.429.995,00	13.495.423,00

Fonte: Do Autor (2022).

\*Cotação utilizada (28/06/2022): 1 US\$ - R\$5,22 (BCB, 2022).

Nota-se que a soma do investimento para os condensadores da destilação azeotrópica é cerca de 2,48 vezes maior do que o custo para a destilação extrativa.

## 5.8 Custo operacional

### 5.8.1 Custo energético da destilação

O custo energético demandado pelas destilações extrativa e azeotrópica, para a produção de vapor, foram determinados em valores anuais, conforme mostra a Tabela 20. Para a destilação extrativa, o processo demandou  $5,5 \times 10^9 \frac{\text{Cal}}{\text{h}}$  e a destilação azeotrópica  $20,1 \times 10^9 \frac{\text{Cal}}{\text{h}}$ .

Tabela 20 – Produção de Etanol Anidro e custo energético das destilações.

	Produção de Etanol Anidro (ton/h)	Custo Anual (R\$)
Destilação Extrativa	15,05	12.762.960,00
Destilação Azeotrópica	15,06	46.642.992,00

Fonte: Do Autor (2022).

\*Consideração:  $1 \text{ Cal} = 1,1622 \times 10^{-6} \text{ KWh}$ .

Dessa forma, nota-se que o custo energético para a produção de vapor pela destilação azeotrópica é 3,65 vezes maior do que a extrativa.

### 5.8.2 Custo com solvente

Levando em consideração os dados de consumo fornecido no item 4.8.2, construiu-se a Tabela 21, em que mostra a quantidade de solvente consumido diariamente através da reposição e o gasto anual, uma vez que o custo de compra do MEG e ciclohexano também foram levantados.

Tabela 21 – Consumo e custo dos solventes anualmente.

	Consumo do Solvente (m <sup>3</sup> )/dia	R\$/Kg	Custo Anual (R\$)
Destilação Extrativa	0,068	9,23	168.178,00
Destilação Azeotrópica	0,251	7,90	370.725,00

Fonte: Do Autor (2022).

## 5.9 Custo total

Após as análises necessárias realizadas, foram obtidos os custos de investimentos e operacionais, com as devidas premissas adotadas. Para se obter o custo total ( $C_T$ ) do projeto, considera-se, a fim de análises, um horizonte de 10 anos. Dessa forma, soma-se os termos de CAPEX e OPEX, conforme a Equação 29.

$$C_T = 10 (C_p) + C_I \quad (29)$$

## 5.10 Análise de investimento

### 5.10.1 Custos referente a destilação extrativa

A partir das considerações das seções acima, criou-se a Tabela 22 com intuito de demonstrar os custos de investimentos e operacionais ao longo de 10 anos, em que  $C_I$  é o capital de investimento nos equipamentos,  $C_{MP}$  é o custo das matérias-primas (solvente),  $C_{UT}$  é o custo com utilidades e  $C_P$  é o custo operacional, ou seja, é o somatório dos termos anteriores, conforme Equação 22. Para o cálculo de  $C_T$ , utilizou-se a Equação 29. Os valores encontrados serão representados em milhões de reais (MR\$).

Tabela 22 – Dados de custos de investimentos e operacionais no período de 10 anos.

$C_I$ (MR\$)	$C_{MP}$ (MR\$) (anual)	$C_{UT}$ (MR\$) (anual)	$C_P$ (10 anos) (MR\$)	$C_T$ (10 anos) (MR\$)
16,18	0,17	12,76	291,10	307,28

Fonte: Do Autor (2022).

Ao observar os valores da Tabela 22, nota-se que o custo de investimento em equipamentos é elevado, sendo 26,8% mais elevado do que o custo com utilidades  $C_{UT}$ , para um ano de operação. Porém, apesar disso, ao visualizar o comportamento dos custos no horizonte de 10 anos, percebe-se que o custo operacional  $C_P$  supera significativamente o valor de investimento dos equipamentos  $C_I$ , ou seja, considerando um maior período de tempo, nota-se que o custo com utilidades, matéria-prima, dentre outras variáveis para manter o processo produtivo funcionando, ultrapassa consideravelmente o custo de investimento dos equipamentos.

Nota-se também que ao comparar o custo gasto de solvente ( $C_{MP}$ ) com o energético ( $C_{UT}$ ), aquele representa somente 1,33% do valor, ou seja, isso demonstra uma grande oportunidade para os engenheiros que trabalham nas indústrias sucroalcooleiras focarem na economia de energia para o processo, visto que representa significativamente grande parte do custo operacional.

### 5.10.2 Custos referentes a destilação azeotrópica

A partir dos dados de custos fornecidos para a destilação azeotrópica, criou-se a Tabela 23 com intuito de demonstrar os custos de investimentos e operacionais ao longo de 10 anos em (MR\$), em que o cálculo de  $C_P$  e  $C_T$  são calculados pelas Equações 28 e 29, respectivamente.

Tabela 23 – Dados de custos de investimento e operacionais em 10 anos .

$C_I$ (MR\$)	$C_{MP}$ (MR\$) (anual)	$C_{UT}$ (MR\$) (anual)	$C_P$ (10 anos) (MR\$)	$C_T$ (10 anos) (MR\$)
36,77	0,37	46,64	837,80	874,57

Fonte: Do Autor (2022).

Ao analisar os valores da Tabela 23, nota-se que o custo de investimento em equipamentos ( $C_I$ ) é menos significativo do que a destilação extrativa ao comparar com o custo de utilidades ( $C_{UT}$ ), representando cerca de 78,83%. Porém, apesar disso, ao visualizar o comportamento dos custos operacionais no horizonte de 10 anos, percebe-se também que este supera significativamente o valor de investimento dos equipamentos.

### 5.10.3 Análise de viabilidade econômica entre as destilações

O custo de investimentos, ou seja, compra de equipamentos para a destilação extrativa foi de MR\$ 16,18 e a azeotrópica de MR\$ 36,77, ou seja, fica evidente que o investimento inicial para a destilação azeotrópica é significativamente superior, ou seja, aproximadamente 2,27 vezes maior. Segundo Kaminski *et al.* (2007), essa destilação necessita de amplo espaço para a instalação dos equipamentos e complicadas operações como tentativa de evitar a perda de ciclohexano. De acordo com Figueirêdo (2009), a destilação azeotrópica possui um menor custo de investimento em comparação com os outros métodos utilizados usualmente. Como a análise comparativa mostra um resultado diferente, pode ser explicado devido a possibilidade de haver configurações e variáveis mais adequadas para a simulação deste método, o que resultaria em equipamentos menores e, conseqüentemente, menor custo de investimento.

Ao observar os custos com solvente  $C_{MP}$ , temos que a destilação extrativa demandou um investimento de MR\$ 0,17 e a azeotrópica MR\$ 0,37, ambos com projeção anual. De maneira semelhante, nota-se que a destilação azeotrópica necessita de uma aplicação financeira 2,17 vezes maior. Uma das razões desse motivo é devido a perda de ciclohexano no processo, na forma de contaminante no álcool anidro e pequenas perdas de etanol na corrente de água no momento de recuperação do solvente (FIGUEIRÊDO, 2009). Além disso, o uso deste solvente pode causar uma limitação do etanol anidro a mercados que requerem etanol com elevada pureza (SANTOS *et al.*, 2021).

Entre os métodos de desidratação do etanol, a destilação extrativa é a que requer um menor consumo de energia (MEIRELLES, 2006). Outrossim, segundo Perry (1999), pelo fato de haver ausência de azeótropos associado ao fato da maior facilidade para recuperação do solvente, isto faz com que a destilação extrativa seja um processo bem mais simples do que a

azeotrópica. Dessa forma, seguindo a literatura, o custo demandado de energia para a destilação azeotrópica, através dos cálculos, foi 3,65 maior do que a extrativa.

O custo operacional ao longo de 10 anos ( $C_{Prod}$ ), também é mais elevado na destilação azeotrópica, cerca de 2,88 vezes. Desta forma, ao observar o custo total ( $C_{total}$ ), que é a soma de todos os fatores citados anteriormente, podemos dizer que para a configuração de simulação proposta pelo autor do artigo, temos que a destilação azeotrópica necessita em torno de 2,85 vezes mais investimento ao longo de 10 anos.

## 6 CONCLUSÃO

Após toda a revisão bibliográfica, resultados gerados e discutidos ao longo do projeto, e considerando as configurações simuladas junto as premissas traçadas, pode-se concluir alguns pontos. Atualmente, através das políticas de preservação ao meio ambiente, nota-se que o etanol é um combustível aliado nesta causa, por poluir menos o ambiente (tanto na fabricação quanto no uso), ser fabricado a partir de substâncias renováveis, ao contrário de combustíveis fósseis (a base de petróleo), como a gasolina, dentre outras vantagens.

A qualidade do etanol anidro também deve ser um fator a levar em consideração, em que alguns artigos, como o de Figueirêdo (2009), aponta haver contaminação de ciclohexano no produto final, sendo extremamente prejudicial a depender de qual será a utilização deste.

Outro fator a ser considerado é a quantidade de etanol anidro produzido, uma vez que ambas as simulações tiveram a mesma vazão mássica de etanol hidratado, em que a destilação extrativa produziu 15,05 ton/h e a azeotrópica 15,06 ton/h, ou seja, essa se mostrou um pouco mais eficiente na produção de etanol.

Além disso, em relação aos investimentos, nota-se que o custo operacional (OPEX) de ambos os métodos de desidratação supera significativamente o custo de investimento (CAPEX) ao longo do tempo. Contudo, foi possível concluir que o custo total para implementação da destilação azeotrópica foi 2,85 vezes maior do que a extrativa. Apesar de ser o método de desidratação mais utilizado nas indústrias brasileiras, a destilação azeotrópica com ciclohexano apresenta diversas desvantagens frente a extrativa (RIVIÈRE; MARLAIR, 2009). Logo, as indústrias atuais devem levar em consideração a implantação da destilação extrativa.

Um dos fatores que impediu uma maior precisão dos cálculos foi a ausência de alguns dados no artigo, em que este trabalho foi baseado. Logo, só foi possível conseguir estimar através de considerações próximas da realidade.

Por último, o presente trabalho contemplou os objetivos propostos, em que foi possível dispor de uma profunda revisão bibliográfica e aplicar os conhecimentos técnicos de engenharia química obtidos no decorrer do curso.

## **7 SUGESTÕES PARA TRABALHOS FUTUROS**

Realizar simulações computacionais para tentar encontrar a melhor configuração de variáveis para que se encontre uma maior eficiência também deve ser levado em consideração.

Além disso, para os futuros trabalhos, levar em consideração a desidratação por peneiras moleculares para obtenção do etanol anidro, pois é um método de desidratação de extrema importância e por ser tecnologia nova que tem sido empregado em muitas indústrias sucroalcooleiras no Brasil.



## 8 REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- ABDALA, T. O. **Análise comparativa dos processos de produção de etanol anidro**. 2017. 41 f. Trabalho de Conclusão de curso (Graduação) – Faculdade de Engenharia Química, Universidade Federal de Uberlândia, Uberlândia. 2017.
- ALIANO, L.; **Produção de etanol de milho avança no país como opção sustentável e de valor agregado**. Governo Federal. Disponível em: <<https://www.gov.br/agricultura/pt-br/assuntos/noticias/producao-de-etanol-de-milho-avanca-no-pais>> . Acesso em: 14 jan. 2022.
- ALIBABA. Disponível em: <https://portuguese.alibaba.com/product-detail/Hot-Sale-China-Supply-Chemical-Solvent-1600262729586.html>>. Acesso em: 20 jul. 2022.
- ANDRADE, J. M. F.; DINIZ, K.M. **Impactos Ambientais da Agroindústria da Cana-deaçúcar: Subsídios para a Gestão**. 2007. 131 f. Monografia (Especialização em Gerenciamento Ambiental) - Escola Superior de Agricultura Luiz de Queiroz, Universidade de São Paulo, Piracicaba, 2007.
- AGÊNCIA NACIONAL DO PETRÓLEO, GÁS NATURAL E BIOCOMBUSTÍVEIS (ANP). **Produção e fornecimento de biocombustíveis**. 2020. Disponível em: <<http://www.anp.gov.br/producao-debiocombustiveis>> . Acesso em: 16 mai. 2022.
- ASSIS, W. F. T.; ZUCARELLI, M. C.; ORTIZ, L. **Despoluindo Incertezas - Impactos Territoriais da Expansão de Agrocombustíveis e Perspectivas para uma Produção Sustentável**. Belo Horizonte: O Lutador, 2007. 72 p.
- BANCO CENTRAL DO BRASIL (BCB). Disponível em: <<https://www.bcb.gov.br/conversao>> . Acesso em: 07 ago. 2022.
- BATISTA, F. R. M. **Estudo do processo de destilação alcoólica contínua: Simulação de plantas industriais de produção de álcool hidratado, álcool neutro e cachaça**. 2008. Dissertação (Mestrado em Engenharia Química) - FEA, UNICAMP. Campinas, 2008.
- BIOBLOG. Disponível em: <<https://www.bioblog.com.br/combustiveis-fosseis-por-que-eles-prejudicam-o-meio-ambiente/>> . Acesso em: 08 dez. 2021.
- BONATO, G. **Raízen começa entressafra com quase metade da produção anual de etanol em estoque**. InfoMoney. 2015. Disponível em: <<https://www.infomoney.com.br/mercados/raizen-comeca-entressafra-com-quase-metade-da-producao-anual-de-etanol-em-estoque/>>. Acesso em: 25 jul. 2022.
- BRAGA, V. G. P. **Produção de peneiras moleculares (zeólitas) como alternativa de desidratação do etanol**. Trabalho de conclusão de Curso (Bacharelado em Engenharia Química) 2016.
- BRIGHAM, E. F.; HOUSTON, J. F. **Fundamentals of Financial Management**. 10ª ed. 931 pag. 2004.
- CANAOSTE. **Como é feita a análise de ATR**. 2019. Disponível em: <<https://www.canaoeste.com.br/artigos/como-e-feita-a-analise-de-atr-conheca-o-passo-a-passo/>> . Acesso em: 16 jan. 2022.
- CAVALCANTI, C. **Simulação e Otimização da Produção de Etanol Anidro Combustível**. 2018. Dissertação (Mestrado em Engenharia Química) – Universidade Federal de Pernambuco, Recife. 2018.

- CHAVES, I. D. G *et al.* **Process Analysis and Simulation in Chemical Engineering**. 1ª ed. Londres: Springer, 2016.
- CHRISTENSEN, P. *et al.* **Cost Estimate Classification System – as applied in Engineering, Procurement, and Construction for the Process Industries**. AACE, v. 2011, 2020.
- COMPANHIA ENERGÉTICA DE MINAS GERAIS (CEMIG). **Valores de tarifas e serviços**. Disponível em: < <https://www.cemig.com.br/atendimento/valores-de-tarifas-e-servicos/> >. Acesso em: 10 maio de 2022.
- COMPANHIA NACIONAL DE ABASTECIMENTO (CONAB). **Acompanhamento da safra Brasileira: Cana-de-açúcar.v.7- Safra 2020/21,n-2 – Segundo Levantamento**, ago. de 2020.
- COMPANHIA NACIONAL DE ABASTECIMENTO (CONAB). **Geadas e estiagem impactam a produção de cana-de-açúcar e derivados no país**. Disponível em: < <https://www.conab.gov.br/ultimas-noticias/4377-geadas-e-estiagem-impactam-a-producao-de-cana-de-acucar-e-derivados-no-pais> >. Acesso em: 19 fev. 2022.
- CONFEDERAÇÃO DA AGRICULTURA E PECUÁRIA NO BRASIL (CNA). **Etanol se consolida com vantagens econômicas e ao meio ambiente no Brasil**. 2020. Disponível em: < <https://www.cnabrazil.org.br/noticias/etanol-se-consolida-com-vantagens-economicas-e-ao-meio-ambiente-no-brasil> >. Acesso em: 08 dez. 2021.
- CODATO, C. B. **Produção de etanol de 2ª geração por Dekkera bruxellensis a partir de hidrolisado de bagaço de cana-de-açúcar**. 2013. Dissertação (Mestrado em Agricultura e Ambiente) – Universidade Federal de São Carlos, Araras. 2013.
- CORDEIRO, G. M. **Análise crítica de estratégias para redução do consumo energético do processo de destilação extrativa**. 2016. 111p. Tese (Doutorado em Engenharia Química) – Universidade Federal de Campina Grande. Campina Grande, PB. 2016.
- DELGADO, A. A.; CEZAR, M. A. **Elementos de tecnologia e engenharia do açúcar de cana**. Piracicaba: Escola Superior de Agricultura Luiz de Queiroz. p. 364. 1977.
- DIAS, M. O. 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**. Dissertação (Mestrado em Engenharia Química). FEQ-UNICAMP. Campinas, SP. 2008.
- DE LA ROSA, R. D. **Las dextrans: su efecto sobre la polarización de la sacarosa y la economía azucarera**. International Sugar Journal, London, v. 100, n. 1191S, p. 103-145, 1988.
- EMPRESA DE PESQUISA ENERGÉTICA (EPE). **Matriz energética e elétrica**. Disponível em: < <https://www.epe.gov.br/pt/abcdenergia/matriz-energetica-e-eletrica> >. Acesso em: 19 fev. 2022.
- ENGEVISTA. **Programa do Proálcool e o etanol no Brasil**. V. 11, n. 2. p. 127-136, 2009.
- FIGUEIRÊDO, M. F. **Obtenção de etanol anidro via destilação extrativa: simulação e otimização**. 2009. 56p. Dissertação (Mestrado em Engenharia Química) – Universidade Federal de Campina Grande, Campina Grande. 2009.
- FINGUERUT, J. *et al.* **Fermentação, hidrólise e destilação**. Cap. 13, 2008.
- FROLKOVA, A. K.; RAEVA, V. M. **Bioethanol dehydration: state of the art**. Theoretical Foundations of Chemical Engineering, v. 44, n. 4, p. 545 – 556, 2010.

- GARRETT, D. E. **Chemical Engineering Economics**. New York, US: Van Nostrand Reinhold, 1989.
- GIL, I. D.; GÓMEZ, J. M.; RODRÍGUEZ, G. **Control of an extractive distillation process to dehydrate ethanol using glycerol as entrainer**. *Computers and Chemical Engineering*, v. 39, p. 129 – 142, 2012.
- GOMIS, V. *et al.* **Dehydration of Ethanol Using Azeotropic Distillation with Isooctane**. 2007. Departamento de Ingeniería Química, Universidad de Alicante, Alicante, Spain. p. 4572 – 4576. 2007.
- HALL, D. O.; HOUSE, J. I.; SCRASE, I. **Visão geral de energia e biomassa. In: Uso da biomassa para produção de energia na indústria brasileira**. Campinas, SP: Editora da UNICAMP. Cap. 1, p. 25-67. 2005.
- HIGLER, A. *et al.* **Nonequilibrium modeling of three-phase distillation**. *Computers and Chemical Engineering*, 28, 2021–2036, 2004.
- HOLLANDA, L. R. **Estudo do equilíbrio de fases para processos de separação: destilação do etanol com líquido iônico**. 2016. Monografia (Recursos humanos). Universidade Federal do Rio Grande do Norte, Natal, 2016.
- IBARZ, A.; BARBOSA-CÁNOVAS, G. V. **Unit operations in food engineering. Estados Unidos da América: CRC Press, 2003. 884p.**
- INVERNICI, P. L. **Avaliação da eficiência de pratos valvulados de dois passes com downcomer de uma coluna de destilação industrial**. 2009. Dissertação (Mestrado em Engenharia Química) - Universidade Federal do Rio Grande do Sul, Porto Alegre. 2009.
- INSTITUTO DE PESQUISA ECONÔMICA APLICADA (IPEA). Disponível em: < <http://www.ipeadata.gov.br/ExibeSerie.aspx?serid=31924>>. Acesso em: 14 agos. 2022.
- JUNQUEIRA, T. L. **Simulação de colunas de destilação convencional, extrativa e azeotrópica no processo de produção de bioetanol através da modelagem de não equilíbrio e da modelagem de estágios de equilíbrio com eficiência**. 2010. Dissertação (Mestrado em Engenharia Química) – Universidade Estadual de Campinas, Campinas. 2010.
- KAMINSKI, W; MARSZALEK, J. **Pervaporation for Drying and Dewatering**. *Chemical Engineering Journal*, p. 835-847, 2007.
- KUMAR, S.; SINGH, N.; PRASAD, R. **Anhydrous ethanol: a renewable source of energy**. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*. V. 14, p. 1830-1844, 2010.
- LAPORTA, T. **R\$1 real chegou a valer mais que US\$ 1 no passado**. São Paulo. Disponível em: < <https://g1.globo.com/economia/noticia/2015/09/r-1-chegou-valer-mais-que-us-1-no-passado-relembre.html> >. Acesso em: 07 ago. 2022.
- LIMA, U. A. **Biotecnologia industrial: Processos Fermentativos e Enzimáticos**. 2001. Vol 3. São Paulo, Editora Edgard Blucher LTDA.
- LIMA, U. A.; AQUARONE, E.; BORZANI, W. **Biотecnologia: Tecnologia das fermentações**. 1975. Vol 1. Editora Edgard Blucher LTDA. São Paulo, SP.
- LISTIK, E.; FRANCHI, M. G. **Design, dimensionamento e análise econômica de um sistema de separação para mistura BTX oriunda da reforma catalítica da nafta**. 2014, Trabalho de Conclusão de curso (Bacharel em Engenharia Química) – Escola Politécnica da Universidade de São Paulo. São Paulo, SP. 2014.

- LOPES, C. H.; GABRIEL, A. V. M. D.; BORGES, M. T. M. R. **Produção de etanol a partir da cana-de-açúcar: tecnologia de produção de etanol.** São Carlos. Coleção UAB – UFSCar. 2011.
- LUYBEN, W. L. **Distillation design and control using Aspen™ Simulation.** John Wiley & Sons, 2013.
- MAGALHÃES, A. C. M. **Fermentação alcoólica.** Disponível em: <<https://www.docsity.com/pt/unidade-vii-fermentacao-alcoolica-parte-i/4723864/>> . Acesso em: 19 jan. 2022.
- MARJOTTA-MAISTRO, M. C. **Ajustes nos Mercados de Álcool e Gasolina no Processo de Desregulamentação.** 2002. Tese (Doutorado em Ciências). Área de Concentração: Economia Aplicada, Escola Superior de Agricultura Luiz Queiroz, Universidade de São Paulo, Piracicaba, 2002.
- MATUGI, K. **Produção de Etanol Anidro Por Destilação Extrativa Utilizando Soluções Salinas e Glicerol.** 2013. 186p. Dissertação (Mestrado em Engenharia Química) – Universidade Federal de São Carlos, São Carlos. 2013.
- MATURANO, A. **Biocombustíveis podem substituir petróleo.** Disponível em: <<http://www.biotec-ahg.com.br/index.php/acervo-de-materias/biocombustiveis/502-biocombustiveis-podem-substituir-petroleo->>. Acesso em: 08 dez. 2021.
- McCABE, W. L.; SMITH, J. C.; HARRIOT, P. **Unit operations of Chemical Engineering.** 5<sup>th</sup> edition. McGraw-Hill International Editions. 1993.
- MEIRELLES, A. J. **Expansão da produção de bioetanol e melhoria tecnológica da destilação alcoólica.** Workshop do Projeto Diretrizes de Políticas Públicas para a Agroindústria Canavieira do Estado de São Paulo: Lorena, 2006.
- MELLO, E. B.; CANEPA, E. L.; COSTA, M. M. **Visões Ambientais para o Financiamento de Biocombustíveis no Brasil.** 2007. Departamento de Meio Ambiente do BNDES.
- MINISTÉRIO DE ENERGIA E MINAS. **Brasil avança no setor de biocombustíveis.** 2021. Disponível em: <<https://www.gov.br/pt-br/noticias/energia-minerais-e-combustiveis/2021/07/brasil-avanca-no-setor-de-biocombustiveis>> . Acesso em: 14 jan. 2022.
- MOTA, C. J.; MONTEIRO, R. S. **Química e sustentabilidade: novas fronteiras em biocombustíveis.** Química Nova, Rio de Janeiro, v. 36, n. 10, p. 1483–1490, 2013.
- MULLER, D.; MARQUARDT, W. **Experimental verification of multiple steady states in heterogeneous azeotropic distillation.** 1996. American Chemical Society. Vol. 36, Pag. 5410-5418, Germany.
- NOVACANA. **Como é feito o processamento da cana-de-açúcar nas usinas.** Disponível em: <<https://shortest.link/3c6Z>>. Acesso em: 20 fev. 2022.
- OLIVEIRA, L. M.; SERRA, J. C. V.; MAGALHÃES, K. B. **Estudo comparativo das diferentes tecnologias utilizadas para produção de etanol.** Geoambiente: Revista eletrônica do curso de geografia, Universidade Federal de Goiás, Jataí. 2012.
- PAYNE, J. H. **Operações unitárias na produção de açúcar da cana.** São Paulo: Nobel Stab. p. 245. 1989.
- PERRY, R. H.; GREEN, D. W. **Perry's Chemical Engineering Handbook.** 7th ed. New York: McGraw-Hill, 1999.

- PETERS, M. S.; TIMMERHAUS, K. D.; WEST, R. E. **Plant Design and Economics for Chemical Engineers**. 1006p. 5 ed. New York: McGraw-Hill, 2003.
- PERLINGEIRO, C. A. G. **Engenharia de Processos: análise, simulação, otimização e síntese de processos químicos**. São Paulo: Editora Blucher, 2005.
- PRAUSNITZ, J. M.; LICHTENTHALER, R. N.; AZEVEDO, E. G. **Molecular Thermodynamics of Fluid Phase Equilibria**– Hall, 2<sup>a</sup> ed., Nova York, 1986.
- RIVIÈRE, C. MARLAIR, G. **BIOSAFUEL, a pre-diagnosis tool of risk pertaining to biofuels chains**. Journal of Loss Prevention in the Process Industries, 22, 228 – 236, 2009.
- ROCHA, L. B.; MOREIRA, W. M.; LIMA, O. C. M. **Simulação Rigorosa de Colunas de Destilação em ASPEN PLUS para Produção de Etanol Hidratado e Etanol Anidro**. III Encontro de Pesquisa da FATEB – Telêmaco Borba, PR. 2016.
- ROITMAN, V. **Curso de formação de operadores de refinaria: Operações unitárias**. UnicenP, Curitiba, PR. 2002.
- SAAD, M. B. W. **Avaliação Técnica e Econômica Preliminar da Produção de Etanol via Hidrólise Enzimática de Bagaço de cana-de-açúcar**. 2010. 138 f. Dissertação (Mestrado em Biotecnologia Industrial) – Escola de Engenharia de Lorena, Universidade de São Paulo, Lorena, 2010
- SALLET, C. L. **Os biocombustíveis no Brasil e a relação entre os mercados agrícolas e de energia**. 2011. Dissertação (Mestrado em Economia do Desenvolvimento) – Universidade Católica do Rio Grande do Sul, Porto Alegre, 2011.
- SANTOS, M. C *et al.* **Principais tecnologias para produção de etanol anidro no Brasil**. 2021. Revista virtual de Química, Sociedade Brasileira de Química. Universidade Federal do Alagoas, Maceió. 2021
- SEIDER, W. D *et al.* **Product and process design principles: synthesis, analysis and evaluation**. 3 ed. New York: John Wiley & Sons, Inc., 2017.
- SEADER, J. D.; HENLEY, E. J.; KEITH, R. D. **Separation Process Principles**. 3<sup>a</sup> ed. Hoboken: John Wiley & Sons, Inc. 2010.
- SILVA, A. C.; MENEZES, D. Q.; BAHIA, R. M. **Projeto de uma torre de destilação atmosférica de petróleo, utilizando softwares UNISIM design e KG- Tower**. 2012, Trabalho de Conclusão de Curso (Bacharelado em Engenharia Química) – Universidade Federal Fluminense, Niterói, RJ. 2012.
- SILVA, J. P. N.; SILVA, M. R. N. **Noções da Cultura da Cana-de-açúcar**. Instituto Federal de Goiás, Inhumas; Universidade Federal de Santa Maria, Santa Maria 2012.
- SILVA, M. G. **Modelagem e simulação de uma coluna de destilação para separação dos componentes reacionais do biodiesel em matlab**. 2015. Trabalho de conclusão de Curso (Bacharelado em Engenharia Química) – Departamento de Engenharia Química, Universidade Federal do Rio Grande do Norte, Natal, 2015.
- SILVA, R. C. J.; MUSTAFA, G. S. S. **Estudo de viabilidade técnica e econômica de alternativas de solventes para destilação extrativa de uma usina de álcool**. Seminário Estudantil de Produção Acadêmica (XV SEPA) – Universidade Salvador. Salvador, BA. 2016.
- SMITH, J. M.; VAN NESS, H. C.; ABBOTT, M. M. **Introdução à Termodinâmica da Engenharia Química**. 7. Ed. Rio de Janeiro: Editora LTC, 2007.

- SOLIMAN, EI-S. A. A-R. **Investigations on the influence of dextran during beet sugar production with special focus on crystal growth and morphology.** 2007. 109 p. Tese (Doutorado em Engenharia), Universidade Técnica de Berlin, Berlin, 2007.
- SOUZA, W. L. R. **Estudo do desempenho de uma coluna de destilação recheada na produção de etanol anidro usando glicerol como solvente.** 2012. 118 f. Dissertação (Mestrado em Ciências) – Instituto de Tecnologia, Universidade Federal Rural do Rio de Janeiro, Seropédica, 2012.
- UNIÃO NACIONAL DA BIOENERGIA (UDOP). Cana de açúcar: do etanol ao açúcar. Disponível em: < <https://www.udop.com.br/noticia/2020/6/9/do-etanol-ao-acucar.html> >. Acesso em: 19 fev. 2022.
- UNIÃO DA INDÚSTRIA DE CANA-DE-AÇÚCAR. **Etanol: Energia sustentável.** Disponível em: <<https://unica.com.br/setor-sucroenergetico/etanol/>>. Acesso em: 13 jan. 2022.
- UNIÃO DA INDÚSTRIA DE CANA-DE-AÇÚCAR. **Moagem de cana atinge 517 milhões de toneladas no CS.** Disponível em: <[\\_https://unica.com.br/noticias/moagem-de-cana-atinge-517-milhoes-de-toneladas-no-centro-sul/](https://unica.com.br/noticias/moagem-de-cana-atinge-517-milhoes-de-toneladas-no-centro-sul/)>. Acesso em: 13 jan. 2022.
- UNIÃO DA INDÚSTRIA DE CANA-DE-AÇÚCAR. Acompanhamento Quinzenal da safra na região Centro-Sul: posição até 01/02/2022. Disponível em: <[https://observatoriodacana.com.br/download\\_media.php?idM=12439002](https://observatoriodacana.com.br/download_media.php?idM=12439002)>. Acesso em: 19 fev. 2022.
- UNIÃO DA INDÚSTRIA DE CANA-DE-AÇÚCAR. **Histórico de Produção e Moagem.** Disponível em: < <https://observatoriodacana.com.br/historico-de-producao-e-moagem.php?idMn=31&tipoHistorico=2> >. Acesso em: 19 fev. 2022.
- VÁZQUEZ-OJEDA, M. *et al.* **Design and optimization of an ethanol dehydration process using stochastic methods.** 2012. Separation and purification technology. p. 90-97. 2013.
- TAKESHITA, E. V. **Adulteração de gasolina por adição de solventes: Análise dos parâmetros físico – químicos.** 2006. Dissertação (Mestrado em Engenharia Química) – Universidade Federal de Santa Catarina, Florianópolis, 2006.
- TOLMASQUIM, M. T.; GUERREIRO, A.; GORINI, R. **Matriz energética brasileira: uma prospectiva.** Novos Estudos: CEBRAP. Pp. 47-69. Nov. 2007.
- TOWERING SKILLS. **Cost Indices.** Disponível em: < <https://www.toweringskills.com/financial-analysis/cost-indices/>>. Acesso em: 12/07/2022.
- TOWLER, G.; SINNOTT, R. **Chemical engineering design: principles, practice and economics of plant and process design.** 2. ed. New York: Elsevier, 2013.
- TURTON, R. et al. **Analysis, synthesis and design of chemical processes.** 3 ed. New York: Pearson Education, 2008.
- ZANARDI, M.; JUNIOR, E. **Tecnologia e perspectiva da produção de etanol no Brasil.** Revista Liberato, Novo Hamburgo, v. 17, p. 19, 2016.