



**Simulação e análise econômica de  
diferentes estratégias de  
fermentação e destilação para a  
produção de etanol hidratado a  
partir do caldo de cana**

**Erika Thielmann**

**Projeto de Final de Curso**

**Orientadores**

**Prof. Raquel Massad Cavalcante, D. Sc.**

**Prof. André Ferreira Young, D. Sc.**

**Junho de 2021**

# **SIMULAÇÃO E ANÁLISE ECONÔMICA DE DIFERENTES ESTRATÉGIAS DE FERMENTAÇÃO E DESTILAÇÃO PARA A PRODUÇÃO DE ETANOL HIDRATADO A PARTIR DO CALDO DE CANA**

*Erika Thielmann*

Projeto de Final de Curso submetido ao Corpo Docente da Escola de Química, como parte dos requisitos necessários à obtenção do grau de Engenheiro Químico.

Aprovado por:

---

Heloísa Lajas Sanches Fernandes, D.Sc.

---

Alexandre de Castro Leiras Gomes, D.Sc.

---

Flávio da Silva Francisco, M. Sc.

Orientado por:

---

Raquel Massad Cavalcante, D.Sc.

---

André Ferreira Young, D.Sc.

Rio de Janeiro, RJ - Brasil  
Junho de 2021

Thielmann, Erika.

Simulação e análise econômica de diferentes estratégias de fermentação e destilação para a produção de etanol hidratado a partir do caldo de cana / Erika Thielmann. Rio de Janeiro: UFRJ/EQ, 2021.

xi, 93 p.; il.

(Monografia) – Universidade Federal do Rio de Janeiro, Escola de Química, 2021.

Orientadores: Raquel Massad Cavalcante e André Ferreira Young.

1. Etanol. 2. Fermentação. 3. Destilação. 4. Monografia. (Graduação – UFRJ/EQ). 5. Raquel Massad Cavalcante e André Ferreira Young. I. Simulação e Análise Econômica de Diferentes Estratégias de Fermentação e Destilação para a Produção de Etanol Hidratado a partir do Caldo de Cana.

## Dedicatória

Dedico este trabalho aos meus pais e à minha irmã, que foram uma base sólida para que eu crescesse forte e chegasse até aqui, e que me apoiam e incentivam sempre.

## **AGRADECIMENTOS**

Aos meus orientadores, Raquel Massad e André Young, que me apoiaram e ajudaram durante toda a elaboração deste trabalho e com quem pude aprender muito.

A todos os meus professores, que contribuíram para a minha formação e tornaram possível este momento.

À Universidade Federal do Rio de Janeiro, por me proporcionar uma educação pública, gratuita e de qualidade.

A minha família e meus amigos, que sempre acreditaram em mim e me incentivaram em todos os momentos de dificuldade.

A todos que contribuíram de alguma forma para a realização deste trabalho.

Resumo do Projeto de Final de Curso apresentado à Escola de Química como parte dos requisitos necessários para obtenção do grau de Engenheiro Químico.

**SIMULAÇÃO E ANÁLISE ECONÔMICA DE DIFERENTES  
ESTRATÉGIAS DE FERMENTAÇÃO E DESTILAÇÃO PARA A  
PRODUÇÃO DE ETANOL HIDRATADO A PARTIR DO CALDO DE  
CANA**

Erika Thielmann

Junho, 2021

Orientadores: Prof. Raquel Massad Cavalcante, D. Sc.

Prof. André Ferreira Young, D. Sc.

A intensificação das mudanças climáticas e de outros fenômenos associados à crescente poluição do planeta vêm cada vez mais evidenciando a necessidade de fontes de energia menos prejudiciais ao meio ambiente. Existe atualmente uma forte tendência da substituição de fontes de energias não renováveis e altamente poluentes, como os derivados de petróleo, por fontes renováveis, a partir do uso de biomassa, por exemplo. A cana-de-açúcar é uma biomassa amplamente utilizada para a produção de etanol no Brasil, fazendo com que o país seja o segundo maior produtor de etanol do mundo. A Política Nacional de Biocombustíveis (RenovaBio), instituída em 2017, tem por objetivo principal incentivar a produção de etanol, estimulando a competição entre as usinas e, em longo prazo, reduzir as emissões de CO<sub>2</sub> e descarbonizar a matriz energética brasileira. Este trabalho tem por objetivo simular as etapas de fermentação e destilação do processo de produção de etanol a partir do caldo de cana, considerando tanto a rota convencional quanto tecnologias alternativas, e compará-las por meio de uma análise econômica. Nas simulações, considerou-se a taxa de crescimento de leveduras no fermentador através da criação de um pseudocomponente sólido. Para a fermentação, foram simuladas a rota convencional, a Fermentação em Baixa Temperatura e a Fermentação com Extração a Vácuo. Já para a destilação, além do processo convencional, foi analisada também a Destilação Duplo Efeito. Foi concluído que os processos de Fermentação em Baixa Temperatura + Destilação Convencional e Fermentação com Extração a Vácuo + Destilação Duplo Efeito se mostram economicamente vantajosos em relação ao convencional, com obtenção de lucro líquido anual até 31,6% maior, evidenciando a possibilidade de se obter um processo mais eficiente e rentável através da implementação destas tecnologias alternativas.

Abstract of a Final Project presented to Escola de Química/UFRJ as partial fulfillment of the requirements for the degree of Chemical Engineer

**SIMULATION AND ECONOMIC ANALYSIS OF DIFFERENT  
FERMENTATION AND DISTILLATION STRATEGIES FOR THE  
PRODUCTION OF HYDROUS ETHANOL FROM SUGARCANE  
JUICE**

Erika Thielmann

June, 2021

Supervisors: Prof. Raquel Massad Cavalcante, D. Sc.

Prof. André Ferreira Young, D. Sc.

The intensification of climate change and other phenomena associated with the growing pollution of the planet have increasingly highlighted the need for energy sources that are less harmful to the environment. There is currently a strong trend towards the substitution of non-renewable and highly polluting energy sources, such as petroleum derivatives, by renewable sources, from the use of biomass, for example. Sugarcane is a widely used biomass for ethanol production in Brazil, making the country the second largest ethanol producer in the world. The National Biofuels Policy (RenovaBio), instituted in 2017, has the main objective of encouraging ethanol production, stimulating competition between plants and, in the long term, reducing CO<sub>2</sub> emissions and decarbonizing the Brazilian energy matrix. This work aims to simulate the fermentation and distillation stages of the process of ethanol production from sugarcane juice, considering both the conventional route and alternative technologies, and compare them through an economic analysis. In the simulations, the yeast growth rate in the fermenter was considered through the creation of a solid pseudocomponent. For fermentation, the conventional route, Low Temperature Fermentation and Vacuum Extraction Fermentation were simulated. For distillation, besides the conventional process, Double Effect Distillation was also analyzed. It was concluded that the processes of Low Temperature Fermentation + Conventional Distillation and Vacuum Extractive Fermentation + Double Effect Distillation are economically advantageous when compared to the conventional one, with annual net profit up to 31.6% higher, showing the possibility of obtaining a more efficient and profitable process through the implementation of these alternative technologies.

# ÍNDICE

<b>CAPÍTULO 1 - INTRODUÇÃO</b>	<b>1</b>
1.1 O Cenário atual do mercado de biocombustíveis no Brasil	1
1.2 A indústria sucroalcooleira brasileira	2
1.3 Objetivos	5
<b>CAPÍTULO 2 - DESCRIÇÃO DOS PROCESSOS</b>	<b>6</b>
2.1 Caracterização da matéria-prima	6
2.2 Processo de produção industrial	6
2.2.1 Colheita e limpeza da cana	7
2.2.2 Extração dos açúcares	8
2.2.3 Tratamento físico-químico do caldo	9
2.2.4 Concentração e esterilização do caldo	9
2.2.5 Fermentação alcoólica	10
2.2.6 Destilação	12
2.2.7 Desidratação	14
2.3 Processos fermentativos alternativos	14
2.3.1 Fermentação em baixa temperatura	14
2.3.2 Fermentação com extração a vácuo de etanol	15
2.4 Processo destilatório alternativo	16
2.4.1 Destilação duplo efeito	16
<b>CAPÍTULO 3 - SIMULAÇÃO DE PROCESSOS</b>	<b>18</b>
3.1 Considerações	19
3.1.1 Componentes	19
3.1.2 Caracterização termodinâmica	20

3.1.3	Corrente de entrada do processo: mosto	20
3.2	Fermentação convencional	21
3.2.1	Fermentação Convencional + Destilação Convencional (Processo 1)	24
3.2.2	Fermentação Convencional + Destilação Duplo Efeito (Processo 2)	26
3.3	Fermentação em baixa temperatura	29
3.3.1	Fermentação em Baixa Temperatura + Destilação Convencional (Processo 3)	30
3.3.2	Fermentação em Baixa Temperatura + Destilação Duplo Efeito (Processo 4)	31
3.4	Fermentação com Extração a Vácuo de Etanol	32
3.4.1	Fermentação com Extração + Destilação Convencional (Processo 5)	34
3.4.2	Fermentação com Extração + Destilação Duplo Efeito (Processo 6)	35
<b>CAPÍTULO 4 - DIMENSIONAMENTO DOS EQUIPAMENTOS</b>		<b>38</b>
4.1	Reatores e vasos de tratamento de levedura	38
4.1.1	Tempo de residência dos reatores	38
4.1.2	Detalhamento dos reatores	39
4.2	Colunas de destilação	39
4.3	Trocadores de calor	41
4.4	Vaso de <i>Flash</i>	42
<b>CAPÍTULO 5 - AVALIAÇÃO ECONÔMICA DOS PROCESSOS</b>		<b>44</b>
5.1	Investimento	45
5.1.1	Custo dos reatores e vasos	46
5.1.2	Custo das colunas de destilação	48
5.1.3	Custo dos trocadores de calor	49
5.1.4	Custo das bombas e compressores	50
5.1.5	Custo dos motores elétricos	51
5.1.6	Custo das centrífugas	51

5.1.7	Custo de Produção	52
5.2	Crêterios de avalia�o econômica	53
<b>CAPÍTULO 6 - RESULTADOS E DISCUSSÃO</b>		<b>54</b>
6.1	Compara�o do investimento	54
6.2	Compara�o do Demonstrativo do Resultado do Exercício (DRE)	57
6.3	Compara�o do Fluxo de Caixa	59
<b>CAPÍTULO 7 - CONCLUSÃO E SUGESTÕES</b>		<b>63</b>
<b>REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS</b>		<b>65</b>
<b>APÊNDICE 1 – CARACTERIZA�O DAS CORRENTES DOS PROCESSOS</b>		<b>69</b>
<b>APÊNDICE 2 – PROPRIEDADES E CUSTOS DOS EQUIPAMENTOS</b>		<b>78</b>

## ÍNDICE DE FIGURAS

<b>Figura 1.1</b> – Produção Mundial de Biocombustíveis em 2019	2
<b>Figura 1.2</b> – Procedência da Cana-de-açúcar Processada nas Usinas na Safra de 2015/2016	3
<b>Figura 1.3</b> – Ciclo Anual da Cana-de-açúcar	4
<b>Figura 1.4</b> – Distribuição da Produção de Cana-de-açúcar por Região – Safra 20/21	4
<b>Figura 2.1</b> - Etapas do Processo de Produção de Etanol a Partir da Cana-de-açúcar	7
<b>Figura 2.2</b> - Esquema Simplificado da Etapa de Fermentação Convencional	12
<b>Figura 2.3</b> - Esquema Simplificado da Etapa de Destilação Convencional	13
<b>Figura 2.4</b> - Esquema Simplificado da Etapa de Fermentação em Baixa Temperatura	15
<b>Figura 2.5</b> - Esquema Simplificado da Etapa de Fermentação Extrativa	16
<b>Figura 2.6</b> - Esquema Simplificado da Etapa de Destilação Duplo Efeito	17
<b>Figura 3.1</b> – Esquema dos Processos a Serem Simulados	19
<b>Figura 3.2</b> – Fluxograma da Simulação do Processo de Fermentação Convencional	23
<b>Figura 3.3</b> – Fluxograma da Simulação do Processo de Destilação Convencional	25
<b>Figura 3.4</b> – Fluxograma da Simulação do Processo de Destilação Duplo Efeito	27
<b>Figura 3.5</b> – Fluxograma da Simulação do Processo de Fermentação em Baixa Temperatura	30
<b>Figura 3.6</b> – Fluxograma da Simulação do Processo de Fermentação com Extração de Etanol	33
<b>Figura 3.7</b> – Fluxograma da Simulação do Processo de Destilação Convencional Proveniente da Fermentação com Extração a Vácuo de Etanol	34
<b>Figura 3.8</b> – Fluxograma da Simulação do Processo de Destilação Duplo Efeito Proveniente da Fermentação com Extração a Vácuo de Etanol	36
<b>Figura 6.1</b> – Custos por Classe de Equipamento nos Diferentes Processos	55
<b>Figura 6.2</b> – Investimento Total Necessário para os Diferentes Processos	56
<b>Figura 6.3</b> – Representação do Tempo de <i>Payback</i> para os Diferentes Processos	61

## ÍNDICE DE TABELAS

<b>Tabela 2.1</b> - Composição Média dos Caldos de Cana-de-açúcar	<b>6</b>
<b>Tabela 3.1</b> - Componentes Presentes na Base de Dados Utilizados na Simulação	<b>20</b>
<b>Tabela 3.2</b> - Composição Média da Cana-de-açúcar	<b>21</b>
<b>Tabela 3.3</b> – Conversões Consideradas na Simulação dos Processos 1 e 2	<b>22</b>
<b>Tabela 3.4</b> – Parâmetros Utilizados na Simulação da Destilação do Processo 1	<b>26</b>
<b>Tabela 3.5</b> – Parâmetros Utilizados na Simulação da Destilação do Processo 2	<b>28</b>
<b>Tabela 3.6</b> – Parâmetros Utilizados na Simulação da Destilação do Processo 3	<b>31</b>
<b>Tabela 3.7</b> – Parâmetros Utilizados na Simulação da Destilação do Processo 4	<b>32</b>
<b>Tabela 3.8</b> – Parâmetros Utilizados na Simulação da Destilação do Processo 5	<b>35</b>
<b>Tabela 3.9</b> – Parâmetros Utilizados na Simulação da Destilação do Processo 6	<b>37</b>
<b>Tabela 4.1</b> – Distribuição do Tempo de Residência entre os Reatores em Série	<b>38</b>
<b>Tabela 5.1</b> – Preços dos Componentes Envolvidos nos Processos	<b>45</b>
<b>Tabela 5.2</b> – Diâmetros Mínimos para a Parede de Vasos Verticais	<b>47</b>
<b>Tabela 5.3</b> – Método de Cálculo de Itens do DRE	<b>53</b>
<b>Tabela 6.1</b> – Comparação do Custo com Equipamentos em milhares de US\$ para os Diferentes Processos	<b>54</b>
<b>Tabela 6.2</b> – Comparação do investimento em milhares de US\$ para os diferentes processos	<b>56</b>
<b>Tabela 6.3</b> – Comparação do DRE em milhares de US\$ para os Diferentes Processos	<b>57</b>
<b>Tabela 6.4</b> – Custos com Vapor de Baixa Pressão (LP) nos Diferentes Processos	<b>59</b>
<b>Tabela 6.5</b> – Custos com Água de Resfriamento nos Diferentes Processos	<b>59</b>
<b>Tabela 6.6</b> – Comparação do Fluxo de Caixa para os Diferentes Processos	<b>60</b>

## **CAPÍTULO 1 - INTRODUÇÃO**

Com a intensificação das mudanças climáticas e de outros fenômenos relacionados à crescente poluição do meio ambiente, há uma tendência de que fontes de combustíveis não renováveis e altamente poluentes, como o petróleo e seus derivados, sejam cada vez menos utilizadas. Para que isso seja possível, é necessário o investimento em tecnologias de geração de energia renovável, visando a obtenção de rotas cada vez mais eficientes e fontes variadas de biomassa, o que resultará na mitigação da emissão de CO<sub>2</sub> e, conseqüentemente, em um menor impacto ambiental (DIAS *et al.*, 2011).

No Brasil, apesar de o plantio da cana-de-açúcar ser realizado desde o século XVI, com a finalidade de produzir açúcar e exportá-la para a Europa, o etanol vem sendo produzido em larga escala para utilização como biocombustível desde os anos 1970, como consequência do programa governamental Proalcool, que visava substituir a gasolina pelo etanol produzido através da fermentação do caldo de cana, contornando o aumento no preço consequente da Crise do Petróleo (FURTADO; SCANDIFFIO; CORTEZ, 2011). Utilizando a cana-de-açúcar como matéria-prima, o país se tornou o maior produtor mundial de etanol e permaneceu nesta posição até 2005, quando os Estados Unidos aumentaram sua produção, motivados pelo crescente interesse mundial no uso deste biocombustível como aditivo em gasolina (DIAS, 2009).

Apesar da maior parte do etanol ser destinada à utilização como biocombustível, o seu uso como desinfetante ganhou destaque no ano de 2020, devido à pandemia de Covid-19, trazendo a sua importância ainda mais ao conhecimento popular.

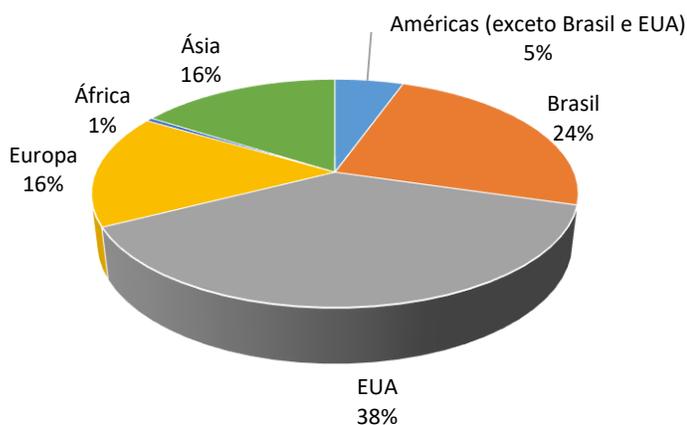
### **1.1 O Cenário atual do mercado de biocombustíveis no Brasil**

Atualmente, o Brasil e os Estados Unidos juntos são responsáveis por aproximadamente 62 % da produção mundial de biocombustíveis, sendo este responsável por cerca de 38 % do volume mundial e aquele responsável pelos outros 24 %, conforme evidenciado no gráfico da Figura 1.1 (BP, 2020). Com o objetivo de expandir a produção de biocombustíveis no Brasil, o governo federal instituiu em 2017 uma nova Política Nacional de Biocombustíveis, chamada RenovaBio. A iniciativa visa, além de

aumentar a capacidade de produção de biocombustíveis, estimular a competição entre as usinas, tendo como meta de mais longo prazo a redução das emissões de CO<sub>2</sub> e gradual descarbonização da matriz energética brasileira.

O RenovaBio funciona por meio de dois instrumentos principais: o estabelecimento de metas nacionais de redução de emissões para a matriz de combustíveis, definidas para um período de 10 anos, e a certificação da produção de biocombustíveis, atribuindo-se notas diferentes para cada unidade produtora (maior será a nota para o produtor que produzir maior quantidade de energia líquida com menores emissões de CO<sub>2</sub> equivalentes no ciclo de vida). Estes dois pilares são conectados através da criação do Crédito de Descarbonização por Biocombustíveis (CBIO), que é um ativo financeiro negociado em bolsa, emitido pelo produtor do biocombustível (RenovaBio, 2018).

**Figura 1.1** – Produção Mundial de Biocombustíveis em 2019



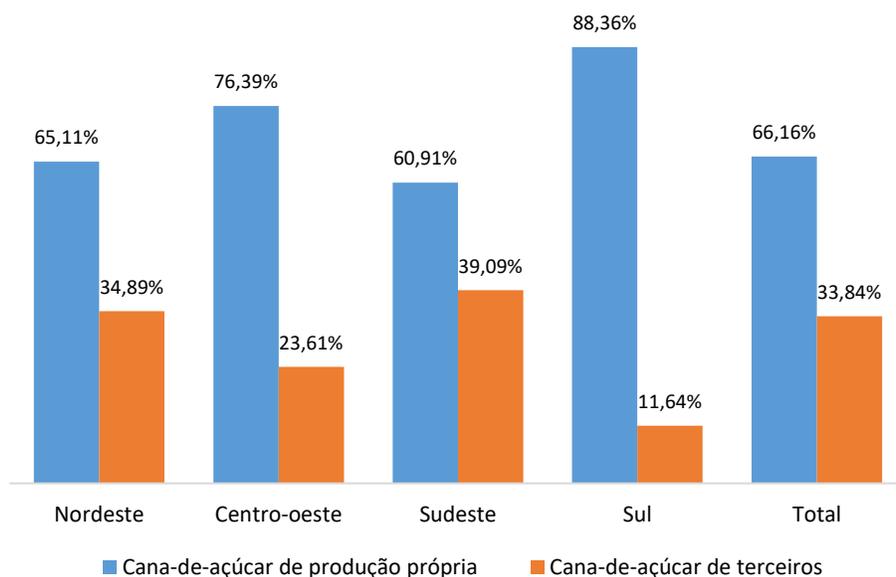
Fonte: autoria própria com base em BP (2020)

## 1.2 A indústria sucroalcooleira brasileira

O setor sucroalcooleiro brasileiro apresenta algumas características próprias que o diferenciam dos demais países. Enquanto o padrão internacional mantém a produção agrícola da cana separada da atividade industrial, no Brasil a maioria das usinas é responsável pelo cultivo de uma proporção bastante alta da cana-de-açúcar que processa. Conforme ilustrado na Figura 1.2, na safra de 2015/2016 o volume de cana

pertencente às usinas correspondeu a cerca de dois terços do total (CONAB,2019). Este fato se deve à grande área agricultável do país e sua tradição agrária.

**Figura 1.2** – Procedência da Cana-de-açúcar Processada nas Usinas na Safra de 2015/2016



Fonte: autoria própria com base em CONAB (2019)

Além disso, a posição geográfica do Brasil, aliada à sua grande extensão territorial, proporciona uma grande diversidade de microclimas que possibilita o cultivo de cana-de-açúcar em escala econômica em muitas regiões do país, em diferentes períodos de tempo. Na Figura 1.3 é possível observar os três tipos de plantio que ocorrem no Brasil, sendo a Cana de Ano e Cana de Ano e Meio utilizadas na Região Centro-Sul, e a Cana de Inverno no Nordeste. Esta característica permite uma melhor logística de distribuição do etanol combustível, com baixo custo de movimentação do produto, e garante, ainda que em diferentes quantidades, a produção de açúcar e etanol por praticamente todos os meses do ano (CONAB, 2019).

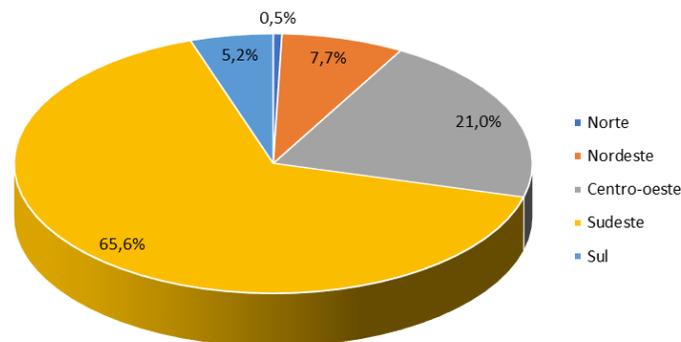
**Figura 1.3 – Ciclo anual da cana-de-açúcar**

ÉPOCA DE PLANTIO	ANO 1												ANO 2												
	JAN	FEV	MAR	ABR	MAI	JUN	JUL	AGO	SET	OUT	NOV	DEZ	JAN	FEV	MAR	ABR	MAI	JUN	JUL	AGO	SET	OUT	NOV	DEZ	
CANA DE ANO												PLANTIO	DESENVOLVIMENTO					MATURAÇÃO					COLHEITA		
CANA DE ANO E MEIO	PLANTIO		REPOUSO					DESENVOLVIMENTO					MATURAÇÃO					COLHEITA							
CANA DE INVERNO					PLANTIO			DESENVOLVIMENTO			MATURAÇÃO		COLHEITA												

Fonte: CONAB (2019)

Segundo o levantamento realizado pela Companhia Nacional de Abastecimento (CONAB) em dezembro de 2020 para o acompanhamento da safra brasileira de cana-de-açúcar – 2020/2021, espera-se um aumento de 3,5 % no volume de cana-de-açúcar em relação à safra anterior, o que corresponde à produção de aproximadamente 665 milhões de toneladas de cana-de-açúcar, das quais cerca de 65,6 % são provenientes da Região Sudeste, conforme ilustrado na Figura 1.4. No entanto, a produção de etanol a partir da cana-de-açúcar a nesta safra deve ter uma queda de 12,3 % em relação à anterior. Esta redução ocorrerá devido ao impacto no setor causado pela pandemia da Covid-19, bem como à forte redução nos preços internacionais do petróleo no primeiro semestre de 2020, que também prejudicou o mercado de etanol. Em contrapartida, o mercado de açúcar se mostra favorável devido à escassez de suprimento mundial e, portanto, as usinas direcionaram uma parcela maior da cana-de-açúcar para a produção de açúcar em detrimento do etanol.

**Figura 1.4 – Distribuição da produção de cana-de-açúcar por região – Safra 20/21**



Fonte: autoria própria com base em CONAB (2020)

Conforme observado, a tecnologia de produção de etanol a partir da cana-de-açúcar já é amplamente conhecida e utilizada e apresenta grande potencial econômico. No entanto, existem diversas alternativas para as etapas de fermentação e destilação sendo estudadas, que poderiam proporcionar melhores condições econômicas ao processo. São algumas destas alternativas que o presente trabalho visa estudar, através da simulação e análise econômica, para evidenciar o potencial de outras tecnologias na indústria de etanol comparadas à rota convencional.

### **1.3 Objetivos**

Este trabalho tem como objetivo avaliar, por meio de simulações no *software* Aspen Hysys® v.8.8 e através de análises econômicas, algumas das tecnologias alternativas existentes para as etapas de fermentação e destilação da produção de etanol a partir do caldo de cana em comparação à rota convencional. Esta avaliação visa averiguar se é possível obter um processo mais vantajoso. As alternativas mencionadas são duas rotas de fermentação, sendo estas a Fermentação em Baixa Temperatura e a Fermentação com Extração a Vácuo, e uma rota de destilação, chamada de Destilação Duplo Efeito. O presente trabalho também propõe a consideração da taxa de reprodução de leveduras no interior dos fermentadores, por meio da criação de um pseudocomponente sólido no simulador.

## CAPÍTULO 2 - DESCRIÇÃO DOS PROCESSOS

### 2.1 Caracterização da matéria-prima

O caldo da cana é composto principalmente por água e sacarose. No entanto, sua composição pode variar de acordo com diversos fatores como a variedade da cana-de-açúcar utilizada, seu estado de maturação, clima, idade, tipo de solo e adubação. Em geral, a composição química do caldo segue as proporções estabelecidas na Tabela 2.1 (DIAS, 2008).

**Tabela 2.1** - Composição Média dos Caldos de Cana-de-açúcar

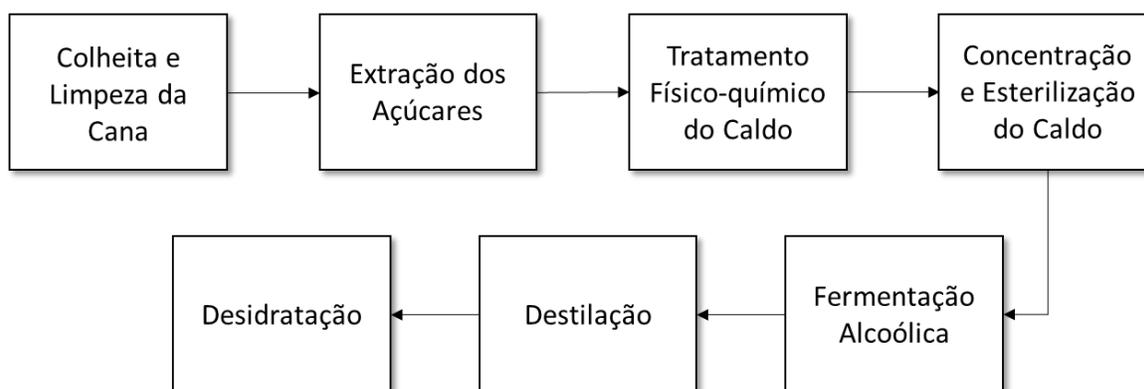
<b>Componente</b>	<b>Teor (% em massa)</b>
Água	75 a 88
Sacarose	10 a 21
Açúcares redutores	0,3 a 2,5
Não-açúcares orgânicos	0,5 a 1,5
Não-açúcares inorgânicos	0,2 a 0,7
Sólidos totais (brix)	12 a 23

Fonte: DIAS (2008)

### 2.2 Processo de produção industrial

Para compreender melhor as etapas que serão simuladas, é necessário ter uma visão ampla do processo convencional de produção como um todo. Como o foco deste trabalho está nas etapas de fermentação e destilação, as demais operações serão resumidas nos próximos itens, seguindo o estudo feito por Dias (2008). A Figura 2.1 representa um diagrama de blocos com todas as operações de uma destilaria autônoma, desde a colheita da cana-de-açúcar até a formação do álcool anidro, com teor de 99,3 % de etanol, considerando se tratar de uma destilaria autônoma.

**Figura 2.1** - Etapas do Processo de Produção de Etanol a Partir da Cana-de-açúcar.



Fonte: autoria própria com base em Dias (2008)

### 2.2.1 Colheita e limpeza da cana

A colheita da cana-de-açúcar pode ser realizada tanto de forma manual quanto mecanizada. No primeiro caso, a queima da cana-de-açúcar é necessária pois as folhas da planta consistem de lâminas que podem ferir os trabalhadores rurais. No caso da utilização de colhedoras mecânicas, a cana-de-açúcar muitas vezes também é previamente queimada, pois o rendimento do equipamento é menor no caso da colheita da cana “crua”, além de causar maior desgaste e arraste de terra (DIAS, 2008).

Dependendo do tipo de colheita, a cana-de-açúcar que chega às usinas de processamento apresenta características distintas, o que influencia diretamente no rendimento do processo de produção do etanol. Como a queima da cana-de-açúcar tem eliminação gradual prevista em lei no estado de São Paulo, tem havido incentivo à melhoria nas tecnologias de colheita e transporte da palha, o que deve resultar no seu melhor aproveitamento, seja para geração de energia ou para aumento da produção de etanol por tonelada de cana-de-açúcar (DIAS, 2008).

Além disso, a cana-de-açúcar que chega às usinas contém terra e outras impurezas que podem prejudicar o processo, e por este motivo é necessário realizar uma etapa de limpeza. O processo mais usual consiste de um sistema de lavagem com água em circuito fechado em que esta é utilizada para remover a terra e, após passar por decantação dos sólidos, é utilizada novamente para o mesmo fim. No entanto, a utilização de água nesta etapa apresenta a desvantagem de causar perdas consideráveis de açúcares da cana-de-açúcar, e para evitar que isso ocorra deve ser

considerado um sistema de limpeza a seco. Exemplos de operações que podem ser utilizadas são o uso de ventiladores para remoção de partículas vegetais, separadores ou mesas com fundo perfurado em que a cana-de-açúcar será revolvida (DIAS, 2008).

Em seguida, a cana-de-açúcar passa pelos niveladores, que consistem em uma série de facas giratórias, e então pelos desfibradores - martelos giratórios que esmagam a cana-de-açúcar para facilitar a extração dos açúcares. O uso de um eletroímã é feito para remover possíveis partículas metálicas ali presentes (ALBARELLI, 2013).

### 2.2.2 Extração dos açúcares

No Brasil, o processo de extração é majoritariamente feito por meio de moendas. Normalmente duas moendas são utilizadas para evitar interrupções no processo devido a paradas, cada uma delas com quatro a sete ternos. Na moenda, a cana-de-açúcar desfibrada passa por rolos e é comprimida a pressões elevadas, o que promove a liberação do caldo de dentro das células da cana-de-açúcar. No último terno é utilizada água de embebição proveniente do condensado dos evaporadores, com o objetivo de aumentar a extração dos açúcares. A água proveniente de cada terno, por sua vez, é alimentada ao terno anterior até o segundo terno, constituindo um sistema de embebição composta (FONSECA, 2014).

Outra forma possível de realizar a extração é a utilização de difusores por meio da lixiviação em contracorrente com água quente, seguido de um ou dois ternos para a retirada da água e açúcares carregados, já que o bagaço proveniente dos difusores apresenta umidade relativamente alta (DIAS, 2008).

Apesar de requerer um preparo mais rigoroso da cana-de-açúcar, a difusão apresenta vantagens sobre o uso de moendas, como menor consumo de potência e menor índice de contaminação. Ainda assim, as moendas predominam no Brasil, devido ao conservadorismo do setor e a possibilidade de investimento gradual, com a compra inicial de apenas quatro ternos (DIAS, 2008).

O bagaço obtido pode ser queimado para gerar energia para o processo ou ainda utilizado para aumentar a produção de etanol, após passar por uma hidrólise.

### 2.2.3 Tratamento físico-químico do caldo

Com a finalidade de recuperar a sacarose obtida na extração de forma adequada ao andamento do processo de fermentação, o caldo passa primeiramente por um tratamento físico, com a utilização de peneiras e hidrociclones para a remoção de sólidos insolúveis (FONSECA, 2014).

Em seguida, o tratamento químico ao qual o caldo é submetido visa, além da correção do pH para a faixa de 7,0 a 7,2, a coagulação e floculação de sólidos para remoção através de decantação. Primeiramente adiciona-se ácido fosfórico, com aquecimento a 70 °C, e depois é colocado o leite de Cal, com um novo aquecimento a 105 °C, para que ocorra a neutralização de ácidos orgânicos e fosfato presentes, ocasionando a precipitação de sais insolúveis de cálcio (DIAS, 2008).

O caldo então passa por um vaso de *flash* para a remoção de gases incondensáveis que prejudicam a decantação e recebe um polímero floculante. Após a decantação, o lodo, que pode conter açúcares, passa por uma lavagem e a água proveniente desta operação é reciclada para a etapa posterior à calagem, reduzindo desta forma a perda de açúcares (DIAS, 2008).

### 2.2.4 Concentração e esterilização do caldo

Como a concentração ideal do mosto para a etapa de fermentação é por volta de 22 °Brix e o caldo clarificado sai da etapa anterior com cerca de 15 °Brix, este deve ser concentrado. Para isso são utilizados evaporadores múltiplo-efeito com 5 ou 6 estágios, cujas configurações podem ser concorrentes (mais comum), contracorrentes ou mistas. Convencionalmente, apenas parte do caldo é concentrada até 65 °Brix e misturado ao caldo clarificado de forma a obter a concentração ideal (ALBARELLI, 2013).

Em seguida, visando a redução da presença de microrganismos que podem prejudicar a etapa fermentativa, o mosto é submetido a um processo de esterilização do tipo HTST (*High Temperature, Short Time*), em que o caldo é aquecido até 130 °C com a utilização de vapor e permanece nessa temperatura por 30 minutos, quando então é resfriado até a temperatura de fermentação (cerca de 32 °C) (DIAS, 2008).

### 2.2.5 Fermentação alcoólica

A etapa de fermentação consiste em uma série de reações que são catalisadas por alguns tipos de microrganismos, como a levedura *Saccharomyces cerevisiae*. De forma geral, essas reações visam transformar a glicose em etanol, gerando CO<sub>2</sub> como subproduto (DIAS, 2008).

Há dois principais tipos de processos fermentativos para a produção de etanol, o de batelada alimentada, mais conhecido como Melle-Boinot, e o contínuo. Neste trabalho será abordado o segundo tipo, que apresenta algumas vantagens em relação ao processo em batelada, como uso de equipamentos menores e obtenção de vinho (meio fermentado) uniforme com maior rendimento médio. É possível encontrar informações sobre a simulação do processo Melle-Boinot no trabalho de Dias (2010).

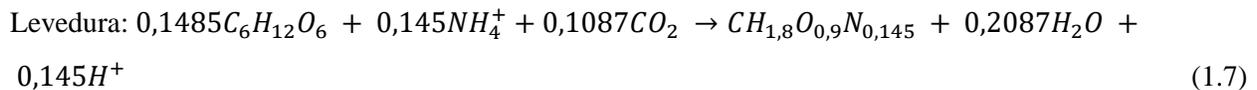
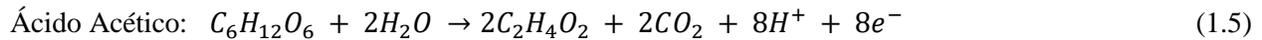
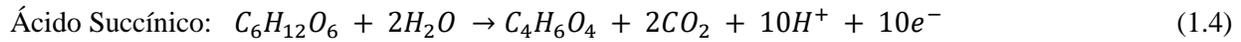
Normalmente, o mosto que entra no fermentador apresenta cerca de 20 % em massa de açúcares redutores totais, uma vez que concentrações acima desta causam inibição nas leveduras. As principais reações que ocorrem na fermentação alcoólica do mosto são descritas a seguir.

Inicialmente, há a conversão da sacarose em açúcares simples como glicose e frutose, de acordo com a Equação (1.1). Em seguida, a glicose é transformada em etanol e dióxido de carbono, conforme a Equação (1.2).



Já que parte dos açúcares é consumida por reações paralelas, costuma-se observar um rendimento da ordem de 90 % nas reações da fermentação alcoólica. Como produtos formados a partir destas reações secundárias, pode-se citar glicerol, ácidos orgânicos (principalmente o succínico e o acético), álcoois e leveduras de acordo com as Equações (1.3), (1.4), (1.5), (1.6) e (1.7), respectivamente (DIAS, 2008).



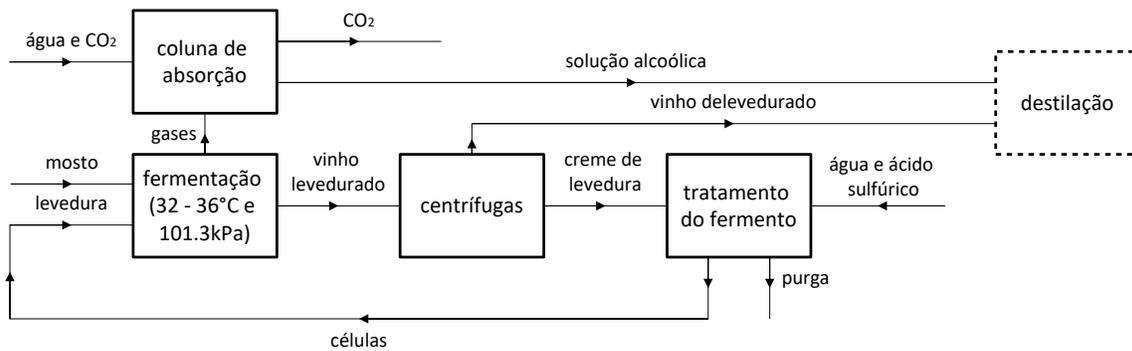


Na fermentação contínua ocorre adição de meio de cultura e retirada de vinho de forma constante, mantendo o volume reacional. Em geral utiliza-se de três a cinco reatores CSTR em série, com reciclo de células. Esta configuração é mais vantajosa do que a de um único reator, pois as células são inibidas em altas concentrações de etanol e, desta forma, a concentração do produto se mantém baixa nos primeiros estágios, reduzindo o tempo de contato com concentrações elevadas (ANDRIETTA, 1994).

O produto que sai do último reator é chamado de vinho levedurado, com concentração de células que varia entre 30 e 45 g/L. Este vinho passa por uma centrífuga para a separação das leveduras (creme de leveduras), que são encaminhadas para uma seção de tratamento do fermento; já o vinho delevedurado, é purificado por meio de destilação e desidratação (DIAS, 2008).

O tratamento do fermento é feito por uma série de dois a quatro tanques agitados, onde o creme recebe água e ácido sulfúrico, sendo este para ajustar o pH entre 2 e 2,5 de forma a evitar a proliferação de bactérias. A corrente obtida após o tratamento, chamada "Pé-de-cuba" normalmente apresenta cerca de 28 % de células em volume (DIAS, 2008). Considera-se que o Pé-de-cuba ocupe cerca de 25 % do volume reacional. A Figura 2.2 ilustra de forma simplificada as etapas que compreendem o processo fermentativo convencional.

**Figura 2.2 - Esquema Simplificado da Etapa de Fermentação Convencional**



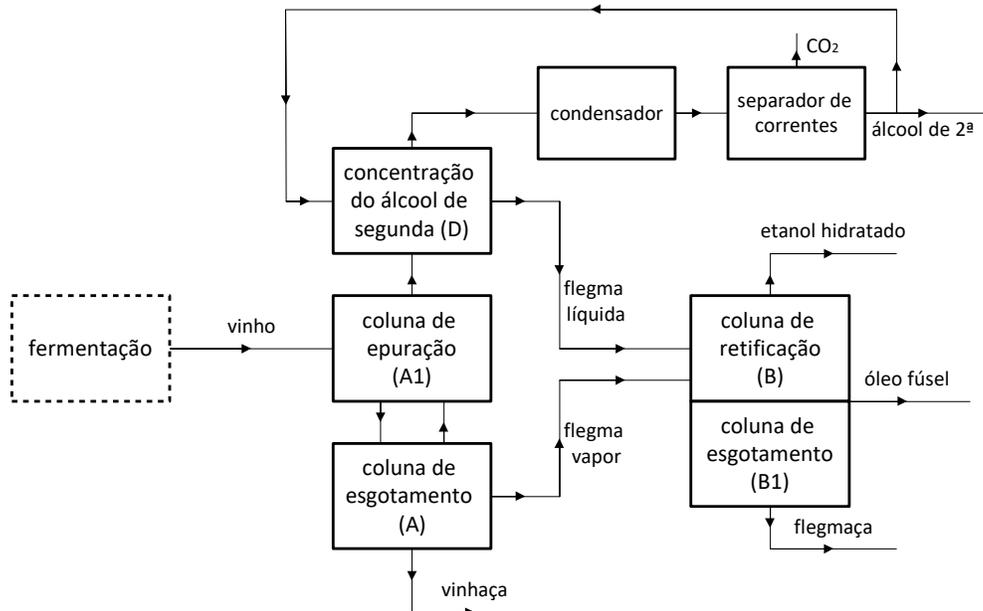
Fonte: autoria própria com base em Dias (2008)

### 2.2.6 Destilação

O vinho delevedurado que chega à etapa de destilação em geral possui concentração de etanol entre 7 e 10 % em massa (DIAS,2008). Nesta unidade o objetivo é produzir álcool etílico hidratado carburante (AEHC), com cerca de 92,6 a 93,8 % de etanol em massa. Para obter um etanol ainda mais concentrado, é necessário realizar a etapa de desidratação, visto que a mistura de etanol e água forma um azeótropo de 95,6 % em massa a 1 atm (ALBARELLI, 2013).

A configuração mais usual deste processo consiste de cinco colunas, que podemos entender como quatro, uma vez que uma delas está acoplada sobre outra de mesmo diâmetro, formando uma grande coluna (DIAS, 2008). A Figura 2.3 ilustra de forma simplificada as etapas que compreendem o processo de destilação convencional.

**Figura 2.3** - Esquema Simplificado da Etapa de Destilação Convencional



Fonte: autoria própria com base em Dias (2008)

A coluna A1 serve para epuração do vinho, onde este é alimentado no topo a uma temperatura de cerca de 93 °C. Esta coluna geralmente possui oito pratos e tem como função purificar o vinho de substâncias mais voláteis e gases contaminantes (DIAS, 2008). Os vapores produzidos, por sua vez, alimentam o fundo da coluna D, enquanto o produto de fundo alimenta a coluna A.

A coluna A é a de esgotamento do vinho, com produção de vinhaça no fundo, com teor alcoólico máximo de 0,02 % em massa. Esta coluna possui entre dezesseis e vinte e quatro pratos e próximo ao seu topo é obtido o vapor de flegma, com teor alcoólico de cerca de 40 % em massa, que serve como alimentação no fundo da coluna B (DIAS, 2008).

A coluna D serve para concentração do álcool de segunda e geralmente contém seis pratos. Nesta coluna são concentrados os produtos mais voláteis do vinho, e a corrente de topo é dividida em duas partes, sendo uma recirculada e a outra retirada como álcool de segunda. Em seu fundo é obtida a corrente de flegma líquida, que é alimentada no fundo da coluna B (DIAS, 2008).

A coluna B é a coluna de retificação e a B1 de esgotamento, e juntas formam o conjunto de retificação, considerado aqui como uma única grande coluna. A coluna B possui cerca de quarenta pratos e está localizada sobre a coluna B1 de treze pratos. O AEHC é retirado um prato abaixo do topo da coluna B e os vapores alcoólicos de topo promovem o resfriamento da vinhaça no fundo da coluna A1. O produto de fundo da coluna B é alimentado na coluna B1, em cujo fundo é obtida a flegmaça, com teor alcoólico inferior a 0,02 % em massa. Se esta concentração for maior, a corrente é reciclada de volta à coluna A1 para recuperação de etanol. No fundo da coluna B é obtido uma mistura composta por etanol, álcoois superiores, água e outros componentes, chamada óleo fúsel, cujo principal componente é o álcool iso-amílico (DIAS, 2008).

### 2.2.7 Desidratação

Esta última etapa tem como objetivo purificar ainda mais o etanol obtido no processo de destilação, levando-o a álcool etílico anidro combustível (AEAC), com concentração mínima de etanol de 99,3 % em massa (FONSECA, 2014). Os principais métodos de desidratação na indústria alcooleira no Brasil são a destilação azeotrópica com ciclohexano, destilação extrativa com monoetilenoglicol e adsorção em peneiras moleculares (DIAS, 2008).

## 2.3 Processos fermentativos alternativos

### 2.3.1 Fermentação em baixa temperatura

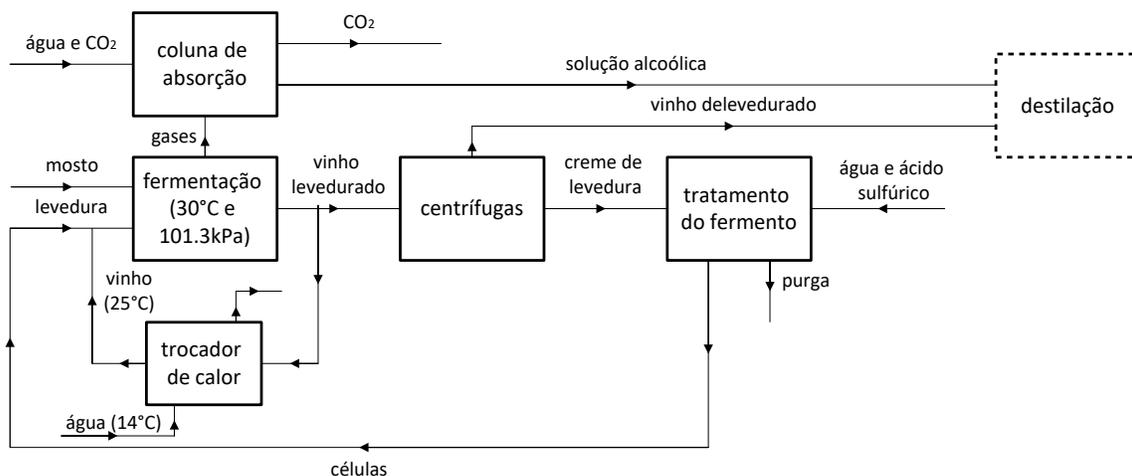
A temperatura na fermentação é considerada um fator crítico do processo de produção do etanol, uma vez que o seu aumento causa inibição do crescimento das leveduras e as reações que ocorrem nesta etapa são exotérmicas. Entretanto, no processo convencional, a água a temperatura ambiente utilizada para resfriar o reator não consegue mantê-lo em temperaturas abaixo de 32 °C, pois seria necessária uma grande vazão desta utilidade, e por isso outras técnicas de resfriamento são estudadas (DIAS *et al.*, 2012).

A fermentação em baixa temperatura reduz o efeito inibitório das células, permitindo maior concentração de substrato e produto no fermentador e,

consequentemente, aumentando a produtividade. Dias *et al.* (2012) estudaram um processo em escala semi-industrial que utiliza um sistema de refrigeração por absorção de brometo-lítio para resfriar a água, que por sua vez troca calor com uma corrente que sai do fermentador e é reciclada de volta ao processo, como pode ser observado no esquema da Figura 2.4. Dessa forma, o vinho resfriado que entra no fermentador ajuda a manter a temperatura mais baixa nesta etapa.

Ainda segundo Dias *et al.* (2012), a temperatura ótima para a fermentação é de 30 °C, com concentração de 28 % de açúcares redutores totais no mosto de entrada, o que proporciona um vinho de cerca de 13,82 °GL após a centrifugação, mais concentrado do que no processo convencional.

**Figura 2.4** - Esquema Simplificado da Etapa de Fermentação em Baixa Temperatura



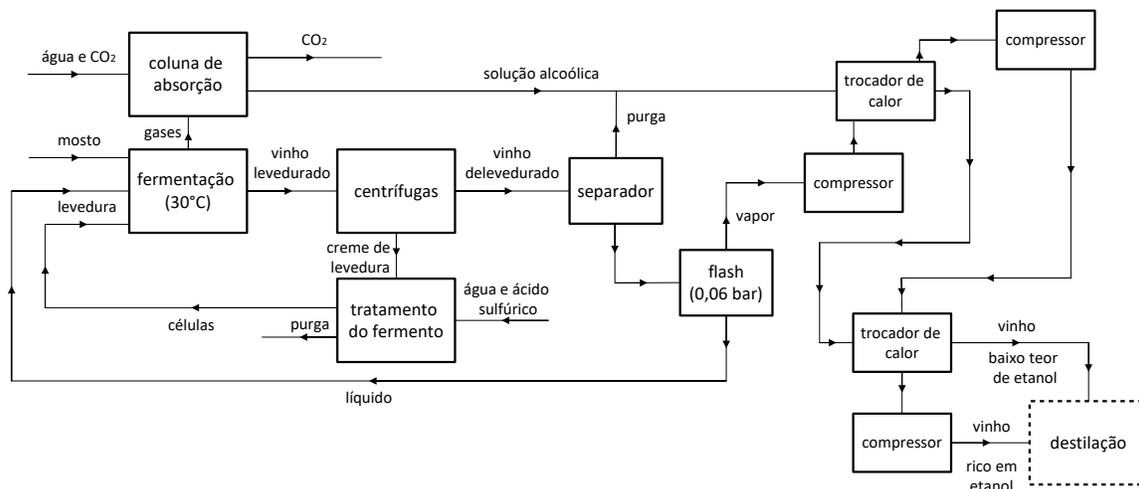
Fonte: autoria própria com base em Dias *et al.* (2012)

### 2.3.2 Fermentação com extração a vácuo de etanol

Na fermentação com extração a vácuo de etanol, o vinho que sai das centrífugas é dividido em duas correntes. A primeira, com baixa concentração de etanol, segue diretamente para a destilação, enquanto a segunda passa por um tanque de *flash* operado a vácuo, onde se divide em uma corrente gasosa e outra líquida. A corrente do topo é rica em etanol e segue para a etapa de destilação após passar por compressores e trocadores de calor. Já a corrente líquida é reciclada ao fermentador para manter a temperatura do meio reacional em 30 °C, conforme ilustrado no esquema da Figura 2.5 (DIAS *et al.*, 2012).

Devido à retirada de etanol do meio, é possível que o mosto que entra na etapa de fermentação tenha maior concentração de açúcares do que no processo convencional, uma vez que a menor concentração de produto permite maior atividade das leveduras no reator (DIAS *et al.*, 2012).

**Figura 2.5 - Esquema Simplificado da Etapa de Fermentação Extrativa**



Fonte: autoria própria com base em Dias *et al.* (2012)

## 2.4 Processo destilatório alternativo

### 2.4.1 Destilação duplo efeito

A estrutura do processo de Destilação Duplo Efeito é bastante similar ao convencional, com a presença de três torres integrando o conjunto de destilação e duas colunas acopladas, formando o conjunto de retificação.

No entanto, diferentemente da destilação convencional, as colunas A, A1 e D operam com pressões entre 20 e 25kPa, o que resulta em temperaturas da ordem de 40 °C no topo da coluna D e 65 °C no fundo da coluna A. Já as colunas B e B1 operam em pressões próximas à atmosférica, o que faz com que a temperatura no topo seja de cerca de 78 °C e no fundo de 105 °C (DIAS *et al.*, 2009).

As diferenças de pressão e temperatura entre os dois conjuntos proporcionam o diferencial deste processo, que é a possibilidade de integração energética entre o refeedor da coluna A e o condensador da coluna B, reduzindo o consumo de vapor.



## CAPÍTULO 3 - SIMULAÇÃO DE PROCESSOS

Para avaliação dos diferentes processos, estes foram simulados utilizando-se o *software* Aspen Hysys® v.8.8. Para a etapa fermentativa, três simulações foram consideradas, sendo uma para a rota convencional e as outras para as rotas de Baixa Temperatura e Fermentação com Extração a Vácuo.

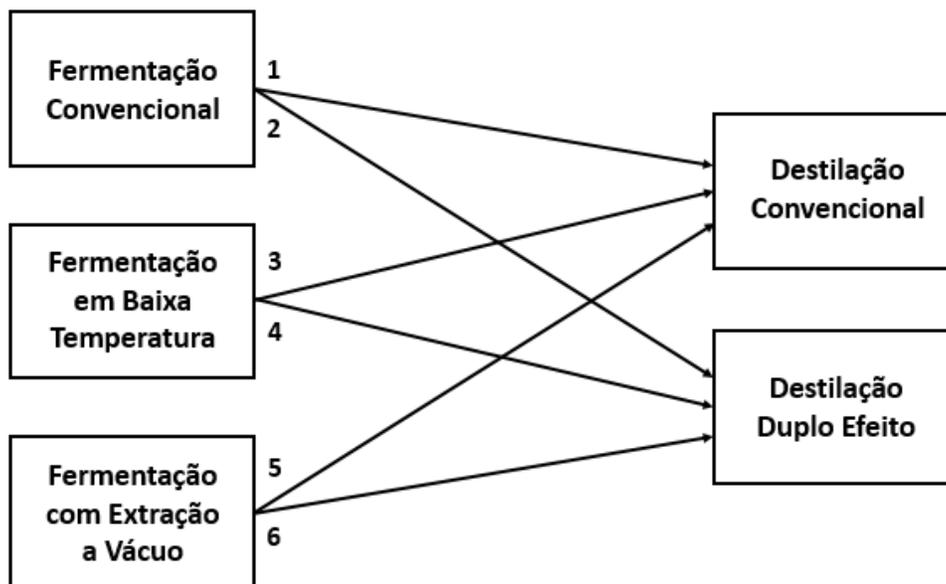
Já as duas simulações da fase destilatória - convencional e duplo efeito – foram testadas três vezes cada, com diferentes correntes de entrada, correspondentes aos produtos resultantes de cada tipo de fermentação, e eventuais alterações nas especificações, ilustradas a frente, para permitir a convergência das respectivas simulações. Os resultados das correntes de cada processo podem ser observados no Apêndice 1.

As fermentações alternativas permitem que a reação fermentativa ocorra em temperaturas mais baixas do que na rota tradicional, o que proporciona às leveduras uma tolerância a concentrações maiores de substrato e produto. Desta forma, é possível produzir um vinho mais concentrado em etanol, reduzindo os gastos energéticos na etapa destilatória (DIAS *et al.*, 2012).

Na destilação duplo efeito, ao contrário da Destilação Convencional, em que as torres operam em pressões próximas, o conjunto de destilação opera a pressões baixas, da ordem de 20 kPa, enquanto as colunas de retificação operam em pressões próximas à atmosférica. A redução do consumo de vapor neste processo é possível devido às diferentes temperaturas resultantes no condensador da Coluna B e refeedor da Coluna A, o que permite a integração energética entre estes equipamentos (DIAS *et al.*, 2011). Devido a esta economia em energia, mais bagaço é disponibilizado possibilitando a produção de mais energia elétrica para venda, ou até mesmo a produção de etanol de segunda geração, caso a tecnologia esteja disponível, aumentando a rentabilidade do negócio (DIAS *et al.*, 2012). Esta troca térmica foi a única integração energética considerada nas simulações, uma vez que é imprescindível para a comparação do custo com utilidades nos diferentes processos.

Para melhor entendimento dos processos avaliados, a Figura 3.1 apresenta um esquema com as diferentes combinações possíveis, enumerando-as de 1 a 6.

Figura 3.1 – Esquema dos Processos a Serem Simulados



Fonte: autoria própria

### 3.1 Considerações

#### 3.1.1 Componentes

Os componentes presentes na simulação correspondem aos compostos presentes nas reações que ocorrem durante o processo (reagentes, produtos e subprodutos) e aqueles adicionados de forma complementar (nutrientes).

Como um diferencial deste trabalho, também foi considerada a taxa de reprodução de leveduras no fermentador. O microrganismo foi criado como pseudocomponente sólido, com composição representada por  $\text{CH}_{1,8}\text{O}_{0,9}\text{N}_{0,145}$ , massa molecular de 30,23 g/mol e densidade de 1000 kg/m<sup>3</sup> (DIAS, 2008).

Os demais componentes estão presentes na base de dados do simulador e são listados na Tabela 3.1.

**Tabela 3.1** - Componentes Presentes na Base de Dados Utilizados na Simulação

Composto	Nome no simulador	Fórmula
Glicose	Dextrose	$C_6H_{12}O_6$
Sacarose	Sucrose	$C_{12}H_{22}O_{11}$
Água	Water	$H_2O$
Etanol	Ethanol	$C_2H_5OH$
Dióxido de Carbono	CO2	$CO_2$
Glicerol	Glycerol	$C_3H_8O_3$
Hidrogênio	Hydrogen	$H_2$
Ácido Succínico	SuccinicAcid	$C_4H_6O_4$
Ácido Acético	AceticAcid	$C_2H_4O_2$
Álcool Isoamílico	3-M-1-C4ol	$C_5H_{12}O$
Amônia	Ammonia	$NH_3$
Levedura	-	$CH_{1,8}O_{0,9}N_{0,145}$

Fonte: DIAS (2008)

### 3.1.2 Caracterização termodinâmica

O pacote termodinâmico utilizado foi o NRTL com base em estudos da literatura (DIAS, 2008; ALBARELLI, 2013; JUNQUEIRA *et al.*, 2009). Esta escolha foi feita porque um modelo de coeficiente de atividade apresenta melhor capacidade de prever o comportamento de soluções de açúcares e o comportamento do sistema etanol-água, inclusive do ponto azeotrópico, além das propriedades termodinâmicas levando em consideração a faixa de concentração de açúcares do processo e os compostos formados (polares). Do mesmo modo, Dias (2008) definiu a equação de Soave-Redlich-Kwong (SRK) como o melhor modelo para representar a fase gasosa neste processo e, portanto, esta foi a escolhida para este trabalho.

### 3.1.3 Corrente de entrada do processo: mosto

A corrente de entrada no processo (mosto) foi determinada a partir de cálculos com base em dados como quantidade total de cana-de-açúcar processada, composição média da cana e resultado esperado do caldo após os processos de pré-tratamento.

Uma usina processa em média 12.000 toneladas de cana-de-açúcar por dia, que contêm terra como impureza arrastada na colheita. Portanto, considera-se que ocorre o

processamento de 136,17 kg/s de cana-de-açúcar (DIAS,2008). Utilizando a composição média apresentada na Tabela 3.2, é possível calcular a massa de açúcar que entra no processo e, após considerar uma perda de 0,5 % na limpeza e eficiência da extração por moendas de 97,5 % (DIAS,2008), foi calculada uma vazão de processamento de 17,57 kg/s de sacarose.

Na fermentação convencional utilizou-se uma concentração de 20 % em massa de açúcares (DIAS *et al.*, 2012), resultando em uma corrente de entrada de mosto, formada por água e açúcares, com vazão de 316,2 t/h. Como os processos de fermentação alternativos permitem maior concentração de substrato no reator, foi considerada uma concentração de açúcares de 28 % (DIAS *et al.*, 2012), equivalente a uma entrada no processo de 225,9 t/h de caldo tratado. Foram desconsideradas possíveis perdas no tratamento físico-químico do caldo.

Durante o pré-tratamento do mosto, o caldo é aquecido para esterilização e em seguida resfriado até cerca de 32 °C, sendo esta, portanto, a temperatura considerada para a corrente de entrada na fermentação, à pressão atmosférica.

**Tabela 3.2** - Composição média da cana-de-açúcar

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

Fonte: DIAS (2008)

### **3.2 Fermentação convencional**

Este processo se inicia com a mistura das correntes “mosto” e “cels”, sendo esta proveniente do reciclo, com aproximadamente 28 % de células em volume. O ajuste da vazão volumétrica de reciclo ocorre por meio da ferramenta *Set*, de forma que corresponda a um quarto do volume total de entrada no reator. É importante ressaltar

que o misturador MIX-1 e outros presentes na simulação não representam equipamentos físicos e servem apenas como um recurso matemático para a simulação.

A etapa em que ocorrem as reações, incluindo a de fermentação, foi feita em um único reator de conversão, denominado “FERMENT”, cujas conversões foram definidas com base em Dias (2008), a partir de rendimentos obtidos na indústria, conforme ilustrado na Tabela 3.3. Para manter a temperatura do meio reacional em 32 °C, foi utilizada água de resfriamento, cuja vazão foi determinada pela ferramenta *Adjust*.

Como não é possível incluir íons nas reações do simulador, os íons H<sup>+</sup> foram substituídos por hidrogênio (H<sub>2</sub>) e os íons amônio por amônia (NH<sub>3</sub>), obedecendo a estequiometria das reações, conforme sugerido por Dias (2008). Portanto, amônia foi adicionada ao processo como fonte de nitrogênio para o crescimento das leveduras.

**Tabela 3.3** – Conversões consideradas na simulação dos processos 1 e 2

Produto	Conversão (%)
Glicose e Frutose	100
Etanol	90,48
Glicerol	2,67
Ácido Succínico	0,29
Ácido Acético	1,19
Álcool Iso-amílico	3,1.10 <sup>-4</sup>
Levedura	1,37

Fonte: DIAS (2008)

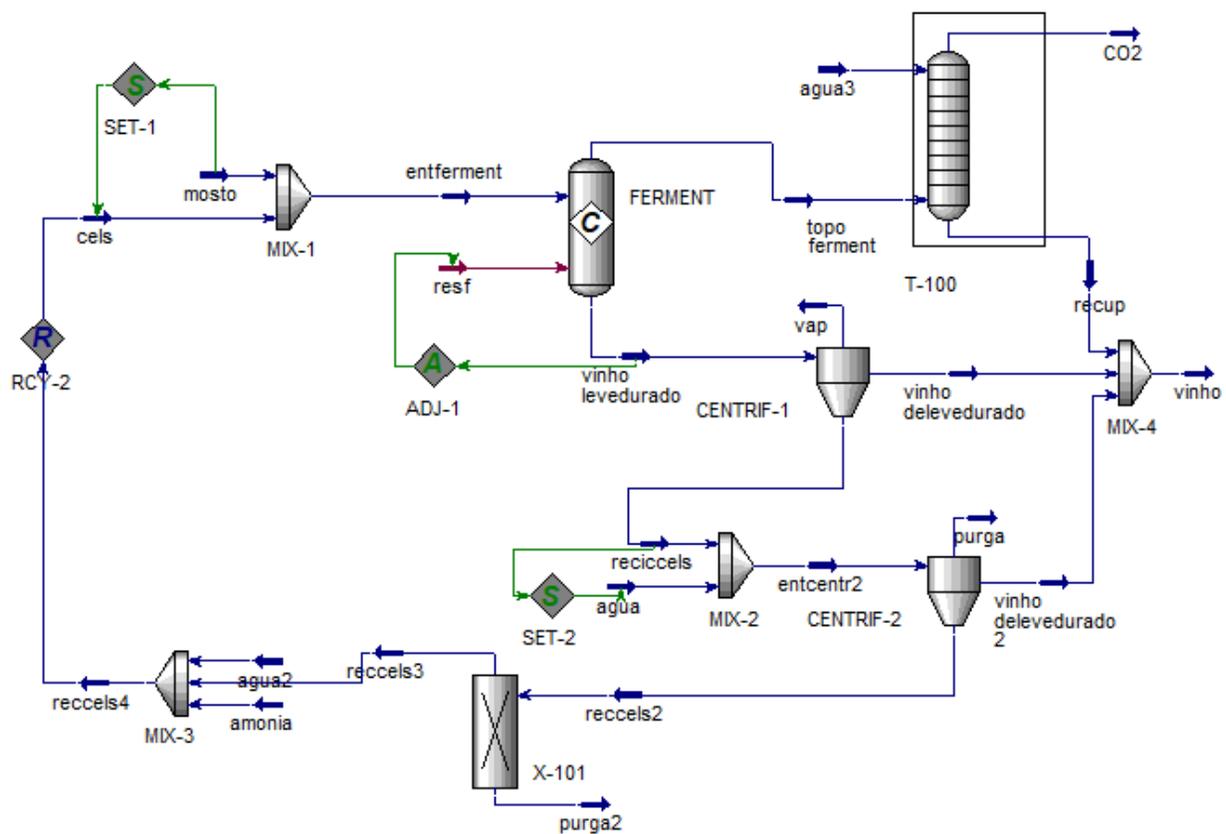
Os gases provenientes do fermentador na corrente “topo ferment” foram direcionados à coluna T-100, a fim de recuperar o etanol arrastado por meio de lavagem. A outra corrente que sai do fermentador é o vinho levedurado, que segue para os separadores de sólidos CENTRIF-1 e CENTRIF-2, utilizados para representar centrífugas. O fluxograma do processo está ilustrado na Figura 3.2.

Considerou-se que não há fração vapor nas centrífugas e que as concentrações de células nas correntes “vinho delevedurado” e “vinho delevedurado 2” são iguais a zero. Na primeira centrífuga, foi definida uma corrente de fundo com 65 % de líquido,

enquanto na segunda este parâmetro foi estabelecido como 30 %, conforme orientado por Dias (2008). A vazão de água para lavagem na segunda centrífuga foi definida pela ferramenta *Set*, de forma que esta tivesse mesma vazão volumétrica que a corrente “reccels”.

O vinho obtido neste processo apresentou uma concentração de 9,04 °GL. Já o produto de fundo da segunda centrífuga seguiu para o tratamento no misturador MIX-3, após ter passado por um divisor de correntes. O *splitter* X-101 foi utilizado como um recurso matemático para facilitar a convergência do reciclo e, portanto, não representa um equipamento físico.

**Figura 3.2** – Fluxograma da Simulação do Processo de Fermentação Convencional



Fonte: autoria própria

### 3.2.1 Fermentação Convencional + Destilação Convencional (Processo 1)

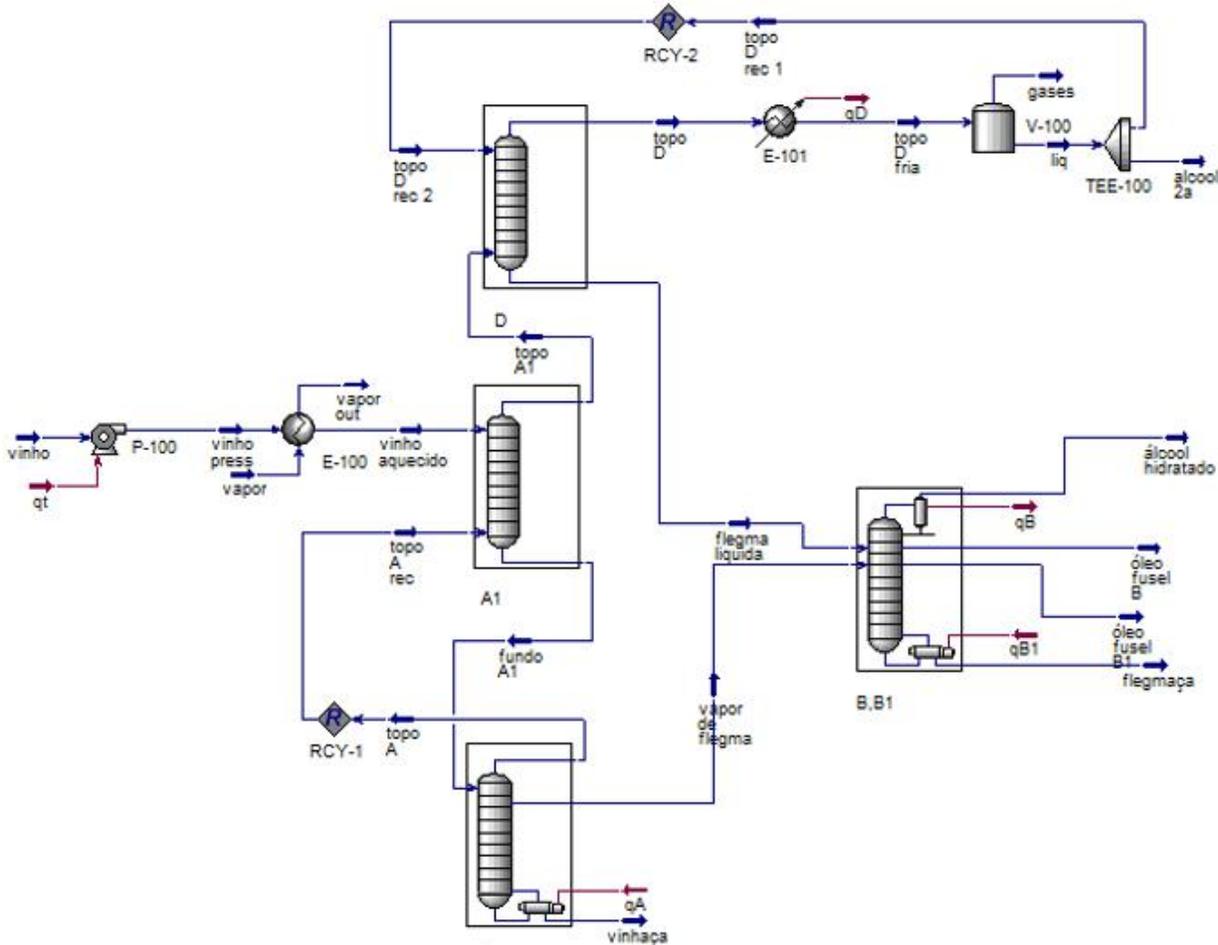
Após a etapa de fermentação, o vinho segue para a destilação convencional, passando pela bomba P-100 e, em seguida, pelo trocador de calor E-100, de forma a atingir 93 °C e 136,3 kPa.

O processo de destilação convencional simulado é semelhante ao observado na indústria e os parâmetros foram determinados com base em Dias (2008), que utilizou dados da Usina da Pedra, da empresa Pedra Agroindustrial S.A, localizada no município de Serrana, em São Paulo, para definição de número de estágios, posição de alimentação e pressão de operação.

Entretanto, é importante ressaltar que, como as colunas B e B1 estão localizadas uma sobre a outra e possuem mesmo diâmetro, foram consideradas como uma única torre, cujo número de pratos é igual à soma dos pratos de ambas.

Conforme observado na Figura 3.3, o vinho aquecido é encaminhado para a coluna A1, a partir da qual duas correntes são geradas. A corrente “topo A1” segue para a coluna D, onde os componentes mais voláteis são concentrados e a flegma líquida é produzida, enquanto a corrente “fundo A1” é encaminhada para a coluna A, onde é produzida a vinhaça e o vapor de flegma. Ambas as correntes de flegma seguem então para a coluna B-B1, a partir da qual o Etanol Hidratado Combustível (EHC) é produzido, junto com o óleo fúsel e a flegmaça.

**Figura 3.3** – Fluxograma da simulação do processo de destilação convencional



Fonte: autoria própria

Na Tabela 3.4 estão ilustradas as configurações e especificações utilizadas na simulação, que foram definidas com base em Dias (2008) e sofreram pequenos ajustes para permitir a convergência dos resultados. O número dos pratos cresce no sentido do topo.

**Tabela 3.4** – Parâmetros Utilizados na Simulação da Destilação do Processo 1

Coluna A	
Número de pratos	18
Pressão no topo (kPa)	139,3
Pressão no fundo (kPa)	152,5
Posição de retirada do vapor de flegma	17
Fração mássica de etanol na vinhaça <sup>e</sup>	0,0002
Recuperação de etanol no vapor de flegma <sup>e</sup>	0,76
Fração mássica de etanol no vapor de flegma <sup>s</sup>	0,40
Coluna A1	
Número de pratos	8
Pressão no topo (kPa)	136,3
Pressão no fundo (kPa)	139,3
Coluna D	
Número de pratos	6
Pressão no topo (kPa)	133,8
Pressão no fundo (kPa)	136,3
Temperatura no condensador (°C)	35
Fração de líquido reciclada à coluna D	0,99
Coluna B,B1	
Número de pratos	45
Pressão no topo (kPa)	116,0
Pressão no fundo (kPa)	135,7
Posição de alimentação do vapor de flegma	23
Posição de alimentação de flegma líquida	23
Posição de retirada do óleo fúsel	26 e 4
Consumo de energia no refeedor (kW)	7086
Fração mássica de etanol no EHC <sup>e</sup>	0,935
Vazão de óleo fúsel B (kg/h) <sup>e</sup>	88
Vazão de óleo fúsel B1 (kg/h) <sup>e</sup>	30

<sup>e</sup> Especificação da simulação

<sup>s</sup> Valor utilizado como estimativa na simulação

Fonte: autoria própria com base em Dias (2008)

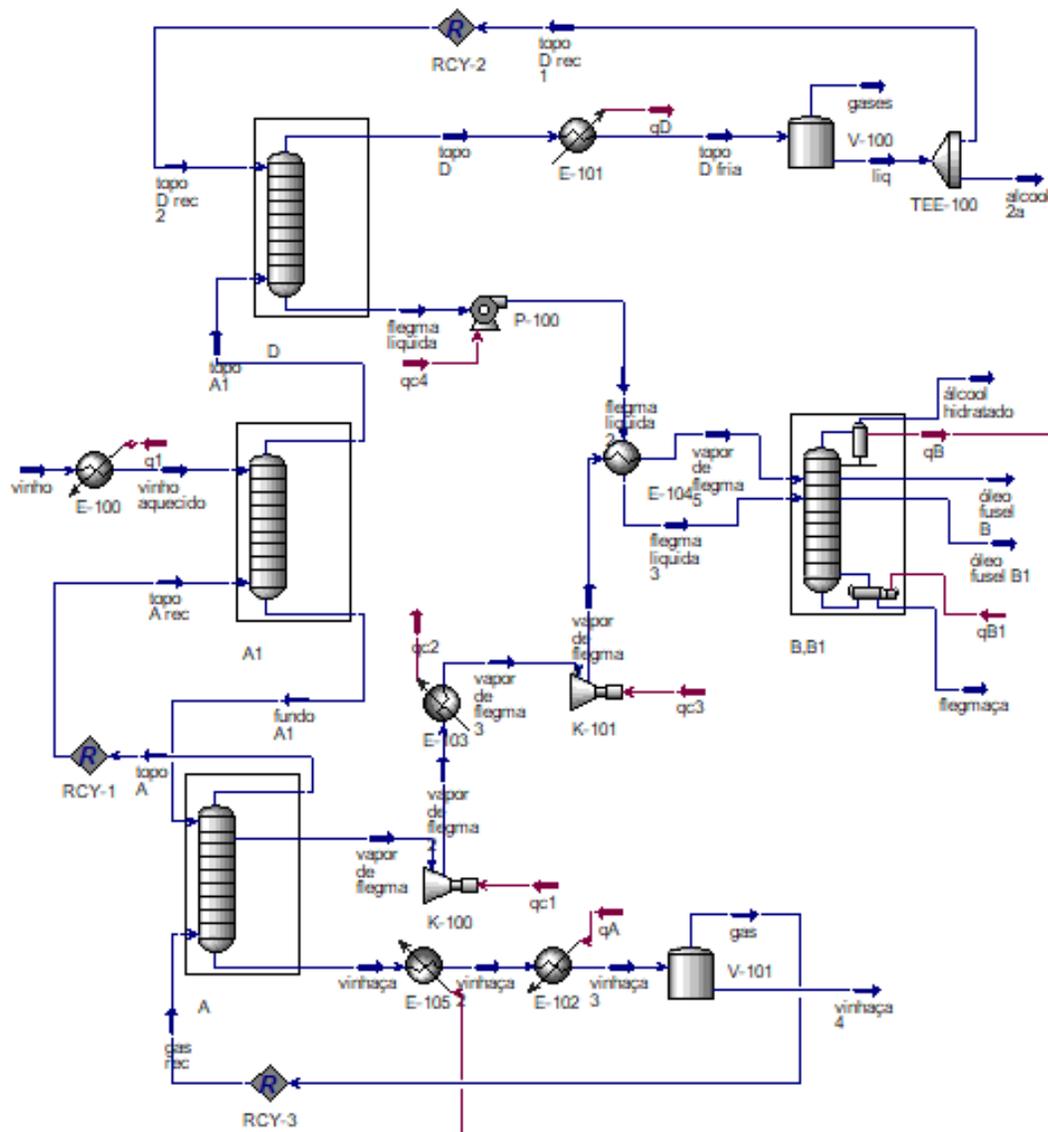
### 3.2.2 Fermentação Convencional + Destilação Duplo Efeito (Processo 2)

A simulação da destilação duplo efeito foi elaborada a partir da simulação de destilação convencional, uma vez que, em termos de equipamentos, os dois processos são bastante parecidos.

As principais alterações foram as pressões das Colunas A, A1 e D, que operam entre 20 e 25 kPa, e a inclusão de bombas, compressores e trocadores de calor, necessários para promover o aumento da pressão das correntes que seguem para a

Coluna B-B1, uma vez que esta opera a pressões próximas à atmosférica. Estas adições podem ser observadas na Figura 3.4, onde também é possível perceber a modificação do refeedor da Coluna A, de forma a possibilitar a integração energética com o condensador da Coluna B-B1.

**Figura 3.4 – Fluxograma da Simulação do Processo de Destilação Duplo Efeito**



Fonte: autoria própria

As configurações e especificações deste processo foram baseadas em Dias *et al.* (2011), conforme ilustrado na Tabela 3.5. O vinho proveniente da fermentação

convencional entra na Coluna A1 a 48 °C e 20 kPa e se divide em uma corrente de topo e outra de fundo. A corrente “topo A1” segue para a coluna D, que opera a 20 kPa, enquanto a corrente “fundo A1” alimenta a Coluna A, que possui pressões entre 22 e 25 kPa.

**Tabela 3.5** – Parâmetros Utilizados na Simulação da Destilação do Processo 2

Coluna A	
Número de pratos	18
Pressão no topo (kPa)	22
Pressão no fundo (kPa)	25
Posição de retirada do vapor de flegma	17
Vazão mássica do vapor de flegma (Kg/h) <sup>e</sup>	52770
Recuperação de etanol no vapor de flegma <sup>s</sup>	0,76
Fração mássica de etanol no vapor de flegma <sup>s</sup>	0,50
Coluna A1	
Número de pratos	8
Pressão no topo (kPa)	20
Pressão no fundo (kPa)	22
Coluna D	
Número de pratos	6
Pressão no topo (kPa)	20
Pressão no fundo (kPa)	20
Temperatura no condensador (°C)	26
Fração de líquido reciclada à coluna D	0,99
Coluna B,B1	
Número de pratos	45
Pressão no topo (kPa)	101,3
Pressão no fundo (kPa)	135,0
Posição de alimentação do vapor de flegma	23
Posição de alimentação de flegma líquida	23
Posição de retirada do óleo fúsel	26 e 4
Consumo de energia no refeedor (kW)	7086
Fração mássica de etanol no EHC <sup>e</sup>	0,935
Vazão de óleo fúsel B (kg/h) <sup>e</sup>	88
Vazão de óleo fúsel B1 (kg/h) <sup>e</sup>	30

<sup>e</sup> Especificação da simulação

<sup>s</sup> Valor utilizado como estimativa na simulação

Fonte: autoria própria com base em Dias *et al.* (2011)

A corrente “topo D” troca calor com um refrigerante, de forma a atingir 26 °C, para minimizar a perda de etanol arrastado nos gases. Já a corrente “flegma líquida”,

produzida no fundo da coluna D, possui cerca de 44 °C e passa pela bomba P-100 para ter sua pressão elevada a 120 kPa.

Na coluna A ocorre a formação da vinhaça no fundo, enquanto sua corrente de topo é reciclada de volta à Coluna A1. O vapor de flegma é formado um prato abaixo do topo e passa pelo compressor K-100, que eleva a sua pressão a 50 kPa e temperatura a cerca de 131 °C. Em seguida, esta corrente passa por um trocador de calor que reduz a sua temperatura até cerca de 81 °C, de forma a aumentar a eficiência do compressor K-101 e ainda assim evitar que se forme líquido no seu interior. Neste segundo compressor, por sua vez, o vapor de flegma é pressurizado até 120 kPa, o que eleva a sua temperatura a cerca de 165 °C.

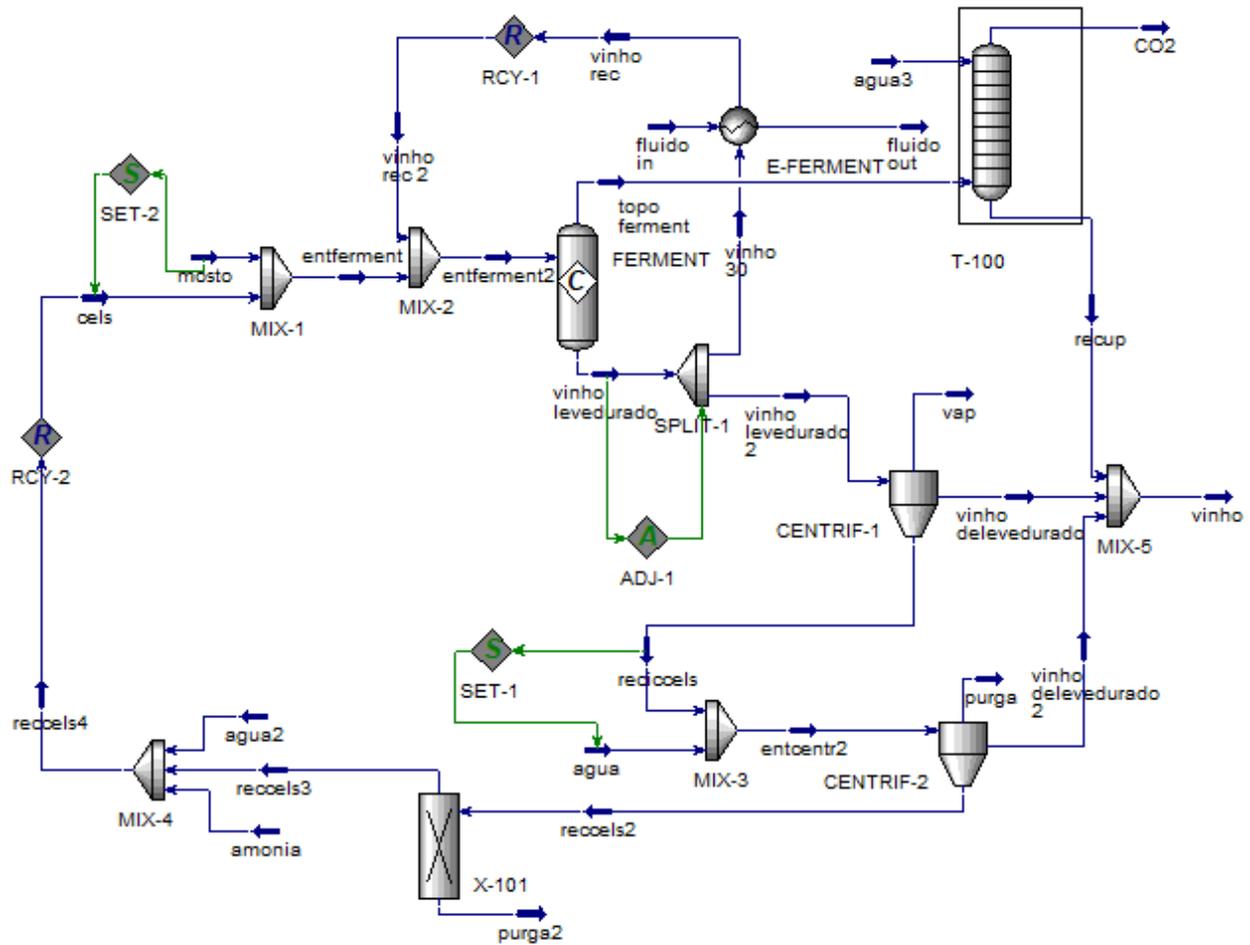
Por fim, antes de serem encaminhadas à Coluna B-B1, a flegma líquida e o vapor de flegma trocam calor entre si, de forma que suas temperaturas sejam da ordem de 88 °C e 98 °C respectivamente.

### **3.3 Fermentação em baixa temperatura**

A simulação do processo de fermentação em baixa temperatura foi construída a partir da simulação do processo convencional e, portanto, utiliza-se dos mesmos parâmetros nos equipamentos comuns aos dois processos. Neste processo, entretanto, a fermentação ocorre a 30 °C, o que possibilita o aumento da conversão das hexoses em etanol para 92,70 % (DIAS *et al.*, 2012)

Para que a temperatura do reator seja mantida a 30 °C, o vinho levedurado é dividido em duas correntes, “vinho levedurado 2” e “vinho 30”, e esta segunda é resfriada até 20 °C e recirculada ao fermentador, conforme ilustrado na Figura 3.5. Diferentemente do proposto por Dias *et al.* (2012), em vez de água a 14 °C obtida em um *chiller* de absorção com solução de brometo de lítio, foi utilizado o fluido refrigerante R134-A, que já é comumente empregado em processos industriais, para que não fosse necessário simular todo o sistema de resfriamento da água. A fração do divisor de correntes SPLIT-1 foi determinada pela ferramenta *Adjust*, de forma que o volume reciclado fosse suficiente para manter a temperatura do fermentador a 30 °C. Devido às vantagens da fermentação em temperatura menor do que na rota convencional, o vinho obtido possui maior concentração de etanol, com 13,76 °GL.

**Figura 3.5** – Fluxograma da Simulação do Processo de Fermentação em Baixa Temperatura



Fonte: autoria própria

### 3.3.1 Fermentação em Baixa Temperatura + Destilação Convencional (Processo 3)

A destilação deste processo ocorre de forma similar à do Processo 1, ilustrado na Figura 3.3. No entanto, como a composição do vinho proveniente da fermentação em baixa temperatura tem uma composição distinta e alguns ajustes foram necessários nos parâmetros utilizados na coluna A, como é possível observar na Tabela 3.6.

**Tabela 3.6** – Parâmetros Utilizados na Simulação da Destilação do Processo 3

Coluna A	
Número de pratos	18
Pressão no topo (kPa)	139,3
Pressão no fundo (kPa)	152,5
Posição de retirada do vapor de flegma	17
Consumo de energia no refeedor (kW)	38090
Recuperação de etanol no vapor de flegma <sup>e</sup>	0,76
Fração mássica de etanol no vapor de flegma <sup>s</sup>	0,40
Fração mássica de etanol na vinhaça <sup>s</sup>	0,0002
Coluna A1	
Número de pratos	8
Pressão no topo (kPa)	136,3
Pressão no fundo (kPa)	139,3
Coluna D	
Número de pratos	6
Pressão no topo (kPa)	133,8
Pressão no fundo (kPa)	136,3
Temperatura no condensador (°C)	35
Fração de líquido reciclada à coluna D	0,99
Coluna B,B1	
Número de pratos	45
Pressão no topo (kPa)	116,0
Pressão no fundo (kPa)	135,7
Posição de alimentação do vapor de flegma	23
Posição de alimentação de flegma líquida	23
Posição de retirada do óleo fúsel	26 e 4
Consumo de energia no refeedor (kW)	7086
Fração mássica de etanol no EHC <sup>e</sup>	0,935
Vazão de óleo fúsel B (kg/h) <sup>e</sup>	88
Vazão de óleo fúsel B1 (kg/h) <sup>e</sup>	30

<sup>e</sup> Especificação da simulação

<sup>s</sup> Valor utilizado como estimativa na simulação

Fonte: autoria própria com base em Dias (2008)

### 3.3.2 Fermentação em Baixa Temperatura + Destilação Duplo Efeito (Processo 4)

Analogamente ao caso anterior, a destilação deste processo ocorre de forma similar à do Processo 2, ilustrado na Figura 3.4. Os ajustes nos parâmetros da Coluna A podem ser verificados na Tabela 3.7, e foram necessários devido à diferença de composição da corrente de entrada.

**Tabela 3.7** – Parâmetros Utilizados na Simulação da Destilação do Processo 4

Coluna A	
Número de pratos	18
Pressão no topo (kPa)	22
Pressão no fundo (kPa)	25
Posição de retirada do vapor de flegma	17
Recuperação de etanol no vapor de flegma <sup>e</sup>	0,76
Vazão mássica do vapor de flegma (Kg/h) <sup>s</sup>	66620
Fração mássica de etanol na corrente de topo <sup>s</sup>	0,57
Coluna A1	
Número de pratos	8
Pressão no topo (kPa)	20
Pressão no fundo (kPa)	22
Coluna D	
Número de pratos	6
Pressão no topo (kPa)	20
Pressão no fundo (kPa)	20
Temperatura no condensador (°C)	26
Fração de líquido reciclada à coluna D	0,99
Coluna B,B1	
Número de pratos	45
Pressão no topo (kPa)	101,3
Pressão no fundo (kPa)	135,0
Posição de alimentação do vapor de flegma	23
Posição de alimentação de flegma líquida	23
Posição de retirada do óleo fúsel	26 e 4
Consumo de energia no refeedor (kW)	7086
Fração mássica de etanol no EHC <sup>e</sup>	0,935
Vazão de óleo fúsel B (kg/h) <sup>e</sup>	88
Vazão de óleo fúsel B1 (kg/h) <sup>e</sup>	30

<sup>e</sup> Especificação da simulação

<sup>s</sup> Valor utilizado como estimativa na simulação

Fonte: autoria própria com base em Dias *et al.* (2011)

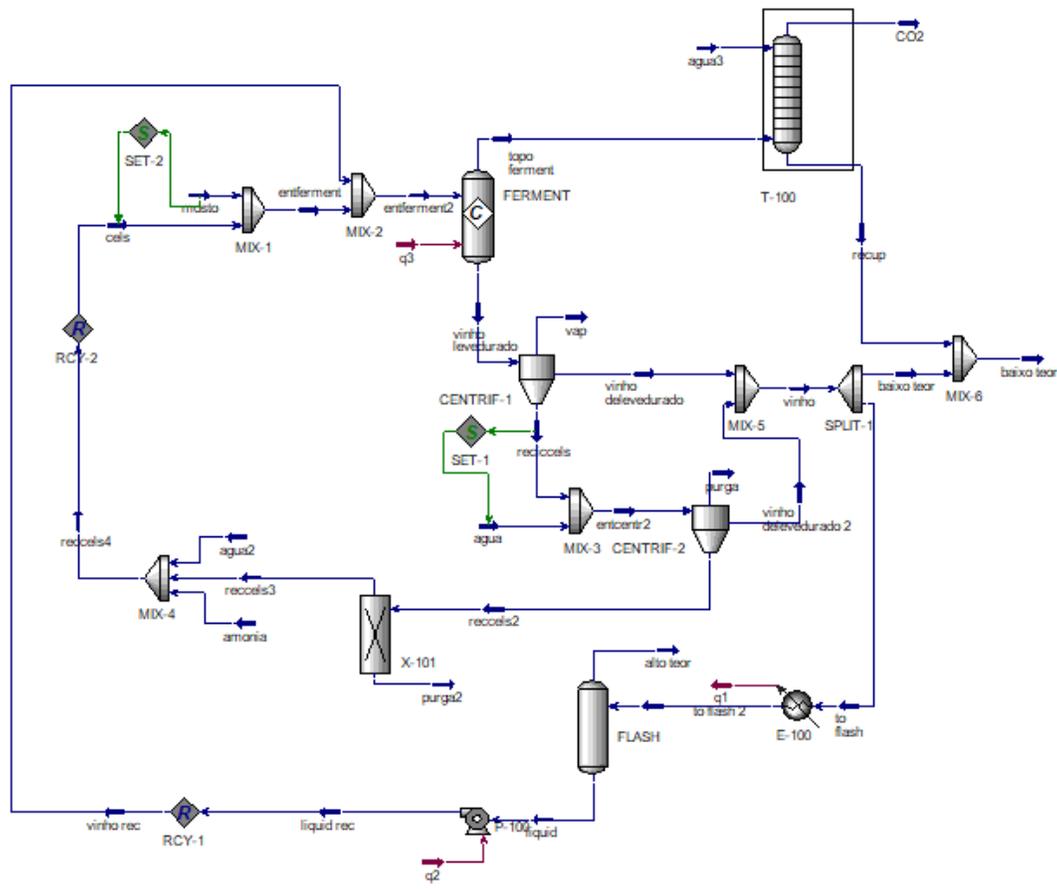
### 3.4 Fermentação com Extração a Vácuo de Etanol

Assim como o processo de Fermentação em Baixa Temperatura, este teve sua simulação desenvolvida a partir da simulação do processo convencional e, portanto, os parâmetros utilizados são iguais para os equipamentos comuns aos dois casos. Outra semelhança com a rota em baixa temperatura é que a conversão de hexoses em etanol é determinada como 92,70 %, seguindo os valores estipulados por Dias *et al.* (2012).

O vinho obtido neste processo é dividido nas correntes “baixo teor” e “to flash”, sendo a primeira encaminhada à etapa de destilação e a segunda a um vaso de *flash* que opera à pressão de 6 kPa. No vaso FLASH é obtida a corrente de topo “alto teor”, que possui cerca de 50 % em massa de etanol e segue para a destilação. Conforme observado na Figura 3.6, a corrente de fundo “liquid” é recirculada para manter a temperatura do fermentador em cerca de 30 °C.

No entanto, foi observado que, para manter a temperatura desejada no reator, todo o vinho deveria ser encaminhado ao vaso de *Flash* e, dessa forma, o grande volume reciclado aos reatores inviabilizaria o processo. Por este motivo, definiu-se a divisão do vinho em duas frações iguais, de forma a se obter um volume reacional próximo ao das demais configurações, e um sistema de resfriamento complementar foi adicionado aos reatores, para se atingir a temperatura de 30 °C. Outras frações poderiam ser utilizadas, mas este estudo não foi considerado no presente trabalho.

**Figura 3.6** – Fluxograma da Simulação do Processo de Fermentação com Extração a Vácuo de Etanol

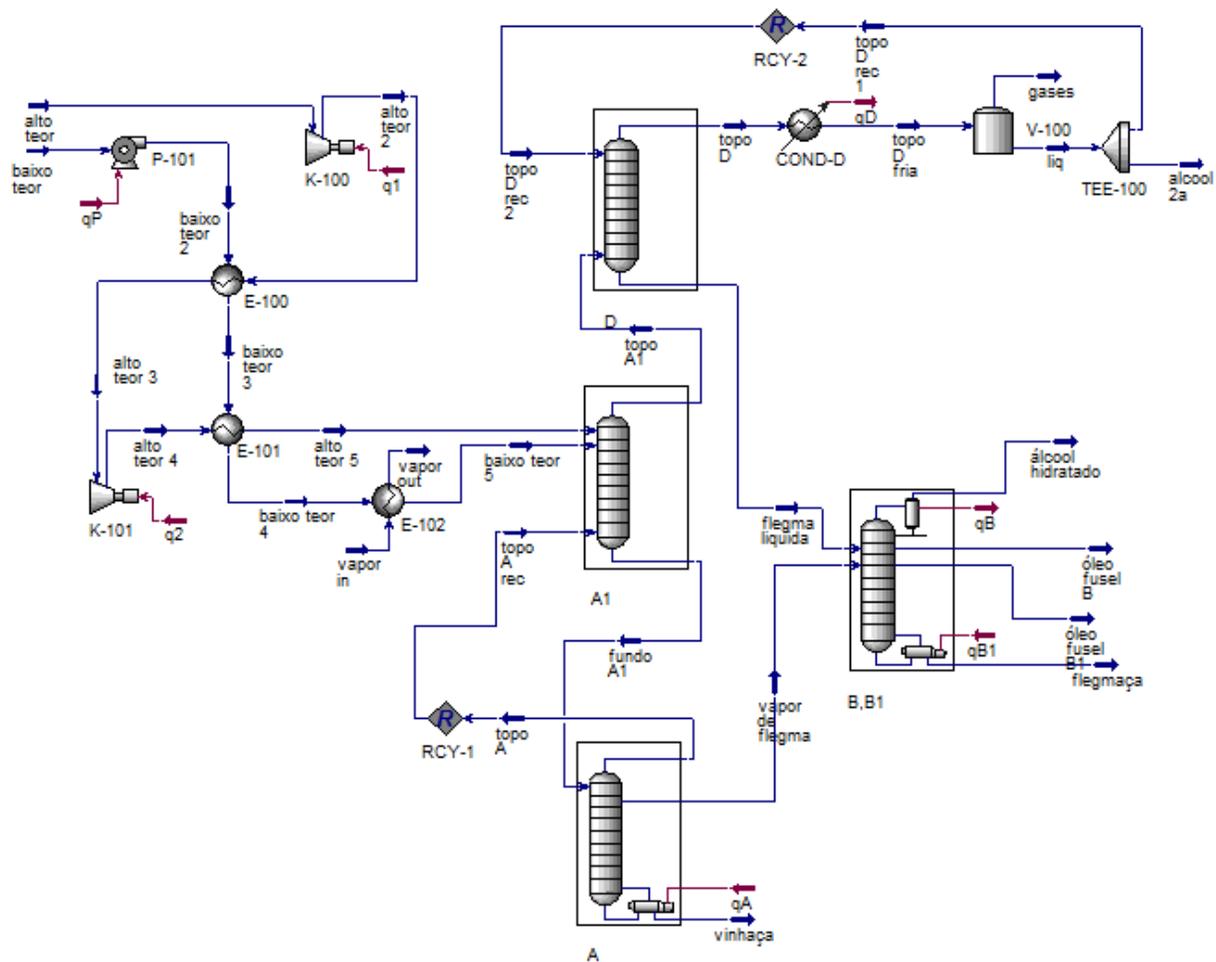


Fonte: autoria própria

### 3.4.1 Fermentação com Extração + Destilação Convencional (Processo 5)

A simulação da etapa destilatória deste processo foi feita a partir daquela presente no Processo 1, utilizando-se de ajustes nos parâmetros, conforme mostrado na Tabela 3.8. Na Figura 3.7 observa-se a adição de dois compressores e dois trocadores de calor, uma vez que a corrente “alto teor” proveniente da fermentação está a uma pressão de 6 kPa e temperatura de 30°C. A corrente “baixo teor” troca calor com a corrente “alto teor” para aumentar a eficiência da pressurização desta segunda antes de ser enviada ao fundo da coluna A1, conforme adaptação do processo estudada por Junqueira *et al.* (2009).

**Figura 3.7** – Fluxograma da Simulação do Processo de Destilação Convencional Proveniente da Fermentação com Extração a Vácuo de Etanol



Fonte: autoria própria

**Tabela 3.8** – Parâmetros Utilizados na Simulação da Destilação do Processo 5

Coluna A	
Número de pratos	18
Pressão no topo (kPa)	139,3
Pressão no fundo (kPa)	152,5
Posição de retirada do vapor de flegma	17
Fração mássica de etanol na vinhaça <sup>e</sup>	0,0002
Recuperação de etanol no vapor de flegma <sup>e</sup>	0,76
Fração mássica de etanol no vapor de flegma <sup>s</sup>	0,40
Coluna A1	
Número de pratos	8
Pressão no topo (kPa)	136,3
Pressão no fundo (kPa)	139,3
Coluna D	
Número de pratos	6
Pressão no topo (kPa)	133,8
Pressão no fundo (kPa)	136,3
Temperatura no condensador (°C)	35
Fração de líquido reciclada à coluna D	0,99
Coluna B,B1	
Número de pratos	45
Pressão no topo (kPa)	116,0
Pressão no fundo (kPa)	135,7
Posição de alimentação do vapor de flegma	23
Posição de alimentação de flegma líquida	23
Posição de retirada do óleo fúsel	26 e 4
Razão de refluxo no condensador (molar)	2,92
Fração mássica de etanol no EHC <sup>e</sup>	0,935
Vazão de óleo fúsel B (kg/h) <sup>e</sup>	88
Vazão de óleo fúsel B1 (kg/h) <sup>e</sup>	30

<sup>e</sup> Especificação da simulação

<sup>s</sup> Valor utilizado como estimativa na simulação

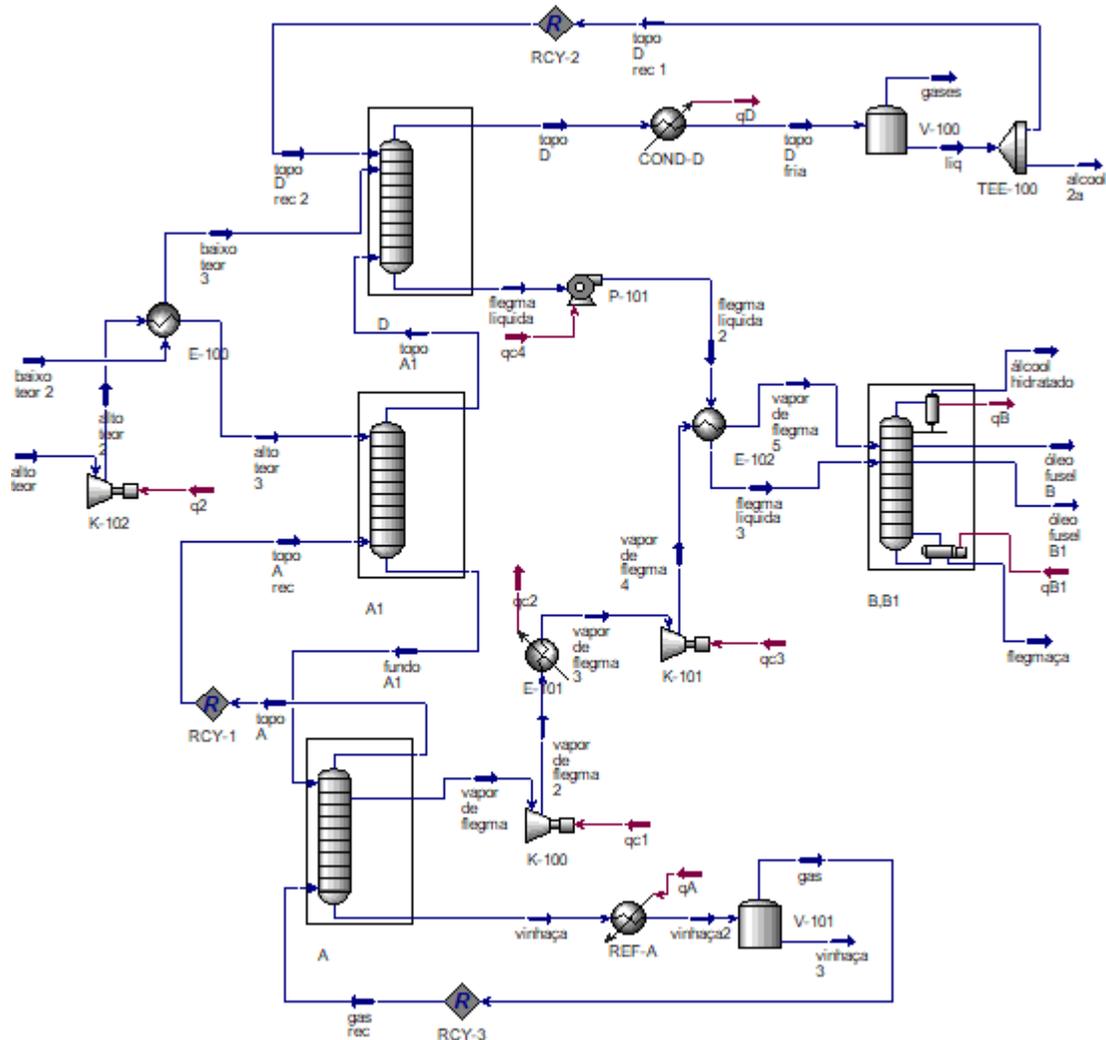
Fonte: autoria própria com base em Dias (2008)

### 3.4.2 Fermentação com Extração + Destilação Duplo Efeito (Processo 6)

Esta simulação foi feita a partir da simulação da destilação do Processo 2, com a adição do compressor K-102, conforme mostra a Figura 3.8, uma vez que a corrente proveniente do vaso de *flash* tem uma pressão mais baixa do que a pressão de topo da Coluna A1. Além disso, a corrente de baixo teor troca calor com a de alto teor antes de

ser enviada ao topo da coluna D, conforme adaptação do processo estudada por Junqueira *et al.* (2009).

**Figura 3.8** – Fluxograma da Simulação do Processo de Destilação Duplo Efeito Proveniente da Fermentação com Extração a Vácuo de Etanol



Fonte: autoria própria

Outra diferença em relação ao Processo 2 consiste na integração entre o refeedor da Coluna A e o condensador da Coluna B, uma vez que, neste processo, a energia do segundo é suficiente para suprir a demanda do primeiro e, portanto, é o condensador que precisa de resfriamento complementar. A integração foi feita no dimensionamento dos trocadores, ao se considerar a redução de calor retirado

necessário do condensador. Os parâmetros foram ajustados para a realidade deste processo, conforme ilustrado na Tabela 3.9.

**Tabela 3.9** – Parâmetros Utilizados na Simulação da Destilação do Processo 6

Coluna A	
Número de pratos	18
Pressão no topo (kPa)	22
Pressão no fundo (kPa)	25
Posição de retirada do vapor de flegma	17
Recuperação de etanol no vapor de flegma <sup>e</sup>	0,76
Vazão mássica do vapor de flegma (Kg/h) <sup>s</sup>	1633
Fração mássica de etanol na corrente de topo <sup>s</sup>	0,67
Coluna A1	
Número de pratos	8
Pressão no topo (kPa)	20
Pressão no fundo (kPa)	22
Coluna D	
Número de pratos	6
Pressão no topo (kPa)	20
Pressão no fundo (kPa)	20
Temperatura no condensador (°C)	26
Fração de líquido reciclada à coluna D	0,99
Coluna B,B1	
Número de pratos	45
Pressão no topo (kPa)	101,3
Pressão no fundo (kPa)	135,0
Posição de alimentação do vapor de flegma	23
Posição de alimentação de flegma líquida	23
Posição de retirada do óleo fúsel	26 e 4
Razão de refluxo no condensador (molar)	2,90
Fração mássica de etanol no EHC <sup>e</sup>	0,935
Vazão de óleo fúsel B (kg/h) <sup>e</sup>	88
Vazão de óleo fúsel B1 (kg/h) <sup>e</sup>	33

<sup>e</sup> Especificação da simulação

<sup>s</sup> Valor utilizado como estimativa na simulação

Fonte: autoria própria com base em Dias *et al.* (2011)

## CAPÍTULO 4 - DIMENSIONAMENTO DOS EQUIPAMENTOS

O dimensionamento dos equipamentos para cada processo foi feito a partir dos resultados dos balanços de massa e energia obtidos com as simulações. As dimensões e principais propriedades de cada equipamento podem ser verificadas no Apêndice 2.

### 4.1 Reatores e vasos de tratamento de levedura

#### 4.1.1 Tempo de residência dos reatores

Para se dimensionar um reator, é necessário determinar o tempo de residência médio requerido para que a reação de interesse ocorra. Andrietta (1986) realizou um estudo da cinética da reação de conversão das hexoses em etanol em um processo com condições similares às assumidas neste trabalho e concluiu que o tempo de residência necessário decresce conforme o aumento do número de reatores em série e, portanto, o menor tempo de residência possível poderia ser obtido com a utilização de um reator tubular.

No entanto, a utilização de reatores tubulares não é adequada à fermentação alcoólica, uma vez que a grande quantidade de gases formada na reação não permite um fluxo pistonado no interior do reator. Portanto, foi definida como configuração ótima da planta uma disposição de quatro reatores CSTR em série, o que resulta em um tempo de residência médio de 8,47 horas. Além disso, foi determinada uma razão volumétrica ideal para cada reator (ANDRIETTA,1986), que pode ser observada na Tabela 4.1, onde o tempo de residência total foi distribuído proporcionalmente.

**Tabela 4.1** – Distribuição do Tempo de Residência entre os Reatores em Série

Fermentador	Fração volumétrica	Tempo de residência (h)
1	0,21	1,78
2	0,27	2,29
3	0,31	2,63
4	0,21	1,78

Fonte: autoria própria com base em Andrietta (1986)

Para o tratamento da levedura que é recirculada ao processo, foi definida a configuração de dois tanques em paralelo, com tempo de tratamento de 1 hora, conforme especificações possíveis determinadas por Dias (2008).

#### 4.1.2 Detalhamento dos reatores

Os volumes reacionais podem ser obtidos por meio da multiplicação do tempo de residência pela vazão volumétrica de entrada. Para os volumes dos reatores, foi considerado um *headspace* de 20 % do volume de líquido e arredondado para um volume múltiplo de 100. Foi adotada uma relação entre altura e diâmetro de 3:1 e configuração cilíndrica para todos os reatores.

### 4.2 Colunas de destilação

Em todos os processos foi considerada a utilização de colunas recheadas. No caso das colunas A1 e D, que têm um número pequeno de estágios teóricos, foram utilizados anéis de Pall de 2 in para o dimensionamento. As demais, que têm mais estágios teóricos, foram projetadas com anéis de Pall de 1 in.

Para calcular o diâmetro das colunas, utilizou-se o método presente em Seider, Seader e Lewin (2003). Este utiliza a Equação 4.1 para estimar o diâmetro a partir da velocidade de *flooding*.

$$D = \sqrt{\frac{4G}{fU_f\pi\rho_G}} \quad (4.1)$$

Em que: G é a vazão mássica de vapor (kg/s);

f é um fator empírico, normalmente assumido igual a 0,7;

$U_f$  é a velocidade de inundação ou *flooding* (ft/s);

$\rho_G$  é a densidade da fase vapor (kg/ft<sup>3</sup>).

As Equações 4.2 – 4.6 descrevem a correlação de Leva para a velocidade de *flooding*.

$$Y = \exp[-3,7121 - 1,0371(\ln F_{LG}) - 0,1501(\ln F_{LG})^2 - 0,007544(\ln F_{LG})^3] \quad (4.2)$$

$$F_{LG} = \frac{L}{G} \left( \frac{\rho_G}{\rho_L} \right)^{1/2} \quad (4.3)$$

$$Y = \frac{U_f^2 F_P}{g} \rho_G f\{\rho_L\} f\{\mu_L\} \quad (4.4)$$

$$f\{\rho_L\} = -0,8787 + 2,6776 \left( \frac{1}{\rho_L} \right) - 0,6313 \left( \frac{1}{\rho_L} \right)^2 \quad (4.5)$$

$$f\{\mu_L\} = 0,96 \mu_L^{0,19} \quad (4.6)$$

Em que: Y é o fator de velocidade de *flooding* (adimensional);

$F_{LG}$  é um parâmetro de razão de vazão (adimensional);

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

G é a vazão mássica de fase gasosa (kg/s);

$\rho_L$  é a densidade da fase líquida (kg/ft<sup>3</sup>);

$\mu_L$  é a viscosidade da fase líquida (cP);

g é a aceleração da gravidade ( $g = 32,2 \text{ ft/s}^2$ );

$F_P$  é o fator de empacotamento, relativo ao tipo de recheio (ft<sup>2</sup>/ft<sup>3</sup>).

O fator de empacotamento para anéis de Pall de 1 in de metal é igual a 56 ft<sup>2</sup>/ft<sup>3</sup> e para anéis de Pall de 2 in é igual a 27 ft<sup>2</sup>/ft<sup>3</sup> (SEIDER, SEADER e LEWIN, 2003). Os demais valores necessários para os cálculos, como densidade, viscosidade e vazões mássicas, foram obtidos a partir das simulações.

Para um dimensionamento mais acurado, o diâmetro de uma coluna de destilação deve ser calculado para cada estágio teórico. Entretanto, como este trabalho visa apenas fazer uma estimativa preliminar dos custos, optou-se por definir o diâmetro das colunas como a média entre os diâmetros do topo, meio e fundo. No caso de colunas com número par de estágios, calculou-se a média das propriedades dos dois estágios centrais para definir o diâmetro do meio.

A altura das colunas foi determinada a partir da altura equivalente do prato teórico (HETP, na sigla em inglês). Para as colunas operadas a pressões positivas, utilizou-se a Equação 4.7, enquanto as colunas a vácuo tiveram suas alturas calculadas por meio da Equação 4.8, sendo ambas fórmulas empíricas obtidas em Seider, Seader e Lewin (2003).

$$HETP = 1,5 D_p \quad (4.7)$$

$$HETP = 1,5 D_p + 0,5 \quad (4.8)$$

Em que: HETP é a altura equivalente de prato teórico, ft;

$D_p$  é o diâmetro nominal do recheio utilizado, in.

A altura do volume recheado foi obtida pela multiplicação do número de estágios de equilíbrio e do HETP, desconsiderando condensador e refeedor. A altura total das colunas foi calculada por meio da soma do volume recheado a três quartos do diâmetro para o condensador e um diâmetro inteiro para o refeedor.

### 4.3 Trocadores de calor

Como todos os trocadores de calor presentes nos processos simulados apresentaram área de troca térmica acima de 200 ft<sup>2</sup>, estes foram projetados como casco e tubo de cabeça flutuante, conforme orientações de Seider, Seader e Lewin (2003), sem especificar o número de passagens nos cascos e tubos. Os condensadores e refeedores foram considerados como trocadores de calor comuns e, portanto, foram projetados seguindo a mesma abordagem. A estimativa de custo se baseia na área de troca térmica, que pode ser obtida através da Equação 4.9.

$$Q = UA_T \Delta T_{LM} \quad (4.9)$$

Em que: Q é a taxa de transferência de calor, BTU/h;

U é o coeficiente global de transferência de calor, BTU/(°F-h-ft<sup>2</sup>);

$A_T$  é a área de troca térmica, ft<sup>2</sup>;

$\Delta T_{LM}$  é a média logarítmica da diferença de temperaturas (°F).

A taxa de transferência de calor e grande parte dos valores de coeficiente global de transferência de calor foram obtidos diretamente das simulações. Entretanto, nos casos em que não foi possível obter o valor de U, utilizou-se dados de Seider, Seader e Lewin (2003), que fizeram uma coletânea de dados experimentais publicados por diversos autores. O valor de U depende fortemente do equipamento e dos materiais envolvidos na troca térmica, mas como este trabalho visa uma estimativa preliminar, foi possível utilizar os dados anteriormente mencionados. Os valores considerados podem ser vistos no Apêndice 2.

As utilidades escolhidas para os processos foram vapor de baixa pressão para aquecimento, com temperatura de cerca de 125 °C e entalpia de vaporização de cerca de 2.196,4 kJ/kg, e, para resfriamento, água a 25 °C, cuja capacidade térmica é de cerca de 4,1805 kJ/kg°C, e o Refrigerante R134A, operando à pressão atmosférica. O custo das utilidades foi extraído do simulador de processos.

#### **4.4 Vaso de Flash**

Os vasos de *flash* foram dimensionados de acordo com metodologia apresentada por Towler e Sinnott (2008). Segundo os autores, o diâmetro do vaso deve ser grande o suficiente para que a velocidade da fase gasosa seja reduzida abaixo da velocidade de separação das gotículas de líquido. O cálculo do diâmetro mínimo ( $D_v$ ) é feito por meio da Equação 4.10.

$$D_v = \sqrt{\frac{4V_v}{\pi u_s}} \quad (4.10)$$

Em que:  $V_v$  é a vazão volumétrica de vapor ( $m^3/s$ );

$u_s$  é a velocidade de separação das gotículas de líquido ( $m/s$ ).

A velocidade de separação das gotículas de líquido pode ser obtida pela Equação 4.11.

$$u_s = 0,07 \left( \frac{\rho_L - \rho_G}{\rho_G} \right)^2 \quad (4.11)$$

Em que:  $\rho_L$  é a densidade da fase líquida (kg/m<sup>3</sup>);  
 $\rho_G$  é a densidade da fase gasosa (kg/m<sup>3</sup>).

Uma vez determinado o diâmetro, a altura do vaso acima da sua entrada deve ser suficiente para que as gotículas de líquido possam se separar. Deve ser utilizada uma altura igual ao diâmetro, com um valor mínimo de um metro (TOWLER e SINNOTT, 2008).

A entrada do vaso deve ser situada a uma altura de meio diâmetro acima do nível de líquido, com um mínimo de 60 centímetros. Os autores recomendam um tempo de 10 minutos para o *holdup* de líquido no vaso. A partir desse tempo e conhecendo-se o diâmetro do vaso e a vazão de saída de líquido obtida no simulador é possível calcular a altura da fase líquida no vaso (TOWLER e SINNOTT, 2008).

## CAPÍTULO 5 - AVALIAÇÃO ECONÔMICA DOS PROCESSOS

A avaliação econômica realizada neste trabalho engloba a dedução do investimento necessário para os equipamentos envolvidos nas etapas de fermentação e destilação, a dedução dos custos de produção associados a estas etapas, as estimativas de receita e a comparação entre os diferentes cenários.

É importante ressaltar, no entanto, que, como este trabalho avalia apenas as etapas de fermentação e destilação do processo de produção de etanol, os custos envolvidos nas demais etapas não são considerados e, portanto, os valores de custo e receita obtidos são utilizados apenas à título de comparação entre os cenários, não devendo ser utilizados como estimativas de uma planta completa. O estudo de oportunidade realizado neste trabalho é uma estimativa preliminar, que pode ser utilizado para comparar diferentes cenários (TURTON *et al.*, 2009).

Conforme descrito na Seção 3.1.3, os processos foram simulados considerando o processamento de 12.000 toneladas de cana-de-açúcar por dia, correspondente a um volume padrão para destilarias autônomas no Brasil. Todos os custos foram estimados com base em um fator de operação de 4.008 h/ano, equivalente a 167 dias efetivos de moagem por ano-safra, conforme recomendado pelo portal Nova Cana (NOVA CANA).

Foi utilizado o ano-safra de 2020/2021 como cenário econômico para este trabalho e, portanto, os preços do etanol, do açúcar e do dólar foram considerados como as médias entre os períodos de abril de 2020 a março de 2021 e podem ser observados na Tabela 5.1. O preço do etanol e dos Açúcares Totais Recuperáveis (ART) foram obtidos em Nova Cana (2021), enquanto a cotação do dólar foi extraída da página do Banco Central do Brasil. O custo de eletricidade foi considerado nulo, uma vez que as destilarias em geral têm capacidade de produzir energia suficiente para suprir a demanda de toda a planta. O custo de disposição da vinhaça foi desconsiderado, pois esta pode ser reaproveitada para fertirrigação ou produção de biogás, o que não foi avaliado neste trabalho.

**Tabela 5.1** – Preços dos Componentes Envolvidos nos Processos

Matéria-prima/Produto/Utilidade	Preço (US\$/Kg)
Dólar	5,4089
ART	0,1439
Etanol Hidratado	0,4918
Vapor LP	0,0042
Água	$4,4 \times 10^{-6}$
R134a	$1,1 \times 10^{-5}$
Disposição Efluentes	0,1500

## 5.1 Investimento

Neste trabalho foi utilizado o método de Lang para estimar o investimento total para a construção da parte da planta referente às etapas de fermentação e destilação. Este método possui um grau de incerteza de  $\pm 35\%$  e tem como primeiro passo a obtenção do preço *Free on board* (f.o.b.) de aquisição de cada equipamento envolvido no processo (SEIDER, SEADER e LEWIN, 2003). Os preços f.o.b. podem ser estimados a partir de fórmulas empíricas disponíveis na literatura. No entanto, como estas fórmulas foram desenvolvidas para uma outra época específica, é necessário atualizar os valores para a realidade atual, o que é feito por meio da aplicação do *Chemical Engineering Plant Cost Index* (YOUNG, 2015).

Após se obter o preço f.o.b. total de aquisição dos equipamentos, este valor deve ser multiplicado por 1,05, de forma a considerar o transporte dos mesmos até a planta. Em seguida, é necessário multiplicar o novo valor obtido pelo fator de Lang ( $f_L$ ), para se obter o investimento fixo. Estes passos são resumidos na Equação 5.1.

$$I_F = 1,05 \times f_L \times \sum_i \left( \frac{PCI}{PCI_b} \right) C_i \quad (5.1)$$

Em que:  $I_F$  é o investimento fixo;

$f_L$  é o fator de Lang;

$PCI$  é o Plant Cost Index para o ano de projeto;

$PCI_b$  é o Plant Cost Index para o ano base;

$C_i$  é o custo f.o.b. de aquisição do equipamento  $i$ .

O fator de Lang neste caso é igual a 3,63 para uma planta que opera com fluidos e sólidos (WOLF, 2013), e é utilizado para que se considere os custos de instalação, instrumentação e controle, encanamento, rede elétrica, construções auxiliares, aquisição de terreno, custos de construção e engenharia e taxas envolvidas. Para o cálculo do investimento total, soma-se ao investimento fixo o capital de giro, que corresponde a cerca de 15 % do investimento total.

Todos os cálculos de custo de equipamentos foram obtidos a partir de Seider, Seader e Lewin (2003), que utilizam um  $PCI_b$  de 394, correspondente ao ano 2000. Tais cálculos são fórmulas empíricas de estimativa de preço f.o.b, com base em uma série de trabalhos disponíveis na literatura. Todos os valores foram atualizados para o PCI de 2019, com valor de 607,5. As fórmulas utilizadas para estimar o custo de cada equipamento são evidenciadas nas seções a seguir.

#### 5.1.1 Custo dos reatores e vasos

O custo dos reatores (em US\$) foi calculado por meio da Equação 5.2, na qual  $C_V$  é o custo do vaso, dependente do sua massa  $W$  (lb), conforme explicitado na Equação 5.3. A massa do vaso pode ser obtida pela Equação 5.4. Nesta equação,  $D$  é o diâmetro interno do vaso,  $L$  é a sua altura,  $t_s$  é a espessura da parede e  $\rho_s$  é a densidade do aço carbono, que pode ser considerada igual a 0,284 lb/in<sup>3</sup> para um projeto preliminar.  $C_{PL}$  é o custo relativo à instalação de plataformas e escadas e é obtido pela Equação 5.6, onde  $D$  é o diâmetro interno do vaso (in) e  $L$  é a sua altura (in). O fator  $F_M$  varia com o tipo do material e, neste caso, foi utilizado o valor 1, já que todos os vasos foram considerados como de aço carbono (SEIDER, SEADER e LEWIN, 2003).

$$C_R = F_M C_V + C_{PL} \quad (5.2)$$

$$C_V = \exp\{6,775 + 0,18255[\ln(W)] + 0,02297[\ln(W)]^2\} \quad (5.3)$$

$$W = \pi(D + t_s)(L + 0,8D)t_s\rho_s \quad (5.4)$$

$$C_{PL} = 285,1(D)^{0,73960}(L)^{0,70684} \quad (5.5)$$

Como todos os vasos operam à pressão atmosférica, a espessura da parede pode ser calculada através da Equação 5.6. Nesta equação, D é o diâmetro interno, S é o máximo estresse permitido para o material de construção da coluna na temperatura de operação e E corresponde à eficiência da solda. Neste trabalho, foram adotados os valores de 13.750 psi para S e 0,85 para E, uma vez que as espessuras obtidas não foram muito grandes.

$$t_s = \frac{10D}{2SE-12} \quad (5.6)$$

Por uma questão de segurança estrutural, existe uma espessura mínima requerida para cada diâmetro de vaso, conforme explicitado na Tabela 5.2. Portanto, a espessura obtida pela Equação 5.6 pode não corresponder à espessura final.

**Tabela 5.2** – Diâmetros Mínimos para a Parede de Vasos Verticais

Diâmetro do vaso (ft)	Espessura mínima (in)
Até 4	1/4
4-6	5/16
6-8	3/8
8-10	7/16
10-12	1/2

Fonte: SEIDER, SEADER E LEWIN (2003)

Após a obtenção da espessura da parede, deve ser somado 1/8 in para considerar a corrosão do material.

O custo dos vasos de *Flash* é obtido da mesma forma que aquele referente aos reatores, uma vez que também são considerados vasos verticais. Como estes operam sob vácuo, são equipados com um aparato de vácuo, cujo custo é obtido através da Equação 5.07. Nesta expressão, G é a vazão mássica de vapor no ponto de geração de vácuo (lb/h) e P é a pressão desejada (torr).

$$C_{v\u00e1cuo} = 1330 \times \left(\frac{G}{P}\right)^{0,41} \quad (5.7)$$

### 5.1.2 Custo das colunas de destilação

O custo das colunas de destilação em dólares é obtido da mesma forma que o custo dos reatores, através da Equação 5.2. No entanto,  $C_V$  deve ser calculado pela Equação 5.8 neste caso. A massa da coluna ( $W$ ) é obtida por meio da Equação 5.4, assim como no caso dos reatores (SEIDER, SEADER e LEWIN, 2003).

$$C_V = \exp\{7,0374 + 0,18255[\ln(W)] + 0,02297[\ln(W)]^2\} \quad (5.8)$$

A espessura das paredes das colunas que operam a pressões positivas é obtida pela Equação 5.6, com as mesmas correções feitas para os reatores. No entanto, a espessura das paredes das colunas a vácuo deve ser determinada por meio da Equação 5.9, na qual  $D_o$  é o diâmetro externo da coluna (in),  $P$  é a menor pressão de operação (psig),  $L$  é a altura da coluna (in) e  $E_M$  é o módulo de elasticidade de construção (psi), obtido na maior temperatura de operação (°F), conforme a Equação 5.10, que foi determinada por interpolação linear dos dados apresentados por Seider, Seader e Lewin (2003).

$$t_S = 1,3D_o \left(\frac{PL}{E_M D_o}\right)^{0,4} \quad (5.9)$$

$$E_M = (30,4342 - 0,00629T) \times 10^6 \quad (5.10)$$

O valor de  $t_S$  deve ser somado ainda ao fator de correção  $t_{EC}$ , explicitado na Equação 5.11, em que  $D_i$  é o diâmetro interno da coluna (in).

$$t_{EC} = L(0,18D_i - 2,2) \times 10^{-5} - 0,19 \quad (5.11)$$

As colunas a vácuo devem ainda ser equipadas com o aparato de vácuo, cujo custo em dólares é obtido pela Equação 5.7.

O custo da instalação de plataformas e escadas (US\$) deve ser calculado através das Equação 5.12, em que D é o diâmetro interno da coluna (in) e L é a altura (in).

$$C_{PL} = 237,1(D)^{0,63316}(L)^{0,80161} \quad (5.12)$$

Como todas as colunas foram consideradas recheadas, é necessário também somar o preço de compra do recheio. Seider, Seader e Lewin (2003) consideram valores de 39 US\$/ft<sup>3</sup> para anéis de Pall de metal de 1 in e 25 US\$/ft<sup>3</sup> para aqueles de 2 in. Estes valores também foram atualizados por meio do PCI. O volume de recheio pode ser obtido utilizando-se o diâmetro interno e a altura da coluna, excetuando-se condensador e refeedor.

### 5.1.3 Custo dos trocadores de calor

O custo dos trocadores de calor do tipo casco e tubo é determinado pelas Equações 5.13 e 5.14.  $A_T$  representa a área externa dos tubos, onde ocorre a troca térmica.

$$C_{TC} = F_P F_M F_L C_B \quad (5.13)$$

$$C_B = \exp\{11,667 - 0,8709[\ln(A_T)] + 0,09005[\ln(A_T)]^2\} \quad (5.14)$$

O fator  $F_M$  tem relação com os materiais de construção dos trocadores e é dado pela Equação 5.15. Como neste trabalho foram considerados trocadores de aço carbono, a e b são iguais a zero.

$$F_M = a + \left(\frac{A}{100}\right)^b \quad (5.15)$$

O fator  $F_P$  é um fator de correção relativo a um reforço de pressão no lado do casco. Como todas as pressões de operação dos trocadores deste trabalho estão abaixo de 100 psig, é considerado o valor de 1 para este fator.

O fator  $F_L$  é uma correção de comprimento do tubo e também vale 1, uma vez que todos os trocadores foram projetados com um comprimento estimado de 20 ft.

#### 5.1.4 Custo das bombas e compressores

O custo das bombas centrífugas é obtido pela Equação 5.16, na qual  $F_T$  é relativo ao tipo de bomba e considerado igual a 1 para bombas de um estágio, orientação vertical e 3600 rpm, e igual a 1,5 para bombas de um estágio, orientação vertical e 1800 rpm.  $F_M$  é um fator de material e vale 1,35 para bombas de aço carbono.  $C_B$  é o custo da bomba e é dado pela Equação 5.17, onde  $S$  é o fator de tamanho da bomba, obtido pela Equação 5.18, em função da vazão  $Q$  (gal/min) que passa pela bomba e da altura manométrica  $H$  (ft).

$$C_P = F_T F_M C_B \quad (5.16)$$

$$C_B = \exp\{9,2951 - 0,6019[\ln(S)] + 0,0519[\ln(S)]^2\} \quad (5.17)$$

$$S = Q(H)^{0,5} \quad (5.18)$$

O custo do compressor centrífugo é dado pelas Equações 5.19 e 5.20.  $F_D$  é igual a 1 para compressores acionados a motor elétrico.  $F_M$  é um fator de material e tem valor igual a 1, visto que os compressores foram projetados em aço carbono.  $P_C$  é a potência requerida em hp.

$$C_P = F_D F_M C_B \quad (5.19)$$

$$C_B = \exp\{7,2223 + 0,80[\ln(P_C)]\} \quad (5.20)$$

### 5.1.5 Custo dos motores elétricos

Para funcionar, uma bomba precisa de um motor elétrico, cujo custo é obtido pela Equação 5.21. O fator  $F_T$  depende do tipo do motor e neste trabalho é considerado igual a 1,8, para motores a prova de explosão.

$$C_M = F_T C_B \quad (5.21)$$

O custo  $C_B$  é descrito na Equação 5.22 e depende da potência consumida em hp.

$$C_B = \exp\{5,4866 + 0,13141[\ln(P_C)] + 0,053255[\ln(P_C)]^2 + 0,028628[\ln(P_C)]^3 - 0,0035549[\ln(P_C)]^4\} \quad (5.22)$$

Para estimar a potência consumida pelo motor, utiliza-se a Equação 5.23, onde  $Q$  é a vazão através da bomba em gal/min,  $H$  é a altura manométrica em ft e  $\rho$  é a densidade do líquido em lb/gal.  $\eta_P$  e  $\eta_M$  são dados pelas Equações 5.24 e 5.25.

$$P_C = \frac{QH\rho}{33.000\eta_P\eta_M} \quad (5.23)$$

$$\eta_P = -0,316 + 0,24015[\ln(Q)] - 0,01199[\ln(Q)]^2 \quad (5.24)$$

$$\eta_M = 0,80 + 0,0319 \left[ \ln\left(\frac{QH\rho}{33.000\eta_P}\right) \right] - 0,00182 \left[ \ln\left(\frac{QH\rho}{33.000\eta_P}\right) \right]^2 \quad (5.25)$$

### 5.1.6 Custo das centrífugas

O custo das centrífugas é dado pela Equação 5.26, na qual  $V_S$  é a vazão volumétrica de sólidos em toneladas por hora.

$$C_P = 47.000V_S^{0,5} \quad (5.26)$$

### 5.1.7 Custo de Produção

A metodologia adotada neste trabalho para se avaliar os custos de produção do bioetanol é baseada no trabalho de Wright *et al.* (2010), no livro de Seider, Seader e Lewin (2003) e no trabalho de Young *et al.* (2015), que tem como base o livro de Turton (2009).

O custo de produção é aquele relacionado à rotina de operação de uma planta e para calculá-lo é necessária a divisão em três categorias: custos diretos, custos indiretos e despesas gerais. Os custos diretos de produção incluem a aquisição de matéria-prima, custo com mão-de-obra e supervisão técnica, custo de utilidades e disposição de efluentes, manutenção e reparos, suprimentos operacionais, encargos de laboratório e o pagamento pela exploração de patentes e *royalties*. Os custos de matéria-prima e utilidades são calculados a partir das vazões necessárias ao processo e seus respectivos preços, já o custo com mão-de-obra é obtido estimando-se o número de operários requeridos na planta, por turno, que pode ser obtido por meio da Equação 5.27.

$$N_{OP} = (6,29 + 31,7P^2 + 0,23N_{NP})^{0,5} \quad (5.27)$$

Nesta equação, P é o número de processos envolvendo transporte, distribuição, remoção ou controle de formação de sólidos, que no caso dos processos avaliados neste trabalho é igual a 2, referentes à separação de células nas centrífugas e tratamento de leveduras.  $N_{NP}$  é o número de equipamentos que não envolve o manuseio de sólidos particulados, que engloba colunas, reatores e trocadores de calor. Bombas e vasos em geral não entram nessa contagem (TURTON *et al.*, 2009). O custo de mão-de-obra é obtido multiplicando-se o número de operários por turno pelo fator de operação e pelo salário de cada operário, que neste trabalho foi considerado igual a US\$2,00 por hora, com base em Bittencourt (2020). Os demais custos diretos são calculados conforme mostrado na Tabela 5.3.

Os custos de produção indiretos englobam gastos com empacotamento e estocagem de materiais, pagamento de impostos locais e seguros. Os custos nessa categoria são independentes do nível de produção da planta. A última categoria, despesas gerais, refere-se aos custos administrativos, distribuição e venda de produtos,

pesquisa e desenvolvimento. Tanto os custos indiretos quanto as despesas gerais são calculadas a partir de outros custos, como mostrado na Tabela 5.3.

**Tabela 5.3 – Método de Cálculo de Itens do DRE**

Item do DRE	Cálculo
Supervisão Técnica ( $C_{ST}$ )	$C_{ST} = 0,15 C_{MO}$
Manutenção e Reparos ( $C_{MR}$ )	$C_{MR} = 0,06 IF$
Suprimentos Operacionais ( $C_{SO}$ )	$C_{SO} = 0,15 C_{MR}$
Encargos de Laboratório ( $C_{LAB}$ )	$C_{LAB} = 0,15 C_{MO}$
Patentes e Royalties ( $C_{PR}$ )	$C_{PR} = 0,03 C_P$
Empacotamento e Estocagem ( $C_{EE}$ )	$C_{EE} = 0,6(C_{MO}+C_{ST}+C_{MR})$
Impostos Locais ( $C_{IL}$ )	$C_{IL} = 0,015 IT$
Seguros ( $C_S$ )	$C_S = 0,005 IT$
Custos Administrativos ( $C_{ADM}$ )	$C_{ADM} = 0,25 C_{EE}$
Distribuição e Venda dos Produtos ( $C_{DIST}$ )	$C_{DIST} = 0,1 C_P$
Pesquisa e Desenvolvimento ( $C_{P\&D}$ )	$C_{P\&D} = 0,05 C_P$

Fonte: Autoria própria com base em Seider, Seader e Lewin (2003)

Nesta tabela,  $C_{MO}$  é o custo com mão-de-obra,  $IF$  é o investimento fixo da planta,  $IT$  é o investimento total e  $C_P$  é o custo de produção.

## 5.2 Critérios de avaliação econômica

Os critérios de avaliação econômica utilizados nesse trabalho foram o investimento total na planta, os custos de produção, a receita total relativa a um ano de operação, o lucro líquido anual, o preço de equilíbrio do etanol e o tempo de *payback*. Os dois primeiros foram descritos nas seções anteriores. A receita total foi obtida a partir da vazão de etanol hidratado produzido, multiplicada pelo respectivo preço do produto. O lucro líquido anual é obtido através da subtração da receita total pelo custo total de produção, que também é calculado para um ano de operação. O preço de equilíbrio do produto foi obtido, para cada processo, variando-se o preço do etanol hidratado até que o Valor Presente Líquido (VPL) se igualasse a zero. O tempo de *payback* é calculado através da análise do fluxo de caixa da planta, que considerou 20 anos de operação mais 3 anos de construção.

## CAPÍTULO 6 - RESULTADOS E DISCUSSÃO

Neste capítulo são apresentados e discutidos os resultados obtidos a partir da análise econômica dos diferentes processos. Tal análise foi feita com base nos balanços materiais e de energia, nos custos dos equipamentos, em demonstrações contábeis e no fluxo de caixa.

### 6.1 Comparação do investimento

Na Tabela 6.1 é possível identificar que investimentos maiores de equipamento são necessários para os Processos 4 e 2, respectivamente. Isso ocorre principalmente devido à presença de dois compressores na etapa de destilação duplo efeito, necessários para elevar a pressão das torres a vácuo para a pressão de topo da coluna B-B1. Este custo não é tão expressivo no Processo 6, conforme explicitado na Figura 6.1, pois a grande concentração de etanol na entrada da etapa destilatória resulta em um volume significativamente menor na corrente de fundo da Coluna A1, que por sua vez segue para a Coluna A e, conseqüentemente, aos compressores.

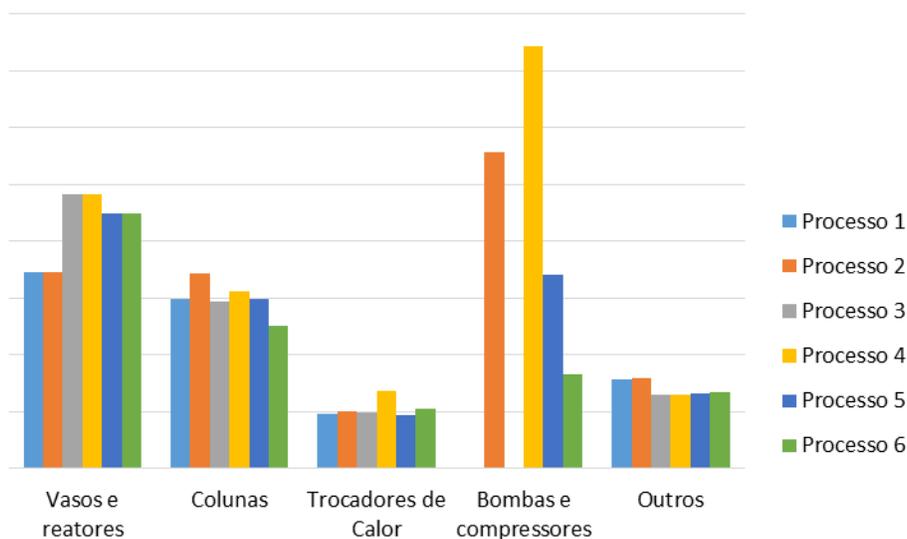
O Processo 5 requer o terceiro maior investimento em equipamentos, devido principalmente aos compressores necessários para elevar a pressão da corrente que sai do vaso de *flash* antes desta se encaminhar para a destilação. A distribuição do custo por classe de equipamentos evidencia a maior parcela destinada a bombas e compressores nesses processos, quando comparados aos demais.

**Tabela 6.1** – Comparação do Custo com Equipamentos em milhares de US\$ para os Diferentes Processos

<b>Equipamentos</b>	<b>Processo 1</b>	<b>Processo 2</b>	<b>Processo 3</b>	<b>Processo 4</b>	<b>Processo 5</b>	<b>Processo 6</b>
Vasos e reatores	1.731,95	1.731,95	2.415,85	2.415,85	2.242,72	2.242,72
Colunas	1.496,94	1.720,50	1.468,53	1.562,51	1.494,94	1.256,42
Trocadores de Calor	483,13	501,02	495,66	681,465	471,63	527,99
Bombas e compressores	10,84	2.780,25	9,62	3.716,74	1.707,32	829,46
Outros	788,28	791,02	644,60	647,091	664,28	666,82
<b>Total</b>	<b>4.511,14</b>	<b>7.524,74</b>	<b>5.034,27</b>	<b>9.023,66</b>	<b>6.580,89</b>	<b>5.523,41</b>

Fonte: Autoria própria

**Figura 6.1** – Custos por Classe de Equipamento nos Diferentes Processos



Fonte: Autoria própria

Os maiores custos de vasos e reatores ocorrem nos Processos 3 e 4, devido ao reciclo de parte da corrente de vinho levedurado para manter a temperatura dos reatores a 30 °C, implicando um volume reacional cerca de 60% maior do que no processo convencional. Os Processos 5 e 6 requerem o segundo maior custo com vasos e reatores, pois também apresentam reciclo nos reatores, além de utilizarem vasos de *flash*. O custo com trocadores de calor cresce conforme o número necessário destes equipamentos para o processo, excetuando-se o Processo 5, que apesar de necessitar de uma grande quantidade de trocadores, apresenta o menor custo. Este detalhamento pode ser observado no Apêndice 2, onde são apresentados os dados de todos os equipamentos para cada processo, com seus respectivos preços e principais características.

A partir do custo total de equipamentos, foi estimado o valor do Investimento Fixo, seguindo a metodologia de Lang, descrita na Seção 5.1. O Capital de Giro foi considerado como 15 % do Investimento Total, e este foi obtido através da soma do Investimento Fixo com o Capital de Giro, conforme ilustrado na Tabela 6.2.

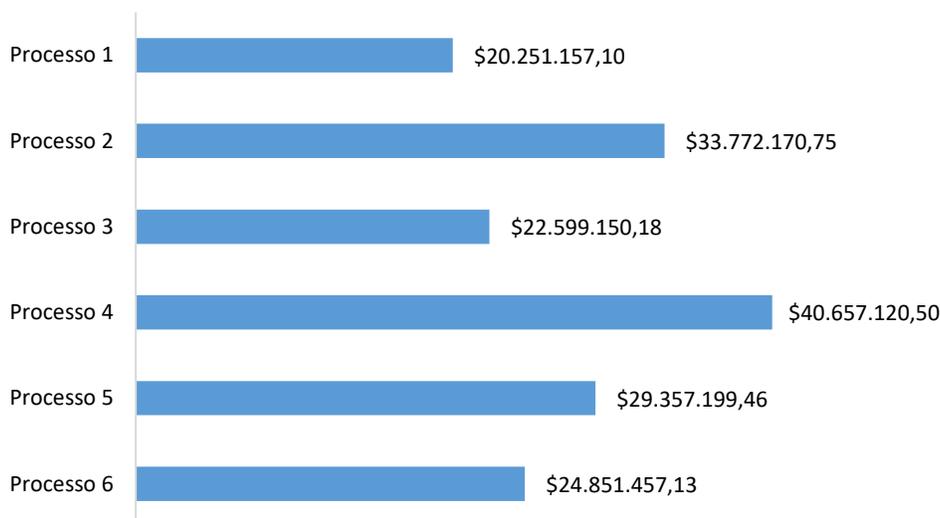
**Tabela 6.2** – Comparação do investimento em milhares de US\$ para os diferentes processos

Item calculado	Processo 1	Processo 2	Processo 3	Processo 4	Processo 5	Processo 6
Custo total dos Equipamentos	4.511,14	7.524,74	5.034,27	9.023,67	6.580,89	5.523,41
Investimento Fixo (IF)	17.194,21	28.680,55	19.188,11	34.393,71	25.083,08	21.052,47
Capital de Giro (CG)	3.056,94	5.091,62	3.411,04	6.263,41	4.274,12	3.798,99
Investimento Total (IT = IF + CG)	20.251,16	33.772,17	22.599,15	40.657,12	29.357,20	24.851,46

Fonte: Autoria própria

Os Processos 4 e 2 apresentaram os maiores investimentos, respectivamente, conforme é possível visualizar melhor na Figura 6.2. No entanto, havendo possibilidade de se investir tais valores, é necessário analisar ainda outros fatores econômicos, como preço de equilíbrio do etanol, Taxa Interna de Retorno (TIR) e o Demonstrativo do Resultado do Exercício (DRE), pois dessa forma será possível, então, avaliar se o maior investimento vem acompanhado de maiores retornos financeiros a longo prazo.

**Figura 6.2** – Investimento Total Necessário para os Diferentes Processos



Fonte: Autoria própria

## 6.2 Comparação do Demonstrativo do Resultado do Exercício (DRE)

A Tabela 6.3 apresenta a demonstração contábil do resultado do exercício (DRE) relativo a um ano de operação da planta. São apresentados nessa tabela também o custo total de produção, a receita anual das vendas de EHC, o lucro líquido anual e o preço de equilíbrio calculado. Valores de venda do produto final acima desse preço mínimo geram lucro ao processo considerado.

**Tabela 6.3** – Comparação do DRE em milhares de US\$ para os Diferentes Processos

	Processo 1	Processo 2	Processo 3	Processo 4	Processo 5	Processo 6
<b>Custos Diretos</b>						
<b>Matéria-Prima (C<sub>MP</sub>)</b>						
ART (açúcares redutores totais)	38.058,36	38.058,36	37.612,21	37.612,21	37.612,21	37.612,21
Água	7,14	7,14	4,72	4,72	4,72	4,72
<b>Mão de Obra (C<sub>MO</sub>)</b>	93,19	93,19	93,19	93,19	93,19	93,19
<b>Supervisão Técnica (C<sub>ST</sub>)</b>	13,98	13,98	13,98	13,98	13,98	13,98
<b>Utilidades (C<sub>UTIL</sub>)</b>						
Vapor LP	2.146,79	1.546,99	1.887,03	687,61	1.774,13	1.461,35
Água de Resfriamento	33,68	5,98	30,25	3,13	68,25	36,22
Eletricidade	-	-	-	-	-	-
<b>Disposição de Efluentes (C<sub>DE</sub>)</b>	272,87	238,22	166,52	163,05	279,42	73,85
<b>Manutenção e Reparos (C<sub>MR</sub>)</b>	1.031,65	1.720,83	1.151,29	2.063,62	1.504,98	1.263,15
<b>Suprimentos Operacionais (C<sub>SO</sub>)</b>	154,75	258,12	172,69	309,54	225,75	189,47
<b>Encargos de Laboratório (C<sub>LAB</sub>)</b>	13,98	13,98	13,98	13,98	13,98	13,98
<b>Patentes e Royalties (C<sub>PR</sub>)</b>	1.573,97	1.606,05	1.553,91	1.583,45	1.584,20	1.544,30
<b>Subtotal</b>	<b>43.400,46</b>	<b>43.562,94</b>	<b>42.699,76</b>	<b>42.548,48</b>	<b>43.174,80</b>	<b>42.306,41</b>
<b>Custos Indiretos</b>						
<b>Empacotamento e Estocagem (C<sub>EE</sub>)</b>	683,29	1.096,80	755,07	1.302,48	967,29	822,19
<b>Impostos Locais (C<sub>IL</sub>)</b>	257,91	430,21	287,82	515,91	376,25	315,79
<b>Seguros (C<sub>S</sub>)</b>	85,97	143,40	95,94	171,97	125,42	105,26
<b>Subtotal</b>	<b>1.027,18</b>	<b>1.670,41</b>	<b>1.138,84</b>	<b>1.990,35</b>	<b>1.468,96</b>	<b>1.243,24</b>
<b>Despesas Gerais</b>						
<b>Custos Administrativos (C<sub>ADM</sub>)</b>	170,82	274,20	188,77	325,62	241,82	205,55
<b>Distribuição e Venda dos Produtos (C<sub>DIST</sub>)</b>	5.246,56	5.353,52	5.179,69	5.278,17	5.280,66	5.147,67
<b>Pesquisa e Desenvolvimento (C<sub>P&amp;D</sub>)</b>	2.623,28	2.676,76	2.589,84	2.639,09	2.640,33	2.573,84
<b>Subtotal</b>	<b>8.040,67</b>	<b>8.304,47</b>	<b>7.958,30</b>	<b>8.242,87</b>	<b>8.162,81</b>	<b>7.927,05</b>
<b>Custo Total (US\$)</b>	<b>52.468,77</b>	<b>53.538,30</b>	<b>51.796,90</b>	<b>52.781,70</b>	<b>52.806,56</b>	<b>51.476,71</b>
<b>Venda anual de EHC</b>	<b>66.833,40</b>	<b>66.240,97</b>	<b>69.982,26</b>	<b>69.761,39</b>	<b>69.784,14</b>	<b>70.381,40</b>
<b>Lucro Líquido Anual (LLA)</b>	<b>14.364,63</b>	<b>12.702,67</b>	<b>18.185,37</b>	<b>16.979,69</b>	<b>16.977,58</b>	<b>18.904,70</b>
<b>Valor de equilíbrio (US\$/kg)</b>	<b>0,41341</b>	<b>0,44348</b>	<b>0,39312</b>	<b>0,42463</b>	<b>0,41014</b>	<b>0,39152</b>
<b>Redução possível de preço</b>	<b>-15,94 %</b>	<b>-9,83 %</b>	<b>-20,07 %</b>	<b>-13,66 %</b>	<b>-16,61 %</b>	<b>-20,39 %</b>

Fonte: Autoria própria

É possível observar que, em relação ao Lucro Líquido, o Processo 6 se mostrou mais vantajoso, seguido pelo Processo 3, devido tanto as suas maiores receitas de vendas quanto ao menor custo de operação. Além disso, o Processo 6 obteve também o menor valor de equilíbrio para a venda do etanol hidratado, mostrando que o preço do produto poderia ter uma redução de cerca de 20,4 %, se adotada a rota de Fermentação com Extração a Vácuo + Destilação Duplo Efeito.

Em termos de receita gerada através da venda de etanol, os processos com Fermentação em Baixa Temperatura (3 e 4) e Fermentação com Extração a Vácuo (5 e 6) se mostraram vantajosos, uma vez que permitem maior produção de EHC por tonelada de cana-de-açúcar processada. Os valores de produção de etanol por tonelada de cana-de-açúcar foram obtidos por meio da divisão da vazão da corrente de saída de cada processo (l/h) por 500, que é a massa de cana em toneladas processadas por hora considerada neste trabalho. Foram obtidos os valores de 82,60 l/TC para o Processo 1; 81,84 l/TC para o Processo 2; 86,48 l/TC para o Processo 3; 86,20 l/TC para o Processo 4; 86,22 l/TC para o Processo 5 e 87,00 l/TC para o Processo 6.

Os menores volumes de produção dos Processos 2 e 4, com Destilação Duplo Efeito, em relação àqueles com Destilação Convencional que utilizam os mesmos métodos de fermentação (Processo 1 e 3, respectivamente), se devem à perda de produto no topo da Coluna D, onde os gases são removidos. A perda nestes casos é significativamente maior do que na Destilação Convencional, pois nas suas pressões de operação (vácuo) o condensador deve operar a temperaturas muito baixas para evitar a perda de etanol. Uma alternativa possível é adicionar outra coluna para recuperação do etanol arrastado nos gases, mas isso não foi considerado neste trabalho.

No caso dos Processos 5 e 6 este problema não ocorreu, uma vez que foram feitas adaptações nas etapas destilatórias devido à existência de duas correntes de entrada provenientes da fermentação com extração, que minimizaram a perda de etanol arrastado pelos gases.

Em relação ao uso de utilidades, as tecnologias alternativas apresentaram economia quando comparadas ao processo convencional. Na Tabela 6.4 é possível perceber que os Processos 2, 4 e 6, que consideram a Destilação Duplo Efeito, possuem gastos com vapor significativamente menores que aqueles dos Processos 1, 3 e 5,

respectivamente, nos quais a Destilação Convencional é considerada. Em relação à Fermentação Convencional, os processos de Fermentação em Baixa Temperatura e Fermentação com Extração a Vácuo também apresentaram economia.

Os Processos 3 e 4 apresentaram uma redução nos gastos com água de resfriamento frente aos Processos 1 e 2, respectivamente, devido à eliminação da necessidade de resfriamento dos reatores, conforme evidenciado na Tabela 6.5. No entanto, os Processos 5 e 6, com Fermentação Extrativa, apresentaram maior gasto de água de resfriamento. Isso ocorreu pois foi considerado um reciclo parcial na fermentação, o que não eliminou a necessidade de resfriamento dos reatores com água, e estes, operando a temperaturas mais baixas do que na Fermentação Convencional, exigiram a utilização de uma maior quantidade de água para manter a temperatura desejada.

**Tabela 6.4** – Custos com Vapor de Baixa Pressão (LP) nos Diferentes Processos.

	Destilação Convencional	Destilação Duplo Efeito
Fermentação Convencional	US\$ 2.146.785,34 (P1)	US\$ 1.546.990,08 (P2)
Fermentação em Baixa Temperatura	US\$ 1.887.030,17 (P3)	US\$ 687.606,90 (P4)
Fermentação com Extração a Vácuo	US\$ 1.774.129,50 (P5)	US\$ 1.461.352,83 (P6)

**Tabela 6.5** – Custos com Água de Resfriamento nos Diferentes Processos

	Destilação Convencional	Destilação Duplo Efeito
Fermentação Convencional	US\$ 33.684,96 (P1)	US\$ 5.975,65 (P2)
Fermentação em Baixa Temperatura	US\$ 30.248,77 (P3)	US\$ 3.126,24 (P4)
Fermentação com Extração a Vácuo	US\$ 68.246,34 (P5)	US\$ 36.219,10 (P6)

### 6.3 Comparação do Fluxo de Caixa

Os resultados de faturamento, lucro e custo anual não são suficientes para indicar a viabilidade de implementação dos processos. Para isso faz-se necessária a análise do retorno financeiro ao longo do tempo para comprovar a sua vantagem em relação a um outro investimento, normalmente de renda fixa, que teria retorno garantido.

Dessa forma, deve-se estabelecer uma taxa mínima de atratividade (TMA), que corresponde ao mínimo de retorno esperado para o projeto. Utilizando esta taxa, é possível calcular o valor presente líquido (VPL) do fluxo de caixa de cada processo, o que significa trazer para o presente cada entrada e saída anual, descontando a taxa de juros (TMA). Portanto, se o valor do VPL for positivo, significa que a implementação do projeto é vantajosa. A taxa interna de retorno (TIR) também é calculada, sendo definida como aquela para qual o VPL é igual a zero, e é interpretada como a taxa real de rendimento do investimento. Em suma, quando a TIR é maior que a TMA, significa que a aplicação do dinheiro no projeto é mais vantajosa do que em outro investimento que renda a uma taxa conhecida (TMA).

Segundo a casa de análise de investimentos Capitalizo, o fundo de renda fixa com maior rentabilidade em 2020 foi “JOURNEY CAPITAL ENDURANCE DEB INC JUROS REAIS ADVISORY FIC FI-INFRA”, com uma rentabilidade de 10,32 % (CAPITALIZO, 2020). Portanto, a fim de assumir um caráter mais conservador e considerar os riscos de investimento na destilaria autônoma, foi considerado um valor de TMA de 15 %, cerca de 50 % maior que o fundo mencionado. Na Tabela 6.6 estão ilustrados os resultados para cada processo, relativos aos critérios econômicos avaliados.

Os fluxos de caixa foram gerados para uma operação de 23 anos, sendo os três primeiros dedicados à construção da planta, nos quais o investimento fixo foi distribuído em parcelas de 30 %, 40 % e 30 %, respectivamente. O capital de giro foi adicionado no quarto ano, onde se considera o início da operação da planta, que se estende até o ano 23 e, portanto, possui uma vida útil de 20 anos.

**Tabela 6.6** – Comparação do Fluxo de Caixa para os Diferentes Processos.

	Processo 1	Processo 2	Processo 3	Processo 4	Processo 5	Processo 6
TIR	48 %	29 %	53 %	32 %	41 %	51 %
VPL (milhões de US\$)	42,50	25,98	56,02	38,01	46,22	57,25
Tempo de payback	5 anos	7 anos e 5 meses	4 anos e 9 meses	6 anos e 10 meses	5 anos e 7 meses	4 anos e 10 meses

Fonte: Autoria própria

É possível observar que, apesar de necessitarem de um investimento maior que o Processo 1 (rota convencional), os Processos 3 e 6 se mostram mais vantajosos, com valores de TIR e VPL maiores e tempos de *payback* menores.

Como todos os valores de VPL são positivos e os valores de TIR são superiores ao da TMA definida, todos os processos são considerados viáveis, levando em conta as considerações feitas no presente trabalho. Para melhor visualização, os tempos de *payback* estão representados na Figura 6.3, onde os quadrados vermelhos representam os anos em que o VPL ainda está negativo e os verdes aqueles a partir de onde o *payback* é atingido.

**Figura 6.3** – Representação do Tempo de *Payback* para os Diferentes Processos

Ano	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20	21	22	23
Processo 1	Red	Red	Red	Red	Red	Green																	
Processo 2	Red	Red	Red	Red	Red	Red	Red	Red	Green														
Processo 3	Red	Red	Red	Red	Red	Green																	
Processo 4	Red	Red	Red	Red	Red	Red	Red	Green															
Processo 5	Red	Red	Red	Red	Red	Red	Green																
Processo 6	Red	Red	Red	Red	Red	Green																	

Fonte: Autoria própria

Como pode-se observar, os resultados do DRE se mantiveram na análise de fluxo de caixa, com o Processo 6 sendo o mais vantajoso, seguido dos Processos 3, 5, 1, 4 e 2, nesta ordem.

Isto significa que, para uma planta nova, o investimento na tecnologia de destilação duplo efeito se mostrou mais interessante apenas quando associada à fermentação com extração, visto que nos demais casos esta alternativa se mostrou menos vantajosa que o investimento no processo de destilação convencional, uma vez que a economia com utilidades no processo de destilação duplo efeito não foi capaz de compensar o maior investimento requerido. Os investimentos em fermentação em baixa temperatura e fermentação extrativa se mostraram vantajosos em relação ao processo que utiliza fermentação convencional e mesma tecnologia de destilação. Isso ocorre

porque a economia de utilidades, aliada a um menor consumo de matéria-prima, foram suficientes para compensar o investimento nas tecnologias mencionadas.

É importante ressaltar que é indispensável considerar a comparação dos resultados de cada processo em relação ao convencional para avaliar sua viabilidade, visto que neste trabalho foram analisadas apenas as etapas de fermentação e destilação e, portanto, os valores obtidos não correspondem aos custos e retornos reais da planta inteira.

Por esta razão, uma análise econômica completa dos processos evidenciou que as únicas rotas que se mostraram realmente mais atrativas do que a convencional foram aquelas formadas por Fermentação em Baixa Temperatura + Destilação Convencional, denominada Processo 3, e Fermentação com Extração a Vácuo + Destilação Duplo Efeito, chamada de Processo 6 neste trabalho. Enquanto os Processos 2 e 4 apresentaram valores de VPL e TIR menores e tempos de *payback* maiores e o Processo 5 apresentou TIR menor e tempo de *payback* maior do que aqueles obtidos no Processo 1 (convencional), os Processos 3 e 6 superaram este em todos os itens analisados, com valores respectivos de VPL de US\$ 56.019.011,48 e US\$ 57.248.512,96, TIR de 53 % e 51 %, e tempo de *payback* de 4 anos e 9 meses, e 4 anos e 10 meses, conforme indicado anteriormente na Tabela 6.6.

Por esta razão, apesar de os Processos 2, 4 e 5 terem obtido bons resultados na análise econômica, estes foram piores do que os do Processo 1, e, portanto, não é possível afirmar a sua viabilidade econômica.

## CAPÍTULO 7 - CONCLUSÃO E SUGESTÕES

No presente trabalho, foram avaliados diferentes processos para a produção de etanol hidratado a partir da cana-de-açúcar, que foram comparados à rota convencional. Os diferentes processos foram simulados no *software* Aspen Hysys® v.8.8 e, a partir dos balanços de massa e de energia resolvidos no simulador, foram feitos o dimensionamento e a estimativa de preço dos equipamentos necessários a cada processo, permitindo, deste modo, uma análise econômica dos mesmos. O objetivo da análise destes processos foi verificar se alguma das tecnologias alternativas de fermentação e destilação propostas se mostra de fato vantajosa em relação à tecnologia convencional, considerando o restante do processo similar entre os casos avaliados.

Conforme discutido no capítulo anterior, de fato é possível economizar em relação ao custo de utilidades nos processos alternativos, quando comparados à rota convencional. No entanto, uma análise econômica completa dos processos evidenciou que apenas os Processos 3 e 6, respectivamente formados por Fermentação em Baixa Temperatura + Destilação Convencional e Fermentação com Extração a Vácuo + Destilação Duplo Efeito, são mais vantajosos do que o Processo Convencional do ponto de vista econômico e, por isso, são os únicos casos em que é possível se afirmar a viabilidade econômica, sendo o Processo 6 o que traz mais benefícios, seguido pelo Processo 3.

Em estudos futuros, existe a oportunidade de se realizar a análise econômica da planta como um todo, de forma que os resultados possam ser avaliados em termos absolutos, e não apenas de forma comparativa com as tecnologias de fermentação e destilação convencionais. Através da simulação da planta completa, é possível também estudar a possibilidade de integração energética com as demais etapas do processo produtivo e calcular a geração de energia pela queima do bagaço da cana-de-açúcar, avaliando assim quanto deverá ser utilizado no processo e quanto poderá ser vendido como excedente, gerando receita extra. É possível ainda realizar uma análise de sensibilidade em relação ao valor da cana-de-açúcar e seu volume processado.

Outra possibilidade de estudo é a avaliação de possíveis formas de minimizar a perda de etanol no topo da Coluna D nos processos de Destilação Duplo Efeito com Fermentação Convencional ou Fermentação em Baixa Temperatura, já que esta se mostrou significativa, embora não tenha sido determinante para o pior resultado obtido com a tecnologia em questão.

Além disso, é possível também realizar um estudo mais detalhado da Fermentação com Extração a Vácuo, de forma a otimizar a fração de reciclo para reduzir os custos totais do processo.

Uma outra oportunidade estudo consiste na análise do número de estágios das colunas de Destilação Duplo Efeito, uma vez que neste trabalho foi considerado um número igual àqueles presentes na Destilação Convencional.

Por fim, considerando os argumentos anteriores, é possível afirmar que os resultados obtidos foram satisfatórios e que o presente trabalho atingiu os objetivos propostos, uma vez que foi possível avaliar o *Scale Up* das tecnologias alternativas apresentadas e comparar técnica e financeiramente suas aplicações industriais em relação à rota convencional.

## REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

ALBARELLI, J. Q. **Produção de açúcar e etanol de primeira e segunda geração: simulação integração energética e análise econômica.** Tese (Doutorado) – Faculdade de Engenharia Química, Universidade Estadual de Campinas, Campinas, 2013.

ANDRIETTA, S. R. **Modelagem, simulação e controle de Fermentação alcoólica contínua em escala industrial.** Tese (Doutorado) — Faculdade de Engenharia de Alimentos, Universidade Estadual de Campinas, Campinas, 1994.

BANCO CENTRAL DO BRASIL. **Cotações e Boletins.** Disponível em: <<https://www.bcb.gov.br/estabilidadefinanceira/historicocotacoes>> Acesso em: 19 de abr. de 2021.

BITTENCOURT, F. P. **Simulação e análise técnico-econômica de uma planta de pirólise multipropósito para obtenção de bio-óleo a partir de diferentes biomassas.** Trabalho de Conclusão de Curso – Instituto de Química, Universidade Federal Fluminense, Niterói, 2020.

CAPITALIZO. **Fundos de Renda Fixa – Ranking 2020**, 13 de dez. de 2020. Disponível em: <<https://capitalizo.com.br/fundos-de-renda-fixa-ranking/>> Acesso em: 17 de maio de 2021.

CONAB – COMPANHIA NACIONAL DE ABASTECIMENTO. **Acompanhamento da Safra Brasileira: Cana-de-açúcar – Safra 2020/2021.** Terceiro Levantamento, dezembro de 2020. Brasília, 2020. Disponível em: <<https://www.conab.gov.br/info-agro/safras/cana>> Acesso em: 23 de fevereiro de 2021.

CONAB – COMPANHIA NACIONAL DE ABASTECIMENTO. **Perfil do Setor do Açúcar e do Etanol no Brasil** - Edição para a safra 2015/16. Brasília, 2019. Disponível em: <<https://www.conab.gov.br/info-agro/safras/cana>> Acesso em: 23 de fevereiro de 2021.

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 de bagaço.** Dissertação (Mestrado) - Faculdade de Engenharia Química. Universidade Estadual de Campinas, Campinas, 2008.

DIAS, M.O.S. **Desenvolvimento e otimização de processos de produção de etanol de primeira e segunda geração e eletricidade a partir da cana-de-açúcar.** Dissertação (Doutorado) - Faculdade de Engenharia Química. Universidade Estadual de Campinas, Campinas, 2010.

DIAS, M.O.S; ENSINAS, AV.; NEBRA, S.A.; MACIEL FILHO, R.; ROSSELL, C.E.V. e WOLF-MACIEL, M. R.; **Production of bioethanol and other bio-based materials from sugarcane bagasse: Integration to conventional bioethanol production process.** Chemical Engineering Research and Design, v. 87, p. 1206-1216, 2009.

DIAS, M.O.S; MODESTO, M.; ENSINAS, AV.; NEBRA, S.A.; MACIEL FILHO, R.; ROSSELL, C.E.V. **Improving bioethanol production from sugarcane: evaluation of distillation, thermal integration and cogeneration systems.** Energy, v. 36, p. 3691-3703, 2011.

DIAS, M.O.S; JUNQUEIRA, T.L.; JESUS, C.D.F.; ROSSEL, C.E.V.; MACIEL FILHO, R.; BONOMI, A. **Improving bioethanol production – Comparison between extractive and low temperature fermentation.** Applied Energy, v. 98, p. 548-555, mai. 2012.

FONSECA, G. C. **Modelagem e simulação de uma destilaria autônoma de etanol de primeira geração (E1G).** Dissertação (Mestrado) – Centro de Ciências Exatas e de Tecnologia. Universidade Federal de São Carlos, São Carlos, 2014.

FURTADO, A. T.; SCANDIFFIO, M. I. G.; CORTEZ, L. A. B. **The Brazilian sugarcane innovation system.** Energy Policy, v. 39, p. 156-166, jan. 2011.

GRISI, E. F.; YUSTA, J. M.; DUFO-LÓPEZ, R. **Opportunity costs for bioelectricity sales in Brazilian sucro-energetic industries.** Applied Energy, v. 92, p. 860-867, abr. 2012.

JUNQUEIRA, T.L.; DIAS, M. O. S.; MACIEL FILHO, R.; WOLF-MACIEL, M. R.; ROSSELL, C. E. V. e ATALA, D. I. P. **Proposition of alternative configurations of the distillation columns for bioethanol production using vacuum extractive fermentation process.** Chemical Engineering Transactions, v.17, p. 1627-1632, 2009.

NOVA CANA. **ATR São Paulo: Valor acumulado avança 2,85 % em março**, 15 de abr. de 2021. Disponível em: <<https://www.novacana.com/n/cana/mercado/atr-sao-paulo-valor-acumulado-avanca-2-85-marco-150421>> Acesso em: 19 de abr. de 2021.

NOVA CANA. **[Cepea] Preço médio do etanol nas usinas cai 13 % na safra 2020/21**, 06 de abr. de 2021. Disponível em: <<https://www.novacana.com/n/etanol/mercado/precos/cepea-preco-medio-etanol-usinas-cai-13-safra-2020-21-060421>> Acesso em: 19 de abr. de 2021.

NOVA CANA. **Funcionamento de uma usina (destilaria) de etanol**. Disponível em: <<https://www.novacana.com/etanol/funcionamento-usina-destilaria>>. Acesso em: 02 de mai. de 2021.

PALACIOS-BERECHE, R.; ENSINAS, A.V.; MODESTO, M.; NEBRA, S.A. **Double-effect distillation and thermal integration applied to the ethanol production process**. Energy, v.82, p.512-523, fev. 2015.

RenovaBio.org. **O que é RenovaBio?**, 5 de abr. de 2018. Disponível em: <<https://www.renovabio.org/o-que-e-o-renovabio/>>. Acesso em: 04 de fev. de 2021.

SEIDER, W. D., SEADER, J. D. e LEWIN, D. R. **Product and Process Design Principles - Synthesis, Analysis, and Evaluation**. 2ª ed. John Wiley and Sons, Inc, 2003

SILVA, N.L.C. **Produção de bioetanol de segunda geração a partir de biomassa residual da indústria de celulose**. Dissertação (Mestrado) - Escola de Química. Universidade Federal do Rio de Janeiro, Rio de Janeiro, 2010.

**STATISTICAL Review of World Energy**. BP, 2020. Disponível em: <<https://www.bp.com/en/global/corporate/energy-economics/statistical-review-of-world-energy.html>>. Acesso em: 04 de fev. de 2021.

TOWLER, G. e SINNOTT, R. **Chemical Engineering Design**. Elsevier Inc., 2008.

TURTON, R., BAILIE, R. C., WHITING, W. B. e SHAEIWITZ, J. A. **Analysis, Synthesis and Design of Chemical Processes**. 3ª ed. Boston, Estados Unidos. Prentice Hall, 2009

WOLF, T. E. **Lang Factor Cost Estimating**. Disponível em: <<http://prjmgrcap.com/langfactorestimating.html>>. Acesso em: 05 de mai de 2021.

**YOUNG, A.F. Comparação da Produção de Biodiesel a partir dos Óleos de Soja e de Dendê com Etanol via Catálise Homogênea Alcalina.** Trabalho de Conclusão de Curso – Escola de Química. Universidade Federal do Rio de Janeiro, Rio de Janeiro, 2015.

# APÊNDICE 1 – CARACTERIZAÇÃO DAS CORRENTES DOS PROCESSOS

## A1.1 - Processo 1: Fermentação Convencional + Destilação Convencional

**Tabela A1.1 – Correntes de entrada do Processo 1**

Entradas				
Corrente	Mosto	Água	Água 2	Água 3
Temperatura (°C)	32,00	25,00	25,00	25,00
Pressão (kPa)	101,300	101,300	101,300	101,300
Vazão Molar (Kmol/h)	14088,87	4660,87	3146,22	555,09
Vazão Mássica (Kg/h)	316200,00	83966,06	56679,46	10000,00
Vazão Volumétrica (m <sup>3</sup> /h) - Std Cond	284	83	56	10
Fração Mássica dos Componentes				
Sacarose	0,2000	0,0000	0,0000	0,0000
Dextrose	0,0087	0,0000	0,0000	0,0000
H2O	0,7913	1,0000	1,0000	1,0000
Etanol	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Glicerol	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Amônia	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
CO2	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
H2	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Ácido Succínico	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Ácido Acético	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Álcool Isoamílico	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Levedura	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000

**Tabela A1.2 – Correntes de saída do Processo 1 – parte 1**

Saídas				
Corrente	álcool 2 <sup>a</sup>	álcool hidratado	óleo fúsel B	óleo fúsel B1
Temperatura (°C)	35,00	81,57	98,50	108,10
Pressão (kPa)	133,800	116,000	124,500	134,400
Vazão Molar (Kmol/h)	3,39	810,49	4,63	1,83
Vazão Mássica (Kg/h)	137,09	33905,10	88,00	33,00
Vazão Volumétrica (m <sup>3</sup> /h) - Std Cond	0	41	0	0
Fração Mássica dos Componentes				
Sacarose	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Dextrose	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
H2O	0,0781	0,0646	0,9158	0,9998
Etanol	0,9103	0,9350	0,0839	0,0000
Glicerol	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Amônia	0,0104	0,0004	0,0000	0,0000
CO2	0,0011	0,0000	0,0000	0,0000
H2	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Ácido Succínico	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Ácido Acético	0,0000	0,0000	0,0002	0,0002
Álcool Isoamílico	0,0000	0,0000	0,0001	0,0000
Levedura	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000

**Tabela A1.3 – Correntes de saída do Processo 1 – parte 2**

Corrente	Saídas				
	Vinhaça	Flegmaça	Gases	CO2	Purga2
Temperatura (°C)	111,90	108,40	35,00	34,39	28,43
Pressão (kPa)	152,500	135,700	133,800	101,300	50,000
Vazão Molar (Kmol/h)	19883,47	2052,49	12,69	734,20	3,96
Vazão Mássica (Kg/h)	363981,12	36979,71	490,33	31145,02	195,78
Vazão Volumétrica (m <sup>3</sup> /h) - Std Cond	356	36	1	35	0
Fração Mássica dos Componentes					
Sacarose	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Dextrose	0,0174	0,0000	0,0000	0,0000	0,4538
H2O	0,9823	0,9998	0,0075	0,0230	0,0000
Etanol	0,0002	0,0000	0,1025	0,0042	0,0000
Glicerol	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Amônia	0,0000	0,0000	0,0839	0,0007	0,0000
CO2	0,0000	0,0000	0,8061	0,9720	0,2750
H2	0,0000	0,0000	0,0000	0,0002	0,0000
Ácido Succínico	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0009
Ácido Acético	0,0001	0,0002	0,0000	0,0000	0,0037
Álcool Isoamílico	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Levedura	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,5141

**A1.2 - Processo 2: Fermentação Convencional + Destilação Duplo Efeito****Tabela A1.4 – Correntes de entrada do Processo 2**

Corrente	Entradas			
	Mosto	Água	Água 2	Água 3
Temperatura (°C)	32,00	25,00	25,00	25,00
Pressão (kPa)	101,300	101,300	101,300	101,300
Vazão Molar (Kmol/h)	14088,87	4660,87	3146,22	555,09
Vazão Mássica (Kg/h)	316200,00	83966,06	56679,46	10000,00
Vazão Volumétrica (m <sup>3</sup> /h) - Std Cond	284	83	56	10
Fração Mássica dos Componentes				
Sacarose	0,2000	0,0000	0,0000	0,0000
Dextrose	0,0087	0,0000	0,0000	0,0000
H2O	0,7913	1,0000	1,0000	1,0000
Etanol	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Glicerol	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Amônia	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
CO2	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
H2	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Ácido Succínico	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Ácido Acético	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Álcool Isoamílico	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Levedura	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000

**Tabela A1.5 – Correntes de saída do Processo 2 – parte 1**

Corrente	Saídas			
	álcool 2ª	álcool hidratado	óleo fúsel B	óleo fúsel B1
Temperatura (°C)	26,00	78,15	94,04	107,70
Pressão (kPa)	20,000	101,300	115,900	132,700
Vazão Molar (Kmol/h)	6,68	803,29	4,51	1,83
Vazão Mássica (Kg/h)	275,23	33604,55	88,00	33,00
Vazão Volumétrica (m³/h) - Std Cond	0	41	0	0
Fração Mássica dos Componentes				
Sacarose	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Dextrose	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
H2O	0,0743	0,0650	0,8755	0,9998
Etanol	0,9239	0,9350	0,1241	0,0000
Glicerol	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Amônia	0,0016	0,0000	0,0000	0,0000
CO2	0,0001	0,0000	0,0000	0,0000
H2	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Ácido Succínico	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Ácido Acético	0,0000	0,0000	0,0003	0,0002
Álcool Isoamílico	0,0000	0,0000	0,0001	0,0000
Levedura	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000

**Tabela A1.6 – Correntes de saída do Processo 2 – parte 2**

Corrente	Saídas				
	Vinhaça	Flegmaça	Gases	CO2	Purga2
Temperatura (°C)	65,01	108,20	26,00	34,39	28,43
Pressão (kPa)	25,000	135,000	20,000	101,300	50,000
Vazão Molar (Kmol/h)	19889,27	2041,95	20,83	734,20	3,96
Vazão Mássica (Kg/h)	364044,11	36790,82	808,95	31145,02	195,78
Vazão Volumétrica (m³/h) - Std Cond	356	36	1	35	0
Fração Mássica dos Componentes					
Sacarose	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Dextrose	0,0174	0,0000	0,0000	0,0000	0,4538
H2O	0,9825	0,9998	0,0296	0,0230	0,0000
Etanol	0,0000	0,0000	0,4127	0,0042	0,0000
Glicerol	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Amônia	0,0000	0,0000	0,0689	0,0007	0,0000
CO2	0,0000	0,0000	0,4888	0,9720	0,2750
H2	0,0000	0,0000	0,0000	0,0002	0,0000
Ácido Succínico	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0009
Ácido Acético	0,0001	0,0002	0,0000	0,0000	0,0037
Álcool Isoamílico	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Levedura	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,5141

### A1.3 - Processo 3: Fermentação em Baixa Temperatura + Destilação Convencional

**Tabela A1.7 – Correntes de entrada do Processo 3**

Entradas				
Corrente	Mosto	Água	Água 2	Água 3
Temperatura (°C)	32,00	25,00	25,00	25,00
Pressão (kPa)	101,300	101,300	101,300	101,300
Vazão Molar (Kmol/h)	9115,03	3110,12	2111,95	555,09
Vazão Mássica (Kg/h)	225900,00	56029,05	38046,91	10000,00
Vazão Volumétrica (m <sup>3</sup> /h) - Std Cond	195	55	37	10
Fração Mássica dos Componentes				
Sacarose	0,2800	0,0000	0,0000	0,0000
Dextrose	0,0087	0,0000	0,0000	0,0000
H2O	0,7113	1,0000	1,0000	1,0000
Etanol	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Glicerol	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Amônia	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
CO2	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
H2	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Ácido Succínico	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Ácido Acético	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Álcool Isoamílico	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Levedura	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000

**Tabela A1.8 – Correntes de saída do Processo 3 – parte 1**

Saídas				
Corrente	álcool 2ª	álcool hidratado	óleo fúsel B	óleo fúsel B1
Temperatura (°C)	35,00	81,59	98,39	108,10
Pressão (kPa)	133,800	116,000	124,500	134,400
Vazão Molar (Kmol/h)	3,84	848,61	4,63	1,83
Vazão Mássica (Kg/h)	155,97	35502,54	88,01	33,00
Vazão Volumétrica (m <sup>3</sup> /h) - Std Cond	0	43	0	0,03
Fração Mássica dos Componentes				
Sacarose	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Dextrose	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
H2O	0,0768	0,0648	0,9140	0,9998
Etanol	0,9126	0,9350	0,0856	0,0000
Glicerol	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Amônia	0,0094	0,0001	0,0000	0,0000
CO2	0,0012	0,0000	0,0000	0,0000
H2	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Ácido Succínico	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Ácido Acético	0,0000	0,0000	0,0003	0,0002
Álcool Isoamílico	0,0000	0,0000	0,0001	0,0000
Levedura	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000

**Tabela A1.9 – Correntes de saída do Processo 3 – parte 2**

Corrente	Saídas				
	Vinhaça	Flegmaça	Gases	CO2	Purga2
Temperatura (°C)	111,90	108,40	35,00	34,25	27,36
Pressão (kPa)	152,500	135,700	133,800	101,300	50,000
Vazão Molar (Kmol/h)	12178,23	2168,42	9,09	777,40	2,91
Vazão Mássica (Kg/h)	221344,70	39069,40	355,47	33024,87	114,13
Vazão Volumétrica (m <sup>3</sup> /h) - Std Cond	217	39	0	37	0
Fração Mássica dos Componentes					
Sacarose	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Dextrose	0,0096	0,0000	0,0000	0,0000	0,2576
H2O	0,9902	0,9998	0,0074	0,0228	0,0000
Etanol	0,0000	0,0000	0,1018	0,0047	0,0000
Glicerol	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Amônia	0,0000	0,0000	0,0756	0,0005	0,0000
CO2	0,0000	0,0000	0,8153	0,9719	0,0335
H2	0,0000	0,0000	0,0000	0,0001	0,0000
Ácido Succínico	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0012
Ácido Acético	0,0002	0,0002	0,0000	0,0000	0,0049
Álcool Isoamílico	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Levedura	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,7028

**A1.4 - Processo 4: Fermentação em Baixa Temperatura + Destilação Duplo Efeito****Tabela A1.10 – Correntes de entrada do Processo 4**

Corrente	Entradas			
	Mosto	Água	Água 2	Água 3
Temperatura (°C)	32,00	25,00	25,00	25,00
Pressão (kPa)	101,300	101,300	101,300	101,300
Vazão Molar (Kmol/h)	9115,03	3110,12	2111,95	555,09
Vazão Mássica (Kg/h)	225900,00	56029,05	38046,91	10000,00
Vazão Volumétrica (m <sup>3</sup> /h) - Std Cond	195	55	37	10
Fração Mássica dos Componentes				
Sacarose	0,2800	0,0000	0,0000	0,0000
Dextrose	0,0087	0,0000	0,0000	0,0000
H2O	0,7113	1,0000	1,0000	1,0000
Etanol	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Glicerol	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Amônia	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
CO2	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
H2	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Ácido Succínico	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Ácido Acético	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Álcool Isoamílico	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Levedura	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000

**Tabela A1.11 – Correntes de saída do Processo 4 – parte 1**

Corrente	Saídas			
	álcool 2ª	álcool hidratado	óleo fúsel B	óleo fúsel B1
Temperatura (°C)	26,00	78,16	97,56	107,70
Pressão (kPa)	20,000	101,300	115,900	132,700
Vazão Molar (Kmol/h)	3,64	846,98	4,68	1,83
Vazão Mássica (Kg/h)	150,22	35390,49	87,99	33,00
Vazão Volumétrica (m³/h) - Std Cond	0	43	0	0,03
Fração Mássica dos Componentes				
Sacarose	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Dextrose	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
H2O	0,0731	0,0650	0,9314	0,9998
Etanol	0,9254	0,9350	0,0681	0,0000
Glicerol	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Amônia	0,0014	0,0000	0,0000	0,0000
CO2	0,0001	0,0000	0,0000	0,0000
H2	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Ácido Succínico	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Ácido Acético	0,0000	0,0000	0,0004	0,0002
Álcool Isoamílico	0,0000	0,0000	0,0001	0,0000
Levedura	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000

**Tabela A1.12 – Correntes de saída do Processo 4 – parte 2**

Corrente	Saídas				
	Vinhaça	Flegmaça	Gases	CO2	Purga2
Temperatura (°C)	64,99	108,20	26,00	34,25	27,36
Pressão (kPa)	25,000	135,000	20,000	101,300	50,000
Vazão Molar (Kmol/h)	11920,34	2415,32	14,51	777,40	2,91
Vazão Mássica (Kg/h)	216696,19	43519,20	572,88	33024,87	114,13
Vazão Volumétrica (m³/h) - Std Cond	213	43	1	37	0
Fração Mássica dos Componentes					
Sacarose	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Dextrose	0,0098	0,0000	0,0000	0,0000	0,2576
H2O	0,9900	0,9998	0,0287	0,0228	0,0000
Etanol	0,0000	0,0000	0,4072	0,0047	0,0000
Glicerol	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Amônia	0,0000	0,0000	0,0577	0,0005	0,0000
CO2	0,0000	0,0000	0,5064	0,9719	0,0335
H2	0,0000	0,0000	0,0000	0,0001	0,0000
Ácido Succínico	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0012
Ácido Acético	0,0001	0,0002	0,0000	0,0000	0,0049
Álcool Isoamílico	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Levedura	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,7028

## A1.5 - Processo 5: Fermentação com Extração a Vácuo + Destilação Convencional

**Tabela A1.13 – Correntes de entrada do Processo 5**

Entradas				
Corrente	Mosto	Água	Água 2	Água 3
Temperatura (°C)	32,00	25,00	25,00	25,00
Pressão (kPa)	101,300	101,300	101,300	101,300
Vazão Molar (Kmol/h)	9115,03	3117,54	2104,36	555,09
Vazão Mássica (Kg/h)	225900,00	56162,76	37910,33	10000,00
Vazão Volumétrica (m <sup>3</sup> /h) - Std Cond	195	55	37	10
Fração Mássica dos Componentes				
Sacarose	0,2800	0,0000	0,0000	0,0000
Dextrose	0,0087	0,0000	0,0000	0,0000
H2O	0,7113	1,0000	1,0000	1,0000
Etanol	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Glicerol	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Amônia	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
CO2	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
H2	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Ácido Succínico	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Ácido Acético	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Álcool Isoamílico	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Levedura	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000

**Tabela A1.14 – Correntes de saída do Processo 5 – parte 1**

Saídas				
Corrente	álcool 2 <sup>a</sup>	álcool hidratado	óleo fúsel B	óleo fúsel B1
Temperatura (°C)	35,00	81,59	98,38	108,10
Pressão (kPa)	133,800	116,000	124,500	134,400
Vazão Molar (Kmol/h)	8,51	846,27	4,63	1,66
Vazão Mássica (Kg/h)	346,78	35402,03	87,99	30,00
Vazão Volumétrica (m <sup>3</sup> /h) - Std Cond	0	43	0	0,03
Fração Mássica dos Componentes				
Sacarose	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Dextrose	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
H2O	0,0765	0,0648	0,9139	0,9998
Etanol	0,9153	0,9350	0,0857	0,0000
Glicerol	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Amônia	0,0069	0,0002	0,0000	0,0000
CO2	0,0012	0,0000	0,0000	0,0000
H2	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Ácido Succínico	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Ácido Acético	0,0000	0,0000	0,0004	0,0002
Álcool Isoamílico	0,0000	0,0000	0,0001	0,0000
Levedura	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000

**Tabela A1.15 – Correntes de saída do Processo 5 – parte 2**

Corrente	Saídas				
	Vinhaça	Flegmaça	Gases	CO2	Purga2
Temperatura (°C)	111,90	108,40	35,00	33,16	27,33
Pressão (kPa)	152,500	135,700	133,800	101,300	50,000
Vazão Molar (Kmol/h)	12677,92	1715,65	17,70	761,68	2,90
Vazão Mássica (Kg/h)	230707,93	30911,93	713,59	32425,80	116,61
Vazão Volumétrica (m <sup>3</sup> /h) - Std Cond	226	30	1	37	0
Fração Mássica dos Componentes					
Sacarose	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Dextrose	0,0109	0,0000	0,0000	0,0000	0,2829
H2O	0,9888	0,9998	0,0072	0,0214	0,0000
Etanol	0,0002	0,0000	0,0993	0,0035	0,0000
Glicerol	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Amônia	0,0000	0,0000	0,0541	0,0003	0,0000
CO2	0,0000	0,0000	0,8395	0,9747	0,0332
H2	0,0000	0,0000	0,0000	0,0001	0,0000
Ácido Succínico	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0011
Ácido Acético	0,0001	0,0002	0,0000	0,0000	0,0044
Álcool Isoamílico	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Levedura	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,6784

**A1.6 - Processo 6: Fermentação com Extração a Vácuo + Destilação Duplo Efeito****Tabela A1.16 – Correntes de entrada do Processo 6**

Corrente	Entradas			
	Mosto	Água	Água 2	Água 3
Temperatura (°C)	32,00	25,00	25,00	25,00
Pressão (kPa)	101,300	101,300	101,300	101,300
Vazão Molar (Kmol/h)	9115,03	3117,54	2104,36	555,09
Vazão Mássica (Kg/h)	225900,00	56162,76	37910,33	10000,00
Vazão Volumétrica (m <sup>3</sup> /h) - Std Cond	195	55	37	10
Fração Mássica dos Componentes				
Sacarose	0,2800	0,0000	0,0000	0,0000
Dextrose	0,0087	0,0000	0,0000	0,0000
H2O	0,7113	1,0000	1,0000	1,0000
Etanol	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Glicerol	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Amônia	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
CO2	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
H2	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Ácido Succínico	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Ácido Acético	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Álcool Isoamílico	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Levedura	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000

**Tabela A1.17 – Correntes de saída do Processo 6 – parte 1**

Corrente	Saídas			
	álcool 2ª	álcool hidratado	óleo fúsel B	óleo fúsel B1
Temperatura (°C)	26,00	78,08	96,13	107,80
Pressão (kPa)	20,000	101,300	115,900	132,700
Vazão Molar (Kmol/h)	0,07	853,49	4,62	1,82
Vazão Mássica (Kg/h)	1,83	35705,03	88,00	33,00
Vazão Volumétrica (m³/h) - Std Cond	0	44	0	0,03
Fração Mássica dos Componentes				
Sacarose	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Dextrose	0,0000	0,0000	0,0000	0,0072
H2O	0,5152	0,0638	0,9114	0,9926
Etanol	0,4844	0,9350	0,0883	0,0000
Glicerol	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Amônia	0,0002	0,0011	0,0000	0,0000
CO2	0,0002	0,0001	0,0000	0,0000
H2	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Ácido Succínico	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Ácido Acético	0,0002	0,0000	0,0002	0,0002
Álcool Isoamílico	0,0000	0,0000	0,0001	0,0000
Levedura	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000

**Tabela A1.18 – Correntes de saída do Processo 6 – parte 2**

Corrente	Saídas				
	Vinhaça	Flegmaça	Gases	CO2	Purga2
Temperatura (°C)	64,97	108,30	26,00	33,16	27,33
Pressão (kPa)	25,000	135,000	20,000	101,300	50,000
Vazão Molar (Kmol/h)	158,05	14233,48	21,49	761,68	2,90
Vazão Mássica (Kg/h)	2847,55	258707,07	868,49	32425,80	116,61
Vazão Volumétrica (m³/h) - Std Cond	3	254	1	37	0
Fração Mássica dos Componentes					
Sacarose	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Dextrose	0,0000	0,0097	0,0000	0,0000	0,2829
H2O	0,9999	0,9901	0,0662	0,0214	0,0000
Etanol	0,0000	0,0000	0,2437	0,0035	0,0000
Glicerol	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Amônia	0,0000	0,0000	0,0028	0,0003	0,0000
CO2	0,0000	0,0000	0,6874	0,9747	0,0332
H2	0,0000	0,0000	0,0000	0,0001	0,0000
Ácido Succínico	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0011
Ácido Acético	0,0001	0,0002	0,0000	0,0000	0,0044
Álcool Isoamílico	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Levedura	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,6784

## APÊNDICE 2 – PROPRIEDADES E CUSTOS DOS EQUIPAMENTOS

### A2.1 - Processo 1: Fermentação Convencional + Destilação Convencional

**Tabela A2.1** – Equipamentos considerados no Processo 1 – Parte 1

TROCADORES DE CALOR			
<b>E-100</b>		<b>COND-D</b>	
Calor Trocado (MegaKJ/h)	112,10	Calor Trocado (MegaKJ/h)	15,17
Área de Troca Térmica (m <sup>2</sup> )	107,48	Área de Troca Térmica (m <sup>2</sup> )	119,86
Coef. Global de Transf. De Calor (KJ/°C-m <sup>2</sup> -h)	32.629,75	Coef. Global de Transf. De Calor (KJ/°C-m <sup>2</sup> -h)	10.429,24
Vazão de Vapor LP (Kg/h)	52.030,00	Vazão de Água (Kg/h)	716.700,00
Custo de utilidade (US\$/h)	217,13	Custo de utilidade (US\$/h)	3,19
Custo do equipamento (US\$)	19.624,80	Custo do equipamento (US\$)	20.677,46
<b>REF-A</b>		<b>REF-B</b>	
Calor Trocado (MegaKJ/h)	142,10	Calor Trocado (MegaKJ/h)	25,51
Área de Troca Térmica (m <sup>2</sup> )	3.054,84	Área de Troca Térmica (m <sup>2</sup> )	429,10
Coef. Global de Transf. De Calor (KJ/°C-m <sup>2</sup> -h)	6.648,69	Coef. Global de Transf. De Calor (KJ/°C-m <sup>2</sup> -h)	6.648,69
Vazão de Vapor LP (Kg/h)	64.710,00	Vazão de Vapor LP (Kg/h)	11.610,00
Custo de utilidade (US\$/h)	270,05	Custo de utilidade (US\$/h)	48,45
Custo do equipamento (US\$)	284.021,69	Custo do equipamento (US\$)	45.335,80
<b>COND-B</b>			
Calor Trocado (MegaKJ/h)	92,50		
Área de Troca Térmica (m <sup>2</sup> )	1.265,90		
Coef. Global de Transf. De Calor (KJ/°C-m <sup>2</sup> -h)	3.068,63		
Vazão de Água (Kg/h)	884.500,00		
Custo de utilidade (US\$/h)	3,93		
Custo do equipamento (US\$)	113.466,31		
BOMBAS E COMPRESSORES			
<b>P-100</b>			
Vazão Volumétrica (m <sup>3</sup> /h)	443,70		
Acréscimo de Pressão (Kpa)	35,30		
Potência (HP)	7,86		
Eletricidade (KW)	5,86		
Custo (US\$)	10.836,65		

**Tabela A2.2 – Equipamentos considerados no Processo 1 – Parte 2**

VASOS E REATORES			
<b>FERM1</b>		<b>FERM2</b>	
Comprimento / Diâmetro do Vaso (m)	20,93 / 6,98	Comprimento / Diâmetro do Vaso (m)	23,27 / 7,76
Custo Total (US\$)	313.883,33	Custo Total (US\$)	389.398,80
<b>FERM3</b>		<b>FERM4</b>	
Comprimento / Diâmetro do Vaso (m)	24,61 / 8,2	Comprimento / Diâmetro do Vaso (m)	20,93 / 6,98
Custo Total (US\$)	453.111,27	Custo Total (US\$)	313.883,33
<b>TRAT</b>			
Número de Vasos	2,00		
Comprimento / Diâmetro do Vaso (m)	11,12 / 3,71		
Custo Total (US\$)	261.673,36		
COLUNAS			
<b>A1</b>		<b>A</b>	
Temperatura - Topo/Fundo (°C)	100,5 / 101,9	Temperatura - Topo/Fundo (°C)	101,9 / 111,9
Pressão - Topo/Fundo (Kpa)	136,3 / 139,3	Pressão - Topo/Fundo (Kpa)	139,3 / 152,5
Altura/Diâmetro (m)	7,32 / 2,05	Altura/Diâmetro (m)	11,63 / 3,4
Número de Estágios Teóricos	8,00	Número de Estágios Teóricos	18,00
Razão de Refluxo (molar)	59,14	Razão de Refluxo (molar)	30,06
Custo (US\$)	133.893,61	Custo (US\$)	472.034,45
<b>D</b>		<b>B,B1</b>	
Temperatura - Topo/Fundo (°C)	83,86 / 89,47	Temperatura - Topo/Fundo (°C)	81,57 / 108,4
Pressão - Topo/Fundo (Kpa)	133,8 / 136,3	Pressão - Topo/Fundo (Kpa)	116 / 135,7
Altura/Diâmetro (m)	6,35 / 1,15	Altura/Diâmetro (m)	25,87 / 3,03
Número de Estágios Teóricos	6,00	Número de Estágios Teóricos	45,00
Razão de Refluxo (molar)	20,87	Razão de Refluxo (molar)	2,97
Custo (US\$)	69.950,42	Custo (US\$)	720.453,86
<b>T-100</b>			
Temperatura - Topo/Fundo (°C)	34,4 / 33,3		
Pressão - Topo/Fundo (Kpa)	101,3 / 101,3		
Altura/Diâmetro (m)	4,57 / 1,88		
Número de Estágios Teóricos	10,00		
Razão de Refluxo (molar)	0,77		
Custo (US\$)	100.613,31		
OUTROS			
<b>CENTRIF-1</b>		<b>CENTRIF-2</b>	
Vazão Mássica de Sólidos (ton/h)	29,58	Vazão Mássica de Sólidos (ton/h)	29,58
Custo (US\$)	394.141,14	Custo (US\$)	394.141,14

## A2.2 - Processo 2: Fermentação Convencional + Destilação Duplo Efeito

**Tabela A2.3** – Equipamentos considerados no Processo 2 – Parte 1

TROCADORES DE CALOR			
<b>E-100</b>		<b>COND-D</b>	
Calor Trocado (MegaKJ/h)	34,80	Calor Trocado (MegaKJ/h)	30,00
Área de Troca Térmica (m <sup>2</sup> )	107,73	Área de Troca Térmica (m <sup>2</sup> )	110,90
Coef. Global de Transf. De Calor (KJ/°C-m <sup>2</sup> -h)	6.757,12	Coef. Global de Transf. De Calor (KJ/°C-m <sup>2</sup> -h)	8.162,55
Vazão de Vapor LP (Kg/h)	16.170,00	Vazão de Fluido (Kg/h)	136.500,00
Custo de utilidade (US\$/h)	67,48	Custo de utilidade (US\$/h)	1,50
Custo do equipamento (US\$)	19.646,66	Custo do equipamento (US\$)	19.916,73
<b>REF-A</b>		<b>REF-B</b>	
Calor Trocado (MegaKJ/h)	62,70	Calor Trocado (MegaKJ/h)	25,51
Área de Troca Térmica (m <sup>2</sup> )	108,49	Área de Troca Térmica (m <sup>2</sup> )	423,83
Coef. Global de Transf. De Calor (KJ/°C-m <sup>2</sup> -h)	17.487,09	Coef. Global de Transf. De Calor (KJ/°C-m <sup>2</sup> -h)	6.648,69
Vazão de Vapor LP (Kg/h)	64.710,00	Vazão de Vapor LP (Kg/h)	11.610,00
Custo de utilidade (US\$/h)	270,05	Custo de utilidade (US\$/h)	48,45
Custo do equipamento (US\$)	19.711,39	Custo do equipamento (US\$)	44.923,18
<b>INTEG-AB</b>		<b>E-103</b>	
Calor Trocado (MegaKJ/h)	83,06	Calor Trocado (MegaKJ/h)	4,80
Área de Troca Térmica (m <sup>2</sup> )	3.706,46	Área de Troca Térmica (m <sup>2</sup> )	114,13
Coef. Global de Transf. De Calor (KJ/°C-m <sup>2</sup> -h)	3.068,63	Coef. Global de Transf. De Calor (KJ/°C-m <sup>2</sup> -h)	1.238,91
Vazão de utilidade (Kg/h)	-	Vazão de água (Kg/h)	45.660,00
Custo de utilidade (US\$/h)	-	Custo de utilidade (US\$/h)	0,20
Custo do equipamento (US\$)	54.575,07	Custo do equipamento (US\$)	20.191,57
<b>E-104</b>			
Calor Trocado (MegaKJ/h)	11,00		
Área de Troca Térmica (m <sup>2</sup> )	136,23		
Coef. Global de Transf. De Calor (KJ/°C-m <sup>2</sup> -h)	3.285,48		
Vazão de utilidade (Kg/h)	-		
Custo de utilidade (US\$/h)	-		
Custo do equipamento (US\$)	22.050,95		

**Tabela A2.4 – Equipamentos considerados no Processo 2 – Parte 2**

BOMBAS E COMPRESSORES			
<b>P-100</b>		<b>K-100</b>	
Vazão Volumétrica (m <sup>3</sup> /h)	20,04	Vazão Volumétrica (m <sup>3</sup> /h)	58,61
Acréscimo de Pressão (Kpa)	100,00	Acréscimo de Pressão (Kpa)	27,82
Potência (HP)	1,08	Potência (HP)	2.593,54
Eletricidade (KW)	0,81	Eletricidade (KW)	1.934,00
Custo (US\$)	4.681,71	Custo (US\$)	1.307.575,87
<b>K-101</b>			
Vazão Volumétrica (m <sup>3</sup> /h)	58,61		
Acréscimo de Pressão (Kpa)	70,00		
Potência (HP)	2.997,18		
Eletricidade (KW)	2.235,00		
Custo (US\$)	1.467.991,91		
VASOS E REATORES			
<b>FERM1</b>		<b>FERM2</b>	
Comprimento / Diâmetro do Vaso (m)	20,93 / 6,98	Comprimento / Diâmetro do Vaso (m)	23,27 / 7,76
Custo Total (US\$)	313.883,33	Custo Total (US\$)	389.398,80
<b>FERM3</b>		<b>FERM4</b>	
Comprimento / Diâmetro do Vaso (m)	24,61 / 8,2	Comprimento / Diâmetro do Vaso (m)	20,93 / 6,98
Custo Total (US\$)	453.111,27	Custo Total (US\$)	313.883,33
<b>TRAT</b>			
Número de Vasos	2,00		
Comprimento / Diâmetro do Vaso (m)	11,12 / 3,71		
Custo Total (US\$)	261.673,36		

**Tabela A2.5 – Equipamentos considerados no Processo 2 – Parte 3**

COLUNAS			
<b>A1</b>		<b>A</b>	
Temperatura - Topo/Fundo (°C)	53,01 / 55,35	Temperatura - Topo/Fundo (°C)	55,68 / 65
Pressão - Topo/Fundo (Kpa)	20 /22	Pressão - Topo/Fundo (Kpa)	22 /25
Altura/Diâmetro (m)	7,82 / 2,99	Altura/Diâmetro (m)	13,52 / 4,79
Número de Estágios Teóricos	8,00	Número de Estágios Teóricos	18,00
Razão de Refluxo (molar)	32,22	Razão de Refluxo (molar)	23,34
Custo (US\$)	211.827,53	Custo (US\$)	526.703,13
<b>D</b>		<b>B,B1</b>	
Temperatura - Topo/Fundo (°C)	41,83 / 44,47	Temperatura - Topo/Fundo (°C)	78,18 / 108,2
Pressão - Topo/Fundo (Kpa)	20 /20	Pressão - Topo/Fundo (Kpa)	101,3 /135
Altura/Diâmetro (m)	7,77 / 2,37	Altura/Diâmetro (m)	25,79 / 2,98
Número de Estágios Teóricos	6,00	Número de Estágios Teóricos	45,00
Razão de Refluxo (molar)	1,01	Razão de Refluxo (molar)	2,67
Custo (US\$)	171.330,34	Custo (US\$)	710.025,40
<b>T-100</b>			
Temperatura - Topo/Fundo (°C)	34,4 / 33,3		
Pressão - Topo/Fundo (Kpa)	101,3 /101,3		
Altura/Diâmetro (m)	4,57 / 1,88		
Número de Estágios Teóricos	10,00		
Razão de Refluxo (molar)	0,77		
Custo (US\$)	100.613,31		
OUTROS			
<b>CENTRIF-1</b>		<b>CENTRIF-2</b>	
Vazão Mássica de Sólidos (ton/h)	29,58	Vazão Mássica de Sólidos (ton/h)	29,58
Custo (US\$)	394.141,14	Custo (US\$)	394.141,14
<b>APARATO DE VÁCUO</b>			
Vazão de vapor (lb/h)	876,70		
Pressão desejada (torr)	150,01		
Custo (US\$)	2.742,89		

## A2.3 - Processo 3: Fermentação em Baixa Temperatura + Destilação Convencional

**Tabela A2.6 – Equipamentos considerados no Processo 3 – Parte 1**

TROCADORES DE CALOR			
<b>E-100</b>		<b>COND-D</b>	
Calor Trocado (MegaKJ/h)	78,70	Calor Trocado (MegaKJ/h)	20,00
Área de Troca Térmica (m <sup>2</sup> )	107,52	Área de Troca Térmica (m <sup>2</sup> )	139,21
Coef. Global de Transf. De Calor (KJ/°C-m <sup>2</sup> -h)	22.646,48	Coef. Global de Transf. De Calor (KJ/°C-m <sup>2</sup> -h)	11.787,62
Vazão de Vapor LP (Kg/h)	36.500,00	Vazão de Água (Kg/h)	813.600,00
Custo de utilidade (US\$/h)	152,32	Custo de utilidade (US\$/h)	3,62
Custo do equipamento (US\$)	19.628,71	Custo do equipamento (US\$)	22.299,41
<b>REF-A</b>		<b>REF-B</b>	
Calor Trocado (MegaKJ/h)	137,10	Calor Trocado (MegaKJ/h)	25,51
Área de Troca Térmica (m <sup>2</sup> )	2.947,35	Área de Troca Térmica (m <sup>2</sup> )	421,25
Coef. Global de Transf. De Calor (KJ/°C-m <sup>2</sup> -h)	6.648,69	Coef. Global de Transf. De Calor (KJ/°C-m <sup>2</sup> -h)	6.648,69
Vazão de Vapor LP (Kg/h)	64.710,00	Vazão de Vapor LP (Kg/h)	11.610,00
Custo de utilidade (US\$/h)	270,05	Custo de utilidade (US\$/h)	48,45
Custo do equipamento (US\$)	272.804,81	Custo do equipamento (US\$)	44.720,67
<b>COND-B</b>		<b>E-FERMENT</b>	
Calor Trocado (MegaKJ/h)	95,13	Calor Trocado (MegaKJ/h)	13,90
Área de Troca Térmica (m <sup>2</sup> )	1.301,27	Área de Troca Térmica (m <sup>2</sup> )	108,39
Coef. Global de Transf. De Calor (KJ/°C-m <sup>2</sup> -h)	3.068,63	Coef. Global de Transf. De Calor (KJ/°C-m <sup>2</sup> -h)	4.539,52
Vazão de água (Kg/h)	884.500,00	Vazão de fluido (Kg/h)	64.710,00
Custo de utilidade (US\$/h)	3,93	Custo de utilidade (US\$)	0,71
Custo do equipamento (US\$)	116.499,62	Custo do equipamento (US\$)	19.702,54
BOMBAS E COMPRESSORES			
<b>P-100</b>			
Vazão Volumétrica (m <sup>3</sup> /h)	305,50		
Acréscimo de Pressão (Kpa)	35,30		
Potência (HP)	5,48		
Eletricidade (KW)	4,08		
Custo (US\$)	9.621,83		

**Tabela A2.7 – Equipamentos considerados no Processo 3 – Parte 2**

VASOS E REATORES			
<b>FERM1</b>		<b>FERM2</b>	
Comprimento / Diâmetro do Vaso (m)	24,61 / 8,2	Comprimento / Diâmetro do Vaso (m)	27,42 / 9,14
Custo Total (US\$)	453.110,51	Custo Total (US\$)	613.228,25
<b>FERM3</b>		<b>FERM4</b>	
Comprimento / Diâmetro do Vaso (m)	28,41 / 9,47	Comprimento / Diâmetro do Vaso (m)	24,61 / 8,2
Custo Total (US\$)	677.820,28	Custo Total (US\$)	453.110,51
<b>TRAT</b>			
Número de Vasos	2,00		
Comprimento / Diâmetro do Vaso (m)	9,71 / 3,24		
Custo Total (US\$)	218.583,42		
COLUNAS			
<b>A1</b>		<b>A</b>	
Temperatura - Topo/Fundo (°C)	98,43 / 99,6	Temperatura - Topo/Fundo (°C)	99,97 / 111,9
Pressão - Topo/Fundo (Kpa)	136,3 / 139,3	Pressão - Topo/Fundo (Kpa)	139,3 / 152,5
Altura/Diâmetro (m)	7,32 / 1,83	Altura/Diâmetro (m)	11,38 / 3,15
Número de Estágios Teóricos	8,00	Número de Estágios Teóricos	18,00
Razão de Refluxo (molar)	34,89	Razão de Refluxo (molar)	24,91
Custo (US\$)	113.545,84	Custo (US\$)	437.310,15
<b>D</b>		<b>B,B1</b>	
Temperatura - Topo/Fundo (°C)	84,23 / 88,79	Temperatura - Topo/Fundo (°C)	81,59 / 108,4
Pressão - Topo/Fundo (Kpa)	133,8 / 136,3	Pressão - Topo/Fundo (Kpa)	116 / 135,7
Altura/Diâmetro (m)	6,41 / 1,23	Altura/Diâmetro (m)	25,98 / 3,09
Número de Estágios Teóricos	6,00	Número de Estágios Teóricos	45,00
Razão de Refluxo (molar)	29,41	Razão de Refluxo (molar)	2,92
Custo (US\$)	80.288,13	Custo (US\$)	734.632,24
<b>T-100</b>			
Temperatura - Topo/Fundo (°C)	34,25 / 31,96		
Pressão - Topo/Fundo (Kpa)	101,3 / 101,3		
Altura/Diâmetro (m)	4,57 / 1,93		
Número de Estágios Teóricos	10,00		
Razão de Refluxo (molar)	0,72		
Custo (US\$)	102.758,40		
OUTROS			
<b>CENTRIF-1</b>		<b>CENTRIF-2</b>	
Vazão Mássica de Sólidos (ton/h)	19,78	Vazão Mássica de Sólidos (ton/h)	19,78
Custo (US\$)	322.300,56	Custo (US\$)	322.300,56

## A2.4 - Processo 4: Fermentação em Baixa Temperatura + Destilação Duplo Efeito

**Tabela A2.8 – Equipamentos considerados no Processo 4 – Parte 1**

TROCADORES DE CALOR			
<b>E-100</b>		<b>COND-D</b>	
Calor Trocado (MegaKJ/h)	24,30	Calor Trocado (MegaKJ/h)	15,92
Área de Troca Térmica (m <sup>2</sup> )	108,57	Área de Troca Térmica (m <sup>2</sup> )	108,18
Coef. Global de Transf. De Calor (KJ/°C-m <sup>2</sup> -h)	4.711,37	Coef. Global de Transf. De Calor (KJ/°C-m <sup>2</sup> -h)	4.443,37
Vazão de Vapor LP (Kg/h)	11.270,00	Vazão de fluido (Kg/h)	136.500,00
Custo de utilidade (US\$/h)	47,03	Custo de utilidade (US\$/h)	1,50
Custo do equipamento (US\$)	19.718,46	Custo do equipamento (US\$)	19.685,07
<b>REF-A</b>		<b>REF-B</b>	
Calor Trocado (MegaKJ/h)	39,30	Calor Trocado (MegaKJ/h)	25,51
Área de Troca Térmica (m <sup>2</sup> )	108,55	Área de Troca Térmica (m <sup>2</sup> )	423,83
Coef. Global de Transf. De Calor (KJ/°C-m <sup>2</sup> -h)	10.950,91	Coef. Global de Transf. De Calor (KJ/°C-m <sup>2</sup> -h)	6.648,69
Vazão de Vapor LP (Kg/h)	18.230,00	Vazão de Vapor LP (Kg/h)	11.610,00
Custo de utilidade (US\$/h)	76,08	Custo de utilidade (US\$/h)	48,45
Custo do equipamento (US\$)	19.716,65	Custo do equipamento (US\$)	44.923,18
<b>INTEG-AB</b>		<b>E-FERMENT</b>	
Calor Trocado (MegaKJ/h)	113,70	Calor Trocado (MegaKJ/h)	13,90
Área de Troca Térmica (m <sup>2</sup> )	5.066,03	Área de Troca Térmica (m <sup>2</sup> )	108,39
Coef. Global de Transf. De Calor (KJ/°C-m <sup>2</sup> -h)	3.068,63	Coef. Global de Transf. De Calor (KJ/°C-m <sup>2</sup> -h)	4.539,52
Vazão de utilidade (Kg/h)	-	Vazão de fluido (Kg/h)	64.710,00
Custo de utilidade (US\$/h)	-	Custo de utilidade (US\$/h)	0,71
Custo do equipamento (US\$)	515.467,18	Custo do equipamento (US\$)	19.702,54
<b>E-103</b>		<b>E-104</b>	
Calor Trocado (MegaKJ/h)	6,10	Calor Trocado (MegaKJ/h)	9,30
Área de Troca Térmica (m <sup>2</sup> )	114,63	Área de Troca Térmica (m <sup>2</sup> )	135,84
Coef. Global de Transf. De Calor (KJ/°C-m <sup>2</sup> -h)	1.580,96	Coef. Global de Transf. De Calor (KJ/°C-m <sup>2</sup> -h)	2.657,43
Vazão de água(Kg/h)	175.500,00	Vazão de utilidade (Kg/h)	-
Custo de utilidade (US\$/h)	0,78	Custo de utilidade (US\$/h)	-
Custo do equipamento (US\$)	20.234,25	Custo do equipamento (US\$)	22.018,65

**Tabela A2.9 – Equipamentos considerados no Processo 4 – Parte 2**

BOMBAS E COMPRESSORES			
<b>P-100</b>		<b>K-100</b>	
Vazão Volumétrica (m <sup>3</sup> /h)	12,02	Vazão Volumétrica (m <sup>3</sup> /h)	75,58
Acréscimo de Pressão (Kpa)	100,00	Acréscimo de Pressão (Kpa)	26,59
Potência (HP)	0,66	Potência (HP)	3.238,57
Eletricidade (KW)	0,49	Eletricidade (KW)	2.415,00
Custo (US\$)	4.595,73	Custo (US\$)	1.697.647,53
<b>K-101</b>			
Vazão Volumétrica (m <sup>3</sup> /h)	75,58		
Acréscimo de Pressão (Kpa)	70,00		
Potência (HP)	4.011,00		
Eletricidade (KW)	2.991,00		
Custo (US\$)	2.014.498,65		
VASOS E REATORES			
<b>FERM1</b>		<b>FERM2</b>	
Comprimento / Diâmetro do Vaso (m)	24,61 / 8,2	Comprimento / Diâmetro do Vaso (m)	27,42 / 9,14
Custo Total (US\$)	453.110,51	Custo Total (US\$)	613.228,25
<b>FERM3</b>		<b>FERM4</b>	
Comprimento / Diâmetro do Vaso (m)	28,41 / 9,47	Comprimento / Diâmetro do Vaso (m)	24,61 / 8,2
Custo Total (US\$)	677.820,28	Custo Total (US\$)	453.110,51
<b>TRAT</b>			
Número de Vasos	2,00		
Comprimento / Diâmetro do Vaso (m)	9,71 / 3,24		
Custo Total (US\$)	218.583,42		

**Tabela A2.10 – Equipamentos considerados no Processo 4 – Parte 3**

COLUNAS			
<b>A1</b>		<b>A</b>	
Temperatura - Topo/Fundo (°C)	51 / 53,46	Temperatura - Topo/Fundo (°C)	53,32 / 64,99
Pressão - Topo/Fundo (Kpa)	20 /22	Pressão - Topo/Fundo (Kpa)	22 /25
Altura/Diâmetro (m)	7,82 / 2,29	Altura/Diâmetro (m)	12,86 / 4,13
Número de Estágios Teóricos	8,00	Número de Estágios Teóricos	18,00
Razão de Refluxo (molar)	38,94	Razão de Refluxo (molar)	30,43
Custo (US\$)	152.025,41	Custo (US\$)	402.650,41
<b>D</b>		<b>B,B1</b>	
Temperatura - Topo/Fundo (°C)	41,79 / 43,94	Temperatura - Topo/Fundo (°C)	78,18 / 108,2
Pressão - Topo/Fundo (Kpa)	20 /20	Pressão - Topo/Fundo (Kpa)	101,3 /135
Altura/Diâmetro (m)	7,31 / 1,77	Altura/Diâmetro (m)	26,38 / 3,32
Número de Estágios Teóricos	6,00	Número de Estágios Teóricos	45,00
Razão de Refluxo (molar)	19,85	Razão de Refluxo (molar)	3,47
Custo (US\$)	118.169,25	Custo (US\$)	786.909,51
<b>T-100</b>			
Temperatura - Topo/Fundo (°C)	34,25 / 31,96		
Pressão - Topo/Fundo (Kpa)	101,3 /101,3		
Altura/Diâmetro (m)	4,57 / 1,93		
Número de Estágios Teóricos	10,00		
Razão de Refluxo (molar)	0,72		
Custo (US\$)	102.758,40		
OUTROS			
<b>CENTRIF-1</b>		<b>CENTRIF-2</b>	
Vazão Mássica de Sólidos (ton/h)	19,78	Vazão Mássica de Sólidos (ton/h)	19,78
Custo (US\$)	322.300,56	Custo (US\$)	322.300,56
<b>APARATO DE VÁCUO</b>			
Vazão de vapor (lb/h)	692,50		
Pressão desejada (torr)	150,01		
Custo (US\$)	2.490,07		

## A2.5 - Processo 5: Fermentação com Extração a Vácuo + Destilação Convencional

**Tabela A2.11 – Equipamentos considerados no Processo 5 – Parte 1**

TROCADORES DE CALOR			
<b>E-100</b>		<b>E-101</b>	
Calor Trocado (MegaKJ/h)	2,70	Calor Trocado (MegaKJ/h)	13,20
Área de Troca Térmica (m <sup>2</sup> )	109,04	Área de Troca Térmica (m <sup>2</sup> )	111,61
Coef. Global de Transf. De Calor (KJ/°C-m <sup>2</sup> -h)	275,36	Coef. Global de Transf. De Calor (KJ/°C-m <sup>2</sup> -h)	2.086,67
Vazão de Utilidade (Kg/h)	-	Vazão de Utilidade (Kg/h)	-
Custo de utilidade (US\$/h)	-	Custo de utilidade (US\$/h)	-
Custo do equipamento (US\$)	19.758,51	Custo do equipamento (US\$)	19.977,61
<b>E-102</b>		<b>REF-A</b>	
Calor Trocado (MegaKJ/h)	75,00	Calor Trocado (MegaKJ/h)	92,36
Área de Troca Térmica (m <sup>2</sup> )	108,42	Área de Troca Térmica (m <sup>2</sup> )	1.985,54
Coef. Global de Transf. De Calor (KJ/°C-m <sup>2</sup> -h)	26.206,09	Coef. Global de Transf. De Calor (KJ/°C-m <sup>2</sup> -h)	6.648,69
Vazão de Vapor LP (Kg/h)	34.890,00	Vazão de Vapor LP (Kg/h)	42.050,00
Custo de utilidade (US\$/h)	145,60	Custo de utilidade (US\$/h)	175,48
Custo do equipamento (US\$)	19.705,74	Custo do equipamento (US\$)	177.894,14
<b>REF-B</b>		<b>COND-B</b>	
Calor Trocado (MegaKJ/h)	63,99	Calor Trocado (MegaKJ/h)	94,87
Área de Troca Térmica (m <sup>2</sup> )	1.076,37	Área de Troca Térmica (m <sup>2</sup> )	1.297,72
Coef. Global de Transf. De Calor (KJ/°C-m <sup>2</sup> -h)	6.648,69	Coef. Global de Transf. De Calor (KJ/°C-m <sup>2</sup> -h)	3.068,63
Vazão de Vapor LP (Kg/h)	29.130,00	Vazão de Água (Kg/h)	907.200,00
Custo de utilidade (US\$/h)	121,56	Custo de utilidade (US\$/h)	4,03
Custo do equipamento (US\$)	97.442,16	Custo do equipamento (US\$)	116.193,98
<b>COND-D</b>			
Calor Trocado (MegaKJ/h)	38,20		
Área de Troca Térmica (m <sup>2</sup> )	119,69		
Coef. Global de Transf. De Calor (KJ/°C-m <sup>2</sup> -h)	26.124,26		
Vazão de Água (Kg/h)	1.808.000,00		
Custo de utilidade (US\$/h)	8,04		
Custo do equipamento (US\$)	20.662,51		

**Tabela A2.12 – Equipamentos considerados no Processo 5 – Parte 2**

BOMBAS E COMPRESSORES			
<b>P-100</b>		<b>P-101</b>	
Vazão Volumétrica (m <sup>3</sup> /h)	263,10	Vazão Volumétrica (m <sup>3</sup> /h)	290,60
Acréscimo de Pressão (Kpa)	95,30	Acréscimo de Pressão (Kpa)	38,00
Potência (HP)	12,43	Potência (HP)	5,60
Eletricidade (KW)	9,27	Eletricidade (KW)	4,18
Custo (US\$)	11.224,66	Custo (US\$)	9.599,91
<b>K-100</b>		<b>K-101</b>	
Vazão Volumétrica (m <sup>3</sup> /h)	16,59	Vazão Volumétrica (m <sup>3</sup> /h)	16,59
Acréscimo de Pressão (Kpa)	65,00	Acréscimo de Pressão (Kpa)	65,30
Potência (HP)	2.129,54	Potência (HP)	654,82
Eletricidade (KW)	1.588,00	Eletricidade (KW)	488,30
Custo (US\$)	1.213.931,67	Custo (US\$)	472.566,83
VASOS E REATORES			
<b>FERM1</b>		<b>FERM2</b>	
Comprimento / Diâmetro do Vaso (m)	23,27 / 7,76	Comprimento / Diâmetro do Vaso (m)	25,81 / 8,6
Custo Total (US\$)	389.398,12	Custo Total (US\$)	516.962,89
<b>FERM3</b>		<b>FERM4</b>	
Comprimento / Diâmetro do Vaso (m)	26,91 / 8,97	Comprimento / Diâmetro do Vaso (m)	23,27 / 7,76
Custo Total (US\$)	581.062,93	Custo Total (US\$)	389.398,12
<b>TRAT</b>		<b>FLASH</b>	
Número de Vasos	2,00	Comprimento / Diâmetro do Vaso (m)	12,68 / 2,5
Comprimento / Diâmetro do Vaso (m)	9,71 / 3,24	Custo Total (US\$)	147.312,68
Custo Total (US\$)	218.583,42		

**Tabela A2.13 – Equipamentos considerados no Processo 5 – Parte 3**

COLUNAS			
<b>A1</b>		<b>A</b>	
Temperatura - Topo/Fundo (°C)	97,67 / 101,5	Temperatura - Topo/Fundo (°C)	101,6 / 111,9
Pressão - Topo/Fundo (Kpa)	136,3 /139,3	Pressão - Topo/Fundo (Kpa)	139,3 /152,5
Altura/Diâmetro (m)	7,32 / 1,47	Altura/Diâmetro (m)	11 / 2,77
Número de Estágios Teóricos	8,00	Número de Estágios Teóricos	18,00
Razão de Refluxo (molar)	0,25	Razão de Refluxo (molar)	29,53
Custo (US\$)	97.068,73	Custo (US\$)	384.754,88
<b>D</b>		<b>B,B1</b>	
Temperatura - Topo/Fundo (°C)	84,34 / 88,6	Temperatura - Topo/Fundo (°C)	81,59 / 108,4
Pressão - Topo/Fundo (Kpa)	133,8 /136,3	Pressão - Topo/Fundo (Kpa)	116 /135,7
Altura/Diâmetro (m)	6,86 / 1,84	Altura/Diâmetro (m)	26,42 / 3,34
Número de Estágios Teóricos	6,00	Número de Estágios Teóricos	45,00
Razão de Refluxo (molar)	1,14	Razão de Refluxo (molar)	2,92
Custo (US\$)	118.873,50	Custo (US\$)	792.303,06
<b>T-100</b>			
Temperatura - Topo/Fundo (°C)	33,16 / 31,43		
Pressão - Topo/Fundo (Kpa)	101,3 /101,3		
Altura/Diâmetro (m)	4,57 / 1,91		
Número de Estágios Teóricos	10,00		
Razão de Refluxo (molar)	0,74		
Custo (US\$)	101.938,05		
OUTROS			
<b>CENTRIF-1</b>		<b>CENTRIF-2</b>	
Vazão Mássica de Sólidos (ton/h)	19,78	Vazão Mássica de Sólidos (ton/h)	19,78
Custo (US\$)	322.300,56	Custo (US\$)	322.300,56
<b>APARATO DE VÁCUO</b>			
Vazão de vapor (lb/h)	32.160,00		
Pressão desejada (torr)	45,00		
Custo (US\$)	19.679,74		

## A2.6 - Processo 6: Fermentação com Extração a Vácuo + Destilação Duplo Efeito

**Tabela A2.14 – Equipamentos considerados no Processo 6 – Parte 1**

TROCADORES DE CALOR			
<b>E-100</b>		<b>E-101</b>	
Calor Trocado (MegaKJ/h)	11,90	Calor Trocado (MegaKJ/h)	0,15
Área de Troca Térmica (m <sup>2</sup> )	122,11	Área de Troca Térmica (m <sup>2</sup> )	119,50
Coef. Global de Transf. De Calor (KJ/°C-m <sup>2</sup> -h)	4.770,69	Coef. Global de Transf. De Calor (KJ/°C-m <sup>2</sup> -h)	37,33
Vazão de Utilidade (Kg/h)	-	Vazão de água (Kg/h)	1.361,00
Custo de utilidade (US\$/h)	-	Custo de utilidade (US\$/h)	0,01
Custo do equipamento (US\$)	20.867,11	Custo do equipamento (US\$)	20.646,63
<b>E-102</b>		<b>INTEG-AB</b>	
Calor Trocado (MegaKJ/h)	2,89	Calor Trocado (MegaKJ/h)	3,42
Área de Troca Térmica (m <sup>2</sup> )	109,81	Área de Troca Térmica (m <sup>2</sup> )	152,95
Coef. Global de Transf. De Calor (KJ/°C-m <sup>2</sup> -h)	786,18	Coef. Global de Transf. De Calor (KJ/°C-m <sup>2</sup> -h)	3.068,63
Vazão de utilidade (Kg/h)	-	Vazão de utilidade (Kg/h)	-
Custo de utilidade (US\$/h)	-	Custo de utilidade (US\$/h)	-
Custo do equipamento (US\$)	19.824,20	Custo do equipamento (US\$)	23.436,23
<b>REF-B</b>		<b>COND-B</b>	
Calor Trocado (MegaKJ/h)	191,90	Calor Trocado (MegaKJ/h)	92,36
Área de Troca Térmica (m <sup>2</sup> )	3.208,00	Área de Troca Térmica (m <sup>2</sup> )	1.379,86
Coef. Global de Transf. De Calor (KJ/°C-m <sup>2</sup> -h)	6.648,69	Coef. Global de Transf. De Calor (KJ/°C-m <sup>2</sup> -h)	3.068,63
Vazão de Vapor LP (Kg/h)	87.370,00	Vazão de Água (Kg/h)	915.900,00
Custo de utilidade (US\$/h)	364,61	Custo de utilidade (US\$/h)	4,07
Custo do equipamento (US\$)	300.212,50	Custo do equipamento (US\$)	123.288,92
<b>COND-D</b>			
Calor Trocado (MegaKJ/h)	0,32		
Área de Troca Térmica (m <sup>2</sup> )	108,57		
Coef. Global de Transf. De Calor (KJ/°C-m <sup>2</sup> -h)	92,90		
Vazão de fluido (Kg/h)	1.492,00		
Custo de utilidade (US\$)	0,02		
Custo do equipamento (US\$)	19.718,30		

**Tabela A2.15 – Equipamentos considerados no Processo 6 – Parte 2**

BOMBAS E COMPRESSORES			
<b>P-100</b>		<b>P-101</b>	
Vazão Volumétrica (m <sup>3</sup> /h)	263,10	Vazão Volumétrica (m <sup>3</sup> /h)	301,40
Acréscimo de Pressão (Kpa)	95,30	Acréscimo de Pressão (Kpa)	100,00
Potência (HP)	12,43	Potência (HP)	14,86
Eletricidade (KW)	9,27	Eletricidade (KW)	11,08
Custo (US\$)	11.224,66	Custo (US\$)	12.008,82
<b>K-100</b>		<b>K-101</b>	
Vazão Volumétrica (m <sup>3</sup> /h)	1,82	Vazão Volumétrica (m <sup>3</sup> /h)	1,82
Acréscimo de Pressão (Kpa)	27,82	Acréscimo de Pressão (Kpa)	70,00
Potência (HP)	78,61	Potência (HP)	90,93
Eletricidade (KW)	58,62	Eletricidade (KW)	67,81
Custo (US\$)	86.686,31	Custo (US\$)	97.397,73
<b>K-102</b>			
Vazão Volumétrica (m <sup>3</sup> /h)	16,59		
Acréscimo de Pressão (Kpa)	14,00		
Potência (HP)	923,43		
Eletricidade (KW)	688,60		
Custo (US\$)	622.139,06		
VASOS E REATORES			
<b>FERM1</b>		<b>FERM2</b>	
Comprimento / Diâmetro do Vaso (m)	23,27 / 7,76	Comprimento / Diâmetro do Vaso (m)	25,81 / 8,6
Custo Total (US\$)	389.398,12	Custo Total (US\$)	516.962,89
<b>FERM3</b>		<b>FERM4</b>	
Comprimento / Diâmetro do Vaso (m)	26,91 / 8,97	Comprimento / Diâmetro do Vaso (m)	23,27 / 7,76
Custo Total (US\$)	581.062,93	Custo Total (US\$)	389.398,12
<b>TRAT</b>		<b>FLASH</b>	
Número de Vasos	2,00	Comprimento / Diâmetro do Vaso (m)	12,68 / 2,5
Comprimento / Diâmetro do Vaso (m)	9,71 / 3,24	Custo Total (US\$)	147.312,68
Custo Total (US\$)	218.583,42		

**Tabela A2.16 – Equipamentos considerados no Processo 6 – Parte 3**

COLUNAS			
<b>A1</b>		<b>A</b>	
Temperatura - Topo/Fundo (°C)	48,02 / 50,48	Temperatura - Topo/Fundo (°C)	51,01 / 64,97
Pressão - Topo/Fundo (Kpa)	20 / 22	Pressão - Topo/Fundo (Kpa)	22 / 25
Altura/Diâmetro (m)	3,66 / 0,84	Altura/Diâmetro (m)	8,88 / 0,65
Número de Estágios Teóricos	8,00	Número de Estágios Teóricos	18,00
Razão de Refluxo (molar)	0,72	Razão de Refluxo (molar)	20,81
Custo (US\$)	35.878,10	Custo (US\$)	47.055,69
<b>D</b>		<b>B,B1</b>	
Temperatura - Topo/Fundo (°C)	36,73 / 50,27	Temperatura - Topo/Fundo (°C)	78,08 / 108,3
Pressão - Topo/Fundo (Kpa)	20 / 20	Pressão - Topo/Fundo (Kpa)	101,3 / 135
Altura/Diâmetro (m)	6,31 / 1,1	Altura/Diâmetro (m)	28,05 / 4,27
Número de Estágios Teóricos	6,00	Número de Estágios Teóricos	45,00
Razão de Refluxo (molar)	0,25	Razão de Refluxo (molar)	2,90
Custo (US\$)	54.335,76	Custo (US\$)	1.017.210,40
<b>T-100</b>			
Temperatura - Topo/Fundo (°C)	33,16 / 31,43		
Pressão - Topo/Fundo (Kpa)	101,3 / 101,3		
Altura/Diâmetro (m)	4,57 / 1,91		
Número de Estágios Teóricos	10,00		
Razão de Refluxo (molar)	0,74		
Custo (US\$)	101.938,05		
OUTROS			
<b>CENTRIF-1</b>		<b>CENTRIF-2</b>	
Vazão Mássica de Sólidos (ton/h)	19,78	Vazão Mássica de Sólidos (ton/h)	19,78
Custo (US\$)	322.300,56	Custo (US\$)	322.300,56
<b>APARATO DE VÁCUO 1</b>		<b>APARATO DE VÁCUO 2</b>	
Vazão de vapor (lb/h)	32.160,00	Vazão de vapor (lb/h)	727,10
Pressão desejada (torr)	45,00	Pressão desejada (torr)	150,01
Custo (US\$)	19.679,74	Custo (US\$)	2.540,35