



# **Impactos da Utilização do Milho como Matéria-Prima no Preço Final do Etanol Brasileiro**

**Luisa Oliveira Melhorim**

## **Projeto Final de Curso**

**Orientadores**

**Prof.<sup>a</sup> Raquel Massad Cavalcante, D. Sc**

**Prof. André Ferreira Young, D. Sc**

**Janeiro de 2021**

# **IMPACTOS DA UTILIZAÇÃO DO MILHO COMO MATÉRIA-PRIMA NO PREÇO FINAL DO ETANOL BRASILEIRO**

*Luisa Oliveira Melhorim*

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

Aprovado por:

---

Argemiro Resende Secchi, D. Sc.

---

Bettina Susanne Hoffmann, D. Sc.

Orientado por:

---

Raquel Massad Cavalcante, D. Sc

---

André Ferreira Young, D. Sc

Rio de Janeiro, RJ – Brasil

Janeiro de 2021

Melhorim, Luisa Oliveira.

Impactos da utilização do milho como matéria-prima no preço final do etanol brasileiro / Luisa Oliveira Melhorim. Rio de Janeiro: UFRJ/EQ, 2020.

xii, 146 p; il.

(Monografia) – Universidade Federal do Rio de Janeiro, 2020.

Orientadores: Raquel Massad Cavalcante e André Ferreira Young.

1. Etanol. 2. Cana-de-açúcar. 3. Milho. 4. Monografia (Graduação – UFRJ/EQ). 5. André Ferreira Young, Raquel Massad Cavalcante. I. Impactos da utilização do milho como matéria-prima no preço final do etanol brasileiro.

Aos meus pais,  
pois sem vocês eu não estaria aqui.

## **Agradecimentos**

Agradeço aos meus pais, Neuza e Felipe, que tornaram possível que eu chegasse aqui e que sempre me incentivaram e entenderam a minha ausência por conta da graduação. À minha irmã, Julia, pela companhia diária e parceria em todos os momentos, bons ou ruins. À Maria, que mesmo distante, acreditou que eu seria capaz de concluir esta etapa.

Agradeço à Milena, pela parceria e pela amizade construída ao longo desses sete anos. Muitas vezes você confiou mais em mim do que eu mesma e me incentivou a persistir até o final. Certamente o meu caminho seria muito diferente sem você. Obrigada por tudo.

Agradeço à Letícia pela alegria, amizade e leveza no dia a dia. À Laysa, pela paciência e pelo cuidado constante comigo.

Agradeço a todos os meus amigos da graduação que foram essenciais para tornar esses anos na UFRJ muito melhores: Gabriel, Clara, Morgana, Leo, Gabriel, Bruna, Ailma e Paula. Aos amigos que fiz durante esse caminho e que sempre acreditaram em mim: João, Isa e Giulia, muito obrigada!

Agradeço ao Thiago que, em diversas vezes, foi meu ponto de apoio e me manteve calma no meio de tantas dificuldades e incertezas. À Juliana, que mesmo distante, esteve sempre presente e vibrou todas as minhas vitórias.

Agradeço aos meus orientadores, André e Raquel, pela paciência e confiança depositada em mim para concluir este trabalho.

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

## **IMPACTOS DA UTILIZAÇÃO DO MILHO COMO MATÉRIA-PRIMA NO PREÇO FINAL DO ETANOL BRASILEIRO**

Luisa Oliveira Melhorim

Dezembro de 2020

Orientadores: Prof.<sup>a</sup> Raquel Massad Cavalcante, D. Sc.

Prof. André Ferreira Young, D. Sc.

A cana-de-açúcar é atualmente a matéria-prima com maior eficiência energética para a produção de etanol: a relação entre energia produzida e energia consumida é igual a 9. Entretanto, nos últimos anos, cresce o número de pesquisas para a produção de etanol a partir de outras fontes, como é o caso do etanol de segunda geração. Outras opções têm se mostrado viáveis ao país, como é o caso do milho, já muito utilizado em outras economias. As vantagens na utilização do milho estão na possibilidade de armazenamento, produção em entressafra e um rendimento de etanol por tonelada de matéria-prima quatro vezes maior em relação à cana. Ao longo dos últimos cinco anos, a dinâmica da cadeia produtiva do milho mudou significativamente no país, visto que o grão deixou de ser apenas um produto destinado à alimentação animal e se tornou uma commodity exportável, além de se firmar como parte da matriz energética para a produção de etanol. O estoque final na safra 17/18 foi estimado em quase 13 milhões de toneladas, resultado consistente com as safras anteriores indicando que há oportunidade na sua utilização. A indústria do etanol no Brasil reflete diretamente as mudanças que ocorrem no segmento automotivo do país. Desde a década de 70, após as primeiras crises do petróleo e com o início do programa Proálcool, a participação do etanol anidro na gasolina cresceu de 4,5% para 27%, além do uso de etanol hidratado para automóveis com tecnologia *flex fuel*. A diversificação da matriz energética tem por objetivo diminuir a dependência dos combustíveis fósseis, além de obter maior controle na dinâmica dos preços. A avaliação da demanda do mercado de etanol no Brasil nos próximos anos indica um déficit na produção doméstica e um aumento do número de importações, apesar de existir espaço para crescimento na produção desse combustível. Dessa forma, um planejamento estratégico para equalizar a produção e consumo do etanol é importante para guiar os próximos investimentos da indústria e garantir que o país seja competitivo e se desenvolva neste segmento. No cenário estudado, considerando os patamares da saca de milho de acordo com o crescimento histórico dos últimos 10 anos, o etanol a partir do milho é 5 % mais barato que o etanol oriundo da cana no processo de primeira geração e 13 % mais barato que o processo integrado de primeira e segunda geração. Considerando que 50 % da demanda adicional do etanol será suprido a partir do milho, o potencial de queda no preço médio do biocombustível é de 0,79 %.

## Sumário

<b>1. Introdução</b> .....	1
1.1. A indústria do Etanol no Brasil.....	1
1.2. Matérias-primas.....	5
1.2.1.Cana-de-Açúcar.....	6
1.2.2. Milho.....	11
1.3. Objetivos.....	15
1.4. Divisão do Trabalho.....	16
<b>2. Descrição dos Processos</b> .....	17
2.1. Usina de Etanol de Cana-de-Açúcar.....	17
2.1.1. Primeira Geração (E1G).....	17
2.1.2. Segunda Geração (E2G).....	24
2.2. Usina de Etanol de Milho.....	28
<b>3. Simulação e Dimensionamento</b> .....	31
3.1. Vasos de Mistura e Reatores.....	32
3.2. Trocadores de Calor e Evaporadores.....	33
3.3. Vasos de <i>Flash</i> .....	33
3.4. Colunas de Destilação.....	34
3.5. Sedimentadores, Secadores e Tambores Rotativos.....	36
3.6. Picadores, compressores e hidrociclones.....	36
<b>4. Avaliação Econômica</b> .....	37
4.1. Investimento.....	43
4.1.1. Custo das Bombas.....	45
4.1.2. Custo dos Motores Elétricos.....	46
4.1.3. Custo dos Vasos de Mistura e Reatores.....	47
4.1.4. Custo de Trocadores de Calor e Evaporadores.....	49
4.1.5. Custo dos Vasos de <i>Flash</i> .....	50
4.1.6. Custo das Colunas de Destilação.....	50
4.1.7. Custo da Centrífuga.....	52
4.1.8. Custo do Sedimentador.....	52
4.1.9. Custo do Secador.....	52
4.1.10. Custo dos Picadores.....	52
4.1.11. Custo dos Compressores.....	53
4.1.12. Custo dos Hidrociclones.....	53

4.1.13. Custo do Tambor Rotativo .....	53
4.1.14. Custo da Turbina Isentrópica .....	53
4.2. Custos de Produção .....	53
4.2.1. Cana-de-Açúcar.....	57
4.2.2. Açúcar .....	59
4.2.3. Milho .....	60
4.2.4. Óleo e Farelo de Milho.....	62
4.2.5. Matérias-Primas Principais e Coprodutos/Subprodutos.....	63
4.2.6. Suprimento Energético .....	63
4.2.7. Etanol .....	64
4.2.8. Custo do frete .....	67
<b>5. Resultados .....</b>	<b>68</b>
5.1. Capacidade de Produção e Novos Investimentos.....	68
5.2. Custo de Investimento.....	75
5.3. Custo de Operação .....	82
5.4. Receitas .....	87
5.5. Preço de Equilíbrio.....	88
<b>6. Conclusão .....</b>	<b>93</b>
<b>7. Bibliografia .....</b>	<b>94</b>
<b>A.1. USINA DE ETANOL 1G .....</b>	<b>103</b>
A.1.1. BLOCO 1 - Limpeza, extração e tratamento físico do caldo .....	107
A.1.2. BLOCO 2 - Tratamento químico do caldo (Açúcar).....	108
A.1.3. BLOCO 3 - Evaporação do caldo (açúcar).....	112
A.1.4. BLOCO 4 – Cristalização do açúcar .....	113
A.1.5. BLOCO 5 – Secagem (açúcar).....	116
A.1.6. BLOCO 6 - Tratamento químico do caldo (etanol).....	116
A.1.7. BLOCO 7 - Evaporação do caldo (etanol) .....	117
A.1.8. BLOCO 8 – Fermentação.....	117
A.1.9. BLOCO 9 – Destilação.....	120
A.1.10. BLOCO 10 – Cogeração .....	124
<b>A.2. USINA DE ETANOL 2G .....</b>	<b>129</b>
A.2.1. BLOCO 11 – Pré-Tratamento .....	130
A.2.2. BLOCO 12 – Deslignificação .....	132
A.2.3. BLOCO 13 – Hidrólise Enzimática.....	133
A.2.4. BLOCO 14 – Concentração do Licor .....	134



<b>A.3. USINA DE ETANOL DE MILHO .....</b>	<b>136</b>
A.3.1. BLOCO 1 – Pré-Tratamento .....	138
A.3.2. BLOCO 2 – Fermentação.....	141
A.3.3. BLOCO 3 – Destilação e Desidratação .....	142
A.3.4. BLOCO 4 – Evaporação.....	149
A.3.5. BLOCO 5 – Secagem .....	149

## ÍNDICE DE FIGURAS

<b>Figura 1:</b> Evolução da produção de etanol total no Brasil. ....	3
<b>Figura 2:</b> Distribuição das áreas plantadas de cana (a) e distribuição das usinas de processamento (b) por região no Brasil.....	7
<b>Figura 3:</b> Produção da cana para atender os cenários considerados no estudo de Andrade Jr. et al. (2019). ....	10
<b>Figura 4:</b> Área de cultivo de cana para atender os cenários considerados no estudo de Andrade Jr. et al. (2019). ....	10
<b>Figura 5:</b> Diagrama de blocos de uma usina sucroalcooleira típica.....	18
<b>Figura 6:</b> Fracionamento dos principais componentes de materiais lignocelulósicos. ....	26
<b>Figura 7:</b> Diagrama de blocos de uma usina de etanol de milho. ....	28
<b>Figura 8:</b> Preço médio da cana e do etanol comercializados nos estados de São Paulo. ....	66
<b>Figura 9:</b> Preço médio do milho e do etanol comercializados nos estados de São Paulo. ....	67
<b>Figura 10:</b> Plantas adicionais necessários para cada caso estudado, considerando o crescimento proporcional da demanda de açúcar. ....	71
<b>Figura 11:</b> Produção vs demanda com quebra de 20 % do etanol hidratado para anidro. ....	74
<b>Figura 12:</b> Custo f.o.b. de cada configuração por tipo de equipamento para a configuração 1G (a), 1G2G (b) e a partir do Milho (c).....	77
<b>Figura 13:</b> Custo f.o.b total por produto para a configuração 1G (a) e 1G2G (b).....	80
<b>Figura 14:</b> Custo f.o.b. por equipamento em uma usina flex. ....	81
<b>Figura 15:</b> Custo f.o.b. necessário para construção de uma usina flex, considerando como base uma usina 1G, com produção de etanol de cana e açúcar. ....	82
<b>Figura 16:</b> Estrutura de custos (macro blocos) de produção das usinas 1G (a), 1G2G (b) e Milho (c).....	85
<b>Figura 17:</b> Variação do preço de equilíbrio conforme a participação do milho na demanda adicional de etanol para a demanda do caso A.....	89
<b>Figura 18:</b> Variação do preço de equilíbrio conforme a participação do milho na demanda adicional de etanol para a demanda do caso B. ....	90
<b>Figura 19:</b> Variação do preço de equilíbrio conforme a participação do milho na demanda adicional de etanol para a demanda do caso A com o preço médio do milho nos últimos 10 anos. ....	91
<b>Figura 20:</b> Variação do preço de equilíbrio conforme a participação do milho na demanda adicional de etanol para a demanda do caso B com o preço médio do milho nos últimos 10 anos. ....	91
<b>Figura 21:</b> Variação do preço do etanol de milho de acordo com a variação do preço da saca (60 kg). ....	92
<b>Figura A.1.1:</b> Simulação das etapas de limpeza da cana, extração e tratamento físico do caldo.....	107
<b>Figura A.1.2:</b> Simulação da etapa inicial do tratamento químico do caldo.....	109
<b>Figura A.1.3:</b> Simulação do tratamento químico do caldo.....	110
<b>Figura A.1.4:</b> Simulação da etapa final do tratamento químico do caldo.....	111
<b>Figura A.1.5:</b> Simulação do 1º efeito do processo de concentração do caldo.....	113
<b>Figura A.1.6:</b> Simulação da etapa de cristalização do açúcar.....	114
<b>Figura A.1.7:</b> Simulação da etapa de secagem do açúcar.....	116
<b>Figura A.1.8:</b> Simulação da etapa de evaporação do caldo para produção do etanol.....	117
<b>Figura A.1.9:</b> Simulação da etapa de fermentação do etanol de cana.....	118

<b>Figura A.1.10:</b> Simulação das duas primeiras colunas do processo de destilação de etanol 1G.....	121
<b>Figura A.1.11:</b> Simulação da etapa de desidratação do etanol 1G.....	123
<b>Figura A.1.12:</b> Simulação da etapa de cogeração de energia.....	125
<b>Figura A.1.13:</b> Simulação da etapa de geração de energia.....	127
<b>Figura A.2.1:</b> Simulação da etapa de pré-tratamento do bagaço.....	130
<b>Figura A.2.2:</b> Simulação da etapa de deslignificação.....	132
<b>Figura A.2.3:</b> Simulação da etapa de hidrólise enzimática do bagaço.....	134
<b>Figura A.2.4:</b> Simulação do 1° efeito da etapa de concentração do licor de hexoses.....	135
<b>Figura A.3.1:</b> Simulação da etapa de pré-tratamento do milho.....	139
<b>Figura A.3.2:</b> Simulação da etapa de fermentação do etanol de milho.....	141
<b>Figura A.3.3:</b> Simulação da primeira coluna de destilação convencional de etanol de milho..	143
<b>Figura A.3.4:</b> Simulação da etapa de recuperação do etanol de milho.....	145
<b>Figura A.3.5:</b> Simulação da centrifugação do produto de fundo da coluna e formação da vinhaça fina na produção de etanol de milho.....	145
<b>Figura A.3.6:</b> Simulação da segunda coluna de destilação convencional de etanol de milho..	146
<b>Figura A.3.7:</b> Simulação da etapa de desidratação do etanol de milho.....	148
<b>Figura A.3.8:</b> Simulação da etapa de secagem dos grãos de milho.....	150

## ÍNDICE DE TABELAS

<b>Tabela 1:</b> Comparativo entre as medidas de eficiência de diversas matérias-primas na produção do etanol. ....	5
<b>Tabela 2:</b> Oferta e demanda brasileira de milho nas últimas cinco safras (em mil toneladas)...	12
<b>Tabela 3:</b> Composição média da cana-de-açúcar que chega à usina. ....	19
<b>Tabela 4:</b> Considerações para estimativa dos cenários futuros de demanda de etanol no trabalho de Andrade Jr. et. al. (2019). ....	38
<b>Tabela 5:</b> Demanda de etanol para 2030 excluindo aumento da demanda externa, conforme obtido por Andrade Jr. et. al. (2019). ....	39
<b>Tabela 6:</b> Valores adotados para contingência em uma planta industrial. ....	45
<b>Tabela 7 –</b> Diâmetros mínimos para as paredes dos vasos verticais ....	48
<b>Tabela 8:</b> Fator $F_{TT}$ de acordo com o tipo de prato. ....	51
<b>Tabela 9:</b> Detalhamento dos custos de produção. ....	54
<b>Tabela 10:</b> Correlações para cálculo do custo total de produção. ....	55
<b>Tabela 11:</b> Preços de aquisição considerados neste trabalho. ....	57
<b>Tabela 12:</b> Preço médio da cana entre 2009 e 2019. ....	58
<b>Tabela 13:</b> Preço médio da saca do açúcar (50 kg) em São Paulo - com impostos, sem frete...	59
<b>Tabela 14:</b> Preço médio à vista nominal e corrigido do milho entre 2009 e 2019. ....	60
<b>Tabela 15:</b> Preços médio da saca do milho <sup>1</sup> . ....	61
<b>Tabela 16:</b> Preço médio da saca do milho no estado do Mato Grosso <sup>1</sup> . ....	62
<b>Tabela 17:</b> Custo de compra das matérias-primas e venda dos subprodutos. ....	63
<b>Tabela 18:</b> Custo do suprimento energético. ....	64
<b>Tabela 19:</b> Preços médios do etanol na usina nos estados de São Paulo e Mato Grosso. ....	65
<b>Tabela 20:</b> Resumo dos produtos considerados nas simulações. ....	68
<b>Tabela 21:</b> Resultados obtidos a partir da simulação para produção de etanol hidratado. ....	69
<b>Tabela 22:</b> Plantas adicionais necessários sem o aumento da produção de açúcar. ....	70
<b>Tabela 23:</b> Plantas adicionais necessários para cada caso estudado, considerando o crescimento proporcional da demanda de açúcar. ....	71
<b>Tabela 24:</b> Diferentes conversões para os processos. ....	72
<b>Tabela 25:</b> Resultados obtidos na simulação para produção de etanol anidro e hidratado. ....	73
<b>Tabela 26:</b> Custos de investimentos das plantas obtido a partir das simulações (US\$ x 10 <sup>3</sup> )....	75
<b>Tabela 27:</b> Investimento total das plantas e produção anual de etanol. ....	76
<b>Tabela 28:</b> Investimento dos processos relacionados ao etanol e produção anual do biocombustível. ....	78
<b>Tabela 29:</b> Resultados obtidos a partir da simulação de toda a matéria-prima para produção de etanol. ....	79
<b>Tabela 30:</b> Custos de operação da usina de etanol de primeira geração. ....	83
<b>Tabela 31:</b> Custos de operação da usina de etanol de primeira e segunda geração. ....	83
<b>Tabela 32:</b> Custos de operação da usina de etanol de milho. ....	84
<b>Tabela 33:</b> Percentual de participação de cada subitem dos custos diretos de produção. ....	86
<b>Tabela 34:</b> Percentual do custo da matéria-prima principal no processo. ....	87
<b>Tabela 35:</b> Contribuição obtida pelos subprodutos em cada um dos cenários. ....	87
<b>Tabela 36:</b> Preço de equilíbrio para cada um dos cenários considerados. ....	88
<b>Tabela 37:</b> Análise de sensibilidade do preço de equilíbrio. ....	88
<b>Tabela 38:</b> Preço de equilíbrio para cada um dos cenários considerados. ....	92

<b>Tabela A.1.1:</b> Parâmetros do modelo UNQUAC para a mistura água-sacarose.....	103
<b>Tabela A.1.2:</b> Componentes definidos na simulação da usina de etanol 1G.....	105
<b>Tabela A.1.3:</b> Composição adotada para a cana-de-açúcar.....	106
<b>Tabela A.1.4:</b> <i>Design Specs</i> criados na etapa de extração do caldo.....	108
<b>Tabela A.1.5:</b> <i>Design Specs</i> criados no Bloco 2.....	111
<b>Tabela A.1.6:</b> Pressões de operação na etapa de concentração do caldo.....	112
<b>Tabela A.1.7:</b> <i>Design Specs</i> criados no Bloco 4.....	115
<b>Tabela A.1.8:</b> Reações do processo fermentativo do etanol de cana.....	119
<b>Tabela A.1.9:</b> <i>Design Specs</i> criados no Bloco 8.....	120
<b>Tabela A.1.10:</b> Especificações das colunas RadFrac da primeira torre de destilação da usina de etanol de cana.....	122
<b>Tabela A.1.11:</b> Especificações da segunda coluna de destilação convencional de etanol 1G..	123
<b>Tabela A.1.12:</b> Especificações da coluna de destilação extrativa do etanol 1G.....	124
<b>Tabela A.1.13:</b> Reações de combustão do bagaço.....	125
<b>Tabela A.1.14:</b> Especificações dos trocadores de calor do Bloco 10.....	126
<b>Tabela A.1.15:</b> <i>Design Specs</i> criados no Bloco 10.....	128
<b>Tabela A.2.1:</b> Componentes adicionais definidos para a simulação da produção de etanol 2G.....	129
<b>Tabela A.2.2:</b> Reações da hidrólise enzimática.....	130
<b>Tabela A.2.3:</b> <i>Design Specs</i> criados no Bloco 11.....	131
<b>Tabela A.2.4:</b> <i>Design Specs</i> criados no Bloco 12.....	133
<b>Tabela A.2.5:</b> Reações da etapa de hidrólise enzimática do bagaço.....	133
<b>Tabela A.2.6:</b> <i>Design Specs</i> criados no Bloco 13.....	134
<b>Tabela A.2.7:</b> Pressões de operação na etapa de concentração do licor oriundo do bagaço.....	135
<b>Tabela A.3.1:</b> Componentes definidos na simulação da usina de etanol de milho.....	137
<b>Tabela A.3.2:</b> Composição de entrada do milho na simulação.....	138
<b>Tabela A.3.3:</b> <i>Design Specs</i> criados no Bloco 1.....	141
<b>Tabela A.3.4:</b> Reações do processo fermentativo do etanol de milho.....	142
<b>Tabela A.3.5:</b> Especificações das colunas <i>RadFrac</i> da primeira torre de destilação de etanol de milho.....	144
<b>Tabela A.3.6:</b> Especificações da segunda coluna de destilação convencional de etanol de milho.....	147
<b>Tabela A.3.7:</b> Especificações da coluna de destilação extrativa do etanol de milho.....	148

# 1. Introdução

Até o ano de 2005 o Brasil era o maior produtor mundial de etanol, mas o crescente interesse mundial no uso do biocombustível como aditivo da gasolina motivou um aumento da produção pelos Estados Unidos (EUA), que na safra 2018/19 produziu aproximadamente 60,8 bilhões de litros de etanol, enquanto a produção brasileira foi de 33,1 bilhões. Esse volume é 21,7 % maior que a safra anterior. O aumento na produção de etanol deve-se, principalmente, à queda de preços do açúcar no mercado internacional – a produção nacional deste produto em 2018/19 foi a menor nos últimos 10 anos – e a um cenário mais favorável para o etanol no mercado interno, frente à alta do dólar e do petróleo (CONAB, 2019).

Nos últimos anos a crescente demanda interna pelo etanol, impactada principalmente pelo setor automobilístico, tem elevado o número de importações, oriundas principalmente dos EUA. O Brasil terminou o ano de 2018 com volumes praticamente idênticos de exportação e importação (NOVA CANA, 2019) – 1,8 bilhão de litros (UDOP, 2019). Estudos prévios à pandemia da COVID-19 previam um déficit na capacidade produtiva de etanol nos próximos anos, considerando as taxas de variação da demanda entre 2012 e 2018, sendo necessária a implementação de 18 plantas adicionais para suprir todo o mercado brasileiro (ABA et al., 2018). Nesse cenário, o milho se mostra uma boa alternativa como matéria-prima, sendo estratégico não só para os meses de entressafra da cana, principal matéria-prima do biocombustível no país, mas como principal insumo de novas usinas.

## 1.1. A indústria do Etanol no Brasil

No Brasil, até a década de 70, o etanol era apenas um subproduto da indústria canavieira – que tinha como principal produto o açúcar. Esse cenário foi modificado a partir da primeira crise do petróleo. Em 1975, o governo brasileiro lançou o Programa Nacional do Álcool (Proálcool), como forma de substituir a gasolina utilizada nos veículos pelo etanol produzido a partir da fermentação do caldo de cana.

No período de duração do programa, o governo atuou instituindo diversos incentivos para o desenvolvimento da produção de álcool, podendo ser divididos em duas frentes (NOVA CANA, 2013):

- A primeira, destinada ao fomento do desenvolvimento de tecnologia para fabricação de carro movido a álcool;
- A segunda, orientada para a expansão da produção de álcool, incluindo a expansão da área plantada de cana.

O projeto passou por períodos de sucesso até o final da década de 80, quando, devido à alta nos preços do açúcar e queda no preço do petróleo, a produção de etanol diminuiu, sendo insuficiente para abastecer o mercado interno. Uma nova alta do preço do petróleo nos anos 2000, juntamente com a introdução dos veículos bio-combustíveis (tecnologia *flex-fuel*) e o aumento das preocupações ambientais, elevou novamente o consumo nacional de etanol (ALBARELLI, 2013).

Segundo dados disponibilizados pela Associação Nacional dos Fabricantes de Veículos Automotores (ANFEVA), três anos após o lançamento dos primeiros modelos *flex*, as vendas atingiram, em média, 80 % do total de veículos leves comercializados no país, chegando a ultrapassar, em 2011, 50 % da frota total de veículos. O aquecimento do setor iniciou outra rodada de investimentos na tecnologia e na expansão das unidades produtoras. Entre 2005 e 2009, foram instaladas mais de 100 novas unidades para a produção do biocombustível (DUAILIBE, 2012).

O etanol pode ser utilizado como combustível nas seguintes formas: etanol comum (hidratado), que é o encontrado em postos de gasolina; e etanol anidro, sendo misturado à gasolina. A diferença entre eles está na graduação alcoólica. Entre as vantagens da presença do álcool na gasolina pode-se citar o aumento do número de octanagem do combustível – aumentando o rendimento e o tempo de vida útil do motor – e a diminuição dos gases do efeito estufa (NOVA CANA, 2012).

Além do uso como combustível, o etanol pode ter como destino os seguintes segmentos:

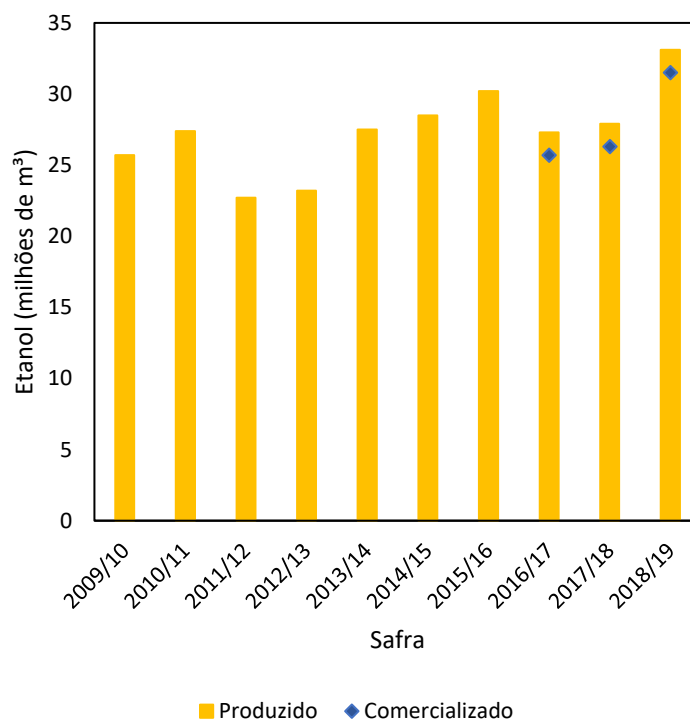
- Farmacêutico – como matéria-prima para a fabricação de xaropes e remédios;
- Químico – na produção de plástico verde e produtos químicos, de limpeza, ou tintas e vernizes;

- Cosméticos – na fabricação de maquiagem, cremes, perfumes, entre outros;
- Bebidas – como ingrediente de bebidas alcoólicas variadas, em elevada pureza.

Recentemente, durante pandemia de COVID-19, o álcool se fez ainda mais presente nos lares dos brasileiros na importante função de agente sanitizante, devido às suas propriedades antissépticas. Para este fim, o álcool é comercializado principalmente na gradação de 70 %, nas formas líquida, glicerizada e em gel.

O Brasil utiliza a mistura de etanol anidro na gasolina desde a década de 1930, e o percentual do álcool presente no combustível cresceu nesse período de 4,5 % para o valor atual de 27 %. Nesse cenário, o país consome em torno de 30 bilhões de litros de etanol ao ano, ao passo que a produção gira em torno dos 33 bilhões de litros. A Figura 1 mostra a evolução da produção de etanol no país e o volume comercializado nas últimas três safras.

**Figura 1:** Evolução da produção de etanol total no Brasil.



**Fonte:** Autoria própria.

Dessa forma é possível concluir que, caso ocorra aumento na demanda pelo biocombustível, interna ou externa, o segmento terá como desafio a produção desse



volume adicional nos próximos anos. Alguns fatores podem influenciar a produção e a demanda de etanol nos próximos anos, como:

- A China avalia tornar obrigatório o uso de 10% de etanol misturado à gasolina (E10). Isso representaria uma demanda extra mundial de 15 bilhões de litros (NOVA CANA, 2019). A implementação foi suspensa no começo do ano devido não só à pandemia do COVID-19, mas também à preocupação de segurança alimentar no país e redução dos estoques de milho.
- Com o início do RenovaBio, as distribuidoras de combustíveis no Brasil terão que comprovar reduções do equivalente a 95,5 milhões de toneladas de CO<sub>2</sub> em emissões de gases de efeito estufa até 2029, de acordo com a Resolução nº 15/2019 do Conselho Nacional de Política Energética (CNPE) (NOVA CANA, 2019). O programa tem por objetivo incentivar o aumento da produção e da participação de biocombustíveis na matriz energética de transporte do país;
- Um acordo entre União Europeia e Mercosul propõe a isenção de tarifa de importação de cotas de produtos como açúcar e etanol. Para os países do Mercosul, isso deve representar aumento na exportação de 190 mil toneladas de açúcar e 450 mil toneladas de etanol (G1, 2019);
- O governo brasileiro estuda a possibilidade de retirar a tarifa de importação de etanol dos Estados Unidos para volumes que excedem a cota anual, atualmente fixada em 750 milhões de litros por um período de 12 meses. Nesse cenário, a possibilidade é que o preço do combustível doméstico caia, e a produção do país sofra uma retração (NOVA CANA, 2019). A medida ainda está sendo avaliada e, como uma ação preventiva para manter as negociações, a Câmara de Comércio Exterior aprovou no mês de setembro de 2020 a manutenção da cota isenta de impostos por mais noventa dias, totalizando um adicional de 187,5 milhões de litros (NOVA CANA, 2020).

O desenvolvimento deste trabalho aconteceu, em grande parte, previamente a todos os acontecimentos relacionados à pandemia mundial do COVID-19 no primeiro semestre de 2020. Os impactos gerados pela pandemia serão discutidos no Capítulo 5, que detalha as informações utilizadas para análise econômica.

## 1.2. Matérias-primas

Para a produção de biocombustíveis de forma a suprir o mercado hoje atendido principalmente por combustíveis de origem fóssil, algumas características são desejáveis para as matérias-primas, tais como: alta produtividade (com regularidade no suprimento), qualidade para processamento, balanço líquido positivo de energia, baixa emissão de carbono, disponibilidade segura por local/região e custo de produção competitivo. A seguir apresenta-se a descrição das medidas mais comuns para medir a eficiência de um biocombustível (PERLINGEIRO, 2014):

- Produtividade – volume de biocombustível produzido por unidade de área necessária para o plantio da respectiva cultura.
- Balanço de energia – representa a quantidade de energia obtida na forma de biocombustível dividida pela energia consumida em seu processo produtivo.
- Redução de gases de efeito estufa – análise comparativa entre a utilização de um biocombustível e o combustível fóssil que será substituído.

A Tabela 1 sumariza os rendimentos médios de diferentes culturas destinadas à produção de etanol, no que se refere às medidas descritas anteriormente.

**Tabela 1:** Comparativo entre as medidas de eficiência de diversas matérias-primas na produção do etanol.

<b>Matéria-prima</b>	<b>Balanço energético (saída/entrada)</b>	<b>Produtividade de etanol (L/ha)</b>	<b>Redução das emissões de gases de efeito estufa*</b>
Trigo (Europa)	2,0	2.500	16-69 %
Milho (EUA)	1,4	3.800	0-38 %
Beterraba (Europa)	2,0	5.500	52 %
Cana-de-açúcar (Brasil)	9,3	7.000	61-91 %

\*Com base em legislações americanas e europeias.

**Fonte:** PERLINGEIRO, 2014.

No Brasil, observamos historicamente a utilização de cana-de-açúcar, inicialmente para a produção do açúcar e, posteriormente, do etanol. O milho vem crescendo no mercado internacional como fonte do biocombustível e começa a despertar o interesse brasileiro. A seguir é comentado o cenário dessas duas matérias-

primas no país, assim como suas vantagens e desvantagens no uso para a produção do etanol.

### 1.2.1.Cana-de-Açúcar

A cana-de-açúcar é a principal matéria-prima utilizada para a produção de bioenergia no Brasil, principalmente devido ao clima e solo favoráveis. Como demonstrado na Tabela 1, essa é a matéria-prima com os melhores valores de balanço energético, produtividade de etanol e redução das emissões de gases de efeito estufa. Além disso, ela possibilita a integração dos resíduos no sistema de produção. O bagaço de cana (resíduo sólido do processamento da cana na usina), por exemplo, é utilizado para a produção de etanol de segunda geração (a ser discutido mais à frente) e para a produção de energia térmica, mecânica e elétrica, seja para suprimento da própria usina ou para venda à rede de distribuição de energia elétrica.

Na safra 2018/19, a área de cana-de-açúcar colhida no país destinada ao setor de sucroenergia foi de 8.589,2 mil hectares (ha), 1,6 % menor em relação à safra anterior. Nas regiões Centro-Oeste, Sudeste e Sul, a redução foi de 1,7 %, e nas regiões Norte e Nordeste, 0,9 %. A produtividade média foi 0,4 % menor do que a temporada anterior, passando de 72.543 kg/ha para 72.231 kg/ha. Isso decorre principalmente do envelhecimento das lavouras e da baixa taxa de renovação, que deveria ocorrer após o quinto corte, mas já se estende para mais de seis. Tais fatores refletiram numa redução de 2 % na produção de cana, que caiu de 633,26 milhões de toneladas produzidas para 620,41 milhões (CONAB, 2019).

Das 378 usinas cadastradas no Departamento de Cana-de-Açúcar e Agropecuária do Ministério da Agricultura, Pecuária e Abastecimento (MAPA), 4,2 % são produtoras de açúcar, 33,3 % são destilarias autônomas (possuem apenas a produção de etanol) e 57,9 % são usinas integradas para produção conjunta de açúcar e etanol. Atualmente, com a baixa do preço do açúcar no mercado internacional, as usinas integradas têm destinado sua produção para o etanol – na safra 2018/19, 34,9 % do Açúcar Total Recuperável<sup>1</sup> (ATR), foi destinado para a produção de açúcar, 11 % a menos que a safra

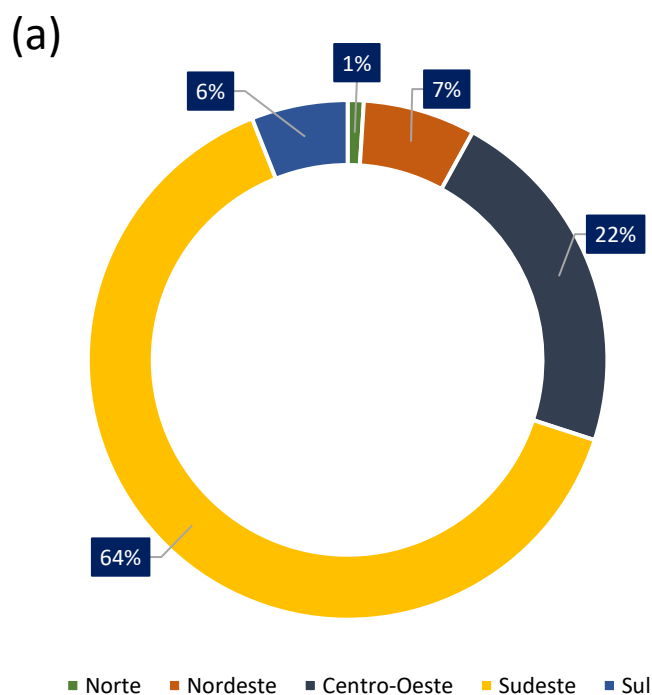
---

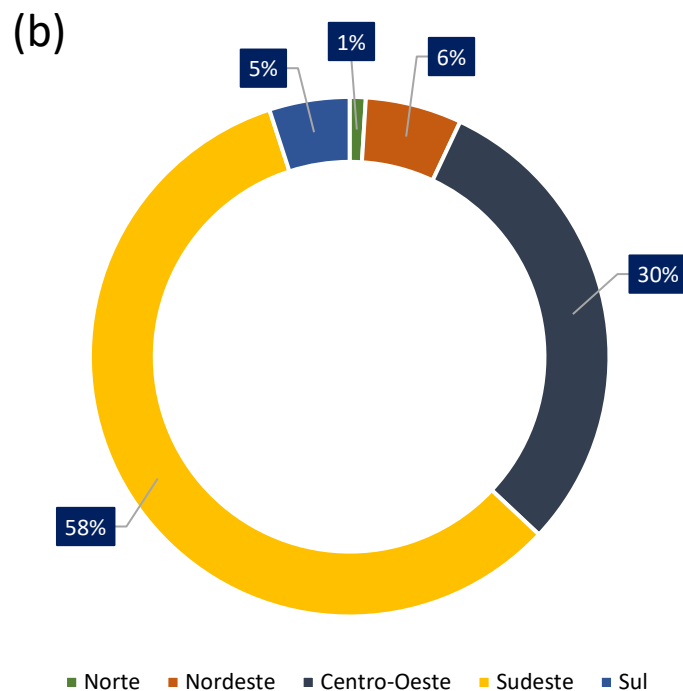
<sup>1</sup> A unidade ATR representa a quantidade de açúcar disponível na matéria-prima (Açúcares Redutores Totais – ART), excluídas as perdas ocorridas no processo industrial (PERLINGEIRO, 2014).

anterior (CONAB, 2019). Segundo dados de instituições financeiras, o preço da *commodity* não deve apresentar recuperação no curto prazo, impactado pelas incertezas da safra indiana e o real volume de estoque do país. Entretanto, há uma preocupação global de que a menor produção do adoçante gere um déficit já mesmo no final do ano safra 2019/20 (NOVA CANA, 2019).

As usinas de processamento da cana estão localizadas principalmente nas regiões das áreas de plantio, pela dificuldade de escoamento da matéria-prima, dada a sua elevada degradabilidade. Nos gráficos da Figura 2, é possível observar a distribuição do plantio e processamento da cana no país. A região Sudeste é a maior responsável pela produção de cana, principalmente no estado de São Paulo, sendo também a região e o estado com a maior produção de etanol.

**Figura 2:** Distribuição das áreas plantadas de cana (a) e distribuição das usinas de processamento (b) por região no Brasil.





Fonte: Adaptado de CONAB (2018).

Andrade Jr. *et. al.* (2019) estudaram como possíveis cenários futuros da demanda de etanol implicariam no uso das terras no Brasil até 2030 utilizando como matéria-prima a cana-de-açúcar. Para tal análise utilizou-se o GLOBIUM-Brazil – um modelo econômico para avaliar a competição por terra entre a agricultura, silvicultura e bioenergia – adaptado ao contexto brasileiro. Entre as especificações, o modelo identifica áreas onde a cana pode ser cultivada, evitando áreas com restrições de solo, clima e topografia. Ele proíbe também a expansão em áreas ecologicamente sensíveis como a Amazônia e o Pantanal. Além disso, o modelo ajusta as produtividades dos cultivos e da pecuária, realocando a produção para áreas mais adequadas. Os cenários estudados consideram variáveis do contexto macroeconômico do país como o aumento da frota de veículos leves, as metas estabelecidas pelo RenovaBio e os preços dos combustíveis:

- *Renewable Fuels Oriented (RFO)* – Orientado ao uso de combustível renovável, com máxima demanda de etanol;
- *Business As Usual (BAU)* – Mantendo as variáveis consideradas como as do cenário atual;

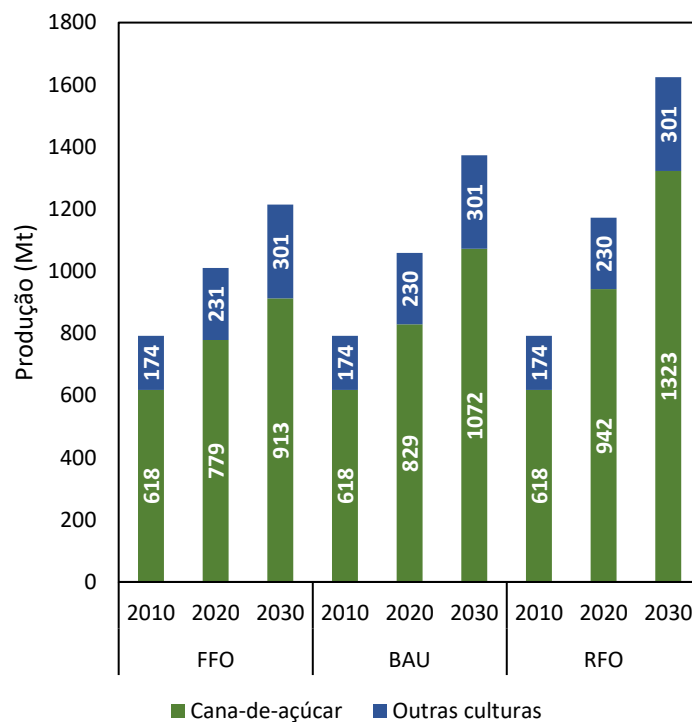
- *Fossil Fuels Oriented (FFO)* – Orientado ao uso de combustível fóssil, com mínima demanda de etanol.

Cada um dos casos está associado a um dos elementos dos Caminhos Socioeconômicos Compartilhados (*Shared Socioeconomic Pathways – SSP*) utilizados pelo IPCC (Painel Intergovernamental sobre Mudanças Climáticas, em inglês) para confecção do Sexto Relatório de Avaliação sobre o aquecimento global:

- Sustentabilidade – caminho verde (SSP1) – associado ao RFO.
- Meio do caminho (SSP2) – associado ao BAU.
- Rivalidade regional (SSP3) - associado ao FFO.

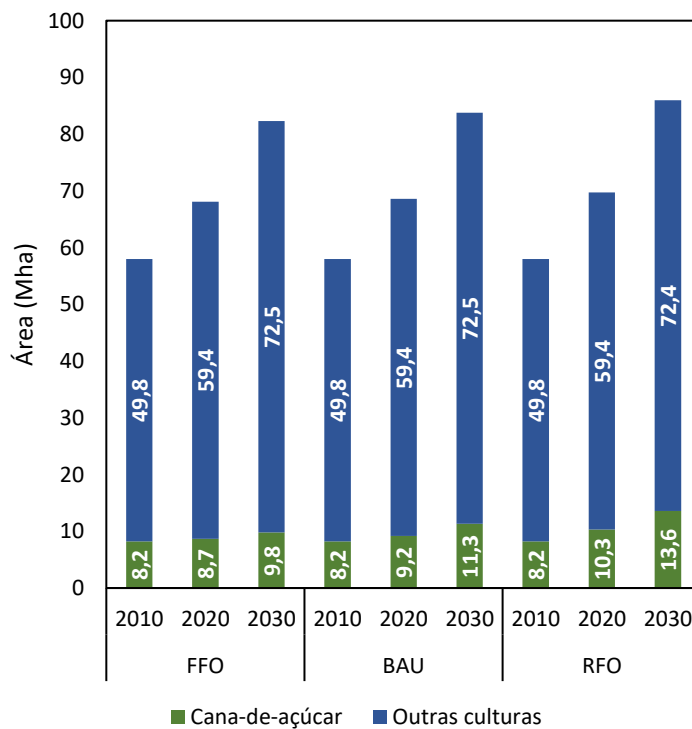
As simulações indicaram que, independentemente do cenário de demanda pelo etanol, a expansão das áreas de plantio da cana não representa efeito considerável na área de plantio de outras culturas, como indicado nas figuras a seguir. Na Figura 3 estão indicadas as quantidades produzidas nas colheitas de cana (em verde) e nos demais cultivos (em azul) em cada um dos cenários estudados. Na Figura 4 estão indicadas as respectivas áreas de cultivo. É possível observar que mesmo no cenário mais favorável ao aumento da demanda de etanol (RFO), o aumento da área plantada não é consideravelmente superior ao do cenário orientado para o uso de combustíveis fósseis. A diferença entre estes extremos é de 3,8 milhões de hectares em 2030.

**Figura 3:** Produção da cana para atender os cenários considerados no estudo de Andrade Jr. *et al.* (2019).



**Fonte:** Andrade Jr. *et al.* (2019).

**Figura 4:** Área de cultivo de cana para atender os cenários considerados no estudo de Andrade Jr. *et al.* (2019).



**Fonte:** Andrade Jr. *et al.* (2019).

Os resultados obtidos nesse estudo consideram um aumento na taxa de lotação das áreas de pastagens da pecuária de forma que parte delas possa ser aproveitada para o cultivo da cana-de-açúcar. Nesse sentido, entre 2010 e 2030, para cada hectare adicional de cultivo de cana ocorre a perda de 0,72 ha de área de pastagem. De forma ainda mais importante, os resultados sugerem que a expansão da cana possui impactos limitados nas áreas de vegetação nativa do país. Por exemplo, em 2030, o crescimento do cenário com menor (FFO) para maior (RFO) demanda de etanol resulta na perda de 0,18 Mha de vegetação nativa, o que representa 4,8 % dessa expansão.

Entretanto, os três casos estudados consideram majoritariamente o crescimento da demanda doméstica de etanol, de acordo com as variáveis mencionadas anteriormente. Eles desconsideram, por exemplo, os impactos de um possível aumento de demanda em mercados externos, como da China e da União Europeia, e uma valorização no preço internacional do açúcar, de forma a deixar essa *commodity* mais atrativa ao mercado brasileiro. Além disso, é de extrema importância que o país continue incentivando o aumento da eficiência das áreas de pastagens, como observado nos últimos anos – entre 1990 e 2010 o aumento da eficiência por década foi de 28 % (ANDRADE JR. *et al.*, 2019).

Outra incerteza associada a tais cenários é referente aos padrões de demanda para os demais produtos da agricultura. Em todos os casos essa demanda manteve-se alinhada ao cenário intermediário (BAU). Uma possível variação no preço e demanda desses produtos, tais como a soja, poderia ter impacto direto na área disponível para cultivo de cana-de-açúcar.

### 1.2.2. Milho

O milho é o cereal mais produzido no mundo e tem sido largamente utilizado para a produção de etanol nos Estados Unidos. Ao contrário da cana, que armazena energia na forma de açúcar, o milho é um vegetal amiláceo, ou seja, armazena energia na forma de amido. Segundo relatório divulgado pelo Departamento de Agricultura dos Estados Unidos (USDA, em inglês), houve queda no estoque mundial do cereal, de 277,7 milhões de toneladas na safra 2016/17 para 151,9 milhões na safra 2018/19. Essa queda foi motivada pelo aumento do consumo mundial e uma produção que não está acompanhando na mesma intensidade. Esse cenário é explicado pela melhora da



economia de alguns países, como China e Índia, consumido o cereal para alimentação animal, e países como os próprios EUA, que utilizam o milho como matéria-prima para produção de biocombustível (CONAB, 2018).

Em comparação com a cana, o milho possui a vantagem de ser estocado na forma de grãos e apresentar ciclo curto. Além disso, mesmo com a utilização do amido para produção do etanol, resta um farelo proteico no processo que pode ser utilizado como ração animal. Contudo, o processamento industrial do milho para produção de etanol requer a utilização de uma fonte adicional de energia, enquanto no processo a partir da cana, o próprio bagaço é utilizado para produção de energia nas caldeiras (PERLINGEIRO, 2014).

No Brasil, a safra do milho compreende duas épocas do ano: a safra normal e a “safrinha”. A safra normal compreende os meses de agosto a dezembro, com colheita prevista de novembro a março. A safrinha ocorre normalmente após a colheita da soja precoce, no período de janeiro a março, e o milho é colhido entre abril e junho. A produção do cereal no país chegou a 97.842,8 mil toneladas na safra 2016/17, com estoque final de 17.246,4. Na safra 2018/19 houve decréscimo na produção, explicado pela diminuição da área plantada (sobretudo na primeira safra, em função da opção pelo plantio da soja) e a forte estiagem que atingiu principalmente os estados do Paraná, Mato Grosso do Sul, São Paulo e Minas Gerais para o milho da segunda safra. Apesar dessas questões, a produção foi capaz de suprir a demanda interna e a exportação, gerando um estoque final de 12.982,8 mil toneladas (CONAB, 2018). A Tabela 2 indica os números de oferta e demanda das últimas cinco safras brasileiras.

**Tabela 2:** Oferta e demanda brasileira de milho nas últimas cinco safras (em mil toneladas).

Safra	Estoque Inicial	Produção	Importação	Suprimento	Consumo	Exportação	Estoque Final
13/14	6.984,6	80.051,7	790,7	87.826,9	54.503,1	20.924,8	12.399,0
14/15	12.399,0	84.672,4	316,1	97.387,5	56.611,1	30.172,3	10.604,1
15/16	10.604,1	66.530,6	3.338,1	80.472,8	54.972,4	18.883,2	6.617,2
16/17	6.617,2	97.842,8	953,6	105.413,6	57.330,5	30.836,7	17.246,4
17/18	17.246,4	82.181,3	400,0	99.827,7	59.844,8	27.000,0	12.982,9

Fonte: CONAB, 2018.

Como mencionado anteriormente, o milho pode ser utilizado na entressafra da soja – atualmente as duas culturas são concorrentes por área plantada. Segundo relatório da CONAB (2018), as duas possuem rentabilidade que permite o pagamento de todos os custos, inclusive o operacional. O cereal possui vantagem nesse cenário pois sua produtividade média é cerca de três vezes maior que a da oleaginosa. O milho também pode ser utilizado entre os cultivos de cana-de-açúcar, entretanto o produtor deve atentar que o nitrogênio não será fixado no solo, o que aconteceria com um cultivo de soja ou amendoim. A vantagem na escolha do cultivo do cereal está na proteção do solo contra erosão, uma vez que a cultura deixa grandes quantidades de palha na área plantada (SIAMIG, 2018).

Alguns países, como Estados Unidos e México, sinalizaram em 2019 um possível aumento na importação do cereal brasileiro, buscando reduzir os seus custos com matérias-primas. Os preços do milho nos EUA chegaram a avançar 25 % no final do ano em relação aos primeiros meses, uma vez que a perspectiva da safra deteriorou devido ao clima excessivamente úmido. Além dos preços, a dificuldade de transporte do milho de algumas áreas de produção para as instalações industriais tornaria vantajosa a importação brasileira. A movimentação observada no cereal era acompanhada pelo seu principal produto após processamento, o etanol. O México, por sua vez, vê no produto brasileiro uma alternativa às tarifas e aos preços praticados pelo país norte americano. Até outubro de 2019 o país já havia importado 1,4 milhão de toneladas, sendo o volume de outubro (518 mil toneladas) uma máxima histórica para qualquer mês. Entretanto esse cenário pode mudar em um momento que a safra estadunidense obtiver resultados mais positivos (G1, 2019).

Marques (2019) avaliou, técnica e economicamente, a produção de eteno via etanol em uma usina *flex* de cana-de-açúcar e milho. Como resultado, ele verificou que o custo de investimento das unidades que visam somente o processamento do milho impacta pouco o investimento total, o que leva à conclusão de que uma usina de cana-de-açúcar já existente não precisa investir tanto para se tornar *flex*. Com relação às margens e custos de produção, concluiu-se que o milho apresenta um custo total de produção um pouco menor do que a cana-de-açúcar, principalmente pelo fato de que os custos são mais diluídos que o da cana. Para a cana, o principal fator de custo identificado foi a aquisição da matéria-prima, devido à sua elevada carga de processamento durante o ano, sendo de mais de quatro vezes a quantidade de milho

processada. Com relação ao milho, o principal gargalo econômico são os custos de aquisição das enzimas necessárias para as etapas de pré-tratamento e hidrólise do amido, etapas que não estão presentes no processamento da cana.

Na safra 2018/19 foram produzidos 791,4 milhões de litros de etanol de milho no país, correspondendo a 2 % da produção nacional. Atualmente 12 unidades estão em operação no país, distribuídas entre Mato Grosso, Goiás, São Paulo e Paraná. O estado do Mato Grosso, maior produtor do grão, possui atualmente 12 usinas produtoras de etanol, sete exclusivamente de cana, três que usam cana e milho e duas apenas de milho. Até 2021 o estado deve possuir cinco novas usinas exclusivas de milho (G1, 2019). A expectativa, segundo o presidente da União Nacional de Etanol de Milho (UNEM) é que em 2028 sejam produzidos no país 8 bilhões de litros do biocombustível (NOVA CANA, 2019). Somado a isso está o desafio no aumento na produção do grão. Um estudo elaborado pela FCStone em 2014 indicou que, caso as áreas utilizadas para safras de soja e algodão, subutilizadas na safra de inverno, começassem a produzir o milho safrinha, esperava-se uma produção adicional de cerca de 70 milhões de toneladas, sem avaliar os aumentos de produtividade (CANAL RURAL, 2014).

Apesar da competitividade entre EUA e Brasil na produção do etanol, ambos compram o biocombustível entre si. Em 2017, o país norte-americano adquiriu cerca de 939 milhões de litros do etanol brasileiro por US\$ 0,62 o litro. Já o Brasil importou 1,62 bilhão de litros a US\$ 0,45 o litro. As importações realizadas pelos EUA acontecem para atender às metas nacionais de consumo de biocombustíveis de outras fontes que não o milho. A diferença nos custos foram de 6 a 7 % em 2017, variando no Brasil entre US\$ 0,54 e US\$ 0,62 por litro (de gasolina equivalente) contra US\$ 0,51 a US\$ 0,58 por litro nos EUA. Esses valores podem ser explicados pelas diferenças nos parques industriais – nos EUA a operação utilizando o milho é constante, enquanto as usinas de cana, majoritárias no Brasil, operam apenas parte do ano –, os preços das matérias-primas utilizadas e dos coprodutos obtidos no processo, assim como pela inflação ocasionada pelo cenário político-econômico. Internamente, apesar dos altos custos na produção do etanol, os altos custos das refinarias de petróleo brasileiras tornam o etanol competitivo com a gasolina (NOVA CANA, 2018).

### 1.3. Objetivos

Diante do cenário descrito, o objetivo geral deste trabalho é estudar os efeitos da produção do etanol a partir do milho no preço final do biocombustível no Brasil, tendo em vista os aspectos técnicos da produção e diferentes contextos de mercado interno e externo.

Os objetivos específicos contemplam:

- Mapear a demanda e a produção de etanol ao longo do tempo e para os próximos anos;
- Realizar uma análise econômica de uma planta de primeira e segunda geração a partir da cana, incluindo o preço de equilíbrio do etanol;
- Realizar uma análise econômica da planta de etanol a partir de milho, incluindo o preço de equilíbrio do etanol;
- Analisar o impacto do preço de cada matéria-prima no custo final do produto, avaliando a capacidade do milho de suprir a produção do biocombustível não apenas durante a entressafra da cana.

## 1.4. Divisão do Trabalho

Para que os objetivos citados sejam atendidos, o trabalho possui a seguinte divisão:

- No **Capítulo 1** foi realizada uma breve introdução ao tema do trabalho, descrevendo o cenário brasileiro com relação ao biocombustível e as matérias-primas estudadas: a cana-de-açúcar e o milho;
- No **Capítulo 2** serão descritas todas as etapas de processamento das matérias-primas para obtenção do etanol de acordo com as informações obtidas na literatura e na indústria;
- No **Capítulo 3** será explicado como os processos foram estruturados no *software* Aspen Plus<sup>®</sup>, de modo que se pudesse avaliá-los tecnicamente;
- No **Capítulo 4** será descrita toda a metodologia para análise econômica dos processos;
- No **Capítulo 5** serão apresentadas as principais conclusões obtidas e sugestões de próximas etapas a serem desenvolvidas;

## **2. Descrição dos Processos**

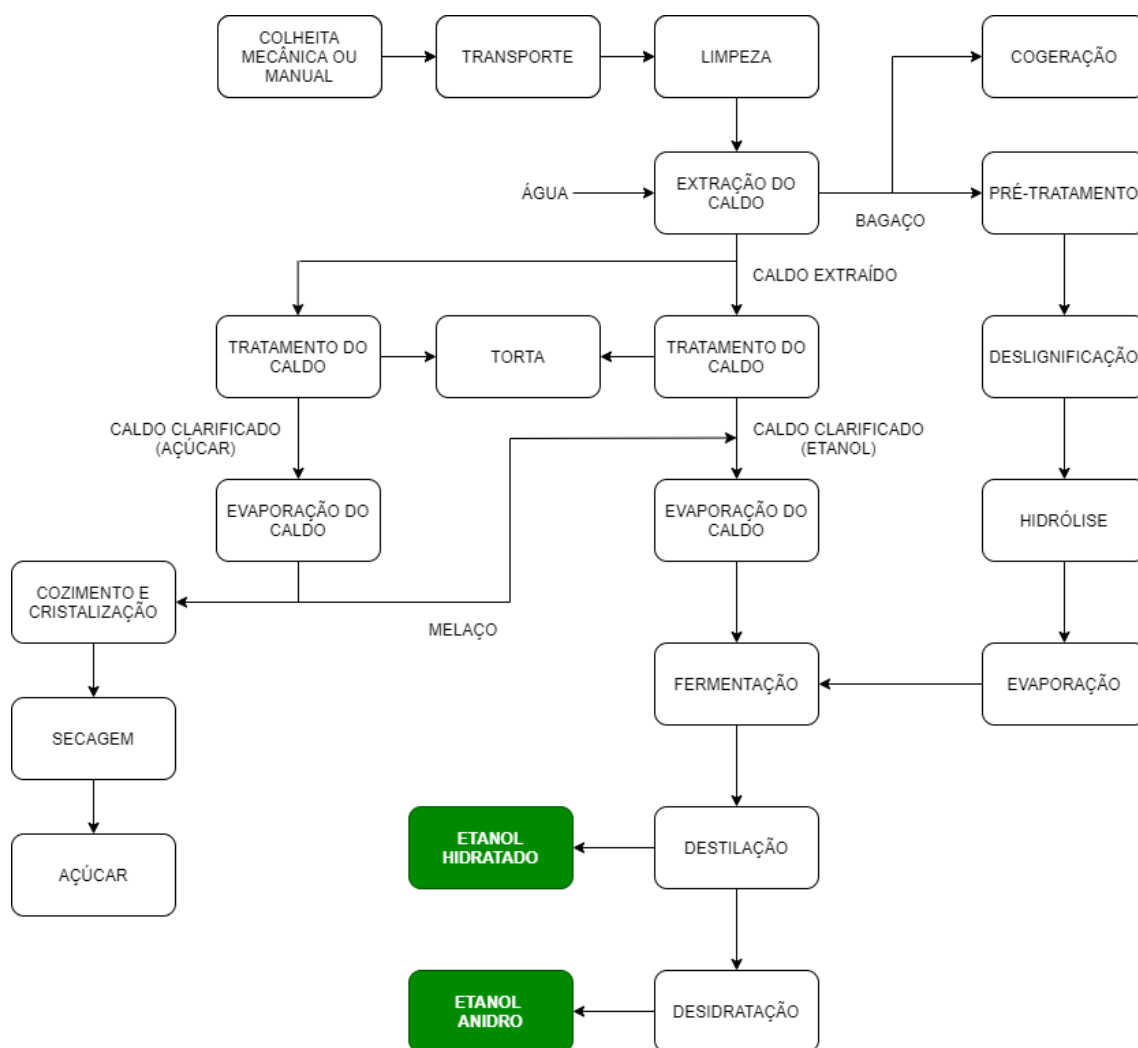
Neste capítulo serão descritos os processos simulados neste trabalho, que englobam a produção do etanol de primeira e segunda geração a partir da cana e o etanol de milho.

### **2.1. Usina de Etanol de Cana-de-Açúcar**

#### **2.1.1. Primeira Geração (E1G)**

A rota adotada para a usina de primeira geração se baseia principalmente nos trabalhos de Albarelli (2013) e Marques (2019). Um diagrama de blocos representando o processo convencional pode ser visto na Figura 5. A colheita da cana-de-açúcar pode ser feita de forma manual ou utilizando colheitadeiras mecânicas. No caso da colheita manual, é costumeiramente realizada a queima da cana para que as folhas da planta não machuquem os trabalhadores. O transporte para a área industrial da usina é realizado principalmente por caminhões e deve acontecer evitando-se longos tempos de espera entre o corte e o processamento, o que diminui a contaminação bacteriana e a formação de dextranas (polissacarídeos de elevado peso molecular). O armazenamento da cana não pode ser realizado pelos mesmos motivos (DIAS, 2008).

**Figura 5:** Diagrama de blocos de uma usina sucroalcooleira típica.



**Fonte:** Autoria própria.

Diversos fatores influenciam a composição da cana e a quantidade de impurezas que chegam à usina, entre eles: o tipo de colheita, a realização ou não de queimadas, o tipo de solo, as condições climáticas, etc. A queima da cana, por exemplo, ocasiona a perda de açúcares e destrói a palha, que poderia ser usada como combustível para geração de vapor e energia elétrica, além de ser importante no canavial, evitando o crescimento de outras espécies (DIAS, 2008). A Tabela 3 apresenta a composição média da cana que chega à usina.

**Tabela 3:** Composição média da cana-de-açúcar que chega à usina.

<b>Cana-de-açúcar</b>	<b>% (em massa de cana)</b>
Água	70-76
Fibras	11-16
Sólidos presentes (excluindo fibras)	10-16
<b>Fibras</b>	<b>% (em massa de fibras)</b>
Celulose	26-58
Hemicelulose	19-33
Lignina	13-23
<b>Sólidos presentes (excluindo fibras)</b>	<b>% (em massa de sólidos presentes)</b>
Açúcares totais	75-92
<i>Sacarose</i>	70-88
<i>Glicose</i>	2-4
<i>Frutose</i>	2-4
Sais	3-4,5
Ácidos orgânicos	1,5-5,5

**Fonte:** ALBARELLI, 2013.

Na usina, uma pequena amostra é recolhida aleatoriamente e enviada ao laboratório para aferição das características físico-químicas, como teor de sacarose, fibras, umidade e pureza do caldo. Em seguida, a cana é distribuída em uma mesa alimentadora, onde sofre uma etapa de limpeza a seco com jatos de ar para remoção de impurezas como terra, palha, folhas e resíduos orgânicos. O processo de lavagem com água não será abordado por gerar perdas muito grandes de sacarose, principalmente quando o corte é mecanizado (MARQUES, 2019).

A cana limpa é preparada para extração passando por uma série de picadores e desfibriladores. A extração do caldo consiste no processo físico de separação da fibra (bagaço) e usualmente é realizado por moendas. As unidades são constituídas de duas moendas contendo cerca de seis ternos cada e cada terno é formado por quatro rolos. A separação é realizada por pressão mecânica dos rolos sobre o colchão de cana desfibrilada (PERLINGEIRO, 2014). No último terno utiliza-se água de embebição, bombeada em contracorrente até o segundo terno, com o objetivo de aumentar a extração dos açúcares contidos na cana.

O caldo extraído possui impurezas, formadas por partículas leves (bagacilho) e pesadas (areia, terra, etc.), que são removidas com a utilização de peneiras e



hidrociclones. As peneiras são utilizadas para remoção de sólidos insolúveis acima de determinada granulometria e os hidrociclones promovem a separação de partículas mais leves do caldo por meio do princípio da separação centrífuga. As principais vantagens dessa etapa é reduzir o entupimento e desgaste de equipamentos, como válvulas e bombas.

Após a remoção de fibras e terra no tratamento físico, o caldo passa por processos de coagulação e ajuste de pH na etapa caracterizada como tratamento químico ou clarificação. O objetivo dessa etapa é a neutralização do caldo, evitando a decomposição da sacarose que sofre inversão em pH ácido e a remoção de outras impurezas, presentes na forma de compostos solúveis ou insolúveis, partículas coloidais e suspensões (REIN, 2007).

Na primeira parte do tratamento, adiciona-se ácido fosfórico e hidróxido de cálcio. O ácido pode ocorrer de forma natural na cana, a partir dos fosfatos solúveis presentes ou em combinação com proteína no material celular. Entretanto, variedades da cana podem fornecer um caldo pobre em ácido. Um mínimo de 300 mg de ácido por litro de cana é indicado para o processo. Os componentes adicionados reagem precipitando parte dos colóides e materiais corantes e corrigem o pH para a faixa de 7,0 a 7,2. O material formado nesse processo, denominado calagem, é um material gelatinoso, composto principalmente por fosfato de cálcio (HUGOT, 2007).

O caldo “calado”, levemente pressurizado, passa por um balão de *flash* com o objetivo de remover gases incondensáveis. Quando essa etapa não é realizada de forma satisfatória, as bolhas dos gases ficam aderidas aos flocos e dificultam a separação de partículas na decantação. O caldo precisa ser aquecido cerca de 5 a 7 °C acima da temperatura de ebulição da água e é então enviado para o tanque *flash* a pressão atmosférica para eliminação de todos os gases presentes no caldo (DIAS, 2008).

Após a passagem pelo *flash*, polímero floculante é adicionado ao caldo e ele é enviado aos decantadores, onde será retirado o lodo contendo as impurezas depositadas. A parte sólida (lodo) é lavada com água em um filtro rotativo a vácuo para recuperação dos açúcares presentes. O filtro recebe água de lavagem e uma corrente de bagacilho para aumentar a retenção dos flocos e facilitar a formação da torta, aumentando o rendimento dessa etapa. A torta de filtro obtida é utilizada como fertilizante na lavoura, e o filtrado é misturado ao caldo logo após adição de hidróxido de cálcio.

Quando o processo tem por objetivo a produção do açúcar, a etapa de tratamento químico inicia-se com a adição de enxofre a fim de eliminar as impurezas que conferem coloração indesejada ao açúcar, como os flavonoides. A partir desse ponto, o caldo segue os mesmos procedimentos descritos anteriormente para essa etapa.

O caldo obtido nos decantadores segue para a etapa de evaporação, a fim de se obter a concentração de açúcares ideal para os processos fermentativos e a destilação. Antes dessa etapa, o caldo encontra-se em torno de 15-16 °Brix. A escala Brix é utilizada na indústria de alimentos para medir a quantidade aproximada de açúcares em solução. Um grau Brix (1 °Brix) é igual a 1 g de açúcar por 100 g de solução, ou 1 % (m/m) de açúcar. O caldo deve ser concentrado na faixa de 20-22 °Brix. Esse processo pode ser feito por evaporadores de múltiplo efeito (5 a 6 estágios) e/ou adicionando melaço (proveniente do processo de fabricação do açúcar), que se encontra entre 88-90 °Brix (TONON, 2013).

No processo de produção do açúcar, o caldo concentrado segue para a etapa de cozimento e cristalização. Devido à alta viscosidade da solução e possibilidade de perdas do açúcar devido a altas temperaturas, essa etapa é realizada em equipamentos de evaporação especiais denominados cozedores, que operam de forma semelhante a evaporadores, mas sob vácuo e de forma descontínua (ALBARELLI, 2013).

Neste trabalho foram considerados dois cozedores. O objetivo no primeiro cozedor é separar uma corrente de açúcar com 99,9 °Brix, que é enviada para o processo de secagem. O segundo cozedor gera uma corrente com grau Brix inferior ao adequado (99,7 °Brix), sendo essa recirculada para o primeiro cozedor. Além dela, é obtida uma segunda corrente, denominada melaço, que possui teor de açúcares em torno de 78 °Brix e é utilizada no processo de produção do etanol.

O processo de secagem do açúcar acontece com a utilização de ar quente em contracorrente com a corrente obtida na etapa anterior, com teores de açúcares em torno de 99,9 °Brix. A corrente de ar é aquecida até uma temperatura na faixa de 95-100 °C, a fim de evitar danos ao açúcar devido à alta temperatura. Esse processo reduz a umidade do açúcar para níveis de 0,01 %. Então, essa corrente é colocada em contracorrente com ar frio, para nivelar a temperatura do produto até a faixa de 35-40 °C. A secagem e o resfriamento têm como finalidade evitar o “empedramento e/ou amarelamento” do

açúcar, que podem ocorrer com a variação de umidade e temperatura no ambiente de armazenagem (USINA MORENO, 2019).

O melão, proveniente da etapa de cozimento, é direcionado para a etapa de evaporação do processo de fabricação do etanol. Ele é misturado com uma corrente de caldo proveniente das etapas de tratamento físico e químico, sem sulfitação e com teor de pureza baixo. A mistura resultante passa por um evaporador de único efeito para ajuste da concentração dos açúcares, saindo dessa etapa a 20 °Brix (ALBARELLI, 2013).

Esse caldo é enviado então para a etapa de fermentação. Nessa unidade o etanol será produzido a partir dos açúcares por um processo bioquímico, no qual o substrato é metabolizado sob ação enzimática das leveduras. Na indústria usualmente utiliza-se a levedura *Saccharomyces cerevisiae*, um microrganismo aeróbio facultativo capaz de suportar condições mais drásticas de processo, uma vez que o mesmo não é estéril (MARQUES, 2019).

As principais etapas da fermentação alcoólica são a hidrólise da sacarose, produzindo glicose e frutose, seguida da transformação da glicose e da frutose em etanol. Essa reação é exotérmica e, para que seja possível obter bons rendimentos nos processos de produção industrial, a temperatura do meio reacional tem que ser mantida entre 26-35 °C, de acordo com o tipo de processo empregado. Além do etanol, alguns subprodutos como glicerol e ácido acético são gerados no processo fermentativo (ALBARELLI, 2013).

O processo industrial de fermentação pode ser realizado em batelada simples, batelada alimentada (*Melle-Boinot*) ou de forma contínua. Na batelada simples, o reator é alimentado com mosto e levedura e o processo ocorre até que a atividade da levedura cesse por falta de nutrientes. Essa configuração de processo é lenta e exige sucessivas etapas de limpeza do reator. No processo de batelada alimentada, inicialmente é colocada a suspensão de levedura no reator, e em seguida adiciona-se o mosto até que o volume útil do reator seja preenchido. O processo opera com reciclo e reativação da levedura e dura em torno de 6 horas. Ainda hoje esse é o processo mais utilizado por grande parte das indústrias (ALBARELLI, 2013). O processo contínuo surgiu como uma forma de aprimorar o processo de batelada alimentada, sendo realizado em três dornas sequenciais, também com reciclo e reativação da levedura, porém vem perdendo

participação devido à dificuldade de operar de forma estável. Para boas eficiências no processo fermentativo o mesmo deve ocorrer em sistema fechado e com lavagem do gás de exaustão para recuperação do etanol arrastado (CGEE, 2009). A recuperação da levedura acontece por centrífugas de boa eficiência capazes de concentrar o caldo em até 65 % em volume, estando prevista a centrifugação sequencial em duas etapas com diluição intermediária da levedura em água (MARQUES, 2019). O vinho fermentado, obtido no topo das centrífugas anteriores, é enviado para um sistema de torres de destilação a fim de promover a recuperação e purificação do etanol.

Na primeira coluna ocorre a concentração do etanol, recuperado nas retiradas laterais e enviado para uma segunda coluna convencional de destilação de forma a produzir o etanol hidratado, com até 95 % (m/m) de etanol. Parte dessa corrente é direcionada para uma coluna de destilação extrativa produzindo o etanol anidro, com graduação alcoólica de no mínimo 99,6 % (m/m). No condensador da primeira coluna pode ser obtido o chamado “etanol de segunda”, com cerca de 83 % (m/m), que pode ser utilizado para aplicações como álcool extrafino.

O bagaço oriundo das etapas de limpeza e moagem da cana pode ter dois destinos: ele pode ser enviado para o processo de tratamento de segunda geração – descrito mais à frente – ou ser utilizado para produção de vapor e eletricidade consumidos no processo. Na chamada unidade de cogeração, o bagaço é utilizado como combustível em um ciclo termodinâmico a vapor. Inicialmente ele é pressurizado para dentro da caldeira, sofrendo em seguida um processo de combustão que utiliza ar aquecido com 30 % em excesso. A queima do bagaço gera energia suficiente para geração de vapor superaquecido, que será enviado para produção de trabalho nas turbinas, gerando energia elétrica (MARQUES, 2019).

A maioria das usinas opera com caldeiras de baixa pressão, com parâmetros de vapor vivo de 21 bar e 300 °C. Entretanto, com a privatização parcial do setor elétrico brasileiro, iniciado em meados da década de 90, o mercado de energia permitiu que as usinas vendessem sua energia elétrica excelente. Nesse contexto, a indústria se encaminha para melhorar seus sistemas de cogeração, adotando caldeiras capazes de gerar vapor a condições de temperatura e pressão elevadas, assim como turbinas de múltiplos estágios, o que se traduz em uma maior eficiência de geração de energia

elétrica. No Brasil, o padrão hoje é vapor a 65 bar e 480 °C (PALACIOS BERECHÉ, 2011).

O vapor produzido é enviado para um sistema de turbinas para geração de energia elétrica, de modo a atender a demanda de vapor do processo nas condições de média pressão (8 bar) e baixa pressão (2,5 bar). Após ser utilizado no processo, a água condensada é recirculada, misturada com água desmineralizada – para evitar acúmulo de sais na caldeira – e direcionada para um desaerador, um tanque onde há troca térmica direta com vapor de média pressão, levando a água à condição de saturação e removendo os gases não condensáveis da fração líquida, retornando então ao sistema de troca térmica da caldeira (MARQUES, 2019).

### 2.1.2. Segunda Geração (E2G)

Os materiais lignocelulósicos são os mais abundantes compostos orgânicos encontrados no planeta, correspondendo a algo em torno de 50 % da biomassa terrestre. O termo lignocelulose está relacionado à parte da planta que forma a parede celular, composta de estruturas fibrosas, basicamente polissacarídeos como celulose e hemicelulose. Esses compostos estão associados a uma estrutura macromolecular contendo substâncias aromáticas denominada lignina. De forma geral, pode-se considerar que estes materiais possuem em sua composição aproximadamente 50-70 % de polissacarídeos (base seca), apresentando valiosos glicosídeos (açúcares) que também podem ser aproveitados. Nesse contexto surgiu o termo “biorrefinaria”, que se refere ao uso de materiais renováveis (biomassas) de forma integral para a produção de combustíveis, produtos químicos e energia, com geração mínima de resíduos e emissões (PERLINGEIRO, 2014).

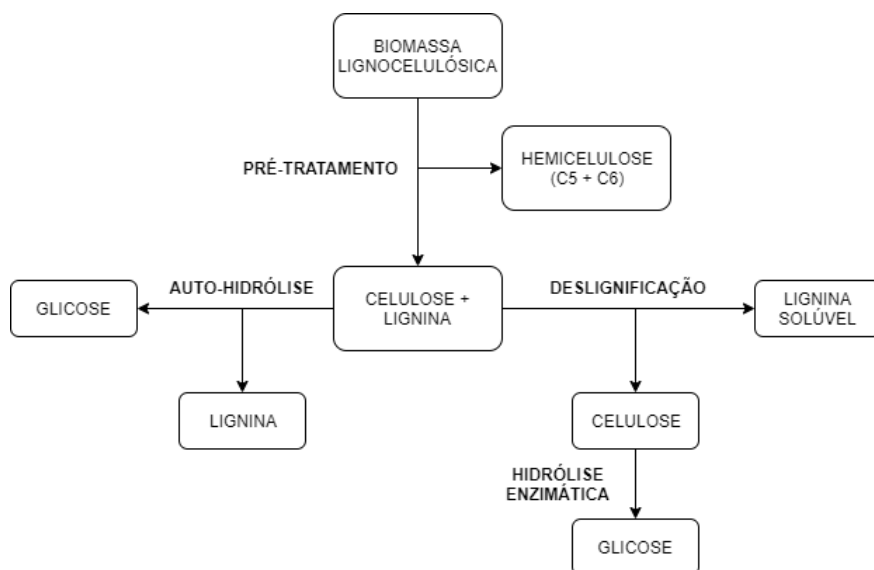
Dentre os resíduos lignocelulósicos de maior importância, ressalta-se o bagaço e a palha provenientes do processamento da cana para a produção de açúcar e etanol. O bagaço é a fração de biomassa resultante após os procedimentos de limpeza, preparo e extração do caldo da cana. O bagaço não é uma biomassa homogênea, apresentando variações em sua composição em função dos procedimentos de corte e de processamento industrial. O bagacilho, que também é extraído nessas etapas, é

composto por frações menores do bagaço. A palha é composta pelos resíduos da colheita constituídos pelas folhas verdes, folhas secas e o ponteiro da cana. A composição desse material apresenta certa semelhança com o bagaço no que diz respeito à celulose e à hemicelulose, diferindo apenas no teor de lignina, que chega a ser 30 % menor (CGEE, 2009).

A disponibilidade do bagaço está atrelada à eficiência energética da usina. Atualmente, o excedente de bagaço disponível para a hidrólise ou outros usos se situa entre 7 a 10 % do bagaço total. O restante é empregado como combustível primário na geração de vapor e energia elétrica. Uma estimativa obtida dos estudos realizados sobre a recuperação do palhiço considera uma quantidade adicional de biomassa lignocelulósica recuperável de 140 kg (base seca) por tonelada de cana expressa em bagaço equivalente (CGEE, 2009).

A produção de etanol a partir de materiais lignocelulósicos é geralmente realizada em quatro etapas principais: pré-tratamento da biomassa, hidrólise da celulose, fermentação e separação do etanol. O pré-tratamento consiste na separação seletiva dos componentes da biomassa, através da ruptura do complexo hemicelulose-lignina-celulose. Durante essa etapa, a celulose se torna mais acessível devido à redução da cristalinidade e aumento da porosidade do material. O recobrimento do material por lignina é quebrado e a hemicelulose é reduzida a monômeros de açúcar (principalmente xilose, açúcar contendo cinco carbonos – C5) (ALBARELLI, 2013). A Figura 6 a seguir mostra um esquema simplificado do fracionamento dos principais componentes de materiais lignocelulósicos.

**Figura 6:** Fracionamento dos principais componentes de materiais lignocelulósicos.



**Fonte:** PERLINGEIRO (2014).

O pré-tratamento pode ser físico, químico ou biológico, sendo os dois primeiros mais utilizados industrialmente. O trabalho de Costa (2019) descreve todos esses processos, identificando suas vantagens e desvantagens. O autor estudou a estrutura de uma biorrefinaria integrada da cana-de-açúcar, buscando otimizá-la, e optou pela utilização do tratamento físico-químico de explosão a vapor. Nesse processo, o material é alimentado em um vaso de pressão e submetido a água quente altamente pressurizada. Durante a reação, o vapor penetra no material lignocelulósico e, em seu interior, se condensa, formando água líquida. Após um período de contato, o sistema é rapidamente descomprimido e a água na fase líquida se expande violentamente, provocando a quebra das ligações do complexo por meio da destruição da estrutura do material (TOMÉ, 2014).

As principais vantagens do processo de explosão a vapor são a menor utilização de produtos químicos perigosos, a sua alta eficiência no uso de energia e o baixo impacto ambiental. Entretanto, a desvantagem está na ruptura incompleta da lignina durante o processo. Como consequência, é necessário incluir uma etapa de deslignificação. Existem diversas tecnologias para a realização desse processo, como a alcalina (utilizando principalmente hidróxido de sódio) e a *organosolv* (utilizando solvente orgânico). O processo escolhido para simulação neste trabalho foi o *organosolv*. O principal solvente utilizado atualmente é o próprio etanol devido ao seu relativo baixo custo, suas características químicas, por não ser poluente, por ser de fácil

recuperação (visto que apresenta baixo ponto de ebulição e pode ser recuperado por destilação) e por estar imediatamente disponível na planta (SILVA, 2017).

A pasta de celulose obtida na etapa de deslignificação recebe água e ácido sulfúrico até atingir concentração em massa igual a 10 % e 0,07 %, respectivamente. Essa mistura é aquecida a 205 °C e pressurizada a 30 bar, de modo a manter o meio reacional na fase líquida. Essa corrente é enviada ao reator de hidrólise, onde ocorre a conversão da celulose em glicose, formando o licor de hexoses. O licor passa por uma centrífuga de forma a separar os sólidos não reagidos e é enviado para um evaporador de múltiplo efeito para ajuste da concentração de açúcares para 20 °Brix. Uma vez obtida essa concentração, ele é misturado à corrente oriunda do processo convencional de produção de etanol e enviado para a etapa de fermentação.

As etapas posteriores, de fermentação e destilação para separação dos produtos, ocorrem da mesma maneira como descrito anteriormente para o processo de primeira geração. O etanol obtido a partir desse processo possui as mesmas características do etanol de primeira geração. No Brasil, atualmente, apenas duas empresas utilizam esse tipo de resíduo para produção do biocombustível: a Bioflex, usina da GranBio localizada em São Miguel dos Campos (AL), que utiliza palha, e a Costa Pinto, da Raízen, em Piracicaba (SP), utilizando o bagaço da cana. As duas operações são descontínuas e utilizam equipamentos e processos ainda pouco eficientes, até mesmo por ser uma tecnologia de produção nova. A Raízen esperava atingir a capacidade máxima de produção (40 milhões de litros) na temporada 2019/20, porém a produção girou em torno de 6-7 milhões de litros (NOVA CANA, 2020). Apesar disso, é possível observar um aumento na quantidade de bagaço e palha destinada a esse processo. Em dezembro de 2019, a quantidade de biomassa processada para a produção do biocombustível foi 208 % maior que a quantidade processada no primeiro mês do ano (ANP, 2020).

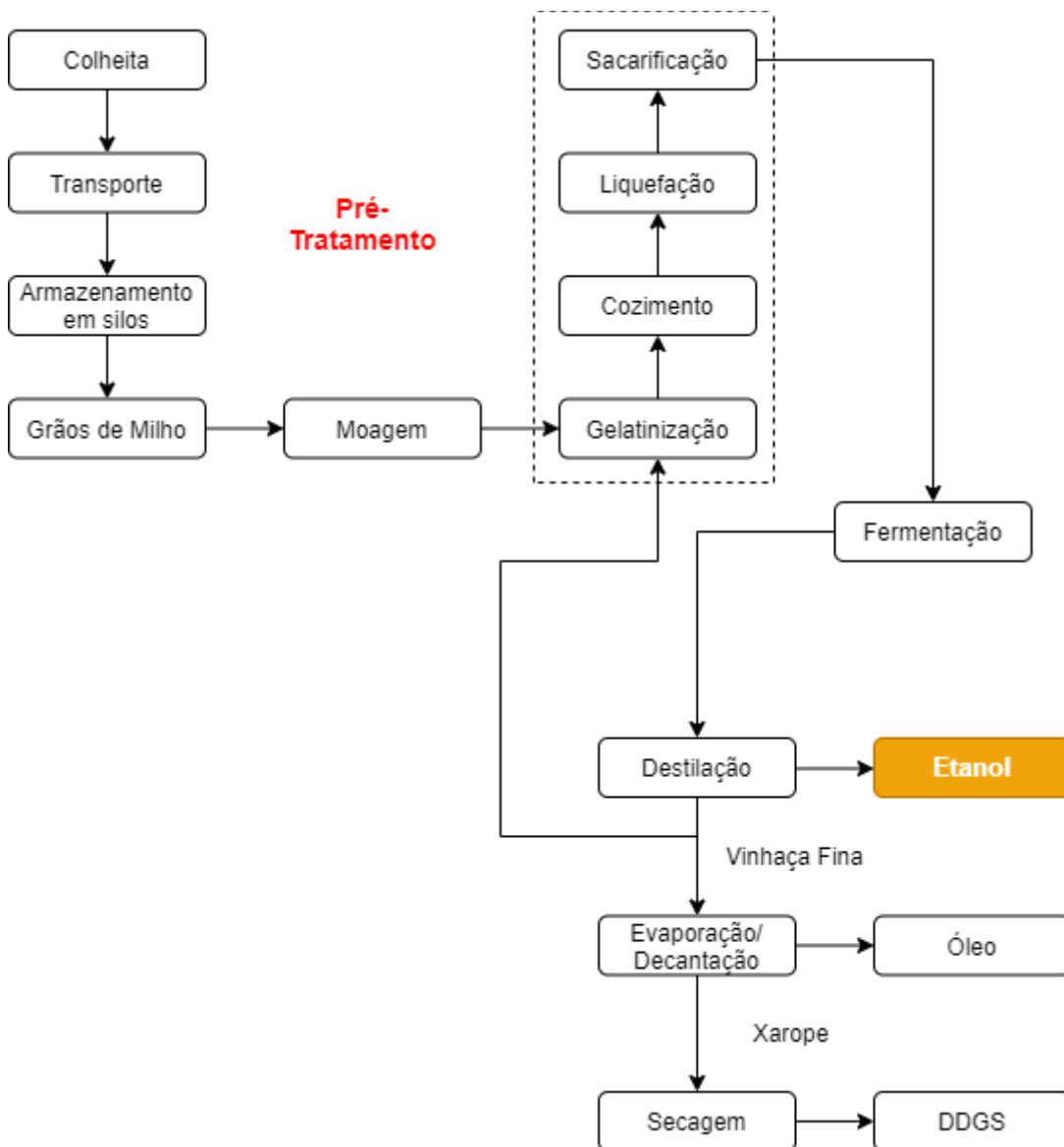
Um dos objetivos da Raízen agora é conseguir exportar a tecnologia do etanol de segunda geração de forma a obter os *royalties* e eliminar a barreira à exportação do etanol brasileiro, uma vez que muitos países relutam em substituir a gasolina pelo etanol por entender que ficariam dependentes do Brasil (EXAME, 2020).



## 2.2. Usina de Etanol de Milho

O grão de milho contém grandes moléculas de polissacarídeos (amido), que são carboidratos constituídos de unidades de glicose, que interagem entre si e formam pacotes compactados de carboidratos com baixa solubilidade em água (AGEITEC, 2019). Dessa forma, é necessário degradar o amido em açúcares solúveis que poderão ser utilizados no processo de fermentação. Um diagrama de blocos representando o processo de produção do etanol de milho pode ser observado na Figura 7.

**Figura 7:** Diagrama de blocos de uma usina de etanol de milho.



**Fonte:** Autoria própria.

Durante a colheita, a espiga é separada do colmo do milho, de forma que os grãos são extraídos e a palha e o sabugo são deixados no campo a fim de melhorar a fertilidade do solo. O milho é transportado por caminhões até a usina e armazenado em silos. Ao serem enviados para o processo, os grãos de milho passam por um processo de peneiramento para remoção de detritos, sólidos grosseiros e outras impurezas. Em seguida é realizada a etapa de moagem para redução do tamanho das partículas, de modo a aumentar a eficiência das etapas posteriores (MARQUES, 2019).

A moagem pode ser realizada por duas rotas: via úmida e via seca. Até a década de 90, o processo por via úmida era o mais utilizado. Neste tipo, é realizada a separação de diferentes frações de grão de milho gerando subprodutos com considerável valor agregado como proteínas, nutrientes, gás carbônico, amido e óleo. Entretanto, o processo por via seca é o mais consolidado atualmente, principalmente pela redução dos custos finais do bioetanol. Nessa rota o grão de milho é moído em um moinho de martelo e o único coproduto da produção de etanol é um suplemento proteico para alimentação animal (DDGS, grãos secos de destilação com solúveis, em inglês) (MANOCHIO, 2014).

Após a moagem, o milho é enviado para a etapa de gelatinização. Nesta etapa o milho moído é adicionado a um tanque onde também é adicionada água e uma corrente de recirculação de vinhaça, formando uma pasta fluida;  $\alpha$ -amilase, que irá promover a degradação da estrutura do amido; e hidróxido de cálcio, para corrigir o pH do meio para próximo da neutralidade (6-6,5), condição ideal de atuação da enzima (MARQUES, 2019). O pico da gelatinização é também o ponto máximo da viscosidade do meio e a temperatura do tanque está entre 40-60 °C.

O fluido resultante passa então pelo cozimento, sendo misturado com vapor de média pressão por contato direto, de modo a elevar a sua temperatura para 90-120 °C, cujo objetivo é expor as cadeias de açúcar para posterior ação enzimática. O tempo de residência da mistura no tanque é de aproximadamente 20 minutos. O caldo formado é despressurizado em uma válvula até atingir a temperatura de 90 °C, sendo então enviado ao tanque de liquefação. A mistura permanece nesse tanque por cerca de uma hora, de modo a promover a quebra da estrutura do amido em oligossacarídeos pela  $\alpha$ -

amilase, reduzindo a viscosidade do meio para que seja possível bombear esse material para as próximas etapas (JACQUES *et al.*, 2003).

A mistura é então resfriada a 60-65 °C e enviada para o reator de sacarificação. No reator adiciona-se a enzima glucoamilase, para quebrar os oligossacarídeos formados anteriormente em moléculas de glicose, e o ácido sulfúrico, para diminuição do pH do meio para a faixa de 4-5. O tempo de residência pode ser de 60-90 minutos, podendo chegar a seis horas (JACQUES *et al.*, 2003). O processo de liberação de açúcares desenvolve-se rapidamente no início, mas tende a ter a velocidade reduzida em pouco tempo, de modo que é comum realizar a sacarificação e a fermentação simultaneamente para reduzir o tempo de residência nos reatores (MANOCHIO, 2014).

O mosto é então enviado para a etapa de fermentação, onde os açúcares são fermentados anaerobicamente pela levedura *Saccharomyces cerevisiae*. De forma similar à cana-de-açúcar, o processo é conduzido sob a forma de batelada alimentada a 32 °C e 1 atm, porém com tempo de residência superior, chegando a 60 horas. O sistema de fermentação precisa conter uma corrente de alimentação de amônia, necessária para o crescimento da levedura; um sistema de recirculação de água para manter a temperatura do meio reacional constante, uma vez que esta etapa é exotérmica; um sistema de agitação para promover a mistura do meio reacional; e um sistema de lavagem dos gases de fermentação para recuperar o etanol arrastado nessa corrente (MARQUES, 2019).

O mosto fermentado obtido a partir do milho, assim como a partir da cana, apresenta de 7 a 10 % em volume de álcool, além de outros componentes de natureza líquida, sólida e gasosa. Dentro dos líquidos, além do álcool, encontra-se água com teores de glicerina, álcoois homólogos superiores, furfural, ácido succínico, ácido acético, etc. Os sólidos encontrados dentro do reator são representados por leveduras, açúcares não-fermentáveis, sais minerais, etc. Os gases são compostos principalmente por CO<sub>2</sub> (AZEVEDO, 2018). O mosto, agora chamado de vinho, segue para a destilação, onde é feita a separação dos produtos.

Na usina alcooleira de milho, diferente da de cana, usualmente não há nenhuma etapa prévia de recuperação de sólidos antes da destilação. Dessa forma, todo o material sólido presente (amido residual, cinzas e levedura) é carregado para dentro da primeira coluna de destilação, sendo recuperado no fundo desta em uma corrente bifásica

denominada vinhaça. Essa corrente não é utilizada para fertirrigação como no caso da cana por conter sólidos que podem ser recuperados de forma a agregar valor ao processo. Ela é então enviada para centrífugas, que promovem a separação destes sólidos, denominados grãos úmidos de destilação (DDGS). A fração líquida resultante, denominada “vinhaça fina”, é dividida em duas correntes: a primeira é destinada ao tanque de gelatinização, transportando nutrientes que serão consumidos durante a fermentação, enquanto a segunda será enviada para um sistema de evaporação de múltiplo efeito (podendo variar de 4 a 8 tanques). A vinhaça fina é concentrada e enviada a um decantador, promovendo a separação em duas fases: uma fase orgânica rica em óleo de milho, que é recuperada como um subproduto da biorrefinaria após passar por uma etapa de retificação, e um xarope aquoso contendo sólidos solúveis (MARQUES, 2019). O xarope é misturado aos grãos destilados úmidos e, depois de seco, vira farelo para nutrição animal, DDGS. A fase orgânica permanece em estado bruto, sendo comercializada para a indústria de refino para produção do óleo de milho.

O etanol recuperado nas retiradas laterais da primeira coluna de destilação é enviado para uma segunda coluna convencional de destilação de forma a produzir o etanol hidratado, com até 95 % em massa de etanol. Parte dessa corrente é direcionada para uma coluna de destilação extrativa produzindo o etanol anidro, com graduação alcoólica de no mínimo 99,6 % (m/m).

### **3. Simulação e Dimensionamento**

Este capítulo tem como objetivo a descrição detalhada da simulação de uma usina de etanol de cana de primeira (1G) e segunda (2G) geração, e de uma usina de produção de etanol a partir do milho, simuladas de forma independente. O simulador utilizado é o Aspen Plus® v8.8, *software* desenvolvido pelas AspenTech. Ele é utilizado para investigar os problemas em regime permanente através da solução rigorosa dos balanços de massa e energia dos sistemas. Trata-se de um simulador sequencial modular, ou seja, cada bloco no fluxograma é resolvido em sequência. Problemas que envolvem reciclo tem os fluxos calculados iterativamente pelo simulador. Essa etapa do

trabalho possui caráter específico de simulação de processos e, dessa forma, todas as descrições, estão apresentadas de forma detalhada **nos Anexos A.1, A.2 e A.3.**

A simulação de cana considera processos energéticos não integrados, e conseqüentemente não otimizados. O saldo energético final é obtido pela quantidade de energia requerida pelo sistema diminuída da quantidade de energia gerada. A usina de etanol 2G foi dimensionada considerando que as etapas de fermentação e destilação seriam compartilhadas junto ao processo de 1G e, dessa forma, com capacidades de processamento superiores a uma usina de segunda geração apenas.

Os evaporadores e os cozedores foram simulados como um conjunto de equipamentos/módulos e não como um equipamento único. Essa combinação pode gerar perdas maiores dentro da simulação. As colunas de destilação foram dimensionadas com foco principal na obtenção de etanol, porém as correntes secundárias tiveram valores muito pouco expressivos no processo, podendo indicar alguma melhoria necessária nos parâmetros implementados.

Os resultados obtidos com as simulações foram utilizados para o dimensionamento dos equipamentos. A seguir é descrito como cada tipo de equipamento do processo foi dimensionado.

Os tanques do processos e acessórios necessários foram dimensionados de forma a respeitar os limites de processo para cálculo de custos, porém devido a essas limitações os valores considerados podem conter erros quando possível trocar por equipamentos e tubulações maiores e mais completos.

### 3.1. Vasos de Mistura e Reatores

Os vasos de mistura foram projetados de acordo com a vazão de entrada total. Utilizando o tempo de residência de cada um, foi possível obter o volume total requerido. Em todos os casos o material considerado foi o aço carbono. Os reatores foram considerados cilíndricos com relação entre altura e diâmetro de 3:1, seguindo a metodologia descrita por Young (2015). Cada reator vem acompanhado de um

misturador, cuja potência foi especificada segundo as recomendações de Seider, Seader e Lewin (2003).

### 3.2. Trocadores de Calor e Evaporadores

Seider, Seader e Lewin (2003) recomendam a utilização de trocadores de calor bitubulares para áreas de troca térmica inferiores a 200 ft<sup>2</sup>, e trocadores casco-tubo de cabeça flutuante para áreas de troca térmica superiores. Para o caso de evaporadores, o mais recomendado é o evaporador vertical de tubo longo. A área de troca térmica de cada um dos equipamentos pode ser determinada pela Equação 3.1.

$$Q = U \times A_T \times \Delta T \quad (3.1)$$

Onde: Q é a taxa de transferência de calor;

U é o coeficiente global de transferência de calor;

A<sub>T</sub> é a área de troca térmica;

ΔT é média logarítmica da diferença de temperaturas.

A taxa de transferência de calor foi obtida diretamente do simulador de processos. O coeficiente global de transferência de calor depende fortemente do equipamento e dos materiais envolvidos na troca térmica. O mesmo foi calculado dentro dos equipamentos do *software* em cada etapa do processo.

### 3.3. Vasos de *Flash*

Os vasos de flash foram dimensionados de acordo com metodologia apresentada por Towler e Sinnott (2008). Segundo os autores, o diâmetro deve ser grande o suficiente para diminuir a velocidade do gás para valores abaixo da velocidade de separação das gotículas de líquido. O diâmetro mínimo requerido para tal processo é obtido a partir da Equação 3.2:

$$D = \sqrt{\frac{4V}{\pi u}} \quad (3.2)$$

Onde:  $V$  é a vazão volumétrica do vapor ( $\text{m}^3/\text{s}$ );

$u$  é a velocidade de separação das gotículas de líquido ( $\text{m/s}$ ).

A velocidade de separação das gotículas de líquido pode ser obtida pela Equação 3.3:

$$u = 0,07 \left( \frac{\rho_L - \rho_G}{\rho_G} \right)^{\frac{1}{2}} \quad (3.3)$$

Onde:  $\rho_L$  é a densidade da fase líquida ( $\text{kg/m}^3$ );

$\rho_G$  é a densidade da fase gasosa ( $\text{kg/m}^3$ ).

A altura do vaso acima da entrada do vaso deve ser suficiente para permitir para que as gotículas de líquido se separem. Essa altura deve ser igual ao diâmetro do vaso, respeitando a altura mínima de 1 metro – o maior valor deve ser utilizado. A entrada do vaso deve estar posicionada ao equivalente à metade do diâmetro ou uma distância mínima de 60 cm. A altura da fase líquida pode ser determinada pela vazão de saída de líquido, considerando um tempo de *holdup* de 10 minutos (TOWLER e SINNOTT, 2008).

### 3.4. Colunas de Destilação

As colunas utilizadas no processo são colunas de prato perfuradas. O diâmetro é calculado em função da velocidade de *flooding*, utilizando a Equação 3.4. Para uma determinada taxa de corrente de líquido, à medida que a taxa de corrente do vapor aumenta, mais e mais gotas de líquido são transportadas pelo vapor para a bandeja acima. Quando o arraste do líquido pelo vapor é tão excessivo que a operação da coluna se torna instável, obtém-se a velocidade de *flooding* (SEIDER, SEADER e LEWIN, 2003).

$$D = \left( \frac{4G}{(fU_f)\pi \left(1 - \frac{A_D}{A_T}\right) \rho_G} \right)^{\frac{1}{2}} \quad (3.4)$$

Onde:  $G$  é a vazão mássica do vapor (g/s);

$f$  é um fator empírico, assumido neste trabalho igual a 0,80;

$U_f$  é a velocidade de flooding (cm/s);

$A_D$  é a área do downcomer (cm);

$A_T$  é a área interna da seção transversal da torre (cm);

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

A razão ( $A_D/A_T$ ) pode ser obtida de acordo com o valor de  $F_{LG}$ , que é um parâmetro relacionado aos fluxos das correntes da coluna e estimado pela Equação 3.5. Se  $F_{LG}$  for menor que 0.1, ( $A_D/A_T$ ) é a igual a 0.1; se  $F_{LG}$  for maior ou igual que 0.1 e menor ou igual a 1, ( $A_D/A_T$ ) é obtido pela Equação 3.6; se  $F_{LG}$  for maior ou igual a 1, ( $A_D/A_T$ ) é a igual a 0.2. A velocidade de *flooding* é obtida pelas Equações 3.7 e 3.8.

$$F_{LG} = \left(\frac{L}{G}\right) \left(\frac{\rho_G}{\rho_L}\right)^{\frac{1}{2}} \quad (3.5)$$

$$\frac{A_D}{A_T} = 0,1 + \left(\frac{F_{LG} - 0,1}{9}\right) \quad (3.6)$$

$$C = C_{SB} F_{ST} F_F F_{HA} \quad (3.7)$$

$$U_f = C \left(\frac{\rho_L - \rho_G}{\rho_G}\right) \quad (3.8)$$

Onde:  $L$  é a vazão mássica do líquido (g/s);

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

$C$  é o parâmetro de capacidade, obtido a partir de quatro outros parâmetros, explicado a seguir.

O parâmetro  $C_{SB}$  (cm/s) é obtido a partir do gráfico da correlação revisada de Fair (1961), disponível no livro de Seider, Seader e Lewin (2003). O parâmetro depende do valor de  $F_{LG}$  e do espaçamento entre os pratos na coluna. Para as torres estudadas considerou-se a curva relativa a um espaçamento intermediário de 18 in, conforme indicado por Coulson & Richardson (1997) para colunas acima de 1 m de diâmetro. O



parâmetro  $F_{ST}$  relativo à tensão superficial é obtido pela Equação 3.9, onde  $\sigma$  é a tensão superficial, em dina/cm.

$$F_{ST} = \left(\frac{\sigma}{20}\right)^{0,20} \quad (3.9)$$

O parâmetro da formação de espuma ( $F_F$ ) é igual a 1 para sistemas sem formação, típicos de uma destilação, e entre a faixa de 0,5 a 0,75 para sistemas com formação, típicos de absorção com óleos pesados. O parâmetro  $F_{HA}$  é relativo à área ocupada pelos furos em cada prato. Kister (1990) recomenda que a fração de área ocupada pelos orifícios não seja superior a 10 %. Um aumento na fração de área ocupada pelos orifícios reduz a queda de pressão, porém aumenta a tendência de gotejamento na coluna, reduzindo limites de operação

A altura de cada coluna é obtida multiplicando o valor da altura do prato (18 in) pelo número de prato.

### 3.5. Sedimentadores, Secadores e Tambores Rotativos

Os sedimentadores e tambores rotativos foram projetados com relação entre altura e diâmetro de 1:1. O volume de cada equipamento foi calculado multiplicando-se a vazão de entrada total pelo tempo de residência. A partir do volume e da relação entre altura e diâmetro, é possível encontrar a área de sedimentação. Os secadores e tambores foram projetados como bandejas de secagem, cujo custo pode ser estimado a partir da área de troca térmica disponível no equipamento. O coeficiente de transferência de calor considerado está na média da faixa indicada de Seider, Seader e Lewin (2003) – 600 a 2000 Btu/hr-ft<sup>2</sup>.

### 3.6. Picadores, compressores e hidrociclones

Os equipamentos utilizados para tratamento da cana que chega à usina para o processo de produção do açúcar ou etanol foram avaliados de acordo com a vazão das correntes de entrada, e não tiveram suas dimensões calculadas.

## 4. Avaliação Econômica

A avaliação econômica consiste em descrever as principais considerações para cálculo do investimento necessário para construção das plantas, assim como as estimativas de receita e de preço final de venda do combustível. Para se avaliar o comportamento dos preços do etanol oriundo da cana e do milho, é necessário estimar a demanda futura do biocombustível assim como as capacidades instaladas necessárias no país para atender o mercado.

Andrade Jr. *et. al.* (2019) estimaram três cenários futuros de demanda para 2030, sob os quais os autores analisaram o uso da terra para cultivo de cana, como foi descrito anteriormente. Inicialmente realizou-se uma projeção da demanda por transporte no Brasil considerando fatores macroeconômicos como o PIB e o crescimento populacional. Essa demanda foi combinada com variáveis como preço dos combustíveis e o percentual de mistura de etanol à gasolina para estimar a demanda do biocombustível. As considerações feitas sobre cada uma das variáveis utilizadas no estudo estão descritas a seguir:

- **Percentual de etanol misturado à gasolina:** Atualmente esse percentual é de 27 %. O cenário BAU mantém esse valor para a projeção considerada em 2030. Para o cenário RFO, ocorreria um aumento para 35 % – em linha com o que tem sido proposto nos últimos anos pelo governo, podendo chegar até 40 %. Para o cenário FFO, esse valor é reduzido a 20 %.
- **Razão média entre os preços dos combustíveis:** Para o cenário BAU, a razão dos preços dos combustíveis é estimada considerando a razão encontrada para o primeiro semestre de 2018 e ajustando aos efeitos esperados pelo RenovaBio. Estima-se que o preço do etanol hidratado reduzirá 2,1 %, o etanol anidro reduzirá 2,3 % e a gasolina terá um aumento de cerca de 0,7 %. O valor final considerado para essa razão é de 67,8 %, diferindo pouco dos 69,1 % atuais. Para o cenário RFO considerou-se uma redução dessa razão, indo a 60 %, e para o cenário FFO um aumento, indo a 75 %.
- **Presença de veículos híbridos e elétricos:** Segundo dados divulgados na Nota Técnica DEA 13/15 da Empresa de Pesquisa Energética (EPE) de 2016, é factível assumir que em 2030, 4 % da demanda dos veículos leves serão híbridos

ou elétricos, que foi o percentual considerado no cenário BAU. Os carros híbridos funcionam com dois tipos de motores: um elétrico e outro movido à combustão, seja etanol ou gasolina. No estudo, metade dos veículos híbridos foram considerados *flex-fuel*. Num cenário mais favorável a energias renováveis (RFO) foi considerada uma introdução três vezes mais rápida desses modelos (12 %), e em um cenário menos favorável (FFO) aos combustíveis renováveis uma introdução três vezes mais lenta (1,33 %).

- **Eficiência no consumo do combustível para veículos leves:** Para o cenário FFO assume-se que não haverá melhoria na eficiência de consumo. O cenário BAU considera uma redução líquida de 1 % por ano até 2030, segundo dados divulgados pela EPE (2016). A eficiência para o cenário RFO foi baseada no alvo estabelecido pela Iniciativa Global de Economia de Combustível (GFEI, em inglês), que espera que os países atinjam em 2050 uma economia no combustível de veículos leves de 50 % entre 2005 e 2050. Dessa forma, a redução anual é de 1,53 %.

Todos os fatores descritos anteriormente estão resumidos na Tabela 4:

**Tabela 4:** Considerações para estimativa dos cenários futuros de demanda de etanol no trabalho de Andrade Jr. *et. al.* (2019).

<b>Fatores</b>	<b>RFO</b>	<b>BAU</b>	<b>FFO</b>
Fatores macroeconômicos (PIB e crescimento populacional)	SSP1	SSP2	SSP3
% de etanol misturado à gasolina	35 %	27 %	20 %
Razão média entre os preços do etanol e da gasolina	60 %	67,8 %	75 %
Presença de veículos híbridos e elétricos	12 %	4 %	1,33 %
Melhoria na eficiência do combustível (p.a.)	1,53 %	1 %	0 %

**Fonte:** Andrade Jr. *et. al.* (2019).

Os resultados encontrados indicam uma demanda de 33,8 bilhões de litros no cenário FFO, 46,6 bilhões de litros no BAU e 67 bilhões de litros no RFO. Entretanto, os resultados não indicam quanto será de etanol anidro e quanto será de etanol hidratado. Os valores representam o aumento de consumo doméstico esperado, dado

que a maior parte do consumo do mesmo é interna e para uso como combustível. Uma fração pequena é utilizada para usos não relacionados a energia e outra parte é destinada à exportação, porém não foram considerados aumentos significativos nesses valores. Para todos os casos foram considerados um incremento de 2,5 bilhões de litros destinados à exportação e 1,2 bilhões de litros destinados a usos não energéticos. Dessa forma, a demanda de etanol em 2030 para cada caso é mostrada na Tabela 5.

**Tabela 5:** Demanda de etanol para 2030 excluindo aumento da demanda externa, conforme obtido por Andrade Jr. *et. al.* (2019).

<b>Cenário</b>	<b>Volume (bilhões de litros)</b>
FFO	37,4
BAU	50,2
RFO	70,7

**Fonte:** Adaptado de Andrade Jr. *et. al.* (2019).

Segundo dados da ANP, considerando dados de 2012 a outubro de 2019, em média 62 % do etanol combustível produzido é hidratado, e os 38 % restantes, anidro. Considerando os cenários estudados, espera-se um aumento do percentual de etanol anidro produzido num cenário favorável aos combustíveis renováveis, e uma diminuição num cenário orientado aos combustíveis fósseis.

No cenário externo, a China busca a implementação de 10 % de etanol misturado à gasolina em todo país, com o objetivo de melhorar a qualidade do ar. A implementação dessa medida acontece lentamente, uma vez que o país tenta aumentar a sua capacidade instalada e melhorar a taxa de ocupação das usinas já existentes, de forma a equilibrar o uso do etanol com a produção local, evitando um estímulo imediato e forte às importações. Entretanto, mesmo com o aumento da produção interna, acredita-se que o país não terá autossuficiência na produção do biocombustível. Em 2019, o percentual de etanol na mistura estava na faixa dos 2,5 %, correspondendo a cerca de 4 bilhões de litros. Com a construção de novas usinas e o aumento do número de produtoras licenciadas no país, espera-se que esse número cresça para cerca de 7 bilhões de litros já em 2020, ano em que a mistura passa a ser obrigatória em território

nacional. Dessa forma, será necessário fechar a demanda com importações (NOVA CANA, 2019).

No mundo, os dois grandes produtores de etanol são os Estados Unidos e o Brasil. Entretanto, as tensões travadas pela guerra comercial entre o país norte americano e o asiático é um empecilho à venda do biocombustível. Segundo dados da USDA, a expectativa é que as importações chinesas de etanol em 2019 sejam de 103 milhões de litros frente a 759 milhões em 2018. Atualmente, a tarifa de importação do combustível estadunidense é de 70 %. Esse cenário pode impactar o Brasil com outras demandas além do etanol. Os Estados Unidos são o segundo maior exportador de soja para a China. Entretanto, com a imposição da tarifa adicional de 25 % na importação desse produto, esse volume pode diminuir e refletir na demanda pela soja brasileira (G1, 2019).

No cenário descrito, era possível esperar, no mínimo, um aumento de demanda global de 8 bilhões de litros anuais de etanol pela China. Em meio aos conflitos com os Estados Unidos, esperava-se que o Brasil fosse responsável por suprir grande parte desse volume adicional. Entretanto, no início de 2020, a China suspendeu a implementação à nível nacional dos 10% de etanol à gasolina, se limitando às localidades que já estavam operando com a mistura. A decisão foi tomada após um acentuado declínio nos estoques de milho do país e a capacidade limitada de produção do biocombustível (NOVA CANA, 2020).

Em março de 2020, a Organização Mundial da Saúde (OMS) decretou pandemia global de COVID-19, doença causada pelo novo coronavírus (SARS-COV-2). A doença, que foi detectada inicialmente na China no final de 2019 e se espalhou por todo o globo, teve o primeiro caso confirmado no Brasil no final de fevereiro de 2020 e no final de maio já somava mais de 22.000 mortes e mais de 300.000 casos confirmados. Entre as medidas de prevenção recomendadas pela OMS estão o uso de máscaras, higienização das mãos e o isolamento social. Esse último transformou o cenário global e tem impacto econômico significativo em diversos segmentos. Com a circulação de pessoas reduzida e as restrições à abertura de estabelecimentos comerciais, o setor de combustíveis observa uma queda na demanda, chegando a 50 % em alguns postos no país. A situação é mais agravante para o etanol devido à queda no preço do petróleo, e a redução na demanda é estimada em cerca de 60 %.

Segundo a UNICA (União da Indústria de Cana-de-Açúcar), o etanol tem sido vendido abaixo do seu valor de custo e, se este cenário continuar, as usinas terão que interromper a safra. De acordo com a entidade, são contabilizados cerca de 2,3 milhões de empregos diretos e indiretos que estão ameaçados pela situação do setor (UNICA, 2020). Nesse cenário, a utilização da cana expõe a desvantagem da matéria-prima, uma vez que o produto tem rápida degradação e não pode ser estocado. Caso a safra não seja colhida, não é possível saber quanto do setor conseguirá ser recuperado a médio prazo.

Associado aos efeitos da COVID-19, os preços do petróleo passam por um período de baixa que não era observado nos últimos 30 anos. No final de abril, o preço do barril chegou a atingir valor negativo. A desvalorização é oriunda de uma guerra de preços entre os países da OPEP (Organização dos Países Exportadores de Petróleo), a Rússia e os EUA. A Arábia Saudita é o maior exportador de petróleo do mundo e é considerada um líder não declarado da OPEP, com uma capacidade de produção de 12 milhões de barris diários. Ao final de 2016, um grupo conhecido como OPEP+ se formou, reunindo todos os membros da organização e outros produtores, entre eles, a Rússia. Essa organização tem por objetivo coordenar cortes de produção que permitam recuperar o preço no setor. Porém, no começo de março a Rússia se recusou a participar da redução na produção de 1,5 milhões de barris diários, temendo um fortalecimento da produção americana, dando abertura para uma redução no preço do petróleo uma vez que a oferta se mostrava superior à demanda. Buscando manter sua posição no mercado, a Arábia Saudita decidiu aumentar sua produção e começar a oferecer descontos de até 20 % em relação ao petróleo bruto, iniciando uma disputa de preços com efeitos globais (G1, 2020).

Essa queda no petróleo ocorre num momento em que os custos do milho já estavam elevados devido ao aumento da demanda pela pecuária, mas que ainda assim permitia que as usinas de etanol alcançassem boa lucratividade. Com o colapso do valor do combustível e uma contínua alta no preço do milho, a viabilidade do etanol a partir do cereal ficou comprometida. Usinas já em operação foram paralisadas e o início dos novos investimentos foi adiado. No caso das usinas de açúcar e etanol de cana, 25 % correram o risco de fechar por conta da queda da demanda e do preço. Grupos mais capitalizados têm fôlego para armazenar a produção de etanol ou direcionar a produção para o açúcar, porém grupos menores não tem capital de giro para pagar as contas a curto prazo (NOVA CANA, 2020).

Nesse cenário, é válido determinar que o cenário mais otimista prevê uma recuperação a médio prazo no preço do petróleo, levando a uma estagnação no ritmo de crescimento do setor de biocombustíveis. Quando a diferença entre o preço da gasolina e do etanol é menor, a gasolina se torna preferência do consumidor. Isso reflete também na dinâmica açúcar/etanol. A demanda mundial prevê um crescimento de 3,6 %. Para o Brasil, a expectativa de crescimento da produção é de 9,6 milhões de toneladas, ou 32 % frente ao esperado para a safra 19/20 (NOVA CANA, 2020).

Para este estudo, a demanda considerada inicialmente para 2030 seria apenas a de um cenário mais favorável ao biocombustível. Entretanto, devido às alterações do mercado ao longo dos últimos meses, dois cenários foram construídos. O primeiro considerou a demanda intermediária estimada no trabalho de Andrade Jr. *et al.* (2019), com uma diminuição de 18 % da demanda brasileira do etanol hidratado, conforme análise preliminar do Platts (NOVA CANA, 2020). A estimativa abrange apenas o ano de 2020, mas devido aos cenários de incerteza, ela será aplicada no valor final do etanol hidratado interno para 2020, absorvendo os impactos que podem estar acontecendo nos demais volumes. A demanda externa continuará com a mesma projeção de 2,5 bilhões de litros, e a demanda para outros usos, 1,2 bilhões. A demanda final, após correções, será de 45,10 bilhões de litros de etanol.

O segundo cenário estimado considerou também a demanda nacional intermediária para 2030, com a redução do etanol hidratado em 18 %, porém considera o acréscimo de demandas externas além da demanda para outros usos (1,2 bilhões). Conforme mencionado previamente, alguns fatores poderiam contribuir para o crescimento da demanda externa do etanol. Apesar da China ter suspenso o projeto de implementação de 10 % de etanol misturado à gasolina no início de 2020, espera-se que o projeto seja reativado uma vez que alguns investimentos internos foram iniciados para aumentar a capacidade de produção (NOVA CANA, 2020). Dos 8 bilhões de litros adicionais necessários, pela representatividade do Brasil como um grande *player* no cenário do etanol, é plausível considerar que ele seja responsável por fornecer cerca de 40 % desse volume. Quanto ao RenovaBio, espera-se um aumento de 18 bilhões de litros de etanol em 10 anos para atender às perspectivas do programa. Como esse objetivo está bastante conectado ao crescimento interno da demanda pelo biocombustível e parte do valor já está contemplado pelo trabalho de Andrade Jr. *et al.* (2019), considera-se apenas um adicional de 50 %.

O acordo entre Mercosul e União Europeia ainda não apresentou avanços significativos e pode-se esperar que pouco será resolvido a curto e médio prazo frente à crise mundial do coronavírus, que se aproxima da segunda onda em diversos locais no mundo. Em relação ao acordo com os Estados Unidos, recentes negociações resultaram na liberação de uma cota adicional do açúcar brasileiro vendido com tarifa reduzida nos EUA e um aumento de 25 % do volume de etanol estadunidense vendido com isenção de impostos para o Brasil. Considerando que o relacionamento manterá uma progressão no aumento da cota, em 2030 espera-se ao menos um novo aumento de 25 % em cima do valor atual. A demanda final, após correções, será de 55,74 bilhões de litros de etanol.

Para cálculo do custo base associado a cada uma das indústrias, será considerada a capacidade de processamento atual. Para a cana, o processamento médio das usinas no estado de São Paulo é de 500 t/h (ALBARELLI, 2013). As novas indústrias, que utilizam como insumo o milho, possuem uma capacidade de processamento diverso, variando entre 70 t/h, como na unidade da Cerradinho - GO (NOVA CANA, 2020) e 200 t/h, como na unidade de Sorriso - MT (UDOP, 2020). Uma vez que os novos investimentos estão sendo reavaliados, será considerado o valor de processamento de 100 t/h neste trabalho. Ambas as usinas foram consideradas em locais próximos à produção da matéria-prima, minimizando os custos com frete. Os custos das matérias-primas e o preço de venda do etanol serão discutidos mais adiante.

#### 4.1. Investimento

O método utilizado para estimar o investimento total para construção de uma nova planta de produção de etanol é o método de Lang, baseado no custo *f.o.b.* (*free on board*) de aquisição dos equipamentos. O método requer um processo definido, com balanço de massa e energia, e a dimensão dos equipamentos, incluindo os trocadores de calor e bombas. Segundo Seider, Seader e Lewin (2003), o método possui um grau de incerteza de 35 %. Os custos de aquisição dos equipamentos são obtidos a partir de fórmulas empíricas da literatura, como mostrado no capítulo anterior. Como essas fórmulas foram definidas em um determinado período, é necessário atualizar os valores para a realidade atual. Isso pode ser feito através da atualização do *Chemical Engineering Cost Index* para cada equipamento, segundo a Equação 4.1.



$$C_a = \left(\frac{I_a}{I_b}\right) C_{fob} \quad (4.1)$$

Onde:  $C_{fob}$  é o custo de aquisição do equipamento no ano base;

$I_b$  é o *Cost Index* para o ano base;

$I_a$  é o *Cost Index* para o ano de referência;

$C_a$  é o custo de aquisição de aquisição do equipamento atualizado.

Todos os preços de aquisição de equipamentos foram extraídos do livro de Seider, Seader e Lewin (2003) e remetem a meados do ano 2000 ( $I_b = 394$ ). Todos os valores foram atualizados para o ano de 2019 ( $I_a = 607,5$ ). O custo total dos equipamentos ( $C_{fob\ total}$ ) é obtido pela soma do custo de cada equipamento individualmente. Para estimar o custo com o transporte dos equipamentos até o local de construção da planta, multiplica-se o custo total por 1,05. O valor obtido é então multiplicado pelo Fator de Lang para se obter o investimento fixo (IF). Esse fator leva em conta os custos de instalação, instrumentação e controle, encanamento, rede elétrica, construções auxiliares (ou OSBL, *Outside Battery Limits*), aquisição do terreno, custos de construção e engenharia e taxas envolvidas. Esse cálculo está resumido na Equação 4.2. Para uma planta que opera com sólidos e fluidos, o Fator de Lang original é igual a 3,63. Uma estimativa revisada desse valor foi publicada em 1963 a partir da análise de 156 estimativas de custo, indicando o valor de 4,28 (SEIDER, SEADER e LEWIN, 2003), que será utilizado nesse trabalho.

$$I_{fixo}(IF) = (f_{LANG}) \times (1,05) \times (C_{fob\ total}) \quad (4.2)$$

Inclui-se um valor de contingência ao investimento fixo do projeto, considerando a complexidade da planta e a maturidade das tecnologias envolvidas. A Tabela 6 a seguir indica como a contingência do projeto varia de acordo com esses aspectos.

**Tabela 6:** Valores adotados para contingência em uma planta industrial.

<b>Maturidade do Processo</b>	<b>Complexidade da Planta Industrial</b>		
	Simple	Típico	Complexo
Processo Industrialmente Estabelecido	15 %	20 %	25 %
Processo Industrialmente Novo	20 %	25 %	30 %
Processo Industrial em Estágio Inicial	25 %	30 %	40 %

**Fonte:** Adaptado de Marques (2019).

No caso dos processos propostos nesse trabalho, a produção de etanol 1G a partir da cana é considerada um processo complexo industrialmente estabelecido, enquanto a produção de etanol 2G pode ser caracterizada como um processo complexo industrialmente novo, assim como a produção de etanol de milho no país.

Todos os termos apresentados para cálculo do investimento fixo são relativos à instalação da biorrefinaria caso ela fosse construída nos Estados Unidos. Nesse sentido, foi utilizado o fator de nacionalização de 1,15. Para se chegar ao investimento total (IT), soma-se o investimento fixo ao capital de giro, estimado em 15 % do investimento fixo (SEIDER, SEADER e LEWIN, 2003).

A seguir é detalhado o cálculo do custo para cada tipo de equipamento considerado nas plantas. Todos os preços de aquisição de equipamentos foram extraídos do livro de Seider, Seader e Lewin (2003).

#### 4.1.1. Custo das Bombas

O custo das bombas centrífugas pode ser obtido pela Equação 4.3:

$$C_{fob} = F_T F_M C_B \quad (4.3)$$

O fator  $F_T$  é relativo ao tipo de bomba, sendo igual a 1 para bombas de um estágio, orientação vertical e 3600 rpm.  $F_M$  é um fator material, sendo igual a 1,35 para bombas de aço carbono e 2 para bombas de aço inoxidável.  $C_B$  pode ser obtido pela Equação 4.4, em função de  $S$ , que é o fator de tamanho da bomba, obtido pela Equação 4.5.

$$C_B = \exp\{9,2951 - 0,6019[\ln(S)] + 0,0519[\ln(S)]^2\} \quad (4.4)$$

$$S = Q(H)^{0,5} \quad (4.5)$$

Onde: Q é a vazão que passa através da bomba (galões/min);

H é a altura manométrica (ft).

Neste trabalho, todas as bombas foram consideradas de um estágio, orientação vertical e 3600 rpm, e feitas de aço carbono.

#### 4.1.2. Custo dos Motores Elétricos

Para funcionar, uma bomba depende de um motor elétrico, cujo custo pode ser obtido pela Equação 4.6:

$$C_{fob} = F_T C_B \quad (4.6)$$

O fator  $F_T$  é relativo ao tipo de motor utilizado. Para o caso presente, considerou-se os motores à prova de explosão, cujo valor de  $F_T$  é igual a 1,8.  $C_B$  pode ser obtido pela Equação 4.7, que depende da potência consumida ( $P_C$ ), obtida pela Equação 4.8:

$$C_B = \exp\{5,4866 + 0,13141[\ln(P_C)] + 0,053255[\ln(P_C)]^2 + 0,028628\} [\ln(P_C)]^3 - 0,0035549[\ln(P_C)]^4 \quad (4.7)$$

$$P_C = \frac{QH\rho}{(33000)\eta_P\eta_M} \quad (4.8)$$

Onde: Q é a vazão que passa através da bomba (galões/min);

H é a altura manométrica (ft);

$\rho$  é a densidade do líquido (lb/galão);

$\eta_P$  é a eficiência da bomba, e  $\eta_M$  do motor elétrico, obtidos respectivamente pelas Equações 4.9 e 4.10.

$$\eta_P = -0,316 + 0,24015[\ln(Q)] - 0,01199[\ln(Q)]^2 \quad (4.9)$$

$$\eta_M = 0,80 + 0,0319 \left[ \ln \left( \frac{QH\rho}{(33000)\eta_P} \right) \right] - 0,00182 \left[ \ln \left( \frac{QH\rho}{(33000)\eta_P} \right) \right]^2 \quad (4.10)$$

### 4.1.3. Custo dos Vasos de Mistura e Reatores

O custo dos vasos de mistura foi obtido a partir das equações de tanques de estocagem, cada um deles equipado com um agitador. O custo de um tanque esférico de aço carbono, com pressão na faixa de 0 – 30 psig, pode ser obtido pela Equação 4.11. O custo do mesmo tanque com pressão na faixa de operação entre 30 – 200 psig é obtido pela Equação 4.12. Ambas as equações são em função do volume, em galões.

$$C_{fob} = 60 (V)^{0,72} \quad (4.11)$$

$$C_{fob} = 47 (V)^{0,78} \quad (4.12)$$

O custo dos reatores é obtido a partir da Equação 4.13. Nela,  $C_V$  é o custo do vaso, o fator  $F_M$  depende do material de construção e  $C_{PL}$  é o custo relativo à instalação de plataformas e escadas.

$$C_{fob} = F_M C_V + C_{PL} \quad (4.13)$$

O fator  $F_M$  depende do tipo de material utilizado para construção do vaso. Todos os reatores foram projetados em aço inoxidável, de modo que o valor de  $F_M$  sempre foi igual a 2,1. O custo do vaso pode ser obtido pela Equação 4.14, em função do peso, calculado em libras pela Equação 4.15.

$$C_V = \exp\{6,775 + 0,18255[\ln(W)] + 0,02297[\ln(W)]^2\} \quad (4.14)$$

$$W = \pi (D + t_s)(L + 0,8D)t_s\rho_s \quad (4.15)$$

Onde:  $D$  é o diâmetro interno do vaso, em polegadas;

$L$  é a altura do vaso, em polegadas;

$t_s$  é a espessura da parede do vaso, em polegadas;

$\rho_s$  é a densidade do aço carbono, em lb/in<sup>3</sup>.

A densidade do aço inoxidável pode ser considerada igual a 0,289 lb/in<sup>3</sup> para um projeto preliminar. Para vasos a pressão atmosférica, a espessura, em polegadas, pode ser obtida pela Equação 4.16.

$$t_s = \frac{P_D Di}{2SE - 1,2(P_D)} \quad (4.16)$$

Onde:  $P_D$  é a pressão interna do medidor do equipamento, em psig;

$Di$  é o diâmetro interno do vaso, em polegadas;

$S$  é o *stress* máximo permitido para o material de construção do vaso para a temperatura de operação, em psi;

$E$  corresponde à eficiência de solda.

Para os casos presentes nesse trabalho adotou-se *stress* máximo de 13.750 psi e uma eficiência de solda de 0,85. Recomenda-se que a pressão interna do medidor seja maior que a pressão de operação ( $P_o$ ). Dessa forma, para pressões de operação entre 0 e 5 psig, Seider, Seader e Lewin (2003) recomendam o uso da pressão interna do medidor igual a 10 psig. Para pressões de operação entre 10 e 1.000 psig, indica-se o uso da Equação 4.17.

$$P_D = \exp\{0,60608 + 0,91615[\ln(P_o)] + 0,0015655[\ln(P_o)]^2\} \quad (4.17)$$

A espessura calculada pela Equação 4.16 não necessariamente corresponde à espessura final. Por uma questão de segurança estrutural, uma espessura mínima é requerida para cada diâmetro de vaso. Essas especificações podem ser vistas na Tabela 7.

**Tabela 7** – Diâmetros mínimos para as paredes dos vasos verticais

<b>Diâmetro do Vaso (ft)</b>	<b>Espessura Mínima (in)</b>
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).

Uma vez obtida a espessura, calculada ou mínima, adiciona-se 1/8 de polegada para lidar com a corrosão do material. O custo com a instalação de plataformas e escadas deve ser obtido pela Equação 4.18, onde  $D$  é o diâmetro do vaso e  $L$  é a largura, ambos em pés (ft).

$$C_{PL} = 285,1 (D)^{0,73960} (L)^{0,70684} \quad (4.18)$$

O custo dos misturadores foi obtido pela Equação 4.19, em função da potência (P) em *horse-power*. A potência total de cada vaso/reator foi estimada seguindo a recomendação de Seider, Seader e Lewin (2003) – foram utilizados 3 HP por 1000 galões para a agitação dos reatores de fermentação, onde acontecem reações com transferência de calor, e 10 HP por 1000 galões para os vasos que possuem partículas sólidas. O custo dos motores elétricos associados a cada misturador foi obtido pela Equação 4.6.

$$C_{fob} = 3620 (P)^{0,57} \quad (4.19)$$

#### 4.1.4. Custo de Trocadores de Calor e Evaporadores

O custo dos trocadores do tipo casco-tubo pode ser obtido pela Equação 4.20, onde  $C_B$  é a equação de custo base, obtida pela Equação 4.21 em função da área de troca térmica ( $A_T$ ). Todo o custo com trocadores de calor do trabalho foi estimado considerando o modelo casco-tubo. O modelo bitubular foi utilizado na simulação apenas como um artifício para estimar a área de troca térmica necessária.

$$C_{fob} = C_B F_M F_P F_L \quad (4.20)$$

$$C_B = \exp\{11,667 - 0,8709[\ln(A_T)] + 0,09005[\ln(A_T)]^2\} \quad (4.21)$$

O fator  $F_M$  está ligado aos materiais de construção dos trocadores, e é dado pela Equação 4.22. Como as concentrações de ácidos nas plantas são pequenas, todos os trocadores foram considerados como feitos exclusivamente de aço carbono. Para esses casos, tanto  $a$  quanto  $b$  são iguais a zero.

$$F_M = a + \left(\frac{A}{100}\right)^b \quad (4.22)$$

O fator  $F_P$  é um fator de correção de custo relativo a um reforço de pressão no lado do casco, sendo obtido pela Equação 4.23, que é função da pressão no lado do casco, em psi.

$$F_p = 0,9803 + 0,018 \left( \frac{P}{100} \right) + 0,0017 \left( \frac{P}{100} \right)^2 \quad (4.23)$$

O fator  $F_L$  é uma correção de comprimento do tubo. Todos os trocadores de calor foram projetados com o valor máximo disponível para  $F_L$  (1,25), correspondente a um comprimento de 8 ft.

Para os evaporadores, o custo de aquisição é obtido pela Equação 4.24, e para as serpentinas, usadas no controle de temperatura dos reatores e vasos de flash, o custo foi obtido pela Equação 4.25. Ambas as equações são função apenas da área de troca térmica.

$$C_{fob} = 5700(A_T^{0,55}) \quad (4.24)$$

$$C_{fob} = \exp\{7,8375 + 0,4343[\ln(A_T)]\} + 0,03812[\ln(A_T)]^2 \quad (4.25)$$

#### 4.1.5. Custo dos Vasos de *Flash*

Os vasos de *flash* são vasos verticais equipados com sistema de vácuo. Para determinação do custo utiliza-se a Equação 4.13. O custo do vaso é calculado pela Equação 4.14 e multiplicado pelo fator material igual a 2,1, correspondente ao aço inoxidável. O custo do aparato de vácuo pode ser obtido pela Equação 4.26, segundo Young (2015).

$$C_{fob} = (1,8)(1,33) \left( \frac{G}{P} \right)^{0,55} \quad (4.26)$$

Onde:  $G$  é a vazão mássica de vapor no ponto de geração de vácuo (em lb/hr);

$P$  é a pressão desejada (torr).

#### 4.1.6. Custo das Colunas de Destilação

O cálculo das colunas de destilação é semelhante ao cálculo de reatores, dado pela Equação 4.13. No entanto, o custo do vaso deve ser obtido pela Equação 4.27 e o custo com a instalação de plataformas e escadas pela Equação 4.28.

$$C_V = \exp\{7,0374 + 0,18255[\ln(W)] + 0,02297[\ln(W)]^2\} \quad (4.27)$$

$$C_{PL} = 237,1 (D)^{0,63316}(L)^{0,80161} \quad (4.28)$$

O custo de aquisição e instalação dos pratos, com os *downcomers*, é obtido pela Equação 4.29, onde  $N_T$  é o número de pratos da coluna.

$$C_T = N_T F_{NT} F_{TT} F_{TM} C_{BT} \quad (4.29)$$

O custo base,  $C_{BT}$ , é baseado no diâmetro interno da coluna, em ft, e é obtido pela Equação 4.30. A expressão é válida para diâmetros entre 2 e 5 ft.

$$C_{BT} = 468(\exp(0,1739(D_i))) \quad (4.30)$$

O fator  $F_{NT}$  depende do número de pratos ( $N_T$ ). Se  $N_T$  for maior que 20, o fator  $F_{NT} = 1$ . Se  $N_T$  menor que 20, o fator  $F_{NT}$  é calculado pela Equação 4.31.

$$F_{NT} = \frac{2,25}{1,0414^{N_T}} \quad (4.31)$$

O fator  $F_{TT}$  depende do tipo de prato, conforme resumido pela Tabela 8. Neste trabalho, o modelo considerado é o prato com peneiras.

**Tabela 8:** Fator  $F_{TT}$  de acordo com o tipo de prato.

<b>Tipo de Prato</b>	<b><math>F_{TT}</math></b>
<b>Peneiras (Sieve)</b>	1,00
<b>Válvulas (Valve)</b>	1,18
<b>Borbulhadores (Bubble Cap)</b>	1,87

**Fonte:** Seider, Seader e Lewin (2003).

O fator  $F_{TM}$ , que depende do diâmetro da coluna, em ft, corrige para o material de construção. Neste trabalho, o material utilizado para os pratos é o mesmo utilizado para a construção dos vasos (aço inoxidável). Dessa forma, o fator  $F_{TM}$  é obtido pela Equação 4.32.

$$F_{TM} = 1,401 + 0,0724 (D_i) \quad (4.32)$$



#### 4.1.7. Custo da Centrífuga

A centrífuga utilizada foi definida como horizontal de rolagem contínua. O custo pode ser definido pela Equação 4.33, que depende da vazão da corrente sólida (Q), em t/h. A equação é válida para valores entre 2 e 40 t/h.

$$C_{fob} = (60000)(Q)^{0,5} \quad (4.33)$$

#### 4.1.8. Custo do Sedimentador

O custo de aquisição do sedimentador é obtido a partir da área de sedimentação (A) aplicada à Equação 4.34, válida para áreas entre 80-8000 ft<sup>2</sup>.

$$C_{fob} = (3360)(A_S)^{0,58} \quad (4.34)$$

#### 4.1.9. Custo do Secador

O custo das bandejas de secagem para a usina de milho é obtido a partir da Equação 4.35, em função da área de troca térmica necessária.

$$C_{fob} = 4400(A_T)^{0,38} \quad (4.35)$$

#### 4.1.10. Custo dos Picadores

O custo dos picadores utilizados na indústria da cana para tratar a matéria-prima assim que ela chega do campo é obtido a partir da Equação 4.36, onde W é a vazão mássica de cana, em t/hora.

$$C_{fob} = 3800(W)^{0,78} \quad (4.36)$$

#### 4.1.11. Custo dos Compressores

O custo dos compressores utilizados para extração do caldo da cana é obtido a partir da Equação 4.37, onde  $F$  é a vazão mássica de cana úmida (% m/m), em lb/hora.

$$C_{fob} = \exp\{10,8549 - 0,4467[\ln(F)] + 0,06136[\ln(F)]^2\} \quad (4.37)$$

#### 4.1.12. Custo dos Hidrociclones

O custo dos hidrociclones é obtido a partir da vazão volumétrica de entrada, em galão por litro. A fórmula utilizada é indicada pela Equação 4.38.

$$C_{fob} = 240(Q)^{0,50} \quad (4.38)$$

#### 4.1.13. Custo do Tambor Rotativo

O custo do tambor rotativo é obtido através da Equação 4.39, a partir da área de filtração, calculada em  $\text{ft}^2$ .

$$C_{fob} = \exp\{11,670 - 0,1905[\ln(A)] + 0,0554[\ln(A)]^2\} \quad (4.39)$$

#### 4.1.14. Custo da Turbina Isentrópica

Os custos das turbinas do processo de cogeração foram calculados pela Equação 4.40, a partir da potência ( $P$ ), em HP.

$$C_{fob} = 530(P)^{0,81} \quad (4.40)$$

### 4.2. Custos de Produção

O custo de produção é a soma de todos os custos requeridos para a produção desde a aquisição e armazenamento das matérias-primas e insumos até a colocação dos produtos à venda. Segundo Turton *et al.* (2009), ele é dividido em três categorias: custos fixos, custos diretos e despesas gerais. Esses custos são detalhados na Tabela 9. A cotação do dólar utilizada para conversão foi a do final de 2019, 4,013 R\$\$ / US\$.

**Tabela 9:** Detalhamento dos custos de produção.

<b>CUSTO</b>	<b>DESCRIÇÃO</b>
<b>CUSTOS FIXOS</b>	
Depreciação	Custo associado ao decréscimo do valor da unidade física (prédios, equipamentos, etc.).
Impostos e Taxas	Custo dos impostos (em todos os níveis) e o seguro de responsabilidade.
Custo de <i>Overhead</i>	Custo associado a instalações e operações auxiliares do processo. Os custos envolvem serviços de folha de pagamento e contabilidade, serviços de proteção, proteção contra incêndio, serviços médicos, lanchonete e quaisquer instalações de recreação, engenharia geral, etc.
<b>CUSTOS DIRETOS</b>	
Matéria-prima	Custo das matérias-primas necessárias ao processo.
Tratamento de Efluentes	Custo relativo ao tratamento dos efluentes do processo para proteção ambiental.
Utilidades	Custo das utilidades necessárias ao processo.
Operação	Custo com a mão-de-obra necessária à operação da planta.
Supervisão	Custo de mão-de-obra de supervisão.
Manutenção	Custo de mão-de-obra de manutenção e materiais associados.
Almoxarifado	Custo de suprimentos que suportam a operação diária. Incluem lubrificantes, filtros, equipamentos de proteção da operação, etc.
Laboratório	Custo de teste de laboratório e rotinas de análise.
Patentes e Royalties	Custo de patentes e licenciamento de tecnologia.
<b>DESPESAS GERAIS</b>	
Custos Administrativos	Custos administrativos de prédios e atividades relacionadas.
Distribuição e Venda	Custos relativos a distribuição e venda dos produtos.
Pesquisa e Desenvolvimento	Custo de pesquisa relativa ao processo e ao produto.
<b>CUSTO TOTAL DE PRODUÇÃO: CUSTOS VARIÁVEIS + CUSTOS FIXOS + DESPESAS GERAIS</b>	

**Fonte:** Adaptado de Turton *et al.* (2009).

Para tais custos, Turton *et al.* (2009) indicam o uso das correlações descritas na Tabela 10. Cada item tem uma faixa aceitável para o fator de multiplicação. Nesse trabalho são utilizados os valores indicados por Turton *et al.* (2009).

**Tabela 10:** Correlações para cálculo do custo total de produção.

<b>CUSTO</b>	<b>FAIXA</b>	<b>EXPRESSÃO FINAL</b>
<b>CUSTOS DIRETOS</b>		
Matéria-Prima	$C_{MP}$	$C_{MP}$
Tratamento de Efluentes	$C_{TE}$	$C_{TE}$
Utilidade	$C_{UT}$	$C_{UT}$
Operação	$C_{OP}$	$C_{OP}$
Supervisão	$(0,10 - 0,25) C_{OP}$	$(0,18) C_{OP}$
Manutenção	$(0,02 - 0,1) IF$	$(0,06) IF$
Almoxarifado	$(0,10 - 0,2) (0,06) IF$	$(0,009) IF$
Laboratório	$(0,10 - 0,2) C_{OP}$	$(0,15) C_{OP}$
Patentes	$(0 - 0,06) COM^2$	$(0,03) COM$
<b>CUSTOS FIXOS</b>		
Depreciação	$(0,1) IF$	
Impostos e Taxas	$(0,014 - 0,05) FI$	$(0,032) IF$
Custo de <i>Overhead</i>	$(0,50 - 0,70) (1,18 C_{OP} + 0,06 IF)$	$(0,708) C_{OP} + (0,036) IF$
<b>DESPESAS GERAIS</b>		
Administração	$0,15 (1,18 C_{OP} + 0,06 IF)$	$(0,177) C_{OP} + (0,009) IF$
Distribuição e Venda	$(0,02 - 0,2) COM$	$(0,11) COM$
Pesquisa e Desenvolvimento	$0,05 COM$	$(0,05) COM$
<b>CUSTO TOTAL DE PRODUÇÃO: CUSTOS VARIÁVEIS + CUSTOS FIXOS + DESPESAS GERAIS</b>		

**Fonte:** Adaptado de Turton *et al.* (2009).

<sup>2</sup>  $COM = IF + C_{MP} + C_{TE} + C_{UT} + C_{OP}$

O custo com a operação foi baseado em Turton *et al.* (2009), segundo a Equação 4.41.

$$C_{OP} = (6,29 + 31,7 (P^2) + 0,23 (N_{NP}))^{0,5} \quad (4.41)$$

Onde:  $C_{OP}$  é o número de operadores por turno;

$P$  é o número de processos envolvendo transporte, distribuição, remoção ou controle de formação de sólidos;

$N_{NP}$  é o número de processos que não envolvem o manuseio de sólidos particulados.

Os autores consideram que um operador trabalha em média 49 semanas por ano (considerando férias e licença por doença), fazendo cinco turnos de oito horas cada semana, totalizando 245 turnos por ano. A planta de etanol de milho opera 360 dias ao ano, considerando 5 dias de parada de manutenção, enquanto a planta de etanol de cana opera em média 167 dias ao ano, considerando o período de safra da matéria-prima. Ambas operam 24 horas por dia, totalizando 1.080 turnos para o milho e 501 turnos para a cana. Dessa forma, o número de operadores que a planta de etanol de milho precisa para operar toda a cadeia produtiva pode ser estimado em 4,4 vezes o número de operadores necessários por turno; enquanto a planta de etanol de cana precisa de 2,04. Neste estudo, adotou-se o valor de US\$ 5000 por operador por ano (TOWLER *et al.*, 2008).

O custo com utilidade foi obtido diretamente do simulador. Os custos relacionados a matéria-prima e insumos foram estimados de acordo com os resultados obtidos nas simulações de processo e os preços de aquisição apresentados na Tabela 11. O custo da cana, do milho e da eletricidade, assim como os preços praticados para o etanol, o açúcar, e os demais subprodutos, serão abordados a seguir.

**Tabela 11:** Preços de aquisição considerados neste trabalho.

	<b>Valor</b>	<b>Referência</b>
$\alpha$ -Amilase	US\$ 6,673 /kg	Sunson Industry Group (2020)
Água de Processo	US\$ 0,2524 /m <sup>3</sup>	Marques (2019)
Ca(OH) <sub>2</sub>	US\$ 0,071 / kg	Marques (2019)
Glucoamilase	US\$ 4,524 /kg	Marques (2019)
Ácido Sulfúrico	US\$ 0,325 / kg	Marques (2019)
Amônia	US\$ 1,50 / kg	Marques (2019)
Monoetileno Glicol	US\$ 1 / kg	Xinrong Chemicals Ltda (2020)
Ácido Fosfórico	US\$ 0,880 / kg	Marques (2019)

**Fonte:** Autoria própria.

#### 4.2.1. Cana-de-Açúcar

Até 1982, o Brasil utilizava o método de pagamento da cana por peso. A cana que chegava à unidade produtora era apenas pesada, não considerando a qualidade da matéria-prima. A partir de 1982, com o Ato 25 publicado no Diário Oficial da União em 17 de agosto, as usinas teriam que pagar a cana aos fornecedores pelo teor de sacarose (PCTS). Quando da entrega dos carregamentos na unidade industrial, eram feitas as análises e determinado o preço da tonelada da cana. O governo fixava o preço da cana, o qual poderia ter um ágio caso a cana entregue apresentasse uma qualidade superior à cana padrão do estado, e um deságio, caso a cana entregue apresentasse uma qualidade inferior à cana padrão do estado (SACHS, 2007). Em 1997 foi formado o Conselho dos Produtores de Cana-de-Açúcar, Açúcar e Álcool (CONSECANA). Esse grupo é, desde então, o responsável por reunir os interesses dos produtores rurais e por desenvolver e revisar esse sistema de pagamento, de forma a sugerir um preço base do produto de acordo com o comportamento do mercado. O preço da cana-de-açúcar atualmente é determinado de acordo com a Equação 4.42:

$$\left(\frac{R\$}{t \text{ cana}}\right) = \text{Qualidade da MP} \left(\frac{kg \text{ ATR}}{t \text{ cana}}\right) \times \text{Preço ATR} \left(\frac{R\$}{kg \text{ ATR}}\right) \quad (4.42)$$

O produtor rural entrega para a usina ART, que são os Açúcares Redutores Totais (glicose, frutose e sacarose). A quantidade desses açúcares presente (kg de ART por tonelada de cana) é determinada no momento de entrega da matéria-prima. Parte desses açúcares são perdidos devido aos processos industriais, e a quantidade

recuperada pela usina é denominada ATR (Açúcar Total Recuperável). No modelo CONSECANA, a recuperação é fixada em 91,5 %. Dessa forma, uma vez determinado o ART, para obter-se o ATR – que representa a qualidade da cana – multiplica-se o valor inicial por 0,915. Para estimar o preço do ATR, faz-se uma média ponderada do valor recebido pela usina dos nove produtos vendidos no mercado interno e externo (variações do açúcar e etanol) (AEGRO, 2020).

Além dos pontos citados anteriormente, o preço da matéria-prima é estabelecido de duas formas: ele pode ser “cana campo”, que é quando a usina busca a cana na lavoura; ou “cana esteira”, que é quando o produtor é responsável pela entrega da cana na indústria. A Tabela 12 indica a relação de preços entre 2009 e 2019, nos estados de Paraná e São Paulo, os dois maiores produtores de cana do país. As duas últimas colunas indicam a média final dos preços nos dois estados.

**Tabela 12:** Preço médio da cana entre 2009 e 2019.

Ano	Paraná		São Paulo		Média	
	Cana Campo (R\$/t)	Cana Esteira (R\$/t)	Cana Campo (R\$/t)	Cana Esteira (R\$/t)	Cana Campo (R\$/t)	Cana Esteira (R\$/t)
2009	30,84	34,45	32,07	35,82	31,46	35,14
2010	36,09	40,31	39,11	43,69	37,60	42,00
2011	47,36	52,89	52,32	58,45	49,84	55,67
2012	52,57	58,71	53,63	59,91	53,10	59,31
2013	50,34	56,23	49,42	55,20	49,88	55,72
2014	50,57	56,48	50,65	56,57	50,61	56,53
2015	54,22	60,56	52,82	59,00	53,52	59,78
2016	63,74	71,20	65,82	73,52	64,78	72,36
2017	67,36	75,26	67,83	75,77	67,60	75,52
2018	65,11	72,72	62,46	69,77	63,78	71,24
2019	66,59	74,38	66,77	74,60	66,68	74,49

**Fonte:** Adaptado de Nova Cana (2019).

Como o preço apresenta grandes variações dentro de cada estado, será considerado como base de cálculo neste trabalho o custo médio da cana esteira dos últimos 10 anos no estado de São Paulo, calculado em R\$ 60,20 a tonelada. Posteriormente será avaliado o impacto do preço no custo final do produto. Considerando o crescimento constante do preço da cana ao longo dos anos e calculando

a médias das variações no histórico apresentado, é possível estimar um crescimento do preço da cana de cerca de 8 % em relação ao ano anterior. Dessa forma é possível calcular que em 2030 o preço da cana será em média R\$ 180 por tonelada.

#### 4.2.2. Açúcar

O preço do açúcar, conforme mencionado anteriormente, é influenciado pela cotação da *commodity* em mercados internacionais. A Tabela 13 resume o preço médio da saca na usina no estado de São Paulo nos últimos 10 anos (dados até abril/2020). Nela é possível observar como o preço do açúcar caiu em 2012, influenciado pela boa colheita da safra 2012/13, que aumentou o estoque mundial. Em 2015, reajustes na gasolina elevaram a demanda pelo etanol e resultaram em um maior direcionamento da cana para a produção do biocombustível. A perspectiva de déficit da *commodity* no final da safra 2015/16 suportou melhores preços durante o período. A incerteza sobre os estoques internacionais de 2017 a 2019 gerou uma nova queda no valor do produto, porém a diminuição da safra indiana em decorrência do atraso da colheita e diminuição da produção em outros mercados gerou nova valorização (NOVA CANA, 2020). O valor base de venda do produto será a média geral (R\$ 61,03).

**Tabela 13:** Preço médio da saca do açúcar (50 kg) em São Paulo - com impostos, sem frete.

<b>Ano</b>	<b>Valor Médio (Sc 50 kg)</b>	<b>Variação</b>
2009	R\$ 51,25	-
2010	R\$ 60,31	18 %
2011	R\$ 65,91	9 %
2012	R\$ 54,99	-17 %
2013	R\$ 46,79	-15 %
2014	R\$ 49,35	5 %
2015	R\$ 55,73	13 %
2016	R\$ 85,46	53 %
2017	R\$ 68,89	-19 %
2018	R\$ 57,90	-16 %
2019	R\$ 65,55	13 %
2020	R\$ 75,40	15 %
Média Geral	R\$ 61,03	-

Fonte: CEPEA (2020).



### 4.2.3. Milho

A principal referência de preços internacionais de milho é a Bolsa de Chicago, que vem apresentando pouca variação ao longo do último ano. Essa situação pode ser explicada pelo incremento constante não só na produção mundial, mas especificamente nos Estados Unidos, que desde 2013 mantém produções acima de 345 milhões de toneladas, gerando um estoque bastante confortável para atender o mercado mundial. Nos últimos anos o preço esteve na faixa de US\$ 126,86/t a US\$ 175,91/t (CONAB, 2018). Os valores atuais de cerca de US\$ 120,6/t indicam uma baixa na cotação que pode ser justificada pelo clima favorável às lavouras na América do Sul e a ausência de um acordo comercial entre norte-americanos e chineses (CANAL RURAL, 2019).

No cenário nacional, desde o início de 2018 os preços domésticos estão acima do preço mínimo em todas as praças. Isso se deve a fatores como a diminuição da produção, questões climáticas e problemas de escoamento. Este último, que teve como últimas causas em cenário nacional a greve dos caminhoneiros e a discussão do tabelamento de fretes, acarreta atraso nos embarques de exportação e incertezas no preço doméstico, uma vez que as negociações tendem a priorizar o atendimento em curtas distâncias, evitando trajetos mais longos onde o custo de transporte tem um peso maior (CONAB, 2018). A Tabela 14 apresenta os valores médios do milho seco, entre os anos de 2009 e 2019 (considerando as informações divulgadas até outubro de 2019).

**Tabela 14:** Preço médio à vista nominal e corrigido do milho entre 2009 e 2019.

<b>Ano</b>	<b>R\$/saca 60 kg</b>	<b>R\$/t</b>	<b>Var. ano</b>	<b>Var. acum.</b>
2009	21,02	350,33	-	-
2010	21,51	358,55	2 %	2 %
2011	30,32	505,41	41 %	44 %
2012	29,81	496,84	-2 %	42 %
2013	26,99	449,86	-9 %	28 %
2014	26,87	447,84	0 %	28 %
2015	29,05	484,14	8 %	38 %
2016	44,48	741,39	53 %	112 %
2017	30,47	507,81	-32 %	45 %
2018	38,49	641,49	26 %	83 %
2019	38,10	635,00	-1 %	81 %

**Fonte:** Adaptado de CEPEA (2019).

Atualmente o milho tem passado por um momento de alta e o quadro de preços tem sido pouco ajustado em decorrência, principalmente, do atraso no plantio do milho safrinha em diversos estados do Centro-Sul do país, resultado da irregularidade das chuvas em setembro, outubro e início de novembro. Com a demanda aquecida e a oferta enxuta, o valor do grão chegou a subir 10 % ao final de outubro de 2019 em comparação com o começo do mês. A Tabela 15 indica uma estimativa dos valores médios da saca de 60 kg de milho seco por estado entre janeiro e outubro de 2019.

**Tabela 15:** Preços médio da saca do milho<sup>1</sup>.

<b>Estado</b>	<b>Preço (R\$/saca)</b>
Bahia (BA)	41
Distrito Federal (DF)	31
Espírito Santo (ES)	47
Goiás (GO)	30
Minas Gerais (MG)	32
Mato Grosso do Sul (MS)	28
Mato Grosso (MT)	24
Paraná (PR)	30
Rio Grande do Sul (RS)	32
Santa Catarina (SC)	33
São Paulo (SP)	35
Tocantins (TO)	30

**Fonte:** Adaptado de Agrolink (2019). <sup>1</sup> Os preços são referenciais. O Agrolink não realiza auditoria para validar os preços coletados junto às fontes originais.

É possível notar que o menor preço pertence à praça localizada no estado do Mato Grosso, uma vez que o estado é o maior produtor do grão no país. Esse é um dos fatores de incentivo à produção de etanol de milho na região. Essa movimentação do setor, redirecionando o milho para produção do combustível, irá equilibrar a oferta e a demanda, de forma que é esperada uma valorização do preço da saca no estado nos próximos anos. Na safra 2018/19, o estado destinou 5 % da sua produção de milho para as usinas de etanol, sendo responsável por 74,6 % da produção nacional de etanol de milho (G1, 2019). Na Tabela 16 é possível observar a variação do preço da matéria-prima no estado ao longo dos anos.

**Tabela 16:** Preço médio da saca do milho no estado do Mato Grosso<sup>1</sup>.

<b>Ano</b>	<b>Milho Seco (R\$/saca)</b>
2009	11,11
2010	10,23
2011	18,52
2012	18,65
2013	14,01
2014	15,39
2015	16,67
2016	28,04
2017	17,37
2018	21,00
2019	24,08

**Fonte:** Adaptado de Agrolink (2019).

<sup>1</sup>Os preços são referenciais. O Agrolink não realiza auditoria para validar os preços coletados junto às fontes originais.

Como o preço apresenta grandes variações até mesmo dentro do estado, será considerado o valor de R\$ 29,00 a saca (60 kg), considerando o crescimento histórico do valor da matéria-prima. Posteriormente será avaliado o impacto das variações da saca no preço final do produto.

#### 4.2.4. Óleo e Farelo de Milho

Na produção de etanol de milho é possível gerar renda adicional a partir da venda dos subprodutos: o óleo e o farelo de milho (grãos secos – DDGS). O óleo é produzido em pequena escala e tem fins comestíveis, comercializado entre R\$ 130,00 e R\$ 200,00 por tonelada, sem o frete. O rendimento médio do DDGS é cerca de 380 kg por tonelada de milho e possui maior valor agregado uma vez que é utilizado na alimentação de bovinos. Esse subproduto é comercializado entre R\$ 400,00 e R\$ 750,00 por tonelada, sem o frete. A variação ocorre em função do valor nutricional – proteínas e fibras (SCOT, 2018). Para os casos estudados os valores foram estimados em R\$ 180,00 para o óleo e R\$ 700,00 para o DDGS.

#### 4.2.5. Matérias-Primas Principais e Coprodutos/Subprodutos

A Tabela 17 a seguir traz de forma resumida o custo das matérias-primas principais e o preço de vendas dos coprodutos/subprodutos de cada processo.

**Tabela 17:** Custo de compra das matérias-primas e venda dos subprodutos.

<b>Item</b>	<b>Preço Compra/Venda</b>
Cana-de-açúcar	R\$ 0,0602 / kg (cenário base)
Cana-de-açúcar	R\$ 0,180 / kg (crescimento médio de 8 %)
Açúcar	R\$ 61,03 / sc 50 kg
Milho	R\$ 29,00 / sc 60 kg
Óleo de Milho	R\$ 0,180 / kg
Farelo de Milho	R\$ 0,700 / kg

**Fonte:** Autoria própria.

#### 4.2.6. Suprimento Energético

Parte dos equipamentos que necessitam de energia elétrica não foram simulados de forma que permita o cálculo direto pelo simulador Aspen Plus®. Dessa forma, os custos associados ao consumo de energia foram calculados com base nos dados disponíveis na literatura. Segundo Marques (2019), para a indústria de etanol de cana, o custo é de 114.840 kJ por tonelada de cana; para o etanol de milho, o custo associado é de 4.320 kJ por galão de etanol produzido (1.152 kJ por litro).

É importante considerar que a quantidade total de calor requerido para cada processo a partir da cana tem descontada a quantidade de energia suprida pelo processo de cogeração a partir do bagaço de cana. Essa estrutura foi simulada neste trabalho, de forma que o custo final das unidades contempla os custos de capital dessa etapa.

Para a indústria do milho no Brasil, ao contrário do que ocorre nos Estados Unidos onde o preço do material barateia o valor final do biocombustível, o custo do gás natural para fornecimento de energia térmica e elétrica é alto devido à baixa oferta e ausência de concorrência, inviabilizando seu uso. Uma das opções encontradas é a utilização de energia a partir da biomassa, principalmente do eucalipto. O custo associado a essa fonte de energia é de 0,030 R\$/kWh. Considera-se que a localização da unidade industrial para processamento do eucalipto é próxima da unidade de produção de etanol de milho. Nesse caso, essa fonte energética é comprada de um parceiro

externo e os custos de capital atrelados a esse processo não estão inclusos no presente trabalho. Nesse cenário considerou-se uma margem de segurança de 25 % no custo a fim de refletir oscilações do mercado.

Para fins de comparação, o custo da eletricidade no Brasil será considerado 0,570 R\$/kWh, segundo dados da Agência Nacional de Energia Elétrica (ANEEL) do início de 2020. De forma resumida, a Tabela 18 a seguir indica os preços considerados para cada fonte energética.

**Tabela 18:** Custo do suprimento energético.

<b>Item</b>	<b>Fonte</b>	<b>Custo</b>
Energia Térmica (Cana)	Geração na própria planta.	Atrelado aos custos de investimento e de operação (descritos mais a frente).
Energia Térmica (Milho)	Biomassa de eucalipto.	0,030 R\$/kWh
Energia Elétrica	Distribuidora de energia.	0,570 R\$/kWh

**Fonte:** Autoria própria.

#### 4.2.7. Etanol

O preço do etanol vendido na usina possui leves variações dependendo do estado em que é produzido. Isso é devido à disponibilidade e custo da matéria-prima, tecnologia empregada, período de operação da planta, impostos, etc. Quase a totalidade do etanol produzido no estado de São Paulo tem como matéria-prima a cana-de-açúcar. A produção de etanol de milho ocorre, majoritariamente, em três estados no país<sup>3</sup>: Mato Grosso (74,6 %), Goiás (24,12 %) e Paraná (1,2 %). No estado do Mato Grosso, o etanol produzido a partir do milho correspondeu a 33 % da produção total do estado na última safra. Atualmente duas usinas produzem exclusivamente etanol a partir do milho, e espera-se que até 2021 mais 5 usinas estejam em operação no estado (G1, 2019). Na Tabela 19 é possível observar os preços médios do etanol anidro e hidratado vendido nas usinas em São Paulo e no Mato Grosso entre 2009 e 2019 (considerando as informações até outubro de 2019).

<sup>3</sup>Percentuais correspondentes à safra 2018/19.

**Tabela 19:** Preços médios do etanol na usina nos estados de São Paulo e Mato Grosso.

Ano	São Paulo		Mato Grosso	
	Anidro <sup>1</sup>	Hidratado <sup>2</sup>	Anidro <sup>1</sup>	Hidratado <sup>2</sup>
2012	1,257	1,108	1,274	1,323
2013	1,329	1,174	1,437	1,428
2014	1,405	1,257	1,559	1,557
2015	1,517	1,360	1,656	1,719
2016	1,870	1,685	2,013	2,143
2017	1,680	1,525	1,823	1,785
2018	1,817	1,663	2,073	2,202
2019	1,886	1,709	1,999	1,998

**Fonte:** Adaptado de Nova Cana (2019).

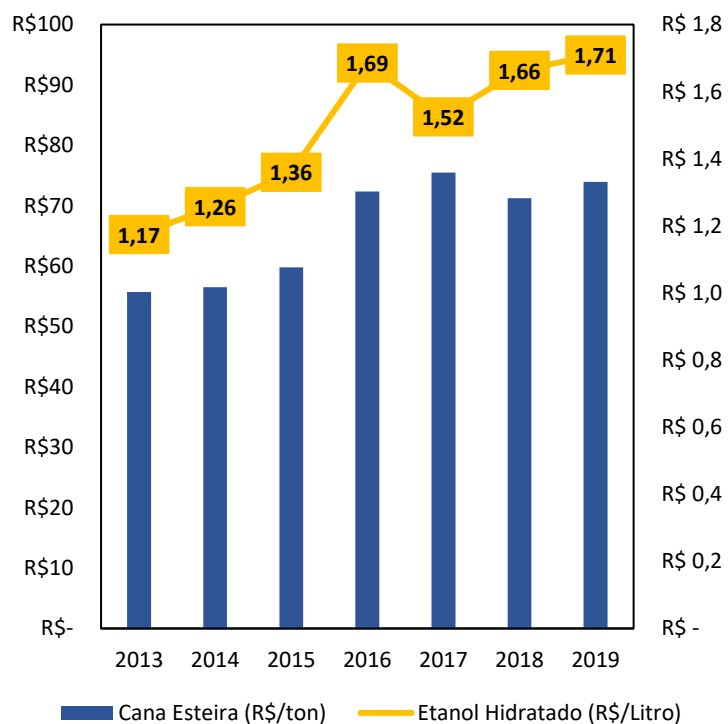
<sup>1</sup> Sem frete, com impostos. <sup>2</sup> Sem frete, sem ICMS.

Grandes discrepâncias nos preços do etanol são encontradas nos valores comercializados nos postos de gasolina por todo o país. A disparidade entre os preços chegou a ser de até 53,4 % entre os estados no mês de setembro de 2019. De acordo com o levantamento realizado pela empresa Ticket Log em cerca de 18 mil postos credenciados, a média do preço do combustível foi de R\$ 3,55, sendo o menor valor observado no estado de São Paulo (R\$ 2,688) e o maior no Rio Grande do Sul (R\$ 4,094). Esses valores levam em consideração o transporte desse combustível, os impostos de cada localidade, assim como a margem agregada pelas distribuidoras (UDOP, 2019).

Nas Figuras 8 e 9 é possível acompanhar as variações no preço do etanol final em resposta às variações no preço da matéria-prima. A primeira indica o preço médio da cana-de-açúcar (esteira) *versus* o preço do etanol vendido na usina em São Paulo. Pelos números obtidos, uma variação média de 10 % no preço da cana acarreta uma variação de 14 % no preço final do combustível comercializado na usina. A segunda figura indica o preço médio do etanol hidratado no Mato Grosso *versus* o preço do milho comercializado no estado, fundamental para equilibrar a produção total do combustível ao longo do ano, aumentando o tempo de operação das usinas *flex* e conseqüentemente diluindo os custos fixos de produção. Comparando com a cana, uma variação média de 10 % no preço do milho acarreta um aumento de 5 % no preço final do etanol comercializado na usina. Em 2019, apesar do aumento no preço do milho, o preço do

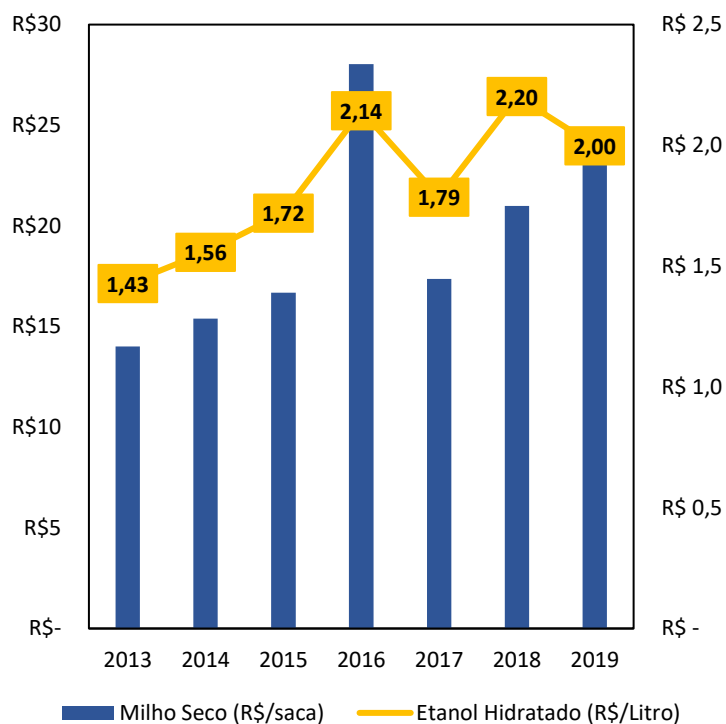
produto reduziu em decorrência da queda no preço da cana no estado e de outros insumos do processo.

**Figura 8:** Preço médio da cana e do etanol comercializados nos estados de São Paulo.



**Fonte:** Autoria própria.

**Figura 9:** Preço médio do milho e do etanol comercializados nos estados de São Paulo.



**Fonte:** Autoria própria.

A diferença no preço do etanol de cada estado pode ser explicada pelo volume de produção de cada um. Enquanto na safra 2018/19 o estado de São Paulo produziu 15.944.278 mil litros de etanol, o estado do Mato Grosso produziu o correspondente a 16 % desse valor, 2.595.062 mil litros (CONAB, 2019). Apesar disso, o estado está entre os quatro no país onde o uso do etanol é considerado viável, isto é, onde o preço do biocombustível é menor ou igual a 70 % do preço da gasolina (UDOP, 2019). Não é possível determinar apenas com essas análises qual o impacto real da produção do etanol de milho no preço do biocombustível.

#### 4.2.8. Custo do frete

Hoje a indústria do etanol de milho é restrita a locais próximos às lavouras, como no estado do Mato Grosso. Um dos principais pontos para inclusão da produção de etanol de milho a nível nacional é o custo do frete para transporte da matéria-prima. Durante o período de colheita da safra, o custo do frete pode apresentar aumentos de até 31 % (CANAL RURAL, 2019). Neste trabalho não iremos avaliar o impacto do frete no



custo final do produto, sendo essa uma sugestão para próximos trabalhos sobre o tema. A avaliação será feita com uma indústria de etanol de cana localizada em São Paulo e uma indústria de etanol de milho no Mato Grosso.

## 5. Resultados

### 5.1. Capacidade de Produção e Novos Investimentos

Neste trabalho as usinas consideradas para análise contemplam três casos, descritos a seguir.

- 1G: usina produtora de etanol de primeira geração a partir da cana, com 30 % destinado à produção de açúcar e todo o bagaço da cana enviado para cogeração de energia, sendo um processo industrialmente estabelecido;
- 1G2G: usina produtora de etanol de primeira geração a partir da cana, com 30 % destinado a produção de açúcar. O bagaço de cana úmido é dividido, sendo 50 % enviado para a produção do etanol de segunda geração e a outra metade enviada para a planta de cogeração de energia, sendo um processo industrialmente novo.
- Milho: usina produtora de etanol de milho, sem cogeração de energia. Obtêm-se os subprodutos óleo e farelo de milho, sendo um processo industrialmente novo.

A Tabela 20 apresenta um resumo dos produtos e subprodutos obtidos em cada caso, mesmo que eles sejam integralmente utilizados dentro do próprio processo.

**Tabela 20:** Resumo dos produtos considerados nas simulações.

<b>Produto e Subprodutos</b>	<b>1G</b>	<b>1G2G</b>	<b>Milho</b>
Etanol	Sim	Sim	Sim
Açúcar	Sim	Sim	Não
Energia	Sim	Sim	Não
Farelo de Milho	Não	Não	Sim
Óleo de Milho	Não	Não	Sim

**Fonte:** Autoria própria.

Na Tabela 21 compara-se a capacidade de processamento e o rendimento encontrado em cada simulação para a produção de etanol hidratado como o volume de etanol total. Os resultados consideram a sazonalidade associada a cada um dos tipos de matéria-prima. A partir desses dados, avalia-se a demanda adicional de usinas a partir do ponto de vista de demanda do biocombustível no ano de 2030, considerando os dois cenários de demanda estimados: 45,05 bilhões (Cenário A) e 55,74 bilhões (Cenário B). Para essa análise consideramos que todas as plantas adicionais sejam do mesmo tipo. Além disso, é importante avaliar o impacto no mercado caso a demanda do açúcar não seja crescente conforme estimado para o biocombustível. Uma vez que isso aconteça é interessante avaliar o número de unidades autônomas ou com segunda geração necessárias. Esse cenário está indicado na Tabela 22. Neste trabalho não foi avaliado cenários de crescimento intermediário de açúcar.

**Tabela 21:** Resultados obtidos a partir da simulação para produção de etanol hidratado.

<b>Resultados</b>	<b>1G</b>	<b>1G2G</b>	<b>Milho</b>
Entrada da matéria-prima na planta (t/h)	500	500	100
Processamento de matéria-prima (mil t/ano)	2004	2004	876
Dias de processamento no ano	167	167	360
Entrada da matéria-prima para produção de etanol (t/h)	350	350	100
Processamento de matéria-prima para produção do etanol (mil t/ano)	1403	1403	876
Percentual do bagaço para produção de etanol 2G	0 %	50 %	0 %
Rendimento (L de etanol hidratado/t de matéria-prima)	90	109	391
Plantas adicionais necessárias (com açúcar)			
Caso A	56	46	21
Caso B	140	116	52
% de aumento da área plantada vs 18/19			
Caso A	18	15	8
Caso B	45	37	21

**Fonte:** Autoria própria.

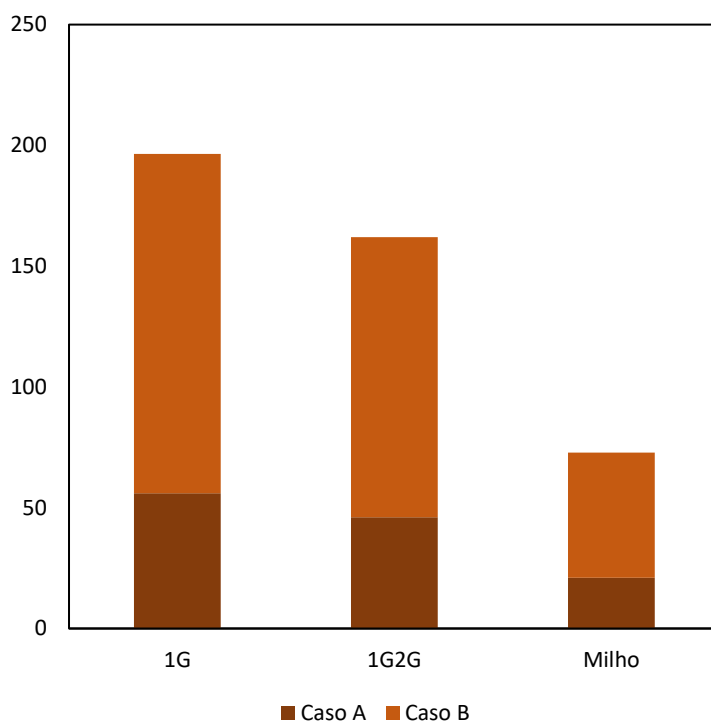
**Tabela 22:** Plantas adicionais necessários sem o aumento da produção de açúcar.

<b>Resultados</b>	<b>1G</b>	<b>1G2G</b>	<b>Milho</b>
Plantas adicionais necessárias (sem açúcar)			
Caso A	39	32	21
Caso B	98	81	52
% de aumento da área plantada vs 18/19			
Caso A	13	10	8
Caso B	32	26	21

**Fonte:** Autoria própria.

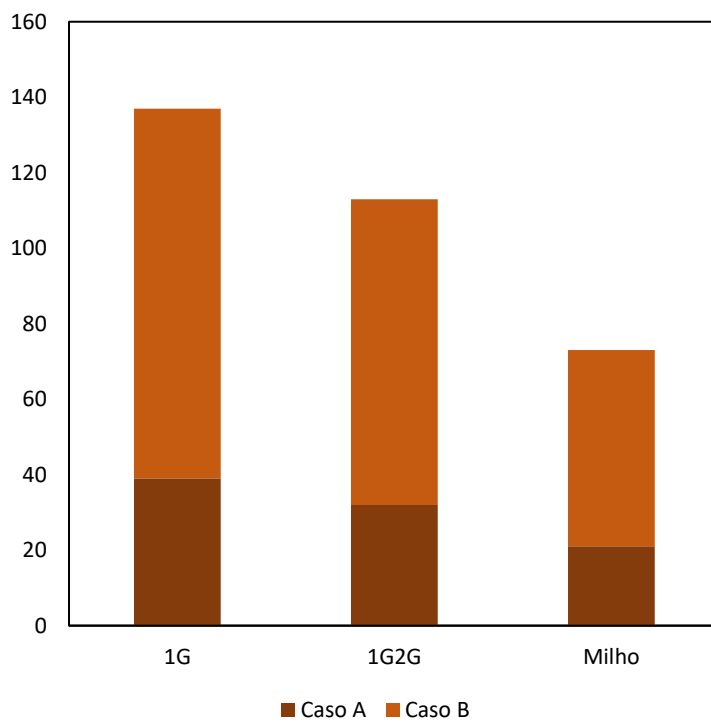
Na planta 1G2G, o rendimento em etanol hidratado é considerado com base na entrada de cana na usina. Quando se considera a produtividade por matéria-prima, encontra-se a produtividade do etanol 1G em 90 L/t de cana e a produtividade do etanol 2G em 207 L/t de bagaço seco. O rendimento e a quantidade de plantas adicionais necessárias obtidos anteriormente serão considerados como cenário base para a próxima análise. Quando se compara o número de novos investimentos para garantir a capacidade instalada necessária ao país, a usina de 1G requer o maior número de novas usinas, seguida do complexo de produção do etanol 1G2G, seguido da usina de milho. Quando comparado com o número de usinas 1G2G, o número de novas usinas de milho é de menos que a metade. Quando consideramos usinas a partir da cana focadas exclusivamente na produção de etanol a partir da matéria-prima principal, a diferença entre o número de unidades de milho e cana pode chegar até 12. A Figura 10 a seguir compara as plantas adicionais necessárias para cada caso dentro de cada cenário estado com a produção de açúcar e a Figura 11 sem produção de açúcar. É possível identificar que o milho apresenta o menor gap para grandes oscilações da demanda.

**Figura 10:** Plantas adicionais necessários para cada caso estudado, considerando o crescimento proporcional da demanda de açúcar.



**Fonte:** Autoria própria.

**Tabela 23:** Plantas adicionais necessários para cada caso estudado, considerando o crescimento proporcional da demanda de açúcar.



**Fonte:** Autoria própria.

Outra forma de avaliar e diferenciar a produção de etanol é avaliar os processos de produção pela produção energética. Como cada um dos processos possui características muito específicas e subprodutos distintos, seria mais justo comparar pela energia associada a cada processo para cada tonelada de cana, assim como para cada ha de área plantada. A Tabela 24 indica o resultado para cada uma das conversões.

**Tabela 24:** Diferentes conversões para os processos.

<b>Rendimento</b>	<b>1G</b>	<b>1G2G</b>	<b>Milho</b>
L de etanol hidratado/t de matéria-prima	90	109	391
kJ de energia produzida / t de matéria-prima	2,28	3,14	8,81
kJ de energia produzida / ha de área plantada	167	216	56

**Fonte:** Autoria própria.

É importante avaliar que isso é apenas o resultado energético baseado no potencial do etanol e o resultado a partir da cogeração da cana. Ele não considera o consumo de cada processo que tem impacto relevante nos resultados.

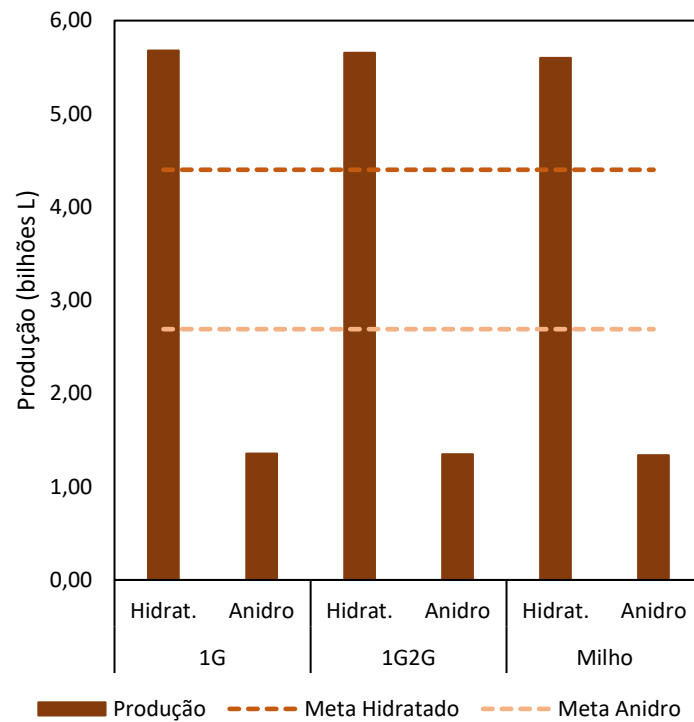
Até o momento foi considerada apenas a produção de etanol hidratado, que é o primeiro a ser obtido no processo industrial. Parte desse produto é estocado e parte é enviada para a produção de etanol anidro. O percentual dessa corrente de etanol hidratado enviado para o segundo processo pode variar e a produção, em L/h, está indicada na Tabela 25, considerando **20 %**, **30 %** e **40 %**. A demanda é estimada de acordo com o percentual de produção destinado para cada tipo de biocombustível de acordo com a média histórica da ANP entre 2012 e 2019 (62 % hidratado e 38 % anidro). Como os rendimentos para cada caso variam dentro da faixa de 2 % do cenário base, a quantidade de usinas necessárias de cada caso base é utilizada para avaliar se a produção atende também a demanda de cada tipo de produto. Os resultados estão indicados nas Figuras 11, 12 e 13 consideram como base para demanda o cenário A.

**Tabela 25:** Resultados obtidos na simulação para produção de etanol anidro e hidratado.

<b>Resultados</b>	<b>1G</b>	<b>1G2G</b>	<b>Milho</b>
Dias de processamento no ano	167	167	360
Entrada da matéria-prima para produção de etanol (t/h)	350	350	100
Processamento de matéria-prima para produção do etanol (mil t/ano)	1403	1403	876
Percentual do bagaço para produção de etanol 2G	0 %	50 %	0 %
<b>Percentual do etanol hidratado enviado para produção de etanol anidro</b>	<b>20 %</b>	<b>20 %</b>	<b>20 %</b>
Etanol Hidratado (L/h)	25.241	30.429	31.309
Etanol Anidro (L/h)	6.027	7.265	7.476
Rendimento (L de etanol totais / t de matéria-prima)	89	108	388
<b>Percentual do etanol hidratado enviado para produção de etanol anidro</b>	<b>30 %</b>	<b>30 %</b>	<b>30 %</b>
Etanol Hidratado (L/h)	22.086	26.625	27.395
Etanol Anidro (L/h)	9.040	10.898	11.213
Rendimento (L de etanol totais / t de matéria-prima)	89	107	386
<b>Percentual do etanol hidratado enviado para produção de etanol anidro</b>	<b>40 %</b>	<b>40 %</b>	<b>40 %</b>
Etanol Hidratado (L/h)	18.931	22.822	23.482
Etanol Anidro (L/h)	12.054	14.531	14.951
Rendimento (L de etanol totais / t de matéria-prima)	89	107	384

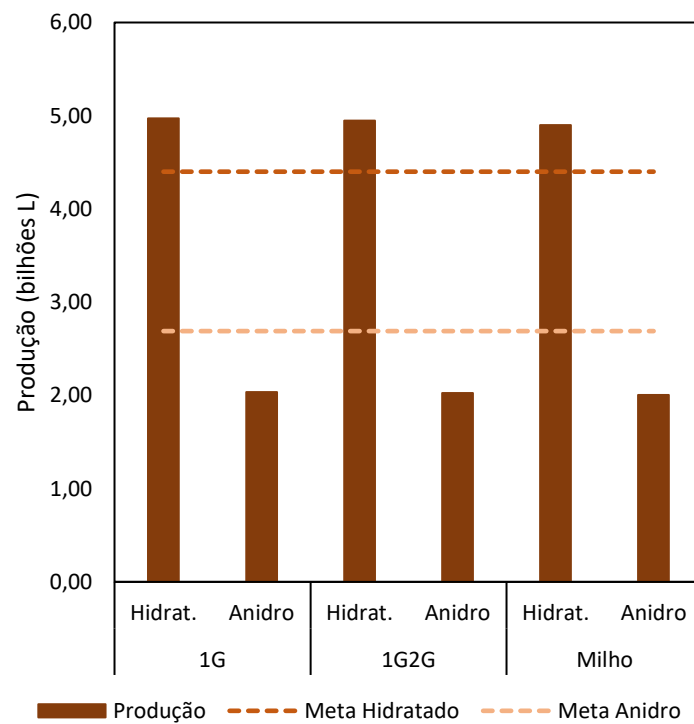
Fonte: Autoria própria.

**Figura 11:** Produção vs demanda com quebra de 20 % do etanol hidratado para anidro.



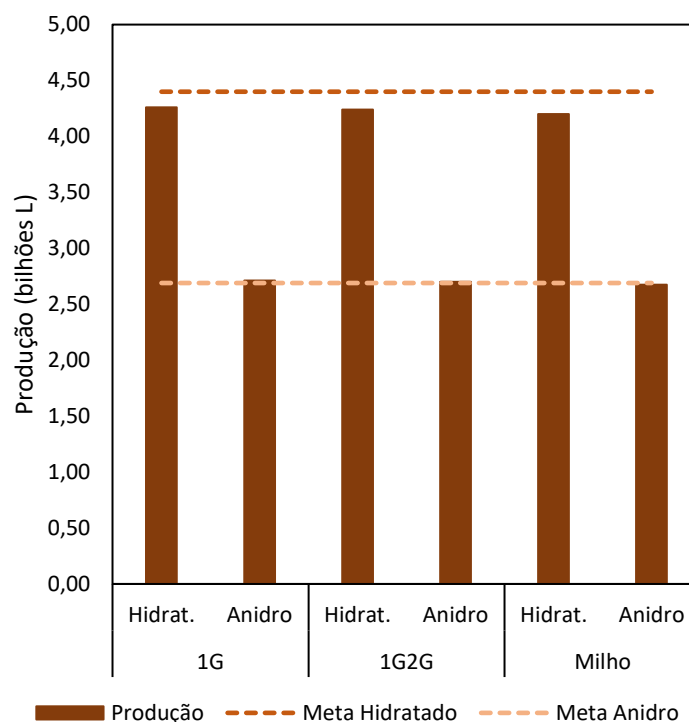
**Fonte:** Autoria própria.

**Figura 12:** Produção vs demanda com quebra de 30 % do etanol hidratado para anidro.



**Fonte:** Autoria própria.

**Figura 13:** Produção vs demanda com quebra de 40 % do etanol hidratado para anidro.



**Fonte:** Autoria própria.

É possível analisar que, para todas as configurações de indústria, considerando uma demanda de 62 % para o etanol hidratado e 38 % para o anidro, as configurações com valores de conversão da corrente de produto de etanol hidratado entre 30 e 40 % são as que melhor conseguem atender às demandas de cada um dos tipos do biocombustível.

## 5.2. Custo de Investimento

O cálculo do custo de investimento para a construção de uma nova operação foi detalhado anteriormente. A Tabela 26 resume as principais informações.

**Tabela 26:** Custos de investimentos das plantas obtido a partir das simulações (US\$ x 10<sup>3</sup>).

	Custo Fob (2000)	Custo Fob (2019)	Investimento Fixo	Investimento Total
1G	16.737	25.807	115.976	182.373
1G2G	20.544	31.676	142.352	230.966
Milho	10.777	16.617	74.675	121.161

**Fonte:** Autoria própria.



Quando se compara os resultados de investimento com as produções anuais de etanol, percebe-se que o milho obtém uma produção mais significativa com um investimento menor, conforme indicado na Tabela 27. Entretanto, é importante lembrar que parte da cana está sendo utilizada para produção de açúcar e que a produção de etanol a partir dessa matéria-prima não acontece durante todo o ano.

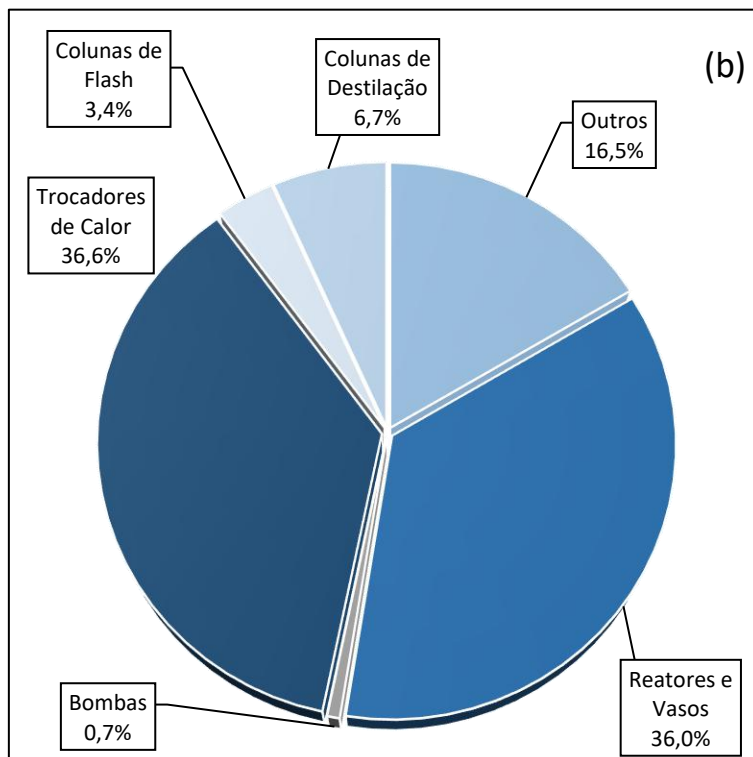
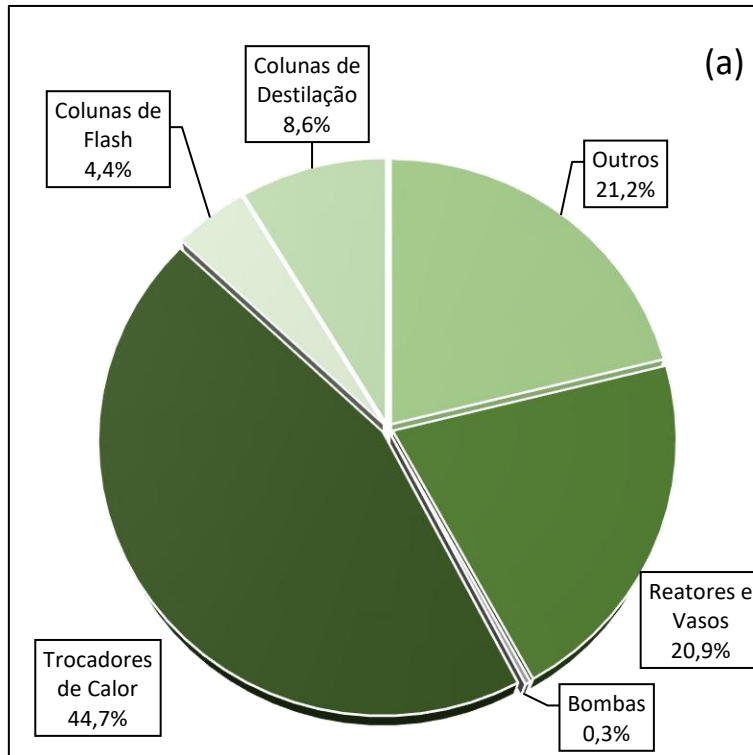
**Tabela 27:** Investimento total das plantas e produção anual de etanol.

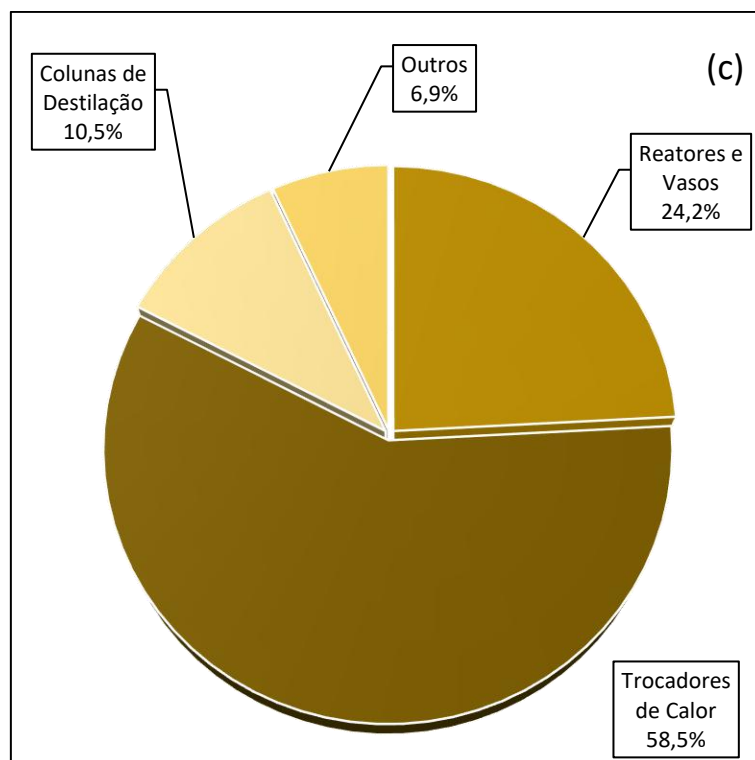
	<b>Investimento Total (US\$ x 10<sup>3</sup>)</b>	<b>Produção anual de etanol (mil L)</b>
1G	182.373	126.270
1G2G	230.966	152.927
Milho	121.161	342.516

**Fonte:** Autoria própria.

A divisão dos custos f.o.b. por tipo de equipamento utilizado em cada caso estão indicados nas Figuras 12 (a), (b) e (c). É importante notar que em todos os casos os trocadores de calor são os principais responsáveis pelo custo, principalmente na indústria a partir do milho.

**Figura 12:** Custo f.o.b. de cada configuração por tipo de equipamento para a configuração 1G (a), 1G2G (b) e a partir do Milho (c).





**Fonte:** Autoria própria.

A Tabela 28 avalia os valores de investimento sem a produção de açúcar para as usinas 1G e 1G2G. Dessa forma, toda a matéria-prima processada seria destinada à produção de etanol de primeira geração. É possível perceber que assim o investimento necessário para instalação de uma usina de etanol a partir da cana passa a ser menor que o necessário para o milho, porém a produção anual ainda não consegue alcançar os resultados obtidos a partir do milho, sendo 53 % desse valor.

**Tabela 28:** Investimento dos processos relacionados ao etanol e produção anual do biocombustível.

	<b>Investimento Total</b>	<b>Produção anual de etanol (mil L)</b>
1G	97.657	180.360
1G2G	143.557	218.436
Milho	118.055	342.516

**Fonte:** Autoria própria.

Nessa configuração, para cada demanda descrita anteriormente o número de usinas totais necessárias para cada caso está indicado na Tabela 29. Para a cana, o número de plantas cai 30 % em relação a produção dividida entre açúcar e etanol.

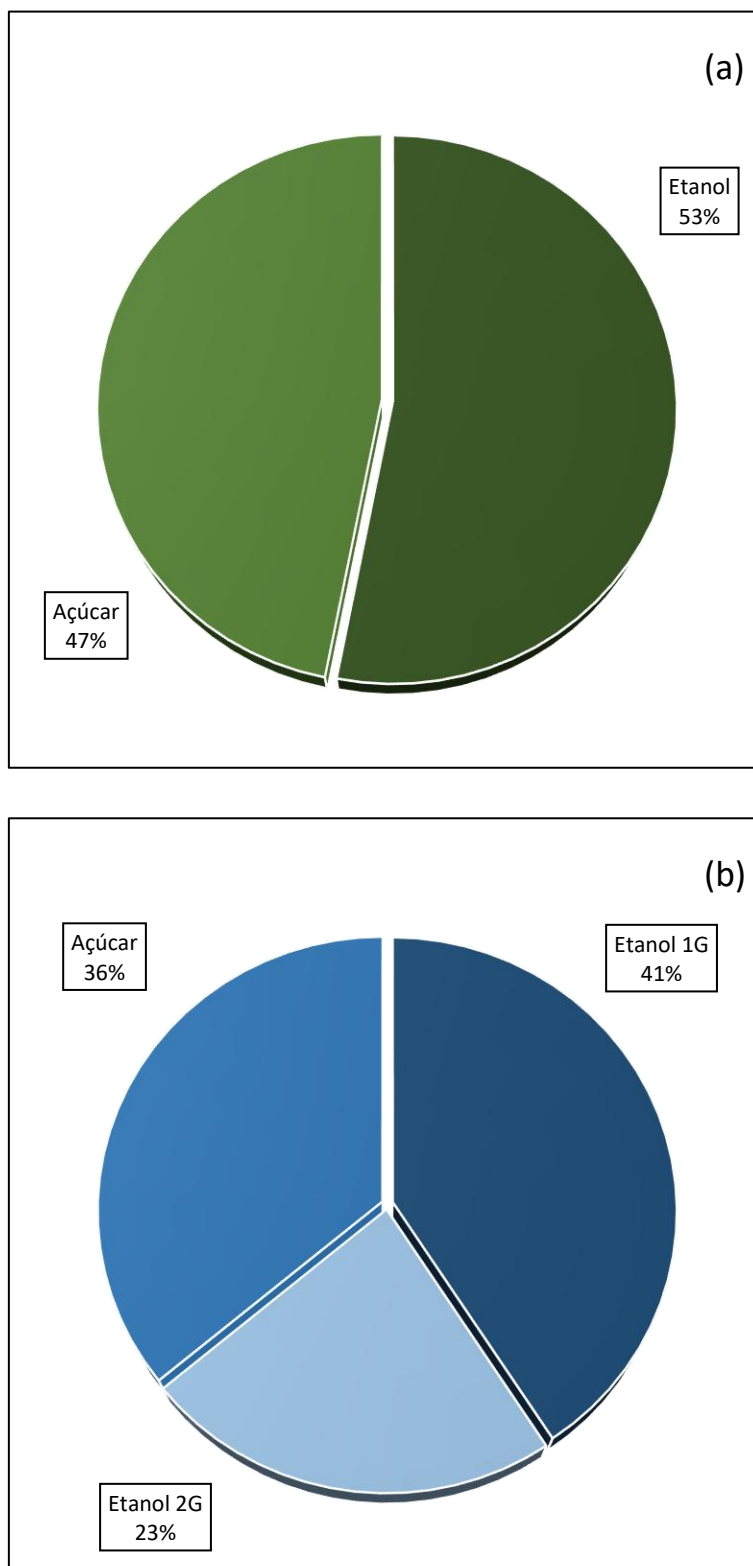
**Tabela 29:** Resultados obtidos a partir da simulação de toda a matéria-prima para produção de etanol.

<b>Resultados</b>	<b>1G</b>	<b>1G2G</b>	<b>Milho</b>
Entrada da matéria-prima na planta (t/h)	500	500	100
Processamento de matéria-prima (mil t/ano)	2004	2004	876
Dias de processamento no ano	167	167	360
Percentual do bagaço para produção de etanol 2G	0 %	50 %	0 %
Rendimento (L de etanol hidratado/t de matéria-prima)	90	109	391
Plantas adicionais necessárias			
Caso A	39	32	21
Caso B	98	81	52

**Fonte:** Autoria própria.

As Figuras 13 (a) e (b) indicam os percentuais de custo relacionados aos equipamentos utilizados relacionados aos produtos de cada indústria a partir da cana de açúcar. Nota-se que na configuração 1G os custos de equipamentos são semelhantes considerando aqueles que podem ser integrados aos dois processos (tratamento inicial e evaporação). Quando incluímos os equipamentos relacionados ao processo de segunda geração, o custo total não é superior aos demais dado que os últimos blocos de fermentação e destilação podem ser compartilhados. Quando se avalia a implementação do processo de segunda geração numa usina de primeira geração, o investimento necessário para instalação de usina com capacidade de processamento de 32 toneladas de bagaço seco por hora é de 45.900 mil dólares.

**Figura 13:** Custo f.o.b total por produto para a configuração 1G (a) e 1G2G (b).



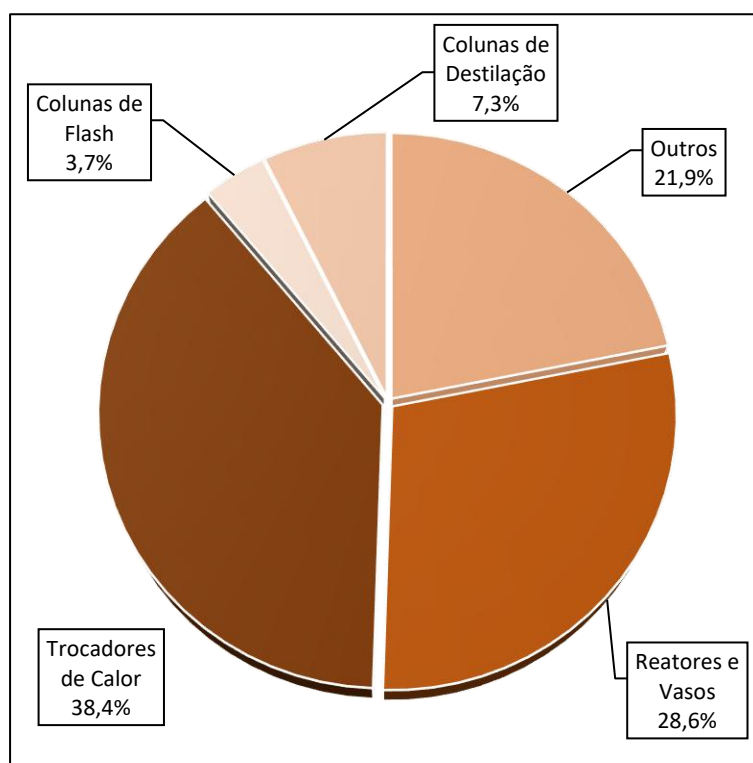
**Fonte:** Autoria própria.

Apesar de não ser o foco desse trabalho, é importante avaliar outros dois cenários de investimento:

- Uma usina que processa tanto a cana quanto o milho;
- Uma usina operando apenas com o etanol de segunda geração.

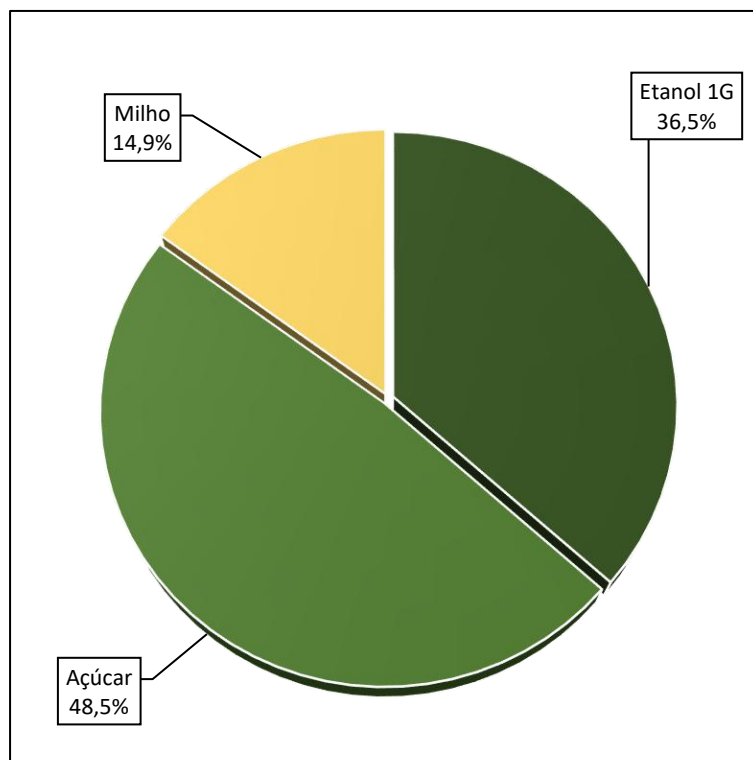
No caso da planta híbrida, operando ao longo de todo o ano tanto com a cana quanto com o milho, o investimento necessário para modificar uma planta já existente com produção de etanol de primeira geração está associado essencialmente à implementação do tratamento inicial do milho. Os equipamentos utilizados nas etapas de evaporação, fermentação e destilação são considerados comuns aos dois processos. Nesse cenário, o investimento total adicional necessário é estimado em US\$ 48.639 mil dólares para o processamento de 100 t/h de milho. Na Figura 14 está indicado o custo por equipamento de uma usina *flex*, e na Figura 15 o percentual sobre o custo f.o.b. total necessário para migrar uma usina 1G para uma usina *flex*.

**Figura 14:** Custo f.o.b. por equipamento em uma usina *flex*.



**Fonte:** Autoria própria.

**Figura 15:** Custo f.o.b. necessário para construção de uma usina *flex*, considerando como base uma usina 1G, com produção de etanol de cana e açúcar.



**Fonte:** Autoria própria.

Quando se considera uma usina que só utiliza a tecnologia do etanol de segunda geração, o investimento necessário para o processamento de 64 toneladas de bagaço seco por hora é estimado em US\$ 127.855 mil. A produção de etanol para este cenário seria de 13.248 litros. Essa tecnologia ainda enfrenta alguns gargalos como o processo de desconstrução da parede lignocelulósica: hoje nenhuma dos métodos é universalmente mais vantajoso do que o outro. Uma vantagem é que a matéria-prima, ao contrário da cana, pode ser estocada para produção no período de entressafra.

### 5.3. Custo de Operação

Os custos com a operação anual de cada um dos cenários 1G, 1G2G e Milho estão detalhados nas Tabelas 30, 31 e 32, respectivamente.

**Tabela 30:** Custos de operação da usina de etanol de primeira geração.

<b>CUSTOS DE PRODUÇÃO (US\$/ano) 1G</b>	
<b>Custos Diretos</b>	
Matéria-Prima	34.011.128
Tratamento de Efluentes	3.000.000
Utilidades	36.484
Operação	524.583
Supervisão	94.425
Manutenção	6.843.743
Almoxarifado	1.026.562
Laboratório	78.687
Patentes	4.549.038
<b>Custos Fixos</b>	
Impostos e taxas	3.649.996
Overhead	4.477.650
<b>Despesas Gerais</b>	
Administração	1.119.413
Venda	12.938.580
Pesquisa	5.881.173
<b>Total</b>	<b>78.231.462</b>

**Fonte:** Autoria própria.

**Tabela 31:** Custos de operação da usina de etanol de primeira e segunda geração.

<b>CUSTOS DE PRODUÇÃO (US\$/ano) 1G2G</b>	
<b>Custos Diretos</b>	
Matéria-Prima	36.908.578
Tratamento de Efluentes	3.000.000
Utilidades	9.861.830
Operação	524.583
Supervisão	94.425
Manutenção	8.426.282
Almoxarifado	1.263.942
Laboratório	78.687
Patentes	5.721.991
<b>Custos Fixos</b>	
Impostos e taxas	4.494.017
Overhead	5.427.174
<b>Despesas Gerais</b>	
Administração	1.356.793
Venda	16.920.689
Pesquisa	7.691.222
<b>Total</b>	<b>101.770.214</b>

**Fonte:** Autoria própria.



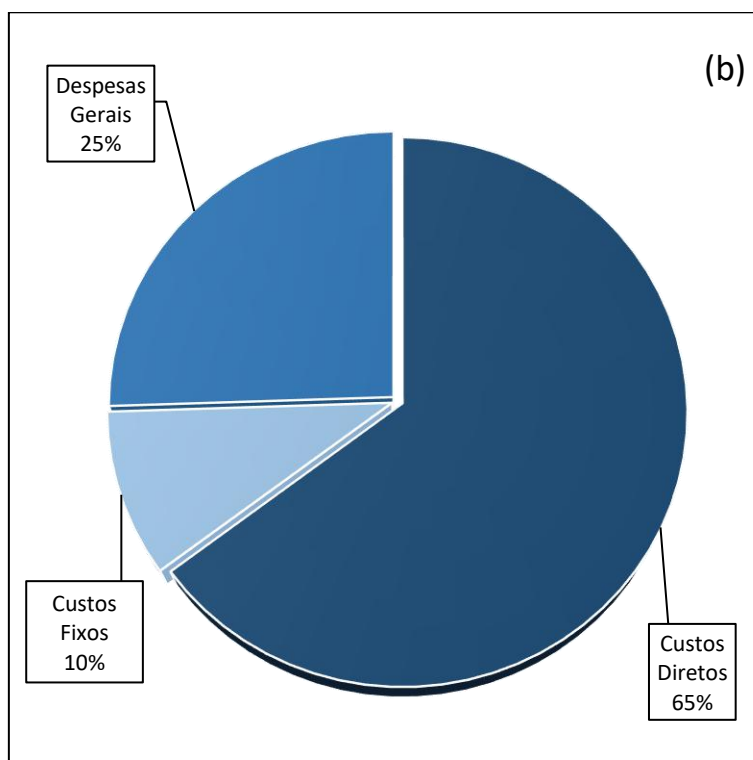
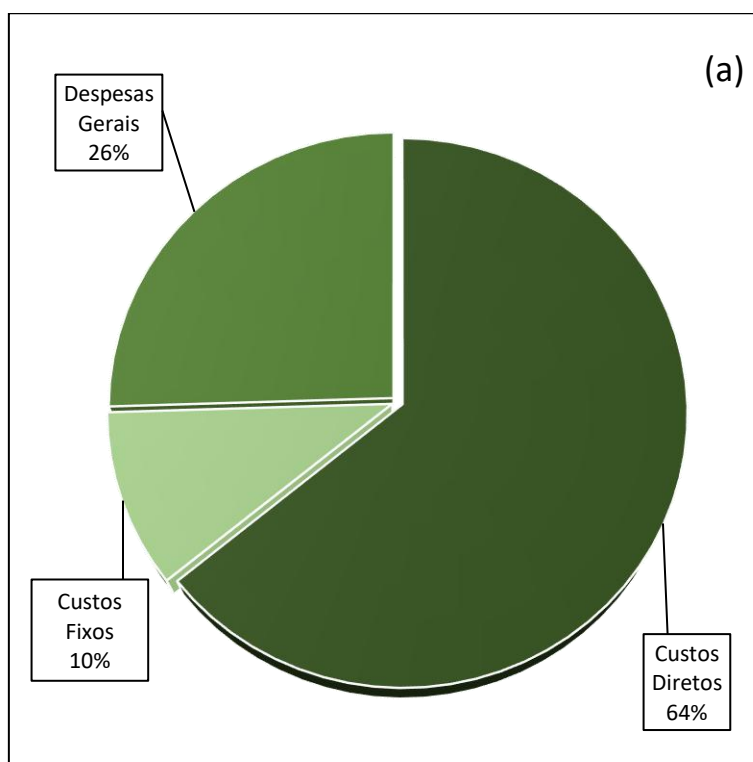
**Tabela 32:** Custos de operação da usina de etanol de milho.

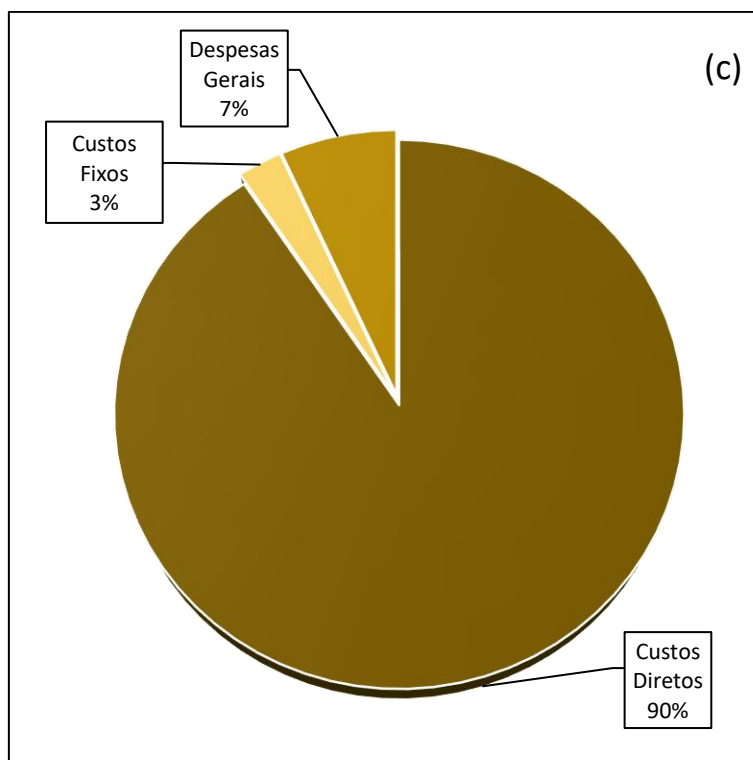
<b>CUSTOS DE PRODUÇÃO (US\$/ano)</b>	
<b>Custos Diretos</b>	
Matéria-Prima	168.960.234
Tratamento de Efluentes	3.000.000
Utilidades	10.579.079
Operação	1.038.879
Supervisão	186.998
Manutenção	4.365.687
Almoxarifado	654.853
Laboratório	155.832
Patentes	7.690.189
<b>Custos Fixos</b>	
Impostos e taxas	2.328.367
Overhead	3.354.939
<b>Despesas Gerais</b>	
Administração	838.735
Venda	9.611.735
Pesquisa	4.368.971
<b>Total</b>	<b>217.134.498</b>

**Fonte:** Aatoria própria.

Analisando os macro blocos que compõem os custos de operação das plantas, é possível afirmar que as plantas 1G e 1G2G possuem estruturas de custo muito similares, sendo as principais despesas relacionadas aos custos diretos de produção. Analisando o milho, percebe-se que os custos diretos também são os principais fatores considerados no custo, porém em um valor percentual bem superior comparado com os demais. As Figuras 16 (a), (b) e (c) a seguir demonstra essa divisão em gráficos de pizza.

**Figura 16:** Estrutura de custos (macro blocos) de produção das usinas 1G (a), 1G2G (b) e Milho (c).





**Fonte:** Autoria própria.

Avaliando a quebra dos custos diretos, o percentual relacionado a cada um dos subitens para cada usina está detalhado na Tabela 33.

**Tabela 33:** Percentual de participação de cada subitem dos custos diretos de produção.

	<b>Custos Diretos</b>		
	<b>1G</b>	<b>1G2G</b>	<b>Milho</b>
Matéria-Prima (após o preparo)	67,8 %	56,0 %	85,9 %
Tratamento de Efluentes	6,0 %	4,6 %	1,5 %
Utilidades	0,1 %	15,0 %	5,4 %
Operação	1,0 %	0,8 %	0,5 %
Supervisão	0,2 %	0,1 %	0,1 %
Manutenção	13,6 %	12,8 %	2,2 %
Almoxarifado	2,0 %	1,9 %	0,3 %
Laboratório	0,2 %	0,1 %	0,1 %
Patentes	9,1 %	8,7 %	3,9 %

**Fonte:** Autoria própria.

Nos três cenários, o principal contribuinte para os custos diretos é a matéria-prima. É importante observar também que, no cenário 1G2G, o valor percentual gasto

com utilidades aumenta quando comparado com o cenário 1G, uma vez que parte do bagaço deixa de ser direcionado para o processo de cogeração. Apesar de possuir um percentual intermediário, o valor absoluto gasto com utilidades na usina de milho é superior aos dos dois cenários que utilizam como matéria-prima a cana-de-açúcar.

Considerando o gasto com matéria-prima, a Tabela 34 indica o quanto é gasto em cada configuração com a matéria-prima principal, ou seja, a cana ou o milho. No caso das indústrias que utilizam a cana, a matéria-prima principal é responsável por pelo menos 80 % do valor total dessa despesa. No caso do milho o valor é bastante inferior, pois o processo de tratamento da matéria-prima utiliza componentes de alto valor agregado – as enzimas.

**Tabela 34:** Percentual do custo da matéria-prima principal no processo.

	<b>1G</b>	<b>1G2G</b>	<b>Milho</b>
Matéria-Prima (sem preparo)	88 %	81 %	44 %
Demais	12 %	19 %	56 %

**Fonte:** Autoria própria.

#### 5.4. Receitas

Em cada um dos cenários avaliados, a receita obtida não é restrita apenas à venda do biocombustível. Em cada um dos casos os subprodutos têm papel importante para a estrutura e manutenção das usinas. A Tabela 35 a seguir resume a contribuição gerada em cada configuração num ciclo de produção anual, em mil reais (1000 R\$).

**Tabela 35:** Contribuição obtida pelos subprodutos em cada um dos cenários.

<b>Produto e Subprodutos</b>	<b>1G</b>	<b>1G2G</b>	<b>Milho</b>
Açúcar	93.123	93.123	-
Farelo de Milho	-	-	228.748
Óleo de Milho	-	-	34.615

**Fonte:** Autoria própria.

No caso da planta de etanol oriunda da cana de açúcar, é possível obter a geração de energia a partir do bagaço. Na planta 1G todo o bagaço é destinado ao processo de cogeração enquanto na planta 1G2G essa matéria-prima é dividida para cada processo. A queima de 1 kg bagaço produz em média 18.500 kJ, sendo 49 % utilizado no consumo da planta 1G e a totalidade utilizado na planta 1G2G. No preço final da produção, a venda do saldo de energia da planta 1G tem um impacto de, no mínimo, 1,3% no preço final do produto.

## 5.5. Preço de Equilíbrio

O preço de equilíbrio para o etanol em cada um dos cenários está indicado na Tabela 36.

**Tabela 36:** Preço de equilíbrio para cada um dos cenários considerados.

<b>Preço de Equilíbrio</b>	
1G	R\$ 1,844
1G2G	R\$ 2,110
Milho	R\$ 1,753

**Fonte:** Autoria própria.

A sensibilidade de cada cenário para variações de preço da matéria-prima foi indicada na Tabela 37. O topo da tabela indica as variações dos fatores detalhados na primeira coluna, que foram -5 %, -1 %, +1 % e +5%. Nas linhas internas está indicado o impacto sobre o preço do etanol.

**Tabela 37:** Análise de sensibilidade do preço de equilíbrio.

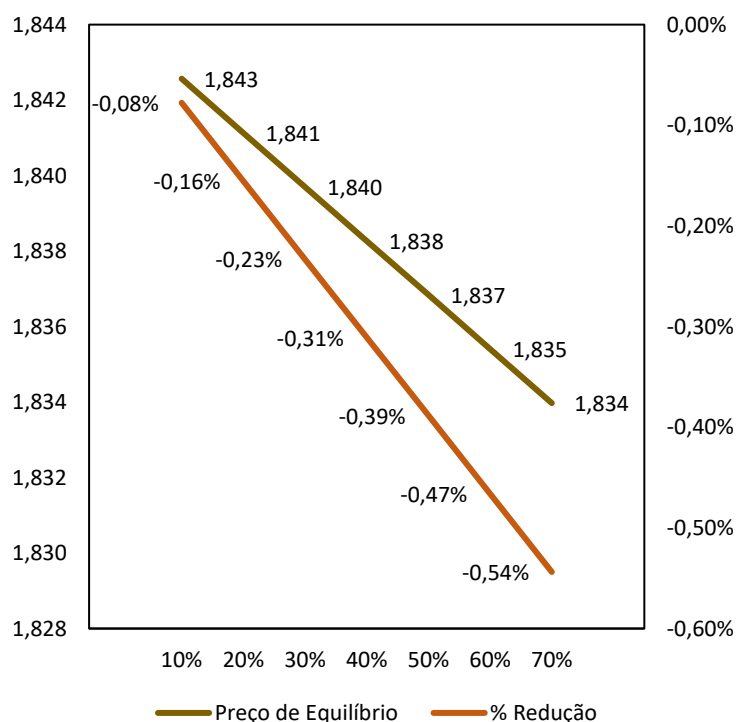
<b>Fator</b>	<b>Variação - 5 %</b>	<b>Variação - 1 %</b>	<b>Variação + 1 %</b>	<b>Variação + 5 %</b>
1G	- 2,83 %	- 0,57 %	+ 0,57 %	+ 2,83 %
1G2G	- 1,95 %	- 0,39 %	+ 0,39 %	+ 1,95 %
Milho	- 3,55 %	- 0,71 %	+ 0,71 %	+ 3,55 %

**Fonte:** Autoria própria.

É possível ver que a maior elasticidade no preço final do biocombustível é encontrada no cenário a partir do milho, indicando a importância dessa análise para garantir a viabilidade dos novos investimentos.

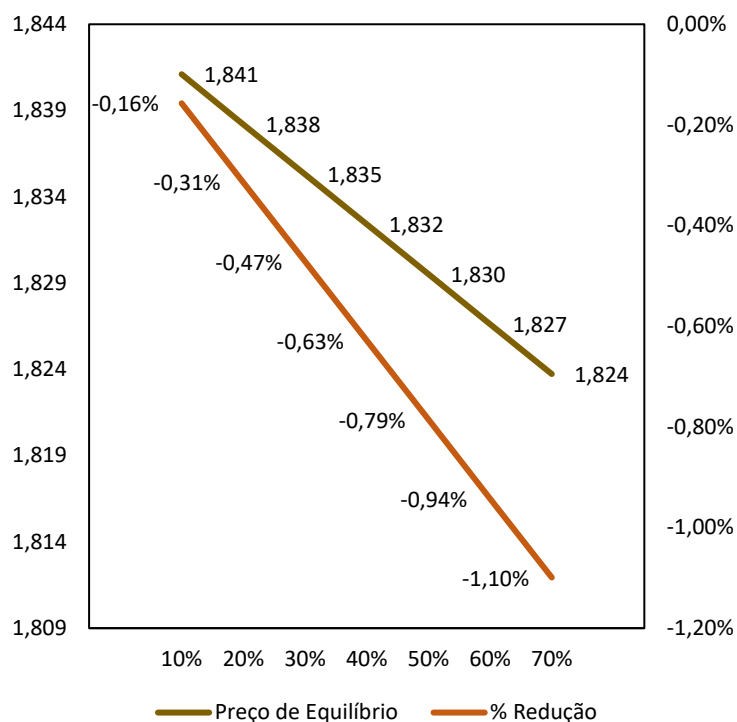
Cada planta de milho poderia ser construída no lugar de 3 plantas 1G ou no lugar de 2 plantas 1G2G, considerando as que produzem açúcar. Isso significaria uma economia da rede atual de US\$ 2,99 para cada 100 L de etanol produzido anualmente, totalizando uma economia de US\$ 9,87 x 10<sup>10</sup> para o país. Além disso, com base nos preços de equilíbrio calculados, uma produção feita 100 % a partir do milho teria o potencial de reduzir em 5 % o preço do etanol produzido 100 % a partir da cana na planta 1G. As Figuras 17 e 18, indicam a variação potencial média do preço do etanol de acordo com o percentual da produção da demanda adicional oriunda da indústria que utiliza milho. Para a demanda do caso A, 50 % da demanda por milho indica 11 unidades com processamento de 100/h de milho, com uma redução de 0,39 % no preço médio do biocombustível. Para a demanda do caso B, 50 % da demanda por milho indica 26 unidades com processamento de 100/h de milho, com uma redução de 0,79 % no preço médio do biocombustível.

**Figura 17:** Variação do preço de equilíbrio conforme a participação do milho na demanda adicional de etanol para a demanda do caso A.



Fonte: Autoria própria.

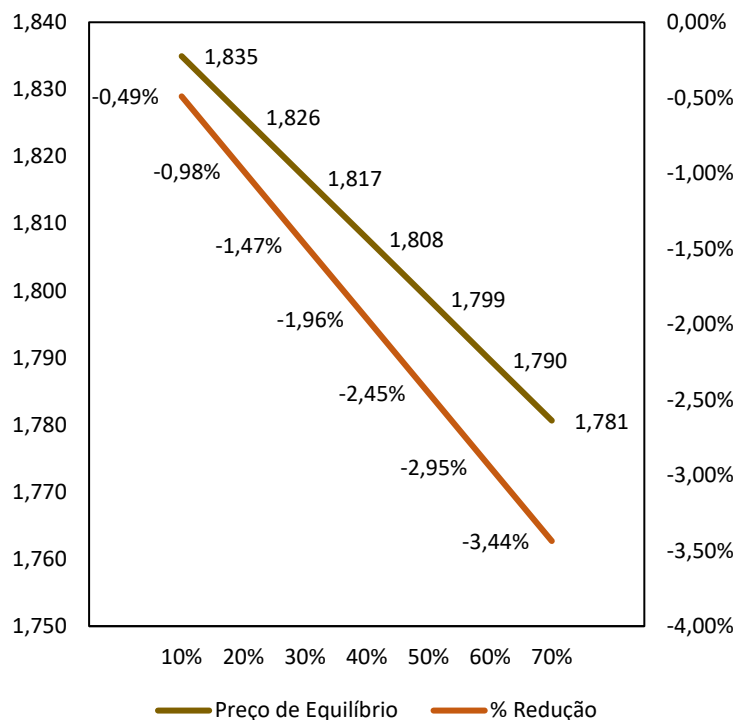
**Figura 18:** Variação do preço de equilíbrio conforme a participação do milho na demanda adicional de etanol para a demanda do caso B.



**Fonte:** Autoria própria.

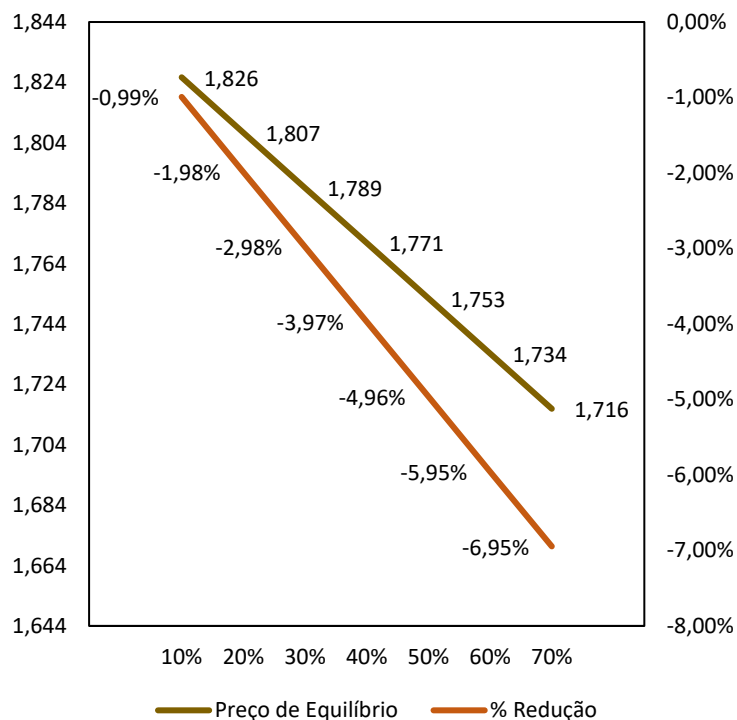
O preço do milho está passando por um período forte de alta. O valor da saca atualmente está cerca de 3,3 vezes maior que o valor médio do ano de 2019. Isso impacta o preço final do produto em 113% e torna inviável a produção a partir do milho. Considerando a média histórica do produto nos últimos 10 anos do produto, o preço médio da saca de 60 kg é de R\$ 17,73. Isso mostra que o preço do biocombustível tem potencial para chegar a R\$ 1,269 o litro. O impacto no preço médio total do produto, conforme cenários A e B estão indicados nas Figuras 19 e 20.

**Figura 19:** Variação do preço de equilíbrio conforme a participação do milho na demanda adicional de etanol para a demanda do caso A com o preço médio do milho nos últimos 10 anos.



Fonte: Autoria própria.

**Figura 20:** Variação do preço de equilíbrio conforme a participação do milho na demanda adicional de etanol para a demanda do caso B com o preço médio do milho nos últimos 10 anos.

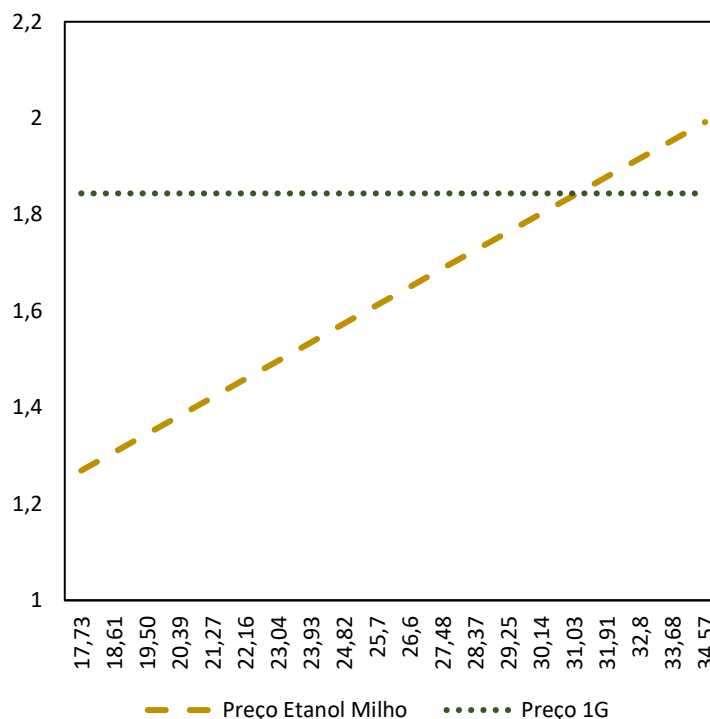


Fonte: Autoria própria.



O preço do milho para tornar viável a produção, considerando o preço de equilíbrio do etanol na configuração 1G, é de R\$ 31,03, conforme Figura 21.

**Figura 21:** Variação do preço do etanol de milho de acordo com a variação do preço da saca (60 kg).



**Fonte:** Autoria própria.

Conforme vimos anteriormente, avaliando a progressão no preço da cana conforme os últimos anos é válido considerar que em 2030 o preço da cana será em média R\$ 180 por tonelada. Dessa forma, os preços de equilíbrio para cada cenário está indicado na Tabela. Nesse cenário, o milho, considerando o custo médio histórico da saca de 60 kg ou o valor mais recente (2019), seria mais vantajoso para a produção de etanol do que a cana.

**Tabela 38:** Preço de equilíbrio para cada um dos cenários considerados.

<b>Preço de Equilíbrio</b>	
1G	R\$ 3,917
1G2G	R\$ 3,750
Milho (Média)	R\$ 1,750
Milho (2019)	R\$ 2,140

**Fonte:** Autoria própria.

## 6. Conclusão

Conforme demonstrado, a usina de produção de etanol a partir do milho é um caminho viável para suprir um aumento na demanda do biocombustível nos próximos anos desde que algumas premissas estejam garantidas, como o preço da matéria-prima e de eletricidade. O preço máximo para a saca do milho no cenário atual é de R\$ 30,14 para garantir a viabilidade do processo. Considerando que a nossa demanda atual continue sendo suprida pela cana-de-açúcar, ou seja, que as usinas já em operação não sejam descontinuadas ou revertidas completamente para a produção de açúcar, o impacto da utilização do milho pode chegar a - 1,10 % no preço atual do etanol se o preço da saca se mantiver no patamar considerado nesse estudo (R\$ 29,00 a saca).

O estudo considerou como base um preço médio da cana nos últimos 10 anos. Entretanto, a cana tem sofrido reajustes no valor de venda na média de 8 % ao ano. Se essa faixa se manter o custo da etanol a partir da cana em 2030 superará o custo do etanol a partir do milho em 200 % com base no valor definido para esse estudo (média histórica) e 20 % superior ao valor obtido considerando o valor final da saca em 2019, considerando uma análise mais conservadora. Apesar da maior elasticidade do preço do etanol do milho em relação a matéria-prima, impactos grandes no custo da cana acabam por tornar o processo inviável considerando que o valor de venda dos demais subprodutos não se altere. Nesse cenário, a possibilidade de modificar plantas já existentes para plantas *flex* poderia ser uma alternativa para garantir que as instalações continuem sendo utilizadas e o custo do biocombustível seja reduzido com o menor investimento associado. Essa redução pode chegar a ser 5 % no caso A e 10 % no caso B, para o caso de o milho suprir 70 % da demanda adicional com o valor da saca de 2019.

Como próximos passos, é indicado avaliar os melhores locais para instalação das novas usinas de milho no país, considerando os valores de frete praticados e distância necessárias para entrega da matéria-prima e distribuição do biocombustível e como esses fatores impactam nos preços médios locais. Ademais, é importante avaliar o quanto essa produção a partir do cereal irá impactar o preço médio da matéria-prima no país devido à redução do estoque anual e considerando a evolução da pandemia de COVID-19 no cenário mundial. Em relação ao custo da cana é necessário estudar quais os principais fatores atrelados ao aumento do preço de venda, como aumento do custo

com insumos, envelhecimento da colheita, e analisar possíveis estratégias para garantir que a matéria-prima continue viável ao país para o setor de combustíveis.

## 7. Bibliografia

ABA, M., MENEZES, B. C, LE ROUX, G. A. C. **Capacity planning of ethanol biorefineries in Brazil for its future fuel market equilibrium**. In: Congresso Brasileiro de Engenharia Química, 22., 2018, São Paulo. Blucher Chemical Engineering Proceedings. São Paulo: Editora Blucher, 2018. v. 1. p. 4079.

AEGRO. Disponível em: < <https://blog.aegro.com.br/preco-da-tonelada-de-cana-2019/>>. Acesso em 20 jan. 2020.

AGEITEC – AGÊNCIA EMBRAPA DE INFORMAÇÃO TECNOLÓGICA. Disponível em: <<http://www.agencia.cnptia.embrapa.br/>>. Acesso em 10 ago. 2019.

ALBARELLI, J. Q. **Produção de Açúcar e Etanol de Primeira e Segunda Geração: Simulação, Integração Energética e Análise Econômica**. 2013. 244 f. Tese (Doutorado) – Faculdade de Engenharia Química, Universidade Estadual de Campinas, Campinas.

ANDRADE JR, M. *et al.* **Exploring future scenarios of ethanol demand in Brazil and their land-use implications**. Elsevier. Disponível em 3 setembro de 2019. Acesso em: 01 out. 2019.

ANP – Agência Nacional do Petróleo, Gás Natural e Biocombustíveis. Dados estatísticos. Disponível em: <<http://www.anp.gov.br/dados-estatisticos>>. Acesso em 07 dez. 2019.

ANP – Agência Nacional do Petróleo, Gás Natural e Biocombustíveis. Dados do Sistema de Movimentação de Produtos. Acesso em 12 set. 2020.

AZEVEDO, R. **Análise econômica da produção de etanol pela integração do milho nas usinas flex e fuel no estado do Mato Grosso**. 2018. 21f. Trabalho de Conclusão de Curso – Universidade Federal do Paraná, Curitiba.

CANAL RURAL. **Estudo mostra viabilidade de produzir etanol de milho no Brasil.** Artigo, 12 fev. 2014. Disponível em: <<https://www.canalrural.com.br/noticias/estudo-mostra-viabilidade-produzir-etanol-milho-brasil-24608/?uol=1>>. Acesso em 14 dez. 2019.

CANAL RURAL. **Soja/milho: frete está até 31 % mais caro nas principais rotas do país.** Artigo, 23 jun. 2019. Disponível em: <<https://www.canalrural.com.br/sites-especiais/projeto-soja-brasil/soja-milho-frete-esta-ate-31-mais-carro-nas-principais-rotas-do-pais/>>. Acesso em 01 set 2020.

CANAL RURAL. **Volta das chuvas no Brasil faz cotação do milho cair em Chicago.** Artigo, 27 nov. 2019. Disponível em: <<https://canalrural.uol.com.br/radar/volta-das-chuvas-no-brasil-faz-cotacao-do-milho-cair-em-chicago/>>. Acesso em 27 nov. 2019.

CEPEA. Centro de estudos Avançados em Economia Aplicada – Informações históricas sobre o preço do milho. Disponível em: <<https://www.cepea.esalq.usp.br/br/consultas-ao-banco-de-dados-do-site.aspx>>. Acesso em: 1 de dez. 2019.

CGEE. **Bioetanol combustível: uma oportunidade para o Brasil.** Campinas. 2009

CONAB – COMPANHIA NACIONAL DE ABASTECIMENTO. **Perspectivas para a agropecuária – Volume 6 – Safra 2018/2019.** Brasília, 2018. Disponível em: <<https://www.conab.gov.br/perspectivas-para-a-agropecuaria>>. Acesso em 10 ago. 2019.

CONAB – COMPANHIA NACIONAL DE ABASTECIMENTO. **Acompanhamento da Safra Brasileira: Cana-de-açúcar – Safra 2018/2019.** Quarto Levantamento, abril de 2019. Brasília, 2019. Disponível em: <[https://www.conab.gov.br/info-agro/safras/cana/boletim-dasafra-de-cana-de-acucar/item/download/25631\\_78a68ec25e726ef2c565b0991a1e4a0d](https://www.conab.gov.br/info-agro/safras/cana/boletim-dasafra-de-cana-de-acucar/item/download/25631_78a68ec25e726ef2c565b0991a1e4a0d)>. Acesso em: 01 maio 2019>.

COSTA, A. **Otimização do mix de produção de uma biorrefinaria de cana-de-açúcar.** 2019. 80f. Trabalho de conclusão de curso – Escola de Química, Universidade Federal do Rio de Janeiro, Rio de Janeiro.

COULSON, J. M. RICHARDSON, J. F. **Chemical Engineering Design.** Vol. 6, 4ª Edição, Editora Butterworth Heinemann. EUA, 1996.

DIAS, M. **Simulação do processo de produção de etanol a partir do açúcar e do bagaço, visando a integração do processo e a maximização da produção de energia e excedentes do bagaço.** 2008. 282 f. Dissertação (Mestrado) – Faculdade de Engenharia Química, Universidade Estadual de Campinas, Campinas.

DUAILIBE, Allan Kardec (Org.). *Combustível no Brasil: Desafios e Perspectivas*. 1. ed. Synergia, 2012.

EPE – EMPRESA DE PESQUISA ENERGÉTICA. **Nota Técnica DEA 13/15 – Demanda de Energia 2050.** Disponível em: <<http://www.epe.gov.br/sites-pt/publicacoes-dados-abertos/publicacoes/PublicacoesArquivos/publicacao-227/topico-458/DEA%2013-15%20Demanda%20de%20Energia%202050.pdf>>. Acesso em: 06 nov. 2019.

EXAME. **A Raízen cansou de exportar etanol. Agora, ela quer viver de tecnologia.** Artigo, 14 ago. 2020. Disponível em: <<https://exame.com/esg/a-raizen-cansou-de-exportar-etanol-agora-ela-quer-viver-de-tecnologia/>>. Acesso em 12 set. 2020.

G1. **MT é responsável por 74,6% da produção de etanol de milho no país.** Artigo, 7 mai. 2019. Disponível em: <<https://g1.globo.com/mt/mato-grosso/noticia/2019/05/07/mt-e-responsavel-por-746percent-da-producao-de-etanol-de-milho-do-pais.ghtml>>. Acesso em 7 dez. 2019.

G1. **Veja como devem ficar as exportações de produtos agropecuários para União Europeia após acordo.** Artigo, 1 jun. 2019. Disponível em: <<https://g1.globo.com/economia/agronegocios/noticia/2019/07/01/veja-como-devem-ficar-as-exportacoes-de-carnes-acucar-e-etanol-para-uniao-europeia-apos-acordo.ghtml>>. Acesso em 17 ago. 2019.

G1. **Guerra comercial: Entenda as tensões entre China e EUA e as incertezas para a economia mundial.** Artigo, 16 ago. 2019. Disponível em: <<https://g1.globo.com/economia/noticia/2019/08/16/guerra-comercial-entenda-a-piora-das-tensoes-entre-china-e-eua-e-as-incertezas-para-a-economia-mundial.ghtml>>. Acesso em 15 nov. 2019.

G1. **Maior produtor de etanol de milho do país, MT deve ter 5 novas usinas até 2021.** Artigo, 17 out. 2019. Disponível em: <<https://g1.globo.com/mt/mato-grosso/maisagromt/noticia/2019/10/17/maior-produtor-de-etanol-de-milho-do-pais-mt-deve-ter-5-novas-usinas-ate-2021.ghtml>>. Acesso em 14 dez. 2019.

G1. **Milho brasileiro ganha força e ameaça domínio dos EUA em exportações.** Artigo, 14 nov. 2019. Disponível em:

<<https://g1.globo.com/economia/agronegocios/noticia/2019/11/14/milho-brasileiro-ganha-forca-e-ameaca-dominio-dos-eua-em-exportacoes.ghtml>>. Acesso em 22 jan. 2020.

**G1. A Guerra de preços entre Rússia e Arábia Saudita que derrubou o preço do petróleo.** Artigo, 9 mar. 2020. Disponível em: <<https://g1.globo.com/economia/noticia/2020/03/09/a-guerra-de-precos-entre-russia-e-arabia-saudita-que-derrubou-o-preco-do-petroleo.ghtml>>. Acesso em 15 set. 2020.

HUGOT, E. **Handbook of Cane Sugar Engineering**. 3ª edição. Elsevier Science, 1986.

JACQUES, K. A.; LYONS, T. P.; KELSALL, D. R. **The Alcohol Textbook**. Nottingham: Nottingham University Press, 2003.

JUNQUEIRA, T. L. **Simulação de colunas de destilação convencional, extrativa e azeotrópica no processo de produção de bioetanol através da modelagem de não equilíbrio e da modelagem de estágios de equilíbrio com eficiência**. Campinas. 2010.

KISTER, H. Z. **Distillation Design**. McGraw-Hill. EUA, 1992.

KWIATKOWSKI, J. R. et al. **Modeling the process and costs of fuel ethanol production by the corn dry-grind process**. Industrial Crops and Products, p. 288–296, 2006.

MANOCHIO, C. **Produção de bioetanol de cana-de-açúcar, milho e beterraba: uma comparação dos indicadores tecnológicos, ambientais e econômicos**. 2014. 35f. Trabalho de Conclusão de Curso – Universidade Federal de Alfenas, Poços de Calas.

MARABEZI, K. **Deslignificação de bagaço de cana-de-açúcar: reações, isolamento e utilização de ligninas**. 2014. 240 f. Tese (Doutorado) – Instituto de Química de São Carlos, Universidade de São Paulo, São Carlos.

MARQUES, D. **Avaliação Técnico-Econômica da Produção de Eteno via Etanol Obtido em uma Usina Flex de Cana-de-Açúcar e Milho**. 2019. 182 f. Trabalho de Conclusão de Curso – Escola de Química, Universidade Federal do Rio de Janeiro, Rio de Janeiro.

MIRANDA, F.; CAMELO, M.; LUCENA, S. **Simulação e estudo da integração de unidades produtoras de etanol**. Scientia Plena, Vol. 9, n° 5. 2013.

NOVA CANA. **Anidro ou hidratado: diferenças**. Artigo, 12 dez. 2012. Disponível em: <<https://www.novacana.com/etanol/anidro-hidratado-diferencas>>. Acesso em 14 dez. 2019.

NOVA CANA. **Histórico das exportações brasileiras de etanol**. Artigo, 16 out. 2013. Disponível em: <<https://www.novacana.com/estudos/historico-das-exportacoes-brasileiras-de-etanol-241013>>. Acesso em 12 ago. 2019.

NOVA CANA. **Etanol é mais caro no Brasil que nos EUA, mas produto nacional é mais competitivo**. Artigo, 13 dez. 2018. Disponível em: <<https://www.novacana.com/n/etanol/mercado/etanol-mais-caro-brasil-eua-produto-nacional-mais-competitivo-131218>>. Acesso em: 22 jan. 2020.

NOVA CANA. **Brasil comprou 25% do etanol exportado pelos Estados Unidos em 2018**. Artigo, 8 mar. 2019. Disponível em: <<https://www.novacana.com/n/etanol/mercado/importacao/brasil-garante-exportacoes-etanol-estados-unidos-2018-080319>>. Acesso em 12 ago. 2019.

NOVA CANA. **Déficit global de açúcar em 2019/20 deverá ser de 2,1 mi t, diz S&P Global Patts**. Artigo, 15 mai. 2019. Disponível em: <<https://www.novacana.com/n/acucar/mercado/deficit-global-acucar-2019-20-2-1-mi-t-s-p-global-platts-150519>>. Acesso em 01 set. 2019.

NOVA CANA. **Preços internacionais do açúcar não devem apresentar recuperação no curto prazo**. Artigo, 24 jun. 2019. Disponível em: <<https://www.novacana.com/n/acucar/mercado/precos-internacionais-acucar-nao-apresentar-recuperacao-curto-prazo-240619>>. Acesso em 12 ago. 2019.

NOVA CANA. **CNPE publica resolução que atualiza metas do RenovaBio até 2029**. Artigo, 10 jul. 2019. Disponível em: <<https://www.novacana.com/n/etanol/mercado/regulacao/cnpe-publica-resolucao-atualiza-metas-renovabio-2029-100719>>. Acesso em 12 ago. 2019.

NOVA CANA. **Com usina de etanol de milho já em operação, Cerradinho Bioenergia triplica lucro**. Artigo, 16 jul. 2020. Disponível em: <<https://www.novacana.com/n/industria/financeiro/usina-etanol-milho-operacao-cerradinho-bioenergia-triplica-lucro-160720>>. Acesso em 1 dez. 2020.

**NOVA CANA. Brasil considera zerar tarifa de importação do etanol dos Estados Unidos.** Artigo, 5 ago. 2019. Disponível em: <<https://www.novacana.com/n/etanol/mercado/importacao/brasil-considera-zerar-tarifa-importacao-etanol-estados-unidos-050819>>. Acesso em 13 ago. 2019.

**NOVA CANA. China se prepara para adotar mistura de 10% de etanol na gasolina.** Artigo, 7 ago. 2019. Disponível em: <<https://www.novacana.com/n/etanol/mercado/exportacao/china-prepara-adotar-mistura-10-etanol-gasolina-070819>>. Acesso em 12 ago. 2019.

**NOVA CANA. Meta para etanol da China traz incertezas e pode ser oportunidade para o Brasil.** Artigo, 22 ago. 2019. Disponível em: <<https://www.novacana.com/n/etanol/mercado/exportacao/meta-etanol-china-incertezas-pode-oportunidade-brasil-220819>>. Acesso em 08 dez. 2019.

**NOVA CANA. Segundo Unem, produção de etanol de milho pode chegar a 2,6 bilhões em 2020.** Artigo, 18 set. 2019. Disponível em: <<https://www.novacana.com/n/etanol/alternativas/segundo-unem-producao-etanol-milho-chegar-2-6-bilhoes-2020-180919>>. Acesso em 14 dez. 2019.

**NOVA CANA. China suspende plano para implementar mistura de etanol na gasolina, dizem fontes.** Artigo, 8 jan. 2020. Disponível em: <<https://www.novacana.com/n/etanol/mercado/exportacao/china-suspende-plano-para-implementar-mistura-etanol-gasolina-dizem-fontes-20200108>>. Acesso em 20 jan. 2020.

**NOVA CANA. Queda do petróleo é uma ameaça para a produção de etanol de milho no Brasil.** Artigo, 20 mar. 2020. Disponível em: <https://www.novacana.com/n/industria/usinas/queda-petroleo-ameaca-producao-etanol-milho-brasil-200320>. Acesso em 15 set. 2020.

**NOVA CANA. Platts analisa como a crise de covid-19 afetou mercados global e nacional de etanol.** Artigo, 12 mai. 2020. Disponível em: <<https://www.novacana.com/n/etanol/mercado/platts-analisa-crise-covid-19-afetou-mercados-global-nacional-etanol-120520>>. Acesso em 22 mai. 2020.

**NOVA CANA. Produção global de açúcar deve aumentar 13% em 2020/21, diz USDA.** Artigo, 22 mai. 2020. Disponível em: <<https://www.novacana.com/n/acucar/mercado/producao-global-acucar-aumentar-13-2020-21-usda-220520>>. Acesso em 24 mai. 2020.



**NOVA CANA. Levantamento inédito detalha produção de etanol celulósico de Raízen e GranBio.** Artigo, 27 ago. 2020. Disponível em: <<https://www.novacana.com/n/etanol/2-geracao-celulose/levantamento-inedito-detalhes-producao-etanol-celulosico-raizen-granbio-270820>>. Acesso em 12 set. 2020.

**NOVA CANA. Governo renova cota de importação de etanol livre de tarifas por três meses.** Artigo, 14 set. 2020. Disponível em: <<https://www.novacana.com/n/etanol/mercado/importacao/governo-renova-cota-importacao-etanol-livre-tarifas-tres-meses-140920>>. Acesso em 12 set. 2020.

**NOVA CANA. Preço do açúcar sobe quase 3 % na ICE por preocupação com Índia e Brasil.** Artigo, 23 set. 2020. Disponível em: <<https://www.novacana.com/n/acucar/mercado/preco-acucar-sobe-3-ice-preocupacao-india-brasil-230920>>. Acesso em 18 out. 2020.

**PALACIOS BERECHÉ, R. Modelagem e integração energética do processo de produção de etanol a partir da biomassa de cana-de-açúcar.** 2011. 262f. Tese (Doutorado em Engenharia Mecânica) – Universidade Estadual de Campinas – UNICAMP, Campinas, 2011.

**PERLINGEIRO, C. A. G. Biocombustíveis no Brasil: Fundamentos, Aplicações e Perspectivas.** Rio de Janeiro: Synergia Editora, 2014.

**QUENO, L. M. R. et al. Custo de produção das biomassas de eucalipto e capim-elefante para elefante.** *Cerne*, Lavras, v. 17, n. 3, p. 417-426, jul./set. 2011.

**REIN. Cane Sugar Engineering.** Berlin, 2007.

**ROBERT WALLACE, K. I. Feasibility Study for Co-Locating and Integrating Ethanol Production Plants from Corn Starch and Lignocellulosic Feedstocks.** Golden, Colorado. 2005.

**SACHS, R. Remuneração da tonelada de cana-de-açúcar no estado de São Paulo.** *Informações Econômicas*, SP, v.37, n.2, fev. 2007.

**SCHOEN, P. et al. Process Design and Economics for Biochemical Conversion of Lignocellulosic Biomass to Ethanol: Dilute-Acid Pretreatment and Enzymatic Hydrolysis of Corn Stover.** Seattle, Washington and Atlanta. 2011.

SCOT CONSULTORIA. Produção de etanol de milho e seus subprodutos na alimentação de bovinos. Artigo, 13 dez. 2018. Disponível em: <<https://www.scotconsultoria.com.br/noticias/artigos/49779/producao-de-etanol-de-milho-e-seus-subprodutos-na-alimentacao-de-bovinos>>. Acesso em 11 jun. 2020.

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.

SIAMIG – ASSOCIAÇÃO DAS INDÚSTRIAS SUCROENERGÉTICAS DE MINAS GERAIS. Artigo, 12 jan. 2018. Disponível em: <<http://www.siamig.com.br/noticias/milho-em-rotacao-com-cana-e-alternativa-para-producao-de-racao-e-areas-de-cana-de-ano>>. Acesso em 14 ago. 2019.

SILVA, P. **Fracionamento da biomassa lignocelulósica pelo processo organosolv**. 2017. 101 f. Dissertação (Mestrado) – Instituto de Química da Universidade de Brasília, Universidade de Brasília, Brasília.

STARZAK, M.; MATHLOUTHI, M. **Temperature dependence of water activity in aqueous solutions of sucrose**. Food Chemistry, p. 346-370, 2006.

TOMÉ, J. A. **Desenvolvimento do pré-tratamento por explosão com vapor da palha de cana-de-açúcar para produção de etanol de segunda geração via hidrólise enzimática**. 2014. Dissertação – Programa de Pós Graduação em Engenharia Química. Universidade Estadual de Campinas. Campinas, SP.

TONON FILHO, R. J. **Modelagem e simulação em plantas de etanol: uma abordagem técnico-econômica**. 2013. 94f. Dissertação – Programa de Pós-Graduação em Engenharia Química. Universidade Federal de São Carlos. São Carlos, SP.

TOWLER, G.; SINNOTT, R. **Chemical Engineering Design: Principles, Practice and Economics of Plant and Process Design**. Elsevier Inc., 2008.

TURTON, R.; BAILIE, R.; WITHING, W.; SHAEIWITZ, J. **Analysis, Synthesis and Design of Chemical Processes**. Prantice Hall, 2009.

UDOP – UNIÃO DOS PRODUTORES DE BIOENERGIA. **Etanol: volume importado cresce 106,24% em dezembro, mas recua 3,9% em 2018 ante 2017**.

Artigo, 8 jan. 2019. Disponível em: <<https://www.udop.com.br/index.php?item=noticias&cod=1174549>>. Acesso em 12 ago. 2019.

UDOP – UNIÃO DOS PRODUTOS DE BIOENERGIA. **Preço do etanol varia até 53,4% entre estados.** Artigo, 01 nov. 2019. Disponível em: <<https://www.udop.com.br/noticia/2019/11/01/preco-do-etanol-varia-ate-53-4-entre-estados.html>>. Acesso em: 2 dez. 2019.

UDOP – UNIÃO DOS PRODUTOS DE BIOENERGIA. **MT terá maior indústria de etanol do país.** Artigo, 14 out. 2020. Disponível em: <<https://www.udop.com.br/noticia/2020/10/14/mt-tera-maior-industria-de-etanol-de-milho-do-pais.html>>. Acesso em 1 dez. 2020.

UNICA – UNIÃO DA INDÚSTRIA DE CANA-DE-AÇÚCAR. **Relatório Final da Safra 2018/2019.** Região Centro-Sul. Brasília, 2019. Disponível em:<<http://www.unicadata.com.br/listagem.php?idMn=109>>Acesso em: 01 dez. 2019.

UNICA – UNIÃO DA INDÚSTRIA DE CANA-DE-AÇÚCAR. **Setor sucroenergético pede urgência ao governo para evitar colapso.** Artigo, 16 abr. 2020. Disponível em: <<https://unica.com.br/noticias/covid-19-setor-sucroenergetico-pede-urgencia-ao-governo-para-evitar-colapso/>>. Acesso em 15 out. 2020.

USINA MORENO. **Açúcar Cristal Branco.** Disponível em: <<http://www.usinamoreno.com.br/produtos/14/25/A%C3%A7%C3%BAcar>>. Acesso em 2 dez. 2019.

YOUNG, A. F. **Comparação da produção de biodiesel a partir do óleo de soja e de dendê com etanol via catálise homogênea alcalina.** 2015. 203f. Projeto Final de Curso – Escola de Química. Universidade Federal do Rio de Janeiro. Rio de Janeiro, RJ.

WOOLEY, R. J.; PUTSCHE, V. **Development of an ASPEN PLUS Physical Property Database for Biofuels Components.** Golden, Colorado. 1996.

## ANEXOS

### A.1. USINA DE ETANOL 1G

Esse trabalho baseou-se no estudo de Dias (2008), Albarelli (2013) e Marques (2019).

Para correta representação do processo, o primeiro ponto a ser analisado é o modelo termodinâmico adotado na simulação. Foi adotado o modelo UNIQUAC com as modificações dos parâmetros binários água-sacarose propostas por Starzac & Mathlouthi (2006), conforme indicado na Tabela A.1.1. Segundo Albarelli (2013), essa configuração é a que mais se aproxima dos valores obtidos empiricamente, em ampla faixa de temperatura.

**Tabela A.1.1:** Parâmetros do modelo UNIQUAC para a mistura água-sacarose.

<b>Starzac e Mathlouthi (2006)</b>			
Parâmetros moleculares de Van der Walls		Constantes de interação	
<b>rA</b>	0,92	<b>A i,j</b>	8,3359
<b>qA</b>	1,40	<b>A j,i</b>	-12,554
<b>rB</b>	14,55	<b>B i,j</b>	-227,3
<b>qB</b>	14,31	<b>B j,i</b>	224,72
		<b>C i,j</b>	-1,252
		<b>C j,i</b>	1,8257
A = água		<b>D i,j</b>	0,00050213
B = sacarose		<b>D j,i</b>	0,000441

**Fonte:** Albarelli (2013).

Para a fase vapor o modelo termodinâmico utilizado é o de Peng-Robinson com as modificações de Boston-Mathias. Parte das correntes estudadas nos processos são compostas por líquidos e sólidos. Para representar adequadamente estas correntes, foi especificada no simulador a classe de fluxo MIXCISLD, que representa a corrente composta por dois fluxos, um sólido e outro líquido (ALBARELLI, 2013). A subcorrente CISOLID é utilizada para componentes convencionais que aparecem na fase sólida, mas que não participam do equilíbrio de fases. Por outro lado, a subcorrente MIXED é utilizada para definir componentes convencionais que atingem o equilíbrio de fases (PALACIOS BERECHÉ, 2011).

Com relação aos componentes da simulação, grande parte destes fazem parte do banco de dados do *software*. Os componentes “celulose”, “hemicelulose”, “lignina” e “levedura” foram especificados no simulador segundo as propriedades termodinâmicas e físicas disponíveis em Wooley e Putsche (1996). Na Tabela A.1.2 estão listados todos os componentes adotados na simulação.

**Tabela A.1.2:** Componentes definidos na simulação da usina de etanol 1G.

Seção	Componente	Tipo (Grupo)	Molécula	Nome no simulador
Componentes da cana-de-açúcar	Celulose	Sólido (Fibra)	C <sub>6</sub> H <sub>10</sub> O <sub>5</sub>	-
	Hemicelulose	Sólido (Fibra)	C <sub>5</sub> H <sub>8</sub> O <sub>4</sub>	-
	Lignina	Sólido (Fibra)	C <sub>7,3</sub> H <sub>13,9</sub> O <sub>1,3</sub>	-
	Sílica	Sólido (Impurezas)	SiO <sub>2</sub>	SILICON-DIOXIDE
	Água	Convencional	H <sub>2</sub> O	WATER
	Glicose	Sólido (Açúcar)	C <sub>6</sub> H <sub>12</sub> O <sub>6</sub>	DEXTROSE
	Sacarose	Sólido (Açúcar)	C <sub>12</sub> H <sub>22</sub> O <sub>11</sub>	SUCROSE
	Óxido de Potássio	Sólido (Cinzas)	K <sub>2</sub> O	POTASSIUM-OXIDE
	Cloreto de Potássio	Sólido (Cinzas)	KCl	POTASSIUM-CHLORIDE
Gases de escape da caldeira	Dióxido de Carbono	Convencional	CO <sub>2</sub>	CARBON-DIOXIDE
	Monóxido de Carbono	Convencional	CO	CARBON-MONOXIDE
	Nitrogênio	Convencional	N <sub>2</sub>	NITROGEN
	Oxigênio	Convencional	O <sub>2</sub>	OXYGEN
	Hidrogênio	Convencional	H <sub>2</sub>	HYDROGEN
Reagentes/Produtos da etapa de tratamento químico	Ácido Fosfórico	Convencional	H <sub>3</sub> PO <sub>4</sub>	ORTHOPHOSPHORIC-ACID
	Hidróxido de Cálcio	Convencional	Ca(OH) <sub>2</sub>	CALCIUM-HYDROXIDE
	Fosfato de Cálcio	Sólido (Sais)	Ca <sub>3</sub> (PO <sub>4</sub> ) <sub>2</sub>	CALCIUM-PHOSPHATE
	Dióxido de Enxofre	Convencional	SO <sub>2</sub>	SULFUR-DIOXIDE
	Sulfato de Cálcio	Sólido (Sais)	CaSO <sub>4</sub>	CALCIUM-SULFATE
Reagentes/Produtos da fermentação	Amônia	Convencional	NH <sub>3</sub>	AMMONIA
	Ácido Sulfúrico	Convencional	H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	SULFURIC-ACID
	Glicerol	Convencional	C <sub>3</sub> H <sub>8</sub> O <sub>3</sub>	GLYCEROL
	Ácido Acético	Convencional	C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> O <sub>2</sub>	ACETIC-ACID
	Ácido Succínico	Convencional	C <sub>4</sub> H <sub>6</sub> O <sub>4</sub>	SUCCINIC-ACID
	Ácido Isoamílico	Convencional	C <sub>5</sub> H <sub>12</sub> O	3-METHYL-1-BUTANOL
	Levedura	Sólido (Célula)	CH <sub>1,8</sub> O <sub>0,9</sub> N <sub>0,145</sub>	-
	Etanol	Convencional	C <sub>2</sub> H <sub>5</sub> OH	ETHANOL
Destilação Extrativa	Etileno Glicol	Convencional	C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub>	ETHYLENE-GLYCOL

**Fonte:** Autoria própria.

A composição da correte de cana (C1), que se baseia no trabalho de Marques (2019), pode ser visualizada na Tabela A.1.3. Dentre os sais, os que existem em maior quantidade na cana-de-açúcar são os de potássio, representados pelo cloreto de potássio. Dos minerais, o que existe em maior quantidade é o óxido de potássio, presente na simulação. A terra é representada pela sílica.

**Tabela A.1.3:** Composição adotada para a cana-de-açúcar.

<b>Fração Sólida</b>	<b>Composição Mássica (% m/m)</b>
Celulose	40,96
Hemicelulose	24,17
Lignina	21,96
Sílica	8,77
Cloreto de Potássio	2,76
Óxido de Potássio	1,38
<b>Fração Dissolvida</b>	<b>Composição mássica (% m/m)</b>
Água	83,10
Sacarose	16,21
Glicose	0,69

**Fonte:** MARQUES (2019).

Para facilitar o entendimento dos processos, os mesmos foram divididos em blocos.

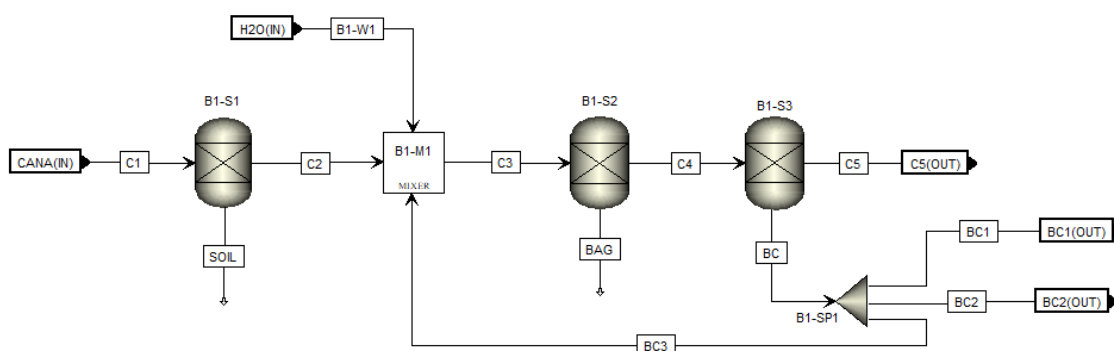
- **B1 – BLOCO 1** – Limpeza da cana, extração e tratamento físico do caldo.
- **B2 – BLOCO 2** – Tratamento químico do caldo (açúcar).
- **B3 – BLOCO 3** – Evaporação do caldo (açúcar).
- **B4 – BLOCO 4** – Cristalização do açúcar.
- **B5 – BLOCO 5** – Secagem do açúcar.
- **B6 – BLOCO 6** – Tratamento químico do caldo (etanol).
- **B7 – BLOCO 7** – Evaporação do caldo (etanol).
- **B8 – BLOCO 8** – Fermentação (etanol).
- **B9 – BLOCO 9** – Destilação (etanol).

Para realizar a simulação, considerou-se a capacidade de processamento de 500 t cana/h (500 000 kg/h), sendo essa a capacidade média das usinas instaladas no estado de

São Paulo (ALBARELLI, 2013). Dessa capacidade, 85,52 % corresponde à fração dissolvida (MARQUES, 2019).

### A.1.1. BLOCO 1 - Limpeza, extração e tratamento físico do caldo

A Figura A.1.1 abaixo representa a simulação para as etapas iniciais de tratamento da cana.



**Figura A.1.1:** Simulação das etapas de limpeza da cana, extração e tratamento físico do caldo.

**Fonte:** Autoria própria.

A etapa inicial de limpeza tem por objetivo a remoção dos contaminantes oriundos do processo de colheita da cana. A operação é representada pelo separador B1-S1. Foi considerado o processo de limpeza a seco, em que 60 % da sílica foi removida e houve perda de 0,5 % dos demais componentes. A entrada da cana é representada pela corrente C1 e a fração separada, pela corrente SOIL.

A fração restante (C2) seguiu para a etapa de extração, representada pelo separador B1-S2, cujo objetivo é separar o caldo (C4) do bagaço (BAG). O processo é realizado com adição de água de embebição (B1-W1) a 50 °C, sendo sua vazão 28 % da vazão de cana da entrada da simulação (C1). A eficiência do processo foi especificada em 97 % para os açúcares (sacarose e dextrose) e a umidade do bagaço em 50 %. Além disso, o bloco realiza a separação das fibras (celulose, hemicelulose e lignina) de forma a gerar o bagaço enviado para as etapas de cogeração e os processos de segunda geração do etanol. Foi considerado que os demais sólidos continuaram na corrente do caldo.



Algumas das especificações desse bloco foram controladas pela ferramenta *Design Spec* e as mesmas estão descritas na Tabela A.1.4. A ferramenta *Design Spec* é uma ferramenta de ajuste capaz de atingir de forma iterativa uma determinada especificação de processo ao manipular uma variável de abertura (MARQUES, 2019).

**Tabela A.1.4:** *Design Specs* criados na etapa de extração do caldo.

<b>Design Spec</b>	<b>Descrição</b>
DS-B1-1	$B1-W1 = 0,28 * C1$
DS-B1-2	Umidade do bagaço = 50 %

**Fonte:** Autoria própria.

O DS-B1-1 manipulou a corrente de água de entrada, e o DS-B1-2, a fração de água separada no separador B1-S2.

O caldo extraído (C4) passa por peneiras para separação do bagacilho (BC). Esse processo é representado pelo separador B1-S3. Foi especificado que 82,1 % dos sólidos restantes seguiu para a corrente do bagacilho e houve separação de 2,1 % dos demais componentes. O bagacilho se divide em três correntes, uma parte sendo recirculada para o processo de extração (98 %) e as outras duas destinadas ao filtro para tratamento do lodo na etapa de tratamento químico do caldo (uma no processo do açúcar e a outra, etanol). A porcentagem recirculada é definida de forma a gerar 260 kg de bagaço por tonelada de cana, resultado próximo aos dados obtidos por Marques (2019).

A corrente de caldo C5 é aquecida a 70 °C, condição favorável para a próxima etapa, e é dividida em duas – sendo 70 % destinado para produção de etanol (corrente C7) e o restante para produção de açúcar (corrente A1). Esse número condiz com os dados fornecidos pela UNICA no relatório final da safra 2018/2019, onde 64,8 % da cana-de-açúcar processada nas usinas do Centro-Sul do país foram destinadas ao etanol.

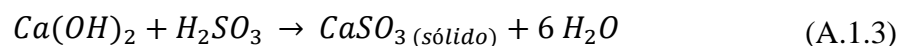
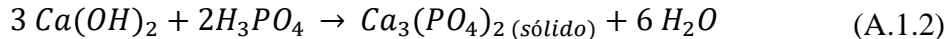
### A.1.2. BLOCO 2 - Tratamento químico do caldo (Açúcar)

O caldo da corrente A1 é enviado para a etapa de tratamento químico para produção de açúcar. O objetivo dessa etapa é a clarificação do caldo por meio da remoção de componentes solúveis e insolúveis.

Inicialmente realiza-se a sulfitação do caldo, de forma a reduzir a quantidade de impurezas que conferem coloração indesejada ao açúcar. Isso ocorre pela adição de uma corrente de ar com 14 % de SO<sub>2</sub> (HUGOT, 1986). A quantidade de enxofre consumido depende do processo de clarificação adotado, da especificação da cor do açúcar e da acidez final, variando normalmente entre 250 – 500 mg por kg de cana (REIN, 2007). A vazão adotada foi de 375 mg / kg de cana de acordo com o trabalho de Albarelli (2013). O dióxido de enxofre será absorvido pela água, formando ácido sulfuroso, segundo a Equação A.1.1.

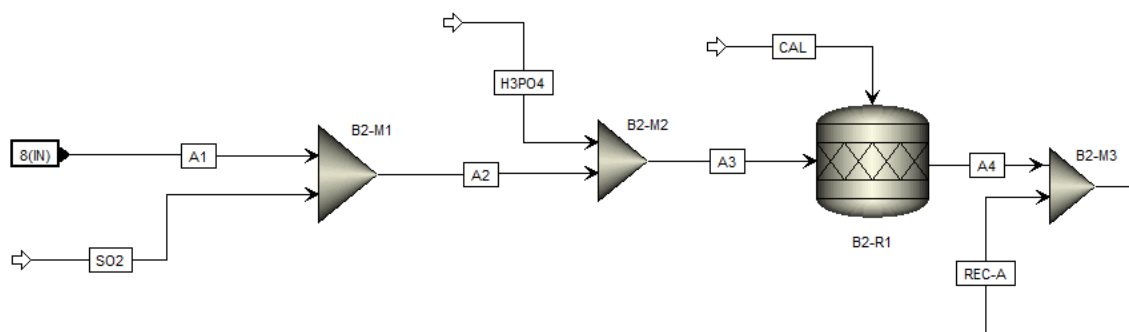


Após essa etapa, ocorre a adição de ácido fosfórico (H<sub>3</sub>PO<sub>4</sub>) a 85 % em massa, de forma que a concentração final no caldo seja de 0,03 % (m/m). O caldo fosfatado (A3) é aquecido até 70 °C e enviado a um reator estequiométrico (B2-R1). O reator recebe também uma corrente de hidróxido de cálcio (CAL). Essa corrente é uma solução aquosa com concentração de 5,9 % (m/m). A vazão de hidróxido de cálcio é definida para que as Equações A.1.2 e A.1.3 ocorram em proporção estequiométrica.



Essa etapa inicial está ilustrada na Figura A.1.2.

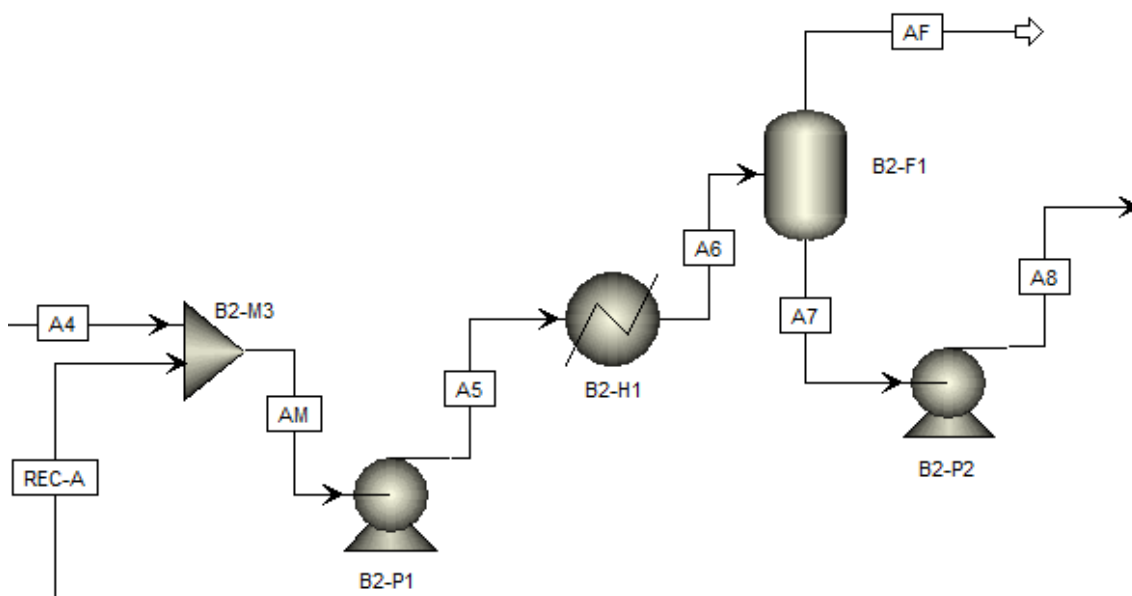
**Figura A.1.2:** Simulação da etapa inicial do tratamento químico do caldo.



Fonte: Autoria própria.

A corrente efluente do reator (A4) é misturada à corrente de reciclo do processo de formação da torta (REC-A), pressurizada a 2,5 bar (A5) e aquecida a 105 °C (A6). O caldo passa então por um separador *flash* com pressão a 1 bar, onde parte da água é separada (AF). O caldo é então pressurizado a 1,5 bar (A8) e enviado para um decantador. Na Figura A.1.3 estão representados os processos descritos.

**Figura A.1.3:** Simulação do tratamento químico do caldo.

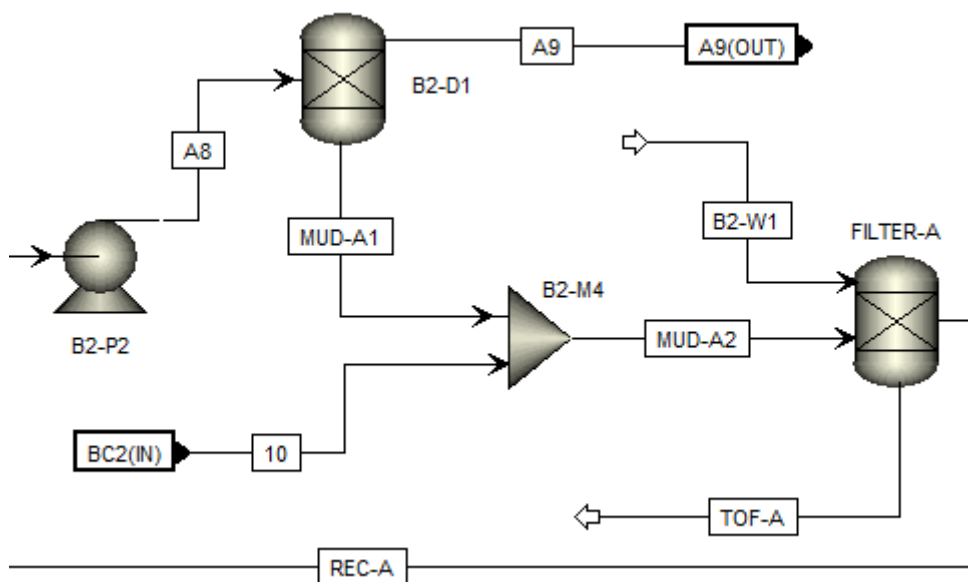


**Fonte:** Autoria própria.

A fração sólida (MUD-A1) é decantada no separador B2-D1, representado como um separador. O equipamento foi especificado de forma que todos os sólidos foram decantados nessa etapa e que 17 % do caldo é arrastado com o material decantado. O caldo clarificado (A9) segue para a etapa de evaporação. O material decantado, chamado de lodo, passa por filtros rotativos para recuperar o caldo ainda presente. Para auxiliar nessa etapa, foi utilizada água de lavagem a 50 °C (B2-W1). A água é adicionada na proporção de 70 kg de água por tonelada de cana que entra no processo de filtração. O bagacilho é adicionado ao processo de forma a aumentar a retenção de sólidos. O filtro rotativo foi simulado como um separador e especificado de forma que 100 % dos sólidos são recuperados na torta de filtro (TOF-A) a ser descartada. O teor de

água na torta foi especificado em 70 %, e o teor de sacarose em 1,6 %. Foi considerado que 100 % da glicose é reciclada na corrente REC-A. A Figura A.1.4 ilustra os processos descritos.

**Figura A.1.4:** Simulação da etapa final do tratamento químico do caldo.



Fonte: Autoria própria.

Na Tabela A.1.5 estão descritos os *Design Specs* criados nesse bloco e as variáveis manipuladas em cada um.

**Tabela A.1.5:** *Design Specs* criados no Bloco 2.

Design Spec	Descrição	Variável manipulada
DS-B2-1	H3PO4 igual a 0,03 % em massa na corrente C6.	Vazão de H3PO4 entrando no Bloco 2.
DS-B2-2	375 mg enxofre / kg de cana	Vazão de SO2 entrando no Bloco 2.
DS-B2-3	Vazão de Ca(OH) <sub>2</sub> para reação estequiométrica no B2-R1.	Vazão de Ca(OH) <sub>2</sub> entrando no reator B2-R1.
DS-B2-4	$B2-W1 = (0,07) * (MUD-2)$	Vazão de água entrando no FILTER-A.
DS-B2-5	Teor de H2O na TOF-A igual a 70 %.	Fração de água separada no FILTER-A.
DS-B2-6	Teor de sacarose na TOF-A igual a 1,6 %.	Fração de sacarose separada no FILTER-A.

. Fonte: Autoria própria.

### A.1.3. BLOCO 3 - Evaporação do caldo (açúcar)

A unidade de evaporação tem como objetivo a evaporação do caldo até um teor de 65 °Brix pela utilização de um evaporador de múltiplo efeito com cinco estágios. O simulador Aspen Plus® não possui um modelo de evaporador de múltiplo efeito de forma que essa etapa foi representada por uma sequência de blocos formados por um trocador de calor, um tanque *flash* e uma válvula. Cada conjunto destes blocos representa um estágio do evaporador.

Inicialmente o caldo clarificado é levado à pressão de 1,69 bar pela bomba B3-P1 e parcialmente vaporizado a 115 °C pelo trocador de calor B3-H1. Em seguida, é enviado a um tanque *flash* adiabático para separar o vapor formado (VA1) do caldo concentrado (A12). O caldo concentrado passa então pela válvula B3-V1 sofrendo expansão adiabática, indo à pressão de 1,31 bar. Parte do vapor formado nesse efeito é utilizado para realizar o aquecimento do segundo efeito. O vapor gerado no segundo efeito serve para aquecimento do terceiro efeito e assim por diante, até o quinto efeito. Todos os trocadores intermediários foram definidos de modo que a fração condensada do vapor no estágio fosse de 100 %.

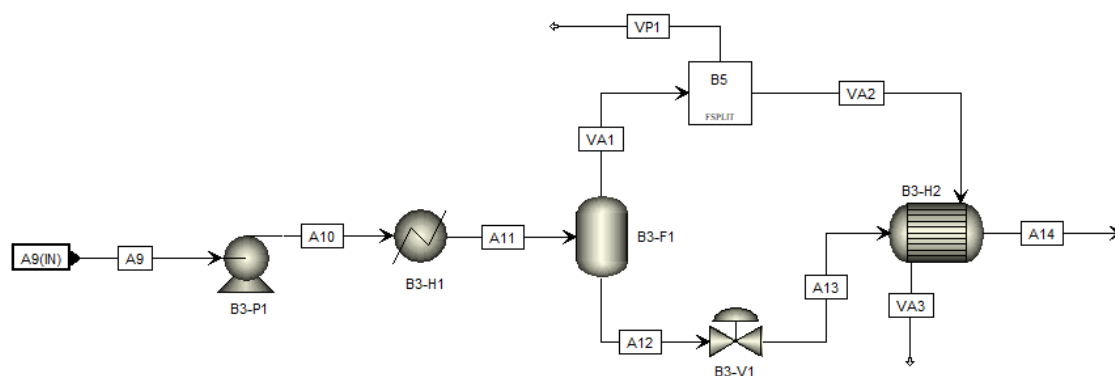
O processo opera com a diminuição da pressão para que seja possível produzir a diferença de temperatura entre os efeitos. A Tabela A.1.6 indica as pressões utilizadas.

**Tabela A.1.6:** Pressões de operação na etapa de concentração do caldo.

Efeito	Pressão de operação
1°	1,69 bar
2°	1,31 bar
3°	0,93 bar
4°	0,54 bar
5°	0,16 bar

Na Figura A.1.5 é mostrado o esquema do primeiro efeito do processo a título de exemplo.

**Figura A.1.5:** Simulação do 1º efeito do processo de concentração do caldo.



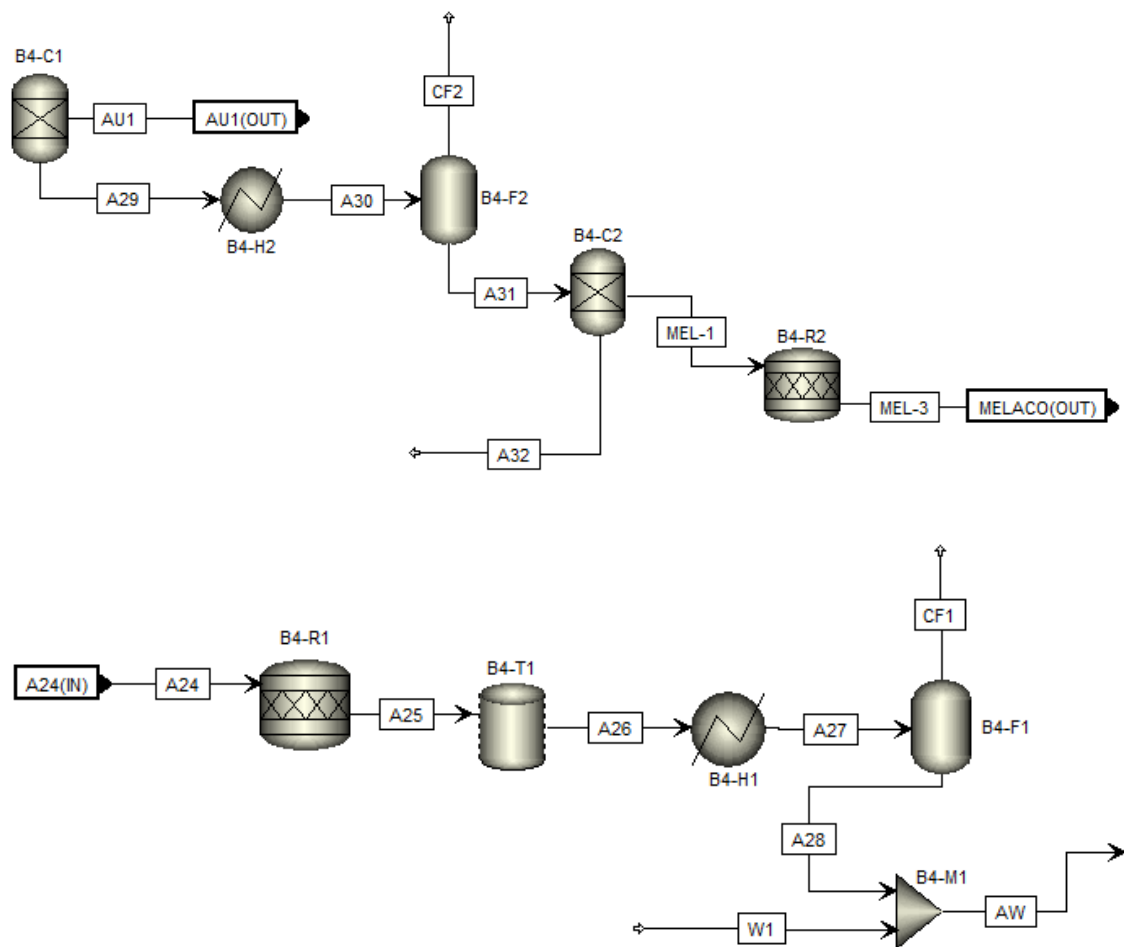
**Fonte:** Autoria própria.

O *Design Spec* DS-B3-1 foi criado para controlar a quantidade vaporizada no primeiro trocador (B3-H1) de forma a garantir que a corrente do quinto estágio esteja a 65 °Brix.

#### A.1.4. BLOCO 4 – Cristalização do açúcar

Nesta unidade, o caldo concentrado (65 °Brix) passa por etapas de cozimento e cristalização para produção de cristais de açúcar com elevados níveis de pureza. O fluxograma dessa etapa pode ser visto na Figura A.1.6.

**Figura A.1.6:** Simulação da etapa de cristalização do açúcar.



**Fonte:** Autoria própria.

O caldo concentrado passa por um reator estequiométrico para que a sacarose e a glicose passem da fase diluída para a fase sólida, de modo a simular a formação dos cristais de açúcar. Este bloco não existe na realidade, sendo apenas um artifício numérico de simulação (MARQUES, 2019). Após esse bloco, o caldo é enviado ao primeiro cozedor, que é simulado utilizando três equipamentos: um tanque de mistura (B4-T1), um trocador de calor (B4-H1) e um tanque *flash* adiabático (B4-F1). A quantidade de corrente vaporizada no trocador B4-H1 é controlada pelo *Design Spec* DS-B4-1, de forma que a corrente A28 tenha uma concentração de açúcares (glicose e sacarose) de 94 % em massa.

A corrente segue para a centrífuga, representada pelo separador B2-C4, sendo alimentada junto a uma corrente de água adicionada na proporção de 0,415 kg por tonelada de cana processada. O separador é controlado pelos *Design Specs* BS-B4-2 e BS-B4-3 para que a corrente AU-1 contenha 99,9 % em massa de açúcares, sendo 99,7 % em massa de pureza, ou seja, 99,7 % de sacarose. Essa corrente é chamada de “açúcar úmido” e segue para as etapas de secagem e estocagem.

A corrente A29 segue para o segundo cozedor, composto pelo trocador de calor B4-H2 e o tanque *flash* adiabático B4-F2. A quantidade vaporizada no trocador é controlada pelo *Design Spec* DS-B4-4 de forma que a corrente A31 tenha 93 % em massa de açúcares. A corrente A31 é alimentada na segunda centrífuga, representada pelo separador B4-C2, que gera uma corrente de melão (MEL-1) com 78 % em massa de açúcares e uma corrente de recirculação, A32, com 99,9 °Brix e 84 % de pureza. A Tabela A.1.7 resume todos os *Design Specs* do Bloco 4 e as variáveis manipuladas.

**Tabela A.1.7:** *Design Specs* criados no Bloco 4.

<b>Design Spec</b>	<b>Descrição</b>	<b>Variável manipulada</b>
DS-B4-1	Corrente A28 com 94 °Brix.	Fração vaporizada B4-H1.
DS-B4-2	Corrente AU1 com 2 % em peso de glicose.	Fração de glicose separada no B4-C1.
DS-B4-3	Corrente AU1 com 1 % em peso de água.	Fração de água separada no B4-C1.
DS-B4-4	Corrente A31 com 93 °Brix.	Fração vaporizada B4-H2.
DS-B4-5	Corrente A32 com 1 % em peso de água.	Fração de água separada no B4-C2.
DS-B4-6	Corrente A32 com 15,9 % em peso de glicose.	Fração de glicose separada no B4-C2.
DS-B4-7	Corrente MEL-1 com 78 °Brix.	Fração de sacarose separada no B4-C2.
DS-B4-8	$W1 = 0,000415*(A28)$	Vazão de água entrando no processo.

**Fonte:** Autoria própria.

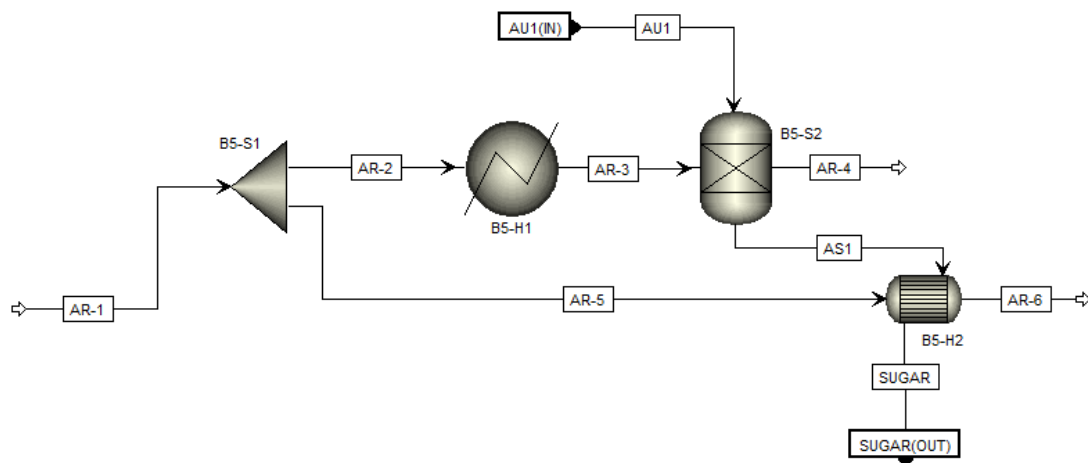
Todos os cozedores e as centrífugas operam a temperatura e pressão constantes, respectivamente 55 °C e 0,16 bar (ALBARELLI, 2013).



### A.1.5. BLOCO 5 – Secagem (açúcar)

Nessa etapa, parte de uma corrente de ar é aquecida até 100 °C e entra em contato com o açúcar úmido oriundo do processo de cristalização, de forma que a umidade na corrente de açúcar é reduzida a 0,01 % em massa. No simulador, tal etapa é representada pelo separador B5-S2, como indicado na Figura A.1.7. A corrente de açúcar sai do separador e troca calor com ar a temperatura ambiente em contracorrente para nivelar a temperatura da corrente na faixa de 35-40 °C. O *Design Spec* DS-B5-1 controla a temperatura da corrente AS1 (80 °C) manipulando a vazão de ar que entra no sistema (AR-1). O *Design Spec* DS-B5-2 controla a umidade da corrente AR-4 manipulando a fração de água separada no separador B5-S2.

**Figura A.1.7:** Simulação da etapa de secagem do açúcar.



**Fonte:** Autoria própria.

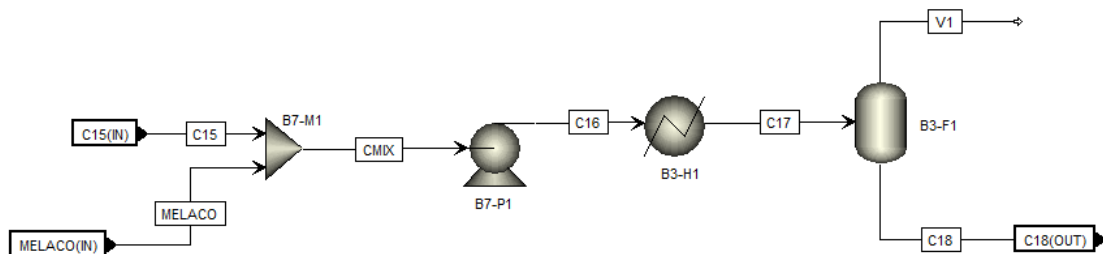
### A.1.6. BLOCO 6 - Tratamento químico do caldo (etanol)

O tratamento químico para produção de etanol segue as mesmas etapas do tratamento químico para produção de açúcar, exceto pela etapa de sulfitação. Todas as demais possuem os mesmos parâmetros e ocorrem na mesma sequência.

### A.1.7. BLOCO 7 - Evaporação do caldo (etanol)

A evaporação do caldo para produção do etanol tem por objetivo a obtenção de um caldo com 20 °Brix. Na simulação esse processo foi representado pela mistura de uma corrente oriunda do tratamento químico sem sulfitação e uma corrente oriunda do processo de cristalização, denominada melaço. Para ajuste final da quantidade de açúcares da corrente foi simulado um evaporador de um efeito, operando a 1,69 bar. A Figura A.1.8 ilustra essa etapa.

**Figura A.1.8:** Simulação da etapa de evaporação do caldo para produção do etanol.



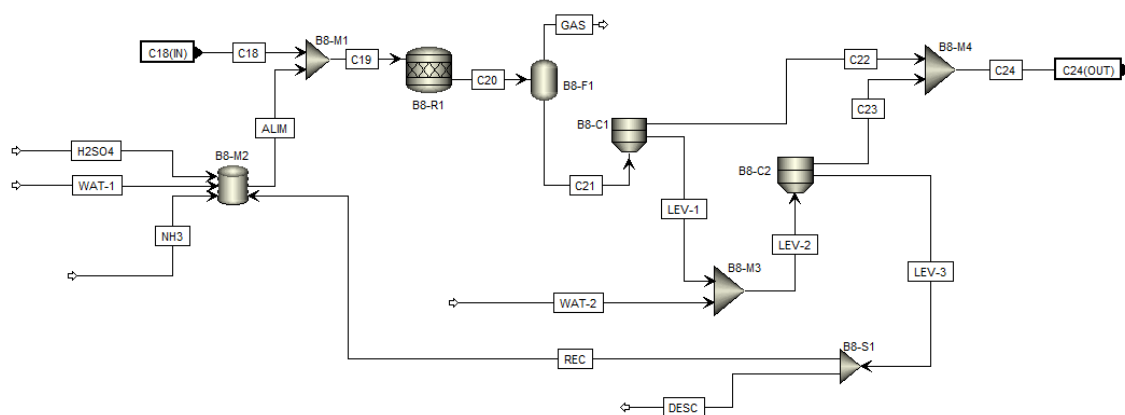
**Fonte:** Autoria própria.

O *Design Spec* DS-B7-1 foi criado para controlar a quantidade da corrente C16 vaporizada no trocador B3-H1 de forma a se obter um caldo na corrente C18 com o grau Brix desejado.

### A.1.8. BLOCO 8 – Fermentação

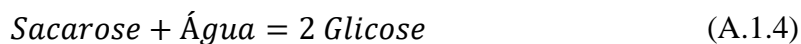
A corrente C18, com 20 °Brix, é enviada para a etapa fermentativa. A Figura A.1.9 ilustra o processo no simulador.

**Figura A.1.9:** Simulação da etapa de fermentação do etanol de cana.



**Fonte:** Autoria própria.

A corrente C18 é enviada para o reator estequiométrico B8-R1, operando em batelada alimentada a 32 °C e 5 bar. A primeira reação nesse reator é a conversão da sacarose em frutose e glicose. Por serem isômeros e apresentarem semelhanças em suas propriedades, a frutose foi simulada como uma molécula de glicose, conforme a Equação A.1.4.



As demais reações foram especificadas em função da conversão de glicose, exceto pela reação de crescimento da levedura, que foi especificada em função da conversão de amônia. Todas as informações necessárias para simulação do fermentador são encontradas na Tabela A.1.8.

**Tabela A.1.8:** Reações do processo fermentativo do etanol de cana.

Reação	Conversão (%)
Produção de Etanol	89,0
$C_6H_{12}O_6 \rightarrow 2 C_2H_5OH + 2 CO_2$ (A.1.5)	(Glicose)
Produção de ácido succínico	0,29
$C_6H_{12}O_6 + 2 H_2O \rightarrow C_4H_6O_4 + 2 CO_2 + 5 H_2$ (A.1.6)	(Glicose)
Produção de ácido acético	1,15
$C_6H_{12}O_6 + 2 H_2O \rightarrow 2 C_2H_4O_2 + 2 CO_2 + 4 H_2$ (A.1.7)	(Glicose)
Produção de álcool isoamílico	0,031
$C_6H_{12}O_6 \rightarrow 0,795 C_5H_{12}O + 2,025 CO_2 + 1,155 H_2O + 0,075 H_2$ (A.1.8)	(Glicose)
Produção de Glicerol	2,58
$C_6H_{12}O_6 + 2 H_2 \rightarrow 2 C_3H_8O_3$ (A.1.9)	(Glicose)
Crescimento de Levedura	100
$0,1485 C_6H_{12}O_6 + 0,145 NH_3 + 0,1087 CO_2 \rightarrow CH_{1,8}O_{0,9}N_{0,145} + 0,2087 H_2O$ (A.1.10)	(NH <sub>3</sub> )

A corrente que deixa o reator passa por um tanque *flash*, à mesma temperatura e pressão, com o objetivo de separar as frações líquida (mosto fermentado) e gasosa (principalmente CO<sub>2</sub>).

A corrente de mosto segue para uma sequência de duas centrífugas, com o objetivo de separar a levedura presente. A primeira centrífuga (B8-C1) foi especificada de modo que a corrente de sólidos (LEV-2) obtivesse total recuperação da levedura, e a mesma estivesse presente correspondendo a 35 % do volume. Como as densidades das correntes estão sempre próximas a 1, o controle desse percentual foi feito pela massa utilizando o *Design Spec* DS-B8-2.

A corrente de sólidos é encaminhada para a segunda centrífuga (B8-C2), com o objetivo de aumentar a recuperação de etanol no processo. Para isso, água é incluída no processo com vazão igual à da corrente com levedura que entra no Bloco 8. A separação foi especificada de modo que a corrente de sólidos (LEV-3) obtivesse total recuperação da levedura, e que a mesma estivesse presente correspondendo a 50 % do volume.

O caldo fermentado obtido em ambas as etapas de centrifugação é enviado para a unidade de destilação. A corrente resultante do processo, rica em leveduras, LEV-3, é separada em duas: 20 % é enviado para descarte e o restante segue para tratamento no tanque de mistura B8-M2.

O tratamento consiste na adição de: ácido sulfúrico (H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>) na proporção de 5g por tonelada de cana destinada à produção de etanol; amônia (NH<sub>3</sub>), representando os compostos nitrogenados importantes para o crescimento da levedura; e água. A quantidade de amônia foi controlada pelo *Design Spec* DS-B8-1 de modo a promover a conversão de 1,29 % de toda a glicose presente no reator B8-R1, e a quantidade de água foi controlada pelo *Design Spec* DS-B8-6 de forma que a corrente que deixa o tanque de mistura (ALIM) tenha um teor mássico de levedura em torno de 30 %.

A Tabela A.1.9 resume todos os *Design Specs* criados nesse bloco e as variáveis manipuladas.

**Tabela A.1.9:** *Design Specs* criados no Bloco 8.

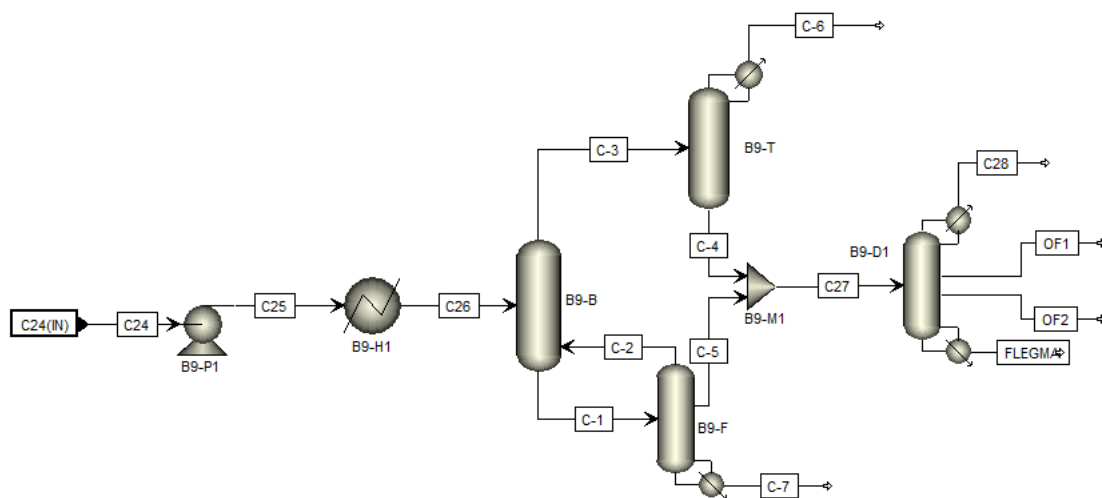
<b>Design Spec</b>	<b>Descrição</b>	<b>Variável manipulada</b>
DS-B8-1	NH <sub>3</sub> para conversão de 1,29 % da glicose no reator B8-R1.	Vazão de amônia adicionado ao B8-M2.
DS-B8-2	Corrente LEV-1 com 35 % em massa de levedura.	Fração de líquido separado na B8-C1.
DS-B8-3	Corrente LEV-3 com 55 % em massa de levedura.	Fração de líquido separado na B8-C2.
DS-B8-4	Vazão WAT-2 = Vazão LEV-1	Vazão de água adicionada à B8-C2.
DS-B8-5	5 g de ácido por tonelada de cana.	Vazão de ácido adicionada ao B8-M2.
DS-B8-6	Corrente ALIM com 30 % em massa de levedura.	Vazão de água adicionada à B8-C2.

**Fonte:** Autoria própria.

### A.1.9. BLOCO 9 – Destilação

A Figura A.1.10 ilustra a etapa inicial do processo, em que estão representadas duas colunas de destilação convencional, sendo a primeira simulada por 3 colunas *RadFrac* (B9-B, B9-T e B9-T) e a segunda por uma única coluna *RadFrac* (B9-D1), responsável pela produção de etanol hidratado. Para fins de informação, o *RadFrac* é um modelo rigoroso de simulação para operações multiestágio que envolvem fracionamento líquido-vapor.

**Figura A.1.10:** Simulação das duas primeiras colunas do processo de destilação de etanol 1G.



**Fonte:** Autoria própria.

Inicialmente, a corrente de entrada (C24) é levemente pressurizada (3 bar) e aquecida até 91 °C. Essa corrente alimenta o primeiro prato teórico da coluna B9-B. As especificações das 3 colunas estão resumidas na Tabela A.1.10.

**Tabela A.1.10:** Especificações das colunas RadFrac da primeira torre de destilação da usina de etanol de cana.

<b>Coluna B9-T</b>	
Número de estágios	6
Corrente de alimentação	
Refluxo	1
C-3	6
Pressão no topo (kPa)	133,8
Queda de pressão da coluna (kPa)	2,5
Razão de refluxo	4,7
<b>Coluna B9-B</b>	
Número de estágios	8
Corrente de alimentação	
C26	1
C-2	8
Pressão no topo (kPa)	136,3
Queda de pressão na coluna (kPa)	3
<b>Coluna B9-F</b>	
Número de estágios	19
Corrente de alimentação	1
Retirada da Flegma	2
Vazão de retirada (kg/h)	30.000
Pressão no topo (kPa)	139,3
Queda de pressão da coluna (kPa)	13,2
Vazão do produto de fundo (kg/hr)	12.000

**Fonte:** Adaptado de Junqueira (2010).

O etanol é recuperado principalmente nas correntes de flegma obtidas nas colunas B9-T (C-4) e B9-F (C-5). Essas correntes são misturadas, originando uma corrente (C27) com cerca de 55 % em massa de etanol que é enviada para a segunda torre de destilação convencional (B9-D1). As especificações da coluna estão resumidas na Tabela A.1.11. As duas retiradas laterais da coluna (OF1 e OF2) possuem como objetivo a recuperação do álcool isoamílico, que é produzido durante a etapa de fermentação. A corrente de topo (C28) é álcool hidratado (92,6 % m/m).

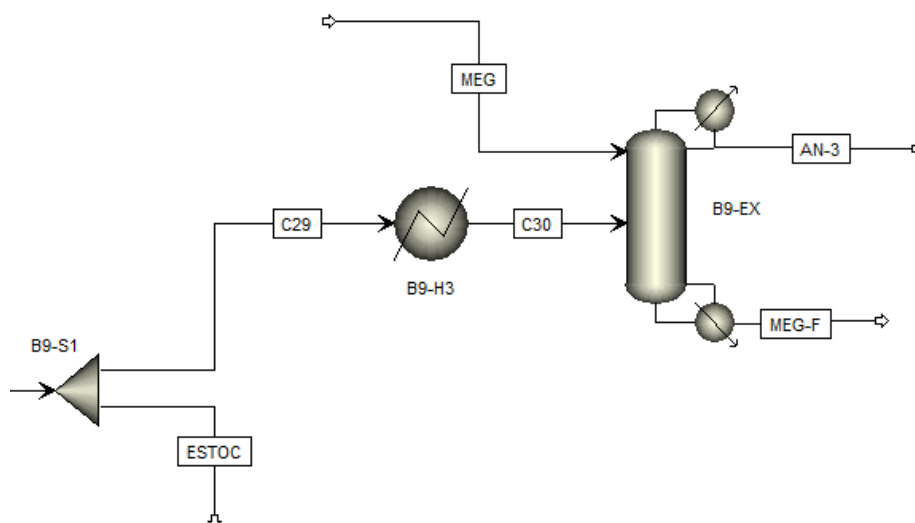
**Tabela A.1.11:** Especificações da segunda coluna de destilação convencional de etanol 1G.

<b>Coluna B9-D1</b>	
Número de estágios	46
Corrente de alimentação	
FLEG-L	22
FLEG-V	22
Retiradas laterais	
OF1	21
OF2	45
Vazões laterais	
OF1 (kg/h)	500
OF2 (kg/h)	300
Pressão no topo (kPa)	116
Queda de pressão na coluna (kPa)	25,7

**Fonte:** Adaptado de Junqueira (2010).

A corrente de etanol hidratada é dividida em duas, sendo 60 % dela (C29) encaminhada para a unidade de desidratação de forma a produzir o etanol anidro, e o restante enviado para estocagem. A desidratação ocorre por destilação extrativa utilizando o solvente monoetilenoglicol (MEG) e na simulação ela é representada por duas colunas *RadFrac*, conforme a Figura A.1.11.

**Figura A.1.11:** Simulação da etapa de desidratação do etanol 1G.



**Fonte:** Autoria própria.



Inicialmente a corrente de etanol hidratado é pré-aquecida até que sua temperatura final seja 140 °C. Após, ela é enviada para a coluna de destilação, onde também se adiciona o monoetileno glicol. As especificações da coluna se encontram na Tabela A.1.12.

**Tabela A.1.12:** Especificações da coluna de destilação extrativa do etanol 1G.

<b>Coluna B9-EX</b>	
Número de estágios	32
Corrente de alimentação	
MEG	1
C30	24
Pressão no topo (kPa)	103,15
Queda de pressão na coluna (kPa)	5
Razão de Refluxo (Topo)	1,05

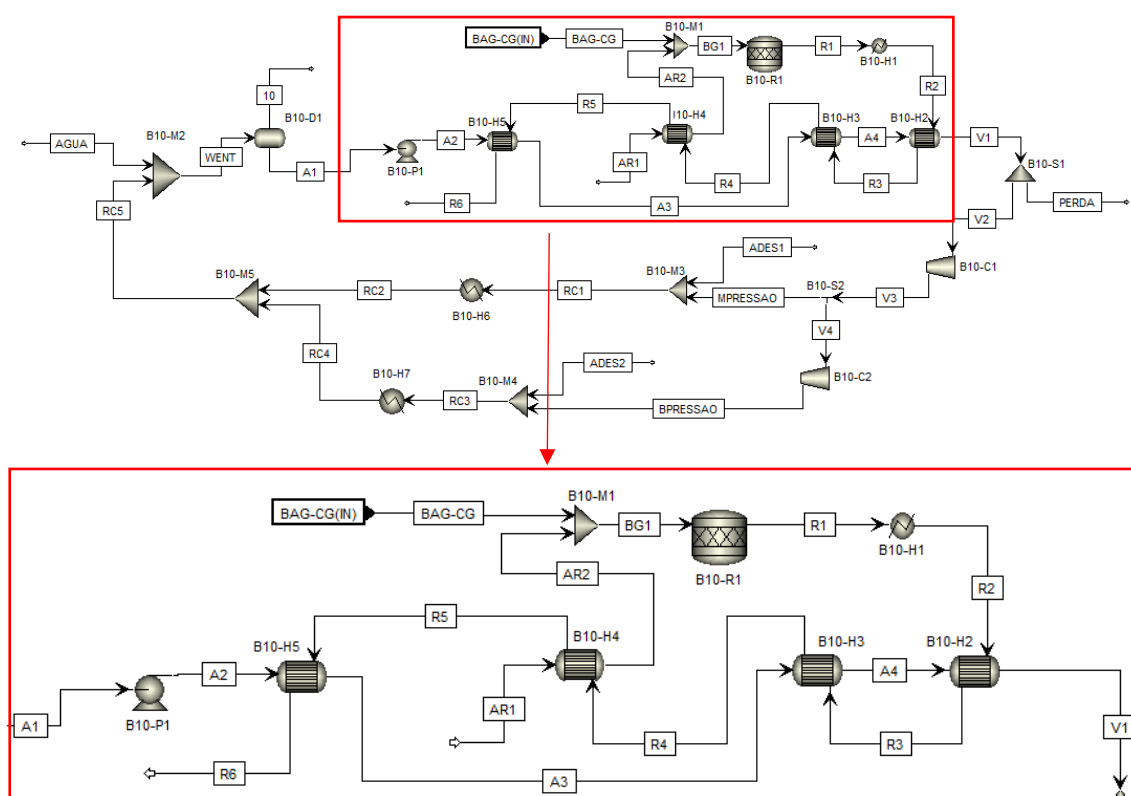
**Fonte:** Adaptado de Junqueira (2010).

O produto de topo (AN-3) é o etanol anidro, 99,7 % (m/m), que é comercializado misturado à gasolina com intuito de melhorar o rendimento e diminuir os índices de poluição. A corrente de fundo (MEG-F), contendo em sua maioria monoetileno glicol e água, é concentrada e reciclada no processo.

#### A.1.10. BLOCO 10 – Cogeração

A unidade de cogeração é responsável pela produção de energia a partir da combustão do bagaço oriundo da limpeza da cana. Inicialmente o bagaço, com 50 % de umidade, é misturado com ar pré-aquecido e enviado para a caldeira. Esse equipamento é composto por zonas de radiação e convecção. Nas zonas de radiação, o aquecimento se dá por meio das altas temperaturas ocasionadas pela combustão do bagaço. Em seguida, os gases de combustão trocam calor em contracorrente com água/vapor na zona de convecção. Por ser um equipamento complexo, ele é representado por um reator e um conjunto de trocadores de calor. A Figura A.1.12 ilustra a simulação completa da etapa de cogeração, com destaque para o conjunto de blocos que constituem a caldeira.

**Figura A.1.12:** Simulação da etapa de cogeração de energia.



**Fonte:** Autoria própria.

A corrente de bagaço (BAG-CG) é misturada com a corrente de ar aquecido com 30 % de excesso (AR2) e enviada para o reator estequiométrico adiabático (B10-R1), que opera a 1,5 bar. A vazão de ar foi ajustada pelo *Design Spec* DS-B10-1. A Tabela A.1.13 a seguir indica as reações de combustão consideradas e os dados de conversão assumidos.

**Tabela A.1.13:** Reações de combustão do bagaço.

Reação	Conversão (%)
Combustão da celulose $C_6H_{10}O_5 + 6 O_2 \rightarrow 5 H_2O + 6 CO_2$ (A.1.10)	98,0 (Celulose)
Combustão da hemicelulose $C_5H_8O_4 + 5 O_2 \rightarrow 4 H_2O + 5 CO_2$ (A.1.11)	98,0 (Hemicelulose)
Combustão da lignina $C_8H_8O_3 + 8,5 O_2 \rightarrow 4 H_2O + 8 CO_2$ (A.1.12)	98,0 (Lignina)
Combustão da sacarose $C_{12}H_{22}O_{11} + 12 O_2 \rightarrow 11 H_2O + 12 CO_2$ (A.1.13)	98,0 (Sacarose)
Combustão da glicose $C_6H_{12}O_6 + 6 O_2 \rightarrow 6 H_2O + 6 CO_2$ (A.1.14)	98,0 (Glicose)

O trocador de calor B10-H1 é um artifício de simulação para contabilizar perdas de calor útil na caldeira devido a trocas térmicas com o ambiente, ineficiência da combustão, entre outros. As perdas de calor devidas a combustão química incompleta foram assumidas em 2,51 %, enquanto as perdas devidas a radiação e convecção para o ambiente foram consideradas em 0,5 % (REIN, 2007). A base de cálculo considerada é o poder calorífico superior (PCS), calculado em 9298 kJ/kg para base 50 % úmida (PALACIOS BERECHÉ, 2011).

O vapor produzido é direcionado então para uma sequência de quatro trocadores de calor casco-tubo. O trocador de calor B10-H4 troca calor com uma corrente de ar a 1 bar e 25 °C, gerando a corrente de ar aquecido que entra no reator. Os trocadores B10-H2, B10-H3 e B10-H5 trocam calor com uma corrente de água para gerar o vapor destinado às turbinas. A vazão de água alimentada ao processo é definida pelo *Design Spec* DS-B10-2 de forma a gerar vapor na corrente V1 a 480 °C. Antes de ser enviada aos trocadores, a água é pressurizada a 65 bar. A Tabela A.1.14 resume as especificações dos trocadores de calor.

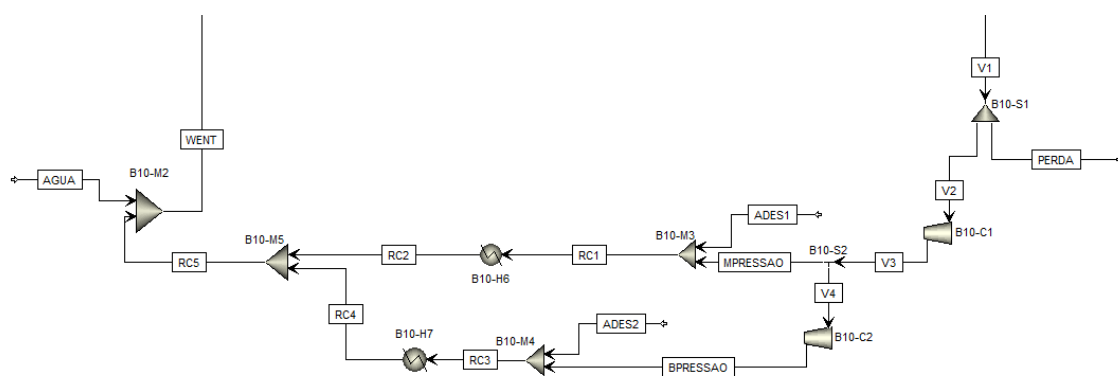
**Tabela A.1.14:** Especificações dos trocadores de calor do Bloco 10.

Trocador	Especificação	Valor
B10-H2	Temperatura de saída da corrente quente	800 °C
B10-H3	Temperatura de saída da corrente quente	500 °C
B10-H4	Diferença das temperaturas da corrente de entrada quente e de saída fria	50 °C
B10-H5	Temperatura de saída da corrente quente	160 °C

**Fonte:** Autoria própria.

O vapor produzido na caldeira é então utilizado para geração de energia. A Figura A.1.13 ilustra o fluxograma desse processo.

**Figura A.1.13:** Simulação da etapa de geração de energia.



**Fonte:** Autoria própria.

O separador B10-S1 é um artifício de simulação para separar 5 % do vapor superaquecido, de forma a contabilizar as perdas do sistema. A corrente restante (V2) é enviada para um sistema de turbinas do tipo *Isentropic*. Inicialmente ela passa por um processo de expansão até 8 bar na turbina B10-C1. A corrente de saída é dividida em duas, sendo uma utilizada como vapor de média pressão. A segunda parte da corrente é enviada para a turbina B10-C2, onde passa por um processo de expansão até 2,5 bar. Ambas as turbinas possuem eficiência isentrópica de 80 % e eficiência mecânica de 98,2 % (PALACIOS BERECHÉ, 2011). A fração recuperada de vapor de média pressão (MPRESSAO) é especificada pelo *Design Spec* DS-B10-6 de forma a atender a demanda energética da usina.

Cada corrente de vapor (MPRESSAO E BPRESSAO) é misturada, separadamente, a uma corrente de água desmineralizada, chegando à condição de saturação antes de ser utilizada no processo. As correntes de água são especificadas pelos *Design Specs* DS-B10-4 e DS-B10-5. Os trocadores de calor B10-H6 e B10-H7 representam a troca térmica com o sistema. Após, as correntes de água retornam e são misturadas com uma corrente de entrada de água, sendo enviadas ao desaerador, simulado como um tanque *flash* adiabático. A corrente que sai ao fundo do desaerador é pressurizada a 65 bar, sendo enviada para a troca térmica da caldeira. A Tabela A.1.15 resume todos os *Design Specs* criados nesse bloco.

**Tabela A.1.15:** *Design Specs* criados no Bloco 10.

<b>Design Spec</b>	<b>Descrição</b>	<b>Variável manipulada</b>
DS-B10-1	Oxigênio suficiente para a conversão do processo com 30 % de excesso.	Vazão da corrente de ar (AR1).
DS-B10-2	Temperatura da corrente V1 = 480 °C	Vazão da corrente de água (AGUA)
DS-B10-3	Temperatura da corrente RC1 = 170 °C	Vazão da corrente de água (ADES1)
DS-B10-4	Temperatura da corrente RC3 = 127 °C	Vazão da corrente de água (ADES2)

**Fonte:** Autoria própria.

## A.2. USINA DE ETANOL 2G

A simulação da usina de segunda geração, utilizando o bagaço proveniente do processo descrito anteriormente, foi baseada nos trabalhos de Dias (2008), Palacios Bereche (2011) e Costa (2019). Para correta representatividade desse processo, novos componentes foram adicionados ao simulador, sendo resumidos na Tabela A.2.1. A celulase é o único componente não encontrado na base do simulador. Os seus parâmetros foram obtidos de Wooley e Putsche (1996).

**Tabela A.2.1:** Componentes adicionais definidos para a simulação da produção de etanol 2G.

<b>Componente</b>	<b>Tipo (Grupo)</b>	<b>Molécula</b>	<b>Nome no simulador</b>
Celulase	Sólido	$\text{CH}_{1,57}\text{N}_{0,29}\text{O}_{0,31}\text{S}_{0,007}$	-
Furfural	Convencional	$\text{C}_5\text{H}_4\text{O}_2$	FURFURAL
Hidroximetilfurfural	Convencional	$\text{C}_6\text{H}_6\text{O}_3$	5-HYDROXYMETHYLFURFURAL
Pentose	Convencional	$\text{C}_5\text{H}_{10}\text{O}_5$	XYLOSE
Ácido Sulforoso	Convencional	$\text{H}_2\text{SO}_3$	SULFUROUS-ACID

**Fonte:** Autoria própria.

Segundo o trabalho de Costa (2019), no modelo ótimo de uma biorrefinaria, todo o bagaço é destinado ao processo de cogeração. Isso ocorre pelos maiores custos do processo, encarecendo o preço final do produto, conforme mencionado anteriormente. Inicialmente, a simulação será construída considerando que 50 % do bagaço da planta será redirecionado para a segunda geração. O processo, de forma semelhante à indústria de primeira geração, foi dividido em blocos:

**B11 – BLOCO 11** – Pré-tratamento da biomassa.

**B12 – BLOCO 12** – Deslignificação.

**B13 – BLOCO 13** – Hidrólise enzimática.

**B14 – BLOCO 14** – Concentração do licor

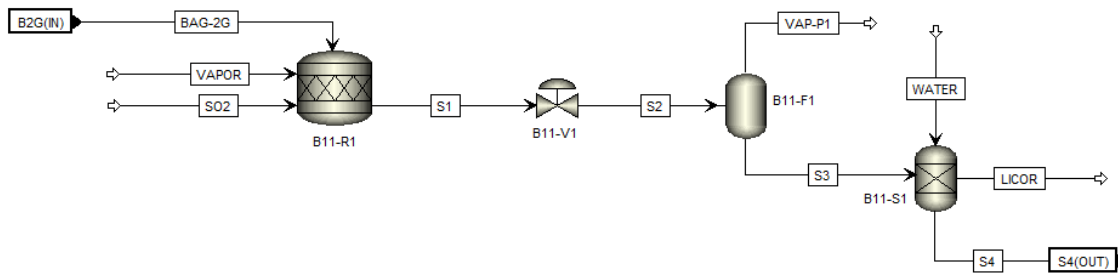
**B15 – BLOCO 15** – Fermentação.

**B9 – BLOCO 9** – Destilação (compartilhado com a produção de etanol 1G).

### A.2.1. BLOCO 11 – Pré-Tratamento

O processo de produção do etanol de segunda geração se inicia pela etapa de pré-tratamento do material lignocelulósico, para ruptura do complexo hemicelulose-lignina-celulose e obtenção de açúcares fermentáveis. O método de pré-tratamento simulado foi o de explosão a vapor, representado na Figura A.2.1.

**Figura A.2.1:** Simulação da etapa de pré-tratamento do bagaço.



**Fonte:** Autoria própria.

O bagaço é introduzido no reator estequiométrico B11-R1, que opera a 190 °C e 12,5 bar, de forma semelhante ao descrito por Palacios Bereche (2011). As reações consideradas seguiram as propostas por Dias (2008) e estão descritas na Tabela A.2.2. O vapor adicionado ao reator possui vazão de 0,55 kg por kg de bagaço.

**Tabela A.2.2:** Reações da hidrólise enzimática.

Reação	Conversão (%)
Formação da Glicose $C_6H_{10}O_5 + H_2O \rightarrow C_6H_{12}O_6$ (A.2.1)	4,0 (Celulose)
Formação do Ácido Acético $C_6H_{10}O_5 + H_2O \rightarrow 3 C_2H_4O_2$ (A.2.3)	23,8 (Hemicelulose)
Formação da Pentose $C_5H_8O_4 + H_2O \rightarrow C_5H_{10}O_5$ (A.2.3)	61,4 (Hemicelulose)
Formação de Furfural $C_5H_{10}O_5 \rightarrow C_5H_4O_2 + 3 H_2O$ (A.2.4)	5,0 (Pentose)

**Fonte:** Autoria própria.

Ademais, uma corrente de SO<sub>2</sub> é adicionada ao processo, na proporção de 2 % em massa, agindo como catalisador dessa etapa. Nesta análise não foi considerada a formação de glicose a partir da hemicelulose e a formação de hidroximetilfurfural (HMF) foi desprezada. A corrente que deixa o reator (SEG-2) passa por uma válvula para descompressão até a pressão atmosférica e segue para um tanque *flash* isobárico, se dividindo entre uma corrente de vapor (VAP-P1) e material pré-tratado (SEG-3).

A corrente pré-tratada é enviada então para o processo de lavagem, que tem como finalidade a remoção de pentoses e outros componentes inibitórios do processo fermentativo. Esse processo foi representado utilizando um separador (B11-S1). A vazão da corrente de água utilizada foi simulada como duas vezes a vazão que entra no separador. A separação considerada foi de 90 % dos sólidos solúveis e arraste de 1 % dos sólidos (celulose, hemicelulose e lignina). A umidade obtida na corrente de fundo foi de 60 %. A Tabela A.2.3 resume os *Design Specs* criados no Bloco 11 e as variáveis manipuladas pelos mesmos.

**Tabela A.2.3:** *Design Specs* criados no Bloco 11.

<b>Design Spec</b>	<b>Descrição</b>	<b>Variável manipulada</b>
DS-B11-1	Adição de 0,55 kg de vapor por kg de bagaço.	Vazão de vapor que entra no reator B11-R1.
DS-B11-2	Adição de SO <sub>2</sub> para obter 2 % em massa no reator B11-R1.	Vazão de SO <sub>2</sub> que entra no reator B11-R1.
DS-B11-3	Vazão de água duas vezes a vazão de bagaço que entra no separador B11-S1.	Vazão de água que entra no separador B11-S1.
DS-B11-4	Bagaço pré-tratado com 60 % de umidade.	Separação de água no separador B11-S1.

**Fonte:** Autoria própria.

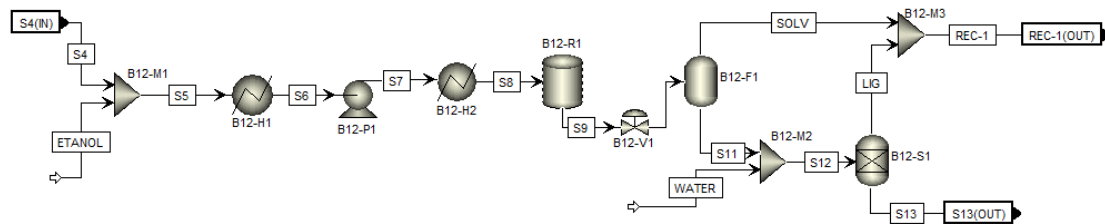
A corrente de fundo (SEG-4), constituída majoritariamente de celulose e lignina, e conhecida como celulignina, segue para a próxima etapa, que é a deslignificação.



## A.2.2. BLOCO 12 – Deslignificação

O pré-tratamento via explosão a vapor não promove a separação completa da fração celulósica da lignina, sendo necessário realizar um processo de deslignificação. Nessa simulação optou-se pelo processo *organosolv*, como indicado na Figura A.2.2.

**Figura A.2.2:** Simulação da etapa de deslignificação.



**Fonte:** Autoria própria.

A corrente de bagaço é misturada com uma corrente de etanol 60 % e a corrente resultante é pressurizada a 19 bar e aquecida a 180 °C antes de ser enviada ao tanque de deslignificação (B12-R1). A corrente de etanol é adicionada numa vazão 5 vezes maior que a vazão de bagaço. A pressão é a mínima necessária para manter a mistura no tanque em fase condensada. Após a deslignificação, a mistura é despressurizada até 5 bar e o vapor é separado em um tanque *flash* (B12-F1). A corrente de fundo é misturada com uma corrente de água com vazão duas vezes maior e segue para um filtro, representado nessa simulação por um separador (B12-S1). No filtro ocorre separação de 90 % da lignina e perda de 13 % da celulose. A corrente de celulose obtida (S13) contém 55 % (em massa) de sólidos e segue para a etapa de hidrólise enzimática (Dias, 2008). A Tabela A.2.4 reúne os *Design Specs* criados nesse bloco e as variáveis manipuladas.

**Tabela A.2.4:** *Design Specs* criados no Bloco 12.

<b>Design Spec</b>	<b>Descrição</b>	<b>Variável manipulada</b>
DS-B12-1	Vazão de etanol 5 vezes a vazão da corrente S4.	Vazão de etanol que entra no Bloco 12.
DS-B12-2	Vazão de água misturada à corrente S11.	Vazão de água que entra no Bloco 12 (WATER).
DS-B12-3	Corrente S13 com 55 % de sólidos.	Fração de água separada no B12-S1.

**Fonte:** Autoria própria.

### A.2.3. BLOCO 13 – Hidrólise Enzimática

A polpa de celulose obtida na etapa de deslignificação é utilizada no processo de hidrólise para se obter o licor de hexoses. O processo utilizado na simulação é o de hidrólise com ácido diluído ( $\text{H}_2\text{SO}_4$ , 1 % em massa). Inicialmente, adiciona-se água à polpa até que a celulose esteja em concentração de 10 %, e ácido sulfúrico para obter concentração de 0,07 % em massa. A mistura resultante (S14) foi pressurizada a 30 bar e aquecida até 205 °C. Sob essas condições é possível obter conversão de celulose de 80,6 % (Dias, 2008).

O reator de hidrólise foi simulado como um reator de conversão, onde ocorrem as reações descritas na Tabela A.2.5.

**Tabela A.2.5:** Reações da etapa de hidrólise enzimática do bagaço.

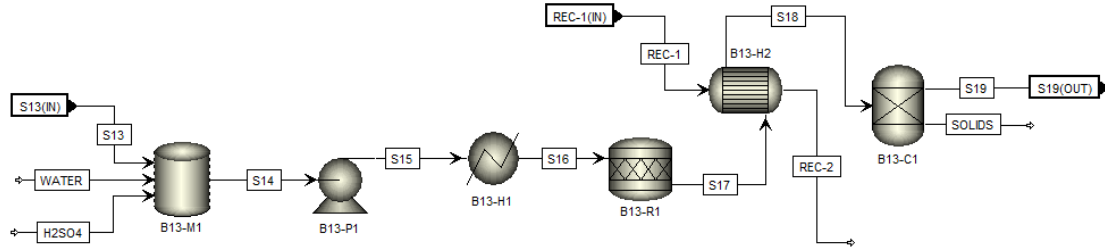
<b>Reação</b>	<b>Conversão (%)</b>
Formação da Glicose $\text{C}_6\text{H}_{10}\text{O}_5 + \text{H}_2\text{O} \rightarrow \text{C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6$ (A.2.5)	80,6 (Celulose)
Decomposição da Glicose a HMF $\text{C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6 \rightarrow \text{C}_6\text{H}_6\text{O}_3 + 2 \text{H}_2\text{O}$ (A.2.6)	2 (Glicose)
Formação da Pentose $\text{C}_5\text{H}_8\text{O}_4 + \text{H}_2\text{O} \rightarrow \text{C}_5\text{H}_{10}\text{O}_5$ (A.2.7)	99,0 (Hemicelulose)
Formação de Furfural $\text{C}_5\text{H}_{10}\text{O}_5 \rightarrow \text{C}_5\text{H}_4\text{O}_2 + 2 \text{H}_2\text{O}$ (A.2.8)	80,0 (Pentose)

**Fonte:** Autoria própria.

Em seguida, a corrente que sai do reator (S17) troca calor com a corrente de solvente e lignina oriunda da etapa de deslignificação. Após, é enviada a uma centrífuga

para separação dos sólidos não reagidos no processo. A Figura A.2.3 indica a etapa estruturada no simulador.

**Figura A.2.3:** Simulação da etapa de hidrólise enzimática do bagaço.



**Fonte:** Autoria própria.

A Tabela A.2.6 indica os *Design Specs* criados na simulação e as variáveis manipuladas nesta etapa.

**Tabela A.2.6:** *Design Specs* criados no Bloco 13.

<b>Design Spec</b>	<b>Descrição</b>	<b>Variável manipulada</b>
DS-B13-1	Corrente S14 com 10 % em massa de água.	Vazão de água adicionada ao bloco.
DS-B13-2	Corrente S14 com 0,07 % em massa de ácido sulfúrico.	Vazão de ácido sulfúrico adicionada ao bloco.

**Fonte:** Autoria própria.

#### A.2.4. BLOCO 14 – Concentração do Licor

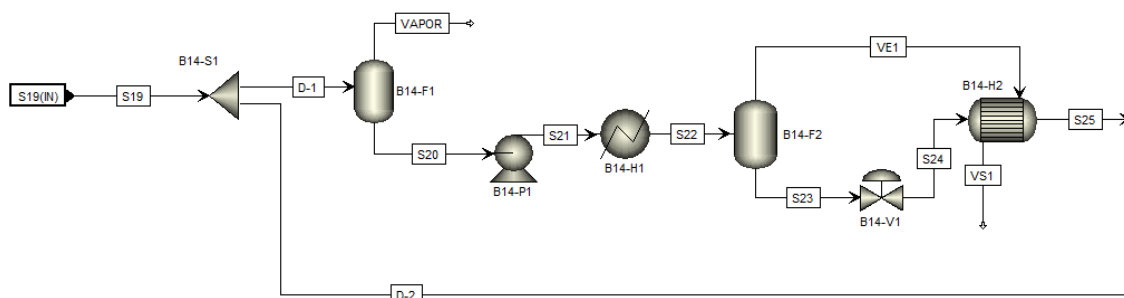
O licor obtido na etapa anterior (corrente S19) possui concentração de açúcares em torno de 10 % em massa. Para que a fermentação desse licor ocorra dentro do processo convencional, essa concentração precisa ser ajustada. Inicialmente a corrente passa por um *flash* atmosférico para separação de parte do vapor d'água. Após, a corrente de fundo (S20) passa por um evaporador de múltiplos efeitos, com as condições operacionais descritas na Tabela A.2.7, baseado no trabalho de Miranda *et al.* (2013).

**Tabela A.2.7:** Pressões de operação na etapa de concentração do licor oriundo do bagaço.

Efeito	Pressão de operação
1°	1,57 bar
2°	1,18 bar
3°	0,83 bar
4°	0,49 bar
5°	0,16 bar

Cada estágio é simulado como no Bloco 3 – composto por um trocador de calor, um tanque *flash* e uma válvula. O primeiro estágio está demonstrado na Figura A.2.4, a título de exemplo.

**Figura A.2.4:** Simulação do 1° efeito da etapa de concentração do licor de hexoses.



**Fonte:** Autoria própria.

O *Design Spec* DS-B14-1 foi criado para controlar a fração da corrente S21 vaporizada no trocador B14-H1, de forma que a saída do último estágio tenha concentração de açúcares em massa igual a 65 %. O *Design Spec* DS-B14-2 controla a fração da corrente S19 destinada à etapa de concentração de forma que a mistura final da corrente, com 65 °Brix, com a corrente D-2 resulte em uma concentração de açúcares final igual a 20 % em massa. Essa corrente é então enviada à etapa de fermentação, sendo misturada à alimentação do mosto obtido no processo convencional de produção de etanol a partir da cana-de-açúcar.

### **A.3. USINA DE ETANOL DE MILHO**

A simulação da planta de etanol de milho se baseia nos trabalhos de Marques (2019) e Schoen *et al.* (2011). O modelo termodinâmico, assim como nas simulações com a cana, é o UNIQUAC. Para a fase vapor utilizou-se a equação de estado de Peng-Robinson com as modificações de Boston-Mathias. As correntes também foram especificadas no simulador com a classe de fluxo MIXCISLD, indicando dois fluxos, um sólido e outro líquido. A Tabela A.3.1 lista todos os componentes da simulação.

**Tabela A.3.1:** Componentes definidos na simulação da usina de etanol de milho.

<b>Componente</b>	<b>Tipo (Grupo)</b>	<b>Molécula</b>	<b>Nome no simulador</b>
Água	Convencional	H <sub>2</sub> O	WATER
Glicose	Sólido (Açúcar)	C <sub>6</sub> H <sub>12</sub> O <sub>6</sub>	DEXTROSE
Sacarose	Sólido (Açúcar)	C <sub>12</sub> H <sub>22</sub> O <sub>11</sub>	SUCROSE
Óxido de Cálcio	Sólido (Cinzas)	CaO	CALCIUM-OXIDE
Dióxido de Carbono	Convencional	CO <sub>2</sub>	CARBON-DIOXIDE
Nitrogênio	Convencional	N <sub>2</sub>	NITROGEN
Oxigênio	Convencional	O <sub>2</sub>	OXYGEN
Dióxido de Nitrogênio	Convencional	NO <sub>2</sub>	NITROGEN-DIOXIDE
Hidrogênio	Convencional	H <sub>2</sub>	HYDROGEN
Hidróxido de Cálcio	Convencional	Ca(OH) <sub>2</sub>	CALCIUM-HYDROXIDE
Dióxido de Enxofre	Convencional	SO <sub>2</sub>	SULFUR-DIOXIDE
Sulfato de Cálcio	Sólido (Sais)	CaSO <sub>4</sub>	CALCIUM-SULFATE
Amônia	Convencional	NH <sub>3</sub>	AMMONIA
Ácido Sulfúrico	Convencional	H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	SULFURIC-ACID
Glicerol	Convencional	C <sub>3</sub> H <sub>8</sub> O <sub>3</sub>	GLYCEROL
Ácido Succínico	Convencional	C <sub>4</sub> H <sub>6</sub> O <sub>4</sub>	SUCCINIC-ACID
Ácido Isoamílico	Convencional	C <sub>5</sub> H <sub>12</sub> O	3-METHYL-1-BUTANOL
Etanol	Convencional	C <sub>2</sub> H <sub>5</sub> OH	ETHANOL
Etileno Glicol	Convencional	C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub>	ETHYLENE-GLYCOL
Levedura	Sólido (Célula)	CH <sub>1,8</sub> O <sub>0,9</sub> N <sub>0,145</sub>	-
Enzima	Sólido	CH <sub>1,59</sub> O <sub>0,42</sub> N <sub>0,24</sub> S <sub>0,01</sub>	-
Proteína	Sólido	CH <sub>1,57</sub> N <sub>0,29</sub> O <sub>0,31</sub> S <sub>0,007</sub>	-
Pentose	Sólido	C <sub>5</sub> H <sub>10</sub> O <sub>5</sub>	XYLOSE
Celulose	Sólido (Fibra)	C <sub>6</sub> H <sub>10</sub> O <sub>5</sub>	-
Lignina	Sólido (Fibra)	C <sub>7,3</sub> H <sub>13,9</sub> O <sub>1,3</sub>	VANILLIN
HMF	Convencional	C <sub>6</sub> H <sub>6</sub> O <sub>3</sub>	5-HYDROXYMETHYL FURFURAL
Furfural	Convencional	C <sub>5</sub> H <sub>4</sub> O <sub>2</sub>	FURFURAL
Ácido Acético	Convencional	C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> O <sub>2</sub>	ACETIC-ACID
Amido	Sólido (Açúcar)	C <sub>6</sub> H <sub>10</sub> O <sub>5</sub>	-
Óleo	Sólido	C <sub>18</sub> H <sub>34</sub> O <sub>2</sub>	-

Todos os açúcares mais simples foram simulados como glicose e todas as moléculas de açúcares maiores foram simuladas como sacarose. As pentoses foram identificadas pelas moléculas de xilose. Os dados da enzima foram retirados do trabalho de Schoen *et al.* (2011). A composição adotada na simulação está indicada na Tabela A.3.2 e foi baseada no trabalho de Robert (2005). A fração de sólidos é de 83,3 %.

**Tabela A.3.2:** Composição de entrada do milho na simulação.

<b>Fração Sólida</b>	<b>Composição (% m/m)</b>
Amido	73,5
Celulose	10,7
Proteína	9,7
Óleo	4,6
Cinzas	1,5
<b>Fração Dissolvida</b>	<b>Composição (% m/m)</b>
Água	89,8
Glicose	3,1
Sacarose	7,1

O processo, de forma semelhante à usina de etanol de cana, foi dividido em blocos:

**B1 – BLOCO 1 – Pré-tratamento.**

**B2 – BLOCO 2 – Fermentação.**

**B3 – BLOCO 3 – Destilação e Desidratação.**

**B4 – BLOCO 4 – Evaporação.**

**B5 – BLOCO 5 – Secagem.**

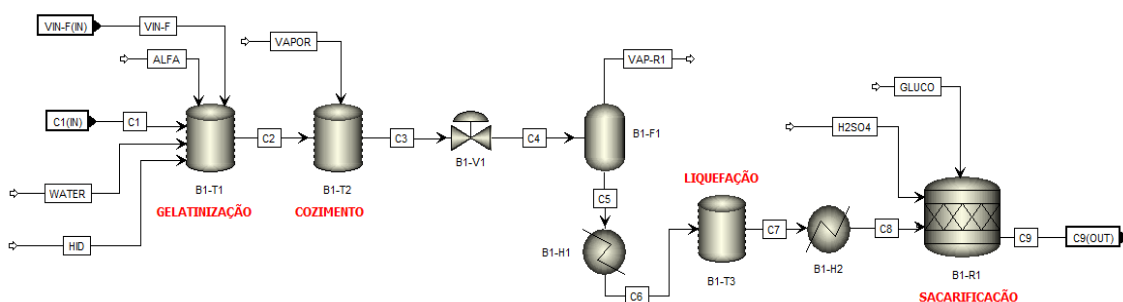
### A.3.1. BLOCO 1 – Pré-Tratamento

Neste bloco representa-se a chegada do grão ao processo industrial. A primeira etapa é a moagem dos grãos. O tamanho ideal dos grãos não é algo definido – o grande ponto é expor o amido para ação enzimática, sem diminuir tanto o tamanho das partículas de forma a dificultar a recuperação do subproduto. Além disso, os grãos podem variar no tamanho devido a fatores como o tipo de moedor e a dureza do grão.

Devido à incerteza ao representar a granulose do milho, este processo não foi representado na simulação, sendo considerada a entrada do grão já moído.

A corrente de entrada é direcionada para a etapa de pré-tratamento, cuja simulação está esquematizada na Figura A.3.1.

**Figura A.3.1:** Simulação da etapa de pré-tratamento do milho.



**Fonte:** Autoria própria.

Inicialmente, os grãos moídos entram em um tanque de mistura para o processo de gelatinização, onde se adiciona: água (WATER), de forma que a corrente de saída (C2) tenha 25 % de sólidos; a enzima  $\alpha$ -amilase (ALFA), de forma que a concentração na saída seja 0,082 % em massa (MARQUES, 2019); reciclo de parte da corrente de vinhaça fina (VIN-F) obtida no processo de destilação; e uma corrente de hidróxido de cálcio (HID), 60 % em massa, sendo utilizada para corrigir o pH do meio.

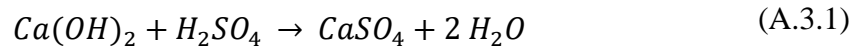
A corrente resultante é enviada ao tanque de cozimento, onde entra em contato direto com vapor de média pressão (8 bar) para ajuste de temperatura para 110 °C. O tempo de residência nesse tanque é de 20 minutos, de forma a expor as cadeias de açúcar do amido para posterior ação enzimática. A vazão de vapor adicionada ao processo é controlada pela ferramenta *Design Spec* DS-B1-3 de forma a garantir que se atinja a temperatura requerida.

O caldo formado (C3) é despressurizado, e os gases presentes são removidos num tanque *flash* (B1-F1). A corrente líquida de fundo é enviada para o reator de liquefação, sendo resfriada à temperatura de 90 °C, temperatura ótima para ação da enzima  $\alpha$ -amilase. A ação da enzima é a quebra da molécula de amido em oligômeros, ou seja, cadeias de açúcar menores do que a molécula inicial. Como o monômero de ambas as moléculas é o  $C_6H_{10}O_5$  e as mesmas são identificadas no simulador pela

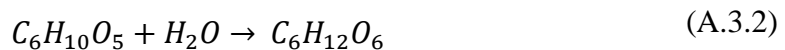


estrutura do monômero, o tanque de liquefação foi representado apenas como um tanque de mistura, com tempo de residência igual a uma hora.

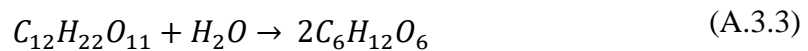
A mistura é então resfriada a 60 °C e enviada para o reator de sacarificação, simulado como um reator estequiométrico. Nesse reator adiciona-se ácido sulfúrico, 83 % em massa, para ajuste do pH do meio reacional. A vazão de ácido é controlada de forma a garantir 100 % de conversão do hidróxido de cálcio do meio, segundo a reação:



Neste reator também é adicionada a enzima glucoamilase (GLUCO), que foi especificada da mesma forma que a enzima  $\alpha$ -amilase. Na lista de componentes da simulação, ambas foram definidas como o mesmo componente ENZIMA, porém cada uma foi especificada separadamente. A reação a seguir representa a degradação dos oligômeros e a mesma foi simulada com conversão de 96,9 % (MARQUES, 2019):



Além disso, considera-se a conversão de 80 % da sacarose presente em moléculas de glicose, segundo a reação a seguir:



Na Tabela A.3.3 estão resumidos os *Design Specs* criados e as variáveis de processo manipuladas nesse bloco:

Tabela A.3.3: Design Specs criados no Bloco 1.

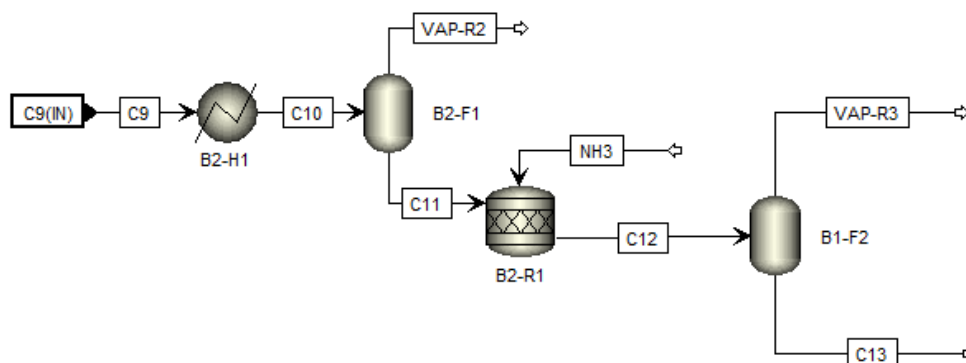
Design Spec	Descrição	Variável manipulada
DS-B1-1	Percentual de sólidos presentes na corrente C2.	Vazão da corrente WATER entrando em B1-T1.
DS-B1-2	Concentração da $\alpha$ -amilase de 0,082 % em massa na corrente C2.	Vazão da corrente ALFA entrando em B1-T1.
DS-B1-3	Temperatura no tanque B2-T2 igual a 110 °C.	Vazão da corrente VAPOR entrando em B1-T2.
DS-B1-4	Concentração da glucoamilase de 0,11 % em massa no reator B1-R1.	Vazão da corrente GLUCO entrando em B1-T2.
DS-B1-5	H2SO4 suficiente para neutralizar todo o Ca(OH) <sub>2</sub> do meio.	Vazão de H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> entrando no B1-R1.
DS-B1-6	Vazão de Ca(OH) <sub>2</sub> igual a 5 % da corrente de entrada.	Vazão da corrente CAL entrando em B1-T1.

Fonte: Autoria própria.

### A.3.2. BLOCO 2 – Fermentação

O caldo resultante da etapa de pré-tratamento (corrente C9) precisa ter a concentração de açúcares ajustada, de forma a atender os requisitos necessários ao processo de fermentação. Isso ocorre por meio de um evaporador com um estágio, simulado por um trocador de calor e um *flash* adiabático. A simulação do bloco está esquematizada na Figura A.3.2.

Figura A.3.2: Simulação da etapa de fermentação do etanol de milho.



Fonte: Autoria própria.

A ferramenta *Design Spec* DS-B1-1 foi definida de forma a variar a fração vaporizada no trocador de calor B2-H1 para atingir a concentração de 20 °Brix na corrente C11. As reações do fermentador foram simuladas da mesma que forma que a usina de etanol de cana, modeladas em um reator estequiométrico, e estão resumidas na Tabela A.3.4. O reator opera a 32 °C e 1 bar.

**Tabela A.3.4:** Reações do processo fermentativo do etanol de milho.

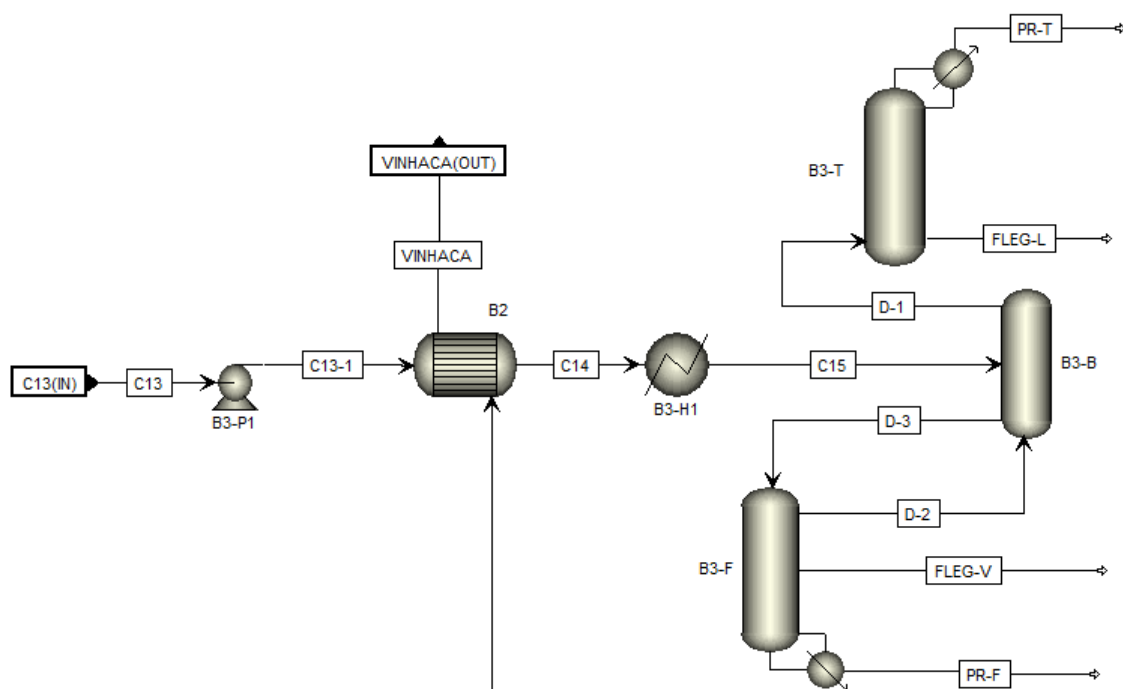
Reação	Conversão (%)
Produção de Etanol $C_6H_{12}O_6 \rightarrow 2 C_2H_5OH + 2 CO_2$ (A.2.4)	89,0 (Glicose)
Produção de ácido succínico $C_6H_{12}O_6 + 2 H_2O \rightarrow C_4H_6O_4 + 2 CO_2 + 5 H_2$ (A.2.5)	0,29 (Glicose)
Produção de ácido acético $C_6H_{12}O_6 + 2 H_2O \rightarrow 2 C_2H_4O_2 + 2 CO_2 + 4 H_2$ (A.2.6)	1,15 (Glicose)
Produção de álcool isoamílico $C_6H_{12}O_6 \rightarrow 0,795 C_5H_{12}O + 2,025 CO_2 + 1,155 H_2O + 0,075 H_2$ (A.2.7)	0,031 (Glicose)
Produção de Glicerol $C_6H_{12}O_6 + 2 H_2 \rightarrow 2 C_3H_8O_3$ (A.2.8)	2,58 (Glicose)
Crescimento de Levedura $0,1485 C_6H_{12}O_6 + 0,145 NH_3 + 0,1087 CO_2 \rightarrow CH_{1,8}O_{0,9}N_{0,145} + 0,2087 H_2O$ (A.2.9)	100 (NH3)

A corrente de amônia possui quantidade suficiente para a conversão de 1,29 % da glicose que entra no reator, sendo a sua vazão controlada pela ferramenta *Design Spec* DS-B2-2. A corrente de saída do reator é enviada para um *flash* adiabático para remoção dos gases formados, principalmente o CO<sub>2</sub>. A diferença deste processo para o processo de fermentação do mosto oriundo da cana é que não há reciclo de levedura, sendo ela enviada também à etapa de destilação. A corrente de saída desse bloco (C13) possui cerca de 10 % de etanol em massa.

### A.3.3. BLOCO 3 – Destilação e Desidratação

A Figura A.3.3 ilustra a etapa inicial do processo, em que está representada a primeira coluna de destilação convencional, sendo essa simulada por 3 colunas *RadFrac*.

**Figura A.3.3:** Simulação da primeira coluna de destilação convencional de etanol de milho.



**Fonte:** Autoria própria.

Inicialmente, a corrente de entrada (C13) é levemente pressurizada (3 bar) e aquecida em contracorrente com parte da vinhaça fina que deixa o bloco e que é direcionada para a fabricação de subprodutos da planta de etanol de milho. Após, a temperatura é ajustada até 91 °C em um segundo trocador de calor. Essa corrente alimenta o primeiro prato teórico da coluna COL-B. As especificações das 3 colunas estão resumidas na Tabela A.3.5.

**Tabela A.3.5:** Especificações das colunas *RadFrac* da primeira torre de destilação de etanol de milho.

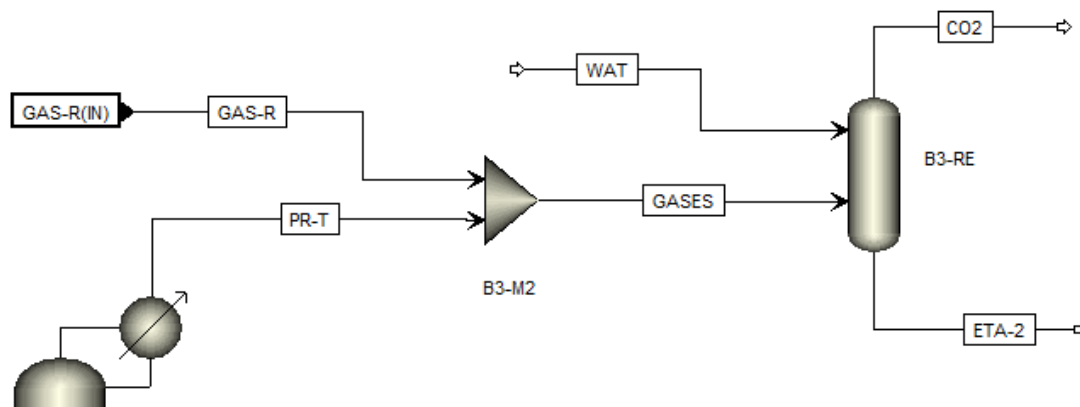
<b>Coluna B3-T</b>	
Número de estágios	6
Corrente de alimentação	
Refluxo	1
D-1	6
Pressão no topo (kPa)	133,8
Queda de pressão da coluna (kPa)	2,5
<b>Coluna B3-B</b>	
Número de estágios	8
Corrente de alimentação	
C15	1
D-2	8
Pressão no topo (kPa)	136,3
Queda de pressão na coluna (kPa)	3
<b>Coluna B3-F</b>	
Número de estágios	19
Corrente de alimentação	1
Retirada da Flegma	2
Vazão de retirada (kg/h)	30.000
Pressão no topo (kPa)	139,3
Queda de pressão da coluna (kPa)	13,2

**Fonte:** Adaptado de Junqueira (2010).

A razão de refluxo de topo é controlada internamente ao equipamento de forma que a temperatura no primeiro estágio seja igual a 45 °C. A taxa de destilado obtido na coluna B3-F (PR-F) é controlada internamente de forma que a concentração de etanol seja 0,02 % em massa.

A corrente de topo, PR-T, é misturada com a corrente de gases separada após a fermentação e é enviada para uma torre de absorção para recuperação de etanol. A coluna, simulada pelo modelo *RadFrac* sem condensador e sem refeedor, possui 10 estágios e opera a 1 bar. Ela possui a passagem de água em contracorrente, separando o etanol, que deixa a coluna com concentração de 25 % (m/m) (corrente ETA-2). A Figura A.3.4 apresenta o fluxograma dessa etapa.

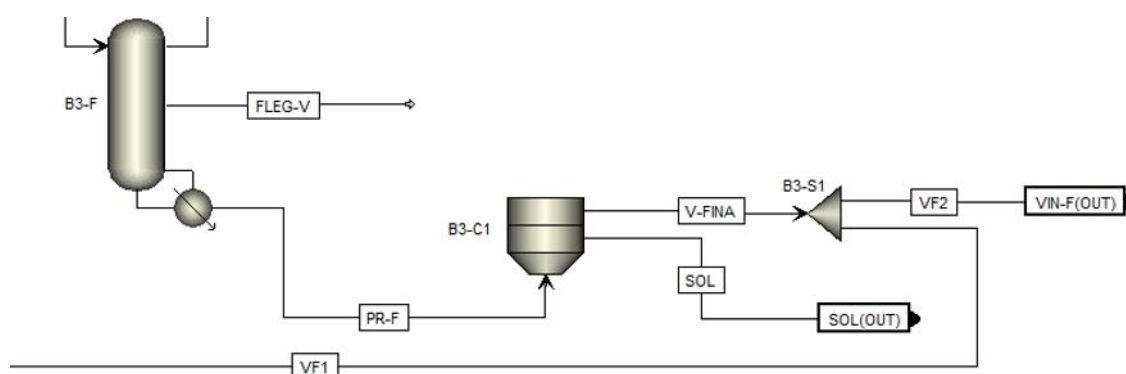
**Figura A.3.4:** Simulação da etapa de recuperação do etanol de milho.



**Fonte:** Autoria própria.

A corrente PR-F contém uma quantidade considerável de água e componentes não-fermentáveis como proteínas, óleos, fibras e resíduos químicos do processo. Essa corrente é enviada para uma centrífuga onde parte da água é removida de forma a gerar uma corrente de grãos úmidos com cerca de 37 % de sólidos (SOL). O líquido oriundo da centrifugação, conhecido como vinhaça fina (V-FINA) é dividido, e 74 % são enviados para a etapa de evaporação (VF-1), sendo o restante destinado para o tanque de gelatinização da etapa de pré-fermentação (VF-2) (KWIATKOWSKI, 2005). A simulação desse processo está representada na Figura A.3.5.

**Figura A.3.5:** Simulação da centrifugação do produto de fundo da coluna e formação da vinhaça fina na produção de etanol de milho.



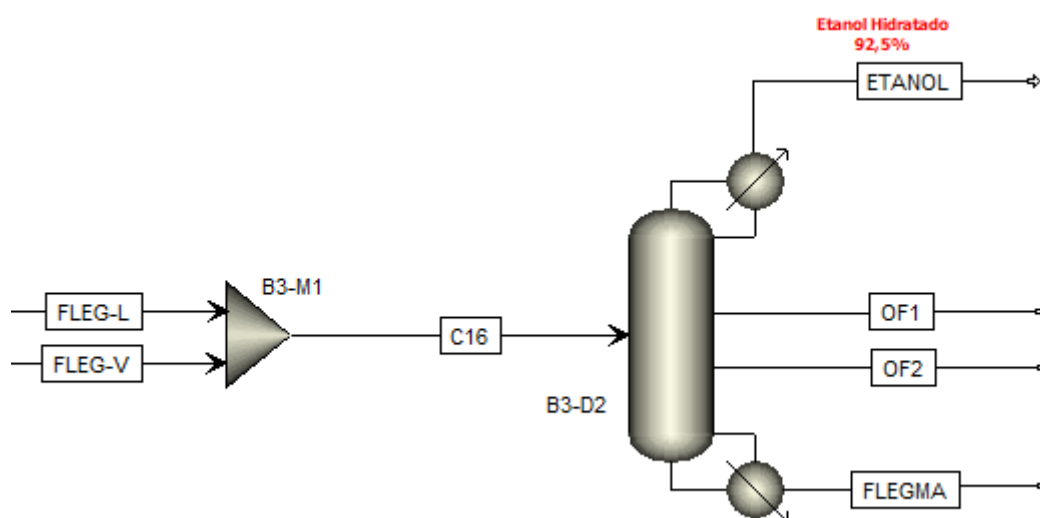
**Fonte:** Autoria própria.

A corrente VF1 é resfriada pré-aquecendo a carga da primeira coluna de destilação, de forma que atinja a temperatura de 88 °C. Uma vez que a próxima etapa é a evaporação, esse resfriamento não pode ser superior a 88 °C, o que aumentaria a

demanda térmica do processo de modo a reaquecer a vinhaça; e não pode ser um resfriamento tão baixo a ponto de vaporizar de forma indesejada parte da corrente na centrífuga presente na unidade de evaporação (MARQUES, 2019).

O etanol é recuperado principalmente nas correntes de flegma obtidas nas colunas COL-T (FLEG-L) e COL-F (FLEG-V). Essas correntes são misturadas, originando uma corrente (C16) com cerca de 55 % em massa de etanol, que é enviada para uma segunda torre de destilação convencional (B3-D2), também simulada utilizando uma única coluna *RadFrac*, com condensador e refeedor, conforme indicado na Figura A.3.6.

**Figura A.3.6:** Simulação da segunda coluna de destilação convencional de etanol de milho.



**Fonte:** Autoria própria.

As especificações da coluna B3-D2 estão resumidas na Tabela A.3.6. As duas retiradas laterais da coluna B3-D2 possuem como objetivo a recuperação do álcool isoamílico, que é produzido durante a etapa de fermentação.

**Tabela A.3.6:** Especificações da segunda coluna de destilação convencional de etanol de milho.

<b>Coluna B3-D2</b>	
Número de estágios	46
Corrente de alimentação	
FLEG-L	22
FLEG-V	22
Retiradas laterais	
OF1	21
OF2	45
Vazões laterais	
OF1 (kg/h)	500
OF2 (kg/h)	300
Pressão no topo (kPa)	116
Queda de pressão na coluna (kPa)	19,7

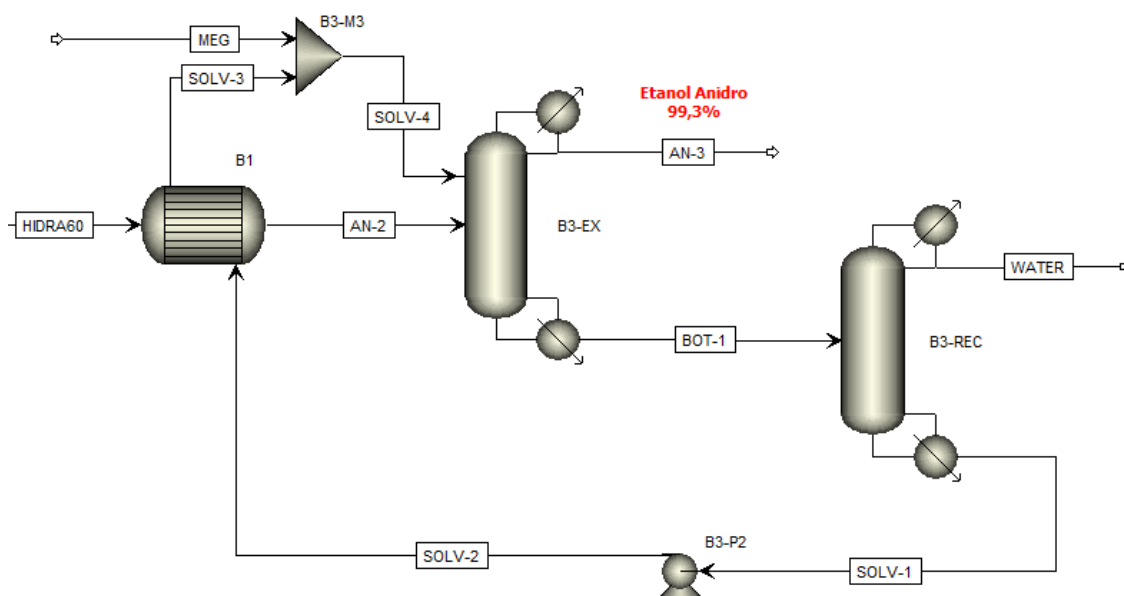
**Fonte:** Adaptado de Junqueira (2010).

A razão de refluxo de topo é controlada internamente ao equipamento de forma que a concentração de etanol na corrente ETANOL seja igual a 92,5 % em massa, produzindo o etanol hidratado, vendido nos postos como etanol combustível. A taxa de destilado é controlada internamente de forma que a concentração de etanol na corrente FLEGMA seja 0,05 % em massa.

A corrente de etanol hidratada é dividida em duas, sendo 60 % dela (HIDRA60) encaminhados para a unidade de desidratação de forma a produzir o etanol anidro, e o restante enviado para estocagem. A desidratação ocorre pela destilação extrativa utilizando o solvente monoetileno glicol (MEG) e na simulação ela é representada por duas colunas *RadFrac*, conforme a Figura A.3.7.



**Figura A.3.7:** Simulação da etapa de desidratação do etanol de milho.



**Fonte:** Autoria própria.

Inicialmente a corrente de etanol hidratado é pré-aquecida com o etileno glicol oriundo da etapa de recuperação do solvente de forma que sua temperatura final seja 140 °C. Após, ela é enviada para a coluna de destilação, onde também se adiciona o monoetileno glicol. As especificações da coluna se encontram na Tabela A.3.7.

**Tabela A.3.7:** Especificações da coluna de destilação extrativa do etanol de milho.

<b>Coluna B3-EX</b>	
Número de estágios	32
Corrente de alimentação	
SOLV-4	3
AN-2	24
Pressão no topo (kPa)	103,15
Queda de pressão na coluna (kPa)	0,6369
Razão de Refluxo (Topo)	1,05

**Fonte:** Adaptado de Junqueira (2010).

A razão de refluxo de fundo foi especificada internamente à coluna de forma que o produto de topo (AN-3) contivesse 99,3 % de etanol em massa. Esse é o etanol anidro, que é comercializado misturado à gasolina com intuito de melhorar o seu rendimento e diminuir os índices de poluição.

A corrente de fundo (BOT-1), contendo em sua maioria monoetileno glicol e água, é enviada para uma segunda coluna de forma a separar esses dois componentes. A coluna possui 18 estágios, sendo alimentada a meia altura, e a pressão de topo foi especificada em 20 kPa, com queda na coluna de 0,05 psi, de acordo com o trabalho de Marques (2019). A razão de refluxo de topo dessa coluna foi definida internamente de forma que a recuperação de água no topo fosse de 100 %. A razão de refluxo de fundo também foi definida internamente à coluna de forma que a recuperação do solvente no fundo fosse de 95 %.

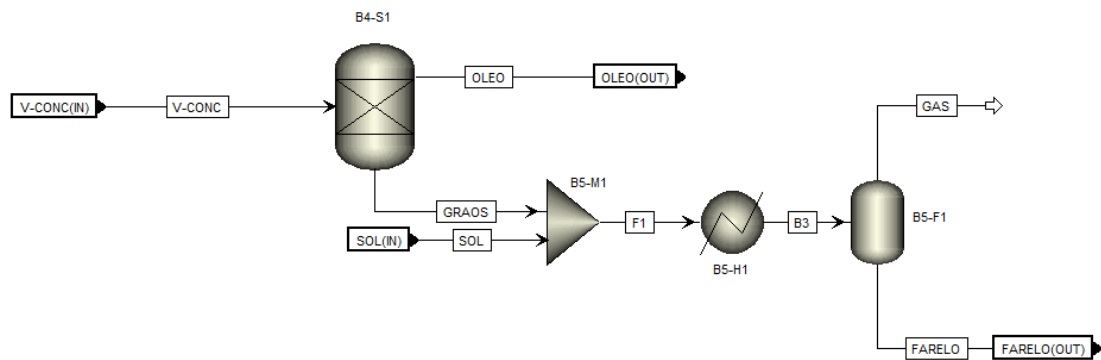
#### A.3.4. BLOCO 4 – Evaporação

Parte da corrente de vinhaça fina obtida na centrifugação é enviada para evaporação, que foi simulada como um evaporador de múltiplo efeito, da mesma forma que o do processo existente na usina de etanol de cana. A quantidade vaporizada no primeiro trocador foi especificada pelo *Design Spec* DS-B4-1, de forma que a corrente de saída do quinto estágio contivesse 35 % de sólidos.

#### A.3.5. BLOCO 5 – Secagem

A vinhaça concentrada obtida no evaporador é enviada para um decantador, de forma a separar o óleo dos grãos. Esse equipamento é simulado como um separador matemático simples. A corrente aquosa de fundo contém cerca de 40 % de sólidos solúveis. Esse valor é obtido pelo *Design Spec* DS-B5-1, que define a fração de água separada. Essa corrente é misturada à corrente de grãos úmidos obtida na centrífuga ao final da etapa de destilação e é enviada para um trocador de calor. Após, a corrente passa para um tanque *flash* adiabático de forma a separar a parte vaporizada. A Figura A.3.8 ilustra a simulação dessa etapa.

**Figura A.3.8:** Simulação da etapa de secagem dos grãos de milho.



**Fonte:** Autoria própria.

A fração da corrente vaporizada no trocador B5-H1 é especificada pelo *Design Spec* DS-B5-2 de forma que a concentração de umidade na corrente FARELO seja de 10 %.