



**Avaliação Técnico-Econômica da Produção de Eteno via  
Etanol Obtido em uma Usina *Flex* de Cana-de-Açúcar e  
Milho**

Duan Saraiva Martins Marques

**Projeto de Final de Curso**

**Orientadores**

Prof. Argimiro Resende Secchi, D. Sc.

Jeiveison Gobério Soares Santos Maia, M. Sc.

**Janeiro de 2019**

# AVALIAÇÃO TÉCNICO-ECONÔMICA DA PRODUÇÃO DE ETENO VIA ETANOL OBTIDO EM UMA USINA *FLEX* DE CANA-DE-AÇÚCAR E MILHO

*Duan Saraiva Martins Marques*

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

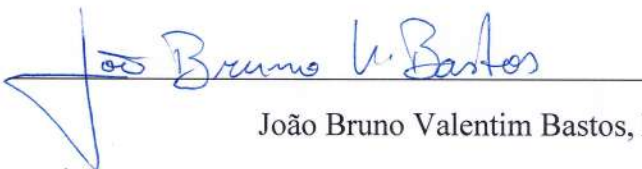
Aprovado por:



Beatriz Stangherlin Santucci, D. Sc.



Victoria Emília Neves Santos, D. Sc.

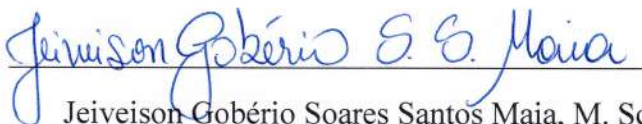


João Bruno Valentim Bastos, M. Sc.

Orientado por:



Argimiro Resende Secchi, D. Sc.



Jeiveison Gobério Soares Santos Maia, M. Sc.

Rio de Janeiro, Brasil

Janeiro de 2019

Marques, Duan Saraiva Martins.

Avaliação técnico-econômica da produção de eteno via etanol obtido em uma usina *flex* de cana-de-açúcar e milho / Duan Saraiva Martins Marques. Rio de Janeiro: UFRJ/EQ, 2019.

xiii, 181 p.; il. (Projeto Final) – Universidade Federal do Rio de Janeiro, Escola de Química, 2019.

Orientadores: Argimiro Resende Secchi e Jeiveison Gobério Soares Santos Maia.

1. avaliação técnico-econômica. 2. usina *flex*. 3. eteno. 4. Projeto Final. (Graduação – UFRJ/EQ). 5. Argimiro Resende Secchi. 6. Jeiveison Gobério Soares Santos Maia. I. Título.

À minha família, por tudo o que sou.

“Não busque exceder as expectativas dos outros.

Desafie-se a exceder as suas próprias.”

## **AGRADECIMENTOS**

Agradeço aos meus pais, irmãos e familiares, por todos os valores ensinados e por sempre estarem ali em todos os momentos, sem nunca me deixar faltar nada.

Agradeço aos meus orientadores, Argimiro e Gobério, por toda a confiança, críticas, conhecimento e suporte dados na execução deste trabalho e por sempre me incentivarem a buscar o meu melhor.

Agradeço à minha namorada Aline Carvalho, por todo o carinho, apoio e compreensão, sobretudo nos momentos de ausência. Agradeço também à sua família, em especial Marilene e Zé, que também sempre me trataram com muito carinho.

Agradeço aos meus amigos, destacando-se Lucas Ariel, por estar ali em todos os momentos, bons e ruins, nesses últimos 15 anos. Incluo também os meus amigos que conheci na faculdade, sobretudo Guilherme Vasconcellos e Igor Linhares, que levarei para a vida.

Agradeço a todos da UFRJ que contribuíram de alguma forma para eu chegar onde estou. Em especial, agradeço a professora Verônica Calado, por quem tenho muito carinho, respeito e admiração.

Agradeço ao pessoal do ISI Biossintéticos, por todas as ideias e contribuições que me permitiram crescer pessoalmente e profissionalmente.

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

## **AVALIAÇÃO TÉCNICO-ECONÔMICA DA PRODUÇÃO DE ETENO VIA ETANOL OBTIDO EM UMA USINA *FLEX* DE CANA-DE-AÇÚCAR E MILHO**

Duan Saraiva Martins Marques

Janeiro de 2019

Orientadores: Prof. Argimiro Resende Secchi, D.Sc

Jeiveison Gobério Soares Santos Maia, M.Sc.

O processo de desidratação catalítica do etanol vem ganhando destaque na produção de polietileno renovável. Apesar de resultar em redução significativa na demanda energética e emissão de gases em comparação com a rota petroquímica usualmente empregada, tal processo ainda não é economicamente competitivo. Neste cenário, o Brasil apresenta um enorme potencial por ser o segundo maior produtor de etanol no mundo, de maneira que os desafios relacionados ao processo e à logística que dificultam a sua expansão mercadológica precisam ser superados. Portanto, este estudo buscou avaliar a viabilidade técnico-econômica da produção de eteno via etanol integrado a uma usina *flex* que utiliza como biomassa cana-de-açúcar e milho. Para este fim, simulações de processo em ambiente *Aspen Plus* foram desenvolvidas para esses processos, nos quais os dados obtidos de balanço de massa e energia foram utilizados na estimação dos custos de investimento e de produção em uma análise econômica baseada em fluxo de caixa. Além disso, análises de risco de Monte Carlo foram desenvolvidas para contabilizar as incertezas associadas ao custo de investimento estimado e nos preços de aquisição e de venda. Os resultados da simulação de processos para os rendimentos dos produtos e consumo de matérias-primas, insumos e utilidades foram semelhantes ao reportado por literatura especializada. O custo de investimento calculado também se mostrou próximo ao reportado por especialistas. Por fim, as análises econômicas e de risco mostraram que o projeto tem possibilidades significativas de ser economicamente viável. As chances de viabilidade ultrapassam 70% em cenários considerando taxas de retorno de até 15% ao ano e um preço de venda do eteno um pouco acima do seu valor de mercado, considerando uma valorização econômica desse produto frente ao concorrente petroquímico devido, principalmente, ao seu apelo ambiental. Além disso, estas chances podem aumentar ainda mais uma vez que há espaço para futuros estudos de integração, otimização e modificações na logística da biorrefinaria de forma a baratear ainda mais essa produção.

## ÍNDICE

Capítulo I: INTRODUÇÃO.....	14
I.1 ESTRUTURA DO PROJETO.....	14
I.2 MOTIVAÇÃO.....	15
I.3 OBJETIVOS.....	18
Capítulo II: REVISÃO DA LITERATURA .....	20
II.1 ETENO VIA BIOETANOL: PANORAMA GERAL .....	20
II.2 CONCEITO DE BIORREFINARIA .....	22
II.3 ESTADO DA ARTE: ESTRATÉGIAS E VIABILIDADE DE PRODUÇÃO DE ETANOL EM UMA BIORREFINARIA.....	26
II.4 ESCOLHA DAS FONTES DE BIOMASSA PARA A BIORREFINARIA PROPOSTA.....	32
II.4.1 CANA-DE-AÇÚCAR .....	33
II.4.2 BETERRABA .....	34
II.4.3 SORGO SACARINO .....	34
II.4.4 MILHO .....	38
II.5 USINAS <i>FLEX</i> .....	41
II.6 INTEGRAÇÃO USINA ALCOOLEIRA – ETENO .....	45
Capítulo III: METODOLOGIA .....	48
III.1 DESCRIÇÃO DOS PROCESSOS.....	48
III.1.1 USINA SUCROALCOOLEIRA DE CANA-DE-AÇÚCAR .....	48
III.1.2 USINA ALCOOLEIRA DE MILHO .....	57
III.1.3 ETENO VIA DESIDRATAÇÃO CATALÍTICA DO ETANOL.....	61
III.2 DESCRIÇÃO DAS SIMULAÇÕES.....	64
III.3 PREMISSAS DE PROJETO .....	64
III.4 ANÁLISE ECONÔMICA.....	68
III.4.1 CUSTO DE INVESTIMENTO.....	69



III.4.2	CUSTOS DE OPERAÇÃO.....	73
III.4.3	PARÂMETROS ADOTADOS PARA ANÁLISE ECONÔMICA .....	75
III.4.4	CRITÉRIOS UTILIZADOS NA ANÁLISE ECONÔMICA .....	77
III.5	ANÁLISE DE RISCO.....	78
Capítulo IV:	RESULTADOS.....	81
IV.1	ANÁLISE TÉCNICA.....	81
IV.1.1	CAPACIDADE DE PROCESSAMENTO .....	81
IV.1.2	CAPACIDADE DE PRODUÇÃO .....	82
IV.1.3	GERAÇÃO DE SUBPRODUTOS.....	86
IV.1.4	CONSUMO DE INSUMOS .....	88
IV.1.5	CONSUMO DE ÁGUA DE PROCESSO E GERAÇÃO DE EFLUENTES LÍQUIDOS .....	89
IV.1.6	CONSUMO DE UTILIDADES .....	94
IV.1.6.1	CONSUMO DE ÁGUA DE RESFRIAMENTO .....	94
IV.1.6.2	CONSUMO DE ÁGUA FRIA.....	96
IV.1.6.3	CONSUMO DE ÁGUA DESMINERALIZADA .....	98
IV.1.6.4	CONSUMO DE FLUIDOS REFRIGERANTES.....	99
IV.1.6.5	CONSUMO DE ENERGIA ELÉTRICA .....	100
IV.1.6.6	CONSUMO DE VAPOR.....	102
IV.1.7	CONSUMO DE BAGAÇO E CAVACO DE MADEIRA .....	106
IV.2	ANÁLISE ECONÔMICA.....	110
IV.2.1	CUSTO DE INVESTIMENTO.....	110
IV.2.2	RECEITA E CUSTOS DE OPERAÇÃO .....	112
IV.2.3	ANÁLISE DE FLUXO DE CAIXA.....	116
IV.3	ANÁLISE DE RISCO.....	119
Capítulo V:	CONCLUSÃO E SUGESTÕES .....	122
V.1	CONCLUSÃO.....	122

V.2 SUGESTÕES PARA TRABALHOS FUTUROS.....	124
REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS.....	126
APÊNDICE A .....	138
A.1. USINA SUCROALCOOLEIRA DE CANA-DE-AÇÚCAR .....	138
A.1.1 A-100: LIMPEZA DA CANA-DE-AÇÚCAR.....	141
A.1.2 A-200: TRATAMENTO QUÍMICO DO CALDO PARA PRODUÇÃO DE AÇÚCAR.....	143
A.1.3. A-300: EVAPORAÇÃO DO CALDO .....	146
A.1.4. A-400: COZIMENTO E CRISTALIZAÇÃO DO AÇÚCAR.....	149
A.1.5. A-500: SECAGEM DO AÇÚCAR.....	151
A.1.6 A-600: TRATAMENTO QUÍMICO E EVAPORAÇÃO DO CALDO PARA PRODUÇÃO DE ETANOL .....	151
A.1.7. A-700: FERMENTAÇÃO .....	152
A.1.8. A-800: DESTILAÇÃO.....	155
A.1.9. A-900: COGERAÇÃO .....	159
A.2. USINA ALCOOLEIRA DE MILHO .....	163
A.2.1. A-1000: PRÉ-TRATAMENTO E FERMENTAÇÃO .....	165
A.2.2. A-800: DESTILAÇÃO.....	168
A.2.3. A-300: EVAPORAÇÃO .....	169
A.2.4. A-500: SECAGEM .....	171
A.3. ETENO VIA DESIDRATAÇÃO CATALÍTICA DO ETANOL.....	171
A.3.1. A-1100: REAÇÃO .....	172
A.3.2. A-1200: RECUPERAÇÃO DE ETENO .....	176
A.3.3. A-1300: PURIFICAÇÃO DE ETENO.....	179

## ÍNDICE DE FIGURAS

<b>Figura I-1:</b> Preços do Etanol e Açúcar entre Jan-2016 (Mês 1) e Out-2018 (Mês 34).....	18
<b>Figura II-1:</b> Conceito de biorrefinaria no cenário brasileiro.....	22
<b>Figura II-2:</b> Potencial Cadeia de Valor da Celulose em uma Biorrefinaria. ....	24
<b>Figura II-3:</b> Potencial Cadeia de Valor da Hemicelulose em uma Biorrefinaria.....	25
<b>Figura II-4:</b> Potencial Cadeia de Valor da Lignina em uma Biorrefinaria. ....	25
<b>Figura II-5:</b> Quantidade de trabalhos envolvendo análises técnico-econômicas de biorrefinarias.....	26
<b>Figura II-6:</b> Fluxograma de processo proposto por (Machado <i>et al.</i> , 2016).....	28
<b>Figura II-7:</b> Indicador sorgo sacarino x cana-de-açúcar.....	35
<b>Figura II-8:</b> Investimentos de grupos sucroalcooleiros para produção de etanol a partir do sorgo sacarino.....	36
<b>Figura II-9:</b> Crescimento e projeção da produção de etanol de milho no Brasil. ....	39
<b>Figura II-10:</b> Redução das emissões de gases de efeito estufa do uso de etanol hidratado em relação à gasolina.....	44
<b>Figura II-11:</b> Custo de produção de etanol hidratado nos diferentes cenários estudados .....	44
<b>Figura III-1:</b> Diagrama de blocos de uma usina sucroalcooleira típica. ....	49
<b>Figura III-2:</b> Diagrama de blocos de um processo típico de processamento de milho via rota seca.....	58
<b>Figura III-3:</b> Fluxograma genérico das seções de reação e recuperação de eteno. ....	61
<b>Figura III-4:</b> Fluxograma genérico da seção de purificação de eteno.....	62
<b>Figura IV-1:</b> Distribuição dos Custos Diretos de Investimento.....	111
<b>Figura IV-2:</b> Receita nos períodos de processamento da cana-de-açúcar e milho.....	113
<b>Figura IV-3:</b> Viabilidade da integração para três preços de venda do eteno (Taxa de retorno do projeto: 15%). ....	116
<b>Figura IV-4:</b> Viabilidade da integração para três preços de venda do eteno (Taxa de retorno do projeto: 12%). ....	117
<b>Figura IV-5:</b> Avaliação da confiabilidade da análise em função do número de cenários simulados.....	119
<b>Figura IV-6:</b> Histograma de probabilidade de sucesso com preço variável do eteno .....	120
<b>Figura IV-7:</b> Histograma de probabilidade de sucesso com preço do eteno igual a USD 1390 por tonelada .....	121
<b>Figura A-1:</b> Fluxograma global da simulação desenvolvida da usina sucroalcooleira de cana-	

de-açúcar. ....	140
<b>Figura A-2:</b> Fluxograma de simulação da A-100. ....	142
<b>Figura A-3:</b> Fluxograma de Simulação das etapas de sulfitação e calagem da A-200. ....	143
<b>Figura A-4:</b> Fluxograma das etapas de tratamento térmico, decantação e filtração da A-200. ....	145
<b>Figura A-5:</b> Dois primeiros estágios do evaporador de múltiplo-efeito da A-300. ....	146
<b>Figura A-6:</b> Representação do último estágio do evaporador. ....	148
<b>Figura A-7:</b> Fluxograma da unidade de cozimento e cristalização do açúcar. ....	149
<b>Figura A-8:</b> Unidade de secagem do açúcar. ....	151
<b>Figura A-9:</b> Fluxograma da Unidade de Fermentação. ....	152
<b>Figura A-10:</b> Fluxograma da primeira torre de destilação e lavagem de gases. ....	155
<b>Figura A-11:</b> Fluxograma do sistema de produção de etanol hidratado e etanol anidro. ....	158
<b>Figura A-12:</b> Fluxograma de simulação da unidade de cogeração da biorrefinaria. ....	160
<b>Figura A-13:</b> Fluxograma geral de simulação da usina alcooleira de milho. ....	165
<b>Figura A-14:</b> Fluxograma da etapa de pré-mistura (A1000). ....	166
<b>Figura A-15:</b> Fluxograma de simulação das etapas de cozimento, liquefação, sacarificação e fermentação. ....	167
<b>Figura A-16:</b> Etapas iniciais da unidade de evaporação. ....	170
<b>Figura A-17:</b> Etapa final da unidade de evaporação. ....	170
<b>Figura A-18:</b> Fluxograma de simulação da unidade de secagem. ....	171
<b>Figura A-19:</b> Fluxograma de Simulação do Sistema de Reação. ....	173
<b>Figura A-20:</b> Fluxograma de simulação do sistema de <i>quenching</i> . ....	177
<b>Figura A-21:</b> Fluxograma de simulação do sistema de compressão. ....	178
<b>Figura A-22:</b> Fluxograma de simulação da torre de lavagem e desidratação com peneira molecular. ....	178
<b>Figura A-23:</b> Fluxograma de simulação da seção de purificação de eteno. ....	179

## ÍNDICE DE TABELAS

<b>Tabela II-1:</b> Maiores Produtores de eteno via bioetanol .....	20
<b>Tabela II-2:</b> Produtividade e ciclo de vida de diferentes culturas destinadas à produção de etanol.....	33
<b>Tabela II-3:</b> Comparação da composição do caldo: Sorgo sacarino x Cana-de-Açúcar.....	35
<b>Tabela II-4:</b> Cenários industriais avaliados no estudo de Milanez <i>et al</i> (2014).....	43
<b>Tabela II-5:</b> Preço mínimo de venda do milho para os diferentes cenários estudados. ....	45
<b>Tabela III-1:</b> Produção brasileira na safra 2017/2018 (10 <sup>6</sup> metros cúbicos).....	65
<b>Tabela III-2:</b> Resumo das Classificações de Estimação de Custos de Investimento. ....	69
<b>Tabela III-3:</b> Classes de Estimativa de Custos.....	70
<b>Tabela III-4:</b> Detalhamento dos fatores contribuintes para o investimento fixo de uma unidade industrial.....	71
<b>Tabela III-5:</b> Valores adotados para contingência de uma planta industrial. ....	72
<b>Tabela III-6:</b> Detalhamento dos custos de produção.....	73
<b>Tabela III-7:</b> Correlações para estimação do custo total de produção. ....	74
<b>Tabela III-8:</b> Preços considerados neste estudo.....	75
<b>Tabela III-9:</b> Principais premissas assumidas na estimação dos preços e do investimento fixo. ....	79
<b>Tabela III-10:</b> Valores estimados para a média e desvio padrão dos principais parâmetros..	80
<b>Tabela IV-1:</b> Capacidade de processamento da biorrefinaria. ....	81
<b>Tabela IV-2:</b> Capacidade de Produção no período da cana-de-açúcar.....	83
<b>Tabela IV-3:</b> Capacidade de Produção no período do milho. ....	83
<b>Tabela IV-4:</b> Capacidade Anual de Produção da Biorrefinaria.....	84
<b>Tabela IV-5:</b> Comparação entre a composição do eteno na simulação e o grau polímero da Braskem.....	85
<b>Tabela IV-6:</b> Principais subprodutos gerados na produção de etanol e açúcar.....	86
<b>Tabela IV-7:</b> Consumo de insumos na produção de etanol e açúcar via cana-de-açúcar.....	88
<b>Tabela IV-8:</b> Consumo de insumos na produção de etanol e açúcar via milho. ....	88
<b>Tabela IV-9:</b> Consumo de insumos na produção de eteno via etanol. ....	89
<b>Tabela IV-10:</b> Consumo de água de processo e geração de efluentes líquidos na usina sucroalcooleira.....	90
<b>Tabela IV-11:</b> Consumo de água de processo e geração de efluentes líquidos na usina alcooleira de milho.....	91

<b>Tabela IV-12:</b> Consumo de água de processo e geração de efluentes líquidos na produção de eteno via etanol. ....	92
<b>Tabela IV-13:</b> Balanço de água no processo produtivo na biorrefinaria. ....	93
<b>Tabela IV-14:</b> Demanda de água de resfriamento na biorrefinaria. ....	95
<b>Tabela IV-15:</b> Demanda de água fria na biorrefinaria. ....	97
<b>Tabela IV-16:</b> Demanda de água desmineralizada na biorrefinaria. ....	98
<b>Tabela IV-17:</b> Demanda por refrigeração na biorrefinaria. ....	99
<b>Tabela IV-18:</b> Demanda de energia elétrica nos ciclos de refrigeração. ....	101
<b>Tabela IV-19:</b> Demanda por energia elétrica na biorrefinaria. ....	102
<b>Tabela IV-20:</b> Demanda de vapor no período de processamento da cana-de-açúcar. ....	103
<b>Tabela IV-21:</b> Demanda de vapor no período de processamento do milho. ....	105
<b>Tabela IV-22:</b> Cálculo da energia útil de combustão na corrente de leves e pesados. ....	106
<b>Tabela IV-23:</b> Produção, demanda e excedente de energia elétrica na biorrefinaria. ....	109
<b>Tabela IV-24:</b> Resultados para o Investimento do Complexo Industrial. ....	111
<b>Tabela IV-25:</b> Custo de matéria-prima, insumos e utilidades (MM USD por ano). ....	114
<b>Tabela IV-26:</b> Custos Anuais de Produção (MM USD por ano). ....	115
<b>Tabela IV-27:</b> Análise de Sensibilidade no Preço mínimo de venda do Eteno. ....	118
<b>Tabela A-1:</b> Componentes definidos na simulação da usina sucroalcooleira de cana-de-açúcar. ....	139
<b>Tabela A-2:</b> Composição adotada para a cana-de-açúcar. ....	141
<b>Tabela A-3:</b> Parâmetros utilizados na simulação da unidade de evaporação do caldo. ....	148
<b>Tabela A-4:</b> Reações especificadas no bloco R501B. ....	153
<b>Tabela A-5:</b> Reações de combustão consideradas na combustão do bagaço. ....	161
<b>Tabela A-6:</b> Componentes considerados na simulação da usina alcooleira de milho. ....	164
<b>Tabela A-7:</b> Composição do milho adotada na simulação. ....	166
<b>Tabela A-8:</b> Conversões definidas no vaso de sacarificação V-1003. ....	168
<b>Tabela A-9:</b> Componentes declarados na simulação da planta de eteno. ....	172
<b>Tabela A-10:</b> Propriedades do catalisador definidas na simulação. ....	173
<b>Tabela A-11:</b> Variáveis de projeto adotadas na simulação da seção de reação. ....	174
<b>Tabela A-12:</b> Reações consideradas para prever a formação de compostos minoritários ....	176

# Capítulo I: INTRODUÇÃO

## I.1 ESTRUTURA DO PROJETO

Para auxiliar na estruturação desse documento, este trabalho foi convenientemente separado em cinco capítulos principais.

Neste Capítulo I, foi apresentado um panorama geral sobre o eteno, sua importância para a indústria brasileira e suas rotas de produção mais relevantes. Dentre elas, buscou-se destacar a desidratação catalítica do etanol a eteno, uma rota emergente capaz de utilizar etanol como matéria-prima, além de possuir um alto índice de conversão e seletividade. Assim, foram apresentados importantes aspectos econômicos e desafios referentes ao emprego dessa via que motivaram o desenvolvimento deste estudo. Por fim, foram apresentados os principais objetivos que este estudo visou atingir.

No Capítulo II, foi descrito um panorama geral sobre a produção de eteno via etanol, focando no cenário brasileiro. Além disso, foi introduzido o conceito de biorrefinaria, suas premissas de produção e suas semelhanças e diferenças com a atual refinaria de petróleo. Foi apresentado o grande número de possibilidades deste tipo de configuração para produção de combustíveis, energia e o grande potencial e oportunidade que o Brasil possui neste cenário. Além disso, foram apresentadas as principais estratégias utilizadas em estudos técnico-econômicos e de viabilidade para montar uma configuração de processo semelhante a utilizada neste estudo, focando na utilização de fontes de biomassa de primeira geração e lignocelulósicas. Além disso, foi introduzido o conceito de usina *flex* e as suas principais estratégias de operação. Aprofundou-se nos principais estudos relacionados a usinas *flex*, mostrando o panorama geral e atual viabilidade no cenário brasileiro. Por fim, destacou-se sobre estudos acadêmicos que focaram especificamente na integração físico-energética entre as usinas alcooleiras e a planta de eteno via etanol.

No Capítulo III, foi apresentado uma descrição sucinta do processo adotado para as três unidades principais, bem como uma descrição detalhada de como foi feita e as principais premissas adotadas na construção da simulação. Além disso, foram apresentadas as principais premissas técnicas e econômicas adotadas neste estudo para a estruturação do complexo proposto. Descreveu-se os principais conceitos e como foram realizadas as estimativas de

custo de investimento e custos de operação, os principais parâmetros e critérios adotados para avaliação econômica, e a metodologia utilizada na confecção da análise de risco feita neste estudo.

No Capítulo IV, foram apresentados os principais resultados tanto sob o ponto de vista técnico como: capacidade de processamento e de produção, geração de subprodutos, consumo de insumos e utilidades, bem como uma análise detalhada do uso de bagaço de cana-de-açúcar e cavaco de madeira na unidade de cogeração para produção de vapor e energia elétrica. Além disso, foram apresentados os principais resultados obtidos na análise econômica, como custo de investimento, receita e custos de produção, margem bruta e análise de fluxo de caixa para o cenário base, considerando diferentes preços de venda de eteno. Além disso, foram apresentados os resultados das análises de risco efetuadas neste estudo, de modo a indicar o nível de viabilidade atual desse projeto.

Por fim, no Capítulo V foram apresentadas as principais conclusões obtidas na confecção deste estudo, bem como algumas sugestões para elaboração de trabalhos futuros relacionados ao tema.

## **I.2 MOTIVAÇÃO**

Em 2015, o Brasil teve um consumo total de 28,4 milhões de toneladas de derivados petroquímicos (VIANA, 2017), sendo que cerca de 75% desses insumos são atualmente produzidos a partir de eteno (YAKOVLEVA, *et al.*, 2016). Das suas potenciais aplicações, destaca-se principalmente o seu uso na fabricação de resinas termoplásticas, principalmente:

- polietileno de baixa densidade linear (PEBDL), utilizado na fabricação de filmes para sacos de lixo, embalagens para alimentos e mantas industriais;
- polietileno de baixa densidade (PEBD), usado na produção de filmes transparentes para alimentos, artigos de padaria e confeitaria;
- polietileno de alta densidade (PEAD), utilizado na moldagem de garrafas plásticas, tanques combustíveis de veículos, embalagens, desenvolvimento de fibras resistentes, entre outros.

Além disso, o eteno pode ser utilizado como intermediário para produção de diversos químicos, tais como: monoetileno glicol, usado na produção de resinas poliéster; dicloroetano,



monômero da produção de cloreto de vinila (PVC); etilbenzeno, usado na fabricação de poliestireno; entre diversos outros compostos (LEITE, 2012).

Em 2015, a capacidade mundial de produção de eteno foi de 165 milhões de toneladas (VIANA, 2017), sendo que 98% dessa produção é conduzida predominantemente pela rota petroquímica de pirólise ou craqueamento à vapor (MORSCHBACKER, 2009). Neste processo, nafta e parafinas leves são convertidas em olefinas, principalmente eteno e propeno, em fornos com elevada demanda energética (800 - 1200 °C) e rendimentos na faixa de 55%. Para aumentar a pureza do eteno produzido, essa corrente deve ser posteriormente processada em etapas de compressão e purificação, incluindo sistemas de refrigeração e sequências de destilação criogênica, contribuindo para o aumento da demanda energética e onerosidade do processo (LEITE, 2012).

Contudo, há um crescente interesse pelo desenvolvimento de rotas alternativas às convencionais, sobretudo motivado pelas constantes oscilações nos preços do petróleo e pela crescente preocupação com a preservação ambiental. Para a produção de eteno, a rota renovável que tem ganhando destaque é a desidratação catalítica do etanol a eteno. Este destaque se deve ao nível de maturidade dessa tecnologia, que já vem sendo empregada comercialmente no Brasil pela empresa Braskem. A produção nacional de 200 mil toneladas por ano de eteno teve início em 2010, sendo destinada à fabricação de plásticos com caráter renovável (Braskem, 2018).

Dessa forma, o Brasil apresenta um grande potencial para produção de químicos a partir de renováveis por ser o segundo maior produtor mundial de etanol, com 26,7 bilhões de litros anuais de etanol combustível (26% da produção mundial), sendo os Estados Unidos o maior com uma produção corresponde a 58% da mundial (RFA, 2018). A maior parte do etanol produzido no Brasil é obtido a partir da extração, beneficiamento e fermentação do suco da cana-de-açúcar, embora o interesse por diferentes fontes de biomassa como sorgo sacarino, milho e fontes lignocelulósicas tenha crescido consideravelmente nos últimos anos (DONKE *et al.*, 2016). Dentre suas principais aplicações, este é empregado na forma anidro, em misturas com gasolina, e na forma hidratado como combustível para carros *flex*, que representa cerca de 60% da frota nacional (WILKINSON, 2015).

Além do etanol, açúcar também pode ser obtido do beneficiamento da cana-de-açúcar, por meio das destilarias anexas, sendo o Brasil o maior produtor mundial, com cerca de 25%

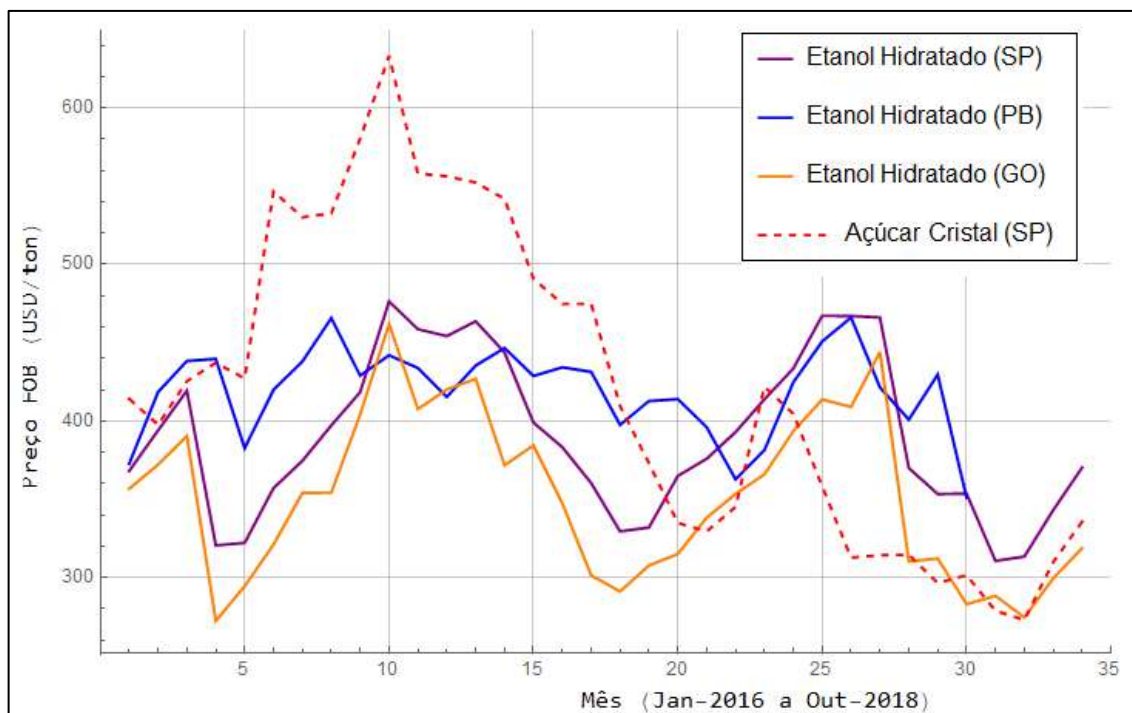
da produção, e maior exportador mundial, com cerca de 40% das transações (WILKINSON, 2015). Sua importância estratégica em um mercado bastante volátil fez com que o número de destilarias anexas tenha crescido, passando de 45% em 1990 para 68% em 2007 (CGEE, 2009). A proporção de cana direcionada para o mercado de etanol ou de açúcar pode variar entre 40-60% dependendo dos seus preços de mercado, o que aumenta o nível de flexibilidade de produção (WILKINSON, 2015).

Para atender a produção de eteno via a rota de desidratação catalítica o consumo deve ser aproximadamente de 1,85 toneladas de etanol hidratado (92,5% m/m) para cada tonelada da olefina, assumindo-se uma conversão e seletividade de 99 e 97%, respectivamente (MORSCHBACKER, 2009). Sob o ponto de vista econômico, considerando que o preço de mercado do eteno petroquímico é de 1117 USD/ton (Intratec, 2018) e o preço do etanol hidratado está na faixa de 373 USD/ton (CEPEA, 2018), o custo de etanol hidratado representaria pelo menos 62% do custo total de produção do eteno. Esse valor é um tanto conservador, uma vez que esse é o preço referente ao etanol na saída da usina e, portanto, são negligenciados os custos relativos ao transporte e distribuição.

A variabilidade no preço do etanol é agravada pelo fato de que o cultivo da cana-de-açúcar é sazonal. Na região Centro-Sul, que corresponde a 90% da produção nacional, o preço relativo do etanol é geralmente menor no período de safra (de abril a novembro). Nesse período, a quantidade total de etanol produzido nas usinas excede o volume de vendas, o que leva a um barateamento no preço do etanol (NOVA CANA, 2018). Já na região Norte-Nordeste esse período ocorre entre os meses de setembro e março de anos sucessivos.

Por esse motivo, as usinas tendem a estocar o excedente de produção para permitir o comércio regular de etanol na entressafra, período no qual estas param de produzir. Como a oferta de etanol é reduzida, o seu preço tende a valorizar nesse período. Dessa forma, atualmente as usinas ficam com suas unidades ociosas de 3 a 4 meses por ano, se dedicando neste período a vender o etanol estocado e realizar as atividades de manutenção das instalações industriais (NOVA CANA, 2018).

Essa sazonalidade, juntamente com fatores ligados à localização da indústria, à competição com o açúcar, preço do petróleo, fatores políticos, entre outros, tende a fazer com que o preço do etanol tenha um comportamento bastante oscilatório ao longo do ano, conforme pode ser visto na Figura I-1.



**Figura I-1:** Preços do Etanol e Açúcar entre Jan-2016 (Mês 1) e Out-2018 (Mês 34).  
**Fonte:** (CEPEA, 2018)

Outro fator que tende a encarecer ainda mais o etanol é a sua estocagem em alta quantidade durante toda a entressafra. Isso ocorre devido aos custos associados às operações de tancagem e às perdas de produto por evaporação. O armazenamento de grandes quantidades de álcool por um elevado intervalo de tempo pode, segundo (ROMÃO TECNOLOGIAS, 2018), levar a perdas expressivas por evaporação: até cerca de 1% do total de etanol armazenado. Considerando que o Brasil produz cerca de 28 bilhões de litros por ano, uma perda de 1% poderia significar um prejuízo em torno de 500 milhões de reais para o setor alcooleiro brasileiro.

A partir das informações reunidas nesta seção, vislumbra-se nesse trabalho que para tornar o processo de produção de eteno via desidratação catalítica do etanol ainda mais competitivo em relação à rota petroquímica convencional, é essencial a busca por alternativas que permitam a oferta contínua de etanol ao longo do ano, o que pode permitir a redução nos custos associados à produção, transporte e armazenamento do álcool.

### I.3 OBJETIVOS

Conforme contextualizado na seção anterior, o principal objetivo deste estudo foi buscar alternativas que permitissem o aumento da competitividade econômica da rota de produção de eteno via desidratação do etanol frente ao seu concorrente petroquímico. Dessa

forma, este estudo propôs a formação de um complexo industrial baseado na integração física e energética entre três plantas comerciais, a saber: uma usina sucroalcooleira baseada no beneficiamento da cana-de-açúcar, uma usina alcooleira baseada no beneficiamento do milho e uma planta industrial de desidratação catalítica de etanol a eteno.

Portanto, para avaliar o nível de viabilidade dessa proposta, este projeto teve como objetivos específicos:

- Construir simulações dos três processos mencionados em ambiente *Aspen Plus*, baseando-se em unidades convencionais reportadas na literatura, de modo a possibilitar cálculos rigorosos de balanço de massa e energia;
- Utilizar os resultados das simulações desenvolvidas para calcular os principais coeficientes técnicos de consumo de matéria-prima, insumos e utilidades de processo e de geração dos principais produtos e subprodutos da unidade de modo a validar esses resultados obtidos com o reportado em literatura especializada.
- Realizar uma avaliação técnico-econômica, que baseada na realização de estimativas de custos de investimento e de operação da unidade e nos resultados obtidos na etapa anterior, e por meio de análises de fluxo de caixa, permita estimar parâmetros econômicos, como vapor presente líquido, preço mínimo de venda e taxa interna de retorno, que possibilitem quantificar o nível de viabilidade do projeto para o cenário brasileiro;
- Realizar análises de sensibilidade que permitam quantificar o risco associado ao projeto devido às incertezas inerentes aos parâmetros econômicos e de mercado que foram utilizados nessa avaliação;
- Apontar e discutir os principais pontos positivos e gargalos tecnológicos do projeto que possam dificultar a implementação dessa unidade industrial, assim como sugestões de melhorias que podem ser eventualmente consideradas em trabalhos futuros.

Um estudo de avaliação tecnológica deve cobrir três pilares fundamentais de sustentabilidade: econômico, social e ambiental. No entanto, é importante ressaltar que este estudo focou na avaliação da integração proposta sob um ponto de vista técnico-econômico para o cenário brasileiro, uma vez que este é o primeiro requerimento para testar a viabilidade do processo (MACHADO *et al.*, 2016).

# Capítulo II: REVISÃO DA LITERATURA

## II.1 ETENO VIA BIOETANOL: PANORAMA GERAL

Ao contrário do que possa parecer, o processo de desidratação catalítica do etanol a eteno é bastante antigo. O primeiro relato dessa rota foi publicado em 1797, ganhando força no início do século XX com a construção e operação da primeira planta comercial, na Alemanha, em 1913 pela Elektrochemische Werke G.m.b.H (MORSCHBACKER, 2009).

Até a Segunda Guerra Mundial, essa planta era a única fonte de eteno para a produção de gás mostarda na Alemanha, Estados Unidos e Grã-Bretanha (LEITE, 2012). Em meados de 1940 foi substituído pelo processo convencional de craqueamento à vapor, que provou ser economicamente mais atraente e é utilizado até hoje como principal processo produtivo de eteno (IRENA, 2013). Recentemente, a desidratação catalítica do etanol voltou a ganhar impacto devido à elevação do preço de petróleo e por seu apelo ambiental, crescendo a quantidade de investimentos feitos para aprimorar esta tecnologia. Os maiores produtores de eteno via bioetanol, bem como suas capacidades de produção e biomassa utilizada para fabricação do álcool podem ser vistos na Tabela II-1.

**Tabela II-1:** Maiores Produtores de eteno via bioetanol

Empresa	Localização	Capacidade de Produção (kton/ano)	Origem da Biomassa
Braskem	Triunfo, Brasil	200	Cana-de-açúcar
Solvay Indupa *	Santo André, Brasil	60	Cana-de-açúcar
Dow Chemical (Mitsui)	Estados Unidos (Japão)	190	Cana-de-açúcar
Jilin Zhongxin Chemical Group Co **	China	90	Milho
Greencol (Toyota) **	Taiwan	100	Cana-de-açúcar
Oswal Petrochemical **	India	58	Cana-de-açúcar

\* Processo desenvolvido por *Halcon/SD (Chematur International AB)*  
\*\* Processo desenvolvido por *GI Dynamics (Petron Sciencetech)*

**Fonte:** Adaptado de (Yakovleva, *et al.*, 2016)

Da Tabela II-1, destaca-se a empresa Braskem como a maior produtora mundial de eteno renovável. Sua unidade foi inaugurada, em 2010, na cidade de Triunfo, no Rio Grande do Sul, após um investimento de USD 290 milhões. Sua planta industrial tem capacidade de produzir 200 mil toneladas de eteno, consumindo anualmente cerca de 460 milhões de litros

de etanol, o que corresponde a aproximadamente 1,7% da produção brasileira. No entanto, é importante ressaltar que a empresa não possui plantação de cana-de-açúcar e, conseqüentemente, não produz etanol hidratado (BRASKEM, 2018), sendo este fornecido pelas empresas Usina Conquista do Pontal, localizada em São Paulo, e Agro Energia Santa Luzia, localizada no Mato Grosso do Sul, com o preço de aquisição baseado no indicador ESALQ (CARRANÇA, 2017).

Apesar do domínio do processo de craqueamento à vapor, a rota de desidratação de etanol apresenta vantagens significativas em relação a primeira, tais como: índices de conversão e seletividade bastante elevados, alta disponibilidade de matéria-prima no cenário brasileiro, baixo custo de recuperação e purificação do eteno (MORSCHBACKER, 2009). Além disso, em comparação com a primeira, essa rota renovável promove uma considerável redução no nível de emissão de gases estufa. Braskem (2018) reportou que toda a cadeia de produção de polietileno a partir do etanol consegue fixar cerca de 3,09 toneladas de CO<sub>2</sub> por tonelada do polímero de baixa densidade. Já Patel *et al.* (2006) estimou, levando em conta o sequestro de CO<sub>2</sub> nas etapas de cultivo, uma redução de 120%, 45% e 90% para a cana-de-açúcar, milho e resíduos lignocelulósicos, respectivamente, em relação à rota petroquímica.

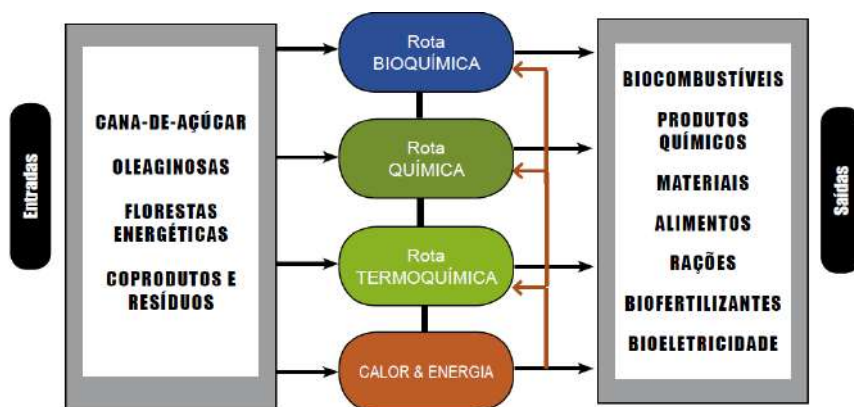
O polietileno produzido por essa rota recebeu certificados de fonte renovável pela comprovação da natureza renovável do plástico “verde”, destacando que todos os átomos de carbono da molécula do polietileno provêm do CO<sub>2</sub> fixado na plantação da cana-de-açúcar (MORSCHBACKER, 2015). Tal certificação dá ainda mais credibilidade socio-ambiental e agregação de valor econômico, ampliando ainda mais o potencial de mercado em contraste com o produzido pela via petroquímica.

Sob esse ponto de vista técnico-econômico, IRENA (2013) estimou um preço de venda do eteno, produzido a partir do bioetanol brasileiro, de USD 1390 por tonelada, sendo um dos mais baratos do mundo. Mesmo assim, e apesar dessa diferenciação de mercado devido ao caráter renovável, tal preço atualmente está quase USD 300 por tonelada acima do petroquímico. Conforme foi apontado no Capítulo I, um parâmetro muito importante para esse custo é o preço de aquisição do etanol. Quatro fatores relevantes que contribuem para elevar esse preço são: variação na oferta e demanda do etanol devido à sazonalidade do cultivo da cana-de-açúcar, custos associados diretamente à produção, custos de armazenamento e custos de transporte e distribuição. Nesse sentido, a formação de um complexo industrial que permita aproximar fisicamente todas as etapas da cadeia de

processamento por meio de integrações físicas e energéticas pode ser uma alternativa interessante para superar esses desafios.

## II.2 CONCEITO DE BIORREFINARIA

O conceito de biorrefinaria pode ser definido como instalações e processos por meio dos quais é possível obter combustíveis, produtos e energia a partir da biomassa, que pode ser de origem animal e vegetal ou ainda de rejeitos de matéria-orgânica, como bagaço e palha de cana (CGEE, 2010). Esse conceito é dinâmico e ainda se encontra em fase de desenvolvimento, mas de maneira geral aponta para a ideia de integração entre cadeias produtivas para produção de múltiplos produtos, conforme representado na Figura II-1.



**Figura II-1:** Conceito de biorrefinaria no cenário brasileiro.

Fonte: (Emprapa Agroenergia, 2011)

Em termos de produção, biorrefinarias devem operar com uma combinação ótima de etapas produtivas de forma a minimizar a geração de efluentes e maximizar o valor da biomassa, o uso de recursos, os benefícios e o retorno de investimento do projeto. Para isso, torna-se necessário o uso de processos integrados e sustentáveis, sendo consequentemente suportado por parâmetros técnicos de avaliação como ciclo de vida, índice de desenvolvimento socioeconômico regional, geração e o consumo de produtos de forma distribuída e mitigação da emissão de gases efeito estufa (EMPRAPA AGROENERGIA, 2011).

Portanto, a biorrefinaria possui uma estratégia de produção integrada, diversificada e flexível, sendo análoga ao das refinarias de petróleo, que fabricam múltiplos produtos, entre eles combustíveis em grande capacidade, além de uma parcela de produtos químicos de alto valor agregado, aumentando assim sua lucratividade (BNDES, 2007). No entanto, a

biorrefinaria se diferencia principalmente da refinaria de petróleo pelo fato de que a sua cadeia de processamento, por definição, é sustentável, utilizando como matéria-prima a biomassa renovável, com menor impacto ao meio ambiente (EMPRAPA AGROENERGIA, 2011).

Porém, uma desvantagem da biorrefinaria deve-se às características físico-químicas da matéria-prima. O petróleo é caracterizado como uma mistura fluida, que pode ser bombeada para a plataforma por oleodutos, gasodutos ou transportado em navios-petroleiro. Já a cana-de-açúcar, por exemplo, é usualmente transportada até a usina por transporte ferroviário ou rodoviário de baixa capacidade (CGEE, 2009). Assim, a refinaria de petróleo leva vantagem pela redução relativa no consumo de energia utilizada no transporte e por efeitos de economia de escala, impactando diretamente no preço final do produto.

Outras desvantagens são a alta dependência da produtividade de matéria-prima em função do próprio gerenciamento, qualidade e variabilidade das práticas agrícolas, como plantio, controle de pragas, adubação, disponibilidade de água, técnicas de colheita e transporte, e a maior complexidade estrutural das moléculas orgânicas em relação ao petróleo (CGEE, 2009). No caso da refinaria, as frações do petróleo são relativamente mais simples, geralmente sendo prontamente separadas na unidade de destilação. Posteriormente, estas frações são submetidas a processos de conversão e/ou tratamento para gerar os produtos de maior valor agregado da refinaria (Brasil *et al.*, 2014). Já a biomassa, principalmente de fonte lignocelulósica, deve passar por etapas de pré-tratamento e/ou transformação para rompimento da estrutura física e conversão das frações mais complexas como amido, celulose, hemicelulose e lignina, em moléculas estruturalmente mais simples, em condições de serem enviadas para as unidades posteriores de refino e/ou conversão, de forma a aumentar a eficiência de produção dos produtos finais da cadeia produtiva. Dessa forma, é importante ressaltar a necessidade de empregar etapas adicionais de transformação em comparação com o refino tradicional, o que contribui para tornar o processo de biorrefino mais oneroso, e, portanto, atualmente menos competitivo que o refino de petróleo (CGEE, 2010).

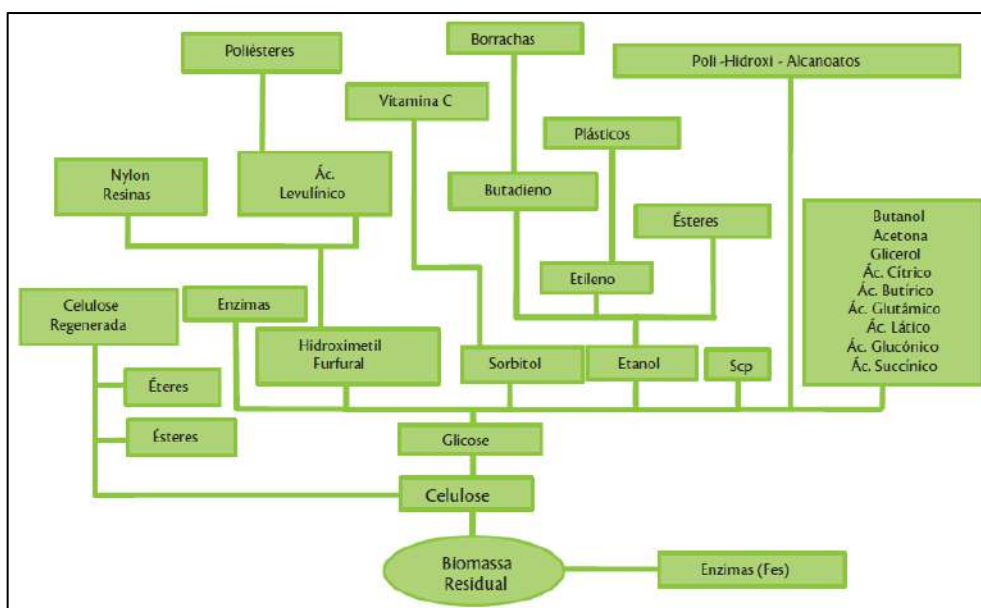
As rotas de transformação podem ser classificadas em: rotas químicas convencionais, bioquímicas ou termoquímicas. Nas rotas bioquímicas, predominam rotas enzimáticas ou a partir de microrganismos para obtenção de produtos com maior valor agregado, como por exemplo: ligantes, dispersantes e emulsificantes a partir da lignina (CGEE, 2010); açúcares (pentoses e hexoses) a partir da hidrólise enzimática do amido, celulose e hemicelulose. Estes



açúcares, por sua vez, podem ser fermentados gerando derivados com maior potencial para a indústria: ácidos carboxílicos, etanol, sorbitol, butanol, que por fim serão utilizados como solventes, combustíveis, monômeros para plásticos, intermediários químicos para indústria farmacêutica e de química fina em geral (EMPRAPA AGROENERGIA, 2011). Já nas rotas termoquímicas, os principais processos são a gaseificação e a pirólise da biomassa, formando como produtos principais: gases combustíveis, gás de síntese, bio-óleo e biocarvão, que também podem ser utilizados para fabricação de químicos ou na geração de energia (EMPRAPA AGROENERGIA, 2011).

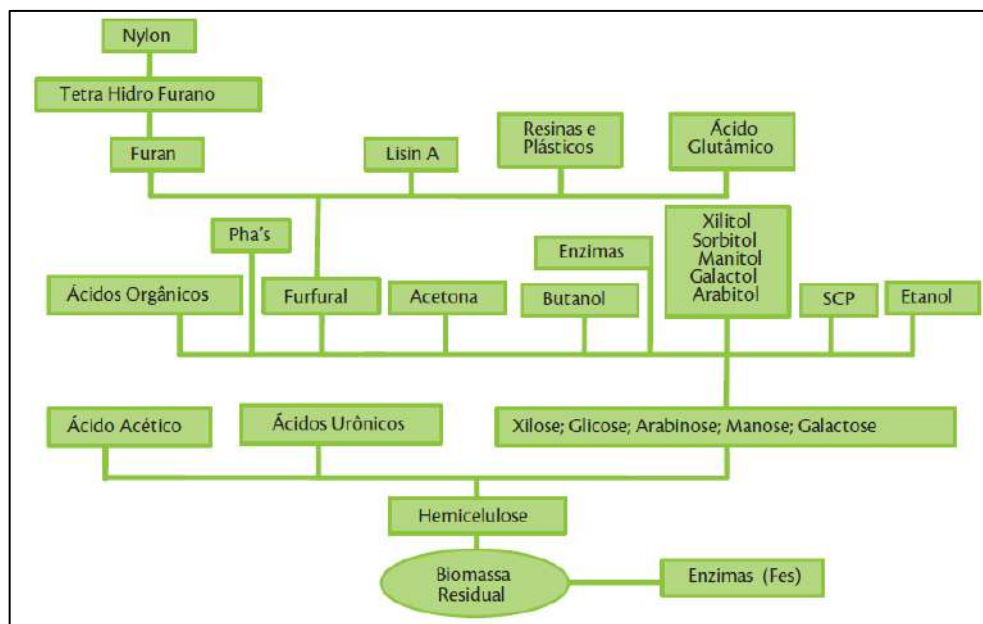
Apesar dessas dificuldades, o Brasil se encontra em posição privilegiada para assumir a liderança na produção sustentável de químicos pelo fato de possuir um grande potencial no cultivo de matérias-primas renováveis, dispondo de: culturas agrícolas de grande extensão, maior biodiversidade do planeta, intensa radiação solar, diversidade de clima e água em abundância (CGEE, 2010).

De fato, o Brasil possui grandes biorrefinarias operando de forma competitiva, como o parque sucroalcooleiro e a indústria de papel e celulose (CGEE, 2010). No entanto, conforme representado nas Figuras II.2, II.3 e II.4, o potencial de expansão da cadeia brasileira de biorrefino já existente ainda é imenso. A partir da análise da Figura II-2, destaca-se o principal foco deste trabalho: a rota de produção de etileno a partir do etanol produzido via fermentação dos açúcares oriundos da biomassa.



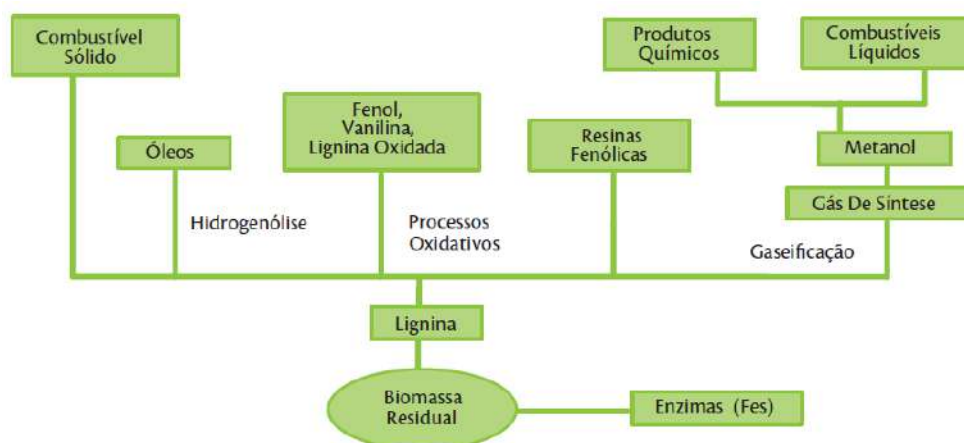
**Figura II-2:** Potencial Cadeia de Valor da Celulose em uma Biorrefinaria.

Fonte: (CGEE, 2010)



**Figura II-3:** Potencial Cadeia de Valor da Hemicelulose em uma Biorrefinaria.

Fonte: (CGEE, 2010)



**Figura II-4:** Potencial Cadeia de Valor da Lignina em uma Biorrefinaria.

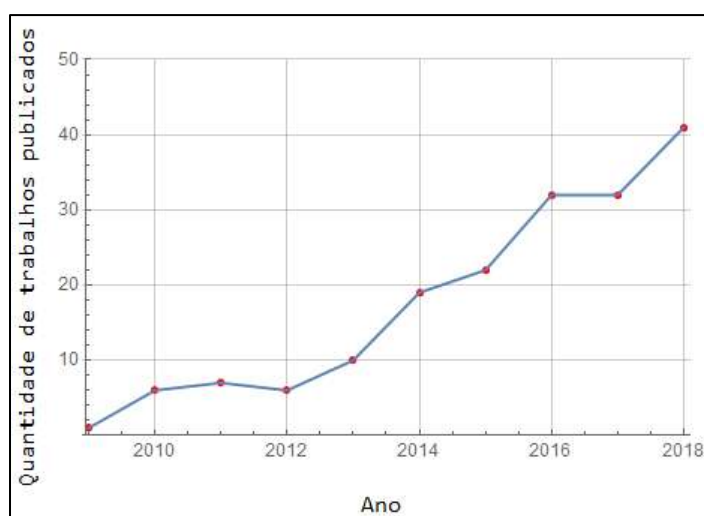
Fonte: (CGEE, 2010)

Assim, uma integração física e energética da usina de cana-de-açúcar brasileira com outros processos industriais, como a planta de eteno renovável, prevê uma expansão da cadeia de valor do parque sucroalcooleira brasileiro. Seguindo a definição de biorrefinaria apresentada, esta estratégia pode possibilitar a redução dos custos de produção, transporte e armazenamento em relação aos mesmos segmentos industriais operando de forma independente. Portanto, essa integração pode abrir maiores possibilidades para melhorar a viabilidade técnico-econômica e a flexibilidade de mercado dos processos renováveis, agregando valor para diversos setores envolvidos no cenário brasileiro.

## II.3 ESTADO DA ARTE: ESTRATÉGIAS E VIABILIDADE DE PRODUÇÃO DE ETANOL EM UMA BIORREFINARIA

Conforme foi apresentado no Capítulo I deste trabalho, o Brasil é um dos maiores produtores mundiais de etanol, potencial intermediário na produção de eteno, sendo que seu parque sucroalcooleiro é majoritariamente baseado na extração e processamento do suco da cana-de-açúcar. Porém, devido a sua sazonalidade, sem o uso de estocagem essa tecnologia de produção de etanol não é suficiente para a operação de uma biorrefinaria durante todo o ano. Com a estocagem do etanol produzido em um certo período do ano é possível atender tanto as atividades da própria planta assim como o mercado de etanol durante toda a entressafra, no entanto isso contribuindo significativamente para aumentar os custos da cadeia produtiva. Segundo Rosseto M. (2012), há duas opções para resolver esse problema: usar outras matérias-primas de primeira geração, como sorgo ou milho, para complementar a demanda na entressafra, ou apostar na produção de etanol de segunda geração a partir de materiais lignocelulósicos, como capim, bagaço e palha.

Com o objetivo de superar esses desafios, diversos estudos têm sido publicados na literatura avaliando oportunidades de melhorar a viabilidade técnico-econômica das biorrefinarias. De fato, conforme pode ser visto na Figura II-5, a quantidade de trabalhos relacionados a esse tema cresceu acentuadamente na última década. Para efeitos de referência, esses dados foram obtidos na base *Web of Science* utilizando as palavras-chave: *biorefinery*, *techno-economic* e *analysis*.



**Figura II-5:** Quantidade de trabalhos envolvendo análises técnico-econômicas de biorrefinarias.

**Fonte:** (Web of Science, 2018).

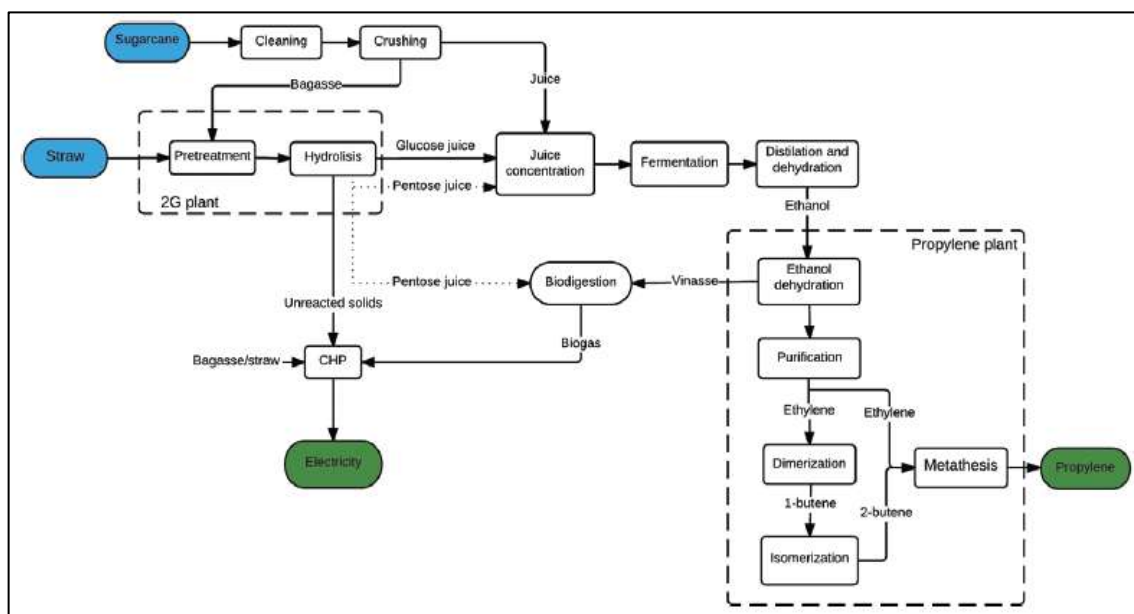
Nesse sentido, foi observado que a maior parte dos estudos tem apostado em avaliar e otimizar a produção de etanol de segunda geração (2G) a partir dos materiais lignocelulósicos. Essa preferência por esse tipo de matéria-prima se deve a: sua grande disponibilidade; por não apresentarem competição com a produção de alimentos; por precisarem de pouca, ou nenhuma, terra para serem produzidos (IRENA, 2013); e por terem condições de compartilhar parte da infraestrutura onde o bioetanol convencional é produzido (Dias *et al.*, 2009).

Um exemplo de trabalho desenvolvido cujo objetivo foi avaliar técnico-economicamente uma biorrefinaria operando esse tipo de biomassa é o de Nitzsche *et al.* (2016). Os autores tiveram como ênfase a simulação em *Aspen Plus*, além da otimização por integração energética e avaliação técnico-econômica de uma biorrefinaria baseada na utilização de 400 kta de madeira de faia para produção de 58,5 kta de lignina organossolve, 90,8 kta de lignina hidrolisada, 38,4 kta de biometano e o próprio eteno, com capacidade de 61,6 kta. Com relação a cadeia de processamento da biorrefinaria, as principais etapas de processo definidas foram: pré-tratamento organossolve da biomassa para obtenção da lignina; hidrólise enzimática da celulose, fermentação dos açúcares recuperados e purificação de etanol de segunda geração por destilação convencional; produção de eteno via desidratação catalítica do etanol; e digestão anaeróbica da fração hemicelulósica da biomassa para produção de biogás. Apesar de que a estratégia de utilização de madeira como matéria-prima possibilite o fornecimento contínuo de etanol durante o ano inteiro, os autores concluíram que o projeto da biorrefinaria ainda não é economicamente viável, apresentando um valor presente líquido negativo (USD -11,9 milhões) e um preço mínimo de venda do eteno superior ao de mercado (USD 1750/ton), sendo bem superior ao custo do eteno via bioetanol brasileiro (IRENA, 2013). Os custos de obtenção da madeira, do vapor e os custos de investimento da planta foram apontados como principais fatores econômicos limitantes. No entanto, foi verificado que esses critérios de avaliação econômica são altamente dependentes dos preços adotados na obtenção da madeira e de venda da lignina e do eteno, sendo possível que a biorrefinaria seja economicamente viável sob certas condições de mercado, como um preço de venda do eteno levemente mais elevado.

Uma outra aposta, desta vez baseada no cenário brasileiro, é a integração entre as usinas alcooleiras de primeira e segunda geração, incluindo o processamento da palha e do bagaço da cana-de-açúcar para produção de etanol. Esta abordagem também é bem conceituada por possibilitar a produção de etanol de segunda geração a partir do bagaço e da

palha no período de entressafra da cana-de-açúcar, reduzindo o tempo de parada da unidade. Atualmente nas usinas de cana-de-açúcar, o bagaço geralmente é queimado nos sistemas de cogeração para produção de vapor e eletricidade. Já em relação a palha, uma parte desta deve ser deixada no campo para assegurar a disponibilidade de nutrientes e preservação do solo para o próximo ciclo de plantio (MACHADO *et al.*, 2016).

Em seu estudo Machado *et al.* (2016) apresentam uma avaliação técnico-econômica para a produção de biopropileno em uma biorrefinaria de cana-de-açúcar. Este estudo é bastante relevante para esse trabalho principalmente por dois motivos: os autores analisaram a produção de eteno via desidratação catalítica do etanol, uma vez que o eteno é intermediário da produção de propeno; e pelo fato de realizarem a avaliação econômica considerando parâmetros coerentes com o cenário brasileiro. Para a usina de primeira geração, os autores assumiram o processamento de 500 ton/h de cana-de-açúcar por 167 dias de operação (2 Mton/ano), relativo a um típico período de colheita da cana-de-açúcar, em uma destilaria autônoma. Já para a usina de segunda geração, os autores consideraram o processamento do bagaço e da palha. O fluxograma de processo apresentando todas as unidades propostas por Machado *et al.* (2016) pode ser visualizado na Figura II-6.



**Figura II-6:** Fluxograma de processo proposto por (Machado *et al.*, 2016)

Além das unidades de produção de etanol, eteno e propeno, a biorrefinaria conta com: um sistema de cogeração, considerando a queima de bagaço, palha, biogás e a lignina recuperada na usina de segunda geração para a produção de vapor e eletricidade; e com uma

unidade de geração de biogás a partir da fração hemicelulósica e da vinhaça, sendo que esse biogás será utilizado também nos fornos dos processos de desidratação catalítica do etanol e produção deste em propileno.

Para a avaliação econômica, os autores tiveram como principal critério o preço mínimo de venda do propileno, adotando uma taxa de retorno de 15% ao ano para o projeto de modo a refletir um elevado risco de investimento. Além disso, desenvolveram uma análise de risco de Monte Carlo com dez mil simulações, de modo a também refletir as incertezas associadas aos preços da cana-de-açúcar, dos insumos necessários e no custo total de investimento das unidades industriais.

Como principais resultados, os autores estimaram um preço mínimo de venda do propileno não viável economicamente (2400 USD/ton), podendo ser reduzido a USD 1300/ton no futuro se forem considerados uma combinação de fatores, tais como: redução do preço da cana-de-açúcar, efeitos de economia de escala proporcionados pelo aumento da capacidade de processamento da usina alcooleira, redução dos custos de produção devido ao amadurecimento da tecnologia, além de introdução de políticas fiscais e financeiras que poderiam reduzir a percepção de risco do projeto.

Outro trabalho que apresentou uma integração entre as usinas alcooleiras de primeira e segunda geração foi desenvolvido por Dias *et al.*, (2011), que realizaram uma análise técnico-econômica comparando: uma usina alcooleira de primeira geração operando individualmente; uma usina alcooleira de segunda geração operando individualmente; e uma usina alcooleira integrada de primeira e segunda geração. Estas análises foram conduzidas por meio da criação de seis cenários diferentes:

- **Primeiro cenário:** destilaria autônoma de primeira geração otimizada com máximo aproveitamento de bagaço e palha como combustível.
- **Segundo cenário:** destilaria autônoma de primeira geração otimizada, porém com aproveitamento de bagaço e palha no sistema de cogeração apenas para atendimento da demanda interna e venda do excedente.
- **Terceiro cenário:** destilaria integrada de primeira e segunda geração com tecnologia atualmente empregada de hidrólise e utilização das pentoses obtidas no pré-tratamento para geração de biogás na unidade de biodigestão.
- **Quarto cenário:** destilaria integrada de primeira e segunda geração com tecnologia

otimizada de hidrólise e utilização das pentoses obtidas no pré-tratamento para geração de biogás na unidade de biodigestão.

- **Quinto cenário:** destilaria integrada de primeira e segunda geração com tecnologia otimizada de hidrólise e utilização das pentoses obtidas no pré-tratamento na etapa de fermentação.
- **Sexto cenário:** destilaria de segunda geração com tecnologia otimizada de hidrólise e fermentação, utilizando o excesso de bagaço e palha da destilaria de primeira geração.

Para a análise técnico-econômica, o critério de avaliação utilizado para comparação de viabilidade entre os cenários foi a taxa interna de retorno. Em relação aos principais resultados obtidos, os autores mostraram que o terceiro cenário apresentou o maior investimento fixo e baixa taxa interna de retorno (11,6%) em relação aos outros cenários. Com o amadurecimento e otimização da tecnologia, relativos ao quarto e quinto cenários, houve uma melhoria na tendência de viabilidade, porém apenas este último cenário apresentou uma taxa interna de retorno (16,8%) maior do que a destilaria autônoma de primeira geração (14,9%). Já o sexto cenário, representando a operação isolada da usina de segunda geração, apresentou a menor viabilidade entre os casos estudados, com uma taxa interna de retorno de retorno de 10% ao ano. Em seu trabalho Dias *et al.* (2011) concluíram que a integração entre as usinas alcooleiras de primeira e segunda geração apresentam um enorme potencial, podendo vir a ser mais competitivas do que a usina de primeira geração. No entanto, com base nos trabalhos exemplificados, é possível verificar que embora as biorrefinarias lignocelulósicas apresentem um enorme potencial econômico e ambiental, estas ainda não são viáveis de serem operadas em escala comercial para produção renovável de químicos e combustíveis, devendo-se principalmente a (CHANDEL *et al.*, 2018):

- Elevado investimento de capital, uma vez que a etapa de pré-tratamento pode representar de 30 a 50% do custo de investimento total;
- Elevado custo de operação, sendo que a unidade de pré-tratamento pode representar de 20 a 25% dos custos totais de operação, destacando o custo das enzimas utilizadas na quebra da celulose, que podem representar 30% do custo total de processamento;
- Irregularidades na cadeia de fornecimento da biomassa, incluindo a presença de areia no bagaço que pode interromper o processo produtivo;
- Baixa maturidade tecnológica, principalmente nas unidades de pré-tratamento, apresentando dificuldades no escalonamento das condições de processo da escala

laboratorial para a comercial;

- Dificuldades na obtenção de estabilidade operacional.

Recentemente, as empresas ao redor do mundo tem registrado situações incongruentes. Por um lado, algumas empresas tem estado otimistas com a produção de etanol de segunda geração, como a empresa Raízen que planeja atingir a capacidade de produção correspondente a 40 milhões de litros de etanol de segunda geração (atualmente 7 milhões de litros) na unidade de Piracicaba até 2020 (LUTZ, 2018). Outro exemplo se trata da empresa holandesa Royal DSM, que espera ter um aumento de competitividade do etanol de segunda geração frente a gasolina devido ao aumento dos preço do barril de petróleo (SIJBESMA, 2018). No entanto, outras empresas não tem se mostrado tão otimistas. Por exemplo, a empresa GranBio tinha anunciado a suspensão da produção de etanol celulósico, passando a se dedicar a produção e venda de energia elétrica a partir da palha de cana-de-açúcar. Embora a empresa tenha relatado que o etanol de primeira e segunda geração apresentam um grande potencial, esta ainda tenta se recuperar da crise que se iniciou em 2010 (NOVA CANA, 2017). Além disso, em 2017, a empresa DowDuPont anunciou que iria encerrar o investimento na produção de etanol celulósico a partir de sobras do milho, buscando vender a sua unidade em Nevada, inaugurada em 2015 após investimento de USD 500 milhões (NOVA CANA, 2017).

Especificamente em relação às empresas brasileiras, Bonomi (2017) afirmou que a tendência é que o etanol celulósico alcance o custo de primeira geração em 2025 e em 2030 seja economicamente mais viável. Além disso, Bonomi (2017) também afirma que a capacidade de produção brasileira para produção etanol de segunda geração é baixa, se restringindo a duas empresas: Raízen, com uma unidade em Piracicaba e a GranBio, alocada em Alagoas. Além disso, ambas as unidades estão operando com menos da metade da capacidade total disponível, de forma descontínua e em fase de amadurecimento técnico, utilizando equipamentos com baixa eficiência devido a problemas operacionais. Com base em estudos e no desenvolvimento de simulações de diferentes cenários tecnológicos de curto, médio e longo prazo, Bonomi (2017) também afirmou que, na área industrial, torna-se necessário a redução dos custos de investimento, um melhor nível de aprendizado com relação às etapas de pré-tratamento e hidrólise, que ainda é demorada, aumentando os custos de capital e riscos de contaminação. Além disso, foi apontado que a produção de etanol a partir do hidrolisado de hemicelulose ainda não é madura o suficiente, estando em fase de desenvolvimento (CHANDEL *et al.*, 2018). Por fim, Bonomi (2017) informa que as duas



plantas brasileiras mencionadas apresentam rotas produtivas distintas. Enquanto que a GranBio é dedicada a produção exclusiva de etanol de segunda geração, a Raízen produz etanol de primeira e segunda geração de maneira integrada. A própria empresa sugere que a planta tem tido sucesso produtivo devido a essa forma de integração, que proporciona consideráveis benefícios logísticos (DIAS *et al*, 2011).

A partir das informações apresentadas nesta seção, é razoável concluir que biorrefinarias baseadas no processamento de materiais lignocelulósicos ainda não são economicamente competitivas frente as de primeira geração, cujos processos já são tecnologicamente e logisticamente bem estabelecidos. Embora tais tipos de biorrefinaria sejam bastante promissores e cotadas para serem viáveis na próxima década, ainda apresentam uma série de desafios técnicos e econômicos.

O mesmo pode ser dito da produção de etanol de terceira geração, que apresenta um potencial ainda maior do que o de segunda geração. A biorrefinaria a partir de microalgas apresenta vantagens quando comparadas aos resíduos lignocelulósicos, tais como: maior produtividade de etanol por hectare devido a maior eficiência fotossintética, podendo atingir valores 12 a 35 vezes maior que a cana-de-açúcar; pouca lignina em sua composição, facilitando as etapas de pré-tratamento e hidrólise, maior taxa de fixação de CO<sub>2</sub>. No entanto, esta rota ainda não está tão avançada tecnologicamente, podendo ser um tema a ser explorado em trabalhos futuros (PERLINGEIRO, 2014).

## **II.4 ESCOLHA DAS FONTES DE BIOMASSA PARA A BIORREFINARIA PROPOSTA**

Como foi visto na seção anterior, a biorrefinaria de segunda geração provavelmente será a rota dominante de bioprodução no futuro, porém ainda apresenta gargalos técnicos e logísticos que inviabilizam a sua produção em escala comercial. Porém, como o objetivo geral desse trabalho é buscar o aumento da competitividade do eteno renovável frente ao petroquímico, esta opção, apesar de promissora, não foi adotada para a construção do mesmo.

Dessa forma, a alternativa adotada para possibilitar a integração entre as plantas de etanol e eteno em uma biorrefinaria, e simultaneamente superar o problema de sazonalidade de cana-de-açúcar, foi integrar duas fontes de biomassa de primeira geração em um complexo industrial, seguindo a recomendação de Rosseto M. (2018). Esta integração entre usinas está

associada ao conceito de usinas “flex”, que será melhor abordada na próxima seção. Portanto, o objetivo desta seção é justificar a escolha das duas biomassas que irão servir como matéria-prima para biorrefinaria proposta.

Em questões de facilidade e custo de processamento, a escolha por biomassas sacaríneas é preferível. O açúcar representa a reserva energética da planta e é acumulado em diferentes estruturas dos vegetais, como no corno (cana-de-açúcar e sorgo sacarino), nos tubérculos (beterraba açucareira, batata-doce e mandioca) ou nos frutos (uva e maçã).

## II.4.1 CANA-DE-AÇÚCAR

Para aproveitar todo o potencial brasileiro a cana-de-açúcar é a primeira fonte de biomassa. Além de possuir umas das maiores produtividades de etanol por unidade de área, conforme destacado na Tabela II-2, apresenta um elevado potencial energético e possibilita a integração de seus resíduos no sistema de produção, seja por exemplo na produção de energia ou na utilização como fertilizante e adubo no campo (PERLINGEIRO, 2014).

**Tabela II-2:** Produtividade e ciclo de vida de diferentes culturas destinadas à produção de etanol.

<b>Matéria-prima</b>	<b>Balço Energético (saída/entrada)</b>	<b>Produtividade em etanol (L/ha)</b>	<b>Redução na emissão de gases estufa</b>
Trigo (Europa)	2,0	2500	16-69%
Milho (EUA)	1,4	3800	0-38%
Beterraba (Europa)	2,0	5500	52%
Cana-de-açúcar (Brasil)	9,3	7000	61-91%

**Fonte:** (PERLINGEIRO, 2014).

Com relação ao plantio, a cana-de-açúcar pode ser classificada como uma cultura semiperene. Após seu primeiro plantio, demora cerca de um ano a um ano e meio até atingir o ponto de colheita. Após esse primeiro corte, surge uma nova brotação da estrutura vegetativa remanescente no solo. Essa nova rebrotação poderá ser colhida após um ano, repetindo-se esse processo a cada ano. Porém, a cada nova colheita ocorre uma queda natural de rendimento, e após um determinado número de ciclos, o canavial deve ser renovado. O período de renovação é de normalmente 5 anos após o início do cultivo, podendo variar com a região e com o tipo de colheita, sendo a colheita é manual com maior período ou mecanizada menor. O processo de renovação do canavial envolve o revolvimento do solo, por meio de subsolagem ou aração profunda, seguida de gradeação. No entanto, antes do plantio do novo canavial, geralmente se produz um vegetal de ciclo curto, como soja ou amendoim, pois esta

rotação traz melhorias nas condições físico-químicas no solo, reduz a incidência de pragas e ervas daninhas, além de promover um maior equilíbrio da biota no solo (PERLINGEIRO, 2014).

Outra característica vantajosa no cultivo da cana-de-açúcar se deve ao fato de proporcionar a redução da exposição do solo a processos erosivos, devido ao seu rápido crescimento e fechamento da cobertura vegetal. Mesmo após a colheita, o solo fica protegido da erosão desde que a palha permaneça no campo cobrindo-o parcialmente ou totalmente (PERLINGEIRO, 2014).

Uma vez decidida a utilização da cana-de-açúcar, resta a escolha da segunda cultura que irá ser utilizada na produção de etanol durante a entressafra da primeira de modo a possibilitar a produção desse biocombustível por todo o do ano.

#### **II.4.2 BETERRABA**

Seguindo a preferência por biomassas sacaríneas, uma possível opção seria a beterraba tipo açúcareira. Em países com zonas temperadas, como na Europa, é bastante comum o seu uso para produção de açúcar cristalizado. Esta também apresenta uma elevada produtividade em relação ao etanol, vide Tabela II-2. No entanto, a produção de etanol a partir da beterraba em território brasileiro apresenta alguns problemas, como: prática de cultivo tem que ser interminante, de modo a evitar ploriferação de doenças; baixa produtividade devido ao clima brasileiro; alto custo de produção, principalmente devido a incapacidade de produzir as sementes, tendo que as adquirir no mercado (SIAMIG, 2017). Devido a esses fatores, a beterraba produzida no Brasil é destinada principalmente ao mercado de alimentos (PERLINGEIRO, 2014).

#### **II.4.3 SORGO SACARINO**

Uma opção interessante para fabricação de etanol é a utilização de sorgo sacarino. Esta cultura apresenta colmos com composição do caldo de certa forma similar a da cana-de-açúcar, vide Tabela II-3. Tal similaridade é extremamente relevante, pois possibilitaria a produção de etanol via sorgo sacarino utilizando uma boa parte da infraestrutura industrial existente do processo da cana-de-açúcar, o que reduziria consideravelmente a necessidade de investir na adequação da planta.

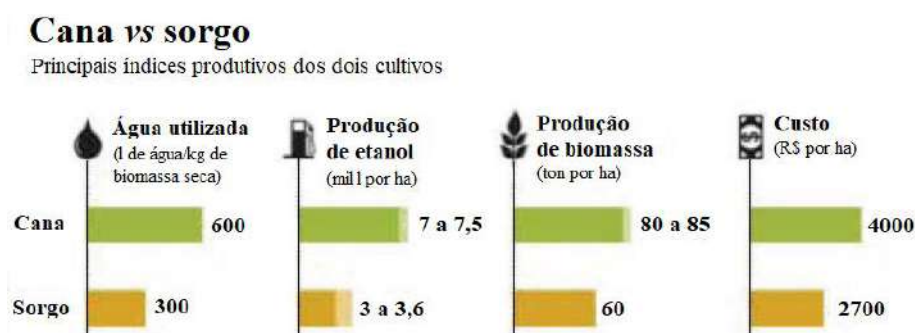
**Tabela II-3:** Comparação da composição do caldo: Sorgo sacarino x Cana-de-Açúcar.

Parâmetro	Sorgo Sacarino	Cana-de-açúcar
Brix do caldo	15-19	18-25
Pureza	60-75	80-90
Fibra (%)	2,0	10-15
Sacarose no caldo (%)	8-13	14-22
Açúcares Redutores no caldo	1-3	0,5-1
Glicose no caldo (%)	0,5-2	0,2-1
Frutose no caldo (%)	0,5-1,5	0-0,5
Açúcares Redutores Totais (%)	12-17	15-24
Amido no caldo (%)	0,1-0,5	0,001-0,05

Fonte: (EMBRAPA, 2012).

Outras características interessantes do sorgo sacarino são o seu ciclo curto de cultivo com duração de 120-140 dias (PERLINGEIRO, 2014) e sua boa adaptação a estresses ambientais (DURÃES, 2012). Esse período curto facilitaria ainda mais a sua utilização durante a entressafra da cana-de-açúcar, podendo ainda participar na rotação das terras destinadas a cana-de-açúcar, contribuindo para regeneração do solo sem necessitar ampliar a área de cultivo. Além disso, é capaz de gerar bagaço com umidade e poder calorífico (2000 kcal/kg) comparáveis com a da cana-de-açúcar, podendo ser enviado para a unidade de cogeração para produção de vapor e eletricidade, contribuindo portanto para um balanço energético favorável da unidade (EMBRAPA, 2012).

É possível observar na Figura II-7 que o sorgo sacarino apresenta um menor consumo de água e menor custo em relação a cana-de-açúcar.



**Figura II-7:** Indicador sorgo sacarino x cana-de-açúcar.

Fonte: (SANTOS, 2012).

Devido as vantagens apresentadas, grandes grupos sucroalcooleiros investiram no início da década no cultivo de sorgo em escala experimental. Um resumo de alguns desses

investimentos foi retratado na Figura II-8 e, conforme pode ser visto, a produtividade ficou na faixa de 0,7-1,3 mil litros de etanol por hectare para grandes capacidades de plantio. Tal resultado gerou uma onda de pessimismo por partes das empresas, pois o resultado econômico se mostrou bem abaixo da lucratividade mínima, que foi estimada em 2,5 mil litros por hectare (NOVA CANA, 2013).

Grupo/Usina-Local	Informações (safra, área, rendimento)		
Usina Bom Retiro Piracicaba/SP (Raízen)	Plantio de 1 mil ha, safra de 2012, produtividade de 32 t/ha	Plantio de 600 ha, safra de 2013, rendimento de 900l/ha de etanol	
Usina Bom Retiro Capivari/SP (Raízen)	Plantio de 990 ha, safra de 2011		
Usina Rafard Capivari/SP (Raízen)	Plantio de 636 ha, safra de 2010, produtividade de 763l/ha e 728 l/ha de etanol		
Raízen São Paulo e Goiás	Plantio de 200 ha safra de 2011 de forma experimental	Plantio de 1,7 mil ha, safra de 2012, em São Paulo e Goiás	Em 2012 possuía 1 mil ha em Piracicaba/SP e Jataí/GO
	Colheu 92 ha, fevereiro e março de 2011, com previsão de plantio de 1 mil ha em Jataí/GO		
Usina Moema Orindiúva/SP (Bunge Brasil)	Plantio de 740 ha, safra não informada, produtividade de 34 t/ha rendimento de 1,8 mil l/ha de etanol		
Odebrecht Agroindustria Local não informado	Plantio de 1,5 mil ha, safra de 2013		
Grupo Farias Local não informado	Plantio de 1,5 mil ha, safra não informada, com pretensão de aumento para 2,3 mil ha		
Nova Fronteira Bioenergia Local não informado	Plantio de 270 ha, safra de 2011	Plantio de 600 ha, safra de 2012, teste de 3 variedades, produtividade de 1,3 mil l/ha de etanol	
Usina Boa Vista (Nova Fronteira Bioenergia) Quirinópolis/GO	Plantio em 2013 da 3ª safra em, área não informada		
Cerradinho Catanduva/SP	Plantio de 1,2 mil ha, safra de 2011, produção de 1,4 milhão de litros de etanol		

**Figura II-8:** Investimentos de grupos sucroalcooleiros para produção de etanol a partir do sorgo sacarino

Segundo Cabral (2016), essa baixa produtividade obtida ocorreu devido a problemas técnicos tanto na parte industrial como na parte agrícola. Devido às diferenças de densidade entre os colmos do sorgo e da cana-de-açúcar, o primeiro exige uma regulagem das moendas diferente do que é utilizado no processamento da cana-de-açúcar. Esse ajuste nas condições operacionais é um processo delicado, uma vez que ajustes equivocados podem aumentar o teor de umidade do bagaço, dificultando o processo de queima e geração de energia, além de diminuir o rendimento na recuperação dos açúcares. Uma baixa eficiência pode resultar em 10% de perdas devido a problemas na etapa de extração (EMBRAPA, 2012). Em relação à composição do sorgo sacarino apresenta uma maior quantidade de açúcares redutores, como

glicose e frutose, em relação à cana-de-açúcar. Além de aumentar o risco de contaminação no processo, já que a glicose é prioritariamente consumida por bactérias fermentescíveis em relação a sacarose, o menor nível de pureza restringe a sua utilização na produção de açúcar comercial (MACHADO, 2011).

Além disso, uma grande dificuldade foi encontrada no gerenciamento agrícola do sorgo, decorrida principalmente de uma sequência de equívocos e falhas no manejo. Segundo Nova Cana (2013), um ponto importante é a falta de equipamentos adequados para a colheita do sorgo. Os mesmos equipamentos utilizados na colheita da cana-de-açúcar foram testados para o sorgo ocasionando uma alta perda de produtividade nas safras do sorgo. Outro fator que contribuiu para esse resultado foi a pouca experiência no combate à doenças. Dois grandes entraves para a produção de sorgo sacarino são as plantas daninhas e a broca-da-cana. Atualmente não existem herbicidas recomendados para o controle de ervas daninhas em sorgo. Com relação à broca-da-cana, o manejo pode ser dar por técnicas de controle biológico, de forma similar a cana-de-açúcar (MAY, 2012). Outro ponto importante diz respeito ao fato de que o sorgo é bem exigente com relação as condições de cultivo, sendo o momento do preparo do solo e semeio do sorgo crucial para o empreendimento. Esse fator impactou diretamente o rendimento dos plantios realizados, devido às interferências climáticas e a falta de chuvas (CABRAL, 2016).

Nesse sentido, verifica-se que as boas práticas de plantio têm sido um grande desafio na produtividade do sorgo. De acordo com Nova Cana (2013), atualmente existe tecnologia viável para produção de sorgo, porém o principal gargalo é o plantio porque os equipamentos e práticas das usinas de cana-de-açúcar não são adequadas ao sorgo. Um exemplo disso pode ser visto na Figura II-8, onde observa-se que a empresa Raízen obteve uma produtividade de 32 toneladas de sorgo por hectare na Usina Bom Retiro em 2012, sendo que os indicadores apontam uma produtividade de 60 toneladas por hectare em condições ideais de cultivo e plantio, vide Figura II-7.

Embora o uso do sorgo também seja bastante promissor, diversos problemas no plantio e processamento precisam ser resolvidos para que este possa ser aplicado comercialmente. Os dados apresentados na Figura II-8 apontam que a produtividade atual de sorgo é cerca de 50% do valor teórico, impossibilitando por hora a sua viabilidade econômica. Tal fator fez com que as empresas perdessem em sua maioria o interesse em investir no sorgo sacarino ao longo da década. Além disso, é interessante destacar que outro tipo de sorgo,

denominado biomassa, tem se destacado frente ao sorgo sacarino. Este tipo de sorgo apresenta um elevado teor de lignina, sendo uma fonte promissora para produção de energia e atualmente mais viável economicamente do que o sorgo sacarino (CABRAL, 2016).

#### **II.4.4 MILHO**

Ao contrário das três biomassas apresentadas, o milho é um vegetal amiláceo, ou seja, armazena energia na forma de amido. É o cereal mais produzido no mundo, sendo a fonte de biomassa mais utilizada no Estados Unidos para produção de etanol, que é o país com maior produção mundial. Ao contrário da cana-de-açúcar, por possuir uma estrutura amilácea mais complexa, pode ser estocada na forma de grãos por maiores períodos de tempo em relação à primeira, que por sua vez degrada rapidamente e necessita ser processada até poucas horas após a colheita (PERLINGEIRO, 2014). O milho também é uma planta de ciclo curto, podendo participar da rotação do cultivo de soja, como acontece no estado de Mato Grosso (SOUZA *et al.*, 2010).

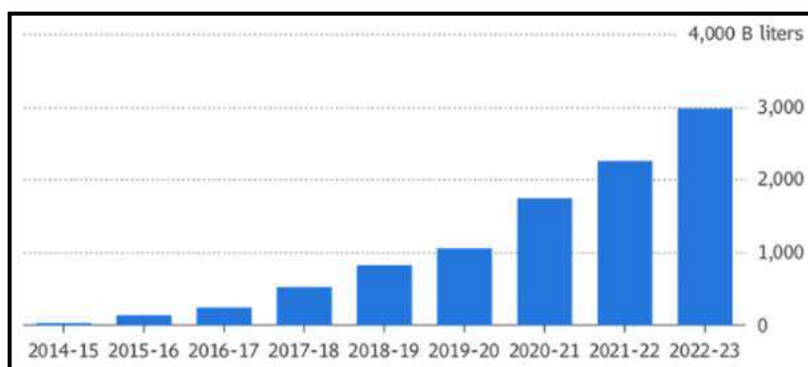
Porém, essa estrutura complexa necessita de etapas específicas de cocção e hidrólise enzimática para quebrar as moléculas de amido em açúcares simples, antes de serem convertidos a etanol em uma etapa fermentativa. Além disso, a pureza do caldo gerado após a etapa de hidrólise não é suficiente para atender a produção de açúcar, se restringindo a produção de etanol como produto principal, além de óleo de milho bruto e farelo de milho como subprodutos. Este último apresenta um elevado teor proteico, sendo bastante utilizado nos Estados Unidos como ração animal. Já o óleo bruto de milho deve ser refinado antes de ser utilizado para fins mais nobres, como área alimentícia. Outra desvantagem em relação a cana-de-açúcar se deve ao fato de que a produção de etanol a partir do milho necessita de uma fonte de energia adicional, como gás natural ou outro tipo de biomassa, para geração de energia elétrica, enquanto que no caso da cana-de-açúcar, o processo é autosustentável em energia pela queima do bagaço residual nas caldeiras de vapor da usina (PERLINGEIRO, 2014).

Por esse motivo, conforme pode ser visto na Tabela II-2, a produção de milho nos Estados Unidos apresenta um nível de redução de CO<sub>2</sub> consideravelmente mais baixo em relação aos outros tipos de biomassas. Tal fato ocorre devido a utilização majoritária de gás natural e carvão mineral como fonte de energia neste país. No entanto, Patroni (2018) afirma que o uso de madeira de eucalipto, abundante no território nacional, como fonte de energia

leva a redução de 70% das emissões de carbono. Outro fator ambiental que favorece o etanol de milho brasileiro se deve ao menor uso de fertilizantes nitrogenados quando comparado aos Estados Unidos.

Com relação ao rendimento de produção de etanol, o milho apresenta um desempenho médio de 400 L por tonelada, em torno de 4 vezes maior do que a cana-de-açúcar, que possui um rendimento típico de 90 L por tonelada. Porém, a cana-de-açúcar supera o milho no que diz respeito ao rendimento por hectare, vide Tabela II-2. Outra desvantagem em relação à cana-de-açúcar se deve ao fato de que, devido à estrutura mais complexa do amido, o tempo de residência nas dornas de fermentação é mais elevado do que a cana-de-açúcar, variando em torno de 40-70 horas em comparação com a cana-de-açúcar, que varia em torno de 7-11 horas. Tais etapas adicionais fazem com que o custo de produção de etanol a partir do milho seja mais oneroso do que o da cana-de-açúcar, tendo um custo de produção em torno de USD 0,50 por litro de etanol de milho em comparação com USD 0,40 por litro de etanol brasileiro (PORTAL DO AGRONEGÓCIO, 2014).

Apesar do Brasil ser o maior produtor de cana-de-açúcar do mundo, que é incontestavelmente a fonte de biomassa mais vantajosa para produção de etanol, as usinas brasileiras têm cada vez mais apostando na produção de etanol via milho. De acordo com Nova Cana (2018), a produção brasileira deve ultrapassar a marca de 1 bilhão de litros de etanol de milho pela primeira vez em uma temporada. Apesar de ser apenas uma fração da produção desse biocombustível a partir da cana-de-açúcar, de 31 bilhões de litros, a produção é cotada para se expandir rapidamente a partir de uma onda de investimentos no setor. Na Figura II-9 é apresentado o crescimento no setor e a projeção desse crescimento nos próximos anos.



**Figura II-9:** Crescimento e projeção da produção de etanol de milho no Brasil.

**Fonte:** (NOVA CANA, 2018).



Esse crescimento pode ser explicado pelo grande aumento de competitividade na produção de milho. Os preços do grão estão na faixa de USD 1,87 por saca de milho, bem abaixo da média de USD 3,30 por saca em Iowa, principal estado produtor de milho nos Estados Unidos. Conforme pode ser visto na Figura II-9, a produção pode chegar a 3 bilhões de litros em 5 anos, e em 8 bilhões até 2030. Essa demanda é cotada para atender principalmente os estados do norte e do centro do Brasil, que importam anualmente cerca de 1,7 bilhões de litros dos Estados Unidos (NOVA CANA, 2018).

O número de usinas processando milho para fabricação de etanol tem crescido consideravelmente, sendo que 12 novas usinas estão sendo planejadas. O grupo Cerradinho está construindo sua primeira usina em Goiás projetando o consumo anual de 550 mil toneladas de milho (NOVA CANA, 2018). Outro exemplo diz respeito a Indústria Paraguaya Alcoholes, que está investindo R\$ 500 milhões na construção de uma usina alcooleira de milho no Mato Grosso, com capacidade de processamento de 1 milhão de toneladas do cereal (NOVA CANA, 2017). Outro caso do crescente investimento no setor diz respeito a empresa FS Bioenergia, tendo capacidade instalada de processamento igual a 650 mil toneladas de milho. A confiança no setor é grande, tanto que estão buscando a duplicação da capacidade com a construção de uma nova usina em Lucas do Rio Verde, com um investimento total de R\$ 350 milhões com estimativa de conclusão em fevereiro de 2019.

Apesar da utilização de milho para produção de etanol ser apontado como competidor da indústria alimentícia e de proteína animal, é importante destacar que o Brasil é o terceiro maior produtor mundial de milho, com uma estimativa de 96 milhões de toneladas na safra 2018/2019. Este país fica atrás apenas da China, com uma estimativa de 225 milhões de toneladas, e dos Estados Unidos, com produção prevista de 361 milhões de toneladas. Porém, o Brasil tem uma previsão de exportação de 31 milhões de toneladas, sendo vice-líder no *ranking* de exportação atrás apenas dos Estados Unidos (VALENTE, 2018). Esses números demonstram que o Brasil exporta uma fração considerável da sua produção, cerca de 32,3%. As grandes distâncias entre os centros produtores, como Mato Grosso, e os portos de exportação são em média 1000 km, fazendo com que o preço do milho a ser exportado seja altamente dependente das condições das estradas e do armazenamento de grãos. As condições das estradas brasileiras são inadequadas, levando a um aumento de 26% no custo operacional, devido: baixa densidade da biomassa, necessitando de um maior volume relativo de transporte, idade da frota caminhoneira, baixo investimento estrutural e falta de manutenção

das estradas (Eckert *et al.*, 2017). Com relação a competição da indústria de carnes com o etanol pelo milho, é importante destacar que o farelo de milho, subproduto do processo de etanol, pode ser utilizado em conjunto com o farelo de soja nas rações (TEIXEIRA, 2018).

## **II.5 USINAS *FLEX***

Atualmente há seis plantas no Brasil operando durante a maior parte do ano, utilizando biomassa alternativa na entressafra da cana-de-açúcar, reduzindo conseqüentemente o tempo de parada das usinas para poucos dias de manutenção. Esse conceito de operação é o que define o termo usina *flex*, cujo objetivo é justamente “flexibilizar” a usina de modo que esta consiga operar com dois ou mais tipos diferentes de biomassa, aumentando a produtividade de etanol ao longo do ano (NOVA CANA, 2017). A Usimat foi a primeira usina flexível criada no Brasil em 2012. Além dessa, mais 5 usinas produzem etanol a partir do milho e da cana-de-açúcar, e atualmente 2 usinas produzem etanol exclusivamente a partir do milho.

Em seu trabalho, Nogueira (2014) cita que o milho apresenta diversas vantagens de operação: armazenamento por longos períodos de tempo (2 a 3 anos), matéria-prima com pouca variabilidade de composição e praticamente isento de impurezas, alto rendimento mássico de etanol, facilidade no manuseio, não necessitando de grandes instalações, capacidade de utilização de milho de baixa qualidade na planta industrial, disponibilidade de matéria-prima na região, potencial na pecuária como mercado para o farelo de milho, redução no investimento pela integração com a infraestrutura da cana-de-açúcar e maior simplicidade de operação. Além disso, cita como desvantagens variabilidade no preço e necessidade de energia externa para complementar a demanda.

A possibilidade de integrar uma planta de milho na infraestrutura já existente da cana-de-açúcar pode levar a redução do investimento necessário caso fosse comparado com o investimento de uma planta operando apenas a partir de milho. Isso ocorre porque as etapas de fermentação e destilação são bastante similares, necessitando de poucas adequações. Nesse sentido, a maior parte dos equipamentos necessários são relativos a recepção do milho, pré-tratamento e cozimento do milho, recuperação e condicionamento do farelo de milho, e expansão das dornas de fermentação (NOGUEIRA, 2014).

Em seu trabalho Souza *et al.* (2010) realizaram um estudo para o período de 2004-2007, avaliando as margens de lucro do projeto utilizando como base o histórico de preços de

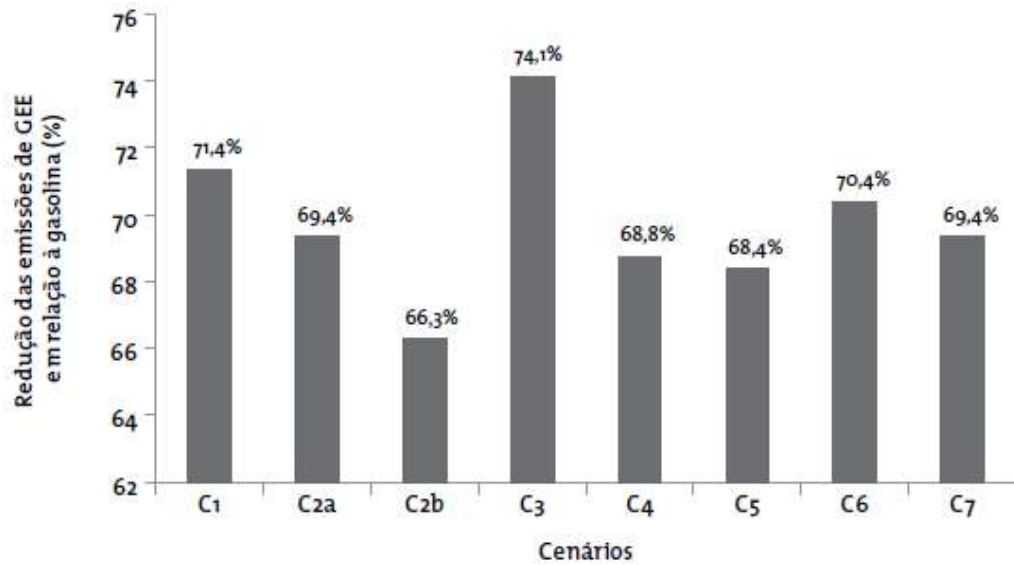
matéria-prima da época. Os autores verificaram que a margem de lucro é 23% menor quando a usina está operando com milho no período de entressafra da cana-de-açúcar. No entanto, os autores apontaram a importância de se operar uma usina durante o ano inteiro. Nesse sentido, a dinâmica de operação da planta proporciona efeitos de economia de escala pela diluição do capital investido, aumentando a eficiência econômica do projeto quando comparado com a usina tradicional de cana-de-açúcar. Além disso, a capacidade de armazenamento do milho durante longos períodos de tempo é bastante estratégico, podendo ser capaz de garantir uma margem financeira positiva de operação em períodos em que o preço ou a disponibilidade de cana-de-açúcar sejam afetados por fatores externos, tornando-se mais vantajoso substituir a produção pelo milho mesmo em períodos fora da entressafra. Outro estudo bastante relevante neste tema foi desenvolvido por Milanez *et al* (2014). Neste trabalho, os autores realizaram análises de âmbito econômico e ambiental baseado na construção de cenários agrícolas e industriais. No que diz respeito a estes últimos, os cenários foram divididos em básicos, utilizando tecnologia da década de 80, e otimizados, que empregam tecnologia atual e venda de excedente de energia elétrica. Algumas considerações adotadas pelos autores para cada cenário industrial pode ser melhor visualizada na Tabela II-4.

Os autores verificaram que a inclusão de milho no processamento da usina contribui para aumentar a emissão de gases de efeito estufa em relação a usina convencional e otimizada da cana-de-açúcar. Porém, é importante destacar que todos os cenários apresentaram uma redução significativa em relação à gasolina, conforme destacado na Figura II-10. No âmbito econômico, Milanez *et al* (2014) verificaram que as usinas que operam somente com cana-de-açúcar obtiveram maiores margens percentuais de rentabilidade do que quando comparado com as usinas *flex* com a mesma estratégia de operação (**C1** vs **C2a** e **C3** vs **C4**). No entanto, as usinas *flex* permitiram obter margens absolutas maiores, uma vez que essa estratégia permite adquirir uma receita maior de etanol por ano. A avaliação econômica no estudo de Milanez *et al* (2014) foi feita com base nos parâmetros *custo médio de produção de etanol hidratado* e *preço mínimo de venda do milho*. Os resultados obtidos com o primeiro parâmetro podem ser vistos na Figura II-11. É possível observar na Figura II-11 que o cenário que apresentou maior viabilidade econômica foi o **C7**, uma vez que sua estratégia de operação assume o funcionamento da planta de milho durante todo o ano. Em segundo lugar, destacou-se o cenário **C6** referente a uma usina *flex* com uso de milho apenas na entressafra e maior recuperação de coprodutos, como farelo e óleo de milho, agregando valor ao etanol produzido. Em terceiro e quarto lugar, ficaram respectivamente os cenários **C3**, referente a

usina de cana-de-açúcar com tecnologia atual, e **C4**, referente a usina *flex* equivalente, porém sem recuperação de subprodutos. É importante ressaltar que os resultados destes dois últimos cenários foram bem similares, não sendo tão impactado pelo uso do milho.

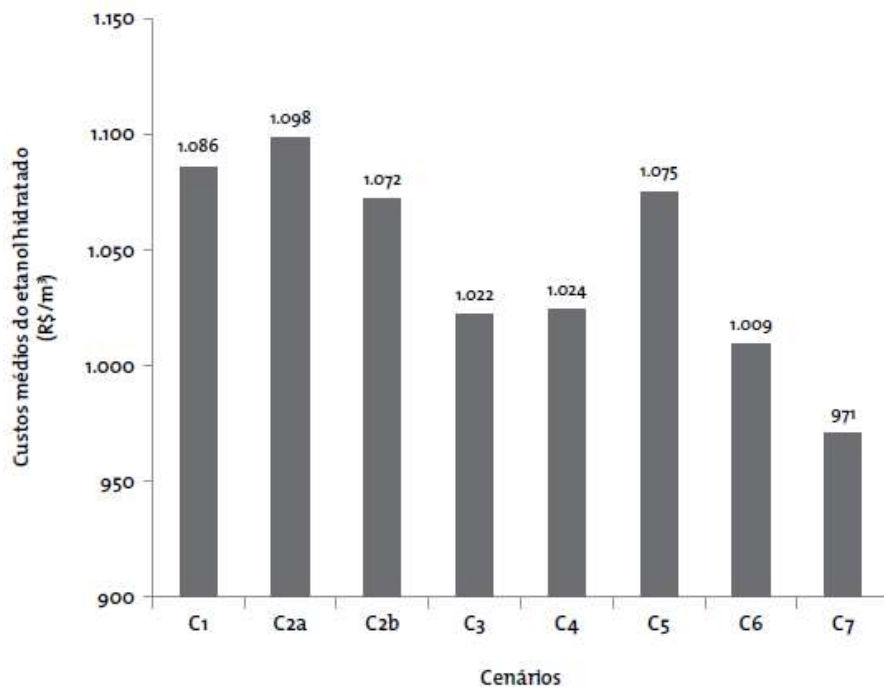
**Tabela II-4:** Cenários industriais avaliados no estudo de Milanez *et al* (2014).

Cenário Industrial	Tecnologia	
	Cana-de-açúcar <sup>a</sup>	Milho <sup>b</sup>
CI 1	Autônoma básica	-
CI 2a	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Processamento de 625 t cana/h</li> <li>• Caldeira de 22 bar</li> <li>• Sem venda de energia elétrica</li> <li>• Moendas com acionamento a vapor</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Planta <i>flex</i>, com processamento de milho apenas na entressafra</li> <li>• Retirada de sólidos após a fermentação</li> </ul>
CI 2b	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Desidratação com coluna azeotrópica</li> <li>• Produção de etanol hidratado e anidro (1:1, em volume)</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Planta <i>flex</i>, com processamento de milho apenas na entressafra</li> <li>• Retirada de sólidos após a fermentação</li> <li>• Uso de cavaco como fonte complementar de energia</li> </ul>
CI 3	Autônoma otimizada	-
CI 4	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Processamento de 625 t cana/h</li> <li>• Caldeira de 65 bar</li> <li>• Com venda de energia elétrica</li> <li>• Moendas com acionamento elétrico</li> <li>• Otimização energética</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Planta <i>flex</i>, com processamento de milho apenas na entressafra</li> <li>• Retirada de sólidos após a fermentação</li> <li>• Sem aproveitamento dos sólidos solúveis (produção de DDG)</li> </ul>
CI 5	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Desidratação com peneira molecular</li> <li>• Produção de etanol hidratado e anidro (1:1, em volume)</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Planta <i>flex</i>, com processamento de milho apenas na entressafra</li> <li>• Retirada de sólidos antes da fermentação</li> <li>• Sem aproveitamento dos sólidos solúveis (produção de DDG)</li> <li>• Reciclo de células</li> </ul>
CI 6		<ul style="list-style-type: none"> <li>• Planta <i>flex</i>, com processamento de milho apenas na entressafra</li> <li>• Retirada fracionada de coprodutos</li> <li>• Com aproveitamento dos sólidos solúveis</li> </ul>
CI 7		<ul style="list-style-type: none"> <li>• Planta paralela de milho, com processamento na safra e na entressafra</li> <li>• Retirada de sólidos após a fermentação</li> <li>• Com aproveitamento dos sólidos solúveis (produção de DDGS)</li> </ul>



**Figura II-10:** Redução das emissões de gases de efeito estufa do uso de etanol hidratado em relação à gasolina

**Fonte:** Milanez *et al* (2014).



**Figura II-11:** Custo de produção de etanol hidratado nos diferentes cenários estudados

**Fonte:** Milanez *et al* (2014).

Com relação ao parâmetro *preço mínimo de venda do milho*, os resultados obtidos pelos autores podem ser vistos na Tabela II-5. Esses valores quando comparados com o preço de venda do milho em diferentes regiões brasileiras, indicaram que a viabilidade das usinas *flex* é altamente dependente da localização da usina, sendo mais viável na região Centro-Oeste, destacando o estado Mato Grosso, onde os preços do milho são menores quando

comparados com outras regiões brasileiras, como Sudeste e Sul.

**Tabela II-5:** Preço mínimo de venda do milho para os diferentes cenários estudados.

Cenários	Preço do milho (R\$/saca)	Preço dos coprodutos do processamento do milho (R\$/t)
C2a	20,87	331
C2b	23,35	184
C4	23,84	154
C5	20,20	368
C6	25,26	39% dos preços atuais
C7	26,92	179

**Fonte:** Milanez *et al* (2014).

Por fim, os autores concluíram que a usina *flex* pode ser uma promissora alternativa para garantir rentabilidade na produção de etanol sem causar impactos ambientais significativos. Além disso, esse tipo de operação contribuiria para aumentar a segurança energética do país, garantindo o abastecimento em períodos críticos como na entressafra da cana-de-açúcar. Além disso, a usina *flex* apresenta uma logística bem flexível, permitindo que o milho possa ser adquirido em momentos de preços favoráveis, e armazenado por grandes períodos até ser utilizado na entressafra, quando o preço do etanol tende a subir. Dessa maneira, essa abordagem permitiria melhorar a situação dos produtores de milho e levar a uma redução do efeito de sazonalidade durante o ano.

## II.6 INTEGRAÇÃO USINA ALCOOLEIRA – ETENO

Uma abordagem interessante para buscar reduzir o custo de produção do eteno se dá justamente na integração mássica entre a usina alcooleira e a planta de desidratação catalítica do etanol.

A etapa de purificação do etanol na usina alcooleira consiste em enviar o caldo fermentado por um sistema de destilação de modo a concentrar esse caldo de um teor aproximado de 10% (m/m) de etanol até no mínimo 92,5% (m/m), atendendo a condição de etanol hidratado, e/ou 99,3% (m/m), atendendo a condição de etanol anidro (NOVA CANA, 2018).

Para atingir a especificação de etanol hidratado, duas colunas de destilação em série são convencionalmente utilizadas. A primeira tem a função de concentrar parcialmente o

etanol, que é removido por uma corrente lateral com concentração de cerca de 50% (m/m), denominada flegma. No topo dessa torre, são removidos componentes voláteis, como CO<sub>2</sub>, e etanol de segunda. Já no fundo, uma corrente rica em água contendo compostos orgânicos, denominada vinhaça, é recuperada. A flegma é posteriormente enviada para uma segunda coluna, onde no topo dela será obtido uma corrente de etanol hidratado, que poderá ser desidratado a etanol anidro em um sistema de desidratação posterior ou pode ser condensado e enviado para o tanque de armazenamento.

No processo de desidratação catalítica do etanol, a carga do processo, que geralmente é etanol hidratado, é pré-evaporada e enviada para um sistema de reatores de leito fixo onde irá se converter em eteno. Segundo Morschbacker (2009), a injeção de vapor d'água juntamente com etanol em uma proporção de 2:1 a 3:1 no sistema de reatores é uma prática comum, pois reduz a taxa de formação de coque, aumentando o tempo de campanha do catalisador (entre 6 e 12 meses), além de favorecer a seletividade do eteno.

Portanto, é proposto neste trabalho a integração de ambos os processos utilizando a corrente de flegma como carga do processo de desidratação do etanol. Essa utilização permitiu simultaneamente: reduzir o consumo energético e, portanto, o custo de “aquisição” do etanol a ser enviado para a planta de eteno; e reduzir o consumo de vapor na planta de eteno.

Essa proposta foi baseada no trabalho de Rossetti *et al* (2017), que realizaram testes experimentais com soluções de 50% e 90% de etanol em água. Inicialmente, eles verificaram que ambas as soluções tinham quantidades similares de álcoois pesados, que poderiam levar a formação de olefinas mais reativas no sistema de reação. Porém, os autores concluíram que o fato de que ambas as amostras tinham as mesmas quantidades desses componentes (em termos absolutos) significou que a segunda torre de destilação não contribuiu significativamente para eliminar estes álcoois. Além disso, seletividades similares de etanol a eteno foram obtidas a partir de testes com soluções com 50%, 90% e etanol puro, indicando que os efeitos das impurezas presentes foram negligenciáveis no estudo realizado.

Portanto, a partir da revisão da literatura apresentada verificou-se que a integração física e energética da planta de eteno com uma usina *flex* de cana-de-açúcar e milho tem um grande potencial para reduzir os problemas referentes a sazonalidade da cana-de-açúcar e reduzir os custos associados à produção, transporte e armazenamento do eteno. Além disso, é

possível alcançar uma logística mais flexível de modo a suportar melhor variações na oferta e demanda de etanol, açúcar, eteno e outros produtos no mercado.

É importante destacar a afirmação de (NETO, 2018), atual gerente da usina Barralcool no Mato Grosso, sugerindo que com a otimização e consequente aumento de indústrias *flex* no Mato Grosso, o estado poderá se tornar produtor de eteno. Esse projeto tem interesse em explorar essa possibilidade.



# Capítulo III: METODOLOGIA

## III.1 DESCRIÇÃO DOS PROCESSOS

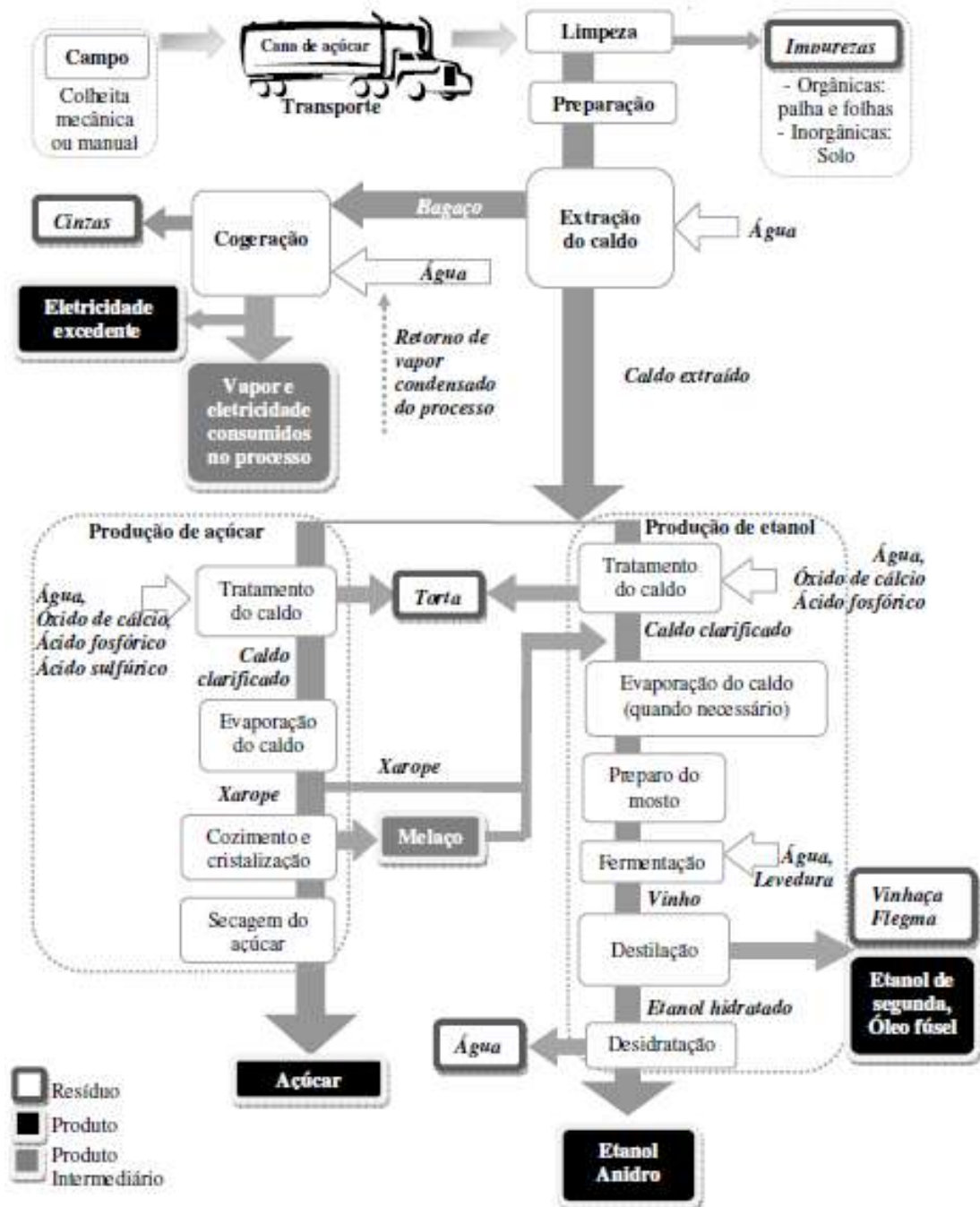
Conforme enfatizado no início desse projeto, neste capítulo são descritos os processos de produção de etanol via cana-de-açúcar e milho e de produção de eteno a partir do etanol. É importante ressaltar que as condições operacionais e a logística de cada um desses processos pode variar significativamente dependendo da identidade da empresa, da localização, da disponibilidade da matéria-prima, da demanda do mercado consumidor, infraestrutura disponível, entre outros. Portanto, realizou-se buscas em literatura especializada tais como livros, artigos científicos, informações de empresas disponíveis *online* e patentes para reunir informações relevantes na construção de processos genéricos utilizados neste estudo.

### III.1.1 USINA SUCROALCOOLEIRA DE CANA-DE-AÇÚCAR

A rota de produção adotada, assim como as condições de processo, para a usina sucroalcooleira de cana-de-açúcar foi baseada principalmente em Hugot (1986), (REIN, 2007) e no trabalho de Albarelli (2013). Um diagrama de blocos representando as principais etapas produtivas de uma usina sucroalcooleira típica pode ser visto na Figura III-1.

Após a etapa de colheita da cana-de-açúcar, que pode ser tanto manual como mecanizada, esta é transportada tipicamente por caminhões, treminhões ou rodotrens com capacidade variando de 15 a 60 toneladas por carga. Na chegada da usina, este meio de transporte é pesado para quantificar a cana-de-açúcar obtida. Uma pequena amostra é recolhida aleatoriamente e enviadas para o laboratório de modo a aferir as características físico-químicas, como teor de sacarose, fibras, umidade, pureza, que são parâmetros fundamentais na concepção da qualidade e do preço da cana-de-açúcar.

Em seguida, a cana-de-açúcar é distribuída, geralmente por um guindaste, em uma mesa alimentadora ou de recepção, onde sofre previamente uma etapa de limpeza a seco, com jatos de ar sobre a cana-de-açúcar, para remoção de impurezas como terra, palhas, folhas e resíduos inorgânicos. É importante ressaltar que a lavagem com água não foi considerada neste estudo por promover um maior índice de perda de sacarose, principalmente quando o corte é mecanizado (CGEE, 2009).



**Figura III-1:** Diagrama de blocos de uma usina sucroalcooleira típica.

Fonte: Albarelli (2013)

Em seguida, a cana-de-açúcar é transportada por esteiras até a unidade de preparação, passando por um separador magnético para remoção de quaisquer resíduos metálicos que tenham ficado na cana-de-açúcar e que poderiam comprometer a integridade física dos equipamentos posteriores. Nesta unidade, a cana-de-açúcar será inicialmente picada e nivelada na esteira por um conjunto de duas facas rotativas. Posteriormente, um desfibrador composto de um rotor com martelos e uma placa desfibradora pulveriza a estrutura da cana-

de-açúcar, facilitando o processo de extração dos açúcares. Ao final da preparação, esta é espalhada na esteira e alimenta uma calha da moenda, denominada *chute Donelly*, formando uma coluna com maior densidade de modo a controlar o fluxo de alimentação e capacidade da etapa de moagem.

A etapa de moagem adotada neste estudo é feita por um conjunto de moendas, sendo o seu uso tradicional na usina sucroalcooleira típica (Albarelli, 2013). Essa etapa de moagem consiste em pressionar a cana-de-açúcar utilizando dois rolos, com uma pressão pré-estabelecida, de modo a promover a extração do caldo rico em açúcares solúveis da parte fibrosa. A moenda é formada geralmente por quatro a sete ternos em série (CGEE, 2009). Conforme o material fibroso vai passando entre os ternos, a proporção de caldo recuperado cai significativamente. Portanto, utiliza-se água de embebição no último terno, sendo bombeado em contracorrente em cada terno até atingir o segundo de modo a aumentar a recuperação de açúcares no caldo.

O material fibroso residual, denominado bagaço, passa na sequência de ternos de modo a aumentar a recuperação dos açúcares e reduzir o seu nível de umidade, de modo a torná-lo adequado para a unidade de cogeração. Após a etapa de moagem, esse bagaço recuperado é transportado por esteiras até a unidade de cogeração. Já o caldo recuperado passa por uma etapa adicional de tratamento físico, que consiste em um peneiramento, para remoção de sólidos grosseiros denominados bagacilhos, antes de ser enviado para a unidade de tratamento do caldo. Já esses bagacilhos são recuperados, sendo uma pequena parcela separada e enviada para a unidade de tratamento do caldo e a parte restante é reciclada na moenda de modo a aumentar a recuperação de açúcares no caldo e nas fibras do bagaço.

O caldo recuperado é pré-aquecido e posteriormente separado em duas correntes: uma com destino a unidade de tratamento químico do caldo para produção de etanol e a outra destinada à produção de açúcar. Este tratamento visa a remoção de impurezas do caldo por processos de ajuste de pH e coagulação. Com relação ao tratamento para produção de etanol, o caldo é misturado com uma pequena quantidade de ácido fosfórico e hidróxido de cálcio para correção do pH do caldo, originalmente em torno de 5, para um valor de neutralidade, prevenindo a degradação da sacarose por hidrólise ácida (REIN, 2007). O óxido de cálcio reage com ácido fosfórico levando a formação de um material sólido e gelatinoso que, juntamente com adição opcional de polímeros específicos, auxilia na coagulação as impurezas. Essa etapa de coagulação é facilitada com a posterior execução de um processo de

calagem a quente, de modo a aumentar a clarificação do caldo. Neste processo, o caldo levemente pressurizado é aquecido de 70 °C (condição de temperatura na etapa anterior) até a ebulição, sendo despressurizado em um vaso separador, e retornando a temperatura equivalente ao ponto normal de ebulição. Esse caldo é imediatamente levado a um clarificador, com tempo de residência entre 60-120 min, com o objetivo de promover a precipitação e remoção das impurezas (Hugot, 1986).

A parte sólida, denominada lodo, é lavada com água para recuperação dos açúcares e filtrada em um filtro rotativo à vácuo com objetivo de separar o precipitado formado. Uma pequena quantidade de bagacilho é inserida no filtro de modo a facilitar a formação da torta e aumentar o rendimento dessa etapa (REIN, 2007). Enquanto que a fração líquida é reenviada para a etapa de ajuste do pH, a torta formada passa por peneiras vibratórias e é levada por transportadores helicoidais ou correias para fora do pátio da unidade, sendo transportada por reboques para ser distribuída nas plantações de cana-de-açúcar para ser usada como adubo.

É importante ressaltar que o tratamento químico do caldo para fabricação de açúcar é idêntico ao tratamento químico para produção de etanol, com exceção de uma etapa adicional de sulfitação realizada inicialmente na unidade. Esta etapa é realizada para promover a eliminação de impurezas que conferem coloração indesejada ao açúcar, como gamas e flavonoides (ALBARELLI, 2013). A etapa de sulfitação consiste na lavagem com água de uma corrente contendo dióxido de enxofre em uma torre para produção de uma solução contendo ácido sulfuroso, que será misturado com o caldo antes da etapa de calagem. A realização da sulfitação depois da calagem resulta em uma decantação mais lenta e maior volume de lodo formado, dificultando a filtração (Hugot, 1986). Além disso, é importante ressaltar que essa etapa de sulfitação deve ser feita a quente para evitar deposição de sulfeto de cálcio (REIN, 2007).

Continuando na rota de produção de açúcar, o caldo clarificado segue para uma etapa de evaporação, concentrado o caldo de 15° Brix até 65° Brix em um sistema de evaporadores de múltiplo-efeito com 5 estágios em cocorrente. A adoção desse sistema é comum nas usinas, promovendo uma redução no consumo de vapor requerido em comparação com evaporadores de único efeito (REIN, 2007). Uma concentração acima de 65° Brix no sistema de evaporação é indesejada, dando uma margem de segurança para evitar a cristalização e depósito de açúcar dentro dos evaporadores, necessitando estar abaixo do ponto de cristalização de açúcar, que é em torno de 78-80° Brix.

A condição de pressão em cada estágio subsequente do evaporador é reduzida, de modo a facilitar a evaporação da água, diminuindo o consumo de vapor. É comum que as pressões dos estágios iniciais sejam acima da atmosférica, sendo reduzida até condições subatmosféricas. No entanto, as pressões dos estágios iniciais não devem ultrapassar valores que levem ao aquecimento do caldo acima de 120 °C, o que promoveria o processo de “caramelização” do açúcar. Além disso, a pressão no último estágio deve reduzir a temperatura de saturação para valores em torno de 55 °C, que é baixa o suficiente para diminuir significativamente a taxa de degradação do açúcar por inversão da sacarose, ademais possibilita a condensação de vapor no último estágio com água de resfriamento (REIN, 2007). É possível remover parte do vapor produzido nos estágios de pressão positiva para ser usado como fonte de aquecimento em outras etapas do processo, como no aquecimento do caldo, destilação, no cozimento do açúcar.

Após passar por essa etapa de concentração, o caldo com 65° Brix é levado para uma unidade de cozimento e cristalização. Devido à alta viscosidade da mistura, essas etapas são realizadas em equipamentos denominados cozedores, que operam semelhantemente à evaporadores sob vácuo, para evitar degradação térmica, e de forma descontínua (Albarelli, 2013). Nestes equipamentos, teor de açúcares é elevado para valores superiores a 90° Brix, promovendo a cristalização dos cristais. Tais cristais de açúcar são posteriormente separados da solução-mãe em uma centrífuga. A solução-mãe pode conter uma quantidade considerável de sacarose, sendo comum nas usinas a realização de várias etapas sequenciais de cozimento-centrifugação para aumentar o rendimento de recuperação de cristais de açúcar. No entanto, o número de repetições possíveis é tecnicamente limitado uma vez que, a cada repetição, a solução-mãe fica cada vez mais exaurida em açúcar, o que contribui para redução da pureza do açúcar em etapas posteriores.

Neste estudo foram consideradas duas etapas de cozimento-cristalização. Após a primeira centrifugação, açúcar com elevado teor de pureza (açúcar A) é obtido e enviado para a unidade de secagem. Já a solução-mãe é enviada para um segundo cozedor, e após concentrar a solução para teores acima de 90° Brix, a mistura é enviada para uma segunda centrífuga, onde açúcar é recuperado. No entanto, esse açúcar apresenta um teor de pureza inferior e não adequado (açúcar B), sendo novamente dissolvido e reenviado para o primeiro cozedor para aumentar o rendimento de produção de açúcar A. O açúcar A é levado para uma unidade final de secagem em um tambor rotativo à vácuo, utilizando um fluxo de ar

previamente aquecido em contracorrente, de modo a condicionar o seu teor de umidade o que evita a deterioração do produto. Por fim, o açúcar é enviado a um armazém para ser resfriado e embalado, estando adequado para ser comercializado (REIN, 2007).

Já a solução-mãe final, recuperada na segunda centrífuga e conhecida como melaço, apresenta um teor de pureza baixo, sendo direcionada para ser misturada com o caldo clarificado para produção de etanol. Essa mistura promove o aumento do teor de açúcares do caldo, sendo direcionada para a etapa de fermentação onde etanol será produzido. Porém, o teor adequado de açúcares do caldo enviado para fermentação deve estar entre 19 e 22 ° Brix, e se após a mistura o teor for menor do que o limite inferior, o caldo deve passar por uma etapa de evaporação de múltiplo-efeito para corrigir esse valor (ALBARELLI, 2013).

Na unidade de fermentação, o etanol será produzido a partir dos açúcares. Essa etapa ocorre usualmente com a levedura *Saccharomyces cerevisiae*, que é um microrganismo facultativo capaz de produzir etanol e CO<sub>2</sub> em ambiente desprovido de oxigênio, enquanto que na presença de oxigênio esses açúcares são convertidos em esteróis e ácidos carboxílicos insaturados, sendo utilizados pela levedura na manutenção da parede celular. Apesar dessa levedura ser bastante utilizada industrialmente devido a sua larga capacidade de adequação às condições do meio, os parâmetros de processo como temperatura, pH, disponibilidade de nutrientes e concentração de oxigênio devem ser devidamente controladas para evitar complicações e perdas de rendimento nesta unidade. Além do etanol e do CO<sub>2</sub> formado na fermentação, os açúcares também são utilizados pela célula para promover o crescimento celular, metabolizando diversos subprodutos, como ácido acético, glicerol, álcool isoamílico, ácido succínico, entre outros (ALBARELLI, 2013).

O modo de condução da fermentação adotada nesse trabalho foi a batelada alimentada com reciclo de leveduras e reativação do fermento. Este é o processo mais difundido nas destilarias presentes no Centro-Sul brasileiro, possibilitando um maior controle das condições do processo. Na batelada alimentada, a levedura é colocada inicialmente no reator e o mosto é adicionado ao longo do tempo até que haja o preenchimento do volume útil do reator. O tempo de fermentação nas destilarias se encontra na faixa de 6 a 11 horas (CGEE, 2009).

O mosto fermentado, contendo cerca de 10% (v/v) de etanol, é enviado para duas centrifugações em série com injeção de água intermediária para aumentar a recuperação de etanol na fase líquida. O objetivo da centrifugação é separar o mosto fermentado contendo

etanol, que será destinado para a unidade de destilação, das células de leveduras. A centrifugação deve ocorrer de modo a concentrar as células acima de 65% (v/v). Após essa etapa, 80% das células são recuperadas e enviadas para uma etapa de reativação com uso de ácido sulfúrico. O restante das células é recuperado, podendo ser utilizada como adubo nas plantações de forma similar às tortas de filtro (CGEE, 2009). Os reatores devem ser fechados e devem possuir um sistema de lavagem com água para recuperação do etanol arrastado nos gases de exaustão do fermentador. Dessa forma, o etanol recuperado será misturado com o caldo fermentado e direcionado para as etapas subsequentes de destilação (CGEE, 2009).

Na unidade de destilação, o vinho fermentado deve ser enviado para um sistema de torres para promover a recuperação e purificação do etanol contido. Inicialmente, o vinho fermentado é pré-aquecido em uma bateria de trocadores de calor e enviado para a primeira torre de destilação, cuja estrutura é comumente dividida em três seções com diferentes diâmetros e funções: concentradora de cabeça, epuradora e esgotadora. O vinho entra no topo da seção intermediária (epuradora), que tem como objetivo separar o vinho das substâncias com maior volatilidade, além de complementar o aquecimento da corrente.

Nessa seção de esgotamento é vaporizado a grande maioria do etanol presente, deixando como resíduo uma grande quantidade de água originalmente presente no mosto, contendo sobretudo compostos orgânicos formados na fermentação e resquícios de etanol. Essa corrente líquida, denominada vinhaça, é recuperada no fundo da torre, resfriada em um trocador de integração energética com o vinho, e destinada para os campos de cultivo da cana-de-açúcar, sendo usada como fonte de água e nutrientes em uma técnica conhecida como fertirrigação (ALBARELLI, 2013).

Já o etanol evaporado será parcialmente recuperado em uma saída lateral de vapor no topo da seção de esgotamento (segundo estágio) por meio de uma corrente com teor em torno de 50% (m/m) de etanol, denominada flegma vapor. A parte restante do etanol, que não foi recuperada como flegma vapor, ascenderá na seção epuradora até atingir a seção de topo dessa torre de destilação, denominada concentradora de cabeça. No topo ocorre a remoção de compostos voláteis, principalmente CO<sub>2</sub> dissolvido no vinho, como uma corrente de gás. No entanto, essa corrente ainda contém etanol arrastado, sendo enviada para uma torre de lavagem para recuperação deste etanol, retornando ao processo.

Uma corrente líquida rica em etanol, com cerca de 88,3% (m/m), pode ser obtida no

condensador dessa primeira torre. Esta corrente é denominada etanol de segunda, podendo ser recuperada e destinada para aplicações como álcool extra-fino e neutro, sendo também empregado como combustível (ALCARDE, 2018). Já a parte restante do etanol, após ser condensado e reenviado para a torre como refluxo, este é recuperado no fundo desta seção, em uma corrente com cerca de 50% (m/m) de etanol, denominada flegma líquido.

Seguindo a ideia apresentada no Capítulo II sobre integração física entre a usina alcooleira e a planta de produção de eteno, a corrente de flegma líquido e uma parcela da corrente de flegma vapor são recuperados, condensados no processo por meio de integração energética, e enviados para a planta de eteno. Já a parcela restante da flegma vapor será enviada para a segunda torre de destilação da unidade, que visa recuperar etanol hidratado, com especificação mínima de 92,5% (m/m) no topo da torre, enquanto que no fundo é recuperado uma corrente contendo o restante da água, além de resíduos orgânicos e etanol em torno de 0,05% (m/m). Essa corrente de fundo é conhecida como flegmaça, sendo resfriada em uma bateria de trocadores de calor e transportada para o campo, tendo destino semelhante à vinhaça.

Também é comum nesta segunda torre a prática de retirar, em pequena quantidade, correntes laterais da torre contendo álcoois superiores. Estas correntes são denominadas óleo fúsel, sendo utilizadas como matéria-prima para processamento de refinação, para extração de álcoois e produção de substâncias químicas, tais como solventes (ALCARDE, 2018). Uma corrente de álcool hidratado é obtida no topo dessa segunda torre na fase vapor, sendo separada em duas frações: a primeira é condensada nos trocadores e enviada para o parque de tancagem, e a segunda é enviada para o sistema de desidratação para produção de etanol anidro.

Diversas tecnologias estão sendo empregadas visando a desidratação do etanol, destacando-se a destilação azeotrópica com ciclohexano, destilação extrativa com monoetileno glicol e o uso de peneiras moleculares. Neste estudo, escolheu-se a segunda tecnologia por esta ser bastante utilizada no país e possuir um consumo energético menor que a destilação azeotrópica. Embora o uso de peneiras moleculares esteja crescendo em todo o país, e seja uma tecnologia bastante promissora, ainda requer um alto investimento inicial para implementação (ALBARELLI, 2013).

No processo de destilação extrativa com monoetileno glicol, este solvente é



adicionado em uma primeira torre juntamente com etanol hidratado, levando a recuperação de etanol anidro no topo da torre, e uma corrente contendo solvente e água no fundo. Esta corrente de fundo contendo o solvente é resfriado por meio de uma integração energética com a corrente de etanol hidratado, e posteriormente é reciclada no processo. Faz-se necessário uma vazão de *make-up* de solvente para contabilizar eventuais perdas no processo.

Por fim, na unidade de cogeração da usina o bagaço é utilizado como combustível em um ciclo termodinâmico à vapor, de modo a produzir o vapor demandado pelo processo e eletricidade. Neste sistema, bagaço com cerca de 50% de umidade é pressurizado para dentro da caldeira por alimentadores de rosca, sofrendo em seguida um processo de combustão, que utiliza 30% de excesso de ar pré-aquecido e soprado por ventiladores. A queima do bagaço gera energia suficiente para geração de vapor superaquecido que será enviado para produção de trabalho nas turbinas, gerando energia elétrica. A maioria das usinas operam atualmente com caldeiras de baixa pressão, com produção de vapor a 21 bar e 300 °C e com turbinas de contrapressão, produzindo energia apenas para uso interno. No entanto, visando a produção e venda de eletricidade como produto da biorrefinaria, optou-se neste estudo o uso de uma caldeira de alta pressão, operando a 65 bar e com temperatura de vapor a 480 °C. Embora exista atualmente caldeiras capazes de operar com pressões mais elevadas, podendo atingir 100 bar e 500 °C, o que proporcionaria um aumento da eficiência termodinâmica do ciclo à vapor, este tipo de operação não foi considerada devido ao baixo índice atual de utilização deste tipo de equipamento, se restringindo a poucas empresas (ALBARELLI, 2013).

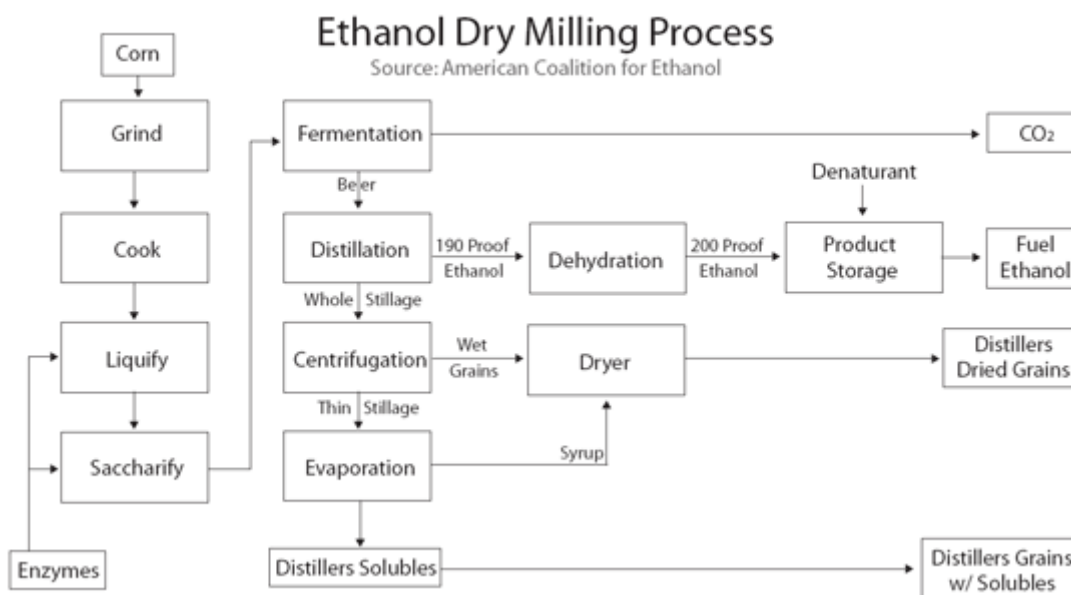
O vapor produzido é enviado para um sistema de turbinas de contrapressão e/ou condensação para geração de energia elétrica, de modo a atender a demanda de vapor do processo nas condições de média pressão (8 bar) e baixa pressão (2,5 bar). Após ser utilizado no processo, o condensado é recirculado, misturado com água desmineralizada de *make-up* e direcionado para um desaerador, que é um tanque onde há troca térmica em contato direto com vapor de média de pressão. O objetivo deste equipamento é levar a água presente para a condição de saturação, promovendo o pré-aquecimento da água e remoção de gases não condensáveis da fração líquida, que poderiam potencialmente ocasionar danos relativos à corrosão na caldeira. O uso de água desmineralizada também é importante para evitar acúmulo e deposição de sais dentro da caldeira, o que comprometeria o funcionamento do equipamento. Após essa etapa, a água é pressurizada até a condição de operação da caldeira e enviada para este equipamento.

Especificamente em relação à caldeira, esta é composta por zonas de convecção e radiação. Nas zonas de radiação, o aquecimento do vapor se dá principalmente por meio das altas temperaturas ocasionadas pela combustão do bagaço. Em seguida, os gases de combustão trocam calor em contracorrente com a água/vapor na zona de convecção, compostas por uma região de evaporação da água e superaquecimento do vapor, além de um economizador que aumenta a eficiência da caldeira, recuperando energia que seria desperdiçada nos gases de combustão pré-aquecendo a água a ser utilizada. Por fim, os gases de combustão passam em um sistema de pré-aquecimento de ar e, em seguida, são enviados para um sistema de remoção de particulados, como ciclones, filtros, torre de lavagem e/ou precipitador eletrostático (HUGOT, 1986).

### **III.1.2 USINA ALCOOLEIRA DE MILHO**

Conforme foi descrito anteriormente, o processamento do milho para a produção de etanol é um processo já estabelecido nos Estados Unidos, que é o principal produtor mundial de etanol. Portanto, uma grande parte dos dados de empresas disponíveis online, artigos científicos e patentes tem como base o cenário de produção americana. Dito isso, apesar desse estudo ter buscado se basear nos processos das empresas que já operam com milho no Brasil, foi necessário complementar a lacuna de informações com estudos americanos para a construção do fluxograma de processo proposto, como o estudo de Kwiatkowski *et al.* (2006).

Com relação ao processo dois tipos de rotas são bastante empregados comercialmente para a produção de etanol a partir do milho: via seca e via úmida. Optou-se neste estudo por utilizar a via seca, uma vez que este é o tipo de processo adotado pelas usinas brasileiras que utilizam milho (FS BIOENERGIA, 2018; NOGUEIRA, 2014). Nos Estados Unidos a via seca também é predominantemente mais utilizada que a via úmida (O'BRIEN, 2010). Um diagrama de blocos representando a via seca pode ser visualizado na Figura III-2. Com relação a via úmida, esta não será comentada neste estudo.



**Figura III-2:** Diagrama de blocos de um processo típico de processamento de milho via rota seca.

**Fonte:** Adaptado de (ADVANCED BIOENERGY, 2018).

No processo de etanol via seca, o milho é transportado por caminhões até a usina e armazenado em silos de grãos. Ao ser enviado para o processo, o milho passa primeiramente por uma etapa de peneiramento para remoção de detritos, sólidos grosseiros e outras impurezas. Em seguida, o milho é moído em um moinho de martelo, e posteriormente enviado para tanques de pesagem, cuja função é controlar a vazão de alimentação do processo (KWIATKOWSKI *et al.*, 2006).

Na unidade de cozimento e liquefação, o objetivo principal é promover a decomposição da estrutura amilácea em polissacarídeos. Inicialmente, o milho triturado é enviado para um tanque de mistura, onde também são adicionados: água reciclada do processo, formando uma pasta fluida, alfa-amilase, que irá promover a degradação da estrutura do amido; amônia ou uréia, que são fontes de nitrogênio para a etapa de fermentação, hidróxido de cálcio, para corrigir o pH do meio para próximo a neutralidade, condição ideal de atuação da enzima; e uma corrente de reciclo da unidade de centrifugação, que provê nutrientes que também serão consumidos na etapa de fermentação (KWIATKOWSKI, *et al*, 2006).

A mistura permanece nesse tanque por um tempo de residência de 15 minutos, sendo então enviada para uma etapa de cozimento, onde o fluido é misturado com vapor de média pressão por contato direto, passando por uma serpentina de modo a elevar a sua temperatura

para 110-120 °C. Essa etapa de cozimento tem como objetivo promover a quebra da estrutura do amido, já que quando a mistura é cozida, o amido absorve água e incha. Esse fenômeno leva a perda da sua estrutura cristalina, aumentando com isso a área superficial disponível para ataque da alfa amilase. Esse processo é conhecido como gelatinização (JACQUES, LYONS e KELSALL, 2003).

Em seguida, essa corrente é despressurizada em uma válvula até atingir uma temperatura de saturação em torno de 90 °C, sendo posteriormente destinada ao tanque de liquefação. A mistura permanece nesse tanque por cerca de 1 hora de modo a promover a quebra da estrutura do amido em oligossacarídeos pela alfa-amilase, reduzindo a viscosidade do meio. Após esse tempo, a mistura é resfriada a 60 °C e segue para o tanque de sacarificação por 5 horas, onde serão adicionados: enzima glucoamilase, para promover a quebra dos oligossacarídeos em glicose; e ácido sulfúrico, reduzindo o pH para 4,5 que é ideal para a ação enzimática da glucoamilase. A conversão global de amido em glicose é bastante elevada, uma vez que a glucoamilase ainda atua durante a fermentação, convertendo oligossacarídeos residuais que não foram degradados na etapa de sacarificação (KWIATKOWSKI *et al.*, 2006).

Em seguida, o mosto é enviado para a etapa de produção de etanol, onde os açúcares são fermentados anaerobicamente pela levedura *Saccharomyces cerevisiae*. De forma similar à cana-de-açúcar, a fermentação é conduzida sob o modo batelada alimentada a 32 °C, porém o tempo de residência no reator é bem superior, cerca de 60 h. Isso se deve à uma necessidade de maior tempo de residência nas dornas de fermentação em relação aos açúcares presentes na cana, que já prontamente fermentescíveis pela levedura.

O sistema de fermentação também deve contar com um sistema de recirculação de água para manter a temperatura do reator constante durante a fermentação, visto que esta etapa é exotérmica, liberando aproximadamente 1200 kJ/kg de etanol produzido. Além disso, deve contar com um sistema de agitação para promover a mistura do meio reacional, com um sistema de propagação e crescimento de levedura, e com um sistema de lavagem dos gases de fermentação para recuperar etanol arrastado nessa corrente (KWIATKOWSKI *et al.*, 2006).

Dessa forma, após essa etapa de fermentação, o vinho fermentado é direcionado para um sistema de destilação para produção de etanol hidratado, anidro e flegma para a produção de eteno. O sistema é praticamente análogo ao da usina sucroalcooleira de cana-de-açúcar. A

única diferença de processo existente entre as unidades das duas plantas reside no fato da presença de sólidos no mosto fermentado. Na usina sucroalcooleira, o caldo é previamente clarificado, passando por uma etapa de remoção de sólidos antes da fermentação. Além disso, a levedura presente no meio é recuperada em etapas de centrifugação para ser reenviada para o processo. Na usina alcooleira de milho, usualmente não há nenhuma etapa prévia de recuperação de sólidos antes da destilação.

Dessa forma, todo o material sólido, como amido residual, cinzas, lignina, hemicelulose, material proteico, leveduras, é carregado para dentro da primeira coluna de destilação, sendo recuperado no fundo desta em uma corrente bifásica também denominada vinhaça. Nas etapas subsequentes de destilação, toda a água recuperada no processo é enviada para uma estação de tratamento de efluentes, passando por etapas de degradação bioquímica de compostos orgânicos, antes de ser reenviado como fonte de água para a unidade de liquefação (PARTEN & KASAT, 2013).

A vinhaça na parte inferior da primeira coluna, diferentemente da cana-de-açúcar, não é destinada para fertirrigação das plantações por conter uma grande quantidade de sólidos que podem ser recuperados de modo a agregar valor ao processo. Essa corrente, após integrar calor com a entrada do sistema de destilação, é enviada para as centrífugas, que promovem a recuperação desses sólidos, denominados grãos destilados úmidos. A fração líquida resultante, denominada vinhaça fina, é separada em duas correntes: a primeira fração será destinada para a unidade de liquefação/cozimento para transportar nutrientes que serão consumidos na fermentação; enquanto que a fração restante será enviada para um sistema de evaporação de múltiplo-efeito para concentração da mistura (DUTON, 2018).

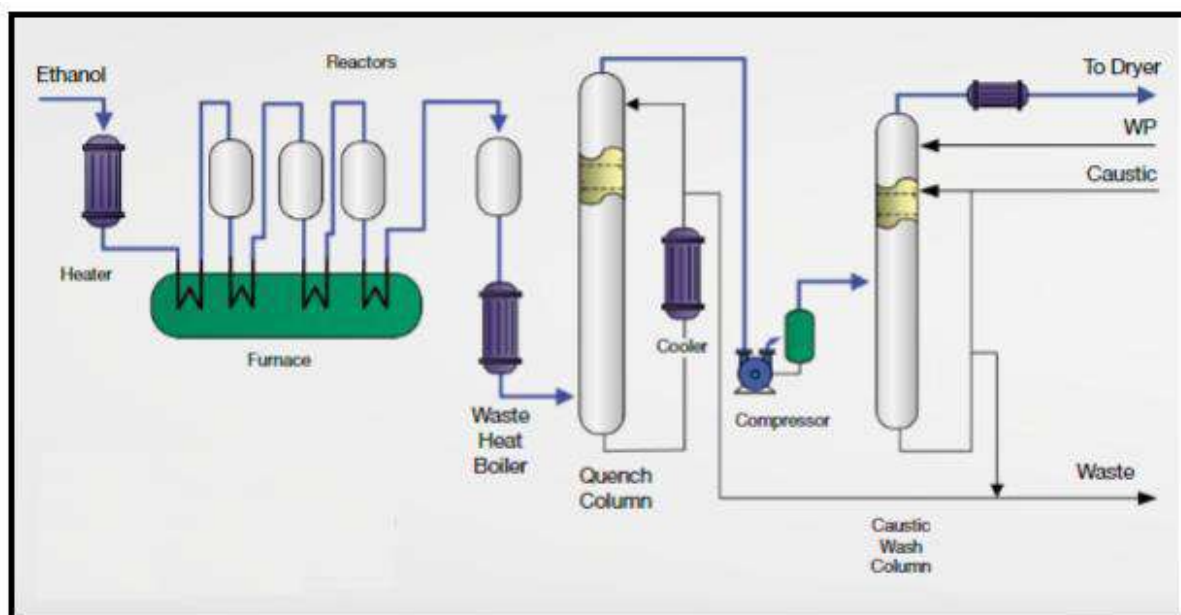
O número de estágios de evaporação varia razoavelmente dependendo da tecnologia empregada. Em seu estudo Kwiatkowski *et al.* (2006) consideraram o uso de um evaporador com 4 estágios, enquanto que Homeland Energy Solutions (2018) utiliza um sistema com 8 estágios de evaporação. Já Robert (2005) prevê a utilização de 6 estágios. Nesse estudo, foram considerados 5 estágios de evaporação para ser possível aproveitar a estrutura já existente na usina sucroalcooleira de cana-de-açúcar. Dessa forma, a vinhaça fina é concentrada no evaporador de 5 estágios, obtendo-se ao final uma mistura concentrada a ser enviada para um decantador, promovendo a separação em duas fases: uma fase orgânica rica em óleo de milho, que é recuperada com um produto da biorrefinarias após passar por uma etapa de retificação; e um xarope aquoso contendo sólidos solúveis.

Esse xarope é misturado com os grãos destilados úmidos, sendo a corrente resultante enviada para um tambor rotativo para remoção de água e voláteis. Dessa forma, obtêm-se ao final dessa etapa uma corrente de grãos destilados secos com sólidos solúveis, com teor de umidade de cerca de 10%, sendo também um subproduto da biorrefinaria. Por fim, a corrente gasosa contendo água e orgânicos voláteis é direcionado para uma unidade de termo oxidação de modo a promover a degradação desses componentes (KWIATKOWSKI *et al.*, 2006).

### III.1.3 ETENO VIA DESIDRATAÇÃO CATALÍTICA DO ETANOL

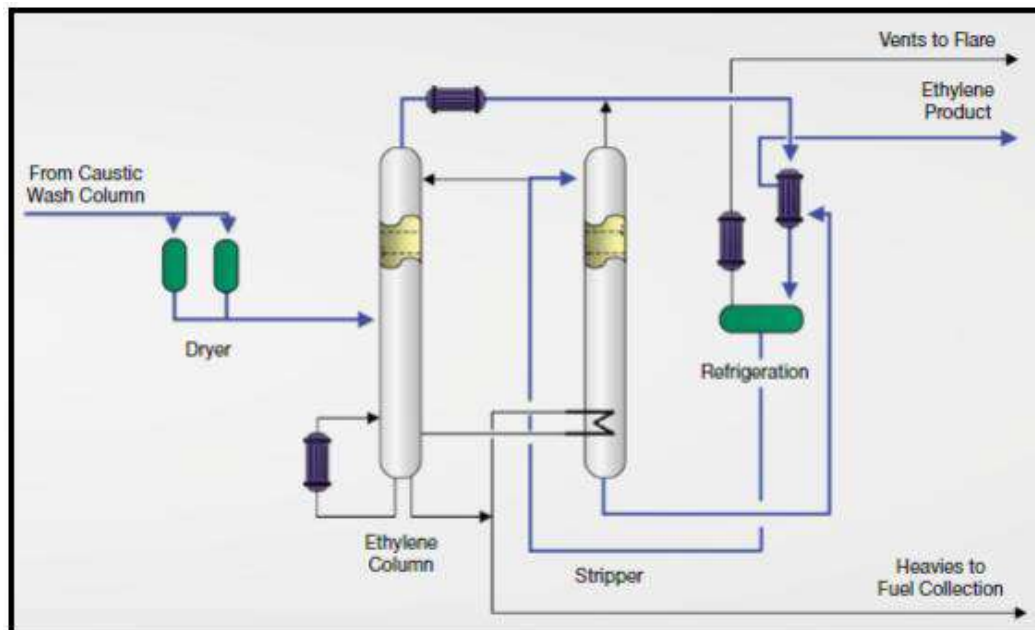
A rota de produção de eteno foi baseada principalmente no trabalho de Mohsenzadeh, Zamani & Taherzadeh (2017), que descrevem o processo da empresa Chematur Engineering, e na patente de (BARROCAS *et al.*, 1977). O fluxograma típico da empresa Chematur Engineering foi representado na Figura III-3 e Figura III-4. No entanto, é importante ressaltar que a rota assumida neste estudo se diferencia em alguns pontos do fluxograma apresentado. As principais semelhanças e diferenças serão descritos a seguir.

No que diz respeito ao processo, a produção de eteno via etanol é comumente dividida em três unidades: reação, recuperação e purificação de eteno.



**Figura III-3:** Fluxograma genérico das seções de reação e recuperação de eteno.

**Fonte:** (CHEMATUR ENGINEERING, 2018).



**Figura III-4:** Fluxograma genérico da seção de purificação de eteno.

**Fonte:** (CHEMATUR ENGINEERING, 2018).

Na rota deste estudo, o flegma com cerca de 50% (m/m) de etanol é pré-evaporado e enviado para um sistema de 4 reatores com injeção intermediária de carga fresca entre os reatores (BARROCAS *et al.*, 1977; KOCHAR, MERINS & PADIA 1981). Os reatores são recheados com catalisador à base de alumina e operam de forma adiabática. Uma vez que a reação de desidratação do etanol necessita de uma elevada temperatura, sendo altamente endotérmica, são utilizados fornos intermediários que reaquecem a corrente de entrada de cada reator para uma temperatura entre 450-500 °C. A demanda energética teórica é estimada em 1,6 GJ por tonelada de eteno produzido (IRENA, 2013). As taxas de conversão e seletividade usualmente referenciadas em estudos são, respectivamente, de 99% e 97% (MORSCHBACKER, 2009). Além de eteno, alguns subprodutos são obtidos em pequena quantidade, destacando-se compostos mais voláteis, como monóxido de carbono, dióxido de carbono, metano e hidrogênio; e compostos menos voláteis, como propeno, buteno, propanol, etano e acetaldeído.

Uma característica importante e inerente ao sistema de reação é o fenômeno de desativação do catalisador, que ocorre em função da deposição de coque em sua superfície. Nos processos convencionais, que utilizam etanol hidratado como carga do processo, é comum a prática de injeção vapor d'água no primeiro reator para atenuar esse efeito de desativação. Essa adição ocorre geralmente em razões vapor d'água/etanol entre 2:1 e 3:1, permitindo um tempo estendido de campanha do catalisador, de até 18 meses, além aumentar

a seletividade de eteno por manter a capacidade calorífica do fluido reacional (MORSCHBACKER, 2009). Porém, devido ao fato da corrente de flegma já apresentar um grau de diluição com teor de água adequado, a injeção de vapor no primeiro reator torna-se desnecessária.

Em seguida, a corrente efluente do último reator passa por economizadores, que são trocadores de calor com o objetivo de recuperar energia no processo ao pré-aquecer a carga do sistema de reação, antes de ser enviada para a unidade de recuperação. Nesta unidade, a carga contém majoritariamente eteno e água, sendo alimentada em uma torre de *quench*. Nesta torre a corrente gasosa entra por baixo da torre, enquanto que água fria é bombeada no topo e no meio da torre, promovendo o resfriamento e condensação de grande parte da água, além de compostos polares, como por exemplo o próprio etanol não reagido, acetaldeído e propanol. Essa corrente é recuperada no fundo da torre, sendo dividida em duas parcelas: a primeira é resfriada em trocadores de modo a ser injetada de volta na torre; e a segunda é descartada para uma unidade de tratamento de efluentes (LEITE, 2012).

A corrente de topo, com teor de eteno acima de 90%, é enviada para um sistema de compressão de 3 estágios, com trocadores de calor e vasos separadores intermediários. Os condensados obtidos nestes trocadores são reenviados para a torre de *quench* para aumentar a recuperação de eteno. Após comprimida, essa corrente rica em eteno é enviada para uma lavagem com soda cáustica, de modo a reduzir o teor de CO<sub>2</sub> para valores menores que 2 ppm. Essa etapa é extremamente importante pois o CO<sub>2</sub> é um veneno catalítico na etapa de polimerização para fabricação de polietileno (MORSCHBACKER, 2009). Em seguida, essa corrente passa por uma torre de lavagem com água, para remoção da soda residual e ajuste do pH. Ao final da seção de recuperação, essa corrente passa por uma unidade de secagem utilizando peneiras moleculares, removendo seletivamente água residual. Após essa etapa, obtêm-se eteno grau químico, com teor em torno de 99% (m/m).

Por fim, conforme apresentado na Figura III-4, a seção de purificação consiste principalmente em duas colunas de destilação criogênicas para levar o eteno químico até a especificação de grau polimérico, contendo cerca de 99,95% (m/m) de pureza (KOCHAR, MERINS e PADIA, 1981). O eteno grau químico é resfriado e entra na primeira torre, que tem como objetivo remover compostos mais pesados que o eteno, como polares residuais e o etano. Destaca-se o etano, pois este apresenta uma baixa volatilidade relativa em relação ao eteno, o que dificulta significativamente a sua separação, necessitando de uma coluna com um



número alto de estágios de equilíbrio, tal que uma desetanizadora petroquímica possui comumente 120 pratos (LEITE, 2012). Os componentes mais pesados são recuperados no fundo desta torre e a corrente de topo é parcialmente condensada. A parcela condensada é enviada para o topo da segunda torre criogênica, cuja função é esgotar metano e gases não condensáveis, com atenção especial para o CO, que inibe os catalisadores de polimerização de forma semelhante ao CO<sub>2</sub>, quando está presente em níveis superiores a 5 ppm (MOHSENZADEH, ZAMANI e TAHERZADEH, 2017). Esses gases recuperados no topo da torre são enviados por um compressor para o topo da primeira torre, juntando-se a corrente que irá para o condensador.

Ao final do processo, eteno grau petroquímico é obtido no fundo desta segunda torre, sendo enviada para o sistema de refrigeração e armazenamento da planta. Já a corrente de pesados, obtida no fundo da primeira torre, e a parcela de gases não condensáveis, recuperada após a condensação parcial da primeira torre, podem ser utilizadas como combustível na unidade de geração de energia da planta (CHEMATUR ENGINEERING, 2018).

## **III.2 DESCRIÇÃO DAS SIMULAÇÕES**

Esta seção buscou apresentar uma descrição detalhada sobre as simulações desenvolvidas referentes aos três processos descritos anteriormente: usina sucroalcooleira de cana-de-açúcar, usina alcooleira de milho e produção de eteno via desidratação catalítica do etanol. Estas foram desenvolvidas independentemente utilizando software *Aspen Plus* v.10. As capacidades utilizadas para cada planta serão apresentadas e discutidas no Capítulo IV. Devido a esta etapa do trabalho apresentar um caráter metodológico específico de simulação de processos, as descrições da simulação estão apresentadas como complementares no Apêndice A.

## **III.3 PREMISSAS DE PROJETO**

Nesta seção, tem-se como principal objetivo apresentar as principais premissas e considerações feitas para a biorrefinaria adotada neste estudo, no que diz respeito à logística de projeto e das condições de operação do complexo produtivo.

Segundo Machado *et al.*, 2016, uma usina sucroalcooleira de cana-de-açúcar de tamanho típico possui uma capacidade de processamento em torno de 2 milhões de toneladas

de biomassa por safra, sendo que essas usinas têm uma flexibilidade para direcionar 40-60% para a produção de etanol ou açúcar, dependendo da demanda corrente de mercado (WILKINSON, 2015). Se uma usina com essa capacidade fosse dedicada exclusivamente para produção de eteno, estima-se que uma produção de 80 mil toneladas por ano, bem abaixo da capacidade de produção da Braskem, maior empresa produtora de eteno via bioetanol, que produz anualmente cerca de 200 mil toneladas (YAKOVLEVA *et al.*, 2016). Portanto, para aumentar a produção bruta de eteno a valores comparáveis com o cenário brasileiro, é fundamental que a usina a partir da cana-de-açúcar seja pelo menos 2,5 vezes maior que a de tamanho típico. No entanto, uma produção exclusiva de eteno deixaria a viabilidade de projeto bastante dependente das oscilações nos preços de mercado de eteno, gerando dessa forma uma vulnerabilidade indesejada de investimento. A produção de múltiplos produtos em uma biorrefinaria é uma condição estratégica que assegura certa estabilidade operacional e financeira em períodos de volatilidade no mercado.

Os parâmetros capacidade de moagem da usina sucroalcooleira de cana-de-açúcar e capacidade de processamento da usina alcooleira de milho foram definidos de modo a atender 200 mil toneladas de eteno por ano, além de ser capaz de produzir a mesma quantidade de etanol hidratado, etanol anidro e açúcar que uma usina sucroalcooleira típica produziria caso direcionasse 60% da cana-de-açúcar processada a produção de etanol. Dessa forma, de todo o etanol produzido uma parcela irá atender a produção de eteno e outra será destinada para a produção de etanol hidratado. Com isso, o etanol hidratado pode ser enviado para o parque de tancagem ou desidratado a etanol anidro. A razão de projeto entre a quantidade de etanol hidratado e quantidade de etanol anidro a ser produzido anualmente foi definida de acordo com dados da produção brasileira por esses produtos na safra 2017/2018. Esses dados podem ser visualizados na Tabela III-1.

**Tabela III-1:** Produção brasileira na safra 2017/2018 (10<sup>6</sup> metros cúbicos).

<b>Referência</b>	<b>Etanol Anidro</b>	<b>Etanol Hidratado</b>
Estado de São Paulo	5,963	7,260
Região Centro-Sul	10,419	15,669
Região Norte-Nordeste	0,947	0,823
Brasil	11,366	16,492

**Fonte:** (UNIÃO DA INDÚSTRIA DE CANA-DE-AÇÚCAR, 2018).

Conforme pode ser visto Tabela III-1, a razão volumétrica entre a produção nacional de etanol hidratado e anidro foi de 1,45 e para massas específicas nas condições normais de

temperatura e pressão a razão mássica corresponde a 1,37 (m/m). Este valor foi definido como variável de projeto e adotado neste estudo.

Um ponto bastante relevante diz respeito ao tempo de operação de cada usina, mais especificamente, o tempo de duração da safra da cana-de-açúcar e do período da entressafra. De acordo com Signorini, Rasmussen & Goldsmith (2008), o período de safra da cana-de-açúcar varia torno de 180 a 223 dias por ano, mantendo um período de entressafra de 160 dias, ou seja, sem produção. Neste estudo, adotou-se o valor conservador de 180 dias, limite inferior da faixa apresentada. Para a operação com milho, adotou-se o valor apresentado por Nogueira (2014), correspondente a 150 dias de operação. Somando ambos os valores, encontra-se um período total produção igual a 330 dias por ano, o que corresponde a um fator de operação de 7920 h por ano (90,4%). Os outros 35 dias (aproximadamente 1 mês) foram considerados parte de um período improdutivo, onde o complexo se destina principalmente a execução de atividades relacionadas à manutenção dos equipamentos.

Outro ponto importante diz respeito ao aproveitamento de equipamentos entre as duas unidades. A capacidade de processamento foi definida para que ambos os processos tivessem a mesma capacidade horária de produção de etanol. Como os vinhos fermentados de ambos os processos possuem teores de etanol bastante similares, em torno de 10-15% (v/v) (JACQUES, LYONS e KELSALL, 2003), a capacidade nominal de operação do sistema de destilação e de fermentação será bastante similar nos períodos de cana-de-açúcar e milho, evitando problemas de sub ou supercapacidade. Porém, é importante ressaltar que no período do milho é necessário uso de um maior número de fermentadores devido ao maior tempo de residência na etapa de fermentação, sendo cerca de 5 vezes maior. Também foi considerado o aproveitamento do sistema de evaporação de múltiplo-efeito em ambas as unidades. Entretanto, os equipamentos de pré-tratamento e condicionamento da biomassa são bastante diferentes, devido à diferença da estrutura e complexidade da matéria-prima. Dessa forma, são necessários equipamentos específicos no complexo para condicionar cada tipo de biomassa, como por exemplo moendas, mesa alimentadora, cozedores, decantadores para a cana-de-açúcar, silos, moinho de martelos, tanques de mistura e cozimento, centrífugas, secador de grãos, entre outros (NOGUEIRA, 2014).

Os principais produtos considerados na biorrefinaria proposta foram: eteno, etanol hidratado, etanol anidro e eletricidade que são produzidos durante todo o período de operação da unidade; açúcar, sendo esse produzido somente por 180 dias, já que o caldo do milho não é

puro o suficiente para fabricação de açúcar; óleo e farelo de milho, que são produzidos durante 150 dias, período de operação do milho. Além disso, são obtidos subprodutos na operação com cana-de-açúcar, como vinhaça, torta de filtro e levedura seca, porém tais produtos não foram considerados com valor comercial, sendo destinados ao campo para serem usados nas etapas de plantação. Embora seja comum a retirada de uma corrente de etanol de segunda no topo da primeira torre de destilação (com cerca de 88,3% m/m), não foi considerado a obtenção deste produto neste estudo com o objetivo de maximizar a produção de etanol hidratado, anidro e eteno.

É importante ressaltar que esse estudo não teve como objetivo realizar estudos de otimização e integração energética entre as correntes de processo, focando apenas em reproduzir integrações já realizadas industrialmente em cada processo individualmente. Nesse sentido, para um determinado período do ano, não foi realizada integração energética entre as correntes da unidade de produção de etanol via biomassa com as da unidade de produção de etanol via eteno. Detalhes sobre as integrações energéticas consideradas e seu impacto no consumo de água da unidade serão discutidas no Capítulo IV.

Por fim, é relevante destacar o compartilhamento da unidade de cogeração. Conforme mencionado anteriormente, a queima do bagaço da cana-de-açúcar no processo adotado gera vapor superaquecido a 65 bar e 480 °C, passando por turbinas de contrapressão para atender a demanda de vapor média e baixa pressão do processo. Quanto ao excesso de vapor, a estratégia usual das usinas sucroalcooleiras é utilizar o vapor restante em turbinas de condensação, onde o vapor é expandido até vácuo para produção de excedente de energia, sendo em seguida condensado com água de resfriamento (Albarelli, 2013). Neste estudo, considerou-se que no período de operação da cana-de-açúcar, o bagaço seria queimado somente em quantidade suficiente para atender a demanda de vapor do processo. A energia elétrica produzida na expansão do vapor nas turbinas será utilizada para atender a demanda interna da biorrefinarias, sendo o seu excedente direcionado para venda.

Embora algumas usinas empreguem com sucesso o uso de uma parte da palha gerada na colheita para produção de energia, decidiu-se neste estudo optar pela não utilização de palha como combustível em conjunto com o bagaço. Dessa forma, toda a palha residual é deixada no campo para assegurar a disponibilidade de nutrientes e preservação do solo para o próximo ciclo de plantio da cana-de-açúcar (Machado, et al, 2016). Porém, o uso da palha de cana-de-açúcar pode ser uma excelente alternativa para aumentar o rendimento energético do

processo, podendo-se avaliar esse cenário em estudos futuros de otimização da biorrefinaria.

Enquanto que o processamento de cana-de-açúcar é sustentável sob o ponto de vista energético, o milho demanda uma fonte externa de energia, sendo usual o emprego de gás natural nos Estados Unidos (PERLINGEIRO, 2014). No cenário brasileiro, a empresa FS Bioenergia, que está construindo a sua segunda unidade produtora de etanol, exclusivamente a partir do milho, no estado Mato Grosso, planeja processar 1,2 milhões de toneladas de grãos por ano, tendo como fonte de energia biomassa oriunda de uma floresta plantada de eucalipto, com cerca 30 mil hectáres, capaz de gerar 160 mil MWh por ano, o que tem potencial para abastecer uma cidade de 70 mil habitantes. Outro exemplo é representado pela empresa Usimat, primeira usina flex do Brasil, que utiliza cavaco de madeira de eucalipto para complementar a demanda energética (NOGUEIRA, 2014).

Em seu trabalho Milanez *et al.* (2014) concluíram a partir de análises de diversos cenários que não é razoável, do ponto de vista econômico, uma usina flex limitar a capacidade de processamento de milho pela disponibilidade de excedente de bagaço de cana-de-açúcar. Dessa forma, a atratividade econômica das usinas flex tende a aumentar na medida em que aumenta a quantidade processada de milho e, conseqüentemente, a utilização dos ativos existentes.

Portanto, nesse estudo adotou-se como estratégia o uso de excedente de bagaço de cana-de-açúcar juntamente com cavacos de eucalipto para atender a demanda de energia da usina operando com milho. Assim, a capacidade de eucalipto utilizada foi definida de modo que a caldeira tenha a mesma capacidade horária de produção de vapor durante os dois ciclos, de forma a manter a operação da caldeira em sua condição nominal durante todo o ano, reduzindo as chances de ocorrerem problemas neste equipamento, o que resultaria na parada de toda a unidade.

### **III.4 ANÁLISE ECONÔMICA**

O objetivo desta seção consiste em apresentar e descrever as principais considerações, premissas e critérios adotados neste estudo para a realização da análise econômica da biorrefinaria. A metodologia adotada foi baseada em Turton *et al.* (2012), consistindo em: estimar os custos de investimento fixo necessários para a implementação do complexo (IF); estimar os custos de operação do processo (OPEX); realizar análises de fluxo de caixa de

modo a comparar a viabilidade de produção de eteno na biorrefinaria, em comparação com o seu concorrente petroquímico, por meio da avaliação de critérios econômicos, como valor presente líquido, taxa interna de retorno do projeto, tempo de retorno do investimento e preço mínimo de venda do eteno.

### III.4.1 CUSTO DE INVESTIMENTO

Segundo Turton *et al.* (2012) existem cinco classificações usualmente adotadas para estimação de custos de investimento em processos industriais. Tais classificações, assim como as condições que devem ser atendidas pela análise econômica para se enquadrarem em cada classificação podem ser vistas na Tabela III-2.

**Tabela III-2:** Resumo das Classificações de Estimação de Custos de Investimento.

<b>Classificação</b>	<b>Dados</b>	<b>Diagramas</b>
Ordem de Magnitude	A estimação é suportada em informações de custo de um processo completo tomadas a partir de dados de plantas industriais já construídas. Esse custo é ajustado a partir de fatores de escalonamento e de inflação para estimar o custo de investimento da planta estudada.	Normalmente requer somente um diagrama de blocos.
Estudo	Utiliza uma lista de todos os equipamentos de processo, devidamente dimensionados, de modo a estimar o custo de cada equipamento. O somatório dos custos dos equipamentos é, em seguida, utilizado para estimar o custo de investimento da planta estudada.	Baseado em fluxogramas de processo (PFD).
<i>Design</i> Preliminar	Requer análises de dimensionamento mais detalhadas do que a classe anterior, além de estimar custos com encanamento, instrumentação, rede elétrica, entre outros.	Baseado em fluxogramas de processo (PFD), porém esboços mais detalhados dos equipamentos e análises de distribuição e elevação dos equipamentos na planta são necessários.
Definitivo	Requer especificações preliminares para todos os equipamentos, utilidades, instrumentação, sistema elétrico e equipamentos externos.	Requer fluxograma final de processo (PFD), além de esboços dos equipamentos e um P&ID preliminar.
Detalhado	Requer diagramas de engenharia completos, contendo ainda toda a análise de utilidades e infraestrutura externa. Cotações dos equipamentos já devem ser obtidas dos fornecedores. Após essa fase, a planta está pronta para ir para a etapa de construção.	Diagrama final de processo (PFD e P&ID), balanço de utilidades, diagramas completos de infraestrutura da planta.

**Fonte:** Turton *et al.* (2012).

Cada uma das classificações acima corresponde às cinco classes definidas pela AACE *International Recommended Practice No. 17R-97*. A definição da classe de estudo é de extrema importância, pois leva em conta a quantidade de esforço aplicada no desenvolvimento de análise econômica, além de definir o nível de acurácia da estimativa do custo de investimento. Tais detalhes podem ser vistos na Tabela III-3.

**Tabela III-3:** Classes de Estimativa de Custos.

Classe	Nível de Definição/Conclusão do Projeto	Propósito da Estimativa	Nível de Acurácia Estimada (Em relação à Classe I)	Esforço empregado na análise (Em relação à Classe V)
V	0% a 2%	Estudo de factibilidade	4 a 20	1
IV	1% a 15%	Estudo conceitual	3 a 12	2 a 4
III	10% a 40%	Controle e autorização orçamentária	2 a 6	3 a 10
II	30% a 70%	Início da fase de licitação	1 a 3	5 a 20
I	50% a 100%	Confirmação da licitação	1	10 a 100

**Fonte:** Turton *et al.* (2012).

É importante ressaltar que a análise técnico-econômica desenvolvida neste trabalho se trata de um estudo conceitual, onde os principais equipamentos do processo foram devidamente dimensionados e utilizados para estimar o custo de investimento da unidade. Dessa forma, esta análise se enquadra na classe IV definida pela AACE *International Recommended Practice No. 17R-97*. Com isso, é possível observar que a margem de acurácia obtida está entre 3 e 12 vezes maior do que a da Classe I. Segundo Turton *et al.* (2012), a estimativa do investimento associado a uma indústria química para a classe I sugere um margem de erro entre [-4%; +6%] do valor estimado. Dessa forma, um estudo de classe IV sugere um erro mínimo entre [-12%; +18%] e um erro máximo entre [-48%; +72%] dependendo da análise. Neste estudo, foi adotado o valor médio de [-30%; +45%] como intervalo de confiança para o custo de investimento estimado.

O custo total de investimento de uma planta industrial pode ser dividido em algumas categorias. A classificação e detalhamento destas categorias pode ser visualizado na Tabela III-4.

**Tabela III-4:** Detalhamento dos fatores contribuintes para o investimento fixo de uma unidade industrial.

<b>DESPESAS DIRETAS DE PROJETO</b>	
Custos <i>FOB</i> dos equipamentos	Custo associado à compra dos equipamentos com os fabricantes.
Custos de instalação	Inclui custos com encaimento, isolamento, fundações e suportes estruturais, cabeamento elétrico, instrumentação, pintura, entre outros.
Custo de trabalho para instalação dos equipamentos e materiais	Inclui todo o custo com mão-de-obra necessário para instalação dos equipamentos e materiais.
<b>DESPESAS INDIRETAS DE PROJETO</b>	
Despesas com frete, seguros e taxas	Inclui todas as despesas no transporte dos equipamentos e materiais até o sitio da planta, todo o seguro dos itens transportados e quaisquer taxas que possam ser aplicados.
Despesas gerais com construção	Contabiliza custos associado à férias, aposentarias, seguro social e seguro desemprego, salários para pessoal de supervisão da construção.
Despesas com contratação de engenharia	Inclui salários para pessoal envolvido em atividades de engenharia e gerência de projeto.
<b>CONTINGÊNCIA E TAXAS DE PROJETO</b>	
Contingência	Fator utilizado para cobrir gastos imprevistos no projeto, como mudanças no design da planta e aumento dos custos associados a variações de preços dos equipamentos.
Taxa de contratação	Depende do tipo de planta e de outros fatores.
<b>INSTALAÇÕES AUXILIARES</b>	
Desenvolvimento do sitio	Inclui gastos com compra da terra, escavações no sitio, instalação de sistemas elétricos, de água e sanitário, construção de vias internas e estacionamento, entre outros.
Prédios auxiliares	Inclui prédios administrativos, setor de manutenção, salas de controle, armazéns e prédios de serviços gerais.
Sítios auxiliares	Contabiliza unidades de controle ambiental, combate a incêndios, entre outros.

**Fonte:** Adaptado de Turton *et al.* (2012).

A estimativa das despesas diretas e indiretas de projeto, além das instalações auxiliares necessárias para a implementação do processo, por sua vez, foi realizada com auxílio do *Aspen Process Economic Analyzer® Versão 10*, software também pertencente a *Aspen Technology®* cuja base de custos é referente ao primeiro trimestre de 2016. O software estima as despesas diretas do processo avaliando em sua base de dados os custos de aquisição,



instalação e mão-de-obra de cada equipamento, que sua vez são obtidos em função dos tipos, dimensões, materiais de construção e outras características específicas de cada equipamento. As dimensões e tipos de cada equipamento foram, em sua maioria, definidos de acordo com os resultados obtidos das simulações realizadas no *software Aspen Plus®*. No entanto, alguns equipamentos não tiveram suas dimensões importadas diretamente do simulador, tendo suas características e dimensões definidas com base em literatura especializada, como Couper *et al.* (2012). Os materiais de construção de cada equipamento também foram definidas com base em literatura especializada (COUPER *et al.*, 2012; GRACO, 2013 e TURTON *et al.*, 2012).

Com relação às despesas indiretas, instalações auxiliares e taxa de contratação, estas também são calculadas com base em correlações intrínsecas do software *Process Economic Analyzer® Versão 10*, sendo função dos dos custos diretos estimados. Por sua vez, a contingência depende em grande parte da complexidade da planta e da maturidade da tecnologia. A Tabela III-5 seguir mostra como a contingência do projeto varia de acordo com esses aspectos (INTRATEC, 2017).

**Tabela III-5:** Valores adotados para contingência de uma planta industrial.

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

**Fonte:** INTRATEC (2017).

No caso do processo proposto neste trabalho, a literatura sugere que os três processos são caracterizados como complexos e já são estabelecidos industrialmente. Portanto, adotou-se neste estudo um valor de contingência de 25% do investimento fixo necessário para construção da planta.

É importante ressaltar que o somatório de todos os termos apresentados equivale ao investimento fixo dessa biorrefinaria proposta, caso esta fosse construída nos Estados Unidos, retratando a base de custos do software *Process Economic Analyzer® Versão 10*. Neste sentido, utilizou-se um fator de localização de 1,15, baseado em INTRATEC (2018), de modo a corrigir o valor de investimento fixo para o cenário brasileiro. Por fim, foi considerado um capital adicional correspondente a 5% do investimento fixo, seguindo recomendação do

próprio *software* utilizado. Tal valor foi adicionado de modo a considerar capital necessário para partir a planta e financiar os primeiros meses de operação antes da entrada das receitas. Tipicamente, esse capital é utilizado para cobrir despesas com salários, inventário de matérias-primas, entre outros. Para efeitos de nomenclatura, a soma do custo de investimento fixo e do capital adicional foi definido como custo de investimento total.

### III.4.2 CUSTOS DE OPERAÇÃO

Os custos de operação se referem às despesas do dia-a-dia da planta industrial. Estes podem ser divididos em: custos variáveis, pois são funções diretas da quantidade produzida; custos fixos; que não são afetados pelos custos de produção; e despesas gerais, que são associadas com atividades administrativas e de gerência, não estando relacionadas diretamente com o processo produtivo. É possível observar na Tabela III-6 os detalhes de cada termo que compõe o custo de operação.

**Tabela III-6:** Detalhamento dos custos de produção.

FATOR	DESCRIÇÃO
<b>Custos Variáveis</b>	
Matéria-prima	Custos de insumos químicos necessários ao processo.
Utilidade	Custos das utilidades necessárias à operação do processo.
Insumos	Custos dos insumos necessários à operação do processo.
Tratamento de Efluentes	Custo com tratamento de efluentes para proteção ambiental.
Equipe de Operação	Custo de mão-de-obra necessária à operação da planta.
Equipe de Supervisão	Custo de mão-de-obra de supervisão.
Manutenção e reparo	Custo de mão-de-obra de manutenção e materiais associados.
Almoxarifado	Custos de suprimentos diversos que suportam a operação diária da unidade.
Laboratório	Custo de testes de laboratório e rotinas de análise.
Patentes e Royalties	Custos com patentes e licenciamento de tecnologia.
<b>Custos Fixos</b>	
Custo de <i>Overhead</i>	Engloba todos os custos associados a operações de instalações auxiliares que suportam o processo de produção. Estes custos incluem folhas de pagamento, serviços de contabilidade, serviços médicos etc.
Impostos e Seguros	Custos associados a impostos de propriedade e seguro de responsabilidade.
Depreciação	Custos associados ao decréscimo do valor da unidade física, como prédios, equipamentos etc.
<b>Despesas Gerais</b>	
Administração, Distribuição e Venda, Pesquisa e Desenvolvimento	-
<b>Custo Total de Operação</b>	<b>Custos Variáveis + Custos Fixos + Despesas Gerais</b>

Fonte: Adaptado de Turton *et al.* (2012).

Para estimar tais custos de produção Turton *et al.* (2012) indicam o uso de correlações,

conforme apresentado na Tabela III-7. Para cada correlação, é apresentado um intervalo típico para os parâmetros usados na estimação dos itens de custo que serão considerados. Neste trabalho o valor do ponto médio para cada um desses intervalos foi o usado, como foi recomendado por Turton *et al.* (2012).

**Tabela III-7:** Correlações para estimação do custo total de produção.

<b>Fator</b>	<b>Faixas Típicas</b>	<b>Valores escolhidos</b>
<b>Custos Variáveis</b>		
Matéria-prima	$C_{MP}$	$C_{MP}$
Utilidade	$C_{UT}$	$C_{UT}$
Insumos	$C_{IN}$	$C_{IN}$
Tratamento de Efluentes	$C_{TE}$	$C_{TE}$
Equipe de Operação	$C_{OP}$	$C_{OP}$
Equipe de Supervisão	$(0,1-0,25) C_{OP}$	$0,18 C_{OP}$
Laboratório	$(0,1-0,2) C_{OP}$	$0,15 C_{OP}$
Manutenção e reparo	$(0,02-0,1) IF$	$0,06 IF$
Almoxarifado	$(0,1-0,2) (0,06 IF)$	$0,009 IF$
Patentes e Royalties	$(0,0- 0,06) CTP$	$0,03 CTP$
<b>Custos Variáveis Totais</b>	<b><math>C_{MP} + C_{UT} + C_{IN} + C_{TE} + 1,33 C_{OP} + 0,069 IF + 0,03 CTP</math></b>	
<b>Custos Fixos</b>		
Custo de <i>Overhead</i>	$(0,50-0,7)(1,18 C_{OP} + 0,06 IF)$	$0,708 C_{OP} + 0,036 IF$
Impostos e Seguros	$(0,014-0,05) IF$	$0,032 IF$
<b>Custos Fixos Totais</b>	<b><math>0,708 C_{OP} + 0,068 IF</math></b>	
<b>Despesas Gerais</b>		
Administração	$0,15 (1,18 C_{OP} + 0,06 IF)$	$0,177 C_{OP} + 0,009 IF$
Distribuição e venda	$(0,02-0,2) CTP$	$0,11 CTP$
Pesquisa e Desenvolvimento	$0,05 CTP$	$0,05 CTP$
<b>Total das Despesas Gerais</b>	<b><math>0,177 C_{OP} + 0,009 IF + 0,16 CTP</math></b>	
<b>Custo Total de Operação</b>	<b><math>C_{MP} + C_{UT} + C_{IN} + C_{TE} + 2,215 C_{OP} + 0,146 IF + 0,190 CTP</math></b>	

Fonte: Adaptado de Turton *et al.* (2012).

Com relação aos custos relacionados com matéria-prima, utilidades, insumos e tratamento de efluentes, estes foram estimados de acordo com os resultados obtidos nas simulações de processo, considerando os preços de aquisição conforme apresentado na Tabela III-8. É válido destacar que os preços do etanol hidratado, etanol anidro, eletricidade, açúcar, farelo de milho, milho e cana-de-açúcar serão abordados na seção III.5.

Por fim, os custos de operação foram estimados novamente com base em Turton *et al.* (2012). Os autores consideram que um operador trabalha em média 49 semanas por ano fazendo 5 turnos de 8 h por semana, totalizando 245 turnos por ano. Já uma planta química funciona (incluindo tempo de parada) 365 dias ao ano, com 24 h por dia. Isso totaliza 1095 turnos de operação por ano. Portanto, o número de operadores para atender o número de

turnos da planta consiste em 4,5 operadores. Dessa forma, o número de operadores que uma planta química precisa para operar toda a cadeia produtiva pode ser estimado em 4,5 vezes o número de operadores necessários por turno, dessa forma considerou-se neste estudo 13 operadores por turno (MILANEZ *et al.*, 2014).

**Tabela III-8:** Preços considerados neste estudo.

<b>FATOR</b>	<b>VALOR</b>	<b>REFERÊNCIA</b>
Óleo de Milho	USD 1021 por tonelada	Nogueira (2014) considerando a inflação do período.
CO <sub>2</sub>	USD 15 por tonelada	Valor médio reportado por Global CCS Institute (2018)
Ca(OH) <sub>2</sub>	USD 71 por tonelada	Intratec (2018)
Uréia	USD 269 por tonelada	Intratec (2018)
Monoetileno Glicol	USD 720 por tonelada	Intratec (2018)
Ácido Fosfórico	USD 880 por tonelada	Alibaba (2018)
Ácido Sulfúrico	USD 325 por tonelada	Alibaba (2018)
SO <sub>2</sub>	USD 1000 por tonelada	Alibaba (2018)
NaOH	USD 631 por tonelada	Intratec (2018)
Alfa amilase	USD 6,673 kg por kg	Milanez <i>et al</i> (2014) considerando a inflação do período.
Glucoamilase	USD 4,524 por kg	Milanez <i>et al</i> (2014) considerando a inflação do período.
Água de Resfriamento	USD 0,049 por m <sup>3</sup>	Intratec (2018)
Água Desmineralizada	USD 0,7584 por m <sup>3</sup>	Intratec (2018)
Tratamento de Efluentes	USD 56 por kton	Turton <i>et al</i> (2012)
Água de Processo	USD 0,2524 por m <sup>3</sup>	Intratec (2018)
Cavaco de Madeira	USD 59 por tonelada	Milanez <i>et al</i> (2014) considerando a inflação do período

Com isso, o custo relativo à equipe de operação pode ser calculado multiplicando-se o número de operadores pelo salário médio de um operário da planta. Esse valor varia consideravelmente dependendo da localização da planta. Neste estudo, adotou-se o valor de USD 5000 por operador por ano (TOWLER e SINOTT, 2008). Com relação aos outros custos apresentados na Tabela III-6, estes foram estimados com as correlações disponíveis na Tabela III-7.

### **III.4.3 PARÂMETROS ADOTADOS PARA ANÁLISE ECONÔMICA**

Esta seção se destina a apresentar os principais parâmetros e considerações tomadas para a realização da análise econômica do processo. É importante ressaltar que a análise econômica foi desenvolvida neste estudo utilizando uma metodologia de análise por fluxo de caixa.

Assumiu-se como principais premissas um período de construção da planta de 3 anos, com cerca de 8% do investimento fixo utilizado no primeiro, 60% utilizado no segundo e o restante usado no último ano de projeto (NIZSCHE *et al.*, 2016). O capital adicional só é utilizado ao final do terceiro ano para promover o início da operação da planta. O tempo produtivo da planta foi assumido em 25 anos, pois segundo (Machado *et al.*, 2016), este é um período comum para processos empregando novas tecnologias. Além disso, adotou-se uma hipótese otimista de que a planta industrial opera com 100% da sua capacidade produtiva durante todo o período de projeto. Foi considerado que 30% do investimento total será financiado a uma taxa de juros de 6% ao ano, enquanto que a parcela restante será de fonte própria, com uma taxa de interesse por parte dos acionistas de cerca de 19% ao ano (NIZSCHE *et al.*, 2016). Esse valor foi escolhido de modo que a taxa de retorno do projeto (que é a média aritmética ponderada entre as taxas de interesse dos acionistas e do financiador, tendo como pesos a porcentagem de capital investido) fosse de 15% ao ano. Tal valor foi assumido para o caso base de modo a refletir um alto risco no investimento (MACHADO *et al.*, 2016). Além disso, foi assumido que o capital financiado somado aos juros relativos totais deve ser pago ao financiador em parcelas iguais durante todo o período de operação.

Outro ponto relevante diz respeito ao método de depreciação e à taxa de imposto. Com relação ao primeiro, esta pode ser definida como uma despesa não desembolsável, servindo apenas para questões tributárias de modo a contabilizar a obsolescência dos ativos da planta. Neste estudo, foi considerado um método de depreciação linear, com uma taxa de 10% do investimento fixo ao ano pelos primeiros 10 anos de operação, conforme determinado por legislação para equipamentos industriais (TOWLER e SINOTT, 2008). Segundo Turton *et al.* (2012), todo o investimento fixo é depreciável com exceção do custo da terra. Porém esse valor é relativamente pequeno quando comparado ao total, sendo usualmente desprezado. Nesse sentido, devido ao fato de que o período de operação exceder em muito a vida depreciável do equipamento, assumiu-se neste estudo um capital residual nulo ao final do projeto. Por fim, é interessante destacar que o capital adicional não é depreciável, uma vez que é recuperado ao final do projeto. Já com relação às questões tributárias, foi considerado uma taxa de imposto e contribuição social de 34% sobre a receita tributável, além de uma taxa sobre a produção de 0,65%. Essa última taxa consiste num valor pago pelas empresas pelo fato de estarem produzindo bens e/ou serviços, independentemente do lucro obtido (MACHADO *et al.*, 2016).

### III.4.4 CRITÉRIOS UTILIZADOS NA ANÁLISE ECONÔMICA

A análise de fluxo de caixa foi conduzida no software *Wolfram Mathematica v.10*, sendo adotados como principais critérios para testar a viabilidade da biorrefinaria: valor presente líquido, taxa interna de retorno, período descontado de *payback* e preço mínimo de venda do eteno.

O valor presente líquido é um critério bastante utilizado em análises financeiras, sendo definida como sendo o somatório de todos os fluxos de caixa, trazidos para o valor presente, durante todo o período de projeto, no caso 28 anos (3 de construção e 25 de operação). A viabilidade do projeto é fortificada caso o valor obtido para este critério seja superior a zero, sendo tão mais favorável economicamente quanto maior for o seu valor. Ao contrário, um valor presente líquido negativo pode indicar um projeto economicamente desfavorável.

Outro critério bastante utilizado em avaliações financeiras é taxa interna de retorno, sendo muitas vezes preferido em relação ao valor presente líquido por ser um valor relativo, sendo mais fácil comparar a viabilidade de diferentes projetos utilizando este critério. Pode ser definida como o valor que a taxa de retorno deve possuir de modo a tornar o valor presente líquido nulo, ou seja, nem favorável nem desfavorável. Assim, uma taxa interna de retorno maior que a taxa de retorno pode indicar um processo financeiramente favorável, ao passo que um valor menor do que a taxa de retorno parece indicar um processo financeiramente desfavorável.

O período descontado de *payback* também é um importante critério financeiro, embora seja menos utilizado do que os demais (TOWLER e SINOTT, 2008). Se trata de estimar o período, ou ano, do projeto em que o somatório dos fluxos de caixa, trazidos para o valor presente, sejam iguais a zero, indicando o ano em que o projeto conseguiu recuperar o investimento fixo realizado, uma vez que o capital adicional será sempre recuperado ao final do projeto. Dessa forma, quanto menor for o período descontado de *payback*, maior será a viabilidade do projeto, ao passo de que o projeto será inviável se o período descontado de *payback* for superior ao tempo de projeto.

O último critério adotado para este estudo foi o preço mínimo de venda do eteno. Este pode ser definido como sendo o preço mínimo de venda que o eteno deve ter para recuperar todo o capital investido ao final do projeto a uma taxa de interesse igual a taxa de retorno

adotada para o projeto, no caso 15% ao ano. Ou seja, é o preço de venda que deve possuir para obter um valor presente líquido nulo ao final do tempo de projeto. Esse parâmetro é bastante vantajoso pois permite uma comparação fácil entre o custo do produto obtido nas próprias instalações industriais em contraste com o preço de mercado. Dessa forma, um preço mínimo de venda menor do que o de mercado é um bom indicativo da viabilidade do projeto.

### III.5 ANÁLISE DE RISCO

Nesta seção, propõe-se a utilização de um método de quantificação de risco do projeto. Para a análise econômica da seção anterior, todos os fatores e premissas adotadas foram consideradas imutáveis sendo, portanto, conhecidos. No entanto, muitos parâmetros estão sujeitos a erros. De fato, quase todos esses parâmetros estão sujeitos a mudanças durante o tempo de construção e campanha da planta, alterando significativamente os resultados da análise econômica descritas na seção anterior. A grande questão não é se esses parâmetros mudam, mas o quanto a sua mudança afeta o nível de predição da viabilidade do projeto.

Neste estudo, utilizou-se o método de simulação de Monte Carlo, que consiste basicamente em atribuir funções de probabilidade para os parâmetros mais críticos e sujeitos a variações, e com isso utilizar essas funções de probabilidade em conjunto com números randômicos gerados instantaneamente para calcular valores momentâneos desses parâmetros. Esses valores momentâneos são utilizados para calcular algum critério de avaliação econômica. Essa etapa é realizada para um número muito grande de cenários, cada um com valores aleatórios admitidos para os parâmetros de acordo com as funções de probabilidade atribuídas, e todos os resultados para cada cenário são organizados na forma de um histograma de probabilidade, que poderá ser analisado criticamente para verificar o nível de risco na execução do projeto. Quanto maior o número de estudos de cenários realizados, maior a confiabilidade da análise (TURTON *et al.*, 2012). Os principais parâmetros críticos e sujeitos a variações foram: preços de mercado do eteno, etanol hidratado, etanol anidro, açúcar, farelo de milho, cana-de-açúcar, milho, eletricidade e o valor do investimento fixo. A função de probabilidade destes parâmetros segue uma distribuição normal, obedecendo a seguinte relação de probabilidade:

$$P(Z \geq x) = \frac{1}{2} \left( 1 - \operatorname{erf} \frac{x-\mu}{\sigma \sqrt{2^{0,5}}} \right) \quad (01)$$

tal que  $P(Z \geq x)$  é a probabilidade de ocorrência de um evento com valor maior ou igual a  $x$ ;

$\mu$  e  $\sigma$  representam, respectivamente, a média e desvio padrão da função de probabilidade, sendo parâmetros intrínsecos do modelo.

Esses parâmetros foram estimados utilizando o software *Wolfram Mathematica* v.10 de forma a minimizar uma função objetivo equivalente ao somatório dos erros quadráticos entre o valor predito pela função de probabilidade e a série de valores históricos obtida para cada parâmetros. As principais considerações assumidas para definir a série de valores históricos, as devidas referências e as constantes estimadas para cada parâmetro foram resumidas na Tabela III-9 e na Tabela III-10, respectivamente.

**Tabela III-9:** Principais premissas assumidas na estimação dos preços e do investimento fixo.

<b>Fator</b>	<b>Série de Valores</b>	<b>Número de Dados</b>	<b>Referência</b>
<b>Preço do Eteno</b>	Média mensal do Brasil no período de 2007-2018	142	Intratec (2018)
<b>Preço do Etanol Hidratado</b>	Média semanal de Mato Grosso no período de 2012-2018	337	Indicador CEPEA/ESALQ
<b>Preço do Etanol Anidro</b>	Média semanal de Mato Grosso no período de 2012-2018	116	Indicador CEPEA/ESALQ
<b>Preço do Farelo de Milho</b>	Valores estimados de R\$ 500 a 700 reais por tonelada corrigidos pela inflação do período	3	(JORNAL CANA, 2014)
<b>Preço da Eletricidade</b>	Média mensal do Brasil no período de 2007-2018	142	Intratec (2018)
<b>Preço do Açúcar</b>	Média mensal de São Paulo no período de 2003-2018	2463	Indicador CEPEA/ESALQ
<b>Preço da Cana-de-açúcar</b>	Média mensal do Paraná no período de 2008-2018	132	Agrolink (2018)
<b>Preço do Milho</b>	Melhores valores anuais de Mato Grosso no período de 2004-2018	15	Agrolink (2018)
<b>Investimento Fixo</b>	Intervalo médio de confiança da metodologia do estudo (-30%, +45%)	3	Fonte própria

Os valores médios encontrados na Tabela III-10 foram aqueles utilizados no desenvolvimento da análise econômica deste estudo, retratando um cenário base. Além disso, é importante ressaltar dois pontos importantes no que diz respeito ao preço da cana-de-açúcar e do milho. Pelo fato do milho apresentar um elevado tempo de armazenamento, este pode ser adquirido ao longo do ano em períodos em que o preço esteja em baixa, com menor demanda do grão. Portanto, para retratar essa vantagem, os dados utilizados para o milho referem-se aos menores valores de preço para cada ano do período de 2004-2018. Além disso, os preços do milho e da cana-de-açúcar foram acrescidos de um fator de custo de transporte de USD



6,79 (MILANEZ *et al.*, 2014) e USD 0,40 por tonelada (CGEE, 2009), respectivamente. Dessa forma, os valores médios dos preços utilizados neste estudo para o milho e cana-de-açúcar foram de USD 85,49 e USD 21,01 por tonelada, respectivamente.

**Tabela III-10:** Valores estimados para a média e desvio padrão dos principais parâmetros.

<b>Fator</b>	<b>Valor médio (<math>\mu</math>)</b>	<b>Desvio Padrão (<math>\sigma</math>)</b>
<b>Preço do Eteno</b>	USD 1198,15 por tonelada	USD 347,35 por tonelada
<b>Preço do Etanol Hidratado</b>	USD 482,07 por tonelada	USD 63,40 por tonelada
<b>Preço do Etanol Anidro</b>	USD 496,23 por tonelada	USD 61,24 por tonelada
<b>Preço do Farelo de Milho</b>	USD 245,10 por tonelada	USD 7,33 por tonelada
<b>Preço da Eletricidade</b>	USD 0,1417 por kWh	USD 0,0193 por kWh
<b>Preço do Açúcar</b>	USD 467,85 por tonelada	USD 143,01 por tonelada
<b>Preço da Cana-de-açúcar</b>	USD 20,61 por tonelada	USD 4,77 por tonelada
<b>Preço do Milho</b>	USD 78,70 por tonelada	USD 11,01 por tonelada
<b>Investimento Fixo</b>	USD 670,67 milhões	USD 31,94 milhões

Para apresentar melhores efeitos de comparação, a análise de Monte Carlo foi conduzida para diferentes valores para a taxa de retorno, como 5%, 10%, 15% e 20%, para mostrar como a escolha desses parâmetros pode impactar nos resultados de viabilidade do projeto. Além disso, foram realizados estudos de viabilidade tanto mantendo o preço de venda do eteno variando conforme a função de probabilidade Ihe atribuída como mantendo o preço de venda fixo e igual ao valor do “eteno verde” de USD 1390 por tonelada (IRENA, 2013), para mostrar os resultados de viabilidade caso se desejasse manter o preço de venda superior ao de mercado sob o argumento de maior valorização econômica desse produto devido a um caráter mais ambientalmente adequado.

# Capítulo IV: RESULTADOS

## IV.1 ANÁLISE TÉCNICA

Nesta seção, serão abordados os principais resultados e discussões de origem técnica, como capacidade de processamento da biorrefinarias, capacidade de produção de eteno e outros subprodutos, consumo de insumos e utilidades das três unidades e análise do sistema de cogeração.

### IV.1.1 CAPACIDADE DE PROCESSAMENTO

A biorrefinaria foi dimensionada de modo a atender 200 mil toneladas de eteno, além de ser capaz de produzir etanol e açúcar com capacidade similar à de uma usina padrão de 2 milhões de toneladas de cana-de-açúcar. Dessa forma, a capacidade de processamento de cana-de-açúcar e milho da biorrefinaria pode ser visualizada na Tabela IV-1.

**Tabela IV-1:** Capacidade de processamento da biorrefinaria.

<b>Biomassa</b>	<b>Capacidade Horária de Processamento (toneladas por hora)</b>	<b>Capacidade Anual de Processamento (mil toneladas)</b>	<b>Quantidade de Dias</b>
Cana-de-açúcar	962,2	4157	180
Milho	179,2	647	150

Como pode ser observado, a capacidade de processamento da cana-de-açúcar dobrou em relação ao tamanho de uma usina típica para atender a demanda extra de eteno. Em termos de infraestrutura, o valor de capacidade obtido está consideravelmente dentro da margem existente. Por exemplo, a Usina Santa Luzia, que é a segunda maior produtora do estado de Mato Grosso do Sul, possui uma capacidade de produção em torno de 5 milhões de toneladas (cerca de 20% superior ao caso estudado) (UDOP, 2017). Outro exemplo se dá na empresa São Martinho, que é a maior usina sucroalcooleira em termos de capacidade, sendo capaz de processar 10 milhões de toneladas por safra (FRANCA, 2017).

A grande questão a ser feita, e que infelizmente não foi aprofundada neste estudo, se refere à disponibilidade de cultivo dessa quantidade de cana-de-açúcar próxima a uma região de cultivo de milho. Porém, embora não seja o ideal, é importante ressaltar que o milho pode

ser transportado por maiores distâncias que a cana-de-açúcar e armazenado por longos períodos, o que possibilita a sua compra em períodos de preço mais competitivo, contribuindo no balanceamento dos custos de aquisição e transporte do milho.

Com relação à capacidade de processamento do milho, este se encontra dentro da margem de processamento das usinas que já operam com milho na região Centro-Oeste. A empresa FS Bioenergia tem capacidade de processar 400 mil toneladas do grão, porém após construção da sua segunda usina, terá capacidade de processar 1,2 milhões de toneladas de milho por ano (FS BIOENERGIA, 2018).

Um ponto a ser destacado diz respeito à sua competição com a indústria de alimentos. Vale ressaltar que a capacidade de processamento de milho, igual a 647 mil toneladas, corresponde a 0,67% do valor de produção brasileira estimada em 2018, o que equivale a 91 milhões de toneladas. A capacidade estimada neste estudo corresponde a 2,09% da exportação brasileira estimada para 2018, números estes que minimizam a questão de competição com a indústria alimentícia. Vale ainda ressaltar que o uso de milho para produção de etanol aumentaria a demanda por esse grão, o que estimularia ainda mais o crescimento do agronegócio por parte dos produtores locais. Outra questão importante é que o farelo de milho, subproduto da produção de etanol via milho, pode ser vendido para atender a indústria de carnes da região.

#### **IV.1.2 CAPACIDADE DE PRODUÇÃO**

A capacidade de produção da biorrefinaria pode ser dividida em dois períodos: processamento da cana-de-açúcar, correspondendo a 180 dias de produção, e processamento de milho, em 150 dias de produção, totalizando um fator de operação de 330 dias, ou 7920 horas, por ano. Com relação ao período de processamento da cana-de-açúcar, os principais produtos obtidos, bem com as suas devidas capacidades, podem ser vistos na Tabela IV-2. A biorrefinaria foi projetada de modo que 80,75% da cana-de-açúcar foi direcionada para produzir etanol, que por sua vez é utilizado para produzir etanol hidratado, anidro ou eteno.

**Tabela IV-2:** Capacidade de Produção no período da cana-de-açúcar.

<b>Produto</b>	<b>Capacidade Horária de Produção (toneladas por hora)</b>	<b>Capacidade de Produção em 180 dias (mil toneladas)</b>
Eteno	25,9	111,8
Etanol Hidratado 92,5% (m/m)	6,9	29,9
Etanol Anidro 99,3 % (m/m)	4,7	20,3
Açúcar	19,8	85,6

O rendimento obtido de açúcar foi de 107 kg açúcar por tonelada de cana-de-açúcar, que é um valor típico referenciado por Pinto (2009). Com relação ao etanol, estimou-se neste estudo uma produção de 92,4 litros por tonelada de cana-de-açúcar, se todo o etanol produzido fosse utilizado na produção deste hidratado, considerando um álcool com 92,5% (m/m) e densidade de 817 kg/m<sup>3</sup>, valor bem próximo do usualmente reportado na literatura (90 litros). Vale ressaltar que esse valor foi um pouco superior devido ao uso do melaço como fonte adicional de açúcares para produção de etanol.

Com relação ao período de operação com milho, os principais produtos e suas respectivas capacidades podem ser vistos na Tabela IV-3.

**Tabela IV-3:** Capacidade de Produção no período do milho.

<b>Produto</b>	<b>Capacidade Horária de Produção (toneladas por hora)</b>	<b>Capacidade de Produção em 150 dias (mil toneladas)</b>
Eteno	25,9	93,1
Etanol Hidratado 92,5% (m/m)	8,0	28,9
Etanol Anidro 99,3 % (m/m)	5,5	19,6
Farelo de Milho	55,3	199,2
Óleo de Milho	5,1	18,3

É possível observar que açúcar não é um produto no processamento do milho, pois conforme dito anteriormente, o caldo não é puro o suficiente para atender as especificações de produção de açúcar.

Com relação ao rendimento de etanol, seriam produzidos cerca de 412 litros por tonelada de milho, se todo o etanol produzido fosse utilizado na produção do hidratado, sendo o valor reportado na literatura de 400 litros por tonelada do grão. É importante ressaltar que este valor é altamente influenciado pela composição inicial do milho e rendimento do processo, variando entre 370 e 460 litros por tonelada de milho (Almeida, 2018; Nogueira, 2014).

No que diz respeito ao farelo de milho, verifica-se um rendimento de processo em torno de 308 kg por tonelada de milho. Este valor está relativamente perto do obtido pela empresa FS Bioenergia, estimado em 283 kg por tonelada do grão (FS BIOENERGIA, 2018), apontando um erro relativo de 8%. A composição obtida de proteína no farelo foi de 33,4% (m/m) em base seca, estando perto do valor reportado por Nogueira (2014) de 34% (m/m) para o farelo de milho seco. Já o rendimento de óleo de milho obtido foi de 28 kg óleo por tonelada de milho. Nogueira (2014) referenciou uma faixa de 20-25 kg de óleo por tonelada de milho, ou seja, o obtido apresenta um erro 12% em relação ao limite inferior reportado.

Por fim, a capacidade de produção total da biorrefinaria durante o ano foi resumida na Tabela IV-4. É importante ressaltar que a eletricidade produzida em excedente, apesar de também ser um produto da biorrefinaria, será tratada mais adiante.

**Tabela IV-4:** Capacidade Anual de Produção da Biorrefinaria.

<b>Produto</b>	<b>Capacidade Anual de Produção (mil toneladas)</b>
Eteno	204,9
Etanol Hidratado 92,5% (m/m)	58,8
Etanol Anidro 99,3 % (m/m)	39,9
Açúcar	85,6
Farelo de Milho	199,2
Óleo de Milho	18,3

Da Tabela IV-4, pode-se verificar que a produção de eteno superou em 2,5% a capacidade projetada de 200 mil toneladas ao ano. Isso ocorreu porque as taxas de conversão

e seletividade de etanol contido na flegma em eteno foram de, respectivamente, 99,7% e 99,1%. Esses valores são superiores aos reportados por Morschbacker (2009) usando etanol hidratado como carga. Dessa forma, uma conclusão passível de ser tomada é que o aumento da quantidade de água na carga é responsável por melhorar o rendimento do sistema de reação, uma vez que água aumenta a capacidade calorífica do meio, evitando uma queda acentuada da temperatura no reator e, conseqüentemente, proporcionando uma menor taxa de formação de subprodutos (MAIA *et al.*, 2018).

Verifica-se que a produção de etanol hidratado, etanol anidro e açúcar referenciada na Tabela IV-4 é semelhante a de uma usina sucroalcooleira típica com capacidade de processar 2 milhões de toneladas de cana-de-açúcar com distribuição de 60-40% de etanol-açúcar.

Conforme foi dito anteriormente, a especificação do eteno obtido na simulação está em conformidade com o exigido para atender a especificação de grau polímero, segundo Braskem (2015). A comparação entre os resultados, em base molar, obtidos na simulação e presentes na especificação de grau polímero da Braskem estão resumidos na **Tabela IV-5**.

**Tabela IV-5:** Comparação entre a composição do eteno na simulação e o grau polímero da Braskem.

<b>Componente</b>	<b>Aspen Plus</b>	<b>Grau Polímero Braskem</b>
Eteno	99,9%	99,9% (min)
Etano	870,5 ppm	900 ppm (max)
CO	$4,9 \cdot 10^{-7}$ ppm	1 ppm (max)
CO <sub>2</sub>	1,3 ppm	3 ppm (max)
CH <sub>4</sub>	99,9 ppm	300 ppm (max)
H <sub>2</sub>	$1,8 \cdot 10^{-15}$ ppm	20 ppm (max)

É importante destacar que o modelo desenvolvido por Maia *et al.* (2018) teve como base o uso de etanol hidratado como carga, caso diferente do utilizado neste estudo. No entanto, tal modelo é atualmente o mais avançado para representar o sistema de conversão de etanol a eteno. Outro ponto que merece destaque é que a maior quantidade de água tende a preservar a atividade catalítica do reator, aumentando o tempo de campanha. Porém, a flegma tem uma quantidade pequena, mas significativa, de compostos orgânicos residuais que

poderiam aumentar a taxa de formação de coque, e com isso aumentando os gastos financeiros na regeneração e reposição do catalisador (DEMUNER, 2016). Dito isso, torna-se necessário estudos que verifiquem a performance do catalisador ao longo do tempo em função desta nova carga proposta.

Por fim, observa-se que as capacidades horárias de produção de etanol hidratado e anidro nos dois períodos diferem em torno de 13,75% e 14,54%, respectivamente, em relação a maior capacidade horária. Esse parâmetro é fundamental para o dimensionamento correto do sistema de fermentação e destilação, que atenda satisfatoriamente ambos os períodos de produção. Portanto, de acordo com as variabilidades estimadas, pode-se verificar que a diferença entre as vazões de operação entre os dois períodos não deve impactar de forma significativa o funcionamento deste sistema. É importante ressaltar que, embora essa análise tenha sido feita baseando-se na produção de etanol, também é válida para a análise das correntes de processo como um todo uma vez que, em ambos os períodos, o caldo para fermentação e o mosto fermentado apresentam aproximadamente o mesmo teor de glicose (cerca de 20 °Brix) e etanol (cerca de 10% m/m), respectivamente, apresentando dessa forma uma grande semelhança de operação.

#### **IV.1.3 GERAÇÃO DE SUBPRODUTOS**

Nesta seção, visou-se destacar a taxa de geração de alguns subprodutos da biorrefinaria. Para o período da cana-de-açúcar, alguns subprodutos formados na produção de açúcar e etanol podem ser visualizados na Tabela IV-6.

Com relação à levedura, esta é obtida nas etapas de filtração das unidades de clarificação do caldo. Verificou-se um rendimento de 20,5 kg de torta por tonelada de cana-de-açúcar processada, que se encontra dentro da faixa de 20-40 kg por tonelada de cana-de-açúcar referenciado por (ALCARDE, 2018).

**Tabela IV-6:** Principais subprodutos gerados na produção de etanol e açúcar.

<b>Subproduto</b>	<b>Uso</b>	<b>Taxa Horária de Produção (ton por hora)</b>	<b>Total produzido em 180 dias (mil toneladas)</b>
Levedura	Adubo	2,5	10,6
Vinhaça	Fertirrigação	456,2	1970,9

<b>Subproduto</b>	<b>Uso</b>	<b>Taxa Horária de Produção (ton por hora)</b>	<b>Total produzido em 180 dias (mil toneladas)</b>
CO <sub>2</sub> (97,5% m/m)	Venda	54,0	233,3
Torta de Filtro	Adubo	19,7	85,3

Por sua vez, a levedura é obtida no descarte da etapa de fermentação, sendo obtida normalmente na faixa de 2,5 kg por 100 litros de álcool (ALCARDE, 2018). Neste estudo, caso todo o etanol produzido fosse utilizado para produção de etanol hidratado, o valor encontrado seria de 2,7 kg por 100 litros de etanol hidratado, apresentando um erro relativo de 8%. A torta de filtro e a levedura são levadas, junto com as cinzas do bagaço (obtidos na unidade de cogeração), para o campo para servir como adubo.

A vinhaça, também destinada para o campo para etapa de fertirrigação, foi produzida com um rendimento de 6,5 litros por litro de etanol hidratado que seria produzido. ANA (2009) reporta que esse valor varia entre 7 e 15 litros de vinhaça por litro de álcool, sendo o valor médio igual a 12 litros por tonelada de vinhaça. O valor encontrado foi próximo do limite inferior estabelecido, tendo um erro relativo de 7%.

O último subproduto gerado é o CO<sub>2</sub> formado na fermentação. Este se destaca dos gases formados durante a unidade de cogeração pelo fato de ter um elevado nível de pureza. O resultado desta simulação indicou um valor de 97,5% (m/m) de CO<sub>2</sub> na corrente lavada de gases de fermentação. É importante ressaltar que esse nível de pureza foi obtido como consequência de simulação, não sendo objetivo deste estudo aumentar a pureza dessa corrente.

Com relação ao período de operação com milho, o único subproduto gerado é a corrente de CO<sub>2</sub> produzido na fermentação, sendo gerado 200,2 mil toneladas durante os 150 dias de operação, com uma pureza de 97,6% (m/m), valor bem próximo ao período de operação com cana-de-açúcar. Por fim, as correntes obtidas no topo e fundo da primeira torre de destilação do processo de produção de eteno, também são obtidas como resíduos. Por serem ricas em compostos orgânicos e possuírem um elevado potencial energético, estas serão utilizadas como combustível nos fornos para geração de energia.



#### IV.1.4 CONSUMO DE INSUMOS

Esta seção dedica-se a apresentar as principais taxas de consumo dos insumos necessários para a operação da biorrefinaria. É bom ressaltar que a quantidade utilizada de cada insumo foi devidamente justificada e referenciada no Capítulo III.

A taxa de consumo dos insumos para o processo de produção de açúcar e etanol via cana-de-açúcar podem ser vistos na Tabela IV-7. Destes compostos, é importante destacar o uso da uréia. Embora esta tenha sido simulada como amônia, o uso da uréia é preferido por se tratar de um componente já comumente empregado em largas escalas como fertilizante.

**Tabela IV-7:** Consumo de insumos na produção de etanol e açúcar via cana-de-açúcar.

Insumo	Uso	Taxa Horária de Consumo (kg por hora)	Total consumido em 180 dias (toneladas)
SO <sub>2</sub>	Etapa de sulfitação	138,9	600,0
H <sub>3</sub> PO <sub>4</sub> 85% (m/m)	Etapa de calagem	112,7	487,1
Ca(OH) <sub>2</sub>	Etapa de calagem	486,5	2101,8
Uréia	Fonte de nitrogênio para crescimento da levedura	503,1	2173,5
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> 93% (m/m)	Correção de acidez no sistema de fermentação	1,6	7,0
Monoetileno glicol	<i>Make-up</i> do sistema de desidratação extrativa	1,8	7,7

Em relação à produção de etanol via milho, os principais insumos utilizados nos 150 dias de produção estão apresentados na Tabela IV-8, juntamente com a sua taxa de consumo e o valor total necessário durante esse período.

**Tabela IV-8:** Consumo de insumos na produção de etanol e açúcar via milho.

Insumo	Uso	Taxa Horária de Consumo (kg por hora)	Total consumido em 150 dias (toneladas)
Ca(OH) <sub>2</sub>	Ajuste do pH do meio	87,4	314,6
Uréia	Fonte de nitrogênio para crescimento da levedura	514,3	1851,5

Insumo	Uso	Taxa Horária de Consumo (kg por hora)	Total consumido em 150 dias (toneladas)
H2SO4 93% (m/m)	Correção de acidez no sistema de fermentação	125,1	450,5
Monoetileno glicol	Make-up do sistema de desidratação extrativa	2,1	7,6
$\alpha$ amilase	Gelatinização da estrutura do amido	511,7	1842,0
Glucoamilase	Sacarificação do amido	693,2	2496,6

Com relação à produção de eteno, o único insumo considerado foi a utilização de soda cáustica, conforme pode ser visto na Tabela IV-9.

**Tabela IV-9:** Consumo de insumos na produção de eteno via etanol.

Insumo	Uso	Taxa Horária de Consumo (kg por hora)	Total consumido em 330 dias (toneladas)
NaOH	Lavagem cáustica	53,8	425,9

#### IV.1.5 CONSUMO DE ÁGUA DE PROCESSO E GERAÇÃO DE EFLUENTES LÍQUIDOS

O objetivo desta seção consiste em apresentar o consumo de água e a taxa de geração de efluentes líquidos em cada unidade da biorrefinaria. É importante ressaltar que esta análise não contabilizou o consumo de água desmineralizada, de resfriamento ou fria. Neste estudo, estas foram classificadas como utilidades, sendo discutidos na seção correspondente.

Para a produção de etanol e açúcar via cana-de-açúcar, o balanço de utilização de água de processo e geração de efluentes pode ser visualizado na Tabela IV-10. A partir da análise da Tabela IV-10, pode-se verificar que a demanda de água de processo é inferior à taxa de geração de efluentes. Isso é possível devido à quantidade de água contida na cana-de-açúcar que entra no processo. Além disso, destaca-se que cerca de 85% de toda o efluente formado é derivado de condensados do processo e água de *blowdown*. Essas correntes possuem um baixíssimo nível de impurezas, sendo frequentemente reinseridas no processo como fonte de água de modo a atender a demanda do processo (ALBARELLI, 2013). Essa questão é extremamente importante, pois aumentar o reaproveitamento de água no processo contribui para reduzir a dependência por fontes externas, o que possibilita reduzir por sua vez o nível de

geração de impactos ambientais.

**Tabela IV-10:** Consumo de água de processo e geração de efluentes líquidos na usina sucroalcooleira.

CONSUMO DE ÁGUA			GERAÇÃO DE EFLUENTES LÍQUIDOS	
Origem	Uso	Taxa horária de consumo (ton por hora)	Origem	Taxa horária de geração (ton por hora)
A-100	Água de embebição	269,4	Condensado da etapa de calagem para produção de açúcar	33,5
A-200	Lavagem da Torta de Filtro	14,0	Condensado dos cozedores	291,8
A-200	Condensação do vapor formado na etapa de calagem	31,0	Condensado da etapa de calagem para produção de etanol	85,1
A-200	Produção da solução de Ca(OH) <sub>2</sub> usada na etapa de calagem	3,6	Efluente da lavagem dos gases de exaustão	676,8
A-300	Condensação do vapor de último efeito	1500,0	Coluna de desidratação do etanol	0,3
A-400	Dissolução do açúcar	0,1	Condensado 1º efeito para produção de açúcar	5,0
A-400	Condensação do vapor formado nos cozedores	279,5	Condensado 2º efeito para produção de açúcar	7,8
A-600	Lavagem da Torta de Filtro	21,0	Condensado 3º efeito para produção de açúcar	11,2
A-600	Condensação do vapor formado na etapa de calagem	75,3	Condensado 4º efeito para produção de açúcar	64,3
A-600	Condensação do vapor de último efeito	1555,3	Condensado 5º efeito para produção de açúcar	1567,2
A-600	Produção da solução de Ca(OH) <sub>2</sub> usada na etapa de calagem	4,2	Condensado 1º efeito para produção de etanol	39,2
A-700	Água de diluição no reciclo de células	13,1	Condensado 2º efeito para produção de etanol	0,4
A-700	Água de diluição para centrífuga	8,1	Condensado 3º efeito para produção de etanol	13,0
A-800	Água de Lavagem de CO <sub>2</sub>	23,6	Condensado 4º efeito para produção de etanol	30,2
A-900	Lavagem de Gases de Exaustão	665,8	Condensado 5º efeito para produção de etanol	1615,0
-	-	-	Vapor de sangria 1º efeito condensado	20,4
-	-	-	Vapor de sangria 2º efeito condensado	49,4
-	-	-	Blowdown de água na caldeira	16,9

CONSUMO DE ÁGUA			GERAÇÃO DE EFLUENTES LÍQUIDOS	
Origem	Uso	Taxa horária de consumo (ton por hora)	Origem	Taxa horária de geração (ton por hora)
TOTAL CONSUMIDO		4464,0	TOTAL GERADO	4527,3

Portanto, foi considerado neste estudo que 99% do total de condensados são reenviados diretamente ao processo, sendo a parcela restante enviada para uma estação de tratamento de efluentes para evitar acúmulo de materiais orgânicos e inorgânicos no processo.

O mesmo estudo foi feito para a usina alcooleira de milho, tendo os principais resultados apresentados na Tabela IV-11.

**Tabela IV-11:** Consumo de água de processo e geração de efluentes líquidos na usina alcooleira de milho.

CONSUMO DE ÁGUA			GERAÇÃO DE EFLUENTES LÍQUIDOS	
Origem	Uso	Taxa horária de consumo (ton por hora)	Origem	Taxa horária de geração (ton por hora)
A-1000	Adição de água na etapa de pré-mistura	383,0	Condensado dos vapores formados na etapa de cozimento da pré-mistura	232,6
A-1000	Produção da solução de $\text{Ca}(\text{OH})_2$ usada na etapa de pré-mistura	1,4	Corrente obtida no fundo da segunda torre de destilação	9,1
A-300	Condensação dos vapores formados no cozimento da mistura	210	Corrente obtida na desidratação do etanol	0,4
A-800	Lavagem de gases do reator	38,3	Condensado 1º efeito para produção de farelo	30,2
A-500	Condensação do vapor de último efeito	2306,7	Condensado 2º efeito para produção de farelo	34,6
A-900	Lavagem dos gases de exaustão	665,3	Condensado 3º efeito para produção de farelo	39,1
-	-	-	Condensado 4º efeito para produção de farelo	97,6

CONSUMO DE ÁGUA			GERAÇÃO DE EFLUENTES LÍQUIDOS	
Origem	Uso	Taxa horária de consumo (ton por hora)	Origem	Taxa horária de geração (ton por hora)
-	-	-	Condensado 5º efeito para produção de farelo	2407,3
-	-	-	Efluente da lavagem dos gases de exaustão	676,8
-	-	-	<i>Blowdown</i> de água na caldeira	16,9
<b>TOTAL CONSUMIDO</b>		3604,7	<b>TOTAL GERADO</b>	3544,7

Neste caso, a demanda por água de processo é superior a quantidade de efluentes líquidos gerada, uma vez que o milho possui uma quantidade relativa de água bem menor que a cana-de-açúcar. Do total de efluentes gerados, é possível observar que cerca de 80,6% corresponde a condensados e água de *blowdown*, que se tratam de correntes com baixíssimo teor de impurezas, podendo ser reaproveitadas no processo. A hipótese de recircular diretamente 99% desse tipo de corrente também foi assumida neste caso.

No caso da produção de eteno via etanol, os resultados apresentados na **Tabela IV-12** mostram que o nível de geração de efluentes é muito superior à demanda de água de processo. Isso ocorre por causa da enorme quantidade de água presente na composição da carga, além da elevada taxa de formação de água na reação de desidratação do etanol.

**Tabela IV-12:** Consumo de água de processo e geração de efluentes líquidos na produção de eteno via etanol.

CONSUMO DE ÁGUA			GERAÇÃO DE EFLUENTES LÍQUIDOS	
Origem	Uso	Taxa horária de consumo (ton por hora)	Origem	Taxa horária de geração (ton por hora)
A-1200	Etapa de Lavagem	0,054	Torre de <i>Quenching</i>	54,1
-	-	-	Etapa de Lavagem	0,176
-	-	-	Desidratação por peneira molecular	0,045
<b>TOTAL CONSUMIDO</b>		0,054	<b>TOTAL GERADO</b>	54,3

No caso anterior, é importante ressaltar que, diferentemente das usinas, foi

considerado que todos os efluentes gerados na planta de eteno são enviados para a estação de tratamento da biorrefinaria por conterem uma quantidade significativa de compostos orgânicos, não sendo reutilizados diretamente no processo.

De posse desses resultados, é possível realizar o balanço de consumo de água de processo e geração de efluentes da biorrefinaria tanto para o período correspondente ao processamento da cana-de-açúcar como para o de milho, considerando que a planta de eteno opera em ambos os períodos. Os resultados correspondentes a este balanço podem ser vistos na Tabela IV-13.

**Tabela IV-13:** Balanço de água no processo produtivo na biorrefinaria.

<b>BALANÇO DE ÁGUA NA BIORREFINARIA NO PERÍODO DE PROCESSAMENTO DA CANA-DE-AÇÚCAR (180 DIAS)</b>		
Demanda de água na usina	4464,0	ton/h
Demanda de água na planta de eteno	0,054	ton/h
<b>Demanda total de água no período citado</b>	<b>4464,1</b>	ton/h
Geração de efluentes na usina	4527,3	ton/h
% Efluente da usina reaproveitado sem tratamento	85,0% . 99,0%	-
Quantidade de efluentes da usina reaproveitado diretamente no processo	3809,7	ton/h
Geração de efluentes na planta de eteno	54,3	ton/h
<b>Quantidade total de efluentes a ser enviado para a estação de tratamento</b>	<b>771,9</b>	<b>ton/h</b>
<b>Quantidade de efluente tratado a ser recirculado para o processo para complementar a demanda de água</b>	<b>651,4</b>	<b>ton/h</b>
<b>Necessidade de make-up de água para atender a demanda de água</b>	<b>0</b>	<b>ton/h</b>
<b>BALANÇO DE ÁGUA NA BIORREFINARIA NO PERÍODO DE PROCESSAMENTO DO MILHO (150 DIAS)</b>		
Demanda de água na usina	3604,7	ton/h
Demanda de água na planta de eteno	0,054	ton/h
<b>Demanda total de água no período citado</b>	<b>3604,8</b>	ton/h
Geração de efluentes na usina	3544,7	ton/h

% Efluente da usina reaproveitado sem tratamento	80,6% . 99,0%	-
Quantidade de efluentes da usina reaproveitado diretamente no processo	2828,5	ton/h
Geração de efluentes na planta de eteno	54,3	ton/h
<b>Quantidade total de efluentes a ser enviado para a estação de tratamento</b>	<b>770,5</b>	<b>ton/h</b>
<b>Quantidade de efluente tratado a ser recirculado para o processo para complementar a demanda de água</b>	<b>770,5</b>	<b>ton/h</b>
<b>Necessidade de make-up de água para atender a demanda de água</b>	<b>5,8</b>	<b>ton/h</b>

No período de processamento da cana-de-açúcar, é possível verificar que a biorrefinaria não necessitaria teoricamente de um suprimento externo de água de processo para atender a cadeia de processamento, reaproveitando toda a água após esta passar pela estação de tratamento. Porém, é importante ressaltar que essa análise assume como premissa um ciclo totalmente fechado, sem perdas de água durante o processamento. Além disso, esse estudo não contabilizou o uso de água para atividades que não participam diretamente do processo produtivo ou uso como utilidades, como por exemplo *make-up* de água de resfriamento, ciclo de água fria e água desmineralizada para a etapa de cogeração. Se a utilização de água para atender esses fins fosse contabilizada, a demanda de água de fonte externa pela usina seria naturalmente positiva, conforme foi visto por Albarelli (2013). No caso do período de processamento de milho, pode-se observar que é necessária uma quantidade mínima de *make-up* de água de processo para atender a cadeia produtiva. A contabilização do uso de água como utilidade do processo será feita na próxima seção.

#### **IV.1.6 CONSUMO DE UTILIDADES**

Nesta seção, objetivou-se analisar o consumo das utilidades necessárias para atender a demanda do processo. Das utilidades utilizadas no complexo, destacam-se: água de resfriamento, água fria, água desmineralizada, ciclo de refrigeração, vapor de média e baixa pressão e eletricidade.

##### **IV.1.6.1 CONSUMO DE ÁGUA DE RESFRIAMENTO**

Conforme pode ser observado na Tabela IV-14, a água de resfriamento é utilizada principalmente nos condensadores do sistema de destilação das usinas e na torre de resfriamento rápido da planta de eteno. Os resultados estão apresentados em termos de

quantidade de energia a ser removida dos sistemas mencionados por unidade de tempo.

É possível verificar por esta análise que a demanda energética por água de resfriamento no complexo industrial difere em 22,7% em relação ao maior valor dos dois períodos. Portanto, a torre de resfriamento operaria com a capacidade nominal de 54,7 MW durante 180 dias de operação, reduzindo para 77,3% da sua capacidade durante o restante do tempo. Para efeitos de informação, uma demanda energética de 54,7 MW é atendida pela utilização de 4,7 mil toneladas por hora de água de resfriamento com temperatura variando de 30 °C até 40 °C. Percebe-se que a quantidade de água de resfriamento demandada é comparável a demanda por água de processo apresentada na Tabela IV-13.

**Tabela IV-14:** Demanda de água de resfriamento na biorrefinaria.

<b>DEMANDA POR ÁGUA DE RESFRIAMENTO NO PERÍODO DE PROCESSAMENTO DA CANA-DE-AÇÚCAR (180 DIAS)</b>		
<b>Origem</b>	<b>Uso</b>	<b>Demanda energética (MW)</b>
A-800	Condensador da primeira torre de destilação	2,7
A-800	Condensador da segunda torre de destilação	6,6
A-800	Condensador da torre de desidratação	2,3
A-800	Condensador da torre de recuperação de solvente	0,3
A-800	Resfriador da corrente de etanol anidro	0,1
A-1200	Torre de Resfriamento Rápido	30,3
<b>DEMANDA ENERGÉTICA TOTAL</b>		<b>42,3</b>
<b>DEMANDA POR ÁGUA DE RESFRIAMENTO NO PERÍODO DE PROCESSAMENTO DO MILHO (150 DIAS)</b>		
<b>Origem</b>	<b>Uso</b>	<b>Demanda energética (MW)</b>
A-800	Condensador da primeira torre de destilação	4,1
A-800	Condensador da segunda torre de destilação	7,8
A-800	Condensador de etanol hidratado	2,4
A-800	Condensador da torre de desidratação	2,7



A-800	Condensador da torre de recuperação de solvente	0,4
A-800	Resfriador de etanol anidro	0,2
A-1200	Torre de Resfriamento Rápido	30,3
A-900	Turbina de Condensação	6,8
<b>DEMANDA ENERGÉTICA TOTAL</b>		<b>54,7</b>

#### IV.1.6.2 CONSUMO DE ÁGUA FRIA

Quanto ao consumo de água fria, esta é utilizada principalmente no resfriamento do mosto de fermentação, manutenção da temperatura da dorna de fermentação, resfriamento de parte da água de recirculação da torre de *quench* e nos trocadores entre os estágios de compressão. Os devidos resultados foram resumidos na Tabela IV-15.

É interessante observar que na Tabela IV-15 a demanda energética das torres de destilação da planta de eteno estão negativas devido a possibilidade de utilizar os refeedores das torres para regenerar a temperatura da água fria já utilizada no processo, reduzindo a demanda energética do ciclo de refrigeração. Essa integração permite reduzir em cerca de 13-14% o consumo de energia no sistema de refrigeração da água, sendo uma proposta deste estudo.

De maneira similar à água de resfriamento, a demanda energética varia de 27,4 no período de processamento da cana-de-açúcar para 25,7 MW no período do milho, representando uma redução de 6,2% da capacidade nominal do ciclo de refrigeração. Para atender a demanda de 27,4 MW, são necessárias cerca de 3,7 mil toneladas por hora de água fria com temperatura variando de 19 °C (10 °C de *approach* em relação ao fundo da primeira torre da planta de eteno) e 25°C (de modo a dar um *approach* razoável em relação a temperatura de fermentação). Portanto, o uso de água fria representa uma parcela significativa da demanda total de água do complexo industrial.

**Tabela IV-15:** Demanda de água fria na biorrefinaria.

<b>DEMANDA POR ÁGUA FRIA NO PERÍODO DE PROCESSAMENTO DA CANA-DE-AÇÚCAR (180 DIAS)</b>		
<b>Origem</b>	<b>Uso</b>	<b>Demanda energética (MW)</b>
A-700	Resfriador do mosto de fermentação	8,1
A-700	Manutenção da temperatura da dorna de fermentação em 32 °C	18,2
A-1200	Resfriamento da água de recirculação da torre de <i>quenching</i>	2,1
A-1200	Resfriador do primeiro estágio de compressão	1,0
A-1200	Resfriador do segundo estágio de compressão	1,0
A-1200	Resfriador do terceiro estágio de compressão	1,0
A-1300	Refervedor da primeira torre de destilação da planta de eteno (9 °C)	-2,5
A-1300	Refervedor da torre de da planta de eteno (-22 °C)	-1,5
<b>DEMANDA ENERGÉTICA TOTAL</b>		<b>27,4</b>
<b>DEMANDA POR ÁGUA FRIA NO PERÍODO DE PROCESSAMENTO DO MILHO (150 DIAS)</b>		
<b>Origem</b>	<b>Uso</b>	<b>Demanda energética (MW)</b>
A-1000	Resfriador do mosto de fermentação	5,9
A-1000	Manutenção da temperatura da dorna de fermentação em 32 °C	18,7
A-1200	Resfriamento da água de recirculação da torre de <i>quenching</i>	2,1
A-1200	Resfriador do primeiro estágio de compressão	1,0
A-1200	Resfriador do segundo estágio de compressão	1,0
A-1200	Resfriador do terceiro estágio de compressão	1,0
A-700	Resfriador do mosto de fermentação	8,1
A-1300	Refervedor da primeira torre de destilação da planta de eteno (9 °C)	-2,5
A-1300	Refervedor da torre de da planta de eteno (-22 °C)	-1,5
<b>DEMANDA ENERGÉTICA TOTAL</b>		<b>25,7</b>

#### IV.1.6.3 CONSUMO DE ÁGUA DESMINERALIZADA

Quanto ao consumo de água desmineralizada, esta ocorre na unidade de cogeração da biorrefinaria para produção de vapor. A desmineralização da água é extremamente importante para evitar depósitos de sais nas superfícies de troca térmica, comprometendo a eficiência e a manutenção dos equipamentos.

Conforme pode ser visto na Tabela IV-16, o consumo de água desmineralizada varia significativamente do período de processamento de cana-de-açúcar em relação ao do milho. Isso ocorre porque o período de operação com milho exige uma retirada de 27,9 toneladas por hora de vapor superaquecido (253 °C) a 8 bar para promover a etapa de cozimento do amido. Essa retirada adicional faz com que uma quantidade adicional de água desmineralizada seja adicionada como *make-up* para atender a demanda.

**Tabela IV-16:** Demanda de água desmineralizada na biorrefinaria.

<b>DEMANDA POR ÁGUA DESMINERALIZADA NO PERÍODO DE PROCESSAMENTO DA CANA-DE-AÇÚCAR (180 DIAS)</b>		
<b>Origem</b>	<b>Uso</b>	<b>Consumo (toneladas por horas)</b>
A-900	<i>Make-up</i> do sistema de cogeração	24,0
A-900	Controle de superaquecimento na primeira turbina	3,1
A-900	Controle de superaquecimento na segunda turbina	2,9
<b>DEMANDA TOTAL</b>		<b>30,1</b>
<b>DEMANDA POR ÁGUA DESMINERALIZADA NO PERÍODO DE PROCESSAMENTO DO MILHO (150 DIAS)</b>		
<b>Origem</b>	<b>Uso</b>	<b>Consumo (toneladas por horas)</b>
A-900	<i>Make-up</i> do sistema de cogeração	52,5
A-900	Controle de superaquecimento na primeira turbina	3,1
A-900	Controle de superaquecimento na segunda turbina	2,3
<b>DEMANDA TOTAL</b>		<b>58,0</b>

Devido a essa grande diferença na condição nominal de operação, esse estudo adotou a utilização de dois sistemas de desmineralização por troca iônica para atender a demanda de água. O primeiro tem condição nominal de operação igual a 30,1 toneladas por hora, suficiente para atender a demanda no período da cana-de-açúcar. Já o segundo tem uma capacidade nominal de 17,9 toneladas por hora. Dessa forma, o segundo sistema fica desativado durante os 180 dias de processamento de cana-de-açúcar, sendo ativado durante o processamento do milho para complementar a demanda.

#### IV.1.6.4 CONSUMO DE FLUIDOS REFRIGERANTES

No que diz respeito ao ciclo de refrigeração, a demanda por este tipo de utilidades ocorre exclusivamente por parte da planta de eteno, sobretudo na unidade de purificação de eteno e no resfriamento do produto até a temperatura de armazenamento, que é cerca de -101 °C. É importante ressaltar que as temperaturas dos fluidos refrigerantes foram determinadas utilizando a base do *software Aspen Plus*, segundo apresentado na Tabela IV-17.

**Tabela IV-17:** Demanda por refrigeração na biorrefinaria.

<b>DEMANDA POR FLUIDOS REFRIGERANTES (330 DIAS)</b>			
<b>Temperatura (°C)</b>	<b>Origem</b>	<b>Uso</b>	<b>Consumo (MW)</b>
-25	A-1300	Resfriador da carga da peneira molecular	0,6
-25	A-1300	Resfriador da carga da primeira torre de destilação	0,9
<b>DEMANDA ENERGÉTICA TOTAL</b>			<b>1,4</b>
-40	A-900	Primeira etapa de resfriamento do produto para armazenamento	0,3
<b>DEMANDA ENERGÉTICA TOTAL</b>			<b>0,3</b>
-65	A-900	Condensador da primeira torre de destilação	5,8
-65	A-900	Segunda etapa de resfriamento do produto para armazenamento	0,5
<b>DEMANDA ENERGÉTICA TOTAL</b>			<b>6,3</b>
-102	A-900	Terceira etapa de resfriamento do produto para armazenamento	0,7
<b>DEMANDA ENERGÉTICA TOTAL</b>			<b>0,7</b>

#### IV.1.6.5 CONSUMO DE ENERGIA ELÉTRICA

O consumo de energia elétrica foi estimado a partir de dados disponíveis na literatura para processos já existentes. No caso da cana-de-açúcar, Rein (2007) relatou que a demanda energética de uma usina de cana-de-açúcar pode variar de 25 a 35 kWh por tonelada de cana-de-açúcar. Nesse sentido, Hugot (1986) relataram um valor de 31,9 kWh por tonelada de cana-de-açúcar. Para o caso de uma destilaria autônoma, Nova Cana (2018) relatou um consumo típico de 28 kWh por tonelada de cana-de-açúcar. Adotou-se neste estudo o valor recomendado por Rein (2007) de 30 kWh por tonelada de cana-de-açúcar. É importante ressaltar que foi considerado neste estudo o acionamento elétrico das turbinas, moendas e outros equipamentos, conforme, Nova Cana (2018) considerando uma usina sucroalcooleira moderna de modo a facilitar o balanço de eletricidade e vapor do complexo industrial.

Segundo Lee, Speight & Loyalka (2007), a produção de etanol utilizando na via seca a partir do milho demanda cerca de 1,2 kWh por galão de etanol produzido. Outro exemplo está representado no trabalho de Wu (2008), que avalia uma demanda elétrica de até 1,05 kWh por galão de etanol produzido. Desta forma, o valor utilizado neste estudo foi 1,2 kWh por galão de etanol produzido, por ser mais conservador. Considerando o rendimento de etanol produzido, essa demanda energética equivale a 130,6 kWh por tonelada de milho utilizado.

A escolha por estimar o consumo de energia da planta por valores heurísticos foi preferida uma vez que boa parte dos equipamentos que consomem energia elétrica não foram adequadamente simulados a ponto de ser possível calcular com bom nível de certeza esse consumo, como por exemplo as moendas e moinho martelo. Outros equipamentos por sua vez não foram simulados por não terem modelos bem representativos no banco de dados do simulador, como por exemplo esteiras, facas rotativas, agitadores, entre outros. Já para a planta de eteno via etanol, o consumo de energia elétrica foi totalmente estimado a partir dos resultados da simulação, que mostraram que boa parte do consumo de energia desta unidade se deve aos compressores da unidade de recuperação de eteno.

Porém, é importante ressaltar que a ideia desse estudo é que toda a energia elétrica demandada pelo processo seja fornecida pelo próprio complexo. Nesse sentido, é relevante calcular e acrescentar, aos valores de consumo de energia elétrica estimados, a demanda por energia elétrica dos ciclos de refrigeração, que podem ser obtidos em função da demanda energética do processo por água fria e fluidos refrigerantes. Esta conversão é cabível uma vez

que quase todo o custo dos sistemas de refrigeração se deve ao consumo elétrico requerido nas etapas de compressão dos fluidos refrigerantes (Intratec, 2018).

Nesse sentido, o *software Aspen Plus* fornece valores de custo de utilização dos fluidos refrigerantes e de eletricidade. Utilizando esses valores e assumindo a premissa apresentada por Intratec (2018), pode-se estimar a razão demanda energética de refrigeração por consumo de eletricidade requerida, também definida coeficiente de performance (COP) do ciclo de refrigeração. Com esses valores, pode-se calcular a demanda elétrica nos ciclos de refrigeração, conforme apresentado na Tabela IV-18.

**Tabela IV-18:** Demanda de energia elétrica nos ciclos de refrigeração.

<b>Ciclo de Refrigeração (Período)</b>	<b>Demanda energética de refrigeração (MW)</b>	<b>Coeficiente de Performance (MW de refrigeração por MW de eletricidade) *</b>	<b>Consumo de eletricidade (MW)</b>
Água Fria (Cana-de-açúcar)	27,4	7,86 **	3,5
Água Fria (Milho)	25,7	7,86 **	3,3
-25 °C (330 dias)	1,4	7,86	0,2
-40 °C (330 dias)	0,3	6,41	0,05
-65 °C (330 dias)	6,3	3,66	1,7
-102 °C (330 dias)	0,7	2,52	0,28

\* Obtido do software *Aspen Plus*

\*\* Considerou-se um coeficiente de performance igual entre o ciclo de água fria e o do refrigerante disponível de maior temperatura.

De posse de todas as premissas e resultados apresentados, pode-se calcular a demanda total de energia elétrica nos períodos de processamento da cana-de-açúcar e milho. Tais resultados podem ser vistos na Tabela IV-19. É interessante observar que a demanda de energia elétrica é menor no período do milho, ou seja, pode-se esperar uma maior receita com excedente de venda de energia elétrica neste período de operação.

**Tabela IV-19:** Demanda por energia elétrica na biorrefinaria.

<b>DEMANDA POR ENERGIA ELÉTRICA NO PERÍODO DE PROCESSAMENTO DA CANA-DE-AÇÚCAR (180 DIAS)</b>	
<b>Origem</b>	<b>Consumo (MW)</b>
Produção de Etanol via Cana-de-açúcar	28,9
Produção de Eteno via Etanol	2,6
Ciclos de Refrigeração	5,7
<b>DEMANDA TOTAL</b>	<b>37,2</b>
<b>DEMANDA POR ENERGIA ELÉTRICA NO PERÍODO DE PROCESSAMENTO DO MILHO (150 DIAS)</b>	
<b>Origem</b>	<b>Consumo (MW)</b>
Produção de Etanol via Milho	23,5
Produção de Eteno via Etanol	2,6
Ciclos de Refrigeração	5,5
<b>DEMANDA TOTAL</b>	<b>31,6</b>

#### **IV.1.6.6 CONSUMO DE VAPOR**

O processamento descrito da cana-de-açúcar e do milho são conhecidos por serem altamente intensivos em energia, demandando vapor para atender as etapas de aquecimento da planta, principalmente nos evaporadores de múltiplo-efeito e nos refeedores das colunas de destilação. Especificamente em relação ao processamento da cana-de-açúcar, as etapas de aquecimento demandam vapor de baixa pressão (2,5 bar) e média pressão (8 bar).

Porém, é comum em usinas integradas uma purga parcial dos vapores formados no primeiro e no segundo estágio dos evaporadores de múltiplo-efeito, com pressões positivas de 1,69 bar e 1,32 bar, aproveitando-os no processo de forma a reduzir simultaneamente a demanda por vapor de maior qualidade e o custo do processo. Esses vapores purgados são denominados, respectivamente, vapor de sangria de primeiro estágio e vapor de sangria de segundo estágio.

Na planta de eteno, a demanda energética por vapor se dá apenas no evaporador da

carga do processo. Devido à temperatura de evaporação na pressão estabelecida, torna-se necessário a utilização de vapor de média pressão para atender essa demanda. O consumo de vapor da biorrefinaria no período de processamento da cana-de-açúcar pode ser visto na Tabela IV-20.

**Tabela IV-20:** Demanda de vapor no período de processamento da cana-de-açúcar.

<b>Origem</b>	<b>Uso</b>	<b>Temperatura Final</b>	<b>Vapor utilizado</b>	<b>Demanda Energética (MW)</b>
A-200	Aquecimento parcial do caldo	97 °C	VS2	4,5
A-200	Aquecimento total do caldo	105 °C	VS1	2,3
A-300	Evaporação parcial no primeiro estágio do evaporador	115 °C	VBP	6,8
A-400	Evaporação na primeira calandria	55 °C	VS2	7,4
A-400	Evaporação na segunda calandria	55 °C	VS2	0,6
A-500	Aquecimento do ar de secagem	100 °C	VS1	0,02
A-600	Aquecimento parcial do caldo	97 °C	VS2	18,1
A-600	Aquecimento total do caldo	105 °C	VS1	9,2
A-600	Evaporação parcial no primeiro estágio do evaporador	115 °C	VBP	51,8
A-800	Refervedor da primeira coluna de destilação	114 °C	VBP	54,9
A-800	Refervedor da segunda coluna de destilação	104 °C	VS1	1,1
A-800	Refervedor da torre de desidratação	144 °C	VMP	0,9
A-800	Refervedor da torre de recuperação de solvente	154 °C	VMP	0,3
A-1100	Evaporador da flegma	156 °C	VMP	31,6
<b>DEMANDA ENERGÉTICA – VS2</b>				<b>30,7</b>
<b>DEMANDA ENERGÉTICA – VS1</b>				<b>12,6</b>
<b>DEMANDA ENERGÉTICA – VBP</b>				<b>113,4</b>
<b>DEMANDA ENERGÉTICA – VMP</b>				<b>32,9</b>

**VS2:** Vapor de sangria de segundo estágio; **VS1:** Vapor de sangria de primeiro estágio; **VBP:** Vapor de baixa pressão; **VMP:** Vapor de média pressão



É importante destacar alguns pontos cruciais da integração energética considerados neste estudo, sendo o primeiro deles referente às purgas dos vapores de sangria no evaporador de múltiplo-efeito. Destaca-se aqui que nenhuma purga de vapor de sangria foi considerada nos estágios de evaporador de múltiplo-efeito para produção de açúcar (A-300). Esta consideração foi feita por causa da baixa taxa de produção de vapor neste equipamento quando comparada ao evaporador de múltiplo-efeito na produção de etanol.

Já com relação a este último equipamento, foi considerada uma purga de 34,2% e 99,2% no primeiro e segundo estágio do evaporador, respectivamente, de modo a somente atender a demanda representada na Tabela IV-20. A demanda por vapor de média e baixa pressão foi atendida diretamente na unidade de cogeração do complexo.

Outro ponto importante diz respeito à integração energética da flegma vapor. Como foi discutido anteriormente, a flegma obtida na primeira coluna de destilação é separada em duas correntes: uma com destino à segunda torre para produção de etanol hidratado e a outra com destino para produção de eteno. Esta corrente está quase totalmente na fase vapor, porém é importante ressaltar que uma corrente totalmente vapor poderia ser obtida. Em relação a essa corrente de flegma para produção de vapor, foi possível pensar em dois tipos de processamentos antes de ser enviada para a produção de eteno: ser comprimida em fase vapor de 1 bar até 9 bar antes de ser distribuída no sistema de fornos e reatores da planta de eteno; ou ser totalmente condensada, pressurizada em fase líquida até 9 bar e, por fim, ser evaporada no sistema de evaporação existente na planta de eteno. A ideia de condensar uma corrente para em seguida evaporá-la novamente não parece ser a melhor opção, porém esta foi assumida por não se ter sido possível avaliar da forma desejada a viabilidade técnica de utilizar um sistema de compressão para pressurizar uma corrente em fase vapor, rica em etanol e água, com uma alta razão de pressurização, o que ocasionaria um elevado índice de superaquecimento nos compressores. Portanto, recomenda-se em estudos futuros avaliar a utilização desses compressores, talvez com injeção de água de resfriamento nos estágios de compressão para evitar o superaquecimento, e consequentes danos estruturais no equipamento.

Adotando-se a segunda opção, foi promovida a condensação da corrente flegma trocando energia no terceiro estágio de evaporação de múltiplo-efeito para produção de açúcar, reduzindo a demanda de vapor no primeiro estágio desse evaporador em cerca de 20 MW. Após condensada, a flegma é pressurizada e enviada para a planta de eteno.

No caso do período de operação com milho, as mesmas hipóteses discutidas foram assumidas, com exceção de que não há utilização de vapor de sangria nesse período. Porém, é necessária uma purga de vapor de 8 bar a 256 °C nas turbinas para atender a etapa de cozimento do amido por aquecimento em contato direto. Dessa forma, a demanda de vapor no período de operação com milho pode ser visualizada detalhadamente na Tabela IV-21.

**Tabela IV-21:** Demanda de vapor no período de processamento do milho.

<b>Origem</b>	<b>Uso</b>	<b>Vapor utilizado</b>	<b>Demanda</b>	<b>Unidade</b>
A-800	Refervedor da primeira coluna de destilação	VBP	59,6	MW
A-800	Refervedor da segunda coluna de destilação	VBP	1,3	MW
A-800	Refervedor da torre de desidratação	VMP	1,1	MW
A-800	Refervedor da torre de recuperação de solvente	VMP	0,4	MW
A-300	Primeiro estágio do evaporador de múltiplo-efeito	VPB	29,4	MW
A-1000	Cozimento	VSMP	27,9	toneladas por hora
A-1100	Evaporador da flegma	VMP	31,6	MW
<b>DEMANDA ENERGÉTICA – VBP</b>			<b>90,3</b>	<b>MW</b>
<b>DEMANDA ENERGÉTICA – VMP</b>			<b>33,1</b>	<b>MW</b>
<b>DEMANDA ENERGÉTICA – VSMP</b>			<b>27,9</b>	<b>toneladas por hora</b>

**VBP:** Vapor de baixa pressão; **VMP:** Vapor de média pressão; **VSMP:** Vapor de média pressão superaquecido

Comparando os resultados da Tabela IV-20 com os da Tabela IV-21, é possível verificar que a demanda energética total é bastante similar entre os dois períodos, porém a operação com cana-de-açúcar demanda uma maior quantidade de vapor de baixa pressão do que o período com milho, que por sua vez demanda maior quantidade de média pressão, especialmente para suprir a demanda de vapor na etapa de cozimento do amido. Essa variação no tipo e quantidade de vapor demandado entre os dois períodos pode afetar a quantidade de vapor a ser produzido na caldeira, bem como as vazões de operação das turbinas, conforme será discutido a seguir.

#### IV.1.7 CONSUMO DE BAGAÇO E CAVACO DE MADEIRA

O consumo de bagaço de cana-de-açúcar e cavaco de madeira de eucalipto é necessário na caldeira da unidade de cogeração, para geração de vapor e eletricidade, nos fornos da planta de eteno, para ajustar a temperatura das cargas dos reatores de desidratação e no secador de farelo de milho, que opera à base de queima de cavaco de madeira (NOGUEIRA, 2014). Iniciando a discussão por este último ponto, a demanda energética dos fornos foi calculada na simulação do processo realizada, resultando em uma demanda energética total de 12,8 MW. De forma a minimizar a utilização de biomassa para atender os fornos, foi considerado o uso das correntes de topo e fundo, obtidas na primeira torre de destilação da unidade de purificação de eteno, como combustível. Assim, o poder calorífico disponibilizado na combustão foi estimado em função da composição dessas correntes, conforme apresentado na Tabela IV-22.

**Tabela IV-22:** Cálculo da energia útil de combustão na corrente de leves e pesados.

CORRENTE DE LEVES			CORRENTE DE PESADOS		
Componente	Composição (%)	Poder Calorífico Inferior (kcal/kg)	Componente	Composição (%)	Poder Calorífico Inferior (kcal/kg)
Eteno	69,40	11260	Etanol	2,28	6619
Metano	21,89	11940	Eteno	38,66	11260
CO	2,80	2412	Propeno	6,09	10925
H <sub>2</sub>	5,88	28642	Buteno	31,40	10817
Etano	0,04	11336	Etano	5,74	11336
-	-	-	Acetaldeído	15,44	5773
-	-	-	Éter dietílico	0,17	8094
<b>Vazão</b>	<b>65,57</b>	<b>kg por hora</b>	<b>Vazão</b>	<b>282,36</b>	<b>kg por hora</b>
<b>Capacidade energética</b>	<b>3,3</b>	<b>MW</b>	<b>Capacidade energética</b>	<b>0,9</b>	<b>MW</b>
<b>CAPACIDADE ENERGÉTICA TOTAL</b>				<b>4,2</b>	<b>MW</b>
<b>EFICIÊNCIA ADOTADA DE COMBUSTÃO EM RELAÇÃO AO PODER CALORÍFICO INFERIOR</b>				<b>86</b>	<b>%</b>
<b>ENERGIA ÚTIL</b>				<b>3,7</b>	<b>MW</b>

A partir dos resultados apresentados na Tabela IV-22, pode-se verificar que a queima dessas correntes pode suprir cerca de 28,9% da demanda energética dos fornos, sendo necessário a utilização de bagaço para atender a demanda restante.

Com relação ao bagaço de cana-de-açúcar, o rendimento de obtenção foi de 271,6 kg por tonelada de cana-de-açúcar, resultando em 1,13 milhões de toneladas de bagaço por ano com 50% de umidade. Considerando um poder calorífico superior de 9538 kJ por kg de bagaço e uma eficiência energética de 68% em relação a esse poder calorífico (Hugot, 1986), estimou-se neste estudo que são necessários cerca de 40,1 mil toneladas de bagaço para atender a demanda pendente nos fornos, de 9,1 MW, durante os 330 dias de operação. Essa quantidade equivale a 3,55% do bagaço disponível, produzindo uma vazão nominal de vapor igual a 264,5 toneladas por hora.

No período de processamento da cana-de-açúcar, para atender a demanda de vapor reportada na Tabela IV-20, foi calculado na simulação a necessidade de utilizar 62,5% do bagaço obtido no processamento de toda a cana-de-açúcar na unidade de cogeração, ou seja, 706,3 mil toneladas de bagaço durante os 180 dias de operação correspondentes. Isso significa que cerca de 383,6 mil toneladas de bagaço estão disponíveis após armazenamento para serem aproveitados para suprir a demanda no período de processamento do milho.

Foi utilizado uma quantidade mínima de bagaço para somente atender a demanda de vapor de média e baixa pressão em duas turbinas de contrapressão. Portanto, a turbina de condensação não é utilizada neste período para geração de energia elétrica, de modo que o período de processamento de milho tenha uma maior disponibilidade de bagaço para ser utilizado, reduzindo o consumo de cavaco de madeira como fonte suplementar de energia.

A quantidade de vapor de média e baixa pressão produzidos no período de cana-de-açúcar equivale a 244,5 toneladas por hora, correspondendo a 254 kg de vapor por tonelada de cana-de-açúcar, valor abaixo do encontrado por Albarelli (2013), de 281,6 kg de vapor por tonelada de cana-de-açúcar para uma produção conjunta de etanol e açúcar. Tal fator se deve principalmente à redução no consumo no sistema de destilação, uma vez que a maior parte da flegma não será destinada para produção de etanol hidratado, às integrações energéticas realizadas entre a corrente de flegma e o sistema de evaporação de múltiplo-efeito e a grande

utilização de vapores de sangria para reduzir a demanda por vapor de baixa pressão.

Uma observação importante a ser feita é que o poder calorífico superior calculado na simulação, utilizando os componentes na base de dados do *Aspen Plus*, foi menos que 2% superior ao valor estimado por Hugot (1986). Em seu estudo, o autor reportou uma margem de erro de 2%.

Para o processamento do milho, é importante que a vazão de operação da caldeira seja igual a mesma do período de processamento da cana-de-açúcar, equivalente a 264,5 toneladas por hora, para evitar qualquer problema operacional. Essa quantidade de vapor produzido equivale a uma potência energética gerada de 294,2 MW na caldeira pela queima de biomassa. A manutenção dessa vazão irá resultar em uma produção de vapor um pouco acima da demanda, sendo o excedente enviado para a turbina de condensação de modo a produzir energia.

O processamento das 383,6 mil toneladas de bagaço restantes durante o período de milho resultaria em uma potência média de 191,8 MW durante os 150 dias correspondentes de operação, o que equivale a cerca de 65,1% do necessário. Portanto, essa demanda deve ser complementada com uma fonte adicional de biomassa, neste estudo foi escolhido cavaco de madeira de eucalipto.

Esse tipo de biomassa, com cerca de 35% de umidade, apresenta um poder calorífico inferior de 19300 kJ por kg, e considerando uma eficiência energética de 86% (NOVA CANA, 2018), equivale a 16598 kJ por kg de energia útil. Dessa forma, foi calculado um valor de 22,2 toneladas de cavaco de madeira por hora para complementar a demanda, representando 80 mil toneladas de cavaco de madeira por ano. Porém, são necessárias 43,9 mil toneladas adicionais para atender a demanda de 56,1 MW no secador do farelo de milho, que opera à base de queima de biomassa. Dessa forma, estimam-se um consumo total de 123,9 mil toneladas de cavaco de madeira para atender todas as etapas produtivas do complexo industrial no período de processamento do milho.

Se for considerado um rendimento agrícola de 168,75 toneladas por hectare e um período de reflorestamento de 6 anos (EUCALIPTO: REALIDADE ENERGÉTICA EM ALAGOAS, , 2018), estima-se uma área de plantio equivalente a 4400 hectares. Para efeitos de comparação, a empresa FS Bioenergia está planejando plantar uma floresta de eucalipto de

30 mil hectares, tendo uma capacidade de gerar 160 mil MWh de energia elétrica ao ano (FS BIOENERGIA, 2018). É importante ressaltar que este estudo focou em utilizar o mínimo de biomassa possível, de modo a atender a demanda de vapor interna, limitando por sua vez a capacidade de produção e venda de excedente de energia elétrica. Isto foi feito devido às incertezas da existência de áreas no Brasil propícias que atendam simultaneamente a capacidade de utilização de cana-de-açúcar, milho e eucalipto requisitada neste estudo para operação desta biorrefinaria. O aumento da capacidade da caldeira focando na produção e venda de excedente de energia elétrica pode ser alvo de estudos futuros verificando se é economicamente e agronomicamente viável expandir essa produção.

A produção de energia elétrica nas turbinas, a demanda do processo e o excedente de energia disponível para venda foram resumidos na Tabela IV-23. É possível observar que o período de operação com milho oferece quase o dobro de excedente em energia elétrica do que o período da cana-de-açúcar, gerando no total cerca de 62,4 MWh por ano, 48% do produzido atualmente pela FS Bioenergia (FS BIOENERGIA, 2018), sendo portanto, capaz de abastecer uma cidade com 26 mil habitantes.

**Tabela IV-23:** Produção, demanda e excedente de energia elétrica na biorrefinaria.

<b>ENERGIA ELÉTRICA NO PERÍODO DE PROCESSAMENTO DA CANA-DE-AÇÚCAR (180 DIAS) - MW</b>	
Turbina 01 - Contrapressão	32,0
Turbina 02 - Contrapressão	10,7
Turbina 03 - Condensação	0
<b>TOTAL PRODUZIDO</b>	<b>42,7</b>
<b>DEMANDA DO PROCESSO</b>	<b>37,2</b>
<b>EXCEDENTE PARA VENDA</b>	<b>5,5</b>
<b>ENERGIA ELÉTRICA NO PERÍODO DE PROCESSAMENTO DO MILHO (150 DIAS) - MW</b>	
Turbina 01 - Contrapressão	32,0
Turbina 02 - Contrapressão	9,1
Turbina 03 - Condensação	1,2
<b>TOTAL PRODUZIDO</b>	<b>42,3</b>
<b>DEMANDA DO PROCESSO</b>	<b>31,6</b>
<b>EXCEDENTE PARA VENDA</b>	<b>10,7</b>

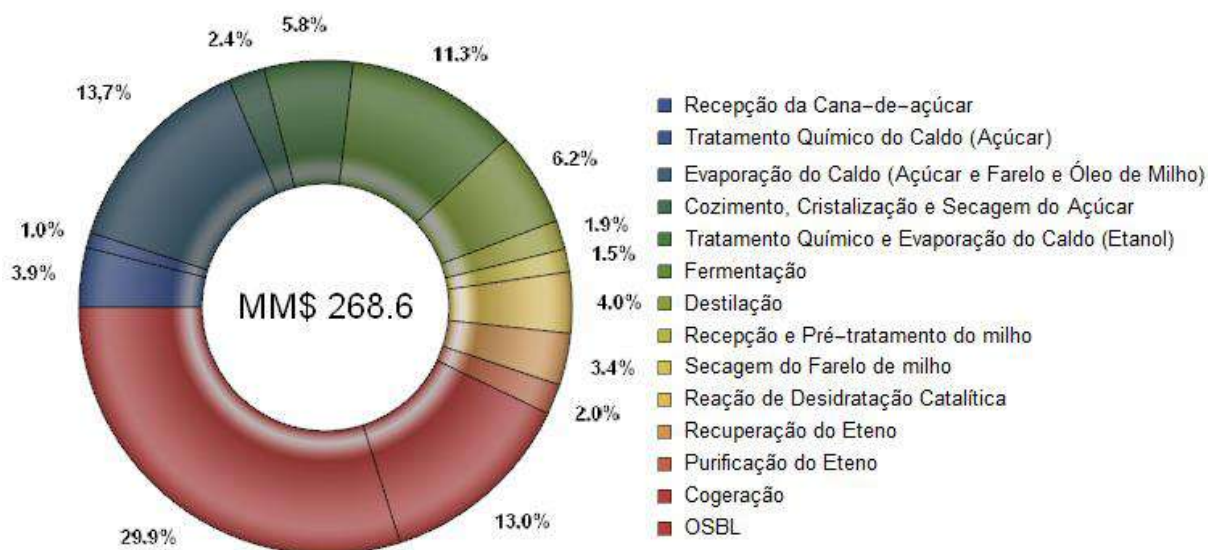
Por fim, devido às diferenças na quantidade e tipo de vapor demandado nos dois períodos, é importante apontar que, embora a vazão de operação da primeira turbina seja equivalente em ambos os períodos (cerca de 251,2 toneladas por hora), a segunda turbina apresentou uma vazão de operação 14% inferior para o período do milho em relação ao período da cana-de-açúcar (cerca de 196,7 toneladas por hora). Apesar de ser necessária uma certa cautela nas condições operacionais de turbinas, assumiu-se neste estudo que a mesma turbina será utilizada em ambos os períodos. Já a terceira turbina apresenta uma vazão nominal de 11 toneladas por hora, sendo utilizada somente no período do milho para condensar o excedente de vapor produzido, ficando, portanto, inativa no período de processamento da cana-de-açúcar.

## **IV.2 ANÁLISE ECONÔMICA**

Nesta seção, serão abordados os principais resultados e discussões de natureza econômica, como custo de investimento da planta, obtenção da receita de venda, custos de operação e análise de fluxo de caixa para o cenário base.

### **IV.2.1 CUSTO DE INVESTIMENTO**

Esta seção visa apresentar os principais resultados obtidos para o custo de investimento da planta industrial. Inicialmente em relação aos custos diretos, pode-se verificar na Figura IV-1 que o custo total de aquisição, instalação e mão-de-obra necessária equivale a USD 268,6 milhões. Destes custos, destacam-se a unidade OSBL, contendo principalmente os tanques e áreas de armazenamento e sistemas de geração de utilidades, e a unidade de cogeração, responsável pela produção de vapor e eletricidade, como principais contribuintes, totalizando 42,9% do total. No que diz respeito ao compartilhamento de áreas entre períodos de processamento de cana-de-açúcar e milho, representadas principalmente pelas unidades de evaporação, fermentação e destilação, pode-se verificar que estas correspondem a 31,1% do total. Além disso, cerca de 13,1% dos custos diretos restantes são representados por unidades que só processam cana-de-açúcar, como recepção, cozimento, cristalização e secagem do açúcar e tratamento químico do caldo para produção de açúcar. Mais ainda, pode-se verificar que as unidades que são responsáveis por processar somente milho correspondem a 3,4% do total, mostrando que a adaptação do sistema produtivo de uma usina sucroalcooleira já existente para torná-la *flex* não impacta significativamente nos custos de investimento, como foi mostrado por CanaOnline (2018) e Nogueira (2014).



**Figura IV-1:** Distribuição dos Custos Diretos de Investimento.

Na Tabela IV-24 a seguir, são apresentados os resultados para o investimento fixo e total, como despesas diretas, taxa de contratação, despesas indiretas e contingência. Pode-se verificar que os custos diretos representam a maior parcela do investimento fixo, cerca de 46,1%. Em seguida, as parcelas referentes a instalações auxiliares e contingência são as com maior grau de impacto, ambas representando aproximadamente 25% do investimento fixo. Por fim, a parcela referente aos custos indiretos representa a menor parcela do investimento fixo, cerca de 4%.

**Tabela IV-24:** Resultados para o Investimento do Complexo Industrial.

CONTRIBUINTE	VALOR (MM USD)
Despesas Diretas de Produção	268,6
Instalações Auxiliares	145,2
Despesas Indiretas de Produção + Taxa de Contratação	23,6
Contingência	145,8
Investimento Fixo - EUA	583,2
<b>Investimento Fixo - BRA</b>	<b>670,7</b>
Capital de Giro	33,5
<b>Investimento Total</b>	<b>704,2</b>

Por não haver nenhum complexo integrando entre essas três plantas no mundo, não há um valor de investimento consolidado para validar o valor obtido neste estudo. Entretanto, esse valor pode ser comparado com a soma dos investimentos fixos de uma usina *flex* e de



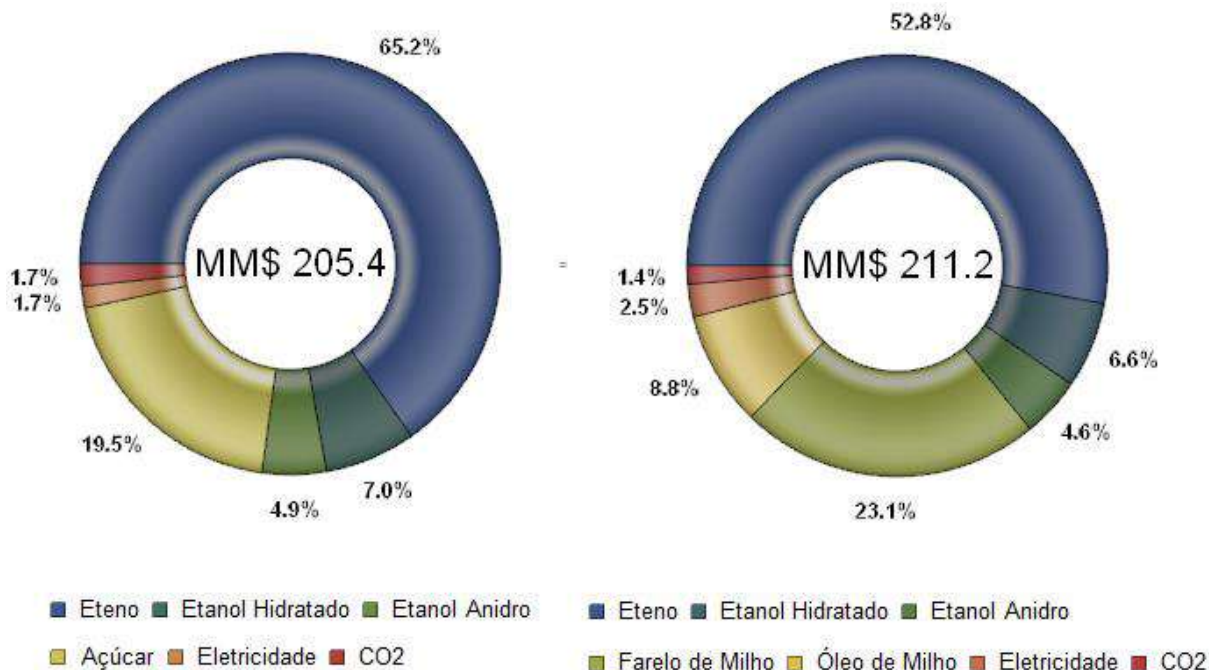
uma planta de produção de eteno via etanol, já que ambas existem e já estão em operação no Brasil.

Em seu estudo, *Milanez et al* (2014) estimaram um investimento total de R\$ 825 milhões para uma usina *flex* operando em condições similares, porém com capacidade de processamento de cana-de-açúcar igual a 625 toneladas por hora. Utilizando a taxa média de câmbio do período, de 2,23 reais por dólar, a devida conversão resulta em um investimento total de USD 373,3 milhões. A partir do fator de escala de 0,75 utilizado nesse trabalho, estimou-se um investimento total de USD 518 milhões para uma planta *flex* com a mesma capacidade de processamento de cana-de-açúcar utilizada neste estudo. Por fim, pode-se somar este valor ao investimento total de USD 290 milhões para a planta de conversão de etanol a eteno da Braskem, totalizando um investimento total de USD 804 milhões. Portanto, verifica-se que o valor estimado neste estudo difere em -12,4% da soma dos investimentos.

Um valor menor era esperado uma vez que a integração de plantas tende a reduzir o investimento quando comparado com plantas individuais devido ao compartilhamento de equipamentos, infraestrutura e sítios estruturais do complexo. Por fim, é importante destacar a metodologia utilizada destaca um intervalo médio de confiança de [-30%, +45%] do investimento estimado. Isto significa que o valor verdadeiro do investimento total para esse projeto encontrasse entre USD 469,5 milhões e 972,5 USD milhões, intervalo no qual compreende o valor de referência de USD 804 milhões. Conforme foi discutido no Capítulo III, esse intervalo será considerado na análise de risco a ser conduzida neste estudo.

#### **IV.2.2 RECEITA E CUSTOS DE OPERAÇÃO**

Conforme pode ser visto na Figura IV-2, as receitas dos dois períodos de processamento são bastante semelhantes, embora o período de processamento de milho, seja inferior ao da cana-de-açúcar. Nestes dois períodos, o eteno grau polímero foi a fonte mais significativa de renda do complexo, representando mais da metade de toda a receita adquirida durante o ano.



**Figura IV-2:** Receita nos períodos de processamento da cana-de-açúcar e milho.

Depois do eteno, destacam-se a produção de açúcar e de farelo de milho como principais subprodutos da biorrefinaria, seguidos do etanol hidratado, etanol anidro e óleo de milho. Por fim, pode-se verificar que a eletricidade não representa uma parcela significativa da receita, representando menos que 3% da receita, se equiparando à venda de CO<sub>2</sub>.

No que diz respeito aos custos relativos ao consumo de matéria-prima, insumos e utilidades para os dois períodos, os resultados foram organizados na Tabela IV-25. Da Tabela IV-25 é importante destacar que o custo de aquisição do milho é significativamente inferior ao da cana-de-açúcar. No entanto, o custo de insumos e utilidades no período do milho é muito superior ao da cana-de-açúcar, principalmente por causa da necessidade de utilização das enzimas nas etapas de liquefação e sacarificação do amido, etapas que não são necessárias para a cana-de-açúcar devido às diferenças estruturais existentes entre os dois tipos de biomassa. Além disso, destaca-se um maior custo de utilidades para o período do milho pela necessidade de utilizar cavaco de madeira para complementar a demanda energética da planta, já que o bagaço produzido no período da cana-de-açúcar é insuficiente para atender ambos os processos nas capacidades de processamento admitidas.

**Tabela IV-25:** Custo de matéria-prima, insumos e utilidades (MM USD por ano).

<b>PROCESSAMENTO DE CANA-DE-AÇÚCAR</b>		<b>PROCESSAMENTO DE MILHO</b>	
<b>MATÉRIA PRIMA</b>			
Cana-de-açúcar	<b>85,9</b>	Milho	<b>55,3</b>
<b>INSUMOS</b>			
CaOH <sub>2</sub>	0,15	CaOH <sub>2</sub>	0,02
Uréia	0,58	Uréia	0,50
Monoetileno Glicol	0,006	Monoetileno Glicol	0,005
Ácido Fosfórico	0,43	Ácido Sulfúrico	0,15
Ácido Sulfúrico	0,002	NaOH	0,12
SO <sub>2</sub>	0,6	Alfa-amilase	12,47
NaOH	0,15	Glucoamilase	11,30
<b>Custo Anual de Insumos</b>	<b>1,92</b>	<b>Custo Anual de Insumos</b>	<b>24,57</b>
<b>UTILIDADES</b>			
Água de Resfriamento	0,68	Água de Resfriamento	0,73
Água Desmineralizada	0,075	Água Desmineralizada	0,12
Tratamento de Efluentes	0,19	Tratamento de Efluentes	0,16
-	-	Água de Processo	0,005
-	-	Cavaco de madeira	7,3
<b>Custo Anual de Utilidades</b>	<b>0,95</b>	<b>Custo Anual de Utilidades</b>	<b>8,3</b>
<b>CUSTO TOTAL</b>	<b>88,8</b>	<b>CUSTO TOTAL</b>	<b>88,2</b>

Contabilizando todos esses fatores, é possível verificar que o custo total relativo a esses fatores é semelhante entre os dois períodos, indicando em conjunto com os dados apresentados na Figura IV-2 que a receita e os custos produtivos em ambos os períodos são bastante próximos entre si, muito embora a natureza dos produtos obtidos e o consumo de

insumos em ambos os períodos se diferenciem significativamente entre si.

Os principais resultados da Tabela IV-25 foram novamente apresentados na Tabela IV-26 juntamente com os custos fixos, despesas gerais e o restante dos custos variáveis para compor o custo total de produção nos dois períodos de processamento. É importante ressaltar que os custos variáveis não apresentados na Tabela IV-25, como operação, supervisão, manutenção, almoxarifado e outros não variam significativamente durante o ano, assumindo-se neste estudo que estes permanecem constante durante o ano (Turton *et al.*, 2012). Os custos fixos e despesas gerais são, por definição, insensíveis a mudanças na capacidade produtiva, também permanecendo constantes durante o ano.

**Tabela IV-26:** Custos Anuais de Produção (MM USD por ano).

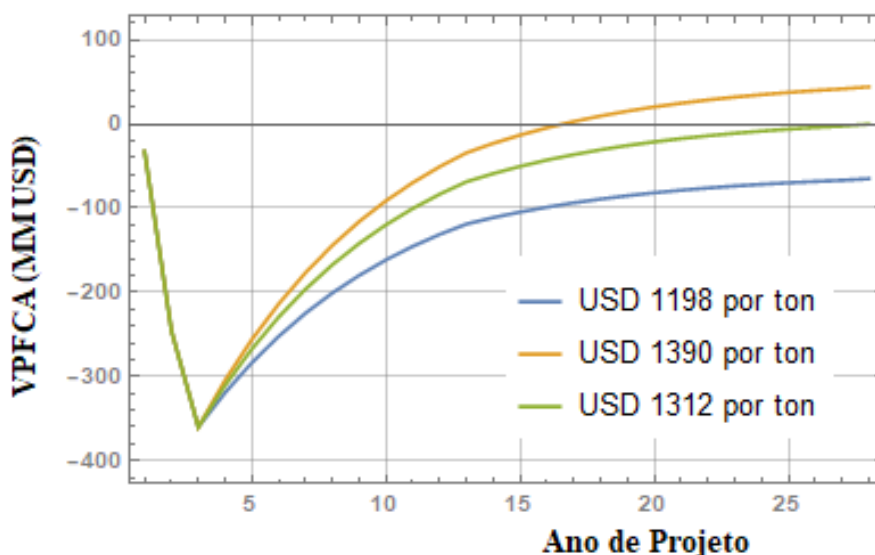
<b>CUSTOS VARIÁVEIS</b>	
Matéria-prima	141,2
Insumos	26,5
Utilidades e Tratamento de Efluentes	9,3
Equipe de Operação	2,9
Equipe de Supervisão	0,5
Manutenção e Reparo	40,2
Almoxarifado	6,0
Laboratório	0,4
Patentes e Royalties	3,9
<b>Custos Variáveis Totais</b>	<b>230,9</b>
<b>CUSTOS FIXOS</b>	
Custo de <i>Overhead</i>	26,2
Impostos e Seguros	21,5
<b>Custos Fixos Totais</b>	<b>47,7</b>
<b>DESPESAS GERAIS</b>	
Administração	6,6
Distribuição e Venda	14,2
Pesquisa e Desenvolvimento	6,4
<b>Despesas Gerais Totais</b>	<b>27,2</b>
<b>CUSTO TOTAL DE PRODUÇÃO</b>	<b>306</b>

Comparando ambos os períodos, é possível verificar que o custo total de produção no período de processamento da cana-de-açúcar é cerca de USD 161 milhões de dólares, em

comparação USD 145 milhões de dólares referente ao período de processamento do milho. Portanto, a operação com milho no Brasil é cerca de 11% mais barata que a operação utilizando cana-de-açúcar. Este valor se encontra em concordância com o relatado por Ticianel (2014), que afirmou que o custo do etanol a partir do cereal é cerca de 10% mais barato que o da cana-de-açúcar. Essa diferença se deve principalmente ao fato de que o custo fixo relativo ao processamento do milho é menor do que a da cana-de-açúcar, uma vez que esta opera em menor tempo durante o ano.

### IV.2.3 ANÁLISE DE FLUXO DE CAIXA

Com base nas premissas econômicas adotadas neste estudo, juntamente com os preços de aquisição de matéria-prima, utilidades, insumos e de venda dos principais produtos, é possível dimensionar o nível de viabilidade do cenário adotado utilizando uma análise de fluxo de caixa. A Figura IV-3 traz uma curva representando o valor presente do fluxo de caixa acumulado (VPFCA) durante os 28 anos de projeto considerando: taxa de retorno igual a 15% ao ano e, para efeitos de comparação, preços de venda do eteno iguais a USD 1198,15 por tonelada, correspondendo ao eteno petroquímico, USD 1390 por tonelada, referente ao eteno “verde” (IRENA, 2013), e 1312 USD por tonelada, correspondendo ao preço mínimo de venda estimado neste estudo para este cenário.

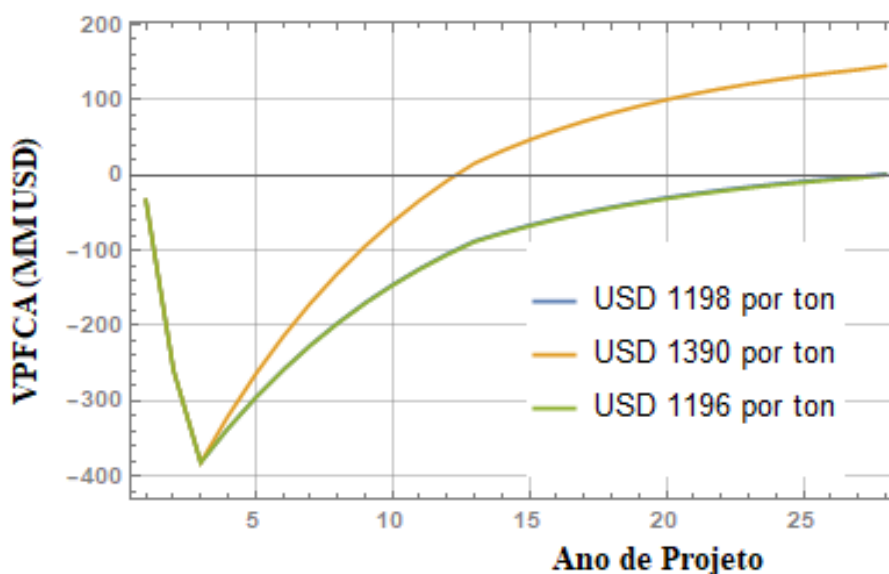


**Figura IV-3:** Viabilidade da integração para três preços de venda do eteno (Taxa de retorno do projeto: 15%).

É possível verificar que, neste cenário em particular, a integração entre as usinas sucroalcooleiras de cana-de-açúcar, milho e eteno verde ainda não é suficiente para tornar o

eteno “verde” competitivo frente ao eteno petroquímico, resultando em um valor presente líquido igual a USD -64,8 milhões e em uma taxa interna de retorno de 12,1% ao ano, que é inferior à taxa mínima de atratividade adotada de 15% ao ano. No entanto, é possível observar que a integração entre as plantas trouxe uma economia considerável de 6% no preço mínimo de venda do eteno em relação ao praticado atualmente, o que resultaria em valor presente líquido de USD 44 milhões de reais e uma taxa interna de retorno de 16,9%, superando a taxa mínima de atratividade e recuperando o investimento no décimo sétimo ano de projeto.

Porém, caso a taxa mínima de atratividade fosse reduzida para 12% ao ano, é possível verificar na Figura IV-4 que, neste cenário hipotético, o preço mínimo de venda do eteno verde cai para USD 1196 por tonelada, se equiparando ao preço do eteno petroquímico. Esse fato está representado pela total sobreposição na Figura IV-4 das curvas referentes a esses dois preços. Caso o preço de venda do eteno se mantivesse em USD 1390 por tonelada de eteno, o valor presente líquido aumentaria para USD 145 milhões, resultando em uma razão lucro-investimento total de 20,6%, que é denominada retorno de investimento do projeto. Conforme pode ser visto na Figura IV-4, o período descontado de *payback* deste cenário é igual a 12, ano de projeto no qual o investimento é recuperado.



**Figura IV-4:** Viabilidade da integração para três preços de venda do eteno (Taxa de retorno do projeto: 12%).

No entanto, é importante ter cautela ao afirmar se um projeto é viável ou não, uma vez que há uma grande incerteza associada: aos preços de venda dos produtos e de aquisição dos reagentes, devido à volatilidade do mercado; ao investimento total estimado neste estudo, uma vez que a metodologia utilizada garante apenas que o real valor do investimento se encontra

em um intervalo de confiança de [-30%, +45%] do valor estimado, e aos parâmetros de avaliação econômica utilizados, que podem mudar significativamente o resultado da análise do projeto.

Para verificar essa variação, foi feita uma análise de sensibilidade de variações de mais ou menos 1% nos preços de venda do etanol hidratado, etanol anidro, açúcar, eletricidade, farelo, cana-de-açúcar, milho e no valor do investimento fixo para verificar a variação percentual do preço mínimo de venda do eteno. A variação percentual foi feita em um fator por vez, mantendo o restante dos fatores constantes no valor do caso base, e verificando dessa forma a variação percentual do preço mínimo de venda do eteno em relação ao seu valor base. Os resultados referentes a esta análise foram resumidos na Tabela IV-27. É importante lembrar que o cenário base assume uma taxa de retorno do projeto de 15% ao ano.

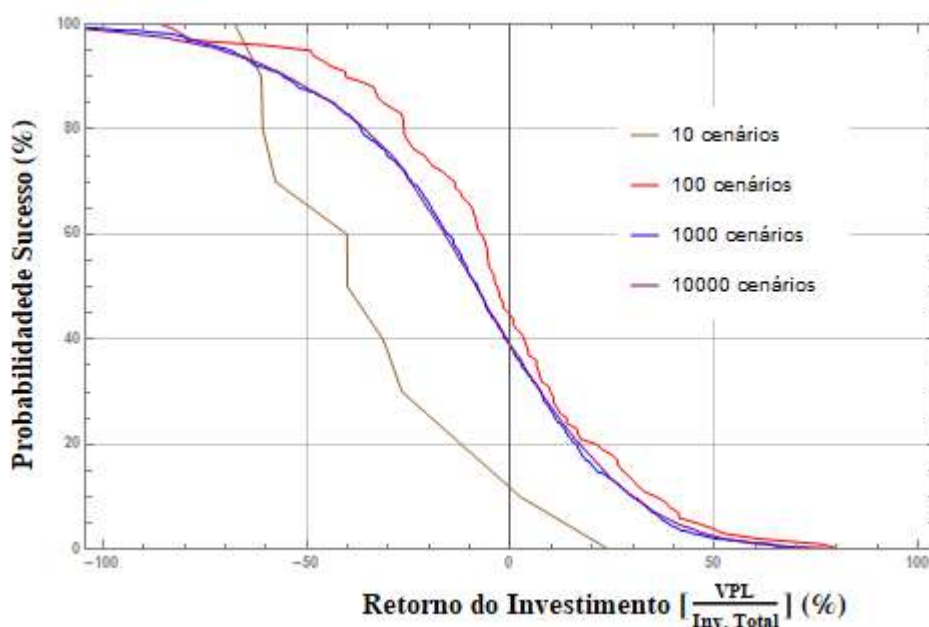
**Tabela IV-27:** Análise de Sensibilidade no Preço mínimo de venda do Eteno.

<b>Variação de -1% no Fator</b>	<b>Fator</b>	<b>Variação de 1% no Fator</b>
0,10%	Preço do Etanol Hidratado	-0,10%
0,07%	Preço do Etanol Anidro	-0,07%
0,15%	Preço do Açúcar	-0,15%
0,03%	Preço da Eletricidade	-0,03%
0,18%	Preço do Farelo de Milho	-0,18%
-0,33%	Preço da Cana-de-açúcar	0,33%
-0,21%	Preço do milho	0,21%
-0,94%	Investimento Fixo	0,94%

Ao observar a Tabela IV-27 verifica-se que o investimento fixo é o principal fator cuja incerteza pode mais impactar a análise de viabilidade do projeto. Posteriormente, tem-se os preços das matérias-primas como principais fatores impactantes, seguido dos preços de venda dos produtos secundários do complexo, destacando-se o farelo de milho e açúcar. Portanto, é necessário realizar uma análise de risco para verificar de fato como as incertezas nestas variáveis podem impactar no resultado de viabilidade do projeto.

### IV.3 ANÁLISE DE RISCO

Antes de apresentar os resultados referentes às análises de risco realizadas, é importante verificar como o número de cenários considerados pode impactar na confiabilidade da análise. A Figura IV-5 representa um histograma de probabilidade construído pela simulação de diferentes números de cenários, variando os preços dos principais produtos e matérias-primas e o investimento realizado segundo as funções de probabilidade normal apresentadas na seção III.5, porém mantendo a taxa de retorno constante e igual a 15%.



**Figura IV-5:** Avaliação da confiabilidade da análise em função do número de cenários simulados

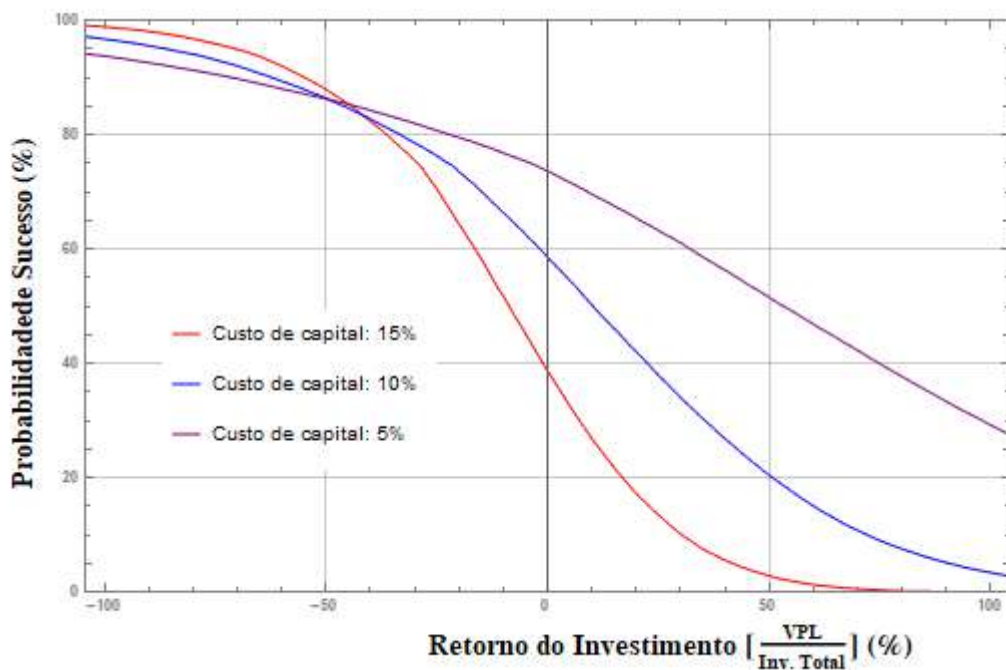
Basicamente, o histograma representado na Figura IV-5 aponta um indício da probabilidade do projeto, caso este fosse executado irá gerar ao final do tempo de campanha um retorno de investimento igual ou superior a determinado valor, definido aqui como a razão entre o valor presente líquido e o investimento total. Desta forma, se for considerado o valor específico de 0% para o retorno de investimento indicado no eixo das abscissas, pode-se observar na análise da curva de probabilidade quais são as chances de o projeto ser economicamente viável.

Conforme pode ser visto na Figura IV-5, um número baixo de cenários parece resultar em valores de probabilidade incoerentes, mas conforme se aumenta o número de cenários, as



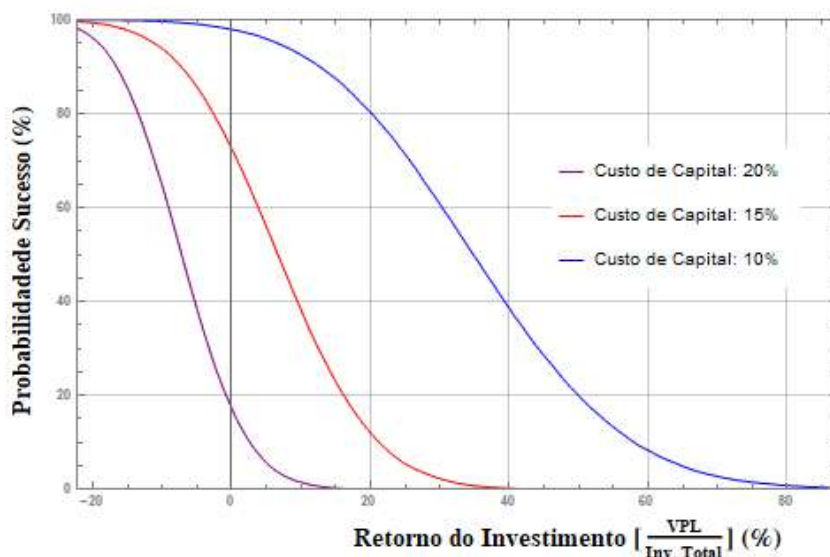
funções de probabilidade convergem para uma mesma curva. No caso estudado, pode-se verificar que a análise de viabilidade só é de fato confiável caso sejam realizadas a simulação de pelo menos 1000 cenários. Como pode ser observado, a simulação de menos cenários resulta em erros significativos na análise, enquanto que um número maior de simulações exige um maior esforço computacional sem aparentemente apresentar ganho efetivo na sensibilidade da análise. Não obstante, este estudo considerou nas análises a simulação de 50 mil cenários, valor bem superior ao especificado, para garantir de fato um alto nível de confiabilidade na análise.

Agora, no que diz respeito de fato aos resultados de viabilidade encontrados neste estudo, pode-se observar na Figura IV-6 que o projeto tem cerca de 40% de chances de ser economicamente viável quando competindo diretamente com o petroquímico, assumindo-se uma taxa mínima de atratividade de 15% ao ano. Para efeitos de esclarecimento, é importante ressaltar que o termo custo de capital, referenciado tanto na Figura IV-6 como na Figura IV-7, equivale em definição ao termo taxa de retorno do projeto, que foi empregado neste estudo. Porém, é possível verificar que os indícios de chances de viabilidade do projeto aumentam consideravelmente caso a taxa mínima de atratividade fosse reduzida, aumentando para 60% para uma taxa de retorno de 10% ao ano e para quase 75% de chances assumindo uma taxa de retorno hipotética de 5% ao ano.



**Figura IV-6:** Histograma de probabilidade de sucesso com preço variável do eteno

Diferentemente da análise anterior, que considerou o preço de venda do eteno igual ao de mercado, conduziu-se adicionalmente um novo estudo verificando com taxa de sucesso do projeto variaria caso fosse assumido um preço de venda constante e igual ao praticado para o eteno “verde”, correspondente a USD 1390 por tonelada (IRENA, 2013). Esta análise também foi conduzida por meio da simulação de 50 mil cenários, sendo os resultados referentes à esta nova análise apresentada na Figura IV-7.



**Figura IV-7:** Histograma de probabilidade de sucesso com preço do eteno igual a USD 1390 por tonelada

Em comparação com a análise anterior, pode-se verificar que a manutenção do preço do eteno acima do preço de mercado eleva consideravelmente a probabilidade de sucesso do projeto, de 40 a quase 75% de chances considerando uma taxa de retorno de 15% ao ano. Além disso, pode-se verificar na Figura IV-7 que o risco do projeto pode ser reduzido caso uma taxa mínima de atratividade menor (no caso 10% ao ano) seja considerada em contraste com o estipulado de 15% ao ano, aumentando as chances de viabilidade para quase 95%.

É importante ressaltar que essas análises de risco realizada dão apenas indícios de viabilidade, uma vez que ainda existem diversos parâmetros econômicos, financeiros, políticos, sociais, agrônomos, entre outros, que também estão sujeitos a grandes incertezas e podem variar significativamente, e que não foram considerados neste estudo. No entanto, essa análise realizada permitiu verificar de maneira preliminar, como foi proposto neste estudo, perspectivas de viabilidade do projeto de integração entre a usina *flex* de cana-de-açúcar e milho com a planta de eteno via desidratação catalítica do etanol.

# Capítulo V: CONCLUSÃO E SUGESTÕES

## V.1 CONCLUSÃO

Observando os principais resultados da análise técnica realizada, pode-se concluir que os valores calculados para a capacidade de processamento de cana-de-açúcar e milho são coerentes com a realidade nacional, uma vez que o Brasil possui atualmente usinas em operação com capacidade equivalente ou superior a estimada neste estudo. Entretanto, é importante ressaltar que este estudo não buscou indicar possíveis localizações para a construção de uma biorrefinaria com o propósito desejado e com esse porte.

No que diz respeito a taxa de produção e consumo de matéria-prima e insumos, pode-se concluir que os resultados obtidos neste estudo estiveram de acordo com o reportado em literatura especializada, especialmente em relação aos valores dos coeficientes técnicos. Essa característica é extremamente importante, pois permitiu a validação das simulações de processo realizadas para as três plantas, aumentando o alto nível de confiança nas análises posteriores.

A integração entre as usinas de cana-de-açúcar e milho foi conduzida de forma que a capacidade nominal dos sistemas compartilhados, principalmente fermentação, destilação e cogeração, fosse dimensionada de modo a ser a mais parecida nos dois períodos, de modo a evitar problemas técnicos com maior tendência de ocorrer fora dessa especificação, sobretudo em relação à caldeira, reduzindo a propensão de elevados tempos de parada por manutenção.

No que diz respeito à sustentabilidade energética do complexo, conclui-se que o bagaço gerado no processamento da cana-de-açúcar não é suficiente para atender a demanda energética das três plantas durante o ano inteiro. Dessa forma, é necessária a utilização de uma fonte adicional de energia, como cavaco de madeira de eucalipto, para suprir a demanda energética na caldeira, nos fornos de pré-aquecimento da carga dos reatores catalíticos e nos fornos de secagem do farelo de milho. De modo a evitar o consumo excessivo de cavaco de eucalipto devido à preocupação em relação ao nível de disponibilidade dessa biomassa em torno do complexo, o foco deste estudo não foi gerar excedente de eletricidade. No entanto, baseado em resultados da simulação e valores heurísticos obtidos de literatura especializada, observou-se que a queima de biomassa para atender a demanda por vapor na planta parece ser

suficiente para atender também a demanda de eletricidade na planta, tornando a planta autossuficiente somente neste quesito.

Em relação à análise econômica, verificou-se que a maior parcela do custo de investimento para construção e partida da planta é referente ao custo de aquisição e instalação dos equipamentos, seguido do custo com instalações auxiliares e do custo de contingência. Dos custos diretos, verificou-se que a maior parcela é referente ao custo com equipamentos de armazenamento, geração de utilidades e cogeração. Depois desses, destacam-se as unidades compartilhadas, destacando-se fermentação, evaporação e destilação. Além disso, verificou-se que as unidades que visam somente o processamento do milho impactam pouco no investimento total, levando a conclusão que uma usina de cana-de-açúcar já existente não precisar investir tanto para se tornar *flex*. Apesar de não haver um complexo desse tipo operando no Brasil, conclui-se que o investimento total estimado neste estudo se equivale, dentro da margem de erro prevista pela metodologia, a soma dos investimentos totais para uma usina *flex* e uma planta de produção de eteno via etanol com capacidades e logísticas de operação semelhantes. Assim, o resultado encontrado neste estudo apresenta valores coerentes e representativos.

Com relação às margens e custos de produção estimados para os períodos de processamento da cana-de-açúcar e milho, conclui-se que o milho apresenta um custo total de produção um pouco menor do que a da cana-de-açúcar, devido principalmente ao fato de que os custos fixos são mais diluídos em relação à cana-de-açúcar pelo seu menor tempo anual de processamento. Para a cana-de-açúcar, verificou-se que o principal fator de custo é a aquisição da matéria-prima, devido à sua elevada carga de processamento durante o ano, sendo mais do que 4x maior em relação à quantidade de milho processada. Com relação ao milho, conclui-se que os principais gargalos no quesito econômico se relacionam aos custos de aquisição das enzimas necessárias para as etapas de pré-tratamento e hidrólise do amido, etapa esta que não está presente no processamento da cana-de-açúcar.

Pela análise do fluxo de caixa para o cenário base, verificou-se que apesar deste apresentar um preço mínimo de venda 6% mais barato do que o preço atual do “eteno verde”, este ainda não é competitivo com o eteno petroquímico para uma taxa de retorno, também conhecida na literatura como custo de capital (TOWLER e SINOTT, 2008), de 15%. No entanto, verificou-se que uma redução na taxa de retorno para 12% gerou um preço mínimo de venda equivalente ao do eteno petroquímico, sendo competitivo em um projeto que assume

uma lucratividade menor. Comparando este cenário com um alternativo, cuja premissa foi fixar o preço de venda no valor do eteno “verde”, de USD 1390 por tonelada, concluiu-se que esse último foi viável tanto para uma taxa de retorno igual a 12% como para 15% ao ano, apresentando um valor presente líquido positivo em ambos os cenários.

Em relação aos resultados obtidos no desenvolvimento da análise de risco, conclui-se que o complexo proposto apresentou, para 50 mil cenários gerados, uma taxa de sucesso de 40% para uma taxa de retorno de 15% ao ano, chegando até 60% assumindo-se uma menor lucratividade do projeto. Já para cenários onde o preço de venda do eteno foi mantido em USD 1390 por tonelada, conclui-se por meio das análises de risco que estes apresentam uma maior probabilidade de sucesso, se encontrando entre 75% e 95% de chances de viabilidade a depender da taxa de retorno assumida entre 10% a 15% ao ano.

Por fim, conclui-se que o complexo proposto apresenta boas chances de ser economicamente competitivo com o valor de mercado, uma vez que ainda há espaço para estudos de integração, otimização e modificações na logística da planta de forma a baratear ainda mais a cadeia produtiva como um todo. Além disso, é importante ressaltar que esta análise de risco é, de fato, preliminar, de modo que são necessários estudos mais profundos para verificar as variabilidades de outros parâmetros econômicos, ambientais, políticos, sociais e tecnológicos, que não foram considerados neste estudo.

## **V.2 SUGESTÕES PARA TRABALHOS FUTUROS**

Este estudo ainda apresenta diversos pontos que precisam ser refinados e melhorados, e que podem ser melhor trabalhados em estudos futuros. Dentre eles, destacam-se:

- Estudar possíveis localizações de instalação do complexo proposto em território brasileiro, de modo a se atentar na capacidade agrônoma do lugar escolhido em atender a oferta de cana-de-açúcar, milho e cavaco de madeira em quantidades suficientes e baratas para atender o processo;
- Realizar estudos aprofundados de integração física e energética entre as plantas de modo a reduzir ainda mais os custos relativos ao consumo de matéria-prima, insumos e utilidades. Isto inclui simular as três plantas no mesmo ambiente de simulação, de modo a facilitar essa análise energética;
- Verificar outros arranjos de processo e de produção em proporção ótima de forma a

maximizar o valor presente líquido do processo, como por exemplo estudar a disponibilização de maior quantidade de cana-de-açúcar e milho para produção dos produtos de maior valor agregado, como o próprio eteno, em detrimento de outros produtos;

- Propor estudos verificando como o aumento de escala da unidade irá impactar na redução do preço mínimo de venda. Este estudo, certamente, tem que estar atrelado a estudos mencionados no primeiro tópico de modo a verificar se há lugares no Brasil capazes de suprir a demanda de biomassa;
- Avaliar a integração deste complexo com uma planta de polietileno, uma vez que parar a cadeia produtiva na produção de eteno pode ser altamente inviável a depender da região do Brasil, como no Centro-Oeste, pela alta dificuldade na logística e aumento dos custos associados ao armazenamento e transporte de eteno. Este último ponto demandaria a construção de dutos para transporte em forma gasosa, ou avaliar o transporte em cilindros pressurizados ou liquefeito em tanques criogênicos, aumentando significativamente o custo final do produto. O polietileno reduz esse problema por possuir um maior valor agregado e ser sólido, facilitando o transporte. Porém, a instalação de uma planta de polietileno aumentaria ainda mais o investimento fixo do projeto. Esse aumento no custo de investimento precisa ser estudado para verificar novamente o nível de viabilidade;
- Aprofundar a análise de risco considerando incertezas associadas a parâmetros que não foram considerados neste estudo e/ou modificações em outros parâmetros que foram fixados em valores representativos, como por exemplo: tempo de construção, tempo e custo de partida, volume de vendas, taxas de inflação, disponibilidade da matéria-prima, valor residual do projeto a ser recuperado ao final do investimento, parcela do capital investido a ser financiado, tempo de financiamento, incertezas e taxas de crescimento de mercado, taxa de encarecimento ou barateamento de insumos e utilidades, fatores políticos, sociais, ambientais, agrônomos, entre outros;
- Avaliar a utilização de outro tipo de biomassa, como estudos de prospecção da produção de eteno e etanol a partir da cana-de-açúcar integrada ao sorgo sacarino, considerando que os problemas técnicos mencionados neste estudo tenham sido solucionados, ou propor a utilização de fontes de biomassa lignocelulósica em substituição ao uso do milho e da própria cana-de-açúcar, entre outros.

# REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- ABUD, R. Com 2ª usina a caminho, FS Bioenergia quer ajudar produtor de milho em produtividade. Nova Cana, 02 Agosto 2018. Disponível em: <<https://www.novacana.com/n/industria/usinas/usina-caminho-fs-bioenergia-produtor-milho-productividade-020818>>.
- ADVANCED BIOENERGY. HOW IS ETHANOL PRODUCED? Advanced Bioenergy, 02 Novembro 2018. Disponível em: <[http://advancedbioenergy.com/ethanol\\_how.htm](http://advancedbioenergy.com/ethanol_how.htm)>.
- AGÊNCIA NACIONAL DE PETRÓLEO, G. N. E. B. Regulamento Técnico nº2/2015. [S.l.]: [s.n.], 2015.
- ALBARELLI, J. Q. Produção de açúcar e açúcar de primeira e segunda geração: simulação, integração energética e análise econômica. Campinas. 2013.
- ALBARELLI, J. Q. Produção de Açúcar e Etanol de Primeira Geração: Simulação, Integração Energética e Análise Econômica. Campinas. 2013.
- ALCARDE, A. R. Agência Embrapa de Informação Tecnológica. Embrapa, 2 Novembro 2018. Disponível em: <[http://www.agencia.cnptia.embrapa.br/gestor/cana-de-acucar/arvore/CONTAG01\\_108\\_22122006154841.html](http://www.agencia.cnptia.embrapa.br/gestor/cana-de-acucar/arvore/CONTAG01_108_22122006154841.html)>.
- ALMEIDA, M. L. D. ETANOL DE CANA X ETANOL DE MILHO. Piracicaba Engenharia Sucroalcooleira Ltda., 12 novembro 2018. Disponível em: <<http://piracicabaengenharia.com.br/2017/etanol-x-etanol-de-milho/>>.
- ANA. Agência Nacional de Águas. Manual de conservação e reuso de água na agroindústria sucroenergética. Brasília. 2009.
- BARROCAS, H. V. V.; SILVA, J. B. D. C. M. D.; ASSIS, R. C. D. US4232179A, 1977.
- BNDES. ETANOL, ALCOOLQUÍMICA E BIORREFINARIA. Rio de Janeiro. 2007.
- BONOMI, A. Etanol de segunda geração poderá ser economicamente viável a partir de 2025. Nova Cana, 29 Setembro 2017. Disponível em: <<https://www.novacana.com/n/etanol/2-geracao-celulose/etanol-segunda-geracao-126>>.

economicamente-viavel-290917/>.

BRASIL, N. I. D.; ARAÚJO, M. A. S.; SOUSA, E. C. M. D. Processamento de Petróleo e Gás Natural. Rio de Janeiro: LTC, 2014.

BRASKEM. Folha de Dados Rev.8 - Eteno. [S.l.]. 2015.

BRASKEM, 16 Outubro 2018. Disponível em:  
<[http://plasticoverde.braskem.com.br/site.aspx/FAQ\\_PeVerde](http://plasticoverde.braskem.com.br/site.aspx/FAQ_PeVerde)>.

CABRAL, P. D. S. Retrospectiva Canal 2016/ Uso do sorgo na produção de energia. Canal Bioenergia, 20 Dezembro 2016. Disponível em:  
<<http://www.canalbioenergia.com.br/sorgo-viabilidade-em-baixa/>>.

CANA, N. Nova Cana, 2018. Disponível em: <<https://www.novacana.com/usina/cogeracao-como-funciona-producao-energia-eletrica/>>. Acesso em: 20 Agosto 2018.

CANAONLINE. Etanol de milho no Brasil começou com a Usimat. CanaOnline, 27 fev. 2018. Disponível em: <<http://www.canaonline.com.br/conteudo/etanol-de-milho-no-brasil-comecou-com-a-usimat.html#.W9-QHpNKjIU>>.

CARRANÇA, T. Braskem fecha contrato para compra de etanol de empresas da Odebrecht. Valor, 15 Março 2017. Disponível em:  
<<https://www.valor.com.br/empresas/4901076/braskem-fecha-contrato-para-compra-de-etanol-de-empresas-da-odebrecht>>.

CEPEA. CEPEA. CEPEA, 2018. Disponível em:  
<<https://www.cepea.esalq.usp.br/br/indicador/etanol.aspx>>. Acesso em: 7 Outubro 2018.

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

CGEE. Química Verde no Brasil: 2010-2030. Brasília: Centro de Gestão e Estudos Estratégicos, 2010.

CHANDEL, A. K. et al. The path forward for lignocellulose biorefineries: Bottlenecks, Solutions, and perspective on commercialization. Bioresource Technology, 2018.



- CHEMATUR ENGINEERING. Bio ethylene/ethene. Chematur Engineering, 02 Novembro 2018. Disponível em: <<https://chematur.se/process-areas/bio-chemicals/bio-ethylene-ethene/>>.
- COUPER, J. R. et al. Chemical Process Equipment: Selection & Design. Waltham: Elsevier, 2012.
- DEMUNER, R. B. Modelagem da desidratação catalítica no processo de desidratação do etanol. Rio de Janeiro. 2016.
- DIAS, M. O. S. et al. Production of bioethanol and other bio-based materials from sugarcane bagasse: Integration to conventional bioethanol production process. Elsevier, p. 1206-1216, 2009.
- DIAS, M. O. S. et al. Integrated versus stand-alone second generation ethanol production from sugarcane bagasse and trash. Elsevier, p. 152-161, 2011.
- DONKE, A. et al. Environmental and Energy Performance of Ethanol Production from the Integration of Sugarcane, Corn, and Grain Sorghum in a Multipurpose Plant. Resources, 27 Dezembro 2016.
- DURÃES, F. O. M. Sorgo sacarino: desenvolvimento de tecnologia agrônômica. Agroenergia em Revista, p. 7, 2012.
- DUTON, J. A. Alternative Fuels from Biomass Sources, 2 Novembro 2018. Disponível em: <<https://www.e-education.psu.edu/egee439/node/673>>.
- ECKERT, C. T. et al. Maize ethanol production in Brazil: Characteristics and perspectives. Elsevier, 2017.
- EMBRAPA. Processamento industrial de sorgo sacarino. [S.l.]. 2012.
- EMPRAPA AGROENERGIA. Biorrefinarias. Brasília. 2011.
- ENSINAS, A. V. Integração térmica e otimização termoeconômica aplicadas ao processo industrial de produção de açúcar e etanol a partir da cana-de-açúcar. Campinas. 2008.
- ENSINAS, V. A. Integração térmica e otimização termoeconômica aplicadas ao processo

industrial de produção de açúcar e etanol a partir da cana-de-açúcar. Campinas. 2008.

EUCALIPTO: REALIDADE ENERGÉTICA EM ALAGOAS, , 15 Novembro 2018.

Disponível em:

<[http://www.logestrategia.com.br/cms/assets/uploads/\\_PUBLICACOES/\\_PDF/f405e06001c8252b3108fbe5773d33d5\\_EUCALIPTO%20FINAL.pdf](http://www.logestrategia.com.br/cms/assets/uploads/_PUBLICACOES/_PDF/f405e06001c8252b3108fbe5773d33d5_EUCALIPTO%20FINAL.pdf)>.

FRANÇA, C. R. A Usina São Martinho é a maior unidade de processamento de "cana de açúcar "do mundo que existe, com a capacidade de moer 10 milhões de toneladas.

Linkedin, 17 Junho 2017. Disponível em: <<https://www.linkedin.com/pulse/usina-s%C3%A3o-martinho-%C3%A9-maior-unidade-de-processamento-cana-rosa-fran%C3%A7a>>.

FS BIOENERGIA. FS Bioenergia anuncia implantação de sua segunda usina de etanol de milho no Mato Grosso. FS Bioenergia, 12 Novembro 2018. Disponível em:

<<http://www.fsbioenergia.com.br/pt-br/noticia/fs-bioenergia-anuncia-implantacao-de-sua-segunda-usina-de-etanol-de-milho-no-mato-grosso/4>>.

FS BIOENERGIA. Produtos + Soluções. FS Bioenergia, 2 Novembro 2018. Disponível em:

<<http://www.fsbioenergia.com.br/sustentabilidade/produto/1>>.

GALLAGHER, P. W.; YEE, W. C.; BAUMES, H. S. 2015 Energy Balance for the Corn-Ethanol Industry. [S.l.]. 2016.

GLOBAL CCS INSTITUTE. The CO2 market. Global CCS Institute, 22 Novembro 2018.

Disponível em: <<https://hub.globalccsinstitute.com/publications/accelerating-uptake-ccs-industrial-use-captured-carbon-dioxide/2-co2-market>>.

GRACO. Chemical Compatibility. [S.l.]. 2013.

HOMELAND ENERGY SOLUTIONS. ETHANOL PRODUCTION 101 – PART 4.

Homeland Energy Solutions, 02 Novembro 2018. Disponível em: <<http://www.homelandenergysolutions.com/ethanol-production-101-part-4/>>.

HUGOT, E. Handbook of Cane Sugar Engineering. 3ª edição. ed. [S.l.]: Elsevier Science, 1986.

HUGOT, E. Handbook of Sugar Cane Engineering. Dunod: Elsevier, 1986.

INTRATEC. Biodiesel Production from Soybean Oil- Cost Analysis- Biodiesel E11A. [S.l.]. 2017.

INTRATEC. Biodiesel Production from Soybean Oil- Cost Analysis- Biodiesel E11A. [S.l.]. 2017.

INTRATEC. Intratec, 05 Novembro 2018. Disponível em: <2018>.

INTRATEC. Intratec, 2018. Disponível em: <<https://www.intratec.us/chemical-markets/ethylene-price>>. Acesso em: 7 Outubro 2018.

IRENA. Production of Bio-ethylene. [S.l.]. 2013.

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

JORNAL CANA. Farelo de milho (DDGS) da Usimat (MT) rende até R\$ 700,00/tonelada. Notícias Agrícolas, 09 Setembro 2014. Disponível em: <[https://www.noticiasagricolas.com.br/noticias/milho/145095-farelo-de-milho-de-usina-rende-ate-r-70000tonelada.html#.W\\_gHZPZFzIU](https://www.noticiasagricolas.com.br/noticias/milho/145095-farelo-de-milho-de-usina-rende-ate-r-70000tonelada.html#.W_gHZPZFzIU)>.

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.

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.

KAGYRMANOVA, A. P. et al. Catalytic dehydration of bioethanol to ethylene: Pilot-scale studies and process simulation. Chemical Engineering, 176, p. 188-194, 2011.

KOCHAR, N. K.; MERINS, R.; PADIA, A. S. Ethylene from ethanol. Chem. Eng. Progress, p. 66-70, 1981.

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.

- LEE, S.; SPEIGHT, J. G.; LOYALKA, S. K. Handbook of Alternative Fuel Technologies. [S.l.]: CRC Press, 2007.
- LEITE, L. F. Olefinas Leves: Tecnologia, Mercado e Aspectos Econômicos. Rio de Janeiro: Editora Interciência, 2012.
- LORENZ, D.; MORRIS, D. How Much Energy Does It Take to Make a Gallon of Ethanol? Minneapolis. 1995.
- LUTZ, M. Usina de E2G da Raízen deve atingir capacidade máxima em 2019/20. Nova Cana, 19 Março 2018. Disponível em: <Usina de E2G da Raízen deve atingir capacidade máxima em 2019/20>.
- MACHADO. Sorgo sacarino: Tecnologia Agrônômica e Industrial para Alimentos e Energia. Agroenergia em Revista, p. 27-28, 2011.
- MACHADO, P. G.; WALTER, A.; CUNHA, M. Bio-based propylene production in a sugarcane biorefinery: A techno-economic evaluation for Brazilian conditions. Biofuels, Bioproducts and Biorefining, 2016.
- MAIA, J. G. S. S. et al. Process Modeling and Simulation of an Industrial Scale Plant for Green Ethylene Production. Industrial & Engineering Chemical Research, 22 Abril 2018.
- MAY, A. Boas práticas agrícolas para o cultivo de sorgo sacarino. Agroenergia em Revista, p. 17-18, 2012.
- MILANEZ, A. Y. et al. A produção de etanol pela integração do milho-safrinha às usinas de cana-de-açúcar: avaliação ambiental, econômica e sugestões de política. [S.l.]. 2014.
- MOHSENZADEH, A.; ZAMANI, A.; TAHERZADEH, M. J. Bioethylene Production from Ethanol: A Review and Techno-economical Evaluation. ChemBioEng Reviews, p. 1–18, 2017.
- MOREIRA, C. Cosan fecha acordo com Braskem para fornecer etanol. Globo, 23 Junho 2010. Disponível em: <<http://g1.globo.com/mundo/noticia/2010/06/cosan-fecha-acordo-com-braskem-para-fornecer-etanol.html>>. Acesso em: 7 Outubro 2018.

- MORSCHBACKER. Bio-Ethanol Based Ethylene. *Journal of Macromolecular Science*, 2009. 79-84.
- MORSCHBACKER, A.; CAMPOS, C. E. S.; CASSIANO, L. C. Bio-polyethylene. In: \_\_\_\_\_ *Handbook of Green Materials*. San Diego: University of California, 2015.
- NETO, C. Usinas de etanol tendem a ser flex em Mato Grosso. Nova Cana, 12 Março 2018. Disponível em: <<https://www.novacana.com/n/industria/usinas/usinas-de-etanol-tendem-a-ser-flex-em-mato-grosso>>.
- NITZSCHE, R.; BUDZINSKI, M.; GRÖNGRÖFT, A. Techno-economic assessment of a wood-based biorefinery concept for the production of polymer-grade ethylene, organosolv lignin and fuel. Elsevier, p. 928-939, 2016.
- NOGUEIRA, V. S. Usimat Flex: As vantagens de produção de etanol de cereais (sorgo e milho). Campos de Júlio. 2014.
- NOVA CANA. Planta que alimenta gado pode virar etanol quando faltar cana. Nova Cana, 15 Outubro 2013. Disponível em: <<https://www.novacana.com/n/etanol/alternativas/planta-alimenta-gado- virar-etanol-faltar-cana-151013>>.
- NOVA CANA. A cana-de-açúcar como fonte de energia elétrica. Nova Cana, 2014. Disponível em: <<https://www.novacana.com/n/estudos/a-cana-de-acucar-como-fonte-de-energia-eletrica-241013>>.
- NOVA CANA. DowDuPont vai colocar à venda unidade de etanol celulósico em Iowa (EUA). Nova Cana, 6 Novembro 2017. Disponível em: <<https://www.novacana.com/n/etanol/2-geracao-celulose/dowdupont-colocar-venda-unidade-etanol-celulosico-eua-061117/>>.
- NOVA CANA. Etanol: Preços. Nova Cana, 2017. Disponível em: <<https://www.novacana.com/n/etanol/mercado/precos/>>. Acesso em: 7 Outubro 2018.
- NOVA CANA. GranBio: Usina hoje vende energia em vez de produzir etanol. Nova Cana, 6 Novembro 2017. Disponível em: <<https://www.novacana.com/n/etanol/2-geracao-celulose/granbio-usina-vende-energia-produzir-etanol-061117/>>.

NOVA CANA. Segunda usina de etanol de milho a ser construída em MT deve custar R\$ 500 milhões. Nova Cana, 10 Novembro 2017. Disponível em: <<https://www.novacana.com/n/industria/investimento/usina-etanol-milho-construida-mt-r-500-milhoes-101117>>.

NOVA CANA. Usinas brasileiras avaliam planta que opera com cana e milho para ampliar ciclo de produção. Nova Cana, 08 Novembro 2017. Disponível em: <<https://www.novacana.com/n/etanol/alternativas/usinas-brasileiras-planta-opera-cana-milho-ampliar-ciclo-producao-091117>>.

NOVA CANA. A formação dos estoques de etanol. Nova Cana, 2018. Disponível em: <<https://www.novacana.com/estudos/a-formacao-dos-estoques-de-etanol-030913/>>. Acesso em: 9 Outubro 2018.

NOVA CANA. Brasil, terra onde o etanol de cana é rei, aposta em combustível de milho. Nova Cana, 22 Agosto 2018. Disponível em: <<https://www.novacana.com/n/etanol/alternativas/brasil-etanol-cana-rei-aposta-combustivel-milho-220818>>.

NOVA CANA. Cogeração: como funciona a produção de energia elétrica numa usina sucroalcooleira, 2018. Disponível em: <<https://www.novacana.com/usina/cogeracao-como-funciona-producao-energia-eletrica>>. Acesso em: 24 Outubro 2018.

NOVA CANA. Cogeração: como funciona a produção de energia elétrica numa usina sucroalcooleira. Nova Cana, 2018. Disponível em: <<https://www.novacana.com/usina/cogeracao-como-funciona-producao-energia-eletrica>>.

NOVA CANA. Controle de qualidade: especificações do etanol. Nova Cana, 2 Novembro 2018. Disponível em: <<https://www.novacana.com/etanol/controle-qualidade>>.

NOVA CANA. GranBio tem prejuízo de R\$ 118 milhões em 2017: futuro envolve renegociar dívidas e voltar a produzir E2G. Nova Cana, 23 Maio 2018. Disponível em: <<https://www.novacana.com/n/industria/financeiro/granbio-prejuizo-2017-futuro-envolve-renegociar-dividas-produzir-e2g-230518/>>.

NOVA CANA. Usina de etanol de milho da Cerradinho deve demandar matéria-prima de três

- estados. Nova Cana, 15 Outubro 2018. Disponível em: <<https://www.novacana.com/n/industria/usinas/usina-etanol-milho-cerradinho-materia-prima-tres-estados-151018>>.
- O'BRIEN, D. Updated Trends in U.S. Wet and Dry Corn Milling Production. Ag MRC, Fevereiro 2010. Disponível em: <<https://www.agmrc.org/renewable-energy/ethanol/updated-trends-in-u-s-wet-and-dry-corn-milling-production>>.
- PARTEN, W. D.; KASAT, R. B. 20150087040A1, 2013.
- PATEL, M. K. et al. The BREW project: Medium and Long-term Opportunities and Risks of the Biotechnological Production of Bulk Chemicals from Renewable Resources - the Potential of White Biotechnology. [S.l.]. 2006.
- PATRONI, L. Etanol de milho do Brasil é mais sustentável que dos EUA. Blog do Canal Rural Mato Grosso, 17 Julho 2018. Disponível em: <<https://blogs.canalrural.uol.com.br/canalruralmatogrosso/2018/07/17/etanol-de-milho-do-brasil-e-mais-sustentavel-que-dos-eua/>>.
- PERLINGEIRO, C. A. G. Biocombustíveis no Brasil: Fundamentos, Aplicações e Perspectivas. Rio de Janeiro: Synergia Editora, 2014.
- PINTO, C. D. L. B. Modelagem de Opções Reais com Processos de Reversão à Média em Tempo Discreto: Uma Aplicação na Indústria Brasileira de Etanol. Rio de Janeiro. 2009.
- PORTAL DO AGRONEGÓCIO. Portal do Agronegócio. Milho e cana: vantagens e desvantagens de cada um, 24 Junho 2014. Disponível em: <<https://www.portaldoagronegocio.com.br/noticia/milho-e-cana-vantagens-e-desvantagens-de-cada-um-111228>>.
- REIN. Cane Sugar Engineering. Berlin: Verlag Dr. Albert Bartens KG, 2007.
- RFA. Renewable Fuels Association. Renewable Fuels Association, 2018. Disponível em: <<https://ethanolrfa.org/resources/industry/statistics/>>. Acesso em: 7 Outubro 2018.
- ROBERT WALLACE, K. I. Feasibility Study for Co-Locating and Integrating Ethanol Production Plants from Corn Starch and Lignocellulosic Feedstocks. Golden,

Colorado. 2005.

ROMÃO TECNOLOGIAS. Usinas de etanol estão deixando seus rendimentos evaporarem – literalmente – e isso pode ser evitado. Nova Cana, 2018. Disponível em: <<https://www.novacana.com/n/conteudo-patrocinado/usinas-de-etanol-estao-deixando-seus-rendimentos-evaporarem-literalmente-e-isso-pode-ser-evitado/>>. Acesso em: 9 outubro 2018.

ROSSETTI, I. et al. Ethylene Production from Diluted Bioethanol Solutions. THE CANADIAN JOURNAL OF CHEMICAL ENGINEERING, p. 1752-1759, 2017.

ROSSETTO, M. Etanol do quê? Dinheiro Rural, 01 Maio 2012. Disponível em: <<https://www.dinheirorural.com.br/secao/agronegocios/etanol-do-que>>.

ROSSETTO, R. Ageitec. Emprapa, 17 Outubro 2018. Disponível em: <[http://www.agencia.cnptia.embrapa.br/gestor/cana-de-acucar/arvore/CONTAG01\\_93\\_22122006154841.html](http://www.agencia.cnptia.embrapa.br/gestor/cana-de-acucar/arvore/CONTAG01_93_22122006154841.html)>.

S. YAKOVLEVA, S. P. I. S. Y. et al. Catalytic Dehydration of Bioethanol to Ethylene. Biocatalysis, p. 152-167, 2016.

SANTOS, G. S. Concorrência ampliada dos produtos do sorgo sacarino na entressafra da cana-de-açúcar no Brasil. Agroenergia em Revista, p. 39, 2012.

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.

SIAMIG. Produzir beterraba açucareira no Brasil fará com que as usinas produzam mais açúcar. SIAMIG, 2017. Disponível em: <<http://www.siamig.com.br/noticias/produzir-beterraba-acucareira-no-brasil-fara-com-que-as-usinas-produzam-mais-acucar>>.

SIGNORINI, G.; RASMUSSEN, R.; GOLDSMITH, J. M.-F. P. Milho complementa etanol na entressafra da cana-de-açúcar. [S.l.]. 2008.

SIJBESMA, F. Petróleo em alta volta a tornar o etanol celulósico competitivo. Nova Cana, 18 Maio 2018. Disponível em: <<https://www.novacana.com/n/etanol/2-geracao-celulose/petroleo-alta-etanol-celulosico-competitivo-180518/>>.



- SOUZA, W. A. D. R. D. et al. Bioenergy Efficiency and a flex-mill simulation in Mato Grosso. Sociedade Brasileira de Economia, Administração e Sociologia Rural. Campo Grande: [s.n.]. 2010. p. 1-19.
- STARZAK, M.; MATHLOUTHI, M. Temperature dependence of water activity in aqueous solutions of sucrose. Food Chemistry, p. 346-370, 2006.
- TEIXEIRA, M. BRF enfrenta crescente competição por milho com indústria de etanol. Reuters, 19 Setembro 2018. Disponível em: <<https://br.reuters.com/article/businessNews/idBRKCN1LZ238-OBRBS>>.
- TICIANEL. Etanol de milho é viável no Brasil? Cana Online, 25 Março 2014. Disponível em: <[http://www.canaonline.com.br/conteudo/etanol-de-milho-e-viavel-no-brasil.html#.W\\_bNoPZFzIU](http://www.canaonline.com.br/conteudo/etanol-de-milho-e-viavel-no-brasil.html#.W_bNoPZFzIU)>.
- TOWLER, G.; SINOTT, R. CHEMICAL ENGINEERING: Principles, Practice and Economics of Plant and Process Design. San Diego: Elsevier, 2008.
- TURTON, R. et al. Analysis, Synthesis and Design of Chemical Processes. Ann Arbor: Prantice Hall, 2012.
- TURTON, R. et al. Analysis, Synthesis, and Desing of Chemical Processes. New Jersey: Pearson Educarion, Inc., 2012.
- UDOP. Moagem cai na 2ª maior usina de Mato Grosso do Sul. União dos Produtores de Bionergia, 10 Outubro 2017. Disponível em: <<http://www.udop.com.br/index.php?item=noticias&cod=1156571>>.
- UNIÃO DA INDÚSTRIA DE CANA-DE-AÇÚCAR. Unica. Unica, 01 Outubro 2018. Disponível em: <<http://www.unicadata.com.br/>>.
- UNICA. União da Indústria de Cana-de-açúcar, 2018. Disponível em: <<http://www.unicadata.com.br/>>. Acesso em: 22 Outubro 2018.
- UYTVANCK, P. P. V. et al. Impact of Biomass on Industry: Using Ethylene Derived from Bioethanol within the Polyester Value Chain. ACS Sustainable Chemistry & Engineering, p. 1098-1105, 2014.

VALENTE, J. Produção e exportação de milho devem crescer na safra 2018/2019. Agência Brasil, 20 Agosto 2018. Disponível em: <<http://agenciabrasil.ebc.com.br/economia/noticia/2018-08/producao-e-exportacao-de-milho-devem-crescer-na-safra-20182019>>.

VIANA, F. L. E. Indústria Petroquímica. Caderno Setorial ETENE, p. 1-14, 2017.

WANG, H.; WANG, T.; III, A. L. P. A Laboratory Decanting Procedure to Simulate Whole Stillage Separation in Dry-Grind Corn Ethanol Process. Journal of American Oil Chemists' Society, 2009.

WEB OF SCIENCE. Web of Science. Web of Science, 2018. Disponível em: <[http://wcs.webofknowledge.com/RA/analyze.do?product=WOS&SID=6FkNU6atrukYxkUbDIQ&field=PY\\_PublicationYear\\_PublicationYear\\_en&yearSort=true](http://wcs.webofknowledge.com/RA/analyze.do?product=WOS&SID=6FkNU6atrukYxkUbDIQ&field=PY_PublicationYear_PublicationYear_en&yearSort=true)>. Acesso em: 12 Outubro 2018.

WILKINSON, J. The Brazilian Sugar Alcohol Sector in the current national and international conjuncture. Rio de Janeiro. 2015.

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

WU, M. Analysis of the Efficiency of the U.S. Ethanol Industry 2007. [S.l.]. 2008.

# APÊNDICE A

## A.1. USINA SUCROALCOOLEIRA DE CANA-DE-AÇÚCAR

A simulação da usina sucroalcooleira de cana-de-açúcar foi desenvolvida de modo que os principais produtos obtidos nesta unidade fossem: etanol hidratado, utilizado geralmente como combustível; etanol anidro, que em sua maioria é incorporado ao pool de gasolina; eletricidade, gerada a partir da queima do bagaço; e a flegma, que atualmente não possui nenhuma aplicação em um outro processo, porém neste estudo será direcionada para a produção de eteno. Além disso, são gerados como subprodutos: torta de filtro, vinhaça e levedura seca, que são destinados para o campo como fertilizantes e adubos para as plantações de cana-de-açúcar e milho.

A primeira principal premissa a ser considerada no desenvolvimento da simulação diz respeito à escolha do modelo termodinâmico. Para o correto desenvolvimento de uma simulação de processos, é imprescindível que o modelo termodinâmico seja coerente com as características físico-químicas dos componentes participantes, representando o mais fielmente possível a realidade do processo. Nesse sentido, este trabalho baseou-se no estudo de Albarelli (2013). Foi adotado o modelo UNIQUAC considerando modificações de interação binária água-sacarose propostas por Starzak & Mathlouthi (2006). Com relação aos componentes, grande parte destes fazem parte do banco de dados do software. No entanto, os componentes *celulose*, *hemicelulose*, *lignina* e *levedura* foram especificados no simulador segundo as propriedades físico-químicas disponíveis em Wooley & Putsche (1996). Além disso, adotou-se o modelo de *Henry* para soluções diluídas contendo gases não condensáveis. A lista de componentes adotados, bem como a sua estrutura química, pode ser vista na Tabela A.1.

A fim de facilitar o entendimento do processo e da simulação, esta foi dividida em unidades: limpeza da cana-de-açúcar (A-100); tratamento químico do caldo para produção de açúcar (A-200); evaporação do caldo (A-300); cozimento e cristalização do açúcar (A-400); secagem do açúcar (A-500); tratamento químico e evaporação do caldo para produção de etanol (A-600); fermentação (A-700); destilação (A-800) e cogeração (A-900). O fluxograma da simulação considerando todas essas áreas pode ser visto na Figura A-1. Cada uma dessas unidades será detalhada a seguir.

**Tabela A-1:** Componentes definidos na simulação da usina sucroalcooleira de cana-de-açúcar.

<b>Componente</b>	<b>Tipo (Grupo)</b>	<b>Molécula</b>
Celulose	Sólido (Fibra)	$C_6H_{10}O_5$
Hemicelulose	Sólido (Fibra)	$C_5H_8O_4$
Lignina	Sólido (Fibra)	$C_{7,3}H_{13,9}O_{1,3}$
Sílica	Sólido (Impurezas)	$SO_2$
Água	Convencional	$H_2O$
Sacarose	Sólido (Açúcar)	$C_{12}H_{22}O_{11}$
Glicose	Sólido (Açúcar)	$C_6H_{12}O_6$
Óxido de Potássio	Sólido (Cinzas)	$K_2O$
Cloreto de Potássio	Sólido (Cinzas)	$KCl$
Dióxido de Carbono	Convencional	$CO_2$
Monóxido de Carbono	Convencional	$CO$
Nitrogênio	Convencional	$N_2$
Oxigênio	Convencional	$O_2$
Hidrogênio	Convencional	$H_2$
Ácido fosfórico	Convencional	$H_3PO_4$
Hidróxido de cálcio	Convencional	$Ca(OH)_2$
Fosfato de cálcio	Sólido (Sais)	$Ca_3(PO_4)_2$
Dióxido de enxofre	Convencional	$SO_2$
Sulfato de cálcio	Sólido (Sais)	$CaSO_4$
Amônia	Convencional	$NH_3$
Ácido sulfúrico	Convencional	$H_2SO_4$
Glicerol	Convencional	$C_3H_8O_3$
Ácido Succínico	Convencional	$C_4H_6O_4$
Álcool Isoamílico	Convencional	$C_5H_{12}O$
Levedura	Sólido (Célula)	$CH_{1,8}O_{0,9}N_{0,145}$
Etanol	Convencional	$C_2H_5OH$
Monoetileno glicol	Convencional	$C_2H_6O_2$

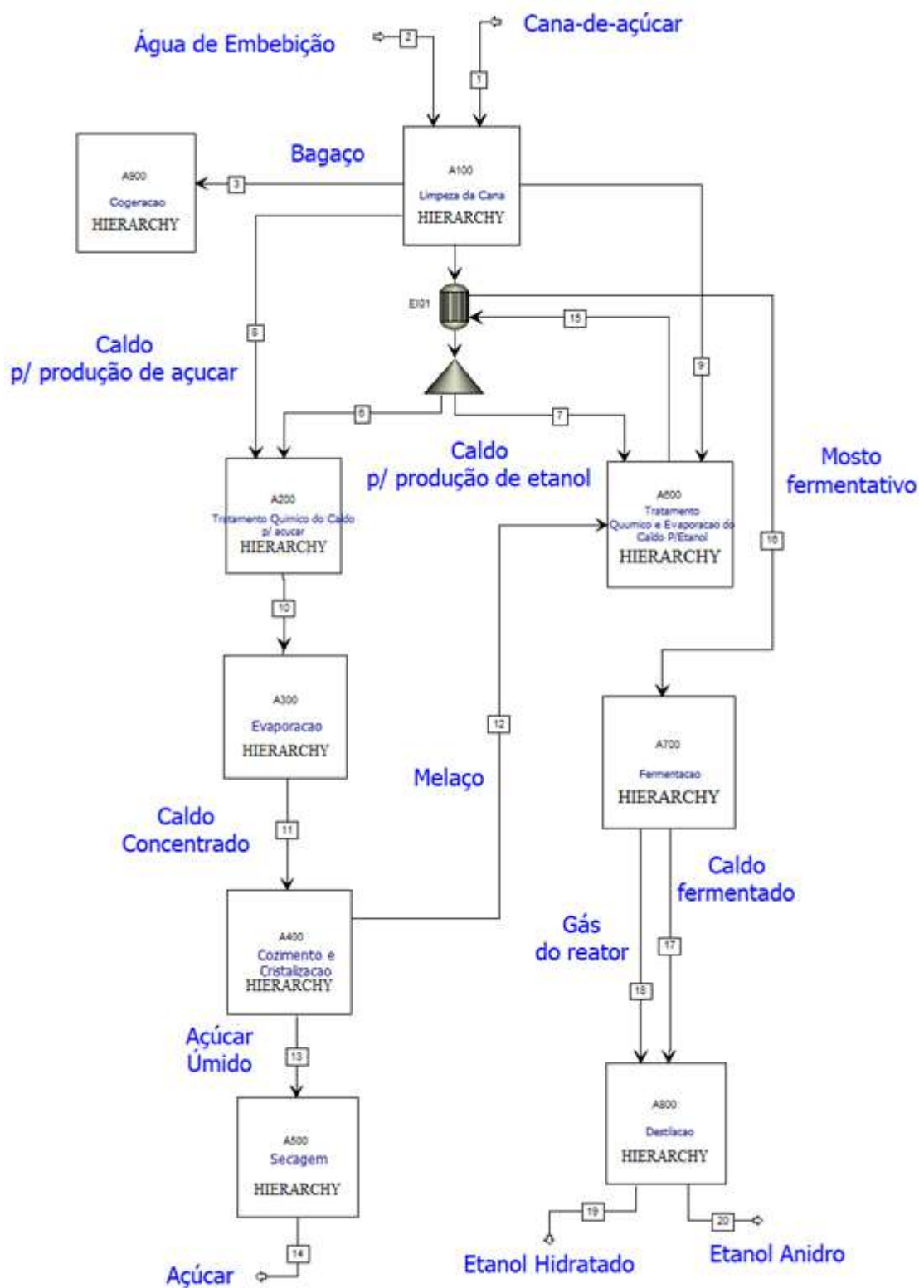


Figura A-1: Fluxograma global da simulação desenvolvida da usina sucroalcooleira de cana-de-açúcar.

### A.1.1 A-100: LIMPEZA DA CANA-DE-AÇÚCAR

A unidade de limpeza da cana (A-100) tem como objetivo a remoção dos contaminantes oriundos da colheita da cana-de-açúcar, além de ser realizada a extração e o tratamento físico do caldo. A corrente de cana (1-1), cuja composição foi baseada no trabalho de Albarelli (2013), pode ser visualizada na Tabela A-2. É importante ressaltar nesta tabela que a vazão mássica correspondente a fração líquida corresponde a 85,52% do total.

**Tabela A-2:** Composição adotada para a cana-de-açúcar.

<b>Fração Sólida</b>	<b>Composição mássica (% m/m)</b>
Celulose	40,95
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

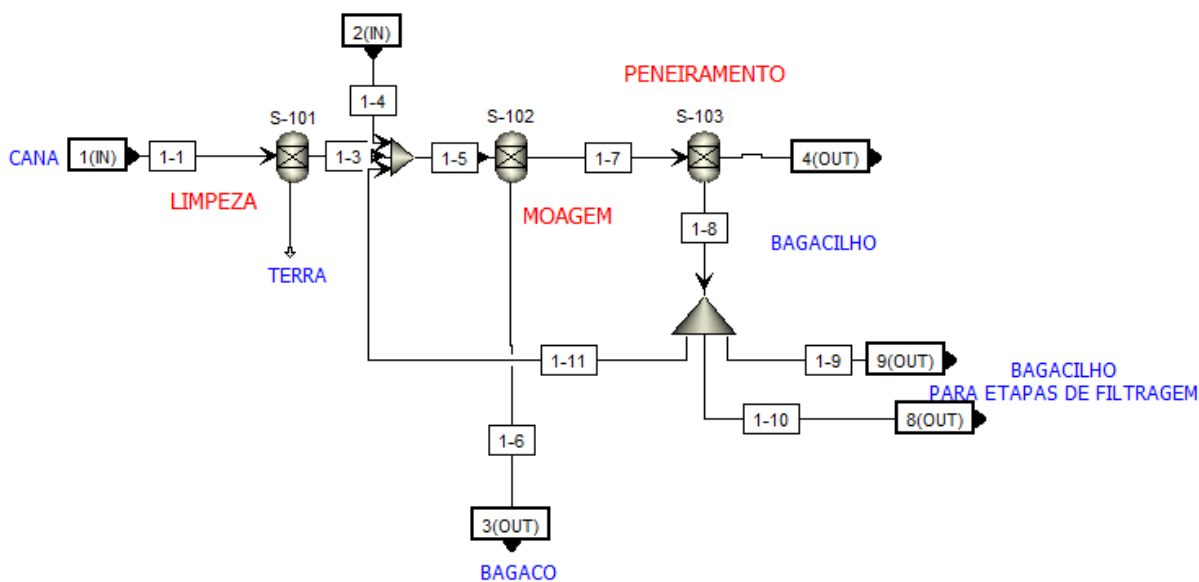
**Fonte:** (Albarelli, 2013)

Para tornar mais didático a explicação, o fluxograma correspondente a A-100 foi apresentado na Figura A-2.

Com relação ao processo, a corrente de cana-de-açúcar (1-1) é inicialmente direcionada para uma etapa de limpeza a seco, representada pelo bloco separador S-101. Neste bloco, foi especificado que 60% da sílica presente na cana-de-açúcar seria removida do processo pela corrente (1-2). Além disso, considerou-se uma perda de 0,5% do restante dos componentes para essa corrente.

A fração restante (corrente 1-3) é enviada para uma etapa de extração representada pelo bloco separador S-102, cujo objetivo é separar o caldo do bagaço de cana-de-açúcar (corrente 1-6). Essa extração é feita com o uso de água de embebição (corrente 4) a 50 °C. Sua vazão foi controlada pela ferramenta de simulação *Design Spec*. Para fins de informação, o *Design Spec* é uma ferramenta iterativa de cálculo capaz de atingir uma determinada

especificação do processo ao manipular uma única variável de abertura do processo. Neste sentido, criou-se o **DS-101** para variar a vazão de entrada de água de modo a manter uma razão vazão mássica de água de embebição por vazão mássica de cana-de-açúcar igual a 28%, segundo Albarelli (2013) e Rein (2007).



**Figura A-2:** Fluxograma de simulação da A-100.

O bloco S-102 foi especificado de modo a se obter 97% de eficiência de recuperação de sacarose e glicose no caldo de cana (corrente 5). Já a recuperação de água nesse bloco foi manipulada pela ferramenta Design Spec (**DS-102**) de modo a especificar um teor de umidade de 50% (m/m) na corrente de bagaço (corrente 6), por este ser um valor tipicamente encontrado nas usinas, conforme (REIN, 2007). Além disso, a quantidade de fibras recuperada foi controlada pelo Design Spec (**DS-103**) de modo a se ter um rendimento de 275 kg de bagaço por tonelada de cana-de-açúcar limpa (NOVA CANA, 2014). Tal etapa foi feita manipulando a recuperação de lignina, celulose e hemicelulose na corrente de bagaço, sob a restrição de que ambos tivessem o mesmo índice de recuperação no bloco S-102. O bagaço obtido é destinado para a unidade de cogeração (A-900), conforme será descrito com mais detalhes na seção correspondente.

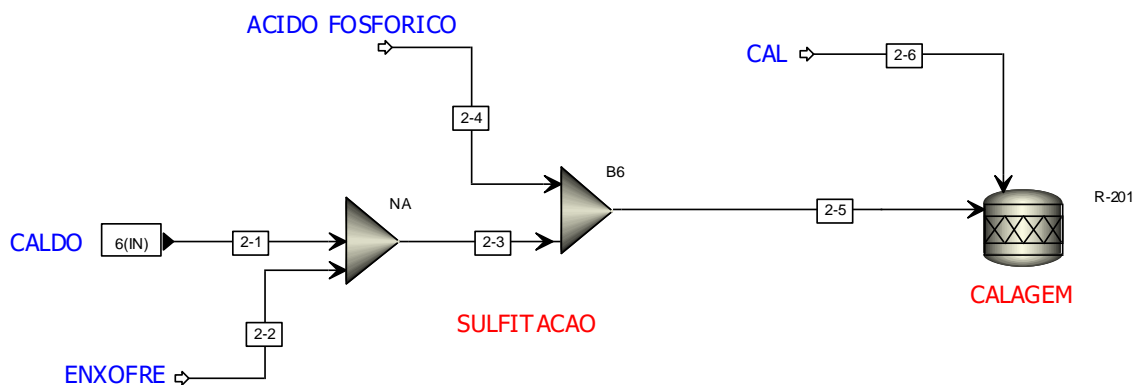
A corrente (1-7) passa por um tratamento físico por peneiras de modo a separar o bagacilho, sendo esta etapa representada pelo separador S-103. Neste bloco, especificou-se uma recuperação de 82,1% dos compostos sólidos restantes, como lignina, hemicelulose, celulose e sílica, e de 2,1% dos demais componentes para a corrente de bagacilho (corrente 1-8). Esta é separada em três correntes: (1-9), (1-10) e (1-11). As duas primeiras serão enviadas

para as etapas de filtração nas áreas A-200 e A-600, respectivamente, de modo a se obter, em ambas as correntes, 6,5 kg de bagacilho por tonelada de torta de filtração (REIN, 2007). Essas especificações foram controladas pelos Design Spec (**DS-104** e **DS-105**), respectivamente, manipulando a fração de separação das três correntes citadas.

Já a corrente (1-11) é reciclada para a etapa de extração de modo a aumentar a recuperação de bagaço. Por fim, a corrente (1-9), representando o caldo-de-cana extraído, é pré-aquecida a 70°C com o caldo quente da unidade A-600 no trocador de calor EI01, sendo dividida em duas: uma parcela tem como destino a unidade de tratamento químico do caldo para etanol (corrente 7) e o restante é enviado para a unidade de tratamento químico do caldo para açúcar (corrente 6).

### A.1.2 A-200: TRATAMENTO QUÍMICO DO CALDO PARA PRODUÇÃO DE AÇÚCAR

Esta unidade (A-200) tem como objetivo a clarificação do caldo, por meio da remoção de componentes solúveis e insolúveis utilizando etapas de coagulação, e correção do pH de modo a evitar a degradação da sacarose contida no caldo. Além disso, utiliza-se uma etapa adicional de sulfitação do caldo, de modo a reduzir a quantidade de impurezas que conferem uma coloração indesejada ao açúcar produzido. A parte inicial da unidade de sulfitação consiste nas etapas de sulfitação e calagem, conforme pode ser visto na Figura A-3.



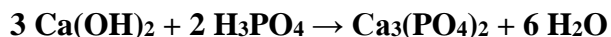
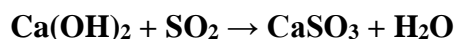
**Figura A-3:** Fluxograma de Simulação das etapas de sulfitação e calagem da A-200.

Inicialmente, a corrente provinda da unidade de limpeza (corrente 2-1) é misturada com uma solução 85% (m/m) de ácido fosfórico (corrente 2-4) e com uma corrente contendo

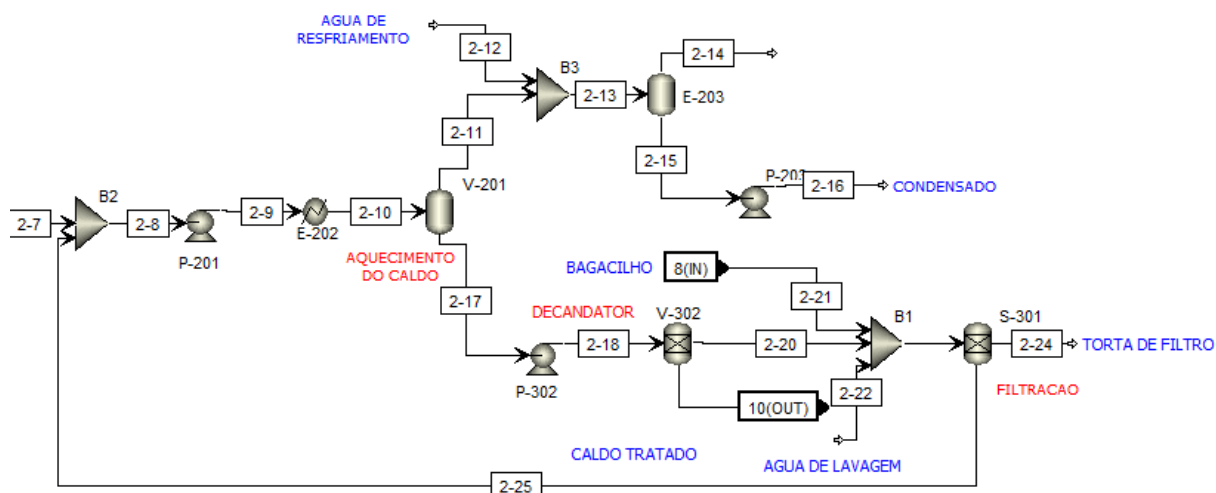


SO<sub>2</sub> (corrente 2-2). De acordo com Rein (2007), essa última corrente contém dióxido de enxofre em ar com concentração de 14% (m/m), que deve passar para uma etapa de hidratação de modo a formar ácido sulfuroso em uma torre de absorção. Em seguida, esse ácido deve reagir com o hidróxido de cálcio no reator R-201 para formar sulfato de cálcio, disponibilizando enxofre para o caldo. Porém, devido à falta de parâmetros termodinâmicos relevantes para o ácido sulfuroso, este componente não foi incluído na simulação. A vazão de SO<sub>2</sub> (corrente 2-2) foi controlada por um *Design Spec* (**DS-201**) de modo a atender uma proporção de 375 g de enxofre por tonelada de cana-de-açúcar para produção de açúcar (Albarelli, 2013). Já a vazão de ácido fosfórico foi controlada pelo *Design Spec* (**DS-202**) para manter uma concentração de 300 mg/kg caldo na corrente (2-5), e enviada para o reator R-201.

Este bloco foi simulado como um reator estequiométrico com pressão especificada em 1 bar e sem troca térmica. Tal equipamento tem como objetivo promover a reação do SO<sub>2</sub> e do ácido fosfórico com o hidróxido de cálcio, contido na corrente (2-6) em uma solução aquosa com concentração de 5,9% (m/m). Esta corrente é adicionada ao reator a uma temperatura de 70°C, de modo a promover as seguintes reações:



O *Design Spec* (**DS-203**) foi criado para manipular a vazão de solução de hidróxido de sódio (corrente 2-6) de modo que se obter uma vazão na entrada do reator em proporção estequiométrica com o ácido fosfórico e com SO<sub>2</sub>, de modo que ambos os três componentes atingissem uma conversão de 100% ao final da reação. Essa última reação é importante pois o fosfato de cálcio formado é um material sólido capaz de coagular as impurezas presentes no caldo. Embora seja comum a adição de um polímero floculante nesta etapa, este componente não foi simulado devido à pequena quantidade usada desta substância (Albarelli, 2013). Ao sair do reator, a corrente 7 é enviada para etapas de tratamento térmico e decantação, conforme mostrado na Figura A-4.



**Figura A-4:** Fluxograma das etapas de tratamento térmico, decantação e filtração da A-200.

Posteriormente, o caldo efluente do reator (corrente 2-7) é pressurizado a 2,5 bar e aquecido a 105°C no trocador de calor E-202. O caldo então passa por um separador *Flash* V-201 adiabático, sendo despressurizado a 1 bar. Esta etapa de aquecimento, segundo (HUGOT, 1986), melhora a clarificação do caldo, reduzindo a necessidade do consumo de solução de hidróxido de cálcio na etapa de reação. O vapor d'água formado nesta etapa (corrente 19), por estar em pressão atmosférica, é condensado com água de resfriamento em contato direto (corrente 2-12) em um condensador barométrico (E-203). A vazão de água de resfriamento foi controlada pelo Design Spec (**DS-204**) de modo a ser suficiente todo o vapor que entra no condensador (E-203). O condensado (corrente 2-16) é recuperado, podendo ser utilizado na própria usina.

Já o caldo resultante (corrente 2-17), que se encontra a uma temperatura de 99 °C, é enviada para um tanque de decantação, que foi simulado como um bloco separador (V-202). De forma similar ao trabalho de Albarelli (2013), considerou-se que 100% dos sólidos e que 17% dos componentes restantes da corrente (2-18) seriam perdidos no material decantado (corrente 2-20). Em seguida, este material decantado, denominado lodo, é enviado para uma etapa de filtração com o objetivo de aumentar o nível de recuperação dos açúcares.

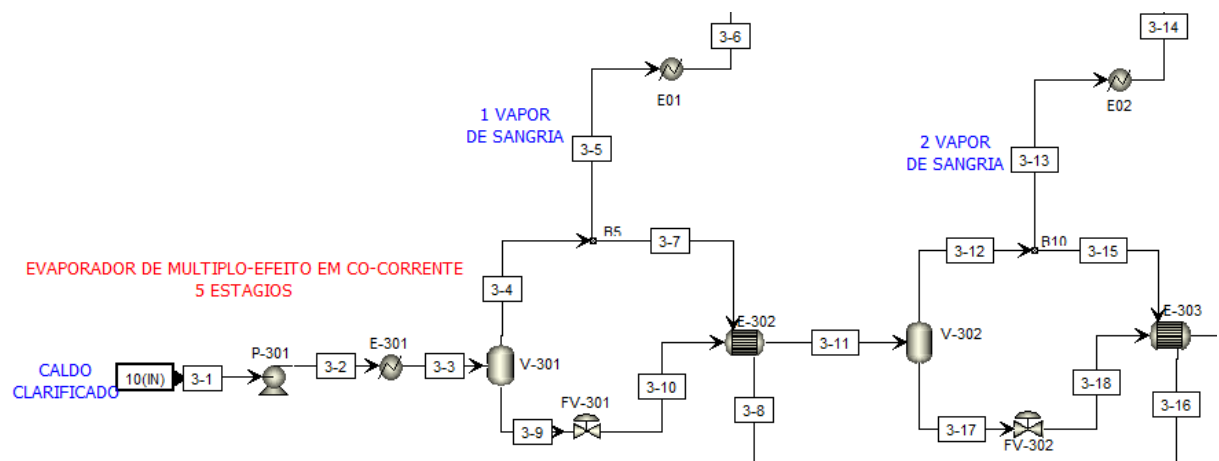
Para auxiliar esta etapa de filtração, foi utilizado água de lavagem a 50°C (corrente 2-22), sendo que a sua vazão foi estabelecida de modo a ficar condizente com os trabalhos de Albarelli (2013) e Rein (2007), no qual estipularam uma razão de 70 kg de água por tonelada de cana destinada a esta unidade. O filtro rotativo (S-201) foi simulado como um bloco separador, considerando que 100% dos componentes sólidos são recuperados na torta de filtro

(corrente 31) a ser descartada. Além disso, foi adicionado a corrente (2-21) contendo bagacilho da unidade A-100, com o objetivo de facilitar a formação da torta do filtro, aumentando a eficiência do processo (Rein, 2007).

No que diz respeito à fase aquosa filtrada contendo sacarose e glicose, a fração de recuperação desses componentes foi determinada de modo a se assemelhar ao trabalho de Albarelli (2013). A fração de recuperação de glicose na corrente 2-25 foi especificada em 100%. No entanto, as frações de recuperação de água e sacarose nessa corrente de filtrado foram especificadas pelos *Design Spec DS-205* e *DS-206*, de modo a atingir na torta de filtro um teor de umidade de 70% e um teor de sacarose de 1,6%, respectivamente. Essa corrente de filtrado (corrente 2-25) é reciclada no processo de modo a aumentar o índice de recuperação dos açúcares solúveis. É importante destacar que, com essas especificações, o teor de umidade calculado do lodo ficou em torno de 82%, sendo bastante próximo do referenciado por Rein (2007). Por fim, o caldo clarificado (corrente 2-19) recuperado no tanque de decantação é finalmente destinada à unidade de evaporação.

### A.1.3. A-300: EVAPORAÇÃO DO CALDO

A unidade de evaporação do caldo (A-300) tem como objetivo a concentração do caldo até um teor de 65° Brix pela utilização de um evaporador de múltiplo efeito com 5 estágios. Um fluxograma exemplificando os dois primeiros efeitos pode ser visto na Figura A-5.



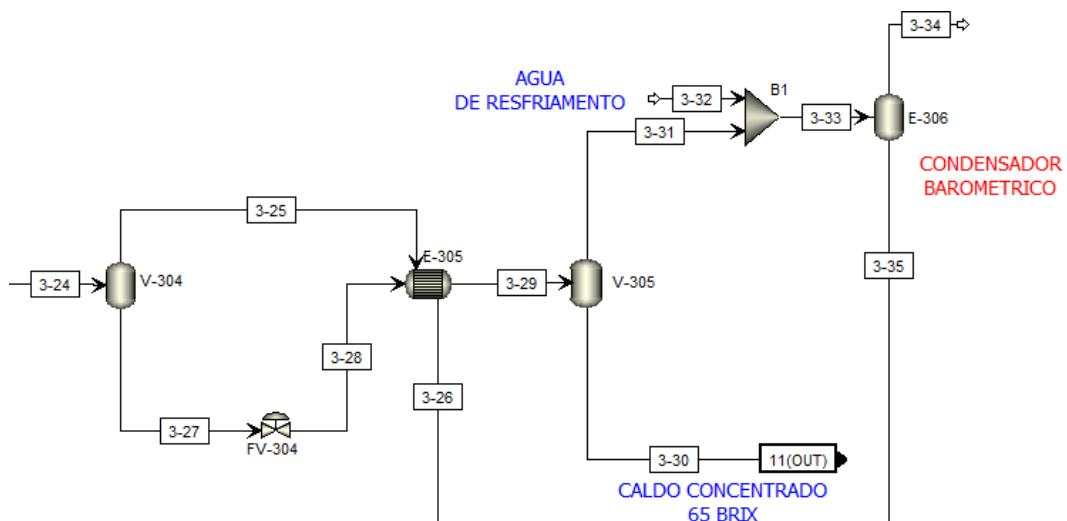
**Figura A-5:** Dois primeiros estágios do evaporador de múltiplo-efeito da A-300.

No primeiro estágio, o caldo clarificado (corrente 3-1) é pressurizado a 1,69 bar pela bomba P-301, vaporizado parcialmente a 115 °C pelo trocador E-301 e em seguida enviado a

um separador *FLASH* adiabático (V-301) para separar o vapor formado na primeira etapa de evaporação (corrente 3-4) do caldo concentrado (corrente 3-9) formado neste estágio, que este último sofre uma etapa de expansão adiabática ao passar pela válvula FV-301. Em relação ao vapor formado (corrente 3-4), este é recuperado e separado em duas correntes: a primeira parte (corrente 3-5) é destinada às etapas de aquecimento da usina, denominado vapor de sangria, enquanto que a parte restante (corrente 3-7) é utilizada no aquecimento do caldo concentrado a ser enviado para o próximo estágio (corrente 3-10). Neste tipo de processo, há redução da pressão de operação entre estágios sucessivos, sendo que o último estágio pode operar com pressão bem abaixo da atmosférica.

O esquema de aquecimento é definido como co-corrente, com o vapor formado no estágio anterior evaporando parte do caldo oriundo do mesmo estágio, antes deste ser enviado para o próximo. Todos os trocadores intermediários, representando os efeitos do sistema, foram definidos de modo que a fração condensada do vapor em cada estágio fosse 100%.

Essa etapa descrita se repete por mais 4 estágios, de modo a aumentar a taxa de evaporação de água e conseqüentemente a concentração final do caldo. No último estágio, o vapor recuperado com uma pressão absoluta de 0,16 bar é condensado em um condensador barométrico (E-306) utilizando água de resfriamento por contato direto. A vazão de água de resfriamento foi controlada pelo Design Spec **DS-302** de modo a condensar todo o vapor. Esse efluente do último estágio (corrente 3-35), assim como os vapores condensados de sangria e dos estágios anteriores (correntes 3-6, 3-8, 3-14, 3-16, 3-21 e 3-26), são recuperados de forma a serem reutilizados no processo. A Figura A-6 representa este processo apresenta para fins de entendimento o fluxograma de simulação do último estágio do evaporador.



**Figura A-6:** Representação do último estágio do evaporador

As pressões de operação de cada estágio foram especificadas de acordo com o trabalho de Albarelli (2013), conforme apresentado na Tabela A-3.

**Tabela A-3:** Parâmetros utilizados na simulação da unidade de evaporação do caldo.

<b>Estágio</b>	<b>Pressão de Operação (bar)</b>
1° Efeito	1,69
2° Efeito	1,31
3° Efeito	0,93
4° Efeito	0,54
5° Efeito	0,16

**Fonte:** Albarelli (2013).

Algumas considerações feitas no desenvolvimento da simulação dessa unidade merecem ser destacadas, tais como:

- O vapor de sangria (correntes 3-5 e 3-13) são recuperados do primeiro e do segundo estágio. Diferente dos outros estágios, essas correntes de vapor se encontram em pressão manométrica positiva, sendo direcionados para as etapas de aquecimento da usina. Nesse sentido, os vapores formados nos estágios posteriores não são economicamente interessantes de serem aproveitados na integração com outras unidades da usina por se encontrarem em pressão de operação subatmosférica;
- Os blocos E01 e E02 foram simulados com o objetivo de representar a condensação do vapor de sangria, que são aproveitados como fonte de energia em outras etapas de aquecimento da usina. Dito isso, esses blocos não necessariamente representam equipamentos específicos do processo, sendo utilizados nesta simulação como artifício para facilitar análises de integração energética da planta, cálculos da

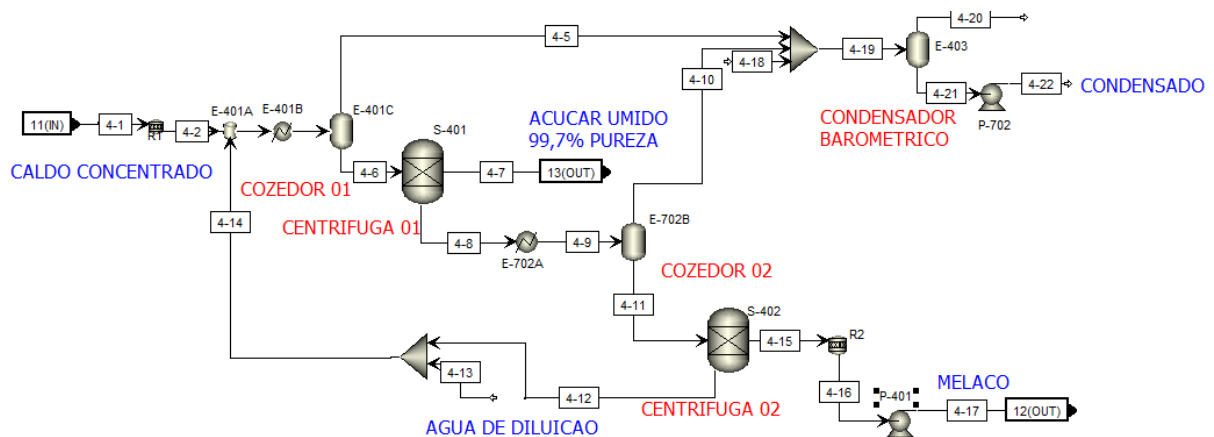
demanda e consumo de vapor, e avaliações econômicas relativas à sua utilização.

- De forma a garantir que o caldo concentrado obtido ao final desta unidade tivesse um teor mínimo de 65 °Brix, foi criada uma ferramenta Design Spec (**DS-301**) para controlar essa condição ao manipular a quantidade de caldo evaporada no primeiro estágio.

Ao final desta etapa de concentração, o caldo com 65 °Brix (corrente 3-35) é enviada para a unidade de cozimento e cristalização do açúcar, a ser discutida a seguir.

#### A.1.4. A-400: COZIMENTO E CRISTALIZAÇÃO DO AÇÚCAR

Nesta unidade, o caldo concentrado a 65° Brix (corrente 4-1) passa por etapas de cozimento e cristalização para produção de cristais de açúcar com elevado nível de pureza. O fluxograma representativo desta unidade pode ser visto na Figura A-7.



**Figura A-7:** Fluxograma da unidade de cozimento e cristalização do açúcar.

O primeiro bloco presente é o reator estequiométrico, cujo objetivo é converter a glicose e sacarose em fase dissolvida para a fase sólida, de modo a prever a formação de cristais de açúcar. Este bloco não existe na realidade, sendo usado como um artifício de simulação. Após esse bloco, o caldo concentrado é enviado para o primeiro cozedor (E-401), que foi simulado por três blocos: um tanque de mistura (E-401A), um Heater (E-401B) e um Flash (E-401C). A fração vaporizada do bloco E-701B foi especificada com auxílio do Design Spec **DS-401** para que a mistura efluente do primeiro cozedor (corrente 4-8) fosse concentrada a 94° Brix (Albarelli, 2013).

Em seguida, a corrente 4-6 é enviada para a primeira centrífuga, cujo objetivo reside na separação dos cristais de açúcar formados da mistura. Essa centrífuga foi simulada como

um bloco separador S-401. Para os componentes os componentes água, glicose e sacarose, suas recuperações foram manipuladas pelos Design Spec **DS-402**, **DS-403** e **DS-404**, respectivamente, para se obter: um açúcar cristalizado úmido (corrente 4-7) com 99,9° Brix, 99,7% (m/m) de pureza em relação à sacarose (Albarelli, 2013) e produção de 107 kg de açúcar bruto (corrente 14) por tonelada de cana-de-açúcar destinada a essa produção. Enquanto que a corrente de açúcar cristalizado (corrente 4-7) é enviada para a unidade de secagem, a mistura restante (corrente 4-8) é enviada para o segundo cozedor.

De forma similar ao primeiro cozedor, a fração vaporizada no bloco E-703A foi definida pelo Design Spec **DS-405** para que a mistura concentrada efluente do segundo cozedor (corrente 4-11) tivesse 93° Brix (Albarelli, 2013). Essa mistura segue para uma segunda centrífuga S-702, que foi modelada novamente como um bloco separador. Essa centrífuga de separar açúcar cristalizado com baixo grau de pureza (corrente 4-12) de uma mistura aquosa (corrente 4-15) com elevado teor de açúcares redutores, denominada melaço.

As frações de recuperação dos componentes presentes nessa corrente (água, sacarose e glicose) foram manipuladas pelos Design Spec **DS-406**, **DS-407** e **DS-408** para que, respectivamente: esse novo açúcar cristalizado (corrente 4-12) alcançasse 99,9° Brix (Albarelli, 2013); o melaço obtido nessa etapa (corrente 4-15) tivesse 78° Brix; e uma pureza desse açúcar cristalizado (corrente 4-12) de 84% (Rein, 2007).

A corrente de açúcar cristalizado obtida nessa centrífuga (corrente 4-12), por ter baixo teor de pureza, é reciclada para a entrada da unidade, sendo misturada no bloco E-401A, visando favorecer o rendimento de cristais puros de açúcar (corrente 4-7). Por sua vez, o melaço (corrente 4-15) é enviado para o bloco de conversão R2, que foi usado como artifício de simulação para converter a glicose e a sacarose dessa corrente da fase sólida para a fase dissolvida. Após essa etapa, o melaço é destinado à unidade de tratamento do caldo para etanol de modo a elevar o Brix do caldo clarificado, reduzindo custos energéticos na etapa de concentração deste caldo (Albarelli, 2013).

Por fim, é importante ressaltar que foi utilizado o bloco Heater E-403 para representar um condensador barométrico similar ao presente na unidade de evaporação. Neste equipamento, o vapor formado é condensado por contato direto com água de resfriamento, para em seguida ser enviado para a unidade de tratamento da usina. O Design Spec **DS-409** foi utilizado para garantir a total condensação de vapor manipulando a vazão de água de

resfriamento (corrente 4-18).

### A.1.5. A-500: SECAGEM DO AÇÚCAR

A unidade de secagem compreende somente um secador de modo a reduzir o percentual de umidade do açúcar cristalizado (corrente 5-5). Ar, com umidade absoluta de 1,9% (m/m), é pré-aquecido no trocador E-501 até uma temperatura de 100 °C e então é enviado para o secador S-501, que foi modelado como um bloco separador. Esta unidade é a mais simples da usina sucroalcooleira de cana-de-açúcar, como pode ser observado na Figura A-8.

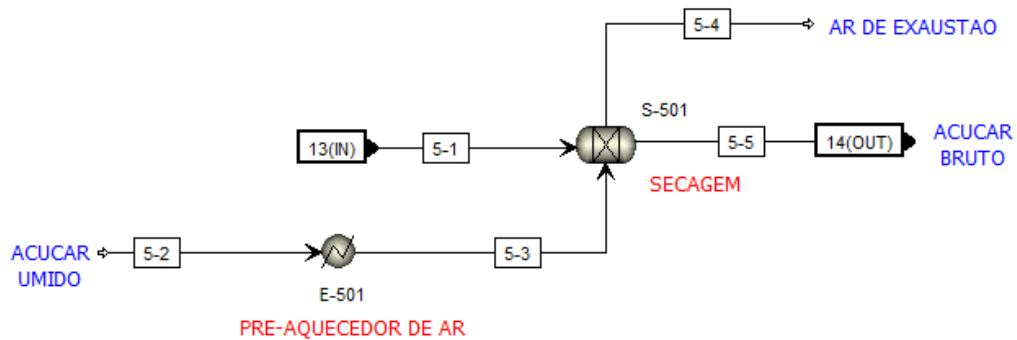


Figura A-8: Unidade de secagem do açúcar.

A fração de recuperação da água no bloco S-501 foi manipulada pelo Design Spec **DS-501** para que o açúcar cristalizado, originalmente com um teor de umidade de 0,1%, tenha esse valor reduzido para 0,01% (m/m) após essa etapa de secagem (Ensinas, 2008). Além disso, utilizou-se o Design Spec **DS-502** para manipular a vazão de ar utilizado na etapa de secagem (corrente 5-2) de modo que esse ar tenha sua umidade absoluta aumentada para 3,6% (m/m) (Albarelli, 2013).

### A.1.6 A-600: TRATAMENTO QUÍMICO E EVAPORAÇÃO DO CALDO PARA PRODUÇÃO DE ETANOL

Ao contrário da unidade A-200, esta unidade visa promover a clarificação do caldo para produção de etanol. No entanto, com exceção da etapa de sulfitação, que é uma etapa exclusiva para a produção de açúcar, todas as etapas e equipamentos presentes na parte inicial desta unidade foram simulados com as mesmas funções e especificações que os da unidade A-200. Essa ideia também vale para os Design Spec utilizados nesta reação (**DS-601**, **DS-602**,



DS-603, DS-604 e DS-605), que realizam, respectivamente, as mesmas funções que DS-202, DS-203, DS-204, DS-205 e DS-606.

A etapa de evaporação do caldo utiliza um sistema de múltiplo efeito idêntico ao apresentado anteriormente, para elevar o teor de açúcares da corrente de caldo clarificado de forma a se adequar a fermentação. Esse caldo é misturado com o melão (corrente 6-24) da unidade A-400 de forma a aumentar a concentração do caldo antes da etapa de evaporação.

Este evaporador do múltiplo-efeito foi simulado de forma similar à A-200. A mistura resultante do caldo clarificado com melão (corrente 6-25) é pressurizada a 1,69 bar e enviada para o sistema de evaporação de múltiplo-efeito com 5 estágios. O nível de evaporação no primeiro estágio foi manipulado pelo Design Spec DS-606 para ajudar a especificar o Brix do caldo resultante para um valor de 20°, condição ideal para a etapa de fermentação, conforme descrito na seção anterior. Por fim, o Design Spec DS-607 foi utilizado para calcular a quantidade de água necessária para condensar todo o vapor produzido no último estágio do evaporador.

### A.1.7. A-700: FERMENTAÇÃO

A unidade de fermentação alcoólica (A-700) é responsável pela conversão bioquímica dos açúcares presentes no caldo em etanol e outros compostos minoritários. Assim como pode ser observado na Figura A-9, o caldo efluente da unidade A-600 (corrente 15) é resfriado em um trocador com o caldo efluente da etapa de limpeza (corrente 4) até 45°C. Em seguida, esse caldo resfriado (corrente 7-1) é enviado para o resfriador E-701 antes de ser enviado para o sistema de fermentação.

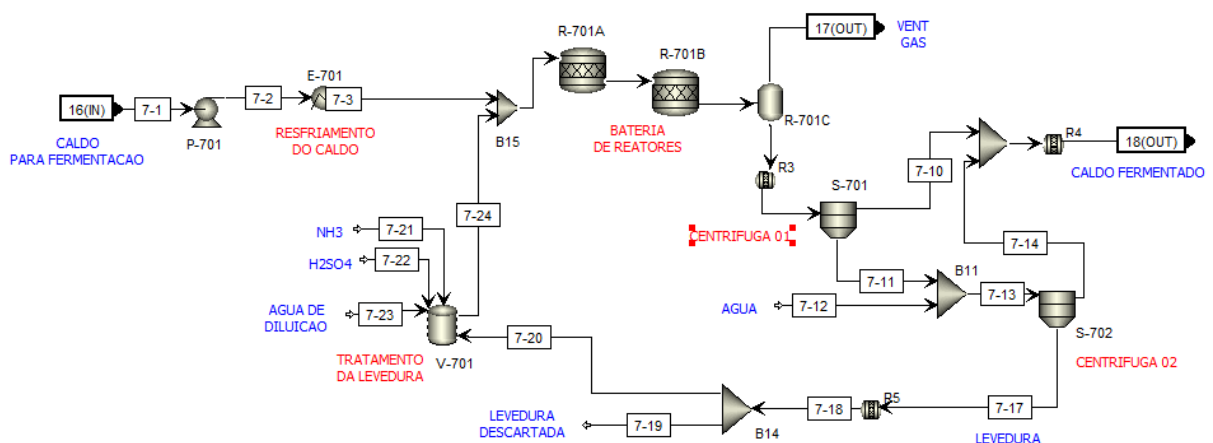


Figura A-9: Fluxograma da Unidade de Fermentação.

O reator foi simulado como três blocos principais: R-701A, R-702B e R-703C. O bloco R-701A se trata de um reator estequiométrico com temperatura constante de 32 °C e pressão de 1 bar, condições ideais para a produção de etanol pela levedura *Saccharomyces Cerevisiae*. Este reator tem a função de simular a etapa inicial da fermentação dada pela hidrólise total da sacarose em glicose e frutose. É importante destacar que, por serem isômeros e apresentarem semelhanças entre suas propriedades, a frutose foi simulada como uma molécula de glicose. Portanto, a única reação química simulada neste bloco está de acordo com a relação apresentada a seguir:



O segundo bloco (R-701B) foi simulado novamente como um reator estequiométrico a 32 °C e 1 bar, porém agora com objetivo de representar a conversão de glicose e frutose em etanol, além de outros compostos minoritários como glicerol, ácido succínico, ácido acético, álcool isoamílico, e do próprio crescimento celular da levedura. As reações que foram especificadas nesta simulação, bem como os respectivos dados de conversão, podem ser visualizadas na Tabela A-4.

**Tabela A-4:** Reações especificadas no bloco R501B.

Composto Produzido	Reação	Conversão (%)
Etanol	$\text{C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6 \rightarrow 2 \text{ Etanol} + 2 \text{ CO}_2$	89,0 (Glicose)
Glicerol	$\text{C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6 + 2 \text{ H}_2 \rightarrow 2 \text{ C}_3\text{H}_8\text{O}_3$	2,58 (Glicose)
Ácido succínico	$\text{C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6 + 2 \text{ H}_2\text{O} \rightarrow \text{C}_4\text{H}_6\text{O}_4 + 2 \text{ CO}_2 + 5 \text{ H}_2$	0,29 (Glicose)
Ácido acético	$\text{C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6 + 2 \text{ H}_2\text{O} \rightarrow 0,795 \text{ C}_5\text{H}_{12}\text{O} + 2,025 \text{ CO}_2$ + 1,155 $\text{H}_2\text{O}$ + 0,075 $\text{H}_2$	1,15 (Glicose)
Álcool isoamílico	$\text{C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6 \rightarrow 2 \text{ C}_4\text{H}_6\text{O}_4 + 2 \text{ CO}_2 + 5 \text{ H}_2$	0,031 (Glicose)
Crescimento da Levedura	$0,1485 \text{ C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6 + 0,145 \text{ NH}_3 + 0,1087 \text{ CO}_2 \rightarrow$ $\text{CH}_{1,8}\text{O}_{0,9}\text{N}_{0,145} + 0,2087 \text{ H}_2\text{O}$	100 ( $\text{NH}_3$ ) *

\*Quantidade de  $\text{NH}_3$  suficiente para converter 1,29 % da glicose que entra no bloco R501B

**Fonte:** Albarelli (2013).

O último bloco utilizado para representar o sistema de reação foi o R-701C. Simulado como um vaso separador FLASH, este bloco foi especificado com as mesmas condições de temperatura e pressão que o R-701B com o objetivo de representar a separação das fases líquida (mosto fermentativo) e gasosa (principalmente  $\text{CO}_2$  produzido) dentro do reator real.

A corrente contendo CO<sub>2</sub> (corrente 7-7) é enviada para a unidade de destilação de modo a recuperar o etanol perdido por causa da volatilização.

O mosto fermentado (corrente 7-8) é enviado para uma centrífuga com objetivo de separar, sobretudo, a levedura presente. Essa centrífuga (bloco S-701) foi especificada de modo a obter-se uma recuperação total da levedura na corrente de sólidos (corrente 7-11). Além disso, criou-se o *Design Spec DS-701* para manipular a recuperação de fase aquosa na corrente 7-10 a fim de especificar uma concentração mássica de leveduras na corrente de sólidos (corrente 113) de 35%, aproximando-se do valor utilizado por Albarelli (2013).

Essa corrente de sólidos é enviada para uma segunda centrífuga (S-502) com o objetivo de aumentar a recuperação de etanol no processo. Para isso, a corrente 7-11 é inicialmente diluída com água (corrente 7-12) de modo a aumentar a recuperação desse etanol. A vazão dessa água foi especificada em metade da vazão da corrente 7-11 por um bloco *Calculator CB-701*.

A centrífuga S-502 foi simulada de maneira similar à primeira, com uma recuperação de sólidos na corrente de sólidos (corrente 7-17) de 100%, enquanto que a recuperação da fase aquosa na corrente líquida (corrente 7-14) foi manipulada por um *Design Spec DS-702* de modo que a concentração mássica de leveduras na corrente 7-17 ficasse em torno de 70%, sendo duas vezes mais concentrada que a da primeira etapa de centrifugação (Albarelli, 2013).

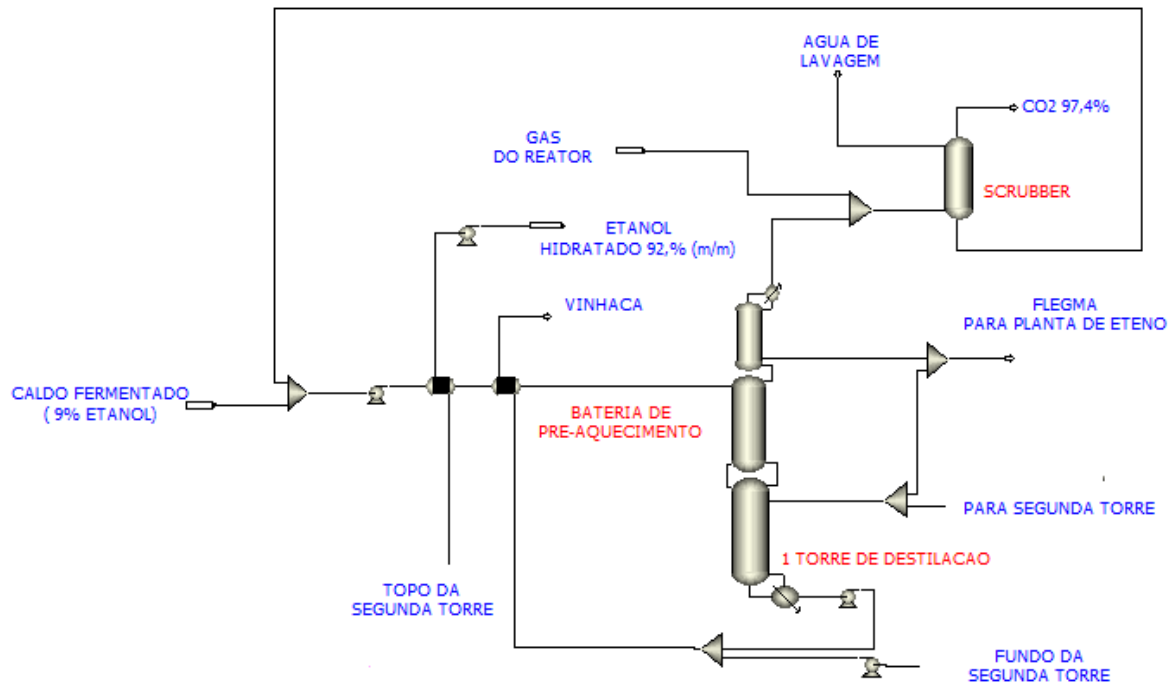
O caldo fermentado obtido de ambas às etapas de centrifugação (correntes 7-10 e 7-14) são misturadas e enviadas para a unidade de destilação. Já a corrente rica em leveduras foi separada em duas correntes: 20% segue para descarte e a parcela restante segue para uma etapa de tratamento o vaso de mistura V-701.

O tratamento consiste basicamente na adição de: ácido sulfúrico (corrente 121) em proporção de 5 g por tonelada de cana destinada a produção de etanol (Albarelli, 2013); compostos nitrogenados (corrente 122), que foram simulados como amônia, para promover o crescimento da levedura; e água (corrente 123). A quantidade de amônia foi especificada por um *Design Spec DS-703* de modo a ser suficiente para promover, no bloco R-501B, uma conversão de glicose de 1,29% destinada exclusivamente à reação de crescimento da levedura. Por fim, a vazão de corrente de água foi manipulada pelo *Design Spec DS-704* de modo que a corrente resultante da etapa de tratamento (corrente 7-24) tenha um teor mássico

de levedura de 30% (Albarelli, 2013).

### A.1.8. A-800: DESTILAÇÃO

A unidade de destilação tem como objetivo principal a obtenção de etanol hidratado e anidro de acordo com as especificações apresentadas em Nova Cana (2018). Para isto, utiliza-se uma etapa de destilação convencional, composta por duas colunas que focam na obtenção do etanol hidratado, e uma etapa adicional de destilação extrativa com monoetileno glicol (MEG) visando a produção de etanol anidro. A Figura A-10 mostra o fluxograma da primeira torre de destilação, etapa inicial da unidade.



**Figura A-10:** Fluxograma da primeira torre de destilação e lavagem de gases.

Nesta unidade, o vinho obtido da unidade de fermentação (corrente 8-1), com aproximadamente 10% de etanol em massa, é bombeado pela P-801 e pré-aquecido por uma bateria de trocadores. O primeiro trocador (E-801) é responsável por aquecer essa corrente promovendo consequentemente a condensação do etanol hidratado a ser estocado (corrente 8-21), resfriando-o até 42 °C. O segundo trocador (E-802) tem a função de aquecer esse vinho fermentado até 91°C pela integração com a vinhaça (corrente 8-28), que sai no fundo das torres C-801 e C-802.

Em seguida, o vinho fermentado pré-aquecido é enviado para a própria coluna C-801,

que é composta por três seções principais. Apesar de cada seção possuir funções e dimensões específicas, estas trabalham de forma integrada de modo a recuperar e concentrar o etanol provindo do vinho fermentado (se tratando por fim de uma única coluna). Para melhor apontar essa diferença entre as três seções, além de possibilitar a simulação dos equipamentos de forma mais coerente com o sistema de destilação real e típico da usina, a coluna C-801 foi simulada como três blocos *RadFrac* conectados. Para fim de informação, o bloco *RadFrac* é um modelo rigoroso de simulação para operações multiestágio que envolvem fracionamento líquido-vapor.

O primeiro bloco (C-801A) representa a seção epuradora da coluna, simulada com 8 estágios de equilíbrio sem condensador nem refeedor. O vinho fermentado pré-aquecido (corrente 8-5) entra no primeiro estágio de topo da seção, que possui as correntes líquida e vapor conectadas com as seções C-802B e C-802C. A pressão de topo dessa seção foi especificada na simulação com 136,3 kPa, além de uma queda de pressão na seção de 3 kPa (Junqueira, 2010).

A segunda seção (C-801B), conhecida como concentradora de cabeça, foi simulada com 6 estágios de equilíbrio, com pressão de topo especificada em 133,8 kPa e queda de pressão na seção de 2,5 kPa. O condensador foi especificado como parcial, com uma retirada de uma corrente gasosa (corrente 8-6), contendo CO<sub>2</sub> e traços de etanol e água. Além dos produtos mencionados, há remoção de flegma líquido (corrente 8-12) no estágio 8.

Essa corrente gasosa é misturada com os gases dos reatores (corrente 8-7) e enviada para a torre de absorção C-805, que foi simulada como um RADFRAC com 10 estágios de equilíbrio e pressão de topo de 1 bar, não sendo equipada com condensador ou refeedor. A vazão de água utilizada na lavagem (corrente 8-9) foi manipulada pelo bloco *Design Spec DS-801* de modo a garantir uma recuperação de 99% de etanol na corrente de lavagem obtida no fundo da coluna (corrente 8-11). Essa corrente é misturada com o mosto fermentado (corrente 8-1) para ser enviada novamente para o processo.

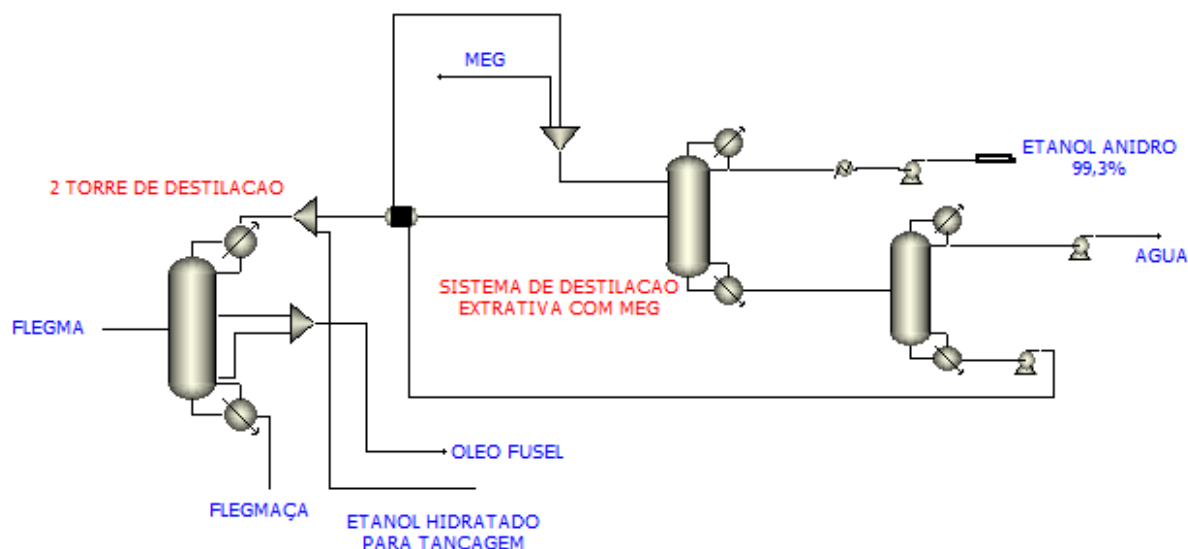
Por fim, a seção (C-801C) tem como objetivo recuperar o etanol restante na corrente proveniente da seção C-801A. Com isso, a seção foi modelada como uma coluna de esgotamento, não contendo por definição um condensador em sua estrutura. Os valores de pressão de topo e fundo foram novamente definidos de acordo com o trabalho de Junqueira (2010), assumindo-se um valor de 139,3 kPa (equivalente ao fundo da seção C-601A) com

uma queda de pressão na coluna de 13,2 kPa. Como principais produtos dessa coluna, tem-se o flegma vapor (corrente 8-13), que é retirado do prato 2 dessa seção, e a vinhaça (corrente 8-17), que foi induzida a ter um teor de etanol inferior a 0,02% (m/m), ficando coerente com o trabalho de Junqueira (2010).

As respectivas especificações adotadas para a temperatura do topo da primeira torre, igual a 50°C de modo a possibilitar a condensação com água de resfriamento, e percentual mássico de etanol na vinhaça foram controladas com auxílio de duas ferramentas *Design Specification* internas ao bloco *RadFrac*. Para controlar esses resultados, escolheu-se a razão mássica de refluxo de topo do bloco C-601B e a razão mássica de refluxo de fundo do bloco C-601C como variáveis manipuladas.

Posteriormente, as correntes (8-12) e (8-14) são misturadas, tendo a flegma resultante (corrente 8-15) um teor de etanol próximo de 50% (m/m). Esta é recuperada de modo a ser enviada para a planta de eteno. A vazão de eteno presente nesta corrente foi definida pelo Design Spec **DS-802**, de modo a atender a capacidade de eteno de 200 kta.

A flegma restante (corrente 8-18) por sua vez é enviada para a coluna C-802, responsável pela produção de etanol hidratado, cuja pureza deve atender um teor mínimo de 92,5% (m/m) segundo (NOVA CANA, 2018). Esta coluna, equipada tanto com condensador como refeedor, foi especificada com 46 estágios, sendo que o vigésimo segundo estágio foi definido como sendo o de alimentação de flegma (corrente 8-16). Além disso, o condensador foi definido como parcial, fazendo com que o etanol hidratado (corrente 136) seja obtido na saída desse condensador em fase vapor. Já as pressões de topo e fundo da torre foram definidas em 116 e 118,5 kPa, respectivamente (Junqueira, 2010). O esquema dessa etapa de produção de etanol hidratado, assim como de etanol anidro a ser apresentado a seguir pode ser visto na Figura A-11.



**Figura A-11:** Fluxograma do sistema de produção de etanol hidratado e etanol anidro.

Além do etanol, é economicamente interessante recuperar o álcool isoamílico, que é um subproduto obtido na fermentação do açúcar a etanol. Para atingir este objetivo, duas correntes (8-23 e 8-24), ambas denominadas óleo fúsel, são removidas desta coluna por retiradas laterais. A corrente 8-23 é retirada com uma vazão de 500 kg/h do estágio de alimentação 21, enquanto que a corrente 8-24 é retirada com uma vazão de 300 kg/h do estágio de alimentação 45 (Junqueira, 2010). Por fim, a flegmaça (corrente 8-26) é recuperada no fundo da coluna com um teor de etanol inferior a 0,05% (m/m).

Para auxiliar essa última especificação, utilizou-se uma ferramenta de cálculo Design Specification intrínseco do bloco *RadFrac*. Por meio dessa ferramenta, buscou-se manipular a razão mássica de refluxo de topo da coluna e a razão mássica destilada-carga da coluna C-802 para atingir os teores de etanol desejados de 92,5% (m/m) para o etanol hidratado e 0,05% (m/m) para a flegmaça.

Finalmente, o etanol hidratado (corrente 8-19) é separado em duas correntes: a primeira parcela será subresfriada no trocador E-801 e levada para o tanque de armazenamento; enquanto que a parcela restante (corrente 8-27) é pré-aquecida no trocador de integração E-803 e enviado para um sistema de desidratação, composto por destilação extrativa com monoetileno glicol, de modo a obter etanol anidro. Esse sistema é composto por duas colunas principais: C-803 e C-804.

Na coluna C-803, o etanol hidratado pré-aquecido (corrente 8-31) é desidratado com

auxílio do solvente monoetileno glicol (corrente 8-33). Esta coluna contém 32 estágios, sendo que as correntes (8-31) e (8-33) são alimentadas respectivamente nos estágios 24 e 3. Além disso, especificou-se uma pressão de topo de 103,15 kPa e uma perda de carga de 0,6369 kPa, segundo Junqueira (2010) e Albarelli (2013). A razão de refluxo de topo foi fixada em 1,05 (Junqueira, 2010), enquanto que a razão de refluxo do fundo foi manipulada por um *Design Specification* (similar à coluna C-602) para que a corrente de etanol anidro (corrente 8-31) atingisse uma pureza de 99,3% (m/m), podendo ser destinado ao parque de tancagem.

Já a corrente de fundo (corrente 8-37), contendo quase a totalidade de água e solvente presente na entrada dessa torre, é enviada para a coluna C-804, cujo objetivo é separar esses dois componentes restantes. Essa torre foi especificada com 18 estágios de equilíbrio (JUNQUEIRA, 2010), com a corrente 8-37 sendo alimentada na metade da coluna. A pressão de topo foi especificada em 20 kPa (Albarelli, 2013) enquanto que a queda de pressão foi especificada em 0,05 psi (Couper *et al*, 2010). Já a razão de refluxo de topo foi fixada em 0,38 (Junqueira, 2010), enquanto que a razão de refluxo do fundo foi manipulada por um *Design Specification* para que a corrente de topo (corrente 8-38) tivesse uma recuperação de 99% da água originalmente presente na corrente (8-37). Com isso, obteve-se uma corrente de fundo (corrente 8-40) contendo monoetilenoglicol, que é resfriada no trocador de integração E-803 até uma temperatura de 92 °C, para finalmente ser misturada ao make-up de solvente (corrente 8-32), para então ser reinserida na coluna C-803.

Um último detalhe importante de ser comentado para esta unidade de desidratação foi que a vazão mássica da corrente de make-up foi definida por um bloco Design Spec **DS-803** de modo a atender uma razão mássica solvente-carga na entrada da coluna C-604 de 0,62, segundo Junqueira (2010).

### **A.1.9. A-900: COGERAÇÃO**

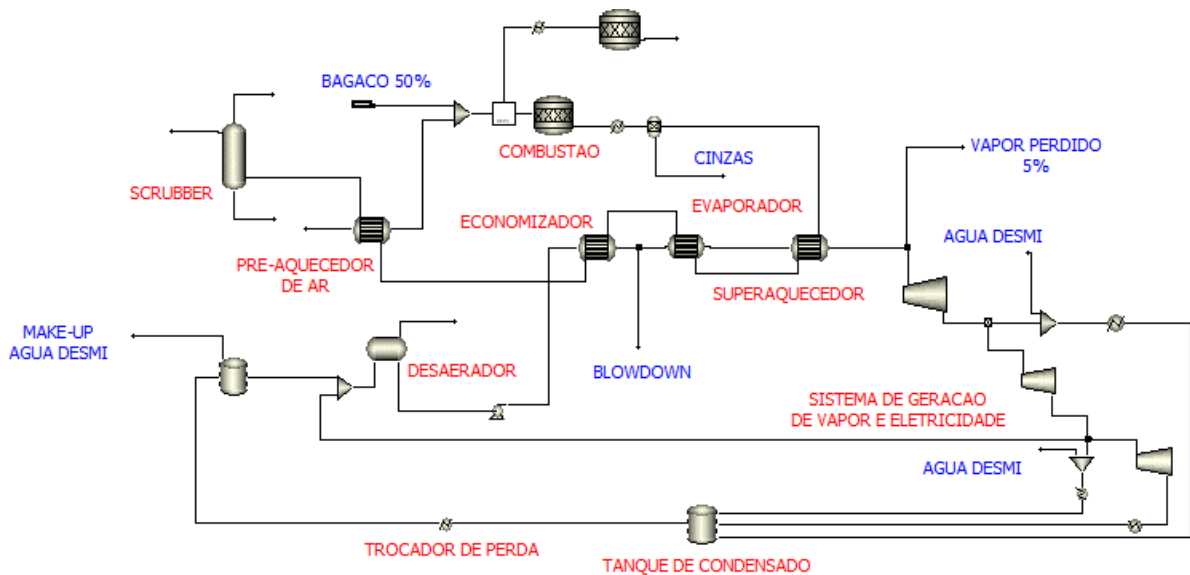
A última unidade da usina sucroalcooleira de cana-de-açúcar é responsável pela produção de energia demandada por todo o processo, tendo com isso uma importância fundamental na sustentabilidade da usina. Tal produção se dá a partir da queima do bagaço oriundo da unidade de limpeza da cana (corrente 3) em uma caldeira que opera em um ciclo termodinâmico à vapor. O fluxograma de simulação representado toda a unidade de cogeração pode ser vista na Figura A-12. É importante ressaltar que essa é a unidade de cogeração de toda a biorrefinaria, sendo a mesma no caso do milho e fornecendo também energia para a



planta de eteno via bioetanol.

Esta unidade é responsável pela produção de energia demandada por todo o processo, tendo com isso uma importância fundamental na sustentabilidade da usina. Tal produção se dá a partir da queima do bagaço oriundo da unidade de limpeza da cana (corrente 3) em uma caldeira que opera em um ciclo termodinâmico à vapor.

Por se tratar de um equipamento extremamente complexo, a caldeira foi simulada como um conjunto de blocos de simulação (principalmente reatores e trocadores de calor) visando representar não só as reações de combustão, mas também a complexa rede de integrações energéticas deste equipamento de maneira adequada.



**Figura A-12:** Fluxograma de simulação da unidade de cogeração da biorrefinaria.

O combustível (corrente 9-1) é misturado com uma corrente de ar pré-aquecido antes de entrar no bloco E-901A. A vazão desse ar foi manipulada pelo Design Spec **DS-901** para fixar um excesso de ar correspondente a 30% (Albarelli, 2013). O combustível e ar são direcionados para a câmara de combustão (E-901A), que foi simulada como um reator estequiométrico adiabático de modo a representar as reações de combustão e o aquecimento dos gases de combustão formados dentro desse equipamento. As reações e dados de conversão assumidos foram baseados no trabalho de Albarelli (2013) e apresentados resumidamente na Tabela A-5.

**Tabela A-5:** Reações de combustão consideradas na combustão do bagaço.

Composto	Reação	Conversão do composto (%)
Celulose	$\text{Celulose} + 6 \text{O}_2 \rightarrow 5 \text{H}_2\text{O} + 6 \text{CO}_2$	98,0
Hemicelulose	$\text{Hemicelulose} + 5 \text{O}_2 \rightarrow 4 \text{H}_2\text{O} + 5 \text{CO}_2$	98,0
Lignina	$\text{Lignina} + 10,125 \text{O}_2 \rightarrow 6,95 \text{H}_2\text{O} + 7,3 \text{CO}_2$	98,0
Sacarose	$\text{Sacarose} + 12 \text{O}_2 \rightarrow 11 \text{H}_2\text{O} + 12 \text{CO}_2$	98,0
Glicose	$\text{Glicose} + 6 \text{O}_2 \rightarrow 5 \text{H}_2\text{O} + 6 \text{CO}_2$	98,0

Em seguida, os gases de combustão são enviados para o bloco *Heater* E-901B. Este foi usado como artifício de simulação para corrigir a temperatura de saída da câmara de combustão. Isso foi feito de modo a contabilizar perdas de calor útil na caldeira devido a trocas térmicas com o ambiente, ineficiência de combustão, entre outros (Hugot, 1986). Para este fim, criou-se o Design Spec **DS-902** para corrigir essa temperatura de saída com o intuito de fixar a eficiência energética da caldeira, definida como a razão entre o calor de fato transferido para produção de vapor e a quantidade de energia liberada na reação (poder calorífico superior) em 68%, segundo Hugot (1986).

Em seguida, os gases de combustão (corrente 9-9), que foram separados das cinzas (corrente 9-8) no bloco E-901C, são resfriados em subseqüentes trocas térmicas com o sistema de produção de vapor. A integração se dá em contracorrente respectivamente com os blocos E-901F, E-901E e E-901D para produção do vapor e, por último, com o bloco E-901G, que representa o sistema de pré-aquecimento do ar de combustão. A temperatura de saída dos gases após o pré-aquecedor de ar foi fixada em 160°C pelo Design Spec **DS-903**, manipulando a vazão de *make-up* de água desmineralizada (corrente 9-17). Esse valor de temperatura é considerado um limite inferior de operação para evitar condensação de substâncias de caráter ácido no equipamento, aumentando a taxa de corrosão. Por fim, os gases de combustão já resfriados (corrente 9-13) são enviados para uma torre de lavagem com água para recuperar partículas sólidas e reduzir a temperatura do gás a ser emitido. Essa vazão foi especificada de modo a ficar perto de 0,7 litros água por metro cúbico de gás de combustão (Rein, 2007).

Como foi mencionado anteriormente, esse sistema de caldeira representa a fonte quente do ciclo termodinâmico de produção de vapor da usina. Nesse ciclo, água desmineralizada é enviada para o sistema de desaeração, representado por um bloco *Flash*, que opera a 1,3 bar (NOVA CANA, 2018). Neste equipamento, os gases não condensáveis presentes na água desmineralizada são removidos por contato direto com vapor de baixa

pressão, que foi produzido nesta unidade.

Em seguida, a água efluente desse sistema é pressurizada a 65 bar por um sistema de bombas, representado pelo bloco P-901, e enviada para a caldeira para produção de vapor. Inicialmente, a água é aquecida até a saturação no bloco E-901C, levada a vapor saturado no bloco E-901D e, por fim, superaquecida até 450 °C (Albarelli, 2013) no bloco E-901E. Esse aquecimento ocorre nesses três blocos em contracorrente com os gases de combustão. É importante destacar que, para evitar acúmulo de sais no sistema de caldeira, considerou-se uma purga de água entre os blocos E-901C e E-901D, correspondendo a 6% da água que entra no sistema de caldeira. Essa retirada (corrente 9-49) é mais conhecida como *blowdown*.

Após a formação de vapor superaquecido (corrente 9-26), este é separado em duas correntes: a corrente (9-27) é retirada do processo de modo a contabilizar uma perda de 5% de vapor vivo gerado (NOVA CANA, 2018). A parte restante (corrente 9-28) é enviada para um sistema de turbinas onde passa por um processo de expansão até 8 bar no bloco K-901A, sendo a corrente resultante dividida em duas partes. A primeira delas (corrente 9-30) será recuperada para ser utilizada como vapor de média pressão para ser utilizado como fonte de aquecimento na usina, enquanto que a segunda parte (corrente 9-34) será encaminhada para a segunda turbina. É importante ressaltar que a fração recuperada na corrente (9-34) foi especificada pelo **DS-904**, de modo atender toda a demanda energética da usina por vapor de média pressão, representado pelo bloco E03. Além disso, água desmineralizada (corrente 9-31) foi utilizada para condicionar o vapor que sai da turbina. A quantidade de água foi especificada pelo Design Spec **DS-905**, de modo que a corrente (9-32) saísse do misturador no estado termodinâmico de vapor saturado.

A parte restante (corrente 9-34) é enviada para uma segunda turbina de modo a sofrer um segundo processo de expansão até 2,5 bar. É importante ressaltar que as turbinas foram tratadas como isentrópicas com eficiência de 80%, e uma eficiência mecânica de 98,74% (Albarelli, 2013). Por sua vez, a corrente resultante (9-35) é dividida em três partes: a primeira parte (corrente 9-37) também será utilizada nas etapas de aquecimento da usina, enquanto que uma segunda parte (corrente 9-36) será enviada para ser usada no desaerador V-901.

Nessa etapa, criou-se o Design Spec **DS-906** para manipular a fração da corrente (9-35) que vai para o desaerador de modo que a corrente (9-21), dentro desse equipamento,

estivesse na condição termodinâmica de líquido saturado. Além disso, criou-se o Design Spec **DS-907** para manipular a fração da corrente (9-35) que será destinada para o processo como fonte energética do processo, de modo a atender a demanda por vapor de baixa pressão. Esse vapor foi condicionado com água desmineralizada (corrente 9-38) para atingir o estado de vapor saturado. Essa última etapa foi feita com o auxílio do Design Spec **DS-908**.

É importante ressaltar que os blocos E-03 e E-04, de modo similar aos trocadores E-01 e E-02 presentes na unidade de evaporação do caldo, foram incluídos na simulação somente para facilitar cálculos da demanda energética da planta por vapor, e deste modo possibilitar estudos de possíveis integrações energéticas dos processos da usina dentro do ambiente de simulação. Todos esses blocos foram especificados de modo a condensar todo o vapor que vai para o processo sem levar em conta perda de carga nestes equipamentos.

Se houver excesso de bagaço, a fração restante da corrente (9-35) é enviada para o bloco K-901C, expandindo-o até a condição de vácuo (aproximadamente 0,125 bar) para aumentar o rendimento de geração de eletricidade. Esse vapor, a 50°C, é condensado no bloco E-902 com água de resfriamento e enviado com o restante dos condensados para o tanque V-902. Porém, essa corrente de condensado E-902 é enviada previamente para o trocador E05, simulado como um artifício de simulação para contabilizar uma perda de calor útil dessa corrente de condensado. Nesse sentido, sua temperatura de saída foi reduzida e especificada em 79° C (NOVA CANA, 2018). Finalmente, o condensado (corrente 9-44) é enviada finalmente para o tanque de condensado V-902, onde é misturado com água desmineralizada de *make-up* (corrente 9-17), reiniciando o ciclo de água de cogeração.

## **A.2. USINA ALCOOLEIRA DE MILHO**

A simulação da usina alcooleira foi desenvolvida de modo que os principais produtos obtidos nesta unidade fossem novamente etanol hidratado, etanol anidro e a flegma, sendo direcionada para a produção de eteno. Além disso, são gerados como subprodutos de valor agregado: óleo e farelo de milho. As propriedades físico-químicas dos componentes e o modelo termodinâmico de interação foram definidas de acordo com o trabalho de Schoen *et al* (2011), sendo escolhido o modelo NREL como modelo base para a simulação, porém adotou-se o modelo UNIQUAC para o sistema de desidratação extrativa com monoetileno glicol e para o decantador da unidade de evaporação de forma a prever de forma mais acurada o comportamento do sistema. O modelo de *Henry* também foi adotado para soluções diluídas

contendo gases não condensáveis.

A lista dos componentes definidos na simulação pode ser vista na Tabela A-6 apresentada a seguir. É importante ressaltar que o componente *Fibras* foi escolhido para representar a celulose, hemicelulose e lignina. Embora esta escolha não seja adequada, ela foi adotada devido a restrições de informação na composição do milho utilizada.

**Tabela A-6:** Componentes considerados na simulação da usina alcooleira de milho.

<b>Componente</b>	<b>Tipo (Grupo)</b>	<b>Molécula</b>
Fibras	Sólido	$C_5H_8O_4$
Água	Convencional	$H_2O$
Glicose	Convencional (Açúcar)	$C_6H_{12}O_6$
Proteína	Sólido	$CH_{1,57}O_{0,31}N_{0,29}S_{0,007}$
Óxido de Cálcio	Sólido (Cinzas)	$CaO$
Dióxido de Carbono	Convencional	$CO_2$
Nitrogênio	Convencional	$N_2$
Oxigênio	Convencional	$O_2$
Hidrogênio	Convencional	$H_2$
Hidróxido de cálcio	Convencional	$Ca(OH)_2$
Dióxido de enxofre	Convencional	$SO_2$
Sulfato de cálcio	Sólido (Sais)	$CaSO_4$
Amônia	Convencional	$NH_3$
Ácido sulfúrico	Convencional	$H_2SO_4$
Glicerol	Convencional	$C_3H_8O_3$
Ácido Succínico	Convencional	$C_4H_6O_4$
Álcool Isoamílico	Convencional	$C_5H_{12}O$
Levedura	Sólido (Célula)	$CH_{1,8}O_{0,9}N_{0,145}$
Etanol	Convencional	$C_2H_5OH$
Monoetileno glicol	Convencional	$C_2H_6O_2$
Óleo	Convencional	$C_{18}H_{34}O_2$
Amido	Sólido	$C_6H_{10}O_5$
Enzima	Sólido	$CH_{1,59}O_{0,42}N_{0,24}S_{0,01}$

Conforme a Figura A-13, a usina alcooleira de milho foi dividida em cinco unidades: unidade de pré-tratamento e fermentação (A-1000); unidade de destilação convencional (A-800) e extrativa (A-800B), unidade de evaporação (A-300), unidade de secagem (A-500) e unidade de cogeração (A-900).

As unidades de destilação, evaporação, secagem e cogeração foram identificadas com o mesmo TAG de simulação da usina sucroalcooleira de cana-de-açúcar devido a possibilidade de aproveitar essas unidades em ambos os processos. Pelo fato de que a unidade

de cogeração (A-900) é idêntica em relação a simulação anterior, esta não foi apresentada nesta seção.

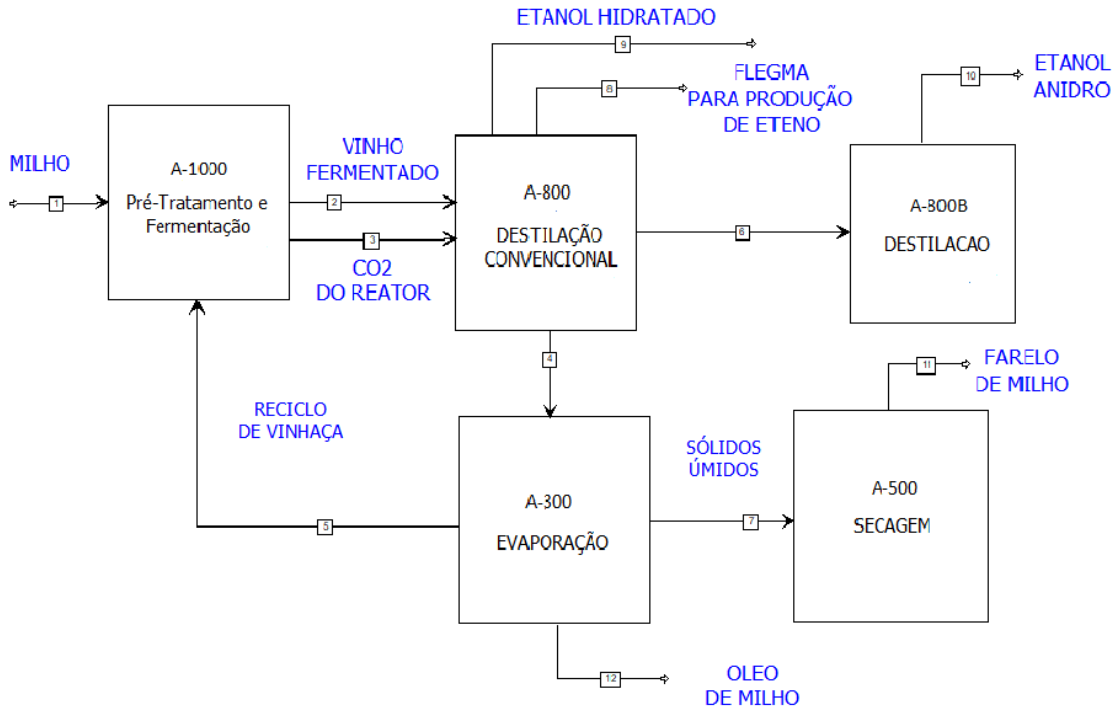
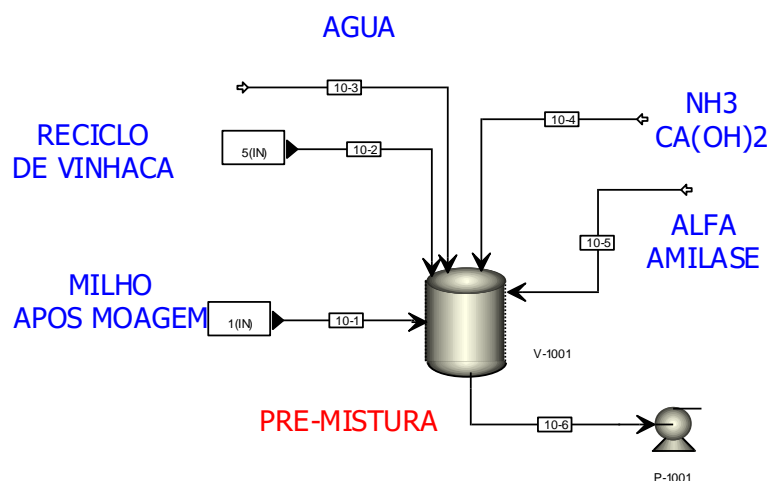


Figura A-13: Fluxograma geral de simulação da usina alcooleira de milho.

### A.2.1. A-1000: PRÉ-TRATAMENTO E FERMENTAÇÃO

Esta unidade engloba, por questões de convergência de simulação, as seções de pré-mistura, liquefação, cozimento, liquefação e fermentação. A etapa inicial é uma pré-mistura do milho triturado, reciclo de vinhaça, água, amônia,  $\text{CaOH}_2$  e enzima alfa-amilase. O fluxograma que representa esta etapa de pré-mistura pode ser visto na Figura A-14.



**Figura A-14:** Fluxograma da etapa de pré-mistura (A1000).

A composição do milho (corrente 10-1) adotada para esta simulação foi baseada no trabalho de Robert (2005), conforme mostrado na Tabela A-7. É importante ressaltar que a fração sólida do milho corresponde a 79,84% (m/m) da vazão total de milho triturado.

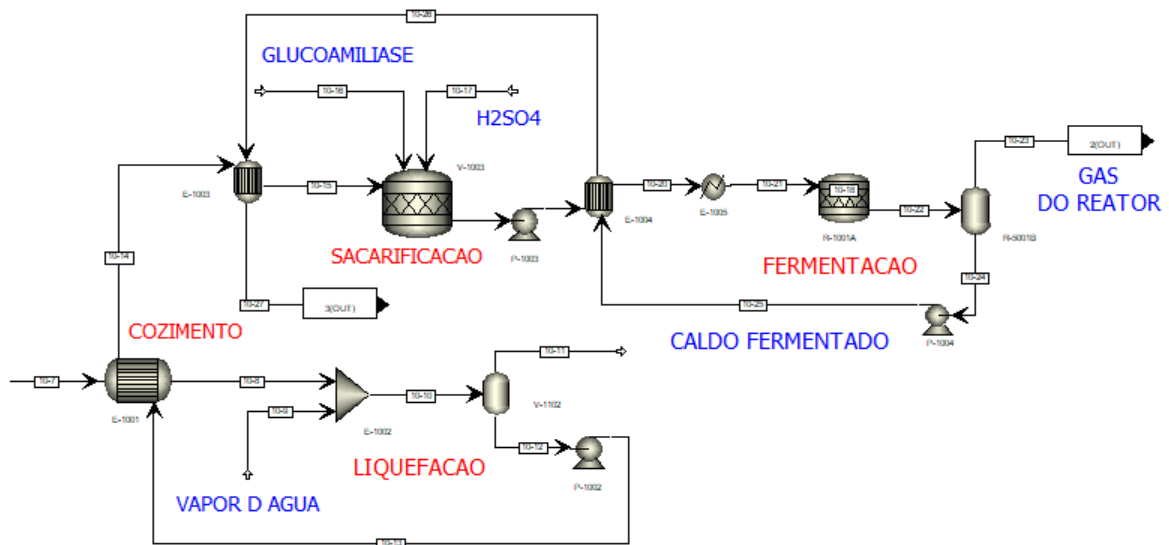
**Tabela A-7:** Composição do milho adotada na simulação.

Fração Sólida	Composição mássica (% m/m)
Amido	77,47
Fibras	11,42
Proteína	9,52
Cinzas	1,59
Fração Fluida	Composição mássica (% m/m)
Água	74,40
Sacarose	17,56
Glicose	8,04

No vaso de pré-mistura (V-1001), foi adicionado água (corrente 10-3) em quantidade suficiente para atender uma fração de sólidos de cerca de 25% da mistura (NOGUEIRA, 2014). Essa vazão foi manipulada pelo Design Spec **DS-1001**. Além disso, foi adicionado a corrente (10-4), contendo amônia, para promover o crescimento do microrganismo, e hidróxido de cálcio para promover a neutralização do pH do meio, de modo a aumentar a eficiência de atuação da enzima (corrente 10-5). A composição da corrente (10-4) foi definida como sendo 62,5% amônia, e o restante sendo hidróxido de cálcio (Kwiatkowski, 2006). A vazão dessa corrente foi definida pelo Design Spec **DS-1002** para atender a estequiometria de reação de crescimento da levedura, cuja conversão foi definida de forma idêntica à usina de cana-de-açúcar. A alfa-amilase foi simulada como o componente *Enzima*, seguindo

(SCHOEN, LUKAS, *et al.*, 2011), de modo a atender uma fração de enzimas dentro do vaso de 0,082% (m/m) (Kwiatkowski, 2006). Essa especificação foi controlada pelo **DS-1003** ao manipular a vazão da corrente (10-5). A temperatura da etapa de pré-mistura foi calculada em 64 °C, perto do valor reportado por (Kwiatkowski, 2006).

Em seguida, a mistura (corrente 10-6) é bombeada e enviada para as etapas de cozimento, liquefação, sacarificação e fermentação. O fluxograma de simulação está representado na Figura A-15.



**Figura A-15:** Fluxograma de simulação das etapas de cozimento, liquefação, sacarificação e fermentação.

A carga (corrente 10-7) é pré-aquecida até 78 °C no trocador de integração E-1001. Em seguida, é aquecida por vapor de média pressão (8 bar) por contato direto, estando a corrente resultante a 110 °C. A vazão de vapor necessária foi especificada pelo Design Spec **DS-1004** para atingir essa temperatura após a mistura. Vale ressaltar que a pressão da bomba P-1001 foi definida em 2 bar para evitar que houvesse evaporação da mistura durante o aquecimento.

Após o cozimento, a corrente (10-10) é despressurizada no vaso V-1002 de modo que a temperatura permanecesse em 88 °C, favorecendo a atividade da enzima alfa-amilase, na etapa chamada liquefação. Após isso, a mistura passa pelos integrador E-1001 e E-100E de modo a ser resfriada até 60 °C, temperatura ideal para a sacarificação. O vaso de sacarificação (V-1003) foi simulado com um reator estequiométrico a 60 °C, definindo-se as seguintes reações de conversão:



**Tabela A-8:** Conversões definidas no vaso de sacarificação V-1003.

<b>Composto</b>	<b>Reação</b>	<b>Conversão do composto (%)</b>
Amido	$\text{Amido} + 6 \text{H}_2\text{O} \rightarrow \text{Glicose}$	96,9
Hidróxido de sódio	$\text{Ca(OH)}_2 + \text{H}_2\text{SO}_4 \rightarrow \text{CaSO}_4 + 2 \text{H}_2\text{O}$	100,0

Ainda neste vaso, há adição da enzima glucoamilase, que é responsável pela degradação do amido. A vazão dessa enzima foi controlada pelo Design Spec **DS-1005** para que a fração de glucoamilase no vaso fosse de 0,11% (m/m). É importante ressaltar que a glucoamilase também foi definida como componente *Enzima*, porém tomou-se o cuidado no desenvolvimento da simulação para diferenciar corretamente a quantidade adicionada de ambos. Além disso, foi adicionado ácido sulfúrico 93% (m/m), sendo sua vazão controlada pelo **DS-1006** de modo a definir o valor do pH do meio 4,5, facilitando a atuação da enzima (Kwiatkowski, 2006).

Em seguida, a mistura com cerca de 20° Brix é resfriada nos trocadores E-1004 e E-1005 antes de ser enviada para o sistema de reação para produção de etanol. É importante ressaltar que não há recirculação de células de levedura nessa unidade. O bloco R-1101 foi definido de forma idêntica à usina sucroalcooleira da usina de cana-de-açúcar, sendo uma premissa de simulação deste estudo. Diversos estudos, como Jacques *et al* (2003), reportam conversões de glicose em etanol na faixa de 90-95%. Portanto, pode-se dizer que o valor adotado neste estudo, de 89%, é considerado conservador. Os gases de fermentação (corrente 10-23) são enviados para a unidade de destilação para recuperação de etanol. Por fim, o vinho fermentado (corrente 10-24) é pré-aquecido nos trocadores E-1003 e E-1004 antes de também ser enviado para o sistema de destilação.

### **A.2.2.A-800: DESTILAÇÃO**

O fluxograma de simulação da unidade de destilação convencional e extrativa para produção de etanol hidratado, anidro e flegma é praticamente idêntico ao da usina alcooleira de milho. Porém, apresenta leves diferenças que serão discutidas aqui.

Ao contrário da usina sucroalcooleira de cana-de-açúcar, a vinhaça retirada no fundo da primeira coluna contém todos os sólidos do processo, como fibras, levedura, enzimas e outras proteínas, e amido residual. Portanto, ao invés de ser enviada para fertirrigação no campo, esta corrente é resfriada parcialmente (até 88 °C) antes de ser enviada para a unidade de evaporação para produção de óleo e farelo de milho. Esse resfriamento é feito de forma

similar ao processo da cana-de-açúcar, pré-aquecendo a carga de entrada da primeira coluna.

Um ponto importante diz respeito ao resfriamento parcial até 88° C. Esse nível de resfriamento não pode ser maior, uma vez que a corrente será enviada, em seguida, para um evaporador, o que aumentaria a demanda térmica do processo de modo a reaquecer a vinhaça. Além, não pode ser tão baixo a ponto de vaporizar de forma indesejada parte da corrente na centrífuga presente na unidade de evaporação. Dessa forma, esse valor temperatura é um tipicamente adotado pelas usinas alcooleiras de milho (Wang *et al*, 2009).

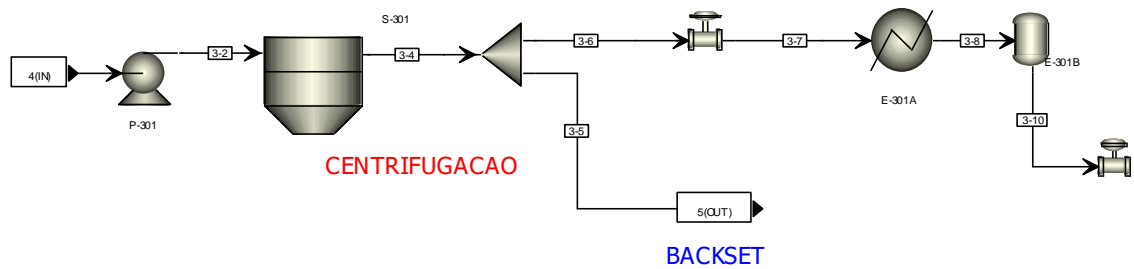
Outro ponto importante diz respeito a flegmaça, obtida no fundo da segunda torre. Diferentemente da usina anterior, essa corrente é retornada ao processo para ser usado como fonte de água na unidade de pré-mistura. Além disso, o etanol hidratado a ser enviado para armazenamento foi condensado em trocador de calor utilizando somente água de resfriamento, ao invés de ser integrado para pré-aquecer o vinho fermentado. Essa decisão foi tomada por ser verificar que o *approach* de temperatura seria insuficiente, uma vez que o vinho fermentado já chega pré-aquecido na unidade de destilação.

Por último, é valido destacar que o refluxo de fundo da primeira torre de destilação foi especificado de modo que a fração mássica de etanol e água na flegma no período do milho fosse igual ao período de operação com cana-de-açúcar de modo a não afetar as condições de operação da planta de eteno verde na mudança entre os dois tipos de biomassa. Essa composição de etanol ficou em torno de 53,5% (m/m).

### **A.2.3. A-300: EVAPORAÇÃO**

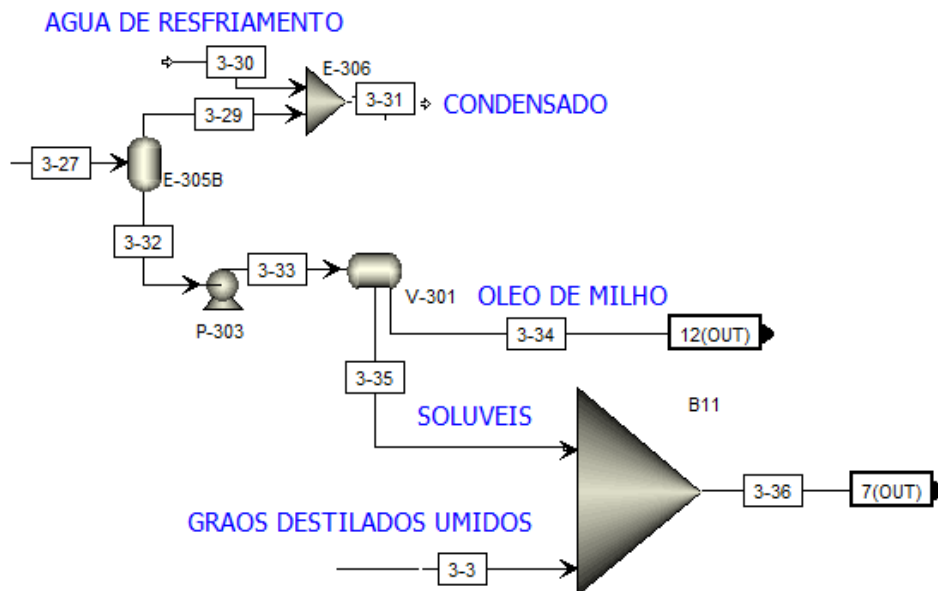
Nesta unidade, a vinhaça obtida do fundo da primeira torre de destilação é inicialmente enviada para a centrífuga S-301. A fração recuperada de sólidos na corrente (3-3) foi definida em 100%, enquanto que a fração líquida na mesma corrente foi definida com auxílio do Design Spec **DS-301**, para que grãos destilados úmidos (*WDG*) (corrente 3-3) fossem obtidos com concentração de 35% (m/m) de sólidos.

Já a corrente líquida (corrente 3-4) é dividida em duas partes: 84,38% desta é enviada para o evaporador de múltiplo-efeito com 5 estágios; enquanto que a parcela restante é enviada para a etapa de pré-mistura de modo a fornecer nutrientes necessários à etapa de fermentação (NOGUEIRA, 2014). O fluxograma desta primeira parte do processo, incluindo o primeiro estágio do evaporador múltiplo-efeito, pode ser visto na Figura A-16.



**Figura A-16:** Etapas iniciais da unidade de evaporação.

Já a corrente líquida (corrente 3-4) é dividida em duas partes: 84,38% desta é enviada para o evaporador de múltiplo-efeito com 5 estágios; enquanto que a parcela restante é enviada para a etapa de pré-mistura de modo a fornecer nutrientes necessários à etapa de fermentação (NOGUEIRA, 2014). A parcela a ser evaporada segue para o evaporador de múltiplo efeito, simulado de forma idêntica à da cana-de-açúcar. A pressão e temperatura de cada estágio também foram mantidas para evitar mudar a condição normal de operação do evaporador. A grande mudança na operação em relação à usina de cana-de-açúcar se encontra após o último estágio de evaporação, conforme pode ser visto na Figura A-17.



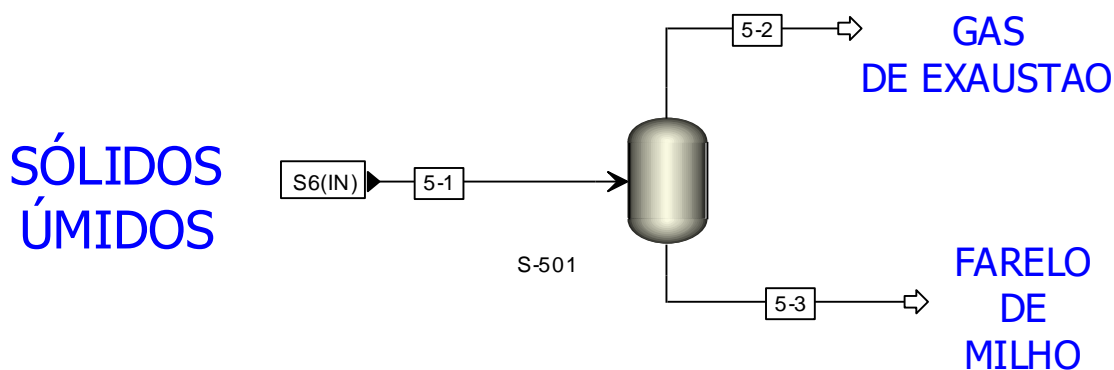
**Figura A-17:** Etapa final da unidade de evaporação.

O vapor do último estágio (corrente 3-29) é enviado para um condensador barométrico (E-306), de modo a ser condensado por contato direto. A vazão dessa água de resfriamento foi controlada pelo Design Spec **DS-303** para resfriar a corrente de vapor em 1°C, sendo suficiente para condensar quase todo o vapor presente. É importante ressaltar que os vapores

condensados de todos os estágios são recuperados para ser utilizado como fonte de água no processo. Por fim, a corrente (3-32) não vaporizada do último estágio, denominada licor é enviada para um decantador para recuperar a fase orgânica rica em óleo de milho, representada pela corrente (3-34). Por fim, a fase aquosa (corrente 3-35) contendo 40% (m/m) de sólidos solúveis (Robert, 2005) é misturada com os grãos destilados úmidos (corrente 3-3) e enviada posteriormente para a unidade de secagem. A fração de sólidos na fase aquosa foi controlada pelo Design Spec **DS-302** variando a fração vaporizada no primeiro estágio, representado pelo bloco E-301A.

#### A.2.4. A-500: SECAGEM

Esta unidade é bastante similar à correspondente da usina de cana-de-açúcar, consistindo do secador S-501, modelado como um bloco FLASH, para evaporar parte da água e voláteis (corrente 5-2). Ao final desta unidade, farelo de milho (corrente 5-3) é obtido com cerca de 10% de umidade. Esse teor foi controlado pelo Design Spec **DS-501** variando a temperatura do bloco S-501, obtendo-se um valor de 104 °C. Além disso, todos os componentes declarados como sólidos foram recuperados na corrente (5-3). A corrente contendo água evaporada e voláteis, como gases e ácido acético é enviada para um tratamento termo-oxidativo. O fluxograma de processo desta unidade pode ser visto na Figura A-18.



**Figura A-18:** Fluxograma de simulação da unidade de secagem.

### A.3. ETENO VIA DESIDRATAÇÃO CATALÍTICA DO ETANOL

A planta de produção de eteno via desidratação catalítica do etanol foi desenvolvida

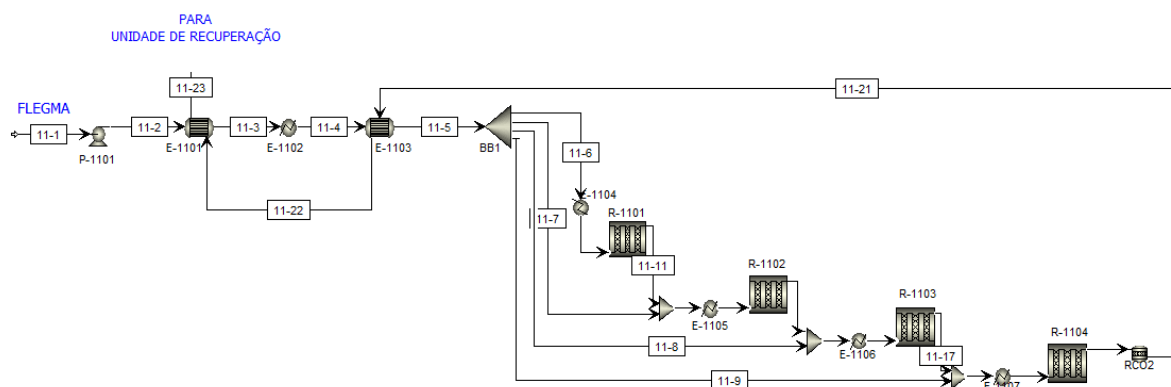
pensando na produção de eteno grau polímero, ou seja, em condições de ser usado na fabricação de plásticos, a partir do uso de flegma oriundo das usinas, que possui em torno de 50% (m/m) de etanol. Essa planta é comumente dividida em três unidades: reação, recuperação de eteno e purificação de eteno. Os componentes definidos nesta simulação podem ser vistos na Tabela A-9.

**Tabela A-9:** Componentes declarados na simulação da planta de eteno

<b>Componente</b>	<b>Tipo (Grupo)</b>	<b>Molécula</b>
Água	Convencional	H <sub>2</sub> O
Etanol	Convencional	C <sub>2</sub> H <sub>5</sub> OH
Eteno	Convencional	C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>
Propeno	Convencional	C <sub>3</sub> H <sub>6</sub>
Buteno	Convencional	C <sub>4</sub> H <sub>8</sub>
Propanol	Convencional	C <sub>3</sub> H <sub>8</sub> O
Acetaldeído	Convencional	C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> O
Éter etílico	Convencional	(C <sub>2</sub> H <sub>5</sub> ) <sub>2</sub> O
Hidrogênio	Convencional	H <sub>2</sub>
Etano	Convencional	C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>
Dióxido de Carbono	Convencional	CO <sub>2</sub>
Metano	Convencional	CH <sub>4</sub>
Hidróxido de Sódio	Convencional	NaOH
Bicarbonato de Sódio	Convencional	NaHCO <sub>3</sub>
Monóxido de Carbono	Convencional	CO
Carbonato de Sódio	Convencional	Na <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>
Álcool Isoamílico	Convencional	C <sub>5</sub> H <sub>12</sub> O
Ácido Acético	Convencional	CH <sub>3</sub> COOH

### **A.3.1. A-1100: REAÇÃO**

O objetivo desta unidade é promover a conversão de etanol em eteno por meio da reação de desidratação catalítica. O modelo termodinâmico escolhido para esta seção foi o NRTL usando suposição de comportamento de gás ideal, uma vez que o modelo cinético utilizado nesta simulação foi desenvolvido por Maia *et al* (2018) assumindo essa premissa, adotando-se o modelo de *Henry* para os componentes CO e CO<sub>2</sub>. Além disso, este modelo consegue retratar o equilíbrio líquido-vapor da mistura água-etanol no evaporador da unidade de maneira adequada. O fluxograma de simulação do sistema de reação pode ser visualizado na Figura A-19.



**Figura A-19:** Fluxograma de Simulação do Sistema de Reação

Inicialmente, flegma líquido (corrente 11-1) com cerca de 50% (m/m) de etanol, é pressurizado a 9 bar e enviado para o pré-aquecedor E-1101, aumentando a sua temperatura de 88 °C até 132 °C. Em seguida, esta corrente é direcionada para o evaporador, saindo deste equipamento como vapor saturado a 156 °C. Posteriormente, a flegma vapor (corrente 11-4) é enviado para o economizador E-1103 para trocar calor com a saída do sistema de reação (11-21). A flegma é aquecida até 361 °C antes de ser enviado para o sistema de reatores.

O sistema de reação foi definido de acordo como um sistema de quatro reatores com injeção intermediária de carga fresca entre os reatores (Barrocas, et al, 1977; Kochar *et al*, 1981). Esse sistema foi adotado por apresentar resultados de conversão e seletividade bem similares aos reportados por Morschbacker (2009) utilizando o modelo cinético proposto por Maia *et al* (2018).

Antes de entrar de fato nos reatores, a corrente (11-5) é separada em quatro correntes, cada uma passando inicialmente pelos fornos E-1104, E-1105, E-1106 e E-1107 de forma a elevar a sua temperatura para 475 °C (MOHSENZADEH, ZAMANI e TAHERZADEH, 2017).

Os quatro reatores (R-1101, R-1102, R-1103 e R-1104) foram simulados como blocos *RPlug Flow*. Os reatores operam de forma adiabática e recheados com catalisador à base de alumina. As propriedades do catalisador foram definidas de acordo com os trabalhos de Demuner (2016) e Couper *et al* (2012), conforme apresentado na Tabela A-10.

**Tabela A-10:** Propriedades do catalisador definidas na simulação.

Propriedade	Valor	Unidade
Massa específica	500	kg/m <sup>3</sup>
Porosidade	0,46	-

Propriedade	Valor	Unidade
Diâmetro da Partícula	3,5	mm

Fonte: (DEMUNER, 2016); (Couper, et al, 2012)

As frações de separação da corrente (11-5), definidas no bloco separador, assim como as dimensões comprimento e diâmetro de cada reator foram definidas realizando-se uma rotina de otimização conduzida no software *Wolfram Mathematica* buscando-se minimizar o volume total dos reatores (e dessa forma o custo de investimento), mantendo como premissas: razão comprimento-diâmetro igual a 2; razão constante entre *splits* consecutivos; e velocidade espacial horária em fase líquida (LHSV) de 0,325 h<sup>-1</sup> (valor médio da faixa apresentada por (MORSCHBACKER, 2009)). Os resultados dessa otimização, e que foram adotados no ambiente de simulação, foram apresentados na Tabela A-11.

**Tabela A-11:** Variáveis de projeto adotadas na simulação da seção de reação.

Variável	Valor	Unidade
Split da corrente (11-6)	0,1075	-
Split da corrente (11-7)	0,1724	-
Split da corrente (11-8)	0,2765	-
Split da corrente (11-9)	0,4435	-
Diâmetro do reator R-1101	2,234	m
Diâmetro do reator R-1102	2,615	m
Diâmetro do reator R-1103	3,060	m
Diâmetro do reator R-1104	3,582	m

A queda de pressão nos reatores foi estimada no ambiente de simulação pela correlação de Ergun, considerando às propriedades do catalisador apresentadas na Tabela A-11 e um escoamento a favor da gravidade. Por fim, utilizou-se o modelo cinético proposto por Maia *et al* (2018), que por sua vez se basearam no trabalho de Kagyrmanova (2011). Este modelo é capaz de prever a formação dos principais subprodutos desta etapa, a partir das seguintes reações reversíveis:

- Desidratação intramolecular do etanol:  $\text{C}_2\text{H}_5\text{OH} \leftrightarrow \text{C}_2\text{H}_4 + \text{H}_2\text{O}$
- Desidratação intermolecular do etanol:  $2 \text{C}_2\text{H}_5\text{OH} \leftrightarrow (\text{C}_2\text{H}_5)_2\text{O} + \text{H}_2\text{O}$
- Desidrogenação do etanol:  $\text{C}_2\text{H}_5\text{OH} \leftrightarrow \text{C}_2\text{H}_4\text{O} + \text{H}_2$
- Desidratação intramolecular do acetaldeído:  $(\text{C}_2\text{H}_5)_2\text{O} \leftrightarrow 2\text{C}_2\text{H}_4 + \text{H}_2\text{O}$
- Dimerização de eteno:  $2\text{C}_2\text{H}_4 \leftrightarrow \text{C}_4\text{H}_8$
- Hidrogenação de eteno:  $\text{C}_2\text{H}_4 + \text{H}_2 \leftrightarrow \text{C}_2\text{H}_6$
- Desidratação intramolecular do propanol:  $\text{C}_3\text{H}_7\text{OH} \leftrightarrow \text{C}_3\text{H}_6 + \text{H}_2\text{O}$
- Metátese do buteno:  $\text{C}_4\text{H}_8 + \text{C}_2\text{H}_4 \leftrightarrow 2\text{C}_3\text{H}_6$

Estas oito reações foram declaradas no banco de dados do *Aspen Plus* como reações de Langmuir-Hinshelwood-Hougen-Watson (LHHW), que após simplificações feitas em relação ao modelo original disponível no banco de dados do *Aspen Plus*, obteve-se a seguinte expressão adotada para a taxa de reação:

$$\text{Taxa de Reação} = (\text{Fator cinético}) (\text{Expressão da força motriz})$$

Tal que:

$$\text{Fator cinético} = k (T)^n \exp\left(-\frac{E}{RT}\right)$$

$$\text{Expressão da força motriz} = k_1 \prod_{i=1}^N C_i^{\alpha_i} - k_2 \prod_{i=1}^N C_i^{\beta_i}$$

É importante que este modelo utilizado foi simplificado em relação ao original disponibilizado no software *Aspen Plus* para se assemelhar ao máximo com o modelo proposto por Maia *et al* (2018). O fator cinético do modelo se trata da Lei de Arrhenius, enquanto que a expressão da força motriz assume válida a lei de ação de massas para reações reversíveis. Nestas expressões:

- k é o fator pré-exponencial;
- T é a variável temperatura;
- E é um parâmetro relativo à energia de ativação da reação;
- R é a constante dos gases;
- n é uma constante característica de cada reação;
- k1 e k2 são parâmetros da força motriz de reação;
- C é variável concentração de um componente;
- $\alpha$  e  $\beta$  são parâmetros exponenciais, equivalendo aos coeficientes estequiométricos quando se assume reação elementar.

O modelo cinético utilizado é bastante complexo, sendo discutido detalhadamente em Maia *et al* (2018). Os parâmetros referenciados acima, e utilizados nesta simulação, também podem ser visualizados neste estudo. Porém, apesar de conseguir prever bem a formação de eteno e de subprodutos mais pesados, este modelo falha em prever a formação de compostos leves, como monóxido de carbono, metano e dióxido de carbono. Portanto, utilizou-se o bloco



RCO2, que se trata de um reator de conversão adiabático e sem queda de pressão, para prever a formação desses compostos minoritários. Neste bloco, foram especificadas as seguintes reações (MOHSENZADEH, ZAMANI e TAHERZADEH, 2017), segundo Tabela A-12.

**Tabela A-12:** Reações consideradas para prever a formação de compostos minoritários

Reação	Seletividade em relação ao etanol (%)
$C_2H_5OH \rightarrow CO + CH_4 + H_2$	0,007
$C_2H_5OH + H_2O \rightarrow CO_2 + CH_4 + 2 H_2$	0,11

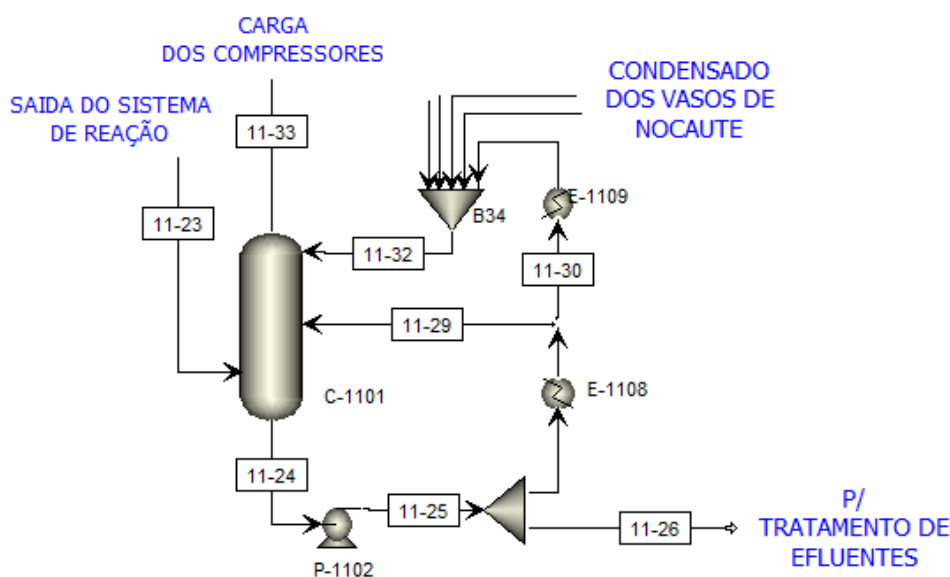
**Fonte:** (MOHSENZADEH, ZAMANI e TAHERZADEH, 2017)

Para atingir os índices de seletividade apresentados na Tabela A-12, utilizou-se os Design Spec **DS-1101** e **DS-1102** para manipular a fração de conversão de ambas as reações, respectivamente, no bloco RCO2. É importante ressaltar que este bloco não representa um equipamento real, sendo utilizado somente como artifício de simulação para prever a formação desses componentes leves.

Por fim, o efluente do último reator (corrente 11-21), a 371 °C é enviada para o economizador E-1003 e, em seguida, para o trocador de calor E-1001 de modo a ser resfriada até 110 °C antes de ser enviada para a unidade de recuperação de eteno.

### **A.3.2. A-1200: RECUPERAÇÃO DE ETENO**

A unidade de recuperação de eteno contém etapas de resfriamento rápido do efluente do sistema reacional, um sistema de compressão, torres de lavagem com soda cáustica e água e uma etapa de desidratação com peneira molecular. O modelo termodinâmico escolhido foi o NRTL para o sistema de resfriamento, Peng-Robinson para o sistema de compressão, seguindo recomendação do próprio software de simulação, e ELECNRTL para a torre de soda cáustica (MOHSENZADEH, ZAMANI e TAHERZADEH, 2017). A etapa inicial consiste na torre de resfriamento rápido, ou *quenching*, (C-1101), que foi baseada em Leite (2012), sendo representada na Figura A-20.



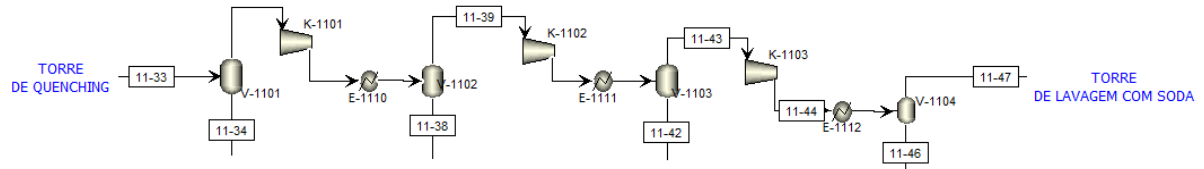
**Figura A-20:** Fluxograma de simulação do sistema de *quenching*.

O efluente do sistema de reação (corrente 11-23) entra na parte final da torre de *quenching* (C-1101), que foi simulada como um bloco *RadFrac* com 10 estágios sem condensador nem refeedor. A queda de pressão por estágio foi especificada em 0,1 psi (Couper, et al, 2012), enquanto que a pressão de topo foi definida por um bloco *Calculator CB-1101* para ser igual a pressão da corrente (11-23) menos a perda de carga total da torre.

Neste equipamento, água de resfriamento (corrente 11-32 e 11-29) é inserida nos estágios 1 e 5, respectivamente, em contracorrente com a carga da torre. Neste processo, boa parte da água e componentes polares presentes na corrente (11-23) são condensados, sendo recuperados na corrente (11-24) no fundo da torre. Cerca de 12,7% dessa corrente é destinada para o tratamento de efluentes. A parcela restante é resfriada até 40°C no trocador E-1108, sendo dividida em duas parcelas iguais. Uma parte é recirculada no estágio 5 da torre, enquanto que a parte restante é submetida a um resfriamento adicional até 30°C no trocador C-1109 antes de ser reenviada para o topo da torre, juntamente com os condensados dos vasos nocautes do sistema de compressão. A perda de carga nos trocadores foi considerada igual a 0,5 bar (Couper, et al, 2012). Por fim, é importante ressaltar que a fração de separação da corrente (11-24) foi definida de modo que o eteno obtido no topo da torre (11-33) tivesse uma temperatura de 31 °C. O teor de eteno nessa corrente foi de 97,4% (m/m), com cerca de 1,5% de umidade.

A corrente de topo da torre é enviada para um sistema de compressão com 3 estágios

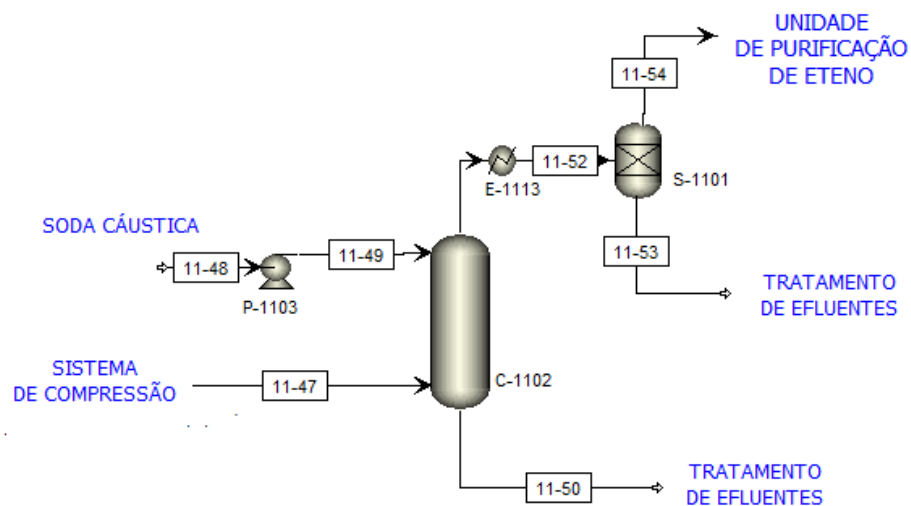
(MOHSENZADEH, ZAMANI e TAHERZADEH, 2017), sendo representado na Figura A-21.



**Figura A-21:** Fluxograma de simulação do sistema de compressão.

Neste sistema, a corrente de topo da torre de *quenching* é pressurizada de 1,87 até 27 bar (MOHSENZADEH, ZAMANI e TAHERZADEH, 2017). As pressões intermediárias de compressão foram definidas de modo a se ter uma razão de compressão constante entre estágios consecutivos. Após ser comprimida, a corrente passa por um trocador de calor interestágio, sendo resfriada até 30 °C. A perda de carga nos trocadores foi definida em 0,5 bar, e posteriormente enviada para um vaso de nocaute, onde a fração condensada é recuperada e enviada de volta para o primeiro estágio da torre *quenching*.

Um ponto importante a ser comentado é que as eficiências isentrópica e mecânica dos compressores foram definidas em 80% e 98%, respectivamente, de maneira análoga às turbinas de cogeração. Por fim, a corrente gasosa (11-47) a 27 bar é enviada para o sistema de lavagem com soda cáustica e secagem com peneira molecular, representados na Figura A-22.



**Figura A-22:** Fluxograma de simulação da torre de lavagem e desidratação com peneira molecular.

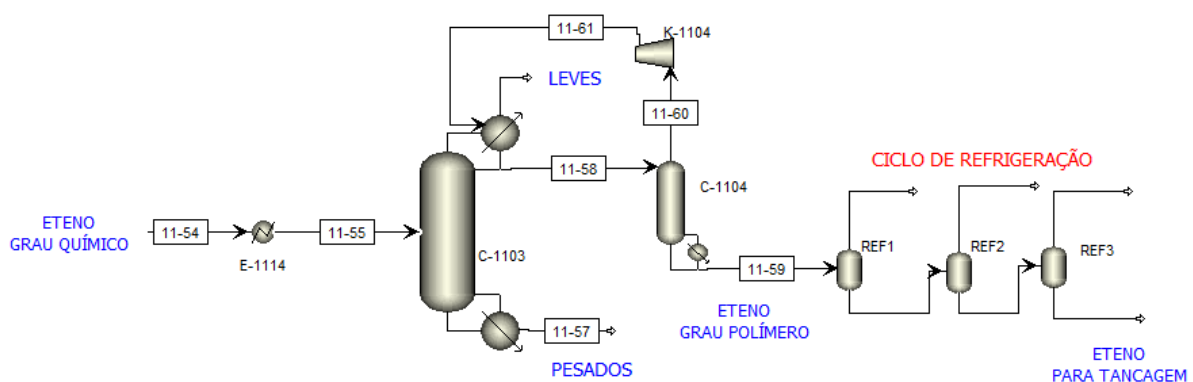
A corrente proveniente do sistema de compressão (11-47) é enviada para uma torre de

lavagem com solução de soda cáustica 50% (m/m). A torre de lavagem foi simulada como um bloco *RadFrac* sem condensador nem refeedor com 5 estágios. A queda de pressão por estágio também foi especificada em 0,1 psi, e a pressão de topo foi especificada pelo bloco Calculator **CB-1102** para um valor igual a pressão da corrente (11-47) menos a queda de pressão total da torre. A vazão de soda cáustica foi especificada pelo Design Spec **DS-1103** de modo a atender uma concentração mássica de 2 ppm na corrente de topo da torre de lavagem bar (MOHSENZADEH, ZAMANI e TAHERZADEH, 2017).

É importante ressaltar que a torre de lavagem com água não foi simulada. A função desta torre é eliminar a soda residual arrastada na corrente de topo, porém o modelo termodinâmico utilizado não prevê arraste de soda na corrente gasosa, sendo dispensável a sua simulação. Porém, essa torre foi considerada como parte dos custos de investimento da unidade. Dessa forma, a corrente de topo é resfriada até 15 °C e enviado para um leito contendo peneira molecular para sofrer uma etapa de remoção da umidade residual. Esse leito foi simulado como um bloco separador S-1101, especificando que toda a água presente na corrente (11-52) é recuperada no fundo da torre. As correntes de fundo da torre de lavagem (11-50) e da etapa de desidratação (11-50) são direcionadas para um sistema de tratamento de efluentes. Por fim, a corrente (11-54), sendo especificada em eteno grau químico com 99,2% (m/m) de pureza, é direcionada para a unidade de purificação de eteno.

### A.3.3. A-1300: PURIFICAÇÃO DE ETENO

Esta unidade da produção de eteno tem como principal objetivo purificar eteno da condição de eteno grau químico para eteno grau polímero, com cerca de 99,9% (mol/mol) (Braskem, 2015). O fluxograma desta seção pode ser visto na Figura A-23.



**Figura A-23:** Fluxograma de simulação da seção de purificação de eteno.

Inicialmente, eteno grau químico é resfriado no trocador E-1114 até -20 °C antes de entrar no sistema de destilação (MOHSENZADEH, ZAMANI e TAHERZADEH, 2017). A primeira coluna foi simulada como um bloco *RadFrac* com 84 estágios de equilíbrio com um condensador parcial líquido-vapor, com temperatura especificada de -60 °C. Este valor foi assumido de forma a minimizar a perda de eteno na corrente de leves. O objetivo desta primeira coluna é realizar uma separação eficiente entre eteno e etano de modo a atender a especificação da Braskem (2015).

A corrente entra na metade da coluna, obtendo-se no topo: uma corrente gasosa, contendo CO<sub>2</sub>, CO, H<sub>2</sub> e uma pequena parcela de eteno perdido; e uma corrente líquida contendo a maior parcela do eteno da corrente (11-54). Já no fundo, uma corrente de pesados é obtida, contendo principalmente etano, propeno, buteno e compostos polares residuais que não tenham sido eliminados no sistema de recuperação de eteno. A queda de pressão por estágio foi assumida em 0,1 psi, e com queda de pressão no condensador de 0,5 bar. Já a pressão de topo sendo que a pressão de topo foi especificada por um bloco *Calculator CB-1103* para ser igual a pressão da corrente (11-54) menos a devida perda de carga especificada dos estágios superiores e do condensador.

Para auxiliar na especificação essa coluna, foi utilizado um Design Spec intrínseco ao bloco C-1103, manipulando tanto a razão de refluxo de topo e de fundo para atender uma recuperação de 99,5% de eteno na corrente (11-58) e uma pureza molar de etano de 750 ppm nesta mesma corrente. Esse valor foi assumido de modo a atender a especificação da Braskem (2015), que estipula uma concentração máxima de eteno no grau polímero de 900 ppm (mol/mol).

Já a segunda coluna de destilação C-1104, esta tem a função de remover os componentes leves residuais que tenham restado. Esta também foi simulada como um bloco *RadFrac*, com 20 estágios com refeedor mas sem condensador. A pressão de topo foi fixada de forma similar à coluna anterior, utilizando o mesmo bloco *Calculator*. A corrente (11-58) entra no primeiro estágio dessa torre. Além disso, foi utilizado um Design Spec para atender uma concentração de 100 ppm (molar) de CH<sub>4</sub> no eteno grau polímero (corrente 11-59), variando a razão de refluxo de fundo da torre. Esta concentração está abaixo da determinada por Braskem (2015), de 300 ppm (molar).

A corrente de topo, contendo os leves purgados, é comprimida no bloco K-1104, tendo

um aumento de pressão de 0,5 bar, antes de ser enviada diretamente para o primeiro estágio da coluna C-1103, de modo a ser descartada na corrente de leves da primeira torre. Tanto os leves como os pesados obtidos nesta torre podem ser queimados para geração de energia na planta. Por fim, eteno grau polímero (corrente 11-59) a -22 °C é despressurizada e resfriada em um ciclo de refrigeração de 3 estágios (LEITE, 2012), representado pelos blocos REF1, REF2 e REF3.

Estes blocos foram simulados como vasos *FLASH*, com níveis de temperatura -35, -60 e -101 °C, respectivamente, e fração nula de vapor. Esses níveis de temperatura foram especificados de acordo com os níveis de temperatura dos refrigerantes disponíveis como utilidades no *Aspen Plus*. Tais blocos foram simulados para facilitar a contabilização do uso das utilidades necessárias na refrigeração do produto, que depois será direcionado para a esfera de armazenamento do complexo.