



Avaliação Técnico-Econômica de Uma Destilaria Autônoma de Etanol

Filipe dos Santos de Araújo

Projeto Final de Curso

Orientadores

Prof. Argimiro Resende Secchi, D. Sc.

Jeiveison Gobério Soares Santos Maia, M. Sc.

Maio de 2020

AVALIAÇÃO TÉCNICO-ECONÔMICA DE UMA DESTILARIA AUTÔNOMA DE ETANOL.

Filipe dos Santos de Araújo

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

Aprovado

por:

Prof. Argimiro Resende Secchi, D. Sc.

Prof. Fábio Almeida Orosky, D. Sc.

Jeiveison Gobério Soares Santos Maia, M. Sc.

Prof. Henrique Poltronieri Pacheco, D. Sc.

Orientado

por:

Prof. Argimiro Resende Secchi, D. Sc.

Jeiveison Gobério Soares Santos Maia, M. Sc.

ARAUJO, FILIPE DOS SANTOS DE

Avaliação Técnico-Econômica De Uma
Destilaria Autônoma De Etanol. [Rio de
Janeiro] 2020

XIII, 95 p. 29,7 cm

Orientador: Argimiro Resende Secchi.

Coorientador: Jeiveison Goberio Soares
Santos Maia.

Projeto final de curso - Universidade
Federal do Rio de Janeiro, Escola de
Química, 2020

1. Etanol

2. Destilaria Autônoma

3. Cana-de-açúcar

4. *Minimum Product Value*

5. Curva de Custo

6. Fator de Escala

I. Secchi, Argimiro R., orient.

II. Maia, Jeiveison G. S.S., coorient.

III. Título

AGRADECIMENTOS

No conceito de que este seja um trabalho que marca o encerramento de um curso de graduação é preciso que seja lembrado neste texto de alguma forma todos que fizeram parte dessa história que começa na Universidade Federal de Minas Gerais no ano de 2013 e se encerra agora em 2020 na Universidade Federal do Rio de Janeiro.

Aos meus pais pelo amor dedicado à minha educação e formação como pessoa em todas as fases da vida. Se os resultados do meu trabalho fomentarem, de algum modo, qualquer impacto positivo na sociedade este será fruto de toda essa dedicação, trabalho e carinho de Jacinta de Fátima dos Santos de Araújo e de José Mateus de Araújo, nomes esses que estão ordenados alfabeticamente, pois de outra maneira seria impossível.

Ao meu irmão, Fabrício dos Santos de Araújo que sempre se posicionou como um guia voluntário da minha trajetória.

Ao carinho das minhas avós Elídia Rita dos Santos e Luzia Seixas de Araújo, que hoje acompanham minha caminhada junto de Jesus Cristo e toda a espiritualidade divina que me trouxe até aqui. Ao meu avó José André dos Santos, quem me ensinou a importância da alegria e aos meus tios Alírio e Lúcia Maia pela presença na minha formação.

À minha companheira Jéssika Figueiredo Brandão pelo amor e carinho durante toda essa trajetória.

Aos meus colegas do Instituto Senal de Inovação em Biossintéticos e aos meus orientadores Argimiro Secchi e Jeiverson Gobério que, pacientemente, me guiaram na execução deste trabalho.

Aos meus colegas de laboratórios e de curso da Universidade Federal de Minas Gerais e da Universidade Federal do Rio de Janeiro pelo apoio.

A todos meus professores que dedicaram esforços na minha compreensão do universo e suas leis.

À sociedade brasileira que por meio de seus esforços me propiciaram a formação em uma instituição de ensino de qualidade internacional.

A todas as instituições de fomento à educação e pesquisa que proporcionaram financiamento, materiais, espaços de estudo e bibliotecas para a conclusão desse curso.

Àqueles que fizeram parte desta história.

*“Look deep into nature, and then
you will understand everything better.
(Albert Einstein)”*

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

AVALIAÇÃO TÉCNICO-ECONÔMICA DE UMA DESTILARIA AUTÔNOMA DE ETANOL

Filipe dos Santos de Araujo

Maio, 2020.

Orientadores: Prof. Argimiro Resende Secchi, D. Sc.

Jeiveison Gobério Soares Santos Maia, M. Sc.

Este trabalho tem como objetivo avaliar a viabilidade tecno-econômica de uma destilaria autônoma de etanol obtido de processo fermentativo de cana-de-açúcar por ação de leveduras *Saccharomyces cerevisiae* na modalidade *Melle-Boinot*. Ademais, os coeficientes técnicos do processo foram obtidos por meio de simulação de processos no ambiente *Aspen Plus* e *Aspen Economic Analyzer* ambos versão 11. Os resultados para os custos de investimento, operação e *Minimum Product Value* MVP foram relacionados com diferentes capacidades de processamento de cana-de-açúcar com o objetivo de construir modelos na faixa de 1,54 a 6,50 MMt/ano. Os resultados apontam uma fator de escala de 0,767, um custo operacional de cerca de 500 USD/t de etanol produzido, um MVP de cerca de 600 USD/m³ de etanol com destaque para uma participação de 33 e 32% dos custos de matéria-prima e de retorno de investimento (ROI), respectivamente. Uma análise de sensibilidade simplificada foi realizada e apontou a cana como o insumo cujo MVP é mais sensível, uma oscilação de 10% no preço de compra da cana-de-açúcar altera o MVP em cerca de 4%.

Palavras-chave: *Etanol, Destilaria Autônoma, Cana-de-açúcar, MVP, Curva de Custo, Fator de Escala*

Abstract of a Final Course Project presented to Escola de Química as partial fulfillment of the requirements for the degree of Bachelor of Chemical Engineering.

ECONOMIC AND TECHNICAL EVALUATION OF AN AUTONOMOUS ETHANOL DISTILLERY

Filipe dos Santos de Araújo

May, 2020.

Supervisors: Prof. Argimiro Resende Secchi, D. Sc.

Jeiveison Gobério Soares Santos Maia, M. Sc.

This work aims to study the technical and economic concepts about an ethanol autonomous distillery produced by the fermentation process. The fermentation process was based on Melle-Boinot method by yeast *Saccharomyces cerevisiae* action. Besides, distillery's technical coefficients were obtained through process simulation in Aspen Plus and Aspen Economic Analyzer environment both version 11. The results for capital expenditures (Capex), operational expenditures (Opex) and Minimum Product Value (MVP) were shortened in curves. Those curves target to modeling Capex, Opex and MVP to plant processing capacity from 1,54 up to 6,50 MMt of sugarcane by year. Overall, the results for scale factor was 0,767, for Opex was around 500 USD/t of ethanol manufactured, for MVP was near 600 USD/m³ of ethanol. MVP's breakdown is most shaped per raw material and Return of Investment, which holds 33 and 32% of total expenditures, respectively. A simple sensitive analysis was carried out and results suggest sugarcane as the input which MVP is most sensible. A fluctuation of 10% in sugarcane price means a deviation of 4% in ethanol's MVP.

Key-words: *Ethanol, Autonomous Distillery, Sugarcane, MVP, Cost Analysis, Scale Factor*

Lista de Símbolos e Abreviações

APEA	<i>Aspen Process Economic Analyzer</i>
CEPCI	<i>Chemical Engineering Plant Cost Index</i>
ROI	<i>Return Of Investment</i>
ISBL	Limites de Bateria Interna (<i>Inside Battery Limits</i>)
кта	Quilo-tonelada por Ano
MVP	Valor Mínimo de Venda do Produto (<i>Product Value</i>)
MM	Milhões
Opex	Custo de Operação (<i>Operational Expenditures</i>)
OSBL	Limites de Bateria Externa (<i>Outside Battery Limits</i>)
PFD	<i>Process Flow Diagram</i>
N	Número de Fermentadores
Q	Vazão de Descarregamento do <i>Dowsntream</i> (m ³ /hora)
T	Tempo Total da Batelada (horas)
T ₂	Tempo Total da Etapa de Pré-inoculação (horas)
t	Tempo de Descarregamento de Uma Dorna de Fermentação (horas)

Sumário

1	Introdução	1
1.1	Motivação	1
1.2	Objetivos	3
1.3	Estrutura do trabalho	4
2	Revisão da Literatura	5
2.1	Álcoolquímica	5
2.1.1	Etanol e o conceito de biorrefinaria	6
2.2	Destilaria	9
2.3	Engenharia econômica – Economicidade de escala	10
2.4	Simulação de processos	12
3	Metodologia	15
3.1	Premissas gerais	15
3.2	Análise técnica	16
3.2.1	Rota tecnológica	16
3.2.1.1	Limpeza da cana	19
3.2.1.2	Tratamento do caldo	21
3.2.1.3	Fermentação do caldo	24
3.2.1.4	Destilação do vinho fermentado	26
3.2.2	Índices técnicos	29
3.2.2.1	Estratégias de escalonamento	29
3.3	Análise econômica	35
3.3.1	Custos de investimento	35
3.3.2	Custos de operação	40
3.3.3	Construção da curva de custo	43
3.3.4	Preço mínimo de venda – MVP	44
3.3.5	Análise de sensibilidade econômica	44
4	Resultados e Discussões	46
4.1	Resultados da análise técnica	46

4.1.1	Balanços de massa e energia obtidos com a simulação – índices técnicos	46
4.1.2	Escalonamento do sistema fermentativo	52
4.2	Análise econômica	52
4.2.1	Custo de investimento para as capacidades de produção simuladas .	52
4.2.2	Custos de operação para as capacidades de produção simuladas . .	54
4.2.3	MVP para as capacidades de produção simuladas.	58
4.2.4	Curvas de custo	59
4.3	Análise de sensibilidade	61
5	Conclusões e Considerações Finais	65
	Bibliografia	66
A	Descritivo da Simulação	72
A.1	Área 100–Limpeza da cana	76
A.2	Área 200–Tratamento do caldo	79
A.3	Área 300–Fermentação do caldo	87
A.4	Área 400–Destilação do vinho fermentado	91
B	Tabelas balanço de massa	94

Lista de Figuras

2.1	Alcoolquímica	6
2.2	Fluxograma planta de bioetileno	8
2.3	Curva de custo	12
2.4	Fluxograma de processo produção etanol	13
3.1	Diagrama de blocos destilaria	18
3.2	Recepção da cana-de-açúcar	20
3.3	Tratamento do caldo	23
3.4	Fermentação do caldo	25
3.5	Destilação	28
3.6	Recepção da cana-de-açúcar	33
3.7	Diagrama de Gantt	34
4.1	MVP detalhado	58
4.2	Curva de custo para o Capex	60
4.3	Curva de custo para o Opex	61
4.4	Curva para o MVP	61
4.5	Análise de sensibilidade	64
A.1	PFD global da simulação	75
A.2	PFD – área 100	78
A.3	<i>Process Flow Diagram</i> – área 200	81
A.4	<i>Process Flow Diagram</i> – área 200 Evaporação	82
A.5	<i>Process Flow Diagram</i> - área 200 Esterilização	84
A.6	<i>Process Flow Diagram</i> – área 300	90
A.7	<i>Process Flow Diagram</i> – área 400	93

Lista de Tabelas

3.1	Premissas gerais para o dimensionamento das donas de fermentação	30
3.2	Premissas gerais para o dimensionamento de trens de inóculo	32
3.3	Critério de classificação de maturidade de estimativas de investimento	36
3.4	Classificação das estimativas de investimento quanto à acurácia	37
3.5	Fatores associados aos custos de investimento	39
3.6	Fatores associados aos custos de operação	41
3.7	Premissas associados aos custos de operação	42
3.8	Preços de insumos, utilidades e subprodutos	43
4.1	Índices técnicos obtidos para o processo	47
4.2	Faixas para os índices técnicos encontradas na literatura.	50
4.3	Índices técnicos – consumo de água no processo	51
4.4	Resultados escalonamento fermentadores	52
4.5	Resultados Capex sem fatores	53
4.6	Resultados Capex com fatores	53
4.7	Resultados Opex detalhado	55
4.8	Resultados Opex geral	57
4.9	Resultados MVP	59
4.10	Resultados análise sensibilidade	63
A.1	Composição da cana-de-açúcar	72
A.2	Especificação dos componentes simulados	73
A.3	Resumo das especificações de simulação — área 100	77
A.4	Pressões utilizadas no sistema de evaporação	83
A.5	Resumo das especificações de simulação — área 200	86
A.6	Reações envolvidas fermentação	87
A.7	Resumo das especificações de simulação — área 300	89
A.8	Resumo das especificações de simulação — área 400	92
A.9	Resumo das especificações das colunas — área 400	92
B.1	Balanco de massa global	95

Capítulo 1

Introdução

1.1 Motivação

A Conferência das Nações Unidas sobre o Ambiente Humano convocada pela ONU, em 1972, em Estocolmo, pode ser vista com o ponto de partida de uma nova ideia de desenvolvimento econômico, no qual o futuro do meio ambiente é considerado. Dessa forma, surge o conceito hoje amplamente discutido: desenvolvimento sustentável, o qual pode ser definido como uma forma de suprir as demandas da sociedade sem comprometer as gerações futuras (WWF-BRASIL, 2019).

A indústria química como uma das maiores exploradoras de recursos e geradora de resíduos do mundo é peça chave nessa mudança. Nesse contexto, a busca por processos industriais alternativos com menor impacto ambiental têm sido alvo de profissionais e pesquisadores de toda a cadeia industrial internacional. Dentre essas alternativas, no cenário da indústria química, destacam-se os processos bioquímicos com grande potencial de redução de impacto ambiental. Segundo Bastos (2007), o impacto na cadeia econômica com surgimento das chamadas biorrefinarias seria expressivo ao ponto de poder gerar uma nova Revolução Industrial no século XXI.

Nesses complexos industriais, a biomassa é convertida em moléculas conhecidas como moléculas plataforma como o etanol, o ácido succínico, 2,5-dicarboxílico furânico (FDCA) entre outras. Essas plataformas tornam-se, então, a base para a obtenção de produtos *biobased* como energia, materiais, combustíveis, fármacos, pigmentos, surfactantes, corantes, agroquímicos entre outros (PERVAIZ; CORREA, 2014). Neste cenário, o etanol se destaca dada a vasta possibilidade de produtos que podem ser gerados a partir dessa molécula. A partir de processos catalíticos é possível obter oleofinas como o etileno, propeno e buteno, gás hidrogênio, metanol, alcanos, butanol entre outros (SUN; WANG, 2014).

Em termos de produção de etanol, Brasil é o segundo maior produtor do mundo atrás apenas dos Estados Unidos. Em 2017, a produção brasileira foi responsável por 7,06 dos

27,05 bilhões de galões do total mundial (RENEWABLE FUELS ASSOCIATION, 2020). O setor sucroenergético é uma importante cadeia produtiva para o País, este responde por cerca de 2% do Produto Interno Bruto Brasileiro, emprega cerca de de 1 milhão de trabalhadores diretos e possui um percentual de participação de 17% na matriz energética do brasileira. O setor calcula que desde o início das operações dos veículos *flex* houve uma redução de mais de 350 MMt de CO_{2eq} colaborando para a atenuação das emissões de gases de efeito estufa (CENTRO NACIONAL DAS INDÚSTRIAS DO SETOR SU-CROENERGÉTICO E BIOCOMBUSTÍVEIS, 2016). Apesar das vastas possibilidades do uso do etanol, atualmente aproximadamente 90% do etanol produzido possui aplicação como biocombustível (SUN; WANG, 2014), este é um dado que merece atenção dado o crescimento do número de veículos elétricos em circulação no mundo. Segundo Pacheco (2019), em 2017 mais de 3 milhões de veículos elétricos já estavam em circulação no mundo. Ainda segundo o autor, no mesmo ano em alguns países nórdicos como a Noruega o percentual de veículos elétricos nas ruas pode representar cerca de 40% da frota. Neste cenário, conforme vários autores para que a indústria de produção de etanol possa enfrentar os desafios dessa mudança são precisos estudos com o para promover a viabilização de outras aplicações dessa molécula plataforma além do uso como biocombustível. Dessa forma, compreender melhor a dinâmica dos custos de uma destilaria autônoma pode fornecer ferramentas de análise de viabilidade técnico-econômica importantes na tomada de decisão de novos investimentos no setor.

No ponto de vista técnico-econômico, concepções de novos processos são sempre desafiadoras. É imprescindível que um novo processo tenha viabilidade técnica, é claro, mas um novo processo não tem sentido industrial se não for também economicamente viável. Frente a isso, no desenvolvimento de um novo processo, uma ferramenta de engenharia química conhecida como simulação matemática apresenta um alto potencial e deve ser considerada. A partir dos cálculos de balanço de massa e energia em um ambiente computacional é possível obter índices técnicos que permitem um estudo prévio da viabilidade técnica e econômica de um novo processo a partir da simulação de vários cenários. Em alguns casos, é possível realizar estudos de pré-viabilidade antes mesmo de partir para as unidades piloto. Por outro lado, é válido ressaltar que no decorrer de uma simulação de processos simplificações são realizadas, de modo que a validação dos resultados com dados da literatura é importante para conferir fidedignidade do modelo. Nessa conjuntura, as ferramentas de simulação assumem um papel promissor de fomento ao estudo de novas tecnologias com menor custo de investimento em Pesquisa, Desenvolvimento e Inovação (PD&I).

Nesse âmbito, dentre os insumos químicos possíveis de obter-se a partir do etanol destaca-se o etileno. Segundo Morschbacker (2009), ainda é predominante a obtenção do etileno via craqueamento a vapor de parafinas, cerca de 98% da produção mundial. No entanto, o processo de desidratação catalítica do etanol hidratado a etileno, também

conhecido como bioetileno, já se mostra uma tecnologia promissora e com certo grau de desenvolvimento, haja vista o investimento de USD 290 milhões para a produção de 200.000 t/ano de bioetileno por uma dos principais industriais do Brasil, a Braskem. A planta está em operação desde de 2010 cidade de Triunfo, no estado do Rio Grande do Sul no Brasil (BRASKEM, 2019).

À luz disso, por meio de uma simulação em ambiente *Aspen Plus* Versão 11 e *Aspen Economic Analyzer*, este trabalho avaliou, a partir de busca de dados na literatura, o custo de investimento (Capex) e de operação (Opex) de seis cenários distintos de capacidade de processamento de cana-de-açúcar para a produção de etanol hidratado, sendo todos com 4.000 horas de operação por ano. Para as capacidades de processamento que vão de 1,54 a 6,5 MMT de cana-de-açúcar foram avaliadas as etapas de recepção cana e extração do caldo, tratamento químico do caldo, fermentação e destilação do vinho fermentado. A etapa de cogeração, muito comum em destilarias e usinas, não teve sua análise contemplada no escopo desse trabalho. Por outro lado, os resultados fornecem o custo do etanol em uma destilaria autônoma em que todo o bagaço é vendido como subproduto e toda a demanda de vapor é suprida por um agente externo. Além do vapor, água de processo, água de resfriamento e eletricidade foram adicionadas como custo de operação, de modo que nenhum tipo de custo de investimento com central de utilidades foi adicionado ao trabalho. Custos de tratamento de efluentes também não estão no escopo do trabalho. Além do Capex e do Opex, o mínimo valor de venda do produto, do inglês MVP (*Minimum Viable Product*) também é avaliado no projeto. Este foi baseado nos custos de retorno de investimento e de operação sem qualquer tipo de avaliação contábil de fluxo de caixa. De modo que o MVP encontrado para as capacidades avaliada não leva em consideração os custos com imposto de renda empresarial.

Do ponto de vista logístico, em razão da dependência da tancagem com a estratégia comercial da empresa foram avaliados dois cenários. No primeiro (Caso I), o parque de tancagem tem a capacidade de estocar metade da produção, ou seja, as plantas fornecem etanol hidratado o ano todo em modo contínuo por 8.000 horas ao ano. No segundo caso (Caso II), nenhum tipo de tancagem foi avaliado, tratando-se portanto de um cenário fictício, tendo como objetivo expor o custo da estocagem de etanol nas plantas. Por fim, uma análise de sensibilidade simplificada avalia a efetividade da viabilidade do projeto frente a possíveis variações de preços de mercado. Essa análise foi realizada, contudo, para o Caso I, conforme objetivo principal do trabalho.

1.2 Objetivos

Este trabalho tem como objetivo geral a avaliação técnica e econômica de uma destilaria autônoma de etanol com foco principal na construção de uma curva de custo para esse produto no contexto de fornecimento de etanol hidratado a uma biorrefinaria.

Objetivos específicos:

1. Elaborar uma simulação do processo de produção de etanol hidratado a partir de cana-de-açúcar no ambiente de simulação *Aspen Plus* para seis diferentes capacidades de modo a obter resultados de balanço de massa e energia para o processo e, assim, obter os índices técnicos de consumo de insumos e de utilidades e de geração de produto e subprodutos;
2. A partir dos índices técnicos gerados pelas simulações, com o auxílio do *Aspen Economic Analyzer*, obter as estimativas dos custos de investimento e de operação para os seis cenários avaliados;
3. A partir dos custos de capital para os seis cenários avaliados, construir uma curva de custo que relacione capacidade anual de produção de etanol/processamento de cana *versus* o custo de investimento em USD;
4. Construir curvas que relacionem custos de operação e MVP com a capacidade anual de processamento de cana-de-açúcar; e
5. Avaliar, por meio de uma análise de sensibilidade, a vulnerabilidade da viabilidade do projeto frente à variações no preço da cana-de-açúcar.

1.3 Estrutura do trabalho

O trabalho foi dividido em cinco capítulos, a saber, Introdução, Revisão Bibliográfica, Metodologia, Resultados e Discussões, e Conclusão e Considerações Finais.

A revisão bibliográfica, presente no Capítulo 2, tem como objetivo fornecer os fundamentos teóricos que foram utilizados no desenvolvimento do trabalho. O Capítulo 3, por sua vez, apresenta a metodologia empregada na avaliação técnica e na avaliação econômica bem como as ferramentas utilizadas na construção do trabalho. No Capítulo 4 seguem os resultados e discussões acerca do tema. O Capítulo 5, traz as conclusões e considerações finais acerca do projeto assim como sugestões para trabalhos futuros. O Apêndice A apresenta os diagramas de simulação de processos, também conhecidos como *Process Flow Diagram*, de cada área de processamento da planta bem como a descrição de cada uma delas. O Apêndice B apresenta os resultados de balanço de massa por corrente para um dos cenários avaliados no projeto – a capacidade instalada de 2 MMt de cana ao ano.

Capítulo 2

Revisão da Literatura

2.1 Álcoolquímica

Assim como outras *commodities*, tais como o Pau-Brasil, o ouro, o café, a borracha e o minério de ferro, a cana-de-açúcar teve forte presença na história do Brasil. Ademais, até os dias atuais, o país permanece como o maior produtor mundial de açúcar obtido a partir da cana. No início do século XX, porém, outro produto possível de ser obtido de cana-de-açúcar ganha espaço, o etanol. Aliás, durante o século XIX, Nicollaus Otto já fazia o primeiro uso de álcool etílico nos seus motores de quatro ciclos de combustão interna. O mesmo combustível, que iluminou as ruas e avenidas estadunidenses durante os tempos da Guerra Civil, mais tarde, em 1908, abasteceu o famoso automóvel produzido por Henry Ford, modelo Ford T, movido a etanol. Nos anos 1920 e 1930 foi iniciado seu uso misturado à gasolina para aumento de octanagem desse combustível e durante a Segunda Guerra essa molécula inicia seu uso como combustível alternativo frente à escassez de gasolina, especialmente na Alemanha (GUSTAFSON, 2020).

Os anos 1970 podem, de certo modo, ser considerados como a década de consolidação do etanol na economia mundial como combustível alternativo frente àqueles de fonte fóssil. Em um contexto de alta dos preços do barril de petróleo e o início de um novo olhar da comunidade internacional a respeito do impacto ambiental das emissões de CO₂, o desenvolvimento do álcool etílico como combustível permitiu que ambas as demandas, econômicas e ambientais fossem atendidas. O combustível é menos dependente da geopolítica do petróleo e possui balanço de CO₂ menos impactante do que a tradicional gasolina. Além do mais, a adesão ao uso do etanol tem impactado a cadeia industrial agrária de produtores de matérias-primas como milho, nos EUA, e cana-de-açúcar, no Brasil, ampliando as possibilidades do uso dessas fontes (GUSTAFSON, 2020). Nesse contexto, em 1975 surge no Brasil o Programa Nacional do Álcool (Proálcool), do governo federal, cujo objetivo era reverter o quadro de alta dependência do Brasil de petróleo internacional. Além de incentivar a produção de etanol como um combustível alternativo, o programa fomentou

a ampliação do percentual de etanol anidro — como mecanismo de ajuste de octanagem na gasolina — da faixa de 1% no início do programa para os atuais 25%. Esse programa, incentivou investimento no setor e com isso o desenvolvimento e o fortalecimento de toda uma cadeia industrial desde o plantio da cana até o fomento da produção de uma frota de veículos movida a álcool. O programa passou por uma crise de desinvestimento em razão da estabilização do preço do barril, porém, agora com a intensificação das atenções acerca das necessidades de controle de gases que contribuem para o efeito estufa a molécula volta a ganhar espaço na dinâmica internacional do setor energético (ANDRADE; CARVALHO; SOUZA, 2009).

As aplicações o uso do etanol têm sido discutidas em um conceito mais amplo, o da alcoolquímica. Nesse contexto, o etanol assume o conceito de plataforma química, no qual o etanol é a base para um grupo de processos que permitem a obtenção de vários outros insumos para a cadeia química industrial (SUN; WANG, 2014). Na Figura 2.1 são ilustrados os principais produtos de interesse industrial que podem ser obtidos a partir do etanol.

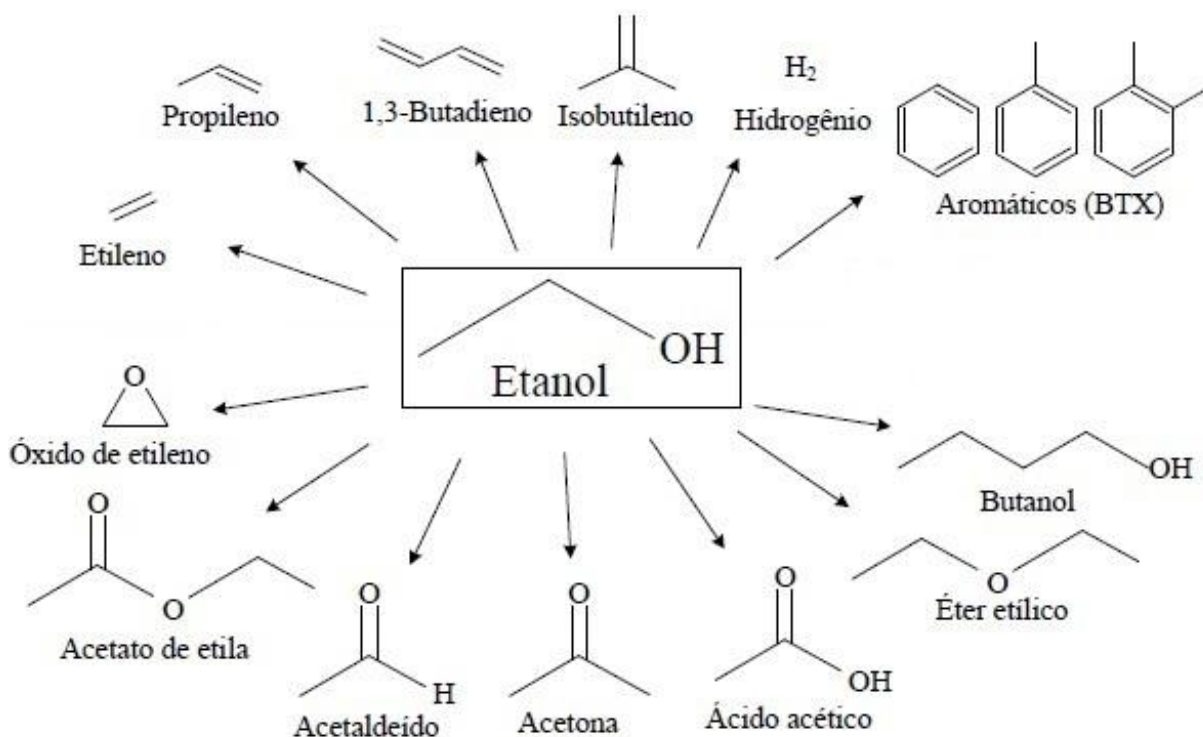


Figura 2.1: Produtos obtidos a partir do etanol. Fonte: Mello (2019)

2.1.1 Etanol e o conceito de biorrefinaria

O etanol obtido por processos fermentativos de biomassa permite que essa plataforma química seja conectada a um conceito ainda maior, o de biorrefinaria. Uma biorrefinaria pode ser definida como um conjunto de instalações que têm como objetivo a geração

de insumos e produtos com aplicação na sociedade moderna. Produtos esses que são obtidos por meio de processos de transformação físico-químicos e bioquímicos de matérias-primas renováveis. Pode-se dizer, ainda, que a real matéria-prima de biorrefinaria é a própria energia solar, a qual permite o crescimento da biomassa processada nessas unidades industriais (SOARES; ROSSEL, 2007).

As biorrefinarias são peças-chave no atual contexto de busca de um desenvolvimento sustentável, uma vez que as necessidades de energia, materiais e produtos da sociedade atual podem ser supridas por processos químicos e bioquímicos de origem renovável. Nesse contexto, surge uma nova economia, a bioeconomia, na qual as demandas relacionadas às mudanças climáticas e àquelas relacionadas à necessidade de retomada de crescimento da economia mundial são potencialmente atendidas. Do ponto de vista ambiental, uma biorrefinaria opera com matéria-prima de biomassa o que permite redução de emissões de gases de efeito estufa (GEE) propiciada pela substituição de processos químicos tradicionais por processos biotecnológicos. Em termos econômicos, o estabelecimento das biorrefinarias demandaria uma grande corrente de pesquisa desenvolvimento e inovação para o estabelecimento de novos processos. Dentre as possibilidades de matéria-prima de biomassa destacam-se: cana-de-açúcar, milho, celulose, algas, beterraba entre outras. Todas essas matérias-primas podem, de algum modo, alimentar uma biorrefinaria com potencial de formação de um grande espectro de produtos com aplicações variadas nas indústrias de alimentos e bebidas, transporte, fármacos, insumos, químicos de base, combustíveis, energia, materiais, gases industriais dentre outras.(HINGSAMER; JUNGMEIER, 2019).

Nesse âmbito, a obtenção do bioetileno se destaca como um produto obtido dentro do contexto de uma biorrefinaria e já com uma tecnologia de produção bem avançada e estruturada. O etileno, um dos principais insumos da indústria química atuando como matéria-prima em cerca de 3/4 dos processos petroquímicos, dando origem a produtos poliméricos importantes como o polietileno, o polietileno tereftalato, o policloreto de vinila (PVC) e o poliestireno, além de outros químicos como acetaldeído, ácido acético, óxido de etileno, etilbenzeno entre outros (ZHANG; YU, 2013). Segundo Morschbacker (2009), em 2007, mais de 98% das 115 MMt da produção mundial desse importante insumo era baseada em pirólise de frações líquidas de óleo e gás natural. No entanto, essa realidade está em começo de mudança, tanto em razão da nova realidade das preocupações ambientais quanto da competitividade do preço da cana-de-açúcar. Desde 2007, a maior produtora de resinas termoplásticas nas Américas e a maior produtora de polipropileno nos Estados Unidos, a Braskem, anunciou a produção em larga escala de polietileno a partir do etileno do etanol. Um outro exemplo é o grupo Solvay, o qual anunciou a expansão da produção de PVC a partir do etanol de cana-de-açúcar brasileiro. Na Figura 2.2 é ilustrado um fluxograma de processos de desidratação do etanol a etileno.

No processo, a corrente de etanol entra na fase líquida passa por um forno para evaporação. Na sequência, ocorre a reação de desidratação intramolecular do etanol a

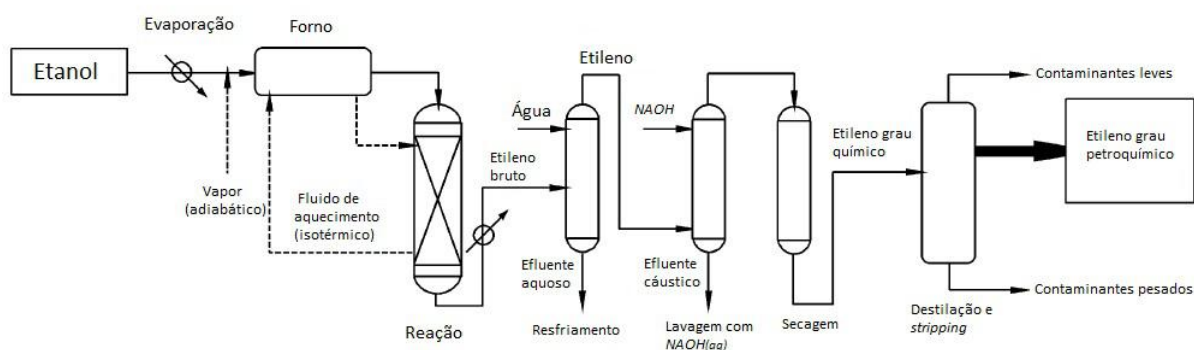


Figura 2.2: Fluxograma de uma planta de produção de etileno a partir do etanol.
Adaptado de Morschbacker (2009)

etileno. Nesse caso, uma molécula de etanol perde uma molécula de água (desidratação intramolecular) dando origem ao etileno. Conforme a reação:



A corrente de produto é, então, submetida a etapas purificação até que o etileno em grau petroquímico seja obtido no final.

Segundo resultados de trabalhos como de Fan, Dai e Wu (2012) e Mello (2019), a produção de etileno a partir de etanol ainda não é economicamente viável o suficiente para enfrentar os baixos custos obtidos com o craqueamento de frações de petróleo. De acordo com Mello (2019), cerca de 67% do MVP corresponde ao custo de produção, utilizando esta matéria-prima. Fan, Dai e Wu (2012) afirmam que, conforme relatórios da Agência Internacional de Energia Renovável (*The International Renewable Energy Agency*), o etileno a base de etanol dos EUA, feito a partir de milho, tem custo de 2.000,00 USD/t e o produzido no Brasil, a partir do etanol de cana, pela Braskem, tem o custo de 1.200,00 USD/t. O preço do etileno obtido pelo craqueamento apresenta valores entre 600,00 a 1.300,00 USD a tonelada. Por outro lado, o etileno obtido a partir de etanol tem um ativo importante que pode equilibrar essa balança, o fato de o bioetanol ser de fonte limpa e renovável. Esse selo verde pode estimular a venda desse produto como um produto *premium* e assim aumentar sua lucratividade. Contratos de venda da produção da planta da Braskem de Triunfo foram fechados antes mesmo da planta ser construída, cerca de 80% do produto já havia sido vendido antes mesmo do *start-up* da planta (FAN; DAI; WU, 2012; BRASKEM, 2019).

2.2 Destilaria

Em termos de tecnologia de produção, o etanol pode ser obtido por duas vias principais, a partir da hidratação catalítica do etileno em ácido fosfórico adsorvido em sílica ou a partir da fermentação de açúcares usando fontes como cana-de-açúcar, milho, beterraba entre outros. A rota fermentativa é a mais antiga e estabelecida (NOVACANA, 2020d). A rota fermentativa, pode ainda se estender à fermentação de glicose obtida da hidrólise de celulose, nesse caso o etanol é conhecido como etanol lignocelulósico ou como etanol de segunda geração (ALBARELLI, 2013). A reação envolvida na conversão de glicose em etanol é dada por:



Na reação descrita pela Equação 2.2 uma molécula de glicose dá origem a duas moléculas de álcool etílico e duas moléculas de CO_2 pela ação fermentativa de leveduras, que em geral são da espécie *Saccharomyces cerevisiae* (NOVACANA, 2020d).

No que concerne à matéria-prima para a fermentação desses açúcares para a obtenção do etanol, destacam-se a cana-de-açúcar e o milho. A primeira é a principal matéria-prima utilizadas nas usinas e destilarias do Brasil, ao passo que o milho é a base para o etanol estadunidense (CRAGO et al., 2010). No que se refere à rendimento por tonelada, o milho é mais vantajoso com média de produção de média 400 L de etanol/t de milho processada contra 85 da cana-de-açúcar. Por outro lado, o rendimento médio de produção de milho por hectare plantado possui um valor médio entre 10 e 20 t/hectare (CRAGO et al., 2010) e (NOVACANA, 2020b). Desse modo, o rendimento de etanol em volume por hectare de plantação de cana-de-açúcar é superior ao do milho. Além disso, em relação à fermentação, os custos envolvidos com o processamento da cana são menores. O etanol de cana é obtido pela fermentação direta do caldo, ao passo que o processo de produção de etanol a partir de milho demanda uma etapa adicional de hidrólise para liberar açúcares fermentáveis, o que onera mais o processo. Por fim, os dois tipos de biomassa se diferem no que trata-se do potencial de redução de de emissão de CO_2 , uma vez que o bagaço da cana pode ser utilizado como fonte de energia térmica e elétrica da planta. As plantas que operam com milho, por sua vez necessitam de um agente externo para suprir essa demanda (PERLINGEIRO, 2014) *apud* (MARQUES, 2019).

Em termos de configuração industrial, a maioria das plantas de processamento de cana-de-açúcar no Brasil foram desenhadas para produzir tanto açúcar quanto etanol, nesse caso são denominadas usinas. As unidades industriais que produzem apenas etanol, por sua vez, são conhecidas como destilarias autônomas. Ademais, é muito comum nas plantas em geral uma unidade de cogeração de vapor e eletricidade de modo que o excedente de eletricidade gerado com a queima do bagaço de cana é vendido como um importante subproduto do processo (PINA et al., 2014).

Na literatura há uma variedade de trabalhos de análise técnico-econômica de plantas industriais de processamento de cana-de-açúcar com diversas configurações. Albarelli (2013) avaliou a viabilidade técnico-econômica de açúcar, de etanol e de eletricidade a partir de uma usina convencional e a produção de etanol e eletricidade no contexto do que é conhecido como destilaria autônoma. Dias et al. (2011) avaliaram a viabilidade de diversos cenários nos quais configuram destilarias com venda ou não de excedente de eletricidade e produção de etanol de primeira e segunda geração. Marques (2019) avaliou a viabilidade de produção de etanol a partir de uma usina *flex* de cana-de-açúcar e milho, que opera com as duas matérias-primas, para abastecer uma unidade de produção de etileno via desidratação catalítica. Jonker et al. (2015) produziram um modelo que tem como objetivo avaliar os preços de venda de etanol obtido a partir de uma destilaria autônoma com capacidade de processamento de 2 MMT de cana ao ano. O modelo avalia o preço de etanol entre os anos de 2010 e 2030 para diversos cenários em termos de tecnologia (primeira ou segunda geração) e em relação ao tipo de matéria-prima empregada (cana, de milho, sorgo sacarino e eucalipto).

de primeira e segunda geração entre os anos de 2010 e 2030 para diferentes tipos de biomassa como matéria-prima

2.3 Engenharia econômica – Economicidade de escala

Na estimativa de custo de capital de investimento (Capex) em uma planta química é preciso ter conhecimento do fluxograma do processo e dos principais equipamentos envolvido em cada operação unitária da planta. Nesse fluxograma de processo, também conhecido como PFD (*Process Flow Diagram*), realizam-se os balanços de massa e energia das operações de separação, de reação, de purificação de produtos, de estocagem e etc., proporcionando a engenheiros de processos informações para o dimensionamento mais assertivo dos equipamentos. A maneira que fornece uma estimativa do Capex com maior acurácia é a cotação desses equipamentos dimensionados diretamente com os fornecedores, porém, essa pode ser uma tarefa um tanto quanto lenta para uma estimativa inicial de viabilidade de projeto. Outra forma que fornece resultados acurados o suficiente para uma estimativa inicial é basear o Capex do projeto em custos de investimento de plantas anteriores. O modo mais comum que relaciona dados de custo de equipamentos com suas respectivas capacidades de processamento é por meio da correlação apresentada na equação a seguir:

$$\frac{C_a}{C_b} = \left(\frac{A_a}{A_b} \right)^n \quad (2.3)$$

Onde, A = Fator relacionado à dimensão do equipamento;

C = Custo de aquisição;
n = Coeficiente exponencial.
Fonte: (TURTON, 2012).

Na Equação 2.3 estão relacionadas duas capacidades diferentes de processamento pelos fatores Aa e Ab, com seus respectivos custos de aquisição, Ca e Cb.

Outra forma mais direta dessa correlação é apresentada na equação abaixo:

$$C_a = K(A_a)^n \quad (2.4)$$

Tal que, A = Fator relacionado à dimensão do equipamento;
C = Custo de aquisição;
K = $C_b / (A_b)^n$.
Fonte: (TURTON, 2012).

Dessa forma, a partir da Equação 2.4 é possível obter uma curva de custo que correlaciona a capacidade de processamento de um equipamento/planta total com o custo de investimento de capital do equipamento/planta total, conforme a Figura 2.3.

Como pode ser verificado na Figura 2.3, dados históricos de custo de aquisição de sopradores de ar foram compilados de acordo com suas respectivas capacidades de vazão de ar. Dessa forma, a partir dessa curva é possível estimar o custo de um soprador de ar qualquer (com vazões entre 0,2 e 70 m³/s) sendo necessária apenas a vazão de ar requerida. É possível construir um gráfico análogo para uma planta química, que nada mais é que um grupo de equipamentos industriais como esse.

O valor típico para n para realizar-se uma análise de inicial do custo de investimento de uma planta química é conhecido na literatura como *six-ten rule* em que o coeficiente exponencial ou fator de escala é considerado como 0,6. Conforme o trabalho de Tribe e Alpine (1986), esse valor é baseado na observação de que a correlação entre o volume (V) e área superficial para um tanque e tubo é, respectivamente, $S_I/S_{II} = (V_I/V_{II})^{0,667}$ e $S_I/S_{II} = (V_I/V_{II})^{0,5}$.

De acordo Towler e Sinnott (2012) apud Mello (2019), o fator de escala típico para a indústria química é de 0,6, mas pode variar entre 0,4 e 0,9 a depender das particularidades do processo. Ademais, de acordo com Leboreiro e Hilaly (2013) e Tribe e Alpine (1986), o valor de n também está relacionado à escala avaliada, de modo que além do tipo do processo o salto na escala avaliada também é um fator importante na determinação do fator de escala para o processo avaliado.

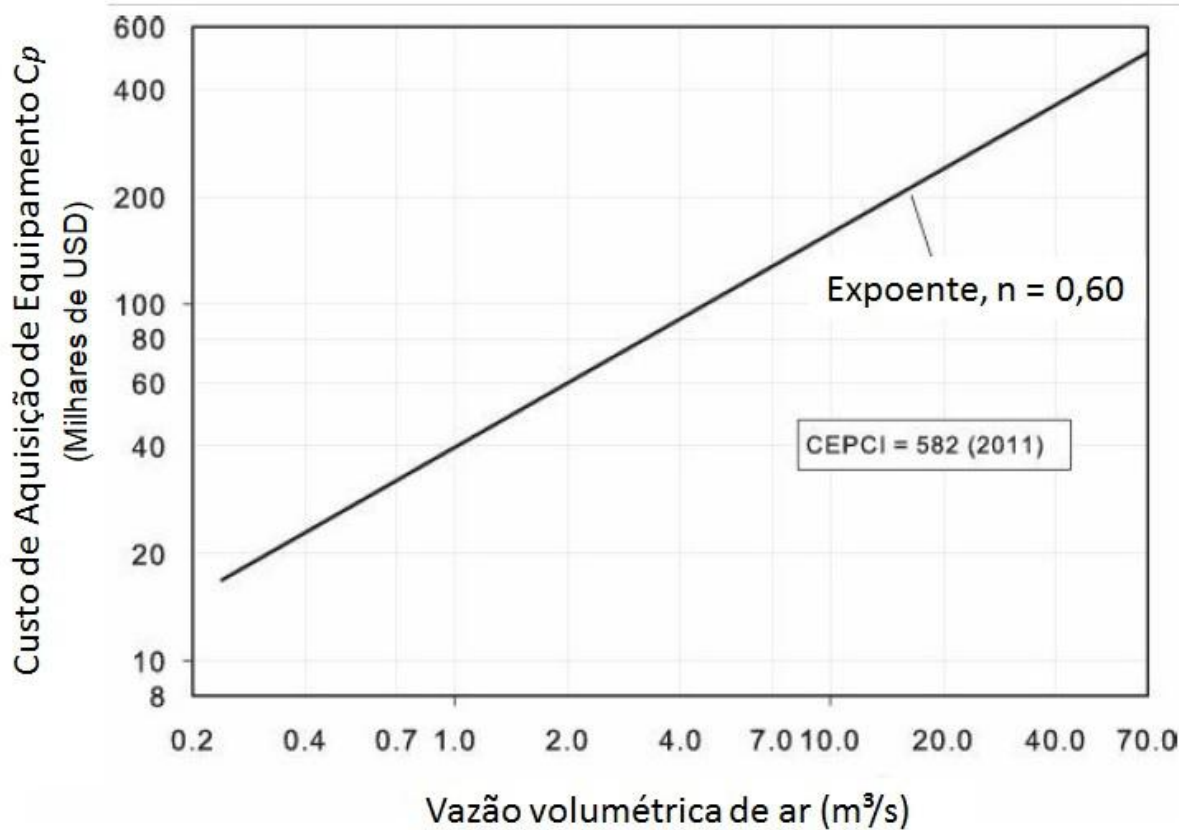


Figura 2.3: Curva de custo de um soprador. Custo de aquisição Vs capacidade volumétrica de vazão de ar. Adaptado de Turton (2012)

2.4 Simulação de processos

Segundo Rubião (2018), os simuladores de processo químicos são o casamento perfeito entre as ciências da computação e da engenharia química. Ainda segundo o autor os simuladores de processo propiciaram uma melhor compreensão dos vários fenômenos das operações típicas dos processos químicos.

Há uma variedade de trabalhos de avaliação técnico-econômica na literatura nos quais os simuladores de processos são utilizados como ferramentas para a obtenção dos índices técnicos e dimensionamento dos equipamentos industriais, ou ainda trabalhos que basearam em resultados de simulações obtidas por outros autores. Dias et al. (2011) simularam unidades de produção de etanol de primeira e segunda geração na plataforma de simulação *SuperPro Designer*. No trabalho, foi simulada uma planta com capacidade de processamento de 500 t de cana-de-açúcar/h, o que equivale a 2 MMt/ano. As unidades de recepção, de limpeza da cana e extração do caldo, de tratamento e de concentração do caldo, fermentação e de destilação foram executadas no ambiente de simulação. O projeto avaliado contou com uma unidade de cogeração anexa, porém esta foi simulada fora do ambiente de simulação em razão da ausência de base de dados para tal operação

do simulador. Na Figura 2.4, retirada do trabalho dos referidos autores, é apresentado o fluxograma de processos.

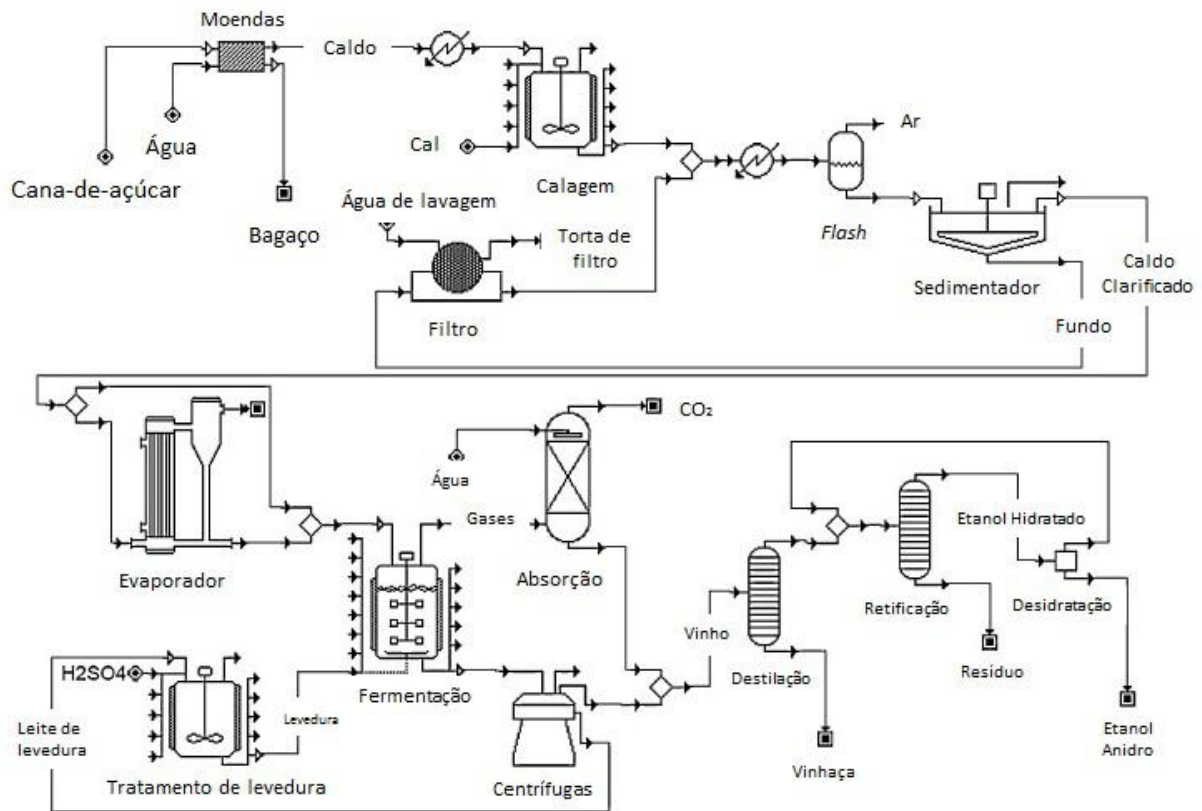


Figura 2.4: Fluxograma de processo produção etanol de primeira geração. Adaptado de Dias et al. (2011)

Conforme descrito no trabalho de Dias et al. (2011), a cana chega à planta industrial, é embebida com água, para melhorar a extração do caldo, e passa pelas moendas para a extração do caldo. O caldo contém impurezas, como sais, poeira, materiais particulados e ácidos orgânicos que precisam ser removidos antes da fermentação. Dessa maneira, uma etapa de tratamento químico antecede a fermentação. Para tanto, o caldo é aquecido até 70 °C, cal é adicionada e, em seguida, é efetuado um novo aquecimento até 105 °C. Na sequência, o caldo passa por um *flash* para a remoção de ar dissolvido, em seguida recebe um polímero floculante e é enviado para um sedimentador para que aconteça a sedimentação dessas impurezas. A corrente de fundo do sedimentador segue para um filtro com o objetivo de recuperar açúcares da lama. Esse filtrado segue em reciclo para o ponto do segundo aquecimento. A corrente de clarificado efluente do sedimentador se divide em duas. A primeira segue para um sistema de concentração do caldo por ação de 5 estágios de evaporação, de modo que a concentração de açúcares no final do sistema seja de 65% (m/m) ou 65 °Brix. A segunda corrente (com a concentração de açúcares original do caldo) mistura-se a essa corrente de caldo concentrado em 65% (m/m) de açúcares de modo a produzir uma corrente de caldo final com 22,5 °Brix. O caldo concentrado e

tratado é enviado às dornas de fermentação, nas quais o açúcar é efetivamente convertido em etanol e CO₂, conforme a Equação 2.2, e outros subprodutos como álcoois e ácidos orgânicos. O caldo fermentado é centrifugado e o chamado leite de levedura é tratado com ácido para reduzir o teor de bactérias e recirculado. Esse processo de reciclo de leveduras é conhecido como *Melle-Boinot*. O vinho fermentado é enviado, então, às torres de destilação para a obtenção de etanol hidratado (93% (m/m)). No trabalho dos autores o etanol hidratado é desidratado a etanol anidro. De modo que a corrente de etanol hidratado produzida é levada a uma torre de absorção em peneiras moleculares para a obtenção do etanol anidro com concentração de 99,3% (m/m).

O processo de obtenção de etanol adotado por Dias et al. (2010) é bem estabelecido na literatura, de modo que o processo varia pouco entre os trabalhos divulgados. Diferenças são encontradas, porém, nos sistemas de concentração do caldo, em termos de números de efeitos na bateria de evaporadores e do arranjo do sistema bem como na tecnologia adotada no sistema de obtenção do etanol anidro. Marques (2019) relata o uso de fonte de nitrogênio além do ácido sulfúrico no tratamento do leite de leveduras. Os trabalhos de Seabra (2008), Albarelli (2013), Marques (2019) e outros autores relatam o uso de uma destilação extrativa com solventes orgânicos como ciclohexano e monoetilenoglicol para a obtenção do etanol anidro. Pina et al. (2015) relata uma etapa extra de esterilização do caldo após a etapa de concentração para evitar a contaminação nas dornas fermentativas.

Capítulo 3

Metodologia

Neste capítulo são apresentadas, inicialmente, as premissas gerais para a concepção do projeto. Na sequência, é apresentada a metodologia empregada na construção da análise técnica. Esse item é dividido em três partes. A primeira consiste na apresentação da rota tecnológica assumida para o projeto. A segunda, por sua vez, apresenta a metodologia e premissas empregadas na simulação do processo e na obtenção dos índices técnicos. A terceira parte, por fim, tem como objetivo expor a metodologia empregada no escalonamento dos biorreatores, os quais, foram os únicos equipamentos dimensionados fora do ambiente de simulação. A metodologia empregada na concepção da avaliação econômica também é dividida em três partes. Inicialmente, são abordadas a metodologia e premissas para a estimativa dos custos de investimento, em seguida, para os custos de operação e, por fim, para a construção das curvas de custo. O trabalho é contemplado, além disso, por uma análise de sensibilidade, a metodologia empregada nessa análise encerra o capítulo.

3.1 Premissas gerais

- Produto final: etanol hidratado 92,5% (m/m);
- Tipo de processo empregado: fermentação por ação das leveduras *Saccharomyces cerevisiae*;
- Matéria-prima empregada: cana-de-açúcar;
- Número de dias de operação por ano: 167 dias;
- Número de horas de operação por ano: 4.000 horas;
- Áreas da planta avaliadas:
 1. Recepção, limpeza e extração do caldo – Área 100;
 2. Tratamento químico do caldo – Área 200;
 3. Fermentação do caldo – Área 300;
 4. Destilação do vinho – Área 400; e
 5. Tancagem do produto final – Área 500.

- Tancagem:
 - (i) Caso I: tancagem para atender metade da produção anual; e
 - (ii) Caso II: nenhum tipo de tancagem.
- Capacidades de processamento de cana dos cenários avaliados na construção da curva de custo em MMt de cana ao ano:
 - (a) 1,54
 - (b) 2,00
 - (c) 2,60
 - (d) 3,85
 - (e) 5,00
 - (f) 6,50
- Localização das plantas: Brasil;
- Período de referência utilizado na cotação dos equipamentos: 1^o semestre 2018; e
- Período de referência utilizado na cotação da matéria-prima, insumos e utilidades: novembro de 2019.

3.2 Análise técnica

3.2.1 Rota tecnológica

Em razão da tradição da produção de açúcar e etanol a partir de cana no Brasil, que remonta a séculos atrás em relação ao açúcar e décadas para o álcool, as tecnologias empregadas em uma destilaria autônoma são bem estabelecidas (BASTOS, 2007). No desenvolvimento deste projeto foi utilizado como base trabalhos como o de (DIAS et al., 2011), Albarelli (2013), (PINA et al., 2015), Marques (2019) e (SEABRA, 2008). Dessa forma, o processo de produção abordado foi a fermentação do caldo de cana a partir da ação das leveduras da espécie *Saccharomyces cerevisiae*, com concentração do caldo em cinco efeitos com etapa de esterilização do caldo e destilação em torre de pratos e recuperação de etanol de CO₂ em torre de absorção. O trabalho foi desenvolvido em parceria com a equipe de engenharia de processos do Instituto Senai de Inovação em Biossintéticos, de modo que em vários momentos foram incorporadas no desenvolvimento do projeto consultorias de especialistas na área de simulação de processos.

De acordo com o diagrama da Figura 3.1, a cana-de-açúcar chega à unidade de limpeza da cana (Área 100) com o auxílio de caminhões, na sequência, após a limpeza, a cana segue para a unidade de extração, tratamento e concentração do caldo da cana (Área 200). O caldo tratado e na concentração apropriada para ser fermentado segue, então, para a unidade de fermentação (Área 300), na qual ocorre a produção do etanol. A corrente contendo etanol é, por fim, enviada para a unidade de destilação do vinho (Área 400) para a obtenção do etanol hidratado. O parque de tancagem, por sua vez, está

representado pela área 500.

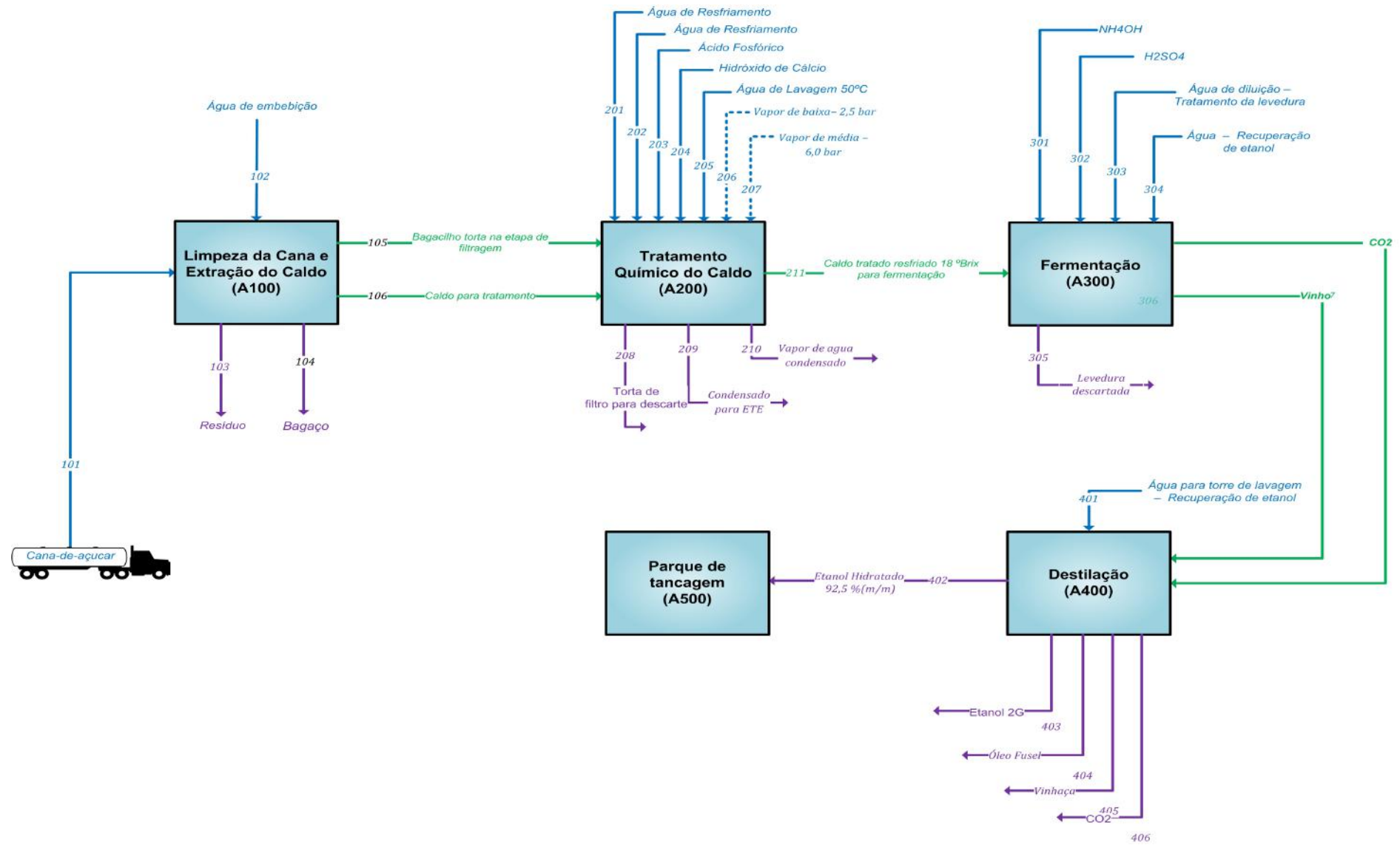


Figura 3.1: Diagrama de blocos destilaria. Fonte: Autor.

3.2.1.1 Limpeza da cana

Na chegada à unidade industrial, uma amostra da cana é coletada para avaliar o teor de açúcares fermentáveis, pois o valor da cana está diretamente relacionado à esse parâmetro. Outro ponto acerca da matéria-prima na chegada é quanto ao tipo de tecnologia empregada na colheita. Se esta for manual, ou mecanizada do do tipo cana inteira, observa-se a presença de uma quantidade maior de material inorgânico (solo e rochas) e folhas que precisam ser removidos antes da etapa de moagem, o que não é observado no caso da colheita mecanizada do tipo cana picada, pois nesse caso a cana chega mais limpa para o processamento. No entanto, é preciso observar que a colheita mecanizada do tipo cana picada é aquela em que há maior perda de açúcares pelo processo. Nesse caso, no que se refere à limpeza da cana, a lavagem a seco (ar atmosférico) é indicada para evitar a perda de açúcares seja ainda maior nessa etapa (REIN, 2007). Como o método de colheita empregado no Brasil está em ampla evolução para o sistema de colheita mecanizada de cana cana picada, esta trabalho considera colheita mecanizada de cana picada e lavagem a seco de cana a seco (NOVACANA, 2020a).

Conforme a Figura 3.2, a cana limpa (corrente 103) é, então, preparada para a moagem. Essa preparação consiste em um equipamento de facas rotativas que promovem a picagem e o desfibrador — rotor de martelos —, o qual promove a abertura das fibras da cana para uma melhor moagem. É esperada uma abertura mínima de 82% dessas fibras (NOVACANA, 2019a). Após a desfibração, a cana está pronta para seguir até a moenda. A moenda consiste basicamente em sequência de dois rolos, conhecidos como ternos, que aplicam pressão sobre a cana picada e desfibrada. Para uma melhor eficiência na extração do caldo é adicionada água de embebição (corrente 104) nos últimos ternos da série. Todo o sistema de desfibração e moagem foi representado pelo bloco Extração do Caldo na Figura 3.2. Ao sair do sistema de extração do caldo, a mistura de cana é separada em bagaço (corrente 106), que segue para a venda como subproduto, e o caldo que ainda contém impurezas e materiais particulados menores (corrente 107). Dessa forma, antes de deixar a unidade de limpeza, o caldo passa por equipamentos de separação sólido/líquido como filtros e ciclones (ALBARELLI, 2013). O caldo (corrente 108) segue para a etapa de tratamento e o resíduo da filtração. A corrente 109, por seu turno, se divide em duas correntes, uma de reciclo (corrente 110), que tem como objetivo recuperar caldo, e a corrente de bagacilho (111), a qual é utilizada para ajudar na formação como meio filtrante na etapa de tratamento do caldo (MARQUES, 2019).

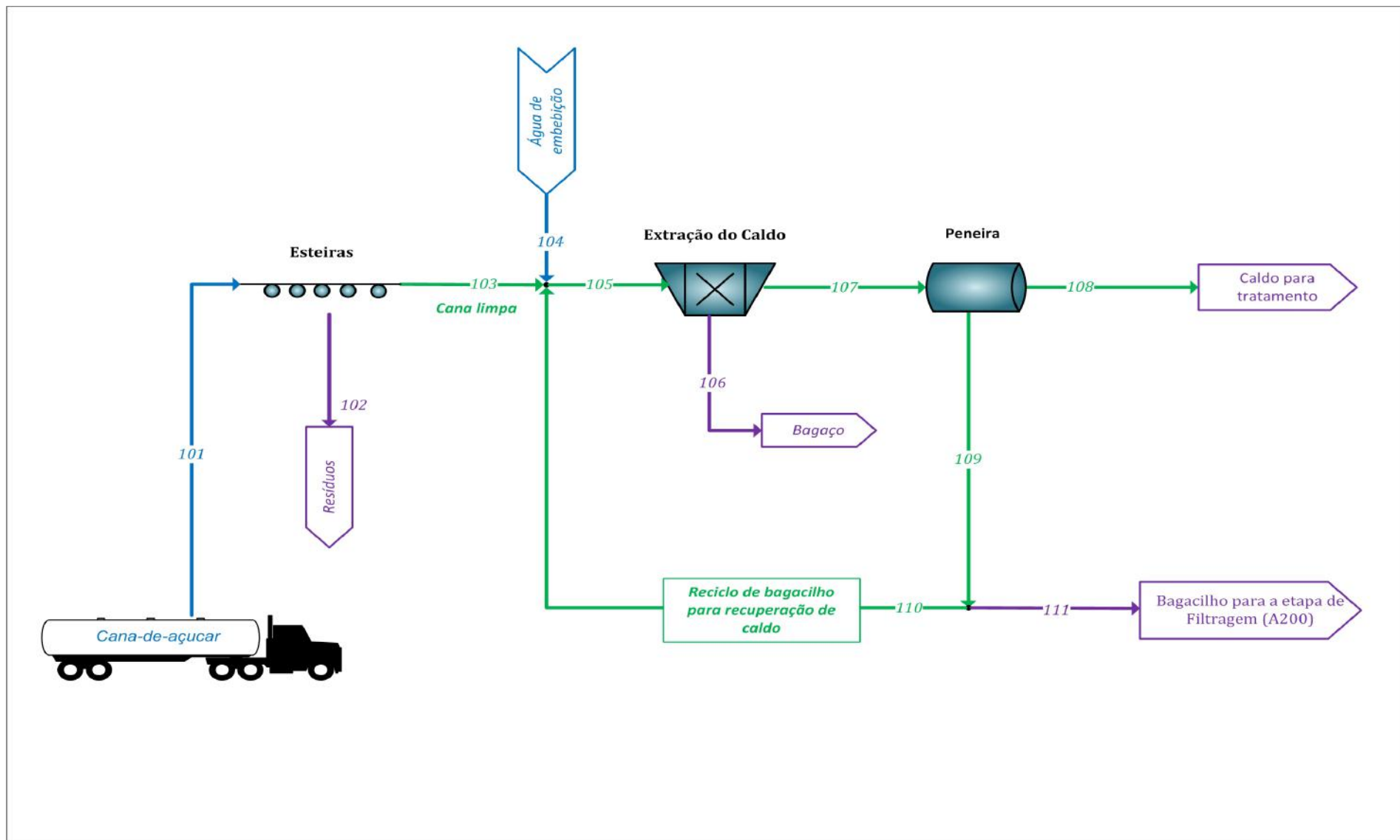


Figura 3.2: Recepção, preparo e obtenção do caldo da cana-de-açúcar. Fonte: Autor.

3.2.1.2 Tratamento do caldo

A unidade de tratamento do caldo tem dois objetivos: a remoção de impurezas e a concentração dos açúcares. O caldo da cana obtido na moagem, primeiramente, segue para uma etapa de pré-aquecimento em um trocador de calor, o qual é representado pelo bloco E204 na Figura 3.3. Na sequência, recebe uma corrente de ácido fosfórico e de hidróxido de cálcio. Essa reação entre o ácido fosfórico e a base, também conhecida como calagem, gera um material que atua na coagulação/floculação de impurezas presentes no caldo. Além do mais, o pH é ajustado para a faixa da neutralidade, pois segundo Rein (2007) essa é uma estratégia para evitar a degradação da glicose, uma vez que essa sofre inversão em meio ácido (ALBARELLI, 2013). É possível, ainda, adicionar um polímero floculante para ajudar nesse processo de precipitação de impurezas (ALBARELLI, 2013; DIAS et al., 2010). Este trabalho, porém, não considerou essa etapa adicional. Outra estratégia foi adotada, baseada no trabalho de Marques (2019): o caldo é aquecido até a ebulição e depois passa por um *flash* (bloco V201), essa operação segundo Camargo (1990) promove a pasteurização do caldo e, além do mais, auxilia na clarificação do caldo reduzindo a quantidade de reagentes necessários na etapa de coagulação/floculação (HUGOT, 1986) *apud* (MARQUES, 2019).

Na sequência, o caldo proveniente do *flash* (corrente 214) entra na etapa de decantação dessas impurezas em um decantador, de modo que a corrente de topo (corrente 216) segue para a etapa de concentração do caldo e o lodo (corrente 244) para a etapa de filtração para a recuperação dos açúcares do caldo e com conseqüente reenvio da corrente do filtrado (corrente 247) para a etapa de calagem (ALBARELLI, 2013; MARQUES, 2019). Para tanto, o lodo é enviado a um filtro rotativo (bloco F201) junto com água de lavagem e o bagacilho proveniente da etapa de limpeza e moagem. A função do bagacilho é auxiliar na filtração, já que o lodo é gelatinoso e, portanto, não seria capaz de formar uma torta de filtração eficiente para a retenção de impurezas (CAMARGO, 1990). A torta gerada tem propriedades fertilizantes e pode ser enviada à plantação reduzindo, assim, os custos com a fertilização do solo (NOVACANA, 2019b).

Em seguida, o caldo é enviado para o sistema de evaporação e esterilização (corrente 217). A saída do sistema de evaporação deve conter uma corrente com uma concentração de açúcares na faixa dos 20 °Brix, faixa essa recomendada para a fermentação pelas leveduras (MARQUES, 2019; ALBARELLI, 2013). Basicamente, o sistema consiste em sucessivas despressurizações da corrente para fomentar a evaporação da água sem que grandes aquecimentos e, conseqüentemente, altos gastos com vapor sejam dispendidos nessa etapa. O sistema de evaporação adotado foi baseado no trabalho de Dias et al. (2010), Pina et al. (2015), Albarelli (2013) e Camargo (1990). Segundo Camargo (1990), a grande maioria dos sistemas de evaporação empregados em destilarias autônomas é de quatro efeitos com um sistema de pré-evaporação, o que poderia ser entendido como um

sistema de cinco efeitos de evaporação. Neste trabalho, com objetivo de reduzir o consumo de vapor na etapa de concentração do caldo, foi utilizada a metologia proposta por Pina et al. (2015) e Dias et al. (2010). Nesse sistema, a corrente do caldo efluente do decantador (corrente 217) é dividida entre as correntes 218 e 241. A corrente 218 ganha pressão com a bomba representada pelo bloco P205 e é enviada ao sistema de evaporação de cinco efeitos para que a concentração do caldo atinga os 65 °Brix. A corrente 241, por sua vez, segue diretamente para a etapa de esterilização com uma concentração de açúcares original do caldo, isto é, algo em torno dos 13 °Brix. O sistema de evaporação gera, portanto, a corrente 228 que possui 65 °Brix a qual ganha pressão (corrente 230) e é misturada à corrente 242 e ambas geram a corrente 231 com os 20 °Brix recomendados à etapa de fermentação. Em seguida, o caldo é submetido a uma etapa de esterilização, a qual foi baseada no trabalho de Pina et al. (2015). Dessa forma, a corrente 231 passa em um economizador representado pelo bloco E203, o qual juntamente com o trocador E202 faz com que a corrente de caldo seja aquecida até os 130 °C adequados para a esterilização contra micro-organismos indesejados que podem contaminar a etapa de fermentação. Após esterilizado, o caldo troca, ainda, calor com carga da unidade em um economizador, representado pelo bloco E204, que aquece a corrente de entrada na unidade (108) até a temperatura de 70 °C adequada à etapa de calagem descrita previamente. Além da corrente de caldo tratado e no grau Brix adequado (corrente 236), a etapa de tratamento gera as correntes 229 e 213 de efluentes do sistema de evaporação e de tratamento térmico, respectivamente. O sistema de tratamento de efluentes não foi avaliado neste trabalho.

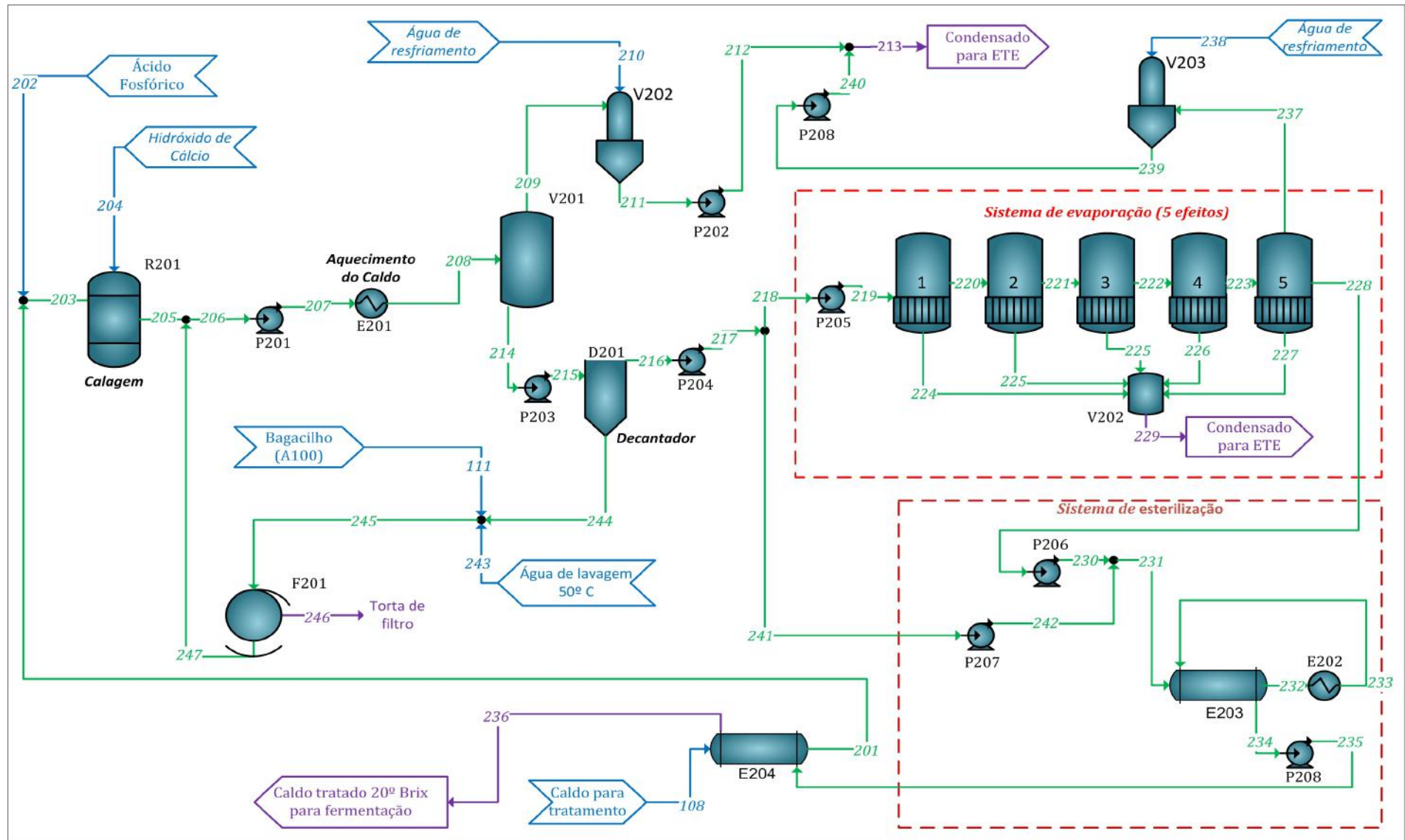


Figura 3.3: Tratamento e concentração do caldo. Fonte: Autor.

3.2.1.3 Fermentação do caldo

O processo de transformação dos açúcares do caldo tratado em etanol adotado neste trabalho é o processo fermentativo em batelada alimentada por ação das leveduras *Saccharomyces cerevisiae*, já que essa espécie é a mais utilizada na indústria e a batelada alimentada reduz as chances de inativação das leveduras (ALCARDE, 2019).

Conforme a Figura 3.4, o caldo concentrado e tratado chega à unidade de fermentação e é resfriado em um trocador de calor até a temperatura ideal de fermentação, em torno de 35 °C (FONSECA, 2014). O caldo é, então, enviado às dornas de fermentação juntamente com a corrente de leveduras previamente tratadas e pré-inoculadas (corrente 319). Como se trata de um processo de batelada para manter uma corrente de saída de produto contínua, é preciso alocar reatores em paralelo e que a operação aconteça sincronizada o suficiente de acordo com a demanda do tempo de fermentação, da limpeza e do esterilização dos biorreatores. A ferramenta utilizada para esse cálculo foi a o diagrama de Henry Gantt. A metodologia empregada nesses cálculos de dimensionamento e escala dos biorreatores e dos vasos de pré-inoculação é detalhada na Seção 3.2.2.1. A respeito do tempo de fermentação, este varia entre os autores de 5 a 12 horas, para este trabalho foi assumido o tempo de 11 horas. Após deixar as dornas de fermentação, a corrente de mosto fermentado (corrente 305) segue para a recuperação das leveduras, o que acontece por ação de duas baterias de centrífugas de disco de alta rotação (blocos S301 e S302 na Figura 3.4), conforme o processo Melle-Boinot (SEABRA, 2008; DIAS et al., 2010). Do produto de fundo do processo de centrifugação, parte é descartado, o que é representado pela corrente 314 de purga de leveduras e parte é enviado a um tanque de tratamento com fonte de nitrogênio e ácido sulfúrico (correntes 316 e 317) para sua reativação no processo (MARQUES, 2019). A corrente de micro-organismo tratado (319), por sua vez, é enviada às dornas de pré-inoculação, também conhecidas como pé-de-cuba, onde ocorre o crescimento celular de leveduras antes do processo de fermentação alcoólica nas dornas de fermentação. Na sequência, a corrente de leveduras prontas para a fermentação (corrente 319) é misturada à corrente de alimentação de caldo tratado (corrente 302). A corrente originada nessa mistura (corrente 303) é, então, alimentada paulatinamente nas dornas juntamente fechando o ciclo.

O vinho, representado pela corrente 311, segue para um reservatório intermediário de equalização de vazão, também conhecido como dorna volante, e em seguida segue para a etapa de destilação (corrente 312) (MORENO, 2020).

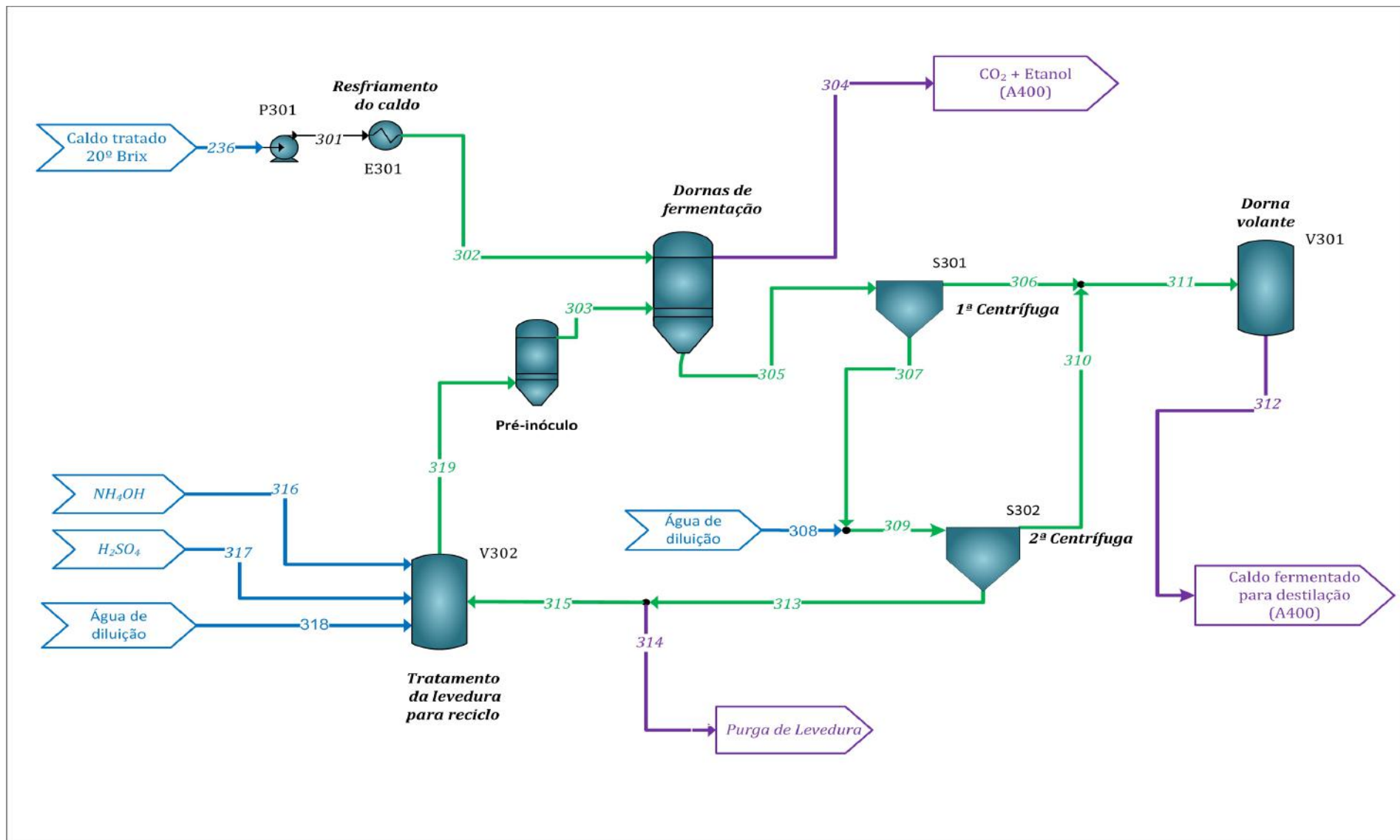


Figura 3.4: Fermentação do caldo. Fonte: Autor.

3.2.1.4 Destilação do vinho fermentado

De acordo com a Figura 3.5, a corrente de vinho fermentado que chega à unidade de destilação (corrente 312) é pré-aquecida com o auxílio dos economizadores representados pelos blocos E401 e E402 (MARQUES, 2019) e segue para a primeira coluna, a qual pode ser entendida como três colunas distintas (JUNQUEIRA, 2009). A coluna C401-I, conhecida como epuradora (ALBARELLI, 2013), possui oito estágios de equilíbrio, mas não possui nem refeedor nem condensador (JUNQUEIRA, 2009). Essa coluna tem como objetivo complementar o aquecimento da corrente e purificar o vinho quanto às substâncias de maior volatilidade (ALBARELLI, 2013), de modo que os produtos de fundo dessa seção intermediária alimentam a seção de esgotamento (coluna C401-III) e os produtos de topo, por sua vez, alimentam a seção de retificação (coluna C401-II). A coluna C401-II possui seis estágios de equilíbrio (JUNQUEIRA, 2009) e um condensador parcial no qual a corrente de líquido condensado, conhecida como etanol de segunda (corrente 422) é retirada com 88,3% de etanol, ao passo que a corrente de vapor (corrente 423) segue para recuperação do etanol na torre de absorção (C403) (MARQUES, 2019). A corrente de fundo dessa seção (corrente 405) é retirada com 50% de etanol e é denominada flegma líquida. A seção de esgotamento (C401-III), por seu turno, possui seis estágios e atua na remoção dos contaminantes do vinho e gera uma corrente de flegma vapor no topo (corrente 406) e uma corrente de fundo (corrente 416) conhecida como vinhaça, a qual possui, em geral, 0,02% (m/m) de etanol.

A torre de absorção, representada pelo bloco C403 na Figura 3.5, tem como objetivo recuperar o etanol misturado ao CO₂ da corrente de gases da fermentação (corrente 304) e ainda o etanol ascendente na corrente 423. Para tanto, essas duas correntes são misturadas e passam por uma lavagem com água em uma torre de recheio. A corrente de fundo (corrente 427), concentrada em etanol, retorna ao início do processo de destilação como reciclo e a corrente de gases de topo da torre absorvedora (corrente 426) rica em CO₂ é retirada como subproduto do processo (MARQUES, 2019).

As correntes de flegma (405 e 406), por sua vez, são enviadas à última torre do sistema (C402), a qual tem como objetivo concentrar o etanol até a especificação de 92,5% (m/m). Essa coluna conta com 46 estágios de equilíbrio, refeedor, condensador parcial e duas retiradas laterais. A corrente de topo (428) é a corrente de produto de etanol hidratado com 92,5% (m/m) de etanol, ela passa pelo economizador E401 e deixa o sistema como produto final para ser enviada é enviada ao parque de armazenagem. A corrente de fundo (413), por sua vez, com um teor de etanol menor que 0,05% (m/m) é misturada à corrente de vinhaça e resfriada no economizador E402 e deixa o processo como subproduto (corrente 418). Além disso, duas retiradas laterais de alcoóis superiores são realizadas nessa torre. Essas correntes são conhecidas como óleo fúsel, as quais são formadas por álcoois de cadeia longa. Essas correntes são, então misturadas e deixam o

sistema como subproduto (corrente 410) (JUNQUEIRA, 2009; MARQUES, 2019).

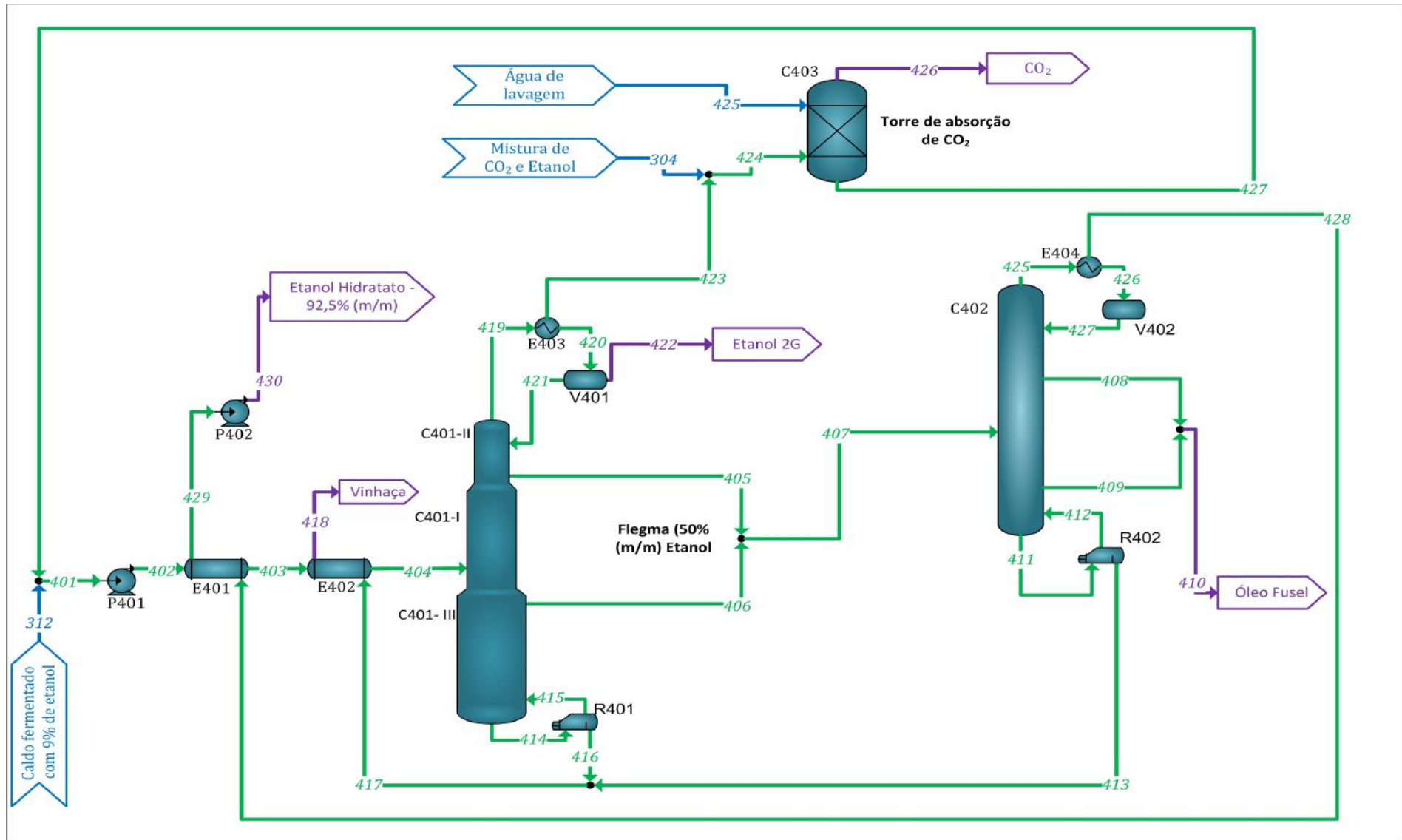


Figura 3.5: Destilação do vinho fermentado. Fonte: Autor.

3.2.2 Índices técnicos

Conforme discutido no Capítulo 1, a simulação do processo tem como objetivo obter os balanços de massa e de energia. A partir desses balanços, são obtidas as vazões mássicas das correntes bem como as demandas de utilidades e insumos em cada operação unitária para processar uma determinada quantidade de matéria prima e gerar determinada quantidade de produto. Desse modo, conforme a equação a seguir, o índice técnico de um insumo A, por exemplo, é igual à vazão de A utilizada no processo dividida pela vazão de produto que foi possível ser produzido a partir dessa quantidade de A. De modo análogo, esse cálculo é feito para as utilidades, como pode ser observado:

$$\text{Índice técnico de A} = \frac{\text{Vazão mássica de A}}{\text{Vazão mássica de produto}} \quad (3.1)$$

3.2.2.1 Estratégias de escalonamento

Para o dimensionamento das dornas de fermentação e para os vasos de pré-inóculo foi preciso definir algumas regras de escalonamento, já que nesse caso trata-se de tornar a corrente de *downstream* do processo de fermentação, que é naturalmente transiente, em um processo contínuo. Os demais equipamentos foram dimensionados respeitando as demandas do balanço de massa e as heurísticas internas do simulador *Aspen Economic Analyzer*.

O dimensionamento inicia-se com a definição de algumas premissas, conforme a Tabela 3.1.

Existem algumas formas de tornar um processo que opera em batelada em contínuo. Neste trabalho, a forma adotada é a operação dos fermentadores em paralelo conforme a representação da Figura 3.6.

De acordo com a Figura 3.6, a corrente com reciclo de leveduras tratadas (corrente 101) entra no sistema de fermentação e se divide entre as correntes que alimentam os vasos de pré-inoculação, representadas nesse diagrama pelas correntes 102, 106, 110 e 114. Cada uma delas segue para um sistema independente de inoculação, também conhecidos como trem de inóculo. Na Figura 3.6, os vasos A1, B1 e C1 correspondem a um trem de inóculo, o mesmo vale para A2, B2 e C2, A3, B3 e C3, e A4, B4 e C4. Conforme mencionado na Seção 3.2.1.3, os vasos de pré-inóculo têm como objetivo o crescimento das leveduras antes que a fermentação aconteça nas dornas de fermentação. Para tanto, as corrente de levedura tratada, são descarregadas nos vasos de índice A, a inoculação acontece por cinco horas e na sequência as correntes efluentes desses vasos (102A, 106A, 110A e 114A) alimentam os vasos de índice B. O processo se repete até a alimentação das dornas de fermentação D1, D2, D3 e D4. Em termos de volume, os vasos de pré-inóculo são baseados no volume das dornas fermentativas, em que o primeiro vaso a jusante à dorna, nesse caso os vasos de índice C, possuem 1/10 do volume da dornas, os vasos de índice B, 1/10 do

Tabela 3.1: Premissas gerais assumidas nos cálculos de dimensionamento de volume e número de dornas de fermentação.

Parâmetro	Tempo / h	Eficiência / %	Volume / m³
Eficiência de separação no <i>downstream</i>	-	99	-
Tempo de operação por ano	4000	-	-
Tempo de fermentação nos fermentadores	11	-	-
Tempo de crescimento no pré-inóculo	5	-	-
Tempo de limpeza dos vasos	2	-	-
Tempo de esterilização dos vasos	2	-	-
Tempo de carregamento do meio nos vasos	1	-	-
Tempo de carregamento do inóculo nos vasos	1	-	-
Volume total máximo das dornas de fermentação	-	-	2.000 +/- 100

volume dos vasos de índice C e assim por diante até o menor vaso. Nesse trabalho o menor vaso dos trens de inóculo considerado nos cálculos foi de 100 m³ os quais correspondem aos vasos A1, A2, A3 e A4.

Abaixo são listadas as variáveis mais importantes utilizadas no dimensionamento das dornas de fermentação:

- Vazão de descarregamento do *downstream* (m³/h);
- Tempo total da batelada (h); e
- Tempo de descarregamento da dorna (h).

A vazão de descarregamento do *dowstream* está atrelada à demanda anual de produção da planta, de modo que esse dado pode ser retirado dos resultados da simulação. O tempo total de batelada (T), por sua vez corresponde à soma dos tempos de limpeza, esterilização, carregamento do meio, carregamento do inóculo, tempo de fermentação conforme a Tabela 3.1 bem como o tempo de descarregamento de uma dorna (t).

Na Figura 3.7 é ilustrado como seria a operação de 4 fermentadores em modo paralelo para fornecer uma vazão para a corrente de *downstream* contínua. É possível observar que no tempo zero o fermentador 1 está em descarregamento. Após um tempo t, o descarregamento cessa e o fermentador 2 inicia o descarregamento. No mesmo instante, o fermentador 1 inicia as etapas de preparo (limpeza e esterilização) para que um novo processo de fermentação aconteça. No momento em que cessa o volume de descarregamento do fermentador 2 o descarregamento do fermentador 3 entra em cena, enquanto o

fermentador 2 entra em estágio de preparo e fermentação. O mesmo acontece quanto o fermentador 3 cessa o descarregamento. O ciclo se fecha no instante em que o fermentador 4 cessa o descarregamento. Nesse momento, a etapa de fermentação do fermentador 1 está encerrada e este está pronto para iniciar um novo descarregamento. Desse modo, o fornecimento de meio à corrente de *downstream* do processo de destilação do etanol mantém-se contínuo.

Determinação do Número de Fermentadores

Dado um T e t , o número de fermentadores (N) pode ser calculado conforme a Equação a 3.2:

$$[N] = \frac{T}{t} \quad (3.2)$$

Como o número de fermentadores é uma função descontínua caso Equação 3.2 retorne um número fracionário, N deve ser arredondando para cima.

Determinação do Volume dos Fermentadores

Os cálculos de volume das dornas de fermentação são, naturalmente, dependentes da vazão de *dowstream* (Q) demandada pela planta, dado esse que pode ser obtido nos resultados da simulação do processo do ambiente computacional utilizado no trabalho – *Aspen Plus*. Nesse caso, o volume de cada um dos fermentadores (V) pode ser obtido pela Equação 3.3:

$$V(\text{m}^3) = t(\text{h}) \times Q \left(\frac{\text{m}^3}{\text{h}} \right) \quad (3.3)$$

Para atender à premissa de vasos fermentativos com volume total entre 1900 e 2100 m^3 , conforme a Tabela 3.1, foi realizado um cálculo iterativo em que a variável modificada foi o tempo de descarregamento (t) até que V se adequasse à faixa requerida.

Dimensionamento dos trens de inóculo

Assim como o dimensionamento das dornas de fermentação, o dimensionamento dos trens de inóculo foi baseado em algumas premissas listadas na Tabela 3.2 a seguir.

De acordo com a Tabela 3.2, o tempo total envolvido nessa etapa de pré-inoculação (T_2) é de dez horas.

Os cálculos empregados na determinação do número de trens de inóculo (N_2) são análogos aos envolvidos na determinação do número de vasos de fermentação (N), conforme a Equação 3.4.

Tabela 3.2: Premissas gerais assumidas nos cálculos de dimensionamento de volume e número de trens de inóculo.

Parâmetro	Tempo / h
Tempo de limpeza dos vasos	1
Tempo de esterilização dos vasos	1
Tempo de carregamento do meio nos vasos	1
Tempo de carregamento do inóculo nos vasos	1
Tempo de fermentação	5
Tempo de descarregamento	1

$$[N_2] = N \times \frac{T_2}{T} \quad (3.4)$$

Assim como o número de fermentadores o número de trens de inóculo é uma função descontínua, dessa forma, caso Equação 3.4 retorne um número fracionário, N_2 deve ser o arredondando para cima.

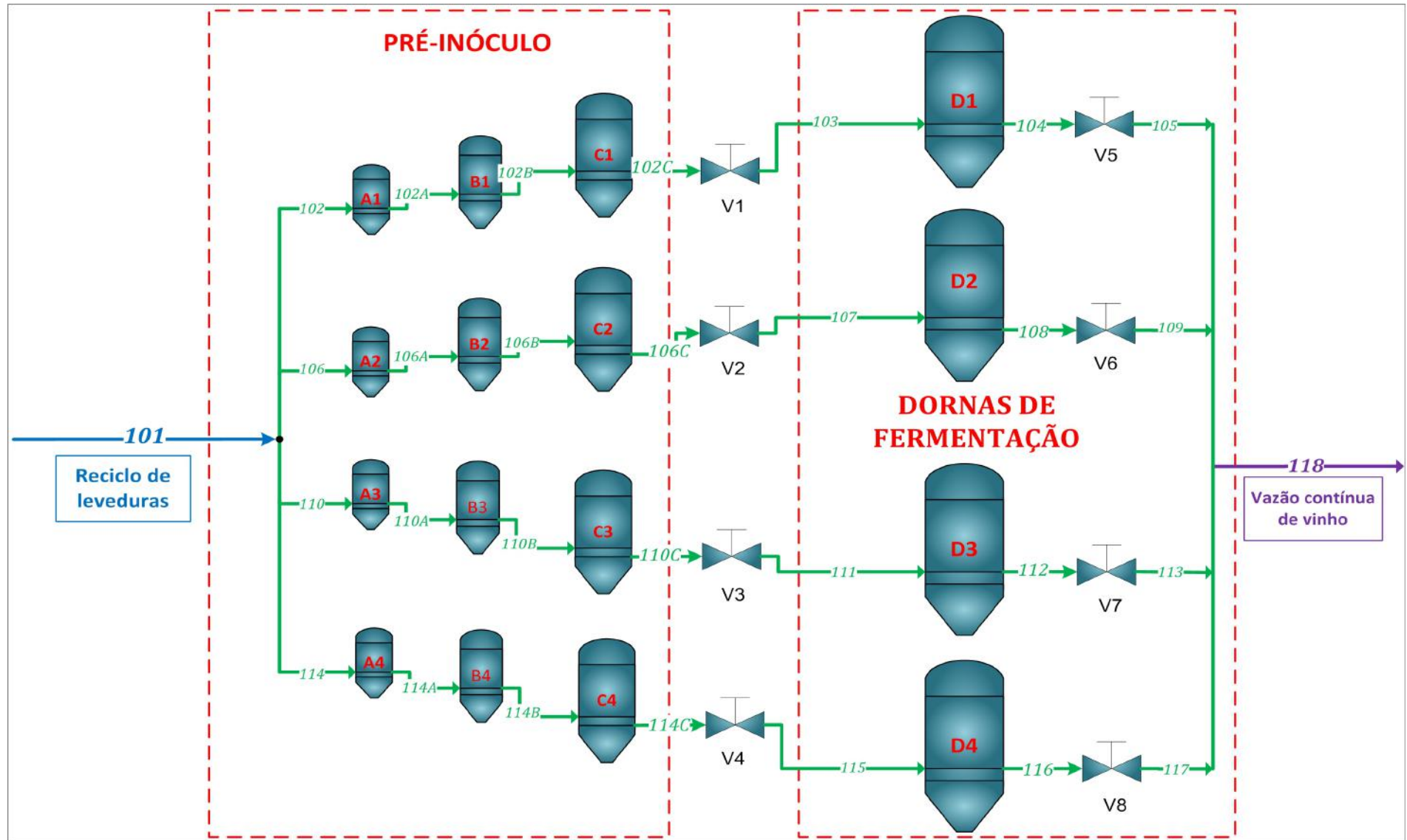


Figura 3.6: Recepção, preparo e obtenção do caldo da cana-de-açúcar. Fonte: Autor.

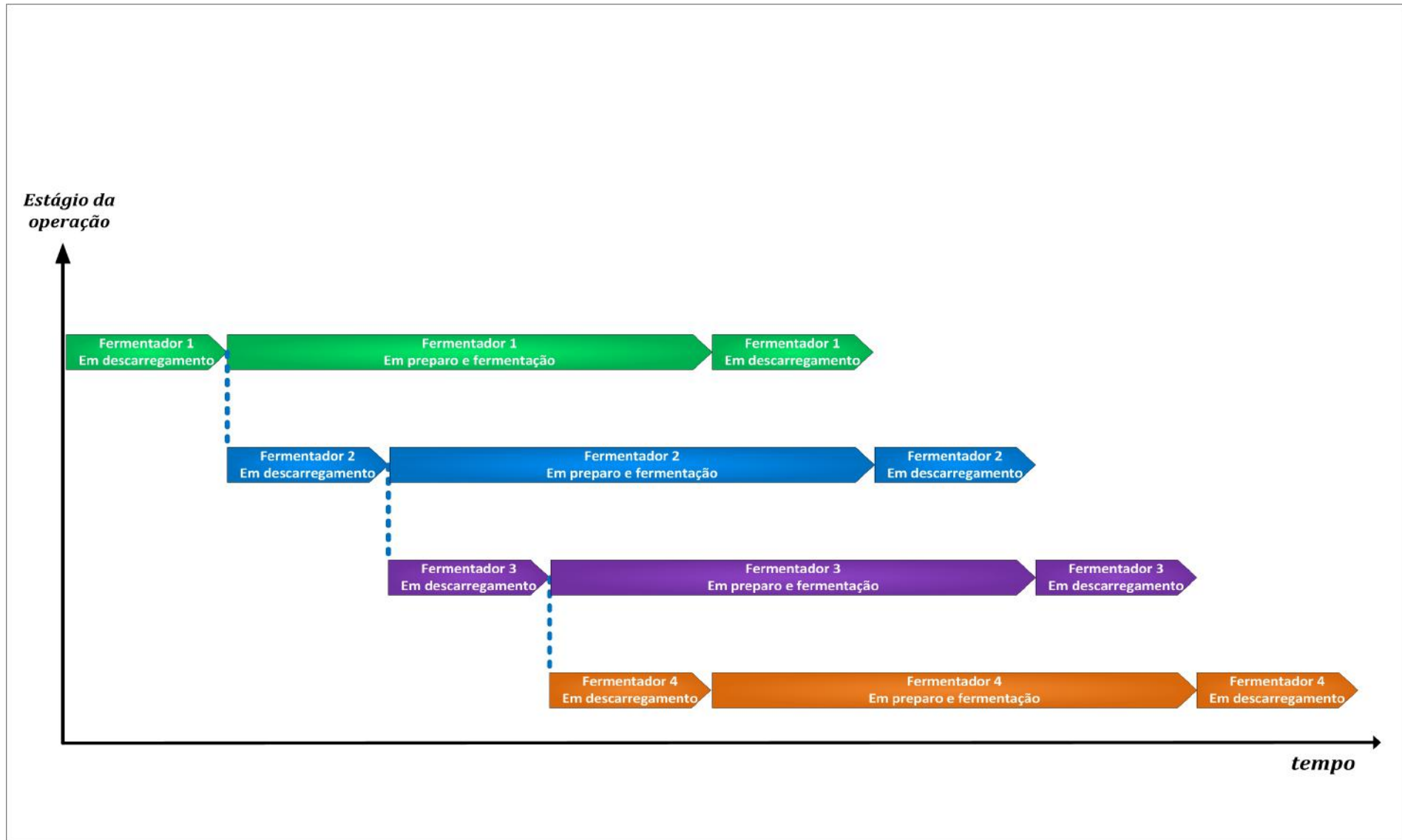


Figura 3.7: Diagrama de Gantt para 4 fermentadores operando em paralelo. Fonte: Autor.

3.3 Análise econômica

Nesta seção é apresentada a metodologia adotada para a concepção da análise econômica do projeto, bem como as principais premissas adotadas para tal. Conforme o trabalho de Turton (2012), a análise de custo se divide em: avaliação dos custos de investimento fixo de capital ou Capex, do inglês *Capital Expenditures*; avaliação dos custos de operação, ou Opex, do inglês *Operational Expenditures*; e, por fim, a determinação do preço mínimo de venda do produto viável, ou MVP, do inglês *Minimum Viable Product*.

3.3.1 Custos de investimento

A estimativa dos custos de investimento fixo (Capex) engloba os gastos de compra e instalação de equipamentos principais também conhecidos como ISBL e OSBL, do inglês *Inside Battery Limits* e *Outside Battery Limits*. O primeiro é delimitado pelos custos envolvidos com a compra e instalação dos equipamentos, custos com a compra do terreno e qualquer outro material que esteja diretamente relacionado ao processo produtivo em si. O segundo, por sua vez, envolve os custos envolvidos com a instalação da central de utilidades da planta, como água de processo, vapor e eletricidade (HOSSEINPOUR, 2017). Neste trabalho, apenas os custos com ISBL foram avaliados.

Em termos de Capex, segundo Turton (2012) a estimativa inicial do investimento fixo pode ser classificada em cinco estágio, conforme o resumo apresentado na Tabela 3.3.

As classificações explicitadas na Tabela 3.3 estão de acordo com cinco classes de estimativa definidas pela *American Association of Cost Engineers* (AAACE). As classificações estão relacionadas com a quantidade de recursos empregados e com a maturidade do projeto. O nível de acurácia da estimativa de investimento para cada classe é detalhado na Tabela 3.4.

Para este projeto, a estimativa de custos e dimensionamento dos equipamentos principais foi suportada pelo *Aspen Economic Analyzer* versão 11, cuja base de dados corresponde ao 1º semestre de 2018. De modo que o nível de maturidade do trabalho se enquadra em um estudo de Classe IV. Dessa forma, o nível de acurácia da estimativa do investimento corresponde a uma margem de erro de 3 a 12 vezes maior que um estudo detalhado de classe I. Em termos percentuais, dado que a incerteza associada aos estudos de classe I é, em geral, de -4% a + 6%, o erro associado a uma estimativa de classe IV, como deste trabalho, está compreendido no intervalo que possui valor mínimo entre [-12% e + 18%] e valor máximo entre [-48% e + 72%] (TURTON, 2012). Conforme a metodologia do Instituto Senai de Inovação em Biossintéticos,¹ foi adotado um valor médio para este intervalo de incerteza para a estimativa do Capex de [-30% a +45%].

Turton (2012) utiliza uma analogia para explicar a composição dos custos totais de

¹O uso do valor médio foi baseado na metodologia aplicada nos projetos desenvolvidos pelo Instituto Senai de Inovação em Biossintéticos, o qual foi parceiro no desenvolvimento deste trabalho.

Tabela 3.3: Critério de classificação de maturidade de estimativas de investimento
 Fonte: Turton (2012)

Classificação	Dados utilizados	Documentos necessários
Estudo preliminar (Classe V)	Informações sobre plantas já existentes são utilizadas. Dessa forma, correções de escala, de capacidade e de inflação são realizadas para fornecer estimativa inicial do custo de investimento da planta industrial em análise.	Apenas o diagrama de blocos é necessário, usualmente.
Estudo conceitual (Classe IV)	É preciso uma lista com as dimensões e do custo aproximados dos principais equipamentos envolvidos no processo, como bombas, compressores e turbinas, colunas e vasos de processo e trocadores. Esses dados são utilizado na estimativa do custo total de investimento fixo da planta em questão	Fluxogramas de processo (PFD) são necessários.
<i>Design</i> preliminar Classe III	Demanda especificações preliminares para todos os equipamentos da planta, tubulação, instrumentação, sistema elétrico e equipamentos externos. As utilidades são estimadas.	Diagrama de processo (PFD) final com esboço mais detalhado dos equipamentos esboço da planta.
Definitivo (Classe II)	Demanda especificações preliminares para todos os equipamentos da planta, utilidades, instrumentação, elétrica e equipamentos externos	Diagrama de processo (PFD) final, diagrama de tubulação de instrumentação (PDI), balanço de utilidades e diagrama completo da planta.
Detalhado (Classe I)	Última fase antes da execução da construção da planta, portanto, requer diagramas de engenharia completos de todos os processo e dos equipamentos externos e utilidades. O custos dos equipamentos, nesse caso, devem ser cotados com fornecedores.	PFD, PID, infraestrutura da planta, balanço de utilidades e todos os diagramas necessários para a construção da planta.

investimento em um projeto comparando este a compra dos materiais para se construir uma casa. Nesse caso, os custos vão além da areia, do cimento, das ferragens e das madeiras, por exemplo. Deve se levar em consideração também os custos com a propriedade em

Tabela 3.4: Classificação das estimativas de investimento quanto à acurácia
 Fonte: Turton (2012)

Classificação	Nível de definição do projeto	Propósito da estimacão	Faixa de acurácia (em magnitude relativa à Classe I)
Estudo preliminar (Classe V)	0 a 2	Estudo de factibilidade	4 a 20
Estudo conceitual (Classe IV)	1 a 15	Estudo conceitual	3 a 12
<i>Design</i> preliminar Classe III	10 a 40	Autorizaco ou controle orçametário	2 a 6
Definitivo (Classe II)	30 a 70	Início da cotação dos equipamentos com fornecedores	1 a 3
Detalhado (Classe I)	50 a 100	Fim da cotação, orçamento aprovado	1

que a casa vai ser construída, os custos de entrega dos materiais comprados, os custos com a construo em si, os custos com as utilidades como água e eletricidade entre outros. Na Tabela 3.5 é apresentado um resumo dos principais custos de capital com o investimento fixo total de um projeto.

Na estimativa dos gastos com os equipamentos para cada cenário simulado, utilizou-se os resultados de balanço de massa e energia gerado na simulao em *Aspen Plus* como entrada para o dimensionamento e a cotação no ambiente *Aspen Economic Analyzer*, à exceção do sistema de fermentação, no qual a entrada para o dimensionamento foi a regra de escalonamento descrita na Seção 3.2.2.1. Além do dimensionamento e da cotação dos equipamentos, o *Aspen Economic Analyzer* (APEA) foi utilizado para estimar as despesas diretas e indiretas e instalaoes auxiliares, com exceção da central de utilidades e armazenagem, descritas na Tabela 3.5. Para esse cálculo, o *software* utiliza de um banco de dados atualizado com frequênciam. Para esse projeto o banco de dados utilizado é referente ao primeiro semestre de 2018, o qual está disponível na versão 11 do referido programa, conforme mencionado anteriormente. Além disso, como a base do programa é os Estados Unidos da América, foi preciso corrigir os resultados de cotação do APEA com um fator de localizao para o Brasil, o qual, baseado nos dados da Intratec (2019),

foi admitido como 13%.

Devido à carência de equipamentos no banco de dados do *software* para a simulação da área 100, os custos com os equipamentos dessa etapa, que corresponde aos equipamentos envolvidos na recepção, limpeza e extração do caldo da cana-de-açúcar, foram baseados no trabalho de Seabra (2008). No referido trabalho estão disponíveis apenas os custos de equipamentos para o processamento de 500 t/h de cana-de-açúcar desse modo, utilizou-se do recurso de escala proposto por Turton (2012), conforme a Equação 2.3 para obter os custos diretos da área 100 para todas as capacidades avaliadas neste projeto. Nesse cálculo foi assumido um valor igual a 2/3 para o coeficiente exponencial n da referida equação.

O trabalho de Seabra (2008) fornece o valor final para o custo dessa unidade no Brasil em reais. Dessa forma, o valor foi inicialmente ajustado quanto ao câmbio brasileiro para o dólar, a cotação utilizada foi de 1 dólar equivalente a 2,19 reais (BANCO CENTRAL DO BRASIL, 2019; SEABRA, 2008). Na sequência, o valor foi corrigido no tempo baseado no índice CEPCI do inglês, *Chemical Engineering Plant Cost Index*. O valor encontrado para o índice nos anos entre 2008 e 2019 foi de 5,0% (CEPCI, 2019). Por fim, no entendimento que o valor disponível no trabalho Seabra (2008) corresponde a um valor para o custo de investimento final de projeto para a execução no Brasil. Dessa forma, não foram aplicados sobre esses valores fatores de contingência, partida da planta e capital de giro.

Tabela 3.5: Fatores que afetam os custos associados à avaliação do custo de capital no projeto de plantas químicas.

Fonte: Turton (2012)

Fator	Descrição
GASTOS DIRETOS COM O PROJETO	
Custos <i>FOB</i> ² de equipamentos.	Custos de aquisição dos equipamentos no porto de origem do fornecedor.
Custo de materiais de instalação de equipamentos	Custos com tubulação, isolamento, fundações e suportes, instrumentação, elétrica e pintura.
Custo de mão-de-obra de instalação	Gastos associados com a mão-de-obra necessária para a instalação dos equipamentos.
GASTOS INDIRETOS COM O PROJETO	
Despesas com frete, seguro e outras taxas.	Gastos com o frete e transporte dos equipamentos até o <i>site</i> da planta e todas as taxas aplicáveis e possíveis nesse trajeto.
Gastos gerais com construção civil.	Custos associados à mão-de-obra da construção e todos os custos relativos ao empregado(a) além do salário, como férias, licença médica, aposentarias, seguro social dentre outros benefícios de empregados(as) envolvidos na construção.
Despesas com engenharia	Inclui os gastos com pessoal (salário mais <i>overhead</i> com a elaboração e execução do projeto de engenharia.
CONTINGÊNCIA E TAXAS DE PROJETO	
Contingência	Esse custo cobre os possíveis gastos com equipamentos não previstos, como possíveis mudanças no projeto e outros associados à variação de preços.(OBS: depende da classe do projeto).
Taxa de contratação	Gastos em função do tipo de planta e de alguns.
INSTALAÇÕES AUXILIARES	
Desenvolvimento do <i>site</i> da planta.	Inclui gastos com a aquisição do terreno, terraplanagem, instalação elétrica, sistemas de água e esgoto e pavimentação interna ao <i>site</i> (ruas, calçadas e estacionamentos.)
Construções auxiliares	Gastos com a construção de escritórios, depósitos, salas de controle estruturas de serviço como restaurantes, vestiários e sala de apoio médico.
Unidades auxiliares e utilidades	Inclui custos com armazenagem de matéria-prima e produtos, equipamentos necessários para o fornecimento de utilidades (água de resfriamento e de processo, vapor, distribuição de combustíveis, etc) além de equipamentos envolvidos no tratamento de efluentes torres de <i>flares</i> , tratamento de efluente líquido, incineradores, etc).

² *Free on board*. Nessa modalidade todos os custos de frete e seguros a partir do porto de origem da compra dos equipamentos é incorporada ao projeto (IPEA, 2019).

3.3.2 Custos de operação

Conforme a metodologia de Turton (2012), os custos de operação podem ser descritos conforme a Tabela 3.6. Além disso, para cada parcela do Opex presente na Tabela 3.6 há um intervalo típico. A Tabela 3.7 apresenta esses intervalos bem como o valor assumido para cada caso neste projeto.

Conforme a Tabela 3.7, em geral, valores médios para os valores típicos foram utilizados no trabalho. Alguns custos, porém, foram baseados em outras premissas. As mais importantes são o custo com a depreciação e as despesas gerais. Conforme Turton (2012), o custo com a depreciação foi ajustado para que a planta seja totalmente depreciada no tempo de vida do projeto, dessa forma, como o tempo de vida do projeto é 20 anos a depreciação torna-se 5% do Capex ao ano. Entretanto, ainda de acordo com o autor, ressalta-se que uma depreciação linear é uma aproximação grosseira e que, portanto, gera uma incerteza no valor do MVP calculado. As despesas gerais, por sua vez, foram estimadas como 3% do valor da soma entre os custos fixos e os custos variáveis, conforme a metodologia do Instituto Senai de Inovação em Biossintéticos. Os custos com a equipe de operação (C_{Op}) e supervisão (C_{Sup}) foram calculados conforme os resultados da estimativa do *Aspen Economic Analyzer*. De modo que o número de operadores e de supervisores foram estimados como oito e um, respectivamente, sendo cinco turnos. Além disso, foi estabelecido, conforme dados de Glassdoor (2019), os custos com salários como 30.715,00 e 58.019,00 USD ao ano para os operadores e do supervisor (de painel), respectivamente. Foi adotada uma premissa mais conservadora para os custos de laboratório. De modo que esse custo foi baseado no custo total de mão-de-obra ($C_{Op} + C_{Sup}$) conforme resultados fornecidos pela simulação econômica do processo.

As demandas de matéria-prima, utilidades e insumos foram estimados conforme os resultados das simulações de cada cenário e para calcular os custos envolvidos com esses itens os preços de compra foram baseados, principalmente, na Intratec (2019). A Tabela 3.8 apresenta os resultados dessa cotação bem como a fonte utilizada para tal. Conforme mencionado no Capítulo 1, os custos com o tratamento de efluentes não foram avaliados neste projeto.

Existem outros subprodutos do processo, tais como CO_2 , vinhaça, levedura, torta de filtro, óleo fúsel e créditos carbono os quais possuem potencial de reduzir os custos totais de operação da planta. No entanto, no intuito de construir uma análise econômica mais conservadora, a comercialização desses subprodutos não foi considerada no projeto, uma vez que o trabalho não foi contemplado com uma análise de mercado mais profunda sobre tais subprodutos.

Tabela 3.6: Fatores que afetam os custos associados à avaliação do custo de operação no projeto de plantas químicas.
 Fonte: Turton (2012)

Fator	Descrição
CUSTOS VARIÁVEIS	
Matéria-prima	Custos envolvidos com as matérias-primas.
Créditos	Receita gerada com a venda de subprodutos.
Utilidades	Custos envolvidos com as utilidades como água de processo, vapor e eletricidade.
Insumos	Custos envolvidos com insumos.
Tratamento de efluentes	Custos envolvidos com tratamento de efluentes.
CUSTOS FIXOS	
Equipe de operação	Custos com a mão-de-obra de operação da planta.
Equipe de supervisão	Custos com a mão-de-obra de supervisão da operação da planta.
Almoxarifado	Custos de suprimentos necessários à operação da planta.
Equipe de laboratório	Custos com análises químicas de laboratórios.
Manutenção e reparo	Custos com mão-de-obra e materiais envolvidos na manutenção dos equipamentos da planta.
Depreciação	Custos relacionados à depreciação do capital investido nos equipamentos e instalações gerais.
Impostos locais e seguro	Impostos locais e seguro de responsabilidade civil.
<i>Overhead</i>	Envolve todos os custos associados com operações e utilidades que suportam o processo de produção. Os custos englobam folha de pagamento, serviços de contabilidade, serviços de proteção de emergências, serviços médicos, espaços destinados à recreação de funcionários, benefícios pagos a funcionários entre outros.
DESPESAS GERAIS	
Despesas administrativas	Despesas com administração. Inclui salários, custos com instalações e outros envolvidos com as atividades administrativas.
Despesas com distribuição e venda	Despesas envolvidos com marketing e venda dos produtos. Inclui salários e todos os outros diversos custos associados com essas atividades.
Pesquisa e desenvolvimento	Despesas com as atividades de pesquisa e desenvolvimento relacionadas ao processo produtivo e ao produto. Engloba custos com salários e fundos para suportar a pesquisa (equipamentos, suprimentos, etc.)

Tabela 3.7: Premissas associadas aos fatores que afetam os custos associados à avaliação do custo de operação no projeto de plantas químicas.

Fonte: Turton (2012)

Fator	Intervalo típico	Valor assumido
CUSTOS VARIÁVEIS		
Matéria-prima	C_{MP}	C_{MP}
Créditos	C_R	$-C_R$
Utilidades	C_{UT}	C_{UT}
Insumos	C_{IN}	C_{IN}
Tratamento de efluentes	C_{TE}	Não avaliado
Custos variáveis totais (C_{VT})	$C_{MP} - C_R + C_{UT} + C_{IN}$	
CUSTOS FIXOS		
Equipe de operação	C_{OP}	C_{OP}
Equipe de supervisão	$(0,10 - 0,25) C_{OP}$	C_{SUP}
Manutenção e reparo	$(0,02 - 0,10)Capex$	$(0,02)Capex$
Almoxarifado	$(0,002 - 0,02)Capex$	$(0,009)Capex$
Custos de laboratório	$(0,10 - 0,20)C_{OP}$	$(0,20)(C_{OP} + C_{SUP})$
Depreciação	$(0,1)Capex$	$(0,05)Capex$
Impostos locais e Seguro	$(0,014 - 0,05)Capex$	$(0,02)Capex$
<i>Overhead</i>	$(0,50 - 0,7)(C_{OP} + C_{SUP}) +$ $(0,02)Capex)$	$0,6 (C_{OP} + C_{UP})$ $+ (0,012)Capex$
Custos fixos totais (C_{FT})	$(0,061)Capex + 1,26 (C_{OP} + C_{SUP}) + Depreciação$	
DESPESAS GERAIS		
Despesas administrativas	$0,15(C_{OP} + C_{UP}) + (0,02)Capex)$	
Despesas com distribuição e venda	$(0,02 - 0,2)Opex$	$0,03(C_{VT} + C_{FT})$
Pesquisa e desenvolvimento	$(0,05)Opex$	
Despesas gerais totais (D_{GT})	$0,03(C_{VT} + C_{FT})$	

Tabela 3.8: Preços de matéria-prima, insumos, utilidades e subprodutos utilizados no projeto com as respectivas fontes.

Fator	Preço estimado (USD/tonelada)	Fonte
MATÉRIA-PRIMA		
Cana-de-açúcar	18	(AGROLINK, 2019) ³
INSUMOS		
Ácido fosfórico	800	(INTRATEC, 2019)
Ácido sulfúrico	80	(INTRATEC, 2019)
Hidróxido de cálcio	120	(INTRATEC, 2019)
Uréia	248	(INTRATEC, 2019)
UTILIDADES		
Água de processo	0,403	(INTRATEC, 2019)
Água de resfriamento	0,047	(INTRATEC, 2019)
Vapor de baixa pressão (3bar)	0,252	(INTRATEC, 2019)
Vapor de média pressão (8bar)	0,264	(INTRATEC, 2019)
Eletricidade (kWh)	0,16	(INTRATEC, 2019)
SUBPRODUTOS		
Bagaço de cana-de-açúcar	14,73	(JORNALCANA, 2019)

³ Câmbio considerado 1 USD = 4,16 Reais (BANCO CENTRAL DO BRASIL, 2019).

3.3.3 Construção da curva de custo

Conforme premissas gerais apresentadas na Seção 3.1, foram simulados seis cenários distintos. Inicialmente, definiram-se os dois primeiros pontos como sendo 2 MMt de processamento de cana-de-açúcar ao ano e 5 MMt de processamento de cana-de-açúcar ao ano. A primeira foi baseada na capacidade de processamento típica de uma usina sucroalcooleira brasileira (MACHADO; WALTER; CUNHA, 2016), a segunda, por sua vez, foi baseada na capacidade instalada de uma destilaria autônoma de etanol para atender à demanda de produção de 200 kta de bioetileno.

Nesse caso, segundo Mello (2019) e Braskem (2019) são precisos 1,824 e 1,893 t de etanol hidratado para produzir uma tonelada de bioetileno, respectivamente. Desse modo, para atender a demanda de 200 kta, a qual é a capacidade instalada da Braskem de produção de bioetileno, localizada em Triunfo, no estado do Rio Grande do Sul, no Brasil

(BRASKEM, 2019), seriam necessários em torno de 380 kta de produção de etanol. Para cobrir essa demanda de etanol seriam precisos cerca de 5,5 MMt de cana-de-açúcar ao ano de processamento, baseado nos índices técnicos de NovaCana (2020b) e Braskem (2019), ambos na faixa dos 80 L de etanol produzidos por tonelada de cana. Desse modo, definiu-se que a segunda capacidade a ser simulada no projeto seria de 5 MMt por ano de etanol hidratado.

Por fim, dados esses dois pontos centrais (b) e (e) os quatro restantes (a), (c), (d) e (f), conforme a Seção 1.2, foram definidos de modo que as capacidades em torno de (b) e (e) se diferem por um fator de 30%, isto é, (b) é 30% superior a (a) assim como (c) é 30% superior a (b), do mesmo modo que (e) é 30% superior a (d) e (f) é 30% superior a (e).

3.3.4 Preço mínimo de venda – MVP

O preço mínimo de venda do etanol foi considerado como sendo o preço mínimo de venda da tonelada/metro cúbico de etanol, cujo valor seja capaz de cobrir os custos de investimento (Capex), de operação (Opex) e de retorno de investimento (ROI). Para o cálculo do ROI, foi definido um horizonte de investimento (*Lifetime*) de vinte anos e uma taxa interna de retorno nominal de 15% ao ano. Não foi realizada, porém, uma análise de fluxo de caixa para que pudesse se obter com mais acurácia esse valor de venda no mercado.

3.3.5 Análise de sensibilidade econômica

Os preços de matéria-prima, insumos, utilidades e subprodutos são parâmetros de mercado suscetíveis a oscilações e incertezas. Dessa forma, é recomendável que em uma análise de viabilidade de um projeto seja realizado algum tipo de análise de sensibilidade dos resultados frente às variações dos parâmetros utilizados de modo a verificar as regiões de viabilidade do produto ou processo.

Neste trabalho foi investigada a oscilação do preço mínimo de venda do etanol. Nesse sentido, inicialmente, para a capacidade de 2 MMt ao ano de processamento, foi dado um degrau de 10% no preço da matéria-prima cana-de-açúcar, de cada insumo e de cada utilidade e no subproduto bagaço de cana. Dessa forma, foi possível identificar sobre quais desses parâmetros o preço mínimo de venda do etanol é mais sensível. Conforme os resultados apresentados no Capítulo 4, a matéria-prima é o parâmetro sobre o qual o preço mínimo de venda do etanol é mais sensível. Desse modo, o preço de compra da matéria-prima foi adotado como o parâmetro a ser analisado.

A análise consistiu, basicamente, em avaliar o mínimo preço final de venda do etanol frente às oscilações gerando cinco preços acima e cinco preços abaixo do valor atual de mercado, conforme a Tabela 3.8, de modo que cada ponto se difere do ponto anterior por um fator de 10%. Além disso, a partir dos resultados da curva de custo construída,

essa análise de sensibilidade foi realizada para tal oscilação de preço da cana para vinte cenários diferentes de capacidade instalada anual de processamento de cana-de-açúcar, entre 400 e 8.000 kta.

Capítulo 4

Resultados e Discussões

4.1 Resultados da análise técnica

4.1.1 Balanços de massa e energia obtidos com a simulação – índices técnicos

Basicamente, dentro do escopo dos objetivos deste trabalho, a simulação do processo no ambiente computacional tem como resultado o *Process Flow Diagram*, PFD e os balanços de massa e de energia gerados com os cálculos do simulador. Conforme mencionado na Seção 1.3, o PFD de cada área da planta bem como a descrição da simulação do processo realizada no *Aspen Plus* versão 11 é apresentada no Apêndice A. No Apêndice B, por sua vez, são apresentados os resultados de balanço de massa por corrente para o cenário de processamento de 2 MMt de cana-de-açúcar ao ano, os quais foram utilizados como dados para alimentar a Equação 3.1 e, assim, obterem-se os índices técnicos para o processo, os quais são apresentados na Tabela 4.1. Foi observado que esses índices técnicos para os seis cenários avaliados não sofrem variações significativas, de modo que o resultado apresentado na Tabela 4.1 refere-se aos resultados obtidos com o cenário de processamento (b), isto é, 2 MMt ao ano de cana-de-açúcar, os quais foram admitidos como os índices técnicos constantes para a destilaria autônoma de etanol avaliada neste projeto.

Tabela 4.1: Índices técnicos obtidos para o processo.

Parâmetro	Aplicação no processo	Demanda	Produção	Índice técnico relativo ao etanol	Índice técnico relativo à cana
PRODUTO					
Etanol	Produto	–	35,130 (t/h)	–	88,747 (L/t de cana processada)
MATÉRIA-PRIMA					
Cana-de-açúcar	Matéria-prima	500 (t/h)	–	14,23 (t/t de etanol produzido)	–
INSUMOS					
Ácido fosfórico	Tratamento — Calagem	0,176(t/h)	–	0,0050 (t/t de etanol produzido)	0,352 (kg/t de cana processada)
Ácido sulfúrico	Fermentação — Tratamento da levedura	0,003 (t/h)	–	0,0001 (t/t de etanol produzido)	0,005 (kg/t de cana processada)
Hidróxido de cálcio	Tratamento — Calagem	2,874 (t/h)	–	0,0818 (t/t de etanol produzido)	5,749 (kg/t de cana processada)
Uréia	Fermentação — Tratamento da levedura	0,153 (t/h)	–	0,0044 (t/t de etanol produzido)	0,307 (kg/t de cana processada)
UTILIDADES					
Água de Processo	Várias etapas	936,237 (t/h)	–	26,651 (t/t de etanol produzido)	1,872 (t/t de cana processada)
Água de resfriamento	Várias etapas	7.480,929 (t/h)	–	212,952 (t/t de etanol produzido)	14,962 (t/t de cana processada)
Vapor de baixa pressão (3bar)	Várias etapas	129,138 (t/h)	–	3,676 (t/t de etanol produzido)	258 (kg/t de cana processada)
Vapor de média pressão (8bar)	Tratamento — Esterilização do cado	15,775 (t/h)	–	0,449 (t/t de etanol produzido)	32 (kg/t de cana processada)

Tabela 4.1: Índices técnicos obtidos para o processo – Continuação

UTILIDADES					
Eletricidade	Várias etapas	15.000 (kWh/h) ⁴		426,990 (kWh/t etanol produzido)	30 (kWh/t de cana processada)
SUBPRODUTOS					
Bagaço de cana-de-açúcar	Limpeza e extração – Subproduto	–	135,779 (t/h)	135,7787(t/t de etanol produzido)	271,557 (kg/t de cana processada)
CO ₂	Destilação — Subproduto	–	32,93 (t/h)	0,742 (kg/L de etanol produzido)	65,855 (kg/t de cana processada)
Vinhaça	Destilação — Subproduto	–	339,36 (t/h)	7,980 (L/L de etanol produzido)	678,726 (kg/t de cana processada)
Levedura descartada	Fermentação —Subproduto	–	1,52 (t/h)	20,128 (g/L de vinho fermentado)	3,043 (kg/t de cana processada)
Torta	Fermentação —Subproduto	–	9,88 (t/h)	9,88 (t/t de etanol produzido)	19,762 (kg/t de cana processada)
Óleo fúsel	Destilação — Subproduto	–	0,78 (t/h)	0,0197 (L/L de etanol produzido)	1,569 (kg/t de cana processada)

⁴ Valor baseado no trabalho de Seabra (2008).

Ao contraporem-se os resultados é possível verificar que de um modo geral os resultados para os índices técnicos estão dentro da faixa esperada para o processo, com exceção do índice obtido para o a levedura e para o óleo fúsel. Sobre a levedura é válido ressaltar que, conforme a Figura 3.4, a corrente de produção de leveduras (corrente 314) é uma corrente de purga do processo. Desse modo, é possível um ajuste no separador das correntes 314 e 315 para atingir esse índice técnico. Ademais, um outro índice técnico pode ser utilizado para validar as propriedades dessa corrente de reciclo. Segundo o trabalho de Marques e Serra (2004), a concentração de etanol na suspensão de levedura recirculada é de 2 a 3%, neste trabalho foi encontrado 2,3%. Sobre o óleo fúsel, a retirada desse componente na coluna de destilação foi configurada conforme o trabalho de Junqueira (2009), isto é, as correntes de óleo fúsel correspondem às retiradas laterais da coluna C402 nos estágios 21 (corrente 408) e 45 (corrente 409), conforme a Figura A.7. No entanto, os valores da destilação não convergiram. Contudo, vale ressaltar que o óleo fúsel é um subproduto da etapa de fermentação e este trabalho não buscou o atender ao índice técnico de formação desse subproduto.

Outro parâmetro muito importante na análise desses resultados de índices técnicos é o consumo de vapor. Nos trabalhos disponíveis na literatura a faixa de demanda de vapor de baixa e de média pressão pode variar entre 300 e 500 kg de vapor/t de cana processada. Esse valor depende muito do nível de integração energética realizada na planta. Neste trabalho, uma integração muito importante foi realizada na etapa de tratamento e esterilização do caldo, conforme descrito no processo na Seção 3.2.1.2, levando uma demanda abaixo da faixa reportada na literatura.

Na Tabela 4.3 são apresentados os resultados de consumo de água de processo e de água de resfriamento de modo mais detalhado, por aplicação e por área da planta. Analisando esses dados, verifica-se que o consumo total de água na planta é de 16.834,9 kg de água/t de cana-de açúcar. Esse valor está um pouco acima do esperado para o processo de acordo com os trabalhos disponíveis na literatura. Pina et al. (2015) apresentam um consumo total em torno de 13.000 litros de água/t de cana, Albarelli (2013), por sua vez, apresenta um valor total de 11.000 kg/t de cana processada. Entretanto, no segundo trabalho de Neto (2009), esse valor é apresentado na faixa de 15.000 kg de água/t de cana, valor esse mais condizente com os resultados deste trabalho. Assim como o consumo de vapor, o consumo de água é influenciado pelo fluxograma do processo. Desse modo, é possível realizar integrações que tornem o consumo o uso da água mais eficiente.

Tabela 4.2: Faixas para os índices técnicos encontradas na literatura.

Parâmetro	Índice técnico (Faixa encontrada)	Fonte
PRODUTO		
Etanol	85 a 90 (L/t de cana)	(NOVACANA, 2020b; BRASKEM, 2019)
MATÉRIA-PRIMA		
Cana-de-açúcar	–	(ALBARELLI, 2013)
INSUMOS		
Ácido fosfórico	0,44 (kg/t cana)	(ALBARELLI, 2013)
Ácido sulfúrico	0,001 a 0,01 (kg/t cana)	(ALBARELLI, 2013; PINA et al., 2015)
Hidróxido de cálcio	0,5 a 20 (kg/t de cana)	(ALBARELLI, 2013; PINA et al., 2015)
Uréia	0,340 (kg/t de cana)	(MARQUES, 2019)
UTILIDADES		
Vapor de baixa e média pressão	300 a 500 (kg/t cana processada)	(ALBARELLI, 2013; PINA et al., 2015)
Eletricidade	28 a 50 (kWh/t de cana processada)	(ALBARELLI, 2013; SEABRA, 2008)
SUBPRODUTOS		
Bagaço de cana-de-açúcar	280 (kg/t de cana processada)	(NOVACANA, 2020c)
CO ₂	0,88 (kg/L de etanol produzido)	(PAPP et al., 2017)
Vinhaça	8 a 18 (L/L de etanol produzido)	(NETO, 2009)
Levedura descartada	16 (g/L de vinho fermentado)	(PACOLA et al., 1985)
Torta	10 a 60 (kg/t de cana processada)	(NETO, 2009)
Óleo fúsel	0,003 a 0,005 (L/L de etanol produzido)	(GARCIA, 2008)

Tabela 4.3: Resultados para o consumo de água em kg/t de cana-de-açúcar processada.

Aplicação	Consumo de água (kg/t de cana processada)
ÁGUA DE PROCESSO	
Embebição — área 100	280
Resfriamento contato direto do evaporador último estágio — área 200	1.373
Resfriamento contato direto do <i>flash</i> de clarificação do caldo — área 200	98,901
Lavagem da torta — área 200	70,002
Diluição no tratamento do reciclo de leveduras — área 300	16,029
Diluição nas centrífugas de recuperação de leveduras — área 300	5,325
Lavagem da torre de absorção de recuperação de etanol — área 400	28,800
Total de água de processo	1.872,080
ÁGUA DE RESFRIAMENTO (<i>COOLING WATER</i>)	
Resfriamento do caldo para fermentação — área 300	2.050
Condensador da primeira torre — área 400	111
Condensador da segunda torre — área 400	2.534
Resfriamento do sistema de fermentação — área 300	10.265
Resfriamento corrente de óleo fúsel para armazenamento — área 400	2,828
Total de água de resfriamento (<i>cooling water</i>)	14.962,820

4.1.2 Escalonamento do sistema fermentativo

A seguir são apresentados na Tabela 4.4 os resultados para o escalonamento dos biorreatores realizados conforme metodologia e premissas descritas na Seção 3.2.2.1.

Tabela 4.4: Resultados para o escalonamento dos sistema fermentativo descrito na Seção 3.2.2.1.

Cenário	Q (m ³ /h)	T (h)	V (m ³)	t (h)	N	N ₂	Número total de vasos de inóculo
(a)	311,1787	25	1944,867	5	5	2	6
(b)	406,3326	24	2031,663	4	6	3	9
(c)	527,74	21	1979,024	3	7	4	12
(d)	778,7166	20	1946,791	2	10	5	15
(e)	1013,723	18	1900,731	1,5	12	7	21
(f)	1318,73403	19,2	1978,101	1,2	16	9	27

Dessa forma, observa-se que para transformar o *downstream* do sistema fermentativo, que é algo naturalmente transiente para um fornecimento contínuo, tanto o número de vasos fermentativos, quanto de pré-inoculação devem ser obtidos para cada caso. Com uma análise preliminar dos resultados obtidos, não é possível observar uma relação funcional simples entre a capacidade instalada de produção simulada e o número de vasos.

4.2 Análise econômica

Nesta seção são apresentados, primeiramente, os resultados da cotação dos equipamentos (Capex) e, na sequência, são apresentadas os resultados dos custos de operação (Opex), conforme a metodologia apresentada na Seções 3.3.1 e 3.3.2. As curvas obtidas para o custo de investimento, operação e MVP, obtidas de acordo com a Seção 3.3.3, encerram o tópico.

4.2.1 Custo de investimento para as capacidades de produção simuladas

Na Tabela 4.5 são apresentados os resultados de custo de investimento para os seis cenários de capacidades de produção avaliadas ((a), (b), (c), (d), (e) e (f)) e os dois tipos de tancagem estudados (Caso I e Caso II), conforme as premissas gerais apresentadas na Seção 3.1. Nessa tabela, são apresentados os resultados sem a aplicação dos fatores de contingência, de localização, de margem para a partida da planta e de capital de giro. Os resultados nos quais esses fatores foram aplicados são apresentados na Tabela 4.6.

Em ambas tabelas, porém, os custos de investimento correspondem ao valor final (custo direto do equipamento acrescido dos custos de instalação) no qual já está aplicado o fator de instalação. Foi observado que esse fator não é constante para diferentes capacidades. Foi identificado, a partir dos resultados fornecidos pelo *Aspen Economic Analyzer* um fator de instalação de entre 2,5 e 2,9 para os seis cenários avaliados. Conforme descrito na metodologia do trabalho apenas as áreas 200, 300, 400 e 500 foram cotadas no *software*. Os resultados para o custo dos equipamentos da área 100, por sua vez, foram estimados conforme o trabalho de Seabra (2008), nesse caso nenhum fator de instalação foi aplicado. Em termos gerais, os resultados do fator de instalação estão de acordo com o valor apresentado no trabalho de Albarelli (2013) *apud* Smith (2005) que prevê um fator de instalação entre 2 a 4 vezes o valor de aquisição dos equipamentos.

Tabela 4.5: Resultados de Capex encontrados para os seis cenários avaliados para cada tipo de tancagem simulado sem os fatores de contingência, localização, *startup* da planta e capital de giro.

Cenário	Produção de etanol (kta)	Produção de etanol (m ³ /ano)	Capex (MMUSD)		Capex específico (USD/L de etanol)	
			Caso I	Caso II	Caso I	Caso II
(a)	106,709	134734	114,663	76,763	0,851	0,570
(b)	140,519	177423	139,954	93,757	0,789	0,528
(c)	181,319	228938	168,303	107,633	0,735	0,470
(d)	266,033	335900	231,317	138,608	0,689	0,413
(e)	340,972	430520	284,868	175,477	0,662	0,408
(f)	448,758	566614	342,661	192,822	0,605	0,340

Tabela 4.6: Resultados de Capex encontrados para os seis cenários avaliados para cada tipo de tancagem simulado considerando os fatores de contingência (25%), localização (13%), *startup* da planta (10%) e capital de giro (5%).

Cenário	Produção de etanol (kta)	Produção de etanol (m ³ /ano)	Capex (MMUSD)		Capex específico (USD/L de etanol)	
			Caso I	Caso II	Caso I	Caso II
(a)	106,709	134734	187,066	125,234	1,389	0,929
(b)	140,519	177423	228,326	152,958	1,287	0,862
(c)	181,319	228938	274,576	175,596	1,120	0,767
(d)	266,033	335900	377,380	226,130	1,124	0,673
(e)	340,972	430520	464,745	286,280	1,079	0,665
(f)	448,758	566614	559,031	314,577	0,987	0,555

Os valores de Capex da Tabela 4.5 foram validados a partir dos dados de custo de

investimento de Dias et al. (2011). Nesse trabalho, os autores relatam que o custo de investimento para uma destilaria autônoma típica brasileira, com processamento de 2 MMt ao ano de cana-de-açúcar é de 150 MMUSD. Nesse valor estão incluídas as áreas de recepção e extração do caldo, tratamento do caldo, fermentação, destilação e cogeração, em que 30% do valor relatado se refere ao sistema de cogeração. Dessa forma, ao descontar o sistema de cogeração do Capex da planta, o valor de investimento para as áreas remanescentes avaliadas no referido trabalho seria de 105 MMUSD. O valor obtido neste trabalho que pode ser comparado a esse valor é o resultado para o cenário (b), Caso II, da Tabela 4.5, ou seja, 93,757 MMUSD, pois nesse valor não inclui nenhum tipo de tancagem e nenhum tipo de fator extra (contingências, partida da planta, capital de giro e fator de localização). Pode-se ainda, tornar a comparação ainda mais rigorosa ao corrigir esse valor com o fator de localização da planta para o Brasil (1,13). Nesse caso, o valor final seria equivalente a 105,945 MMUSD cujo valor coincide com o proposto por Dias et al. (2011). Além do mais, dado que esse trabalho corresponde a um trabalho de classe IV, conforme mencionado e explicado na Seção 3.3.1, o valor do Capex está compreendido no intervalo de -30 a + 40% do valor encontrado, ou seja, entre 74,162 e 148,324 MMUSD (com fator de localização, apenas).

É válido ressaltar que para ambas as tabelas, os valores de Capex específicos apresentados estão em base produção de etanol anual, ou seja, são valores de referência apenas, não estão ligados ao retorno de investimento por unidade de volume de etanol.

De um modo geral a estratégia de tancagem de longo prazo parece promissora tanto do ponto de vista de possibilitar a manutenção da receita com as vendas — constante ao longo do ano — quanto no que diz respeito ao usual aumento do preço de mercado do produto durante a entressafra. Nesse contexto, a estratégia de tancagem para manutenção do fornecimento contínuo de etanol na entressafra da cana é uma estratégia que tem sido utilizada pelo mercado (CANARURAL, 2017). Entretanto, até a data de divulgação desse projeto não foram encontrados trabalhos com parque de tancagem similares ao deste projeto para que se pudesse realizar a validação dos resultados encontrados para o custo de investimento com essa operação.

4.2.2 Custos de operação para as capacidades de produção simuladas

Nesta seção são apresentados os custos de operação detalhados, para o Caso I, isto é, capacidade de 2 MMt na Tabela 4.7 e, na sequência, na Tabela 4.8 o resumo dos custos de operação para os seis cenários avaliados também para o Caso I.

Tabela 4.7: Resultados do Opex detalhado para a capacidade de processamento de 2 MMt ano de cana e Opex específico para o caso I com o fatores de contingência, localização, *startup* da planta e capital de giro aplicados.

Item	Preço estimado	Valor (MMUSD/ano)	Valor específico (USD/t de etanol produzido)
Matéria-prima			
Cana-de-açúcar	18 (USD/t)	36,135	257,152
Custos totais com matéria-prima		36,135	257,152
Insumos			
Ácido fosfórico	800 (USD/t)	0,563	4,004
Ácido sulfúrico	80 (USD/t)	0,001	0,006
Hidróxido de cálcio	120 (USD/t)	1,380	9,819
Uréia	248 (USD/t)	0,152	1,083
Custos totais com insumos		2,095	14,911
Utilidades			
Água de processo	0,403 (USD/t)	1,511	10,751
Água de resfriamento	0,047 (USD/t)	1,400	9,966
Vapor de baixa pressão (3bar)	0,252 (USD/t)	0,130	0,925
Vapor de média pressão (8bar)	0,264 (USD/t)	0,017	0,118
Eletricidade	0,16 (USD/ kWh)	9,300	66,183
Custos totais com utilidades		12,358	87,944
Subprodutos			
Bagaço de cana-de-açúcar	14,73 (USD/t)	- 8,001	56,938
CUSTOS OPERACIONAIS VARIÁVEIS TOTAIS		42,587	303,061

Tabela 4.7: Resultados do Opex detalhado para a capacidade de processamento de 2 MMt ano de cana e Opex específico para o caso I com o fatores de contingência, localização, *startup* da planta e capital de giro aplicados. — Continuação

Mão-de-obra			
Operadores (C_{OP}) (8 x 5 turnos)	30.715,00 (USD/ano/operador)	1,229	
Supervisores (C_{SUP}) (1 x 5 turnos)	58.019,00 (USD/ano/supervisor)	0,290	
Equipe de laboratório	20% ($C_{OP} + C_{SUP}$)	0,304	
Equipe de manutenção	10% (C_{OP})	0,123	
Custos totais com mão-de-obra		1,945	13,877
Custos com materiais			
Materiais de manutenção	2% do capex ⁵ /ano	4,349	
Almoxarifado	15% dos custos com materias e manutenção	0,652	
Custos com materiais totais		5,001	35,592
Custos adicionais			
<i>Overhead</i>	0,06 ($C_{OP} + C_{SUP}$) + 0,012 do capex ⁵	2,701	
Impostos locais e seguro	0,02 do capex ⁵	4,349	
Depreciação	0,05 do capex ⁵	10,873	
Custos adicionais totais		17,922	127,544
Despesas gerais			
Despesas administrativas, distribuição e vendas	3% dos custos fixos + custos variáveis totais	2,232	
Despesas operacionais totais		2,232	15,885
CUSTOS OPERACIONAIS + DESPESAS OPERACIONAIS TOTAIS		27,101	192,865
CUSTOS OPERACIONAIS TOTAIS		69,688	495,933

⁵ Capex sem o capital de giro.

De acordo com a Tabela 4.7, é possível observar que os custos de operação totais (Opex) da destilaria autônoma é de 495,933 USD/t de etanol hidratado produzido, ou seja, 392,779 USD/m³ de etanol hidratado, ou ainda, 0,392 USD/L. Considerando o erro para a classe deste projeto, conforme metodologia apresentada na Seção 3.3.1, a faixa esperada para o Opex deste projeto é de 352,760 a 446,138 USD/m³ de etanol hidratado. Conforme já discutido no texto, até a data da divulgação deste trabalho não foram encontrados estudos com as mesmas configurações deste projeto. É possível, entretanto, realizar um paralelo com os resultados apresetados pelo trabalho de Dias et al. (2011). No referido trabalho, para o cenário avaliado de uma destilaria autônoma de produção de etanol anidro com suprimento de vapor por meio de unidade de cogeração anexa com depreciação linear em 10 anos, os autores relatam um custo de produção de etanol de 0,332 USD/L, excluindo-se os custo de retorno de investimento. Diante disso, os resultados para o custo de produção da destilaria autônoma avaliada neste trabalho apresentam boa correspondência com a literatura.

Para o Caso II, o Opex seria USD 350,309 USD/m³ com intervalo entre 323,500 e 386,055 USD/m³ de etanol. Essa faixa se aproxima ainda mais do valor da literatura, já que nesse caso não existe tancagem.

Tabela 4.8: Resultados dos Opex para as seis capacidades avaliadas e Opex específico para o caso I com fatores de contingência, localização, *startup* da planta e capital de giro aplicados.

Cenário	Produção de etanol (kta)	Produção de etanol (m ³ /ano)	Opex (MMUSD /ano)	Opex específico (USD/L de etanol produzido/ano)
(a)	106,709	134734	55,475	0,410
(b)	140,519	177423	69,688	0,393
(c)	181,319	228938	87,853	0,383
(d)	266,033	335900	125,847	0,373
(e)	340,972	430520	160,095	0,370
(f)	448,758	566614	202,268	0,356

A partir dos resultados da Tabela 4.8, é possível verificar que, em geral, o Opex específico reduz com o aumento da capacidade. Tal fator é esperado já que muitos dos termos que compõem os custos de operação estão relacionados com o Capex por meio de algum fator, como é o caso dos custos com materiais e manutenção, almoxarifado, entre outros. Dessa forma, como o Capex específico reduz com o aumento da capacidade, conforme Tabelas 4.5 e 4.6, é esperado que o Opex específico também diminua com o aumento da capacidade instalada de produção de etanol.

4.2.3 MVP para as capacidades de produção simuladas.

Nesta seção, assim como para os custos de operação, é, inicialmente, apresentado o resultado para o MVP detalhado para a capacidade de processamento de 2 MMt de cana ao ano, conforme gráfico da Figura 4.1. Em seguida são apresentados os valores encontrados para o MVP de cada uma das seis capacidades instaladas de produção de etanol simuladas no projeto. Seguindo o objetivo deste trabalho, esses resultados são apresentados para o Caso I com a aplicação dos fatores de contingência, localização, *startup* da planta e capital de giro. A Tabela 4.9 apresenta esses dados.

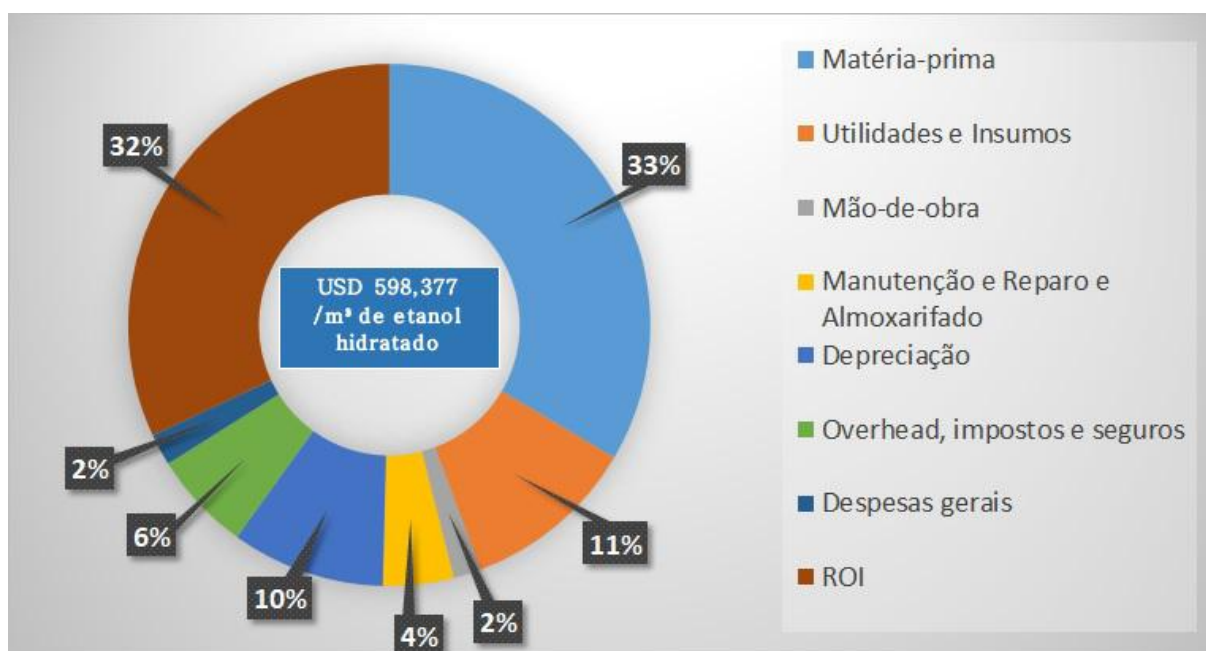


Figura 4.1: MVP detalhado para a capacidade de 2 MMt ano de cana, Caso I com os fatores de contingência, localização, *startup* da planta e capital de giro aplicados. Fonte: Autor.

De acordo com a Figura 4.1, o MVP para a capacidade de processamento de 2 MMt ano considerando o Caso I é de 598,377 USD/m³ de etanol hidratado ou 755,527 USD/t. Considerando a acurácia da maturidade do projeto, conforme descrito na Seção 3.3.1, os limites inferiores e superiores para esses valores são, respectivamente, 496,679 e 733,976 USD/m³ de etanol ou 627,120 e 926,737 USD/t de etanol.

Desse valor, os custos mais significativos são os de matéria-prima e de retorno de investimento (ROI) representando, 33% e 32%, respectivamente. Na sequência, os custos com utilidades e insumos com 11% e a depreciação do capital investido com uma fatia de 10% do MVP. Os custos com *overhead*, impostos e seguros representam 6%, os custos com manutenção, reparo e almojarifado representam 4%. Por fim, as despesas gerais e os custos com mão-de-obra, cada um com 2% do mínimo produto final de venda do etanol hidratado.

De acordo com o trabalho de Jonker et al. (2015), para o cenário de produção de

etanol anidro em destilaria autônoma a partir de cana com cogeração anexa, os autores relatam um um custo total de produção do etanol para o ano de 2019 em torno dos 600 USD/m³ para uma planta com capacidade instalada de 2 MMT ao ano e uma taxa interna de retorno de 12%. Os resultados encontrados neste trabalho apresentam, então, uma boa correspondência com o esperado pela literatura, dado os 598 USD/m³ obtidos pelo trabalho.

Tabela 4.9: Resultados encontrados para MVP para as seis capacidades avaliadas para o caso I. Para estes resultados foram aplicados os fatores de contingência, localização, *startup* da planta e capital de giro.

Cenário	Produção de etanol (kta)	Produção de etanol (m ³ /ano)	MVP (USD/t de etanol produzido)	MVP (USD/L de etanol produzido)
(a)	106,709	134734	799,938	0,634
(b)	140,519	177423	755,527	0,598
(c)	181,319	228938	726,454	0,575
(d)	266,033	335900	699,682	0,554
(e)	340,972	430520	687,281	0,544
(f)	448,758	566614	649,749~	0,515

Em termos de mercado, o preço do etanol flutua dependendo, principalmente, de dois fatores, a saber, cotação internacional do açúcar e período safra/entressafra. Na época da conclusão deste trabalho, o preço do etanol hidratado era de R\$ 2,0097/L, segundo o Centro de Estudos Avançados em Economia Aplicada (Cepea) (SAMORA, 2017). Esse valor corresponde a 625 USD/t, considerando uma cotação média de R\$ 4,05 utilizada nos cálculos do trabalho (ou 493,125 USD/m³ de etanol). Dessa forma, dado os 496,679 USD/m³ para o extremo mínimo da faixa do MVP encontrado pelo trabalho, os valores encontrados no projeto estão com boa correspondência aos valores de mercado também.

4.2.4 Curvas de custo

Esta Seção tem como objetivo apresentar os resultados das curvas de custo de investimento, de operação e de MVP gerados a partir dos resultados das seis capacidades instaladas avaliadas no projeto conforme dados das Tabelas 4.6, 4.8 e 4.9. Todas as curvas apresentadas são para o Caso I, ou seja, o caso em que metade da produção de etanol hidratada é estocada para posterior venda na entressafra, conforme discutido ao longo do texto.

Na Figura 4.2 é apresentada a curva de custo encontrada para o custo de investimento. Os resultados para o ajuste da curva é um coeficiente de determinação de 0,999 indicando

uma boa correlação entre o modelo adotado e os dados obtidos com a simulação das seis capacidades de produção de cana-de-açúcar. O principal resultado dessa curva, o fator de escala n , igual a 0,767, encontra-se dentro do esperado para um processo fermentativo de escala industrial conforme o trabalho de Leboreiro e Hilaly (2013), no qual foram relatados valores entre 0,69 e 0,78.

Na Figura 4.3 é apresentada a curva obtida a partir dos resultados do Opex. Conforme, o esperado, os dados são bem ajustados a uma reta, já que os custos variáveis são a maior parcela do Opex (os quais representam 70% dos custos totais de operação, conforme resultados apresentados na Tabela 4.7). À medida que a capacidade aumenta, o Opex deve aumentar proporcionalmente.

Por, fim, na Figura 4.4 apresenta-se um modelo para o ajuste de curva que correlaciona os valores obtidos para MVP do etanol com o crescimento da capacidade de processamento de cana-de-açúcar. De acordo com o modelo proposto, observa-se que os dados se ajustam a um modelo de curva assintótica. Embora a validade do modelo esteja restrita aos extremos dos pontos experimentais, em uma hipotética extrapolação da capacidade para uma capacidade de processamento infinita o MVP tenderia para 500 USD/t ou 392 USD/m³ de etanol produzido. Esse resultado sugere que seria improvável produzir etanol com um MVP menor que esse valor, ou seja, esse seria o limite que o ganho de escala pode atuar na redução do mínimo preço de venda de etanol hidratado capaz de cobrir todos os custos de produção e do retorno de capital.

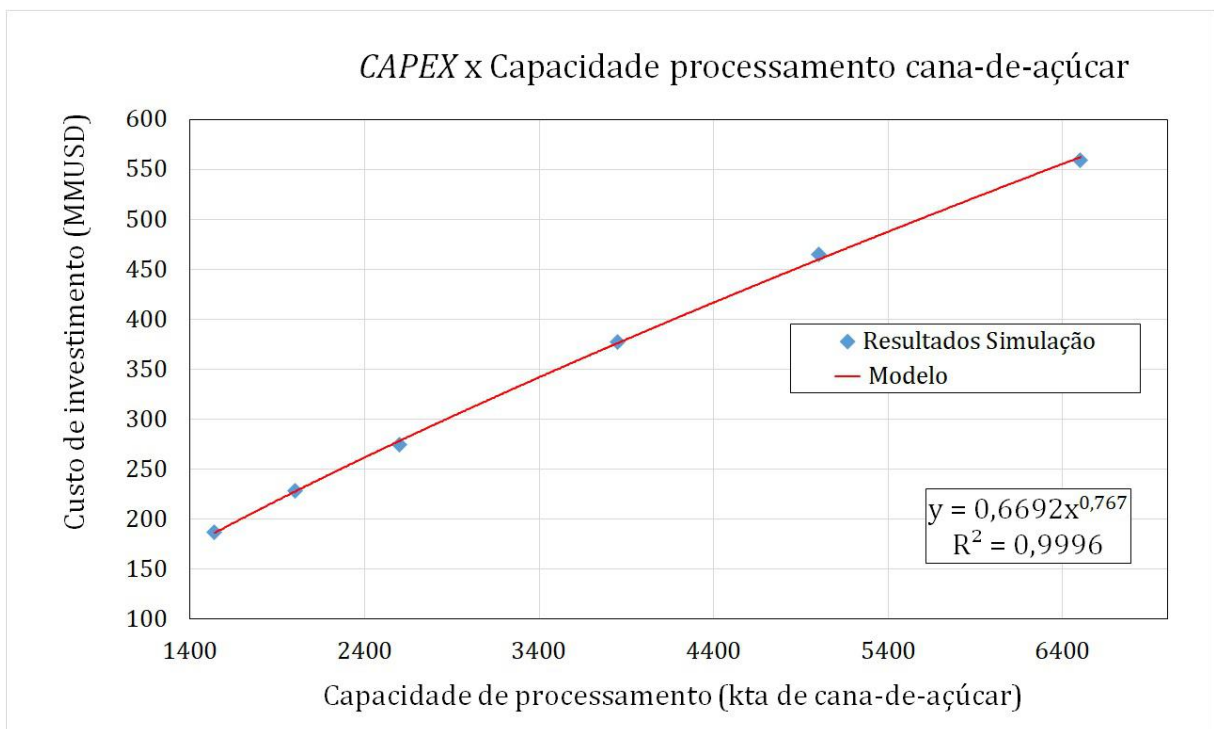


Figura 4.2: Curva de custo encontrada para o Capex, caso I com os fatores de contingência, localização, *startup* da planta e capital de giro aplicados. Fonte: Autor.

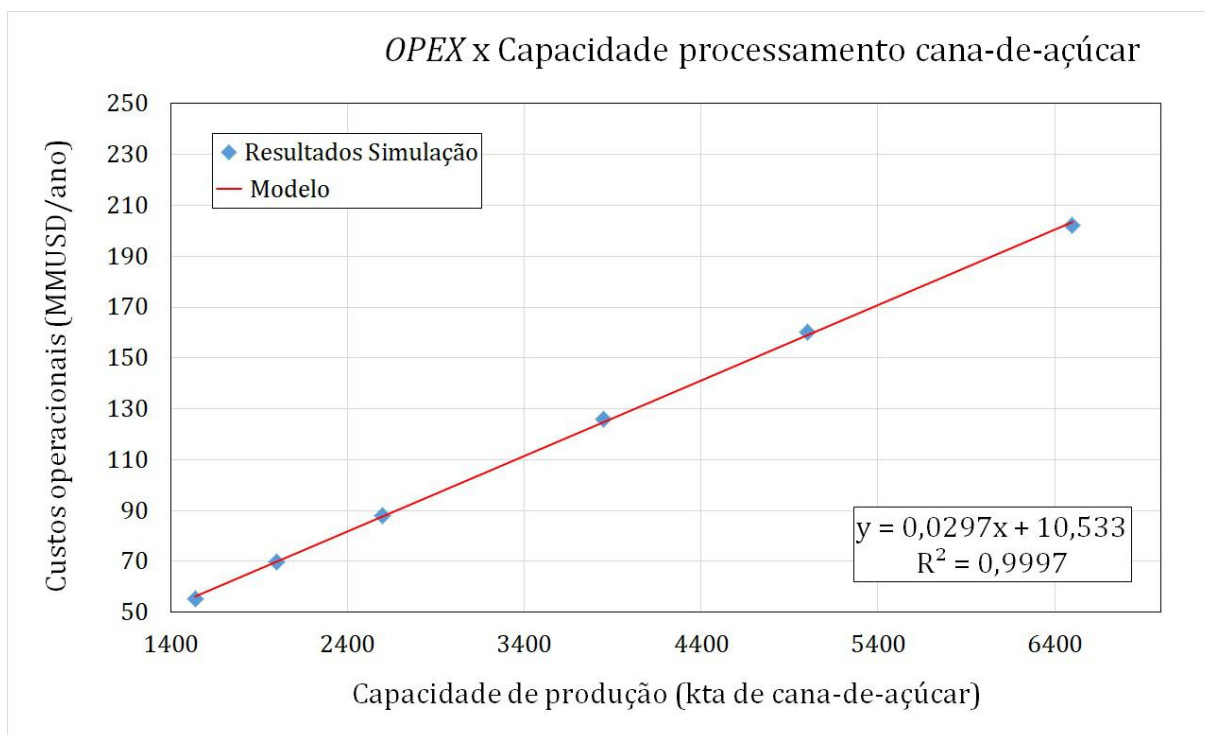


Figura 4.3: Curva de custo encontrada para o Opex, Caso I com os fatores de contingência, localização, *startup* da planta e capital de giro aplicados. Fonte: Autor.

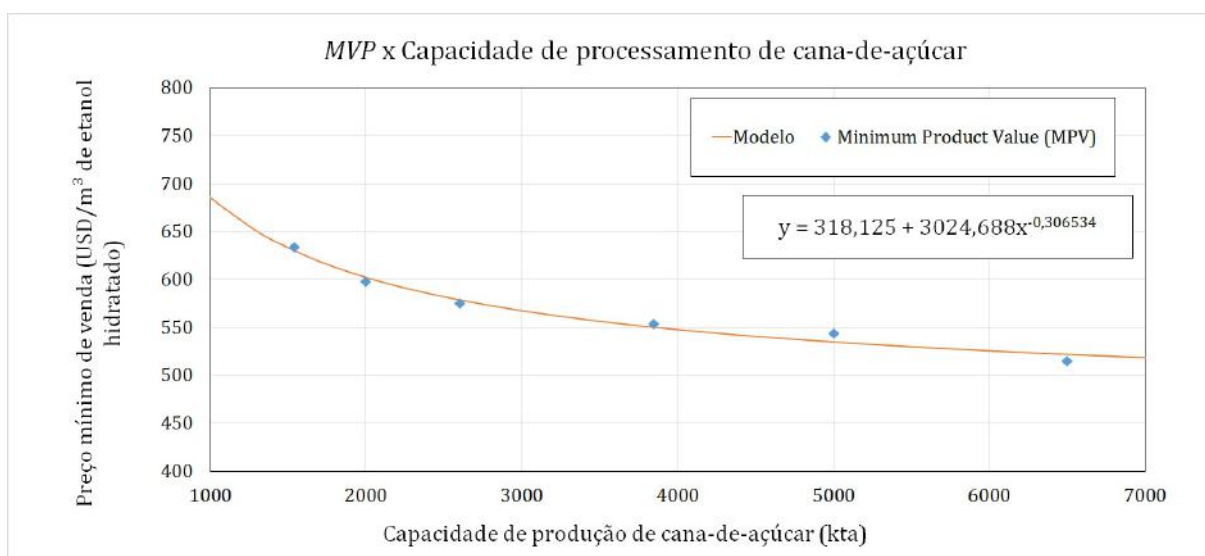


Figura 4.4: Curva para o MVP, caso I com os fatores de contingência, localização, *startup* da planta e capital de giro aplicados. Fonte: Autor.

4.3 Análise de sensibilidade

Na Tabela 4.10 são apresentados os resultados da busca pelo parâmetro mais sensível a variações do mercado, conforme item 3.3.5.

Nesta, que é uma análise simplificada, é possível verificar que o MVP do etanol é

mais fortemente afetado frente a oscilações da matéria-prima de cana-de-açúcar do que aos demais parâmetros. Uma oscilação de 10% no valor de mercado de compra desse item pode deixar o etanol em torno de 4% mais caro. A eletricidade é o segundo parâmetro ao qual o MVP é mais sensível.

Seguindo a metodologia, seguem os resultados da análise de sensibilidade aplicada ao preço da cana-de-açúcar na Figura 4.5. Na imagem, o esquema de cores tem como objetivo relacionar os valores para o MVP do etanol ao valor encontrado por Jonker et al. (2015), ou seja, valores em verde são valores menores que os 600 USD/m³ de etanol hidratado enquanto os valores em azul são valores acima dos 600 USD. Como esperado, capacidades maiores de processamento de cana amortecem melhor as oscilações no preço da matéria-prima uma vez que o ganho de escala para essas capacidades dilui os custos de operação e de retorno de investimento. No entanto, capacidades próximas à capacidade média de processamento das destilarias e usinas brasileiras, isto é, 2 MMt ao ano, são menos flexíveis à aumentos do preço de cana. Esse resultado evidencia o quanto as usinas e destilarias são dependentes de uma safra com bom rendimento de cana, uma vez que uma safra de baixo rendimento pode reduzir a oferta e aumentar os preços.

A respeito da produção de etileno, o trabalho de Mello (2019) conclui que para que o bioetileno tenha viabilidade técnico-econômica frente ao etileno petroquímico é preciso a operação de uma planta com capacidade de produção de 800 kta de etileno e um preço de etanol de compra de no máximo de 350 USD/tonelada, seja, aproximadamente, 430 USD/m³. Este trabalho não avaliou uma planta com capacidade de processamento de cana-de-açúcar o suficiente para alimentar uma biorrefinaria de bioetileno de 800 kta, pois seriam precisos algo em torno de 26.000 kta de cana-de-açúcar. Entretanto, de acordo com a Figura 4.5 é possível verificar que no limite dos cenários avaliados neste trabalho (processamento de 6.500 kta de cana) o preço do etanol está na faixa nos 502 USD/m³ assumindo um preço de mercado para a cana-de-açúcar. Considerando a faixa de acurácia deste trabalho, esse valor possui um mínimo aproximado de 435 e máximo de 620 USD/m³ de etanol. Entretanto, ainda que essa análise possa sugerir viabilidade para o fornecimento de etanol com preço dentro do limite do requerido pela planta de bioetileno, é preciso ter cautela ao prever que os custos de operação de uma planta de 6.500 kta de cana serão menores do que de uma planta que processa 26.000 toneladas de cana (um valor quatro vezes maior), pois esses resultados são baseados em uma extrapolação do modelo obtido para a curva de custo para o Capex apresentada na Figura 4.2.

Tabela 4.10: Resultados encontrados para análise de sensibilidade aplicada ao MVP.

Parâmetro	Preço de mercado (USD/t ou USD/kWh)	Preço com variação de + 10 %	MVP do etanol com preço de mercado (USD/ m ³)	MVP do etanol com preço de mercado com variação de + 10% (USD/ m ³)
Cana-de-açúcar	18,067	19,8737	598,377	619,351
Bagaço	14,731	16,2041		593,734
H ₃ PO ₄	800	880		598,704
H ₂ SO ₄	80	88		598,378
CA(OH) ₂	120	132		599,178
Uréia	248	272,8		598,466
Água de processo	0,403	0,4433		599,245
Água de resfriamento	0,047	0,0517		599,229
Vapor de baixa pressão (3 bar)	0,252	0,2772		598,455
Vapor de média pressão (8 bar)	0,264	0,2904		598,464
Eletricidade	0,155	0,1705		603,776

				Preço da Cana-de-açúcar										
Capacidade processamento Cana (kta)	Capacidade produção Etanol (kta)	Capacidade produção Etanol (m³/a)	CAPEX (Milhões USD)	10,669	11,854	13,171	14,635	16,261	18,067	19,874	21,861	24,048	26,452	29,098
400	28,10	35,48	66,27	771	785	800	817	836	857	878	901	926	954	985
800	56,21	70,97	112,78	631	644	660	677	695	716	737	761	786	814	845
1200	84,31	106,45	153,92	571	585	600	617	636	657	678	701	726	754	785
1600	112,41	141,94	191,92	536	550	565	582	601	622	643	666	691	719	750
2000	140,52	177,42	227,74	512	525	541	558	577	598	619	642	667	695	726
2400	168,62	212,91	261,93	494	507	523	540	558	579	600	624	649	677	708
2800	196,73	248,39	294,80	479	493	508	525	544	565	586	609	635	663	693
3200	224,83	283,88	326,59	468	481	497	514	533	554	575	598	623	651	682
3600	252,93	319,36	357,47	458	472	487	504	523	544	565	588	613	641	672
4000	281,04	354,85	387,56	450	463	479	496	514	535	556	579	605	633	664
4400	309,14	390,33	416,95	442	456	471	488	507	528	549	572	598	625	656
4800	337,24	425,81	445,73	436	450	465	482	501	522	543	566	591	619	650
5200	365,35	461,30	473,95	430	444	459	476	495	516	537	560	585	613	644
5600	393,45	496,78	501,67	425	439	454	471	490	511	532	555	580	608	639
6000	421,56	532,27	528,93	420	434	449	466	485	506	527	550	575	603	634
6400	449,66	567,75	555,77	416	430	445	462	481	502	523	546	571	599	630
6800	477,76	603,24	582,22	412	426	441	458	477	498	519	542	567	595	626
7200	505,87	638,72	608,32	408	422	437	454	473	494	515	538	564	591	622
7600	533,97	674,21	634,07	405	419	434	451	470	491	512	535	560	588	619
8000	562,07	709,69	659,52	402	415	431	448	467	488	508	532	557	585	616

Figura 4.5: Análise de sensibilidade do MVP do etanol frente a variações do preço da cana-de-açúcar para o Caso I com os fatores de contingência, localização, *startup* da planta e capital de giro aplicados. Fonte: Autor.

Capítulo 5

Conclusões e Considerações Finais

Este trabalho avaliou a viabilidade técnica e econômica de seis diferentes capacidades de destilarias autônomas de produção de etanol obtido por ação fermentativa dos açúcares presentes no caldo da cana-de-açúcar. Conforme metodologia apresentada no Capítulo 3, o processo foi simulado no ambiente de simulação *Aspen Plus* a partir do conceito, dados e parâmetros disponíveis na literatura. Os índices técnicos obtidos com essa simulação foram utilizados para dimensionar e cotar os equipamentos da planta, com o auxílio do *Aspen Economic Analyzer*. Por fim, obter-se os resultados da análise econômica, os quais foram submetidos à uma análise de sensibilidade econômica simplificada.

Dentre os principais índices técnicos, foram encontrado 88 litros de etanol / tonelada de cana processada, um consumo de vapor de 290 kg / tonelada de cana, uma geração de bagaço de 272 kg / tonelada de cana e um consumo de água total 16.000 kg de água / tonelada de cana-de-açúcar processada. Resultados esses que estão coerentes com os principais trabalhos disponíveis na literatura. Para o índice técnico da água e do consumo de vapor, porém, cabe uma ressalva. Conforme discutido no texto, o consumo de água e de vapor são altamente dependentes do fluxograma do processo, sendo possível realizar uma análise de *Pinch* para reduzir o consumo de ambos. Este trabalho não foi contemplado com essa análise, a qual segue como sugestão para trabalhos futuros. Ainda sobre os resultados da análise técnica, não foi possível identificar nenhuma correlação simples entre a capacidade de processamento de cana-de-açúcar e o número de vasos fermentativos, este também é um ponto que pode ser investigado em trabalhos posteriores.

A análise econômica forneceu um resultado de custo total de investimento para as áreas simuladas de 105,9 milhões de USD para a planta com capacidade de processamento de 2 milhões de toneladas de cana ao ano — para o Caso II (sem tancagem). Conforme discussão apresentada no item 4.2.1, esse valor está de acordo com o trabalho de Dias et al. (2011). Para o Caso I (tancagem da metade da produção), objetivo central deste trabalho, porém, não foram encontrados resultados na literatura até a presente divulgação desse trabalho, mas foi observado que estocar etanol para manter o fornecimento durante

a entressafra é uma prática observada do mercado brasileiro, de acordo com a discussão apresentada no item 4.2.1. Os custos operacionais obtidos somam um total de 495,9 USD / toneladade cana, o que, conforme da discussão realizada no item 4.2.2, apresenta boa correlação com os resultados de Dias et al. (2011).

O resultado obtido para o MVP do etanol (Caso I) foi de cerca de 600 USD por metro cúbico de etanol vendido, valor que está de acordo com os resultados de Jonker et al. (2015), porém acima do valor de mercado brasileiro de cerca de 500 USD / m³. No entanto, conforme metodologia discutida no item 3.3.1, considerando a acurácia do deste projeto o resultado para o MVP do etanol deste trabalho é uma faixa entre 496,679 e 733,976 USD / m³. Valor esse que contém os 500 USD / m³ encontrados no mercado brasileiro. Ainda assim, vale a ressalva de que no MVP do etanol há uma parcela de depreciação, a qual corresponde a cerca de 10% do MVP, que é um custo não desembolsável. Além disso, esse valor foi obtido com uma análise simplificada o que, conforme discutido ao longo do texto, gera mais incerteza no valor final do MVP. Dessa forma, uma análise de depreciação mais próxima à realidade dos equipamentos utilizados nas destilarias segue como recomendação para trabalhos posteriores.

Em relação ao mínimo valor de venda do etanol uma análise posterior é acerca da possível venda dos subprodutos produzidos como um todo também segue como sugestão para trabalhos futuros. Neste trabalho, em razão de uma estratégia mais conservadora, apenas a venda do bagaço de cana-de-açúcar foi considerada na análise econômica da destilaria. Entretanto, ressalta-se a importância de investigar qual seria o impacto nos custos e, conseqüentemente, no MVP, da possível venda de CO₂, vinhaça, levedura descartada, torta de filtro, óleo fúsel assim como a possível comercialização de créditos carbono.

A análise de sensibilidade, por sua vez, aponta a matéria-prima como o insumo de processo que mais afeta MVP. Dessa forma, o uso de outras matérias-primas combinadas com a cana-de-açúcar, conforme avaliado no trabalho de Marques (2019), ou ainda o uso do bagaço como fonte de açúcares nos processos de obtenção de etanol de segunda geração, conforme avaliado no trabalho de Dias et al. (2011), Albarelli (2013) e Jonker et al. (2015), podem ser boas alternativas para minimizar essa sensibilidade do MVP do etanol frente à oscilações do preço da cana.

Referências Bibliográficas

AGROLINK. *COTAÇÕES*. 2019. Acessado em 20 de Agosto de 2019. Disponível em: [⟨https://www.agrolink.com.br/cotacoes/diversos/cana-de-acucar⟩](https://www.agrolink.com.br/cotacoes/diversos/cana-de-acucar).

ALBARELLI, J. Q. *Produção de açúcar e etanol de primeira e segunda geração: simulação, integração energética e análise econômica*. São Carlos, Brasil: Universidade Federal de São Carlos, 2013. **Dissertação de Doutorado**.

ALCARDE, A. R. *Árvore do Conhecimento Cana-de-açúcar- Fermentação*. 2019. Acessado em 24 de Dezembro de 2019. Disponível em: [⟨https://www.agencia.cnptia.embrapa.br/gestor/cana-de-acucar/arvore/CONTAG01_-105_-22122006154841.html⟩](https://www.agencia.cnptia.embrapa.br/gestor/cana-de-acucar/arvore/CONTAG01_-105_-22122006154841.html).

ANDRADE, E. T. de; CARVALHO, S. R. G. de; SOUZA, L. F. de. *Programa Do Proálcool E O Etanol No Brasil*. [S.l.]: **Engevista**, v. 11, n. 2. p. 127-136, 2009.

BANCO CENTRAL DO BRASIL. *Cotações e boletins*. 2019. Acessado em 20 de Outubro de 2019. Disponível em: [⟨https://www.bcb.gov.br/acessoinformacao/⟩](https://www.bcb.gov.br/acessoinformacao/).

BASTOS, V. D. Etanol, alcoolquímica e biorrefinarias. **Revista do BNDES**, n. 38, p. 85-138, 2007.

BRASKEM. *Dúvidas frequentes?* 2019. Acessado em 27 de Agosto de 2019. Disponível em: [⟨http://plasticoverde.braskem.com.br/site.aspx/FAQ_-PeVerde⟩](http://plasticoverde.braskem.com.br/site.aspx/FAQ_-PeVerde).

CAMARGO, C. A. *Conservação de Energia Na Indústria Do Açúcar e Do Álcool*. São Paulo, Brasil: 1. ed. Instituto de Pesquisas Tecnológicas, 1990.

CANARURAL. *Grupo ETH deve estocar 60% da produção de etanol para venda pós-colheita*. 2017. Disponível em: [⟨https://www.canalrural.com.br/noticias/grupo-eth-deve-estocar-producao-etanol-para-venda-pos-colheita-14786/?uol=1⟩](https://www.canalrural.com.br/noticias/grupo-eth-deve-estocar-producao-etanol-para-venda-pos-colheita-14786/?uol=1).

CENTRO NACIONAL DAS INDÚSTRIAS DO SETOR SUCROENERGÉTICO E BIOCOMBUSTÍVEIS. *Setor Sucroenergético no Brasil: Uma visão para 2030*. 2016. Acessado em 23 de maio de 2020. Disponível em: [⟨https://www.novacana.com/pdf/UNICA-CEISE_-_Setor_Sucroenergetico_no_Brasil_Uma_Visao_para_2030_16022017100211.pdf⟩](https://www.novacana.com/pdf/UNICA-CEISE_-_Setor_Sucroenergetico_no_Brasil_Uma_Visao_para_2030_16022017100211.pdf).

CEPCI. *THE CHEMICAL ENGINEERING PLANT COST INDEX*. 2019. Acessado em 20 de Outubro de 2019. Disponível em: [⟨https://www.chemengonline.com/pci-home⟩](https://www.chemengonline.com/pci-home).

- CRAGO, C. L. et al. *Competitiveness of Brazilian sugarcane ethanol compared to US corn ethanol*. [S.l.]: **Energy Policy**, v. 38, n. 11, p. 7404-7415, 2010.
- DIAS, M. O. et al. *Second generation ethanol in Brasil: Can it compete with electricity production?* [S.l.]: **Bioresource Technology**, v. 102, n. 19, p. 8964-8971, 2011.
- DIAS, M. O. S. et al. *Simulation of integrated first and second generation bioethanol production from sugarcane: comparison between different biomass pretreatment methods*. [S.l.]: **Journal of Industrial Microbiology & Biotechnology**, v. 38, p. 955–966, 2010.
- FAN, D.; DAI, D.-J.; WU, H.-S. *Ethylene Formation by Catalytic Dehydration of Ethanol with Industrial Considerations*. [S.l.]: **Materials**, v. 6, n. 1, p. 101-115, 2012.
- FONSECA, G. D. C. *Modelagem e simulação de uma destilaria autônoma de produção de etanol de primeira geração*. São Carlos, Brasil: Universidade Federal de São Carlos, São Carlos, 2014. **Dissertação de Mestrado**.
- GARCIA, V. *Subproduto de Destilaria de Óleo Fúsel: Caracterização da Composição Química e Estudo de Sua Aplicação Industrial*. São Caetano do Sul– SP, Brasil: Escola de Engenharia Mauá do Centro Universitário do Instituto Mauá, 2008. **Dissertação de Mestrado**.
- GLASSDOOR. *Salários da operadores em São Paulo*. [S.l.], 2019. Acessado em 13 de Janeiro de 2020. Disponível em: https://www.glassdoor.com.br/Salarios/sao-paulo-operadores-salario-SRCH_IL.0,9_IM1009_KE10,20.htm.
- GUSTAFSON, C. *History of Ethanol Production and Policy*. [S.l.], 2020. Acessado em 13 de Janeiro de 2020. Disponível em: <https://www.ag.ndsu.edu/energy/biofuels/energy-briefs/history-of-ethanol-production-and-policy>.
- HINGSAMER, M.; JUNGMEIER, G. *The Role of Bioenergy in the Bioeconomy*. Chennai, India: Jonathan Simpson, 2019.
- HOSSEINPOUR. *ISBL OSBL in brief*. 2017. Acessado em 31 de Agosto de 2019. Disponível em: <https://www.linkedin.com/pulse/isbl-osbl-brif-h-hosseinpour/>.
- HUGOT, E. *Handbook of Cane Sugar Engineering*. Saint-Denis, França: Elsevier Science, 1986.
- INTRATEC. *Intratec*. 2019. Acessado em 27 de Agosto de 2019. Disponível em: <https://www.intratec.us/>.
- IPEA. *O que é FOB?* 2019. Acessado em 28 de Maio de 2020. Disponível em: https://www.ipea.gov.br/desafios/index.php?option=com_content&view=article&id=2115:catid=28&Itemid=23.
- JONKER, J. G. G. et al. *Outlook for ethanol production costs in Brasil up to 2030, for different biomass crops and industrial technologies*. [S.l.]: **Applied Energy**, v. 147, n. 1, p.593-610, 2015.
- JORNALCANA. *Quanto custa o bagaço?* 2019. Acessado em 27 de Agosto de 2019.

Disponível em: <https://jornalcana.com.br/quanto-custa-o-bagaco-confira-aqui/>.

JUNQUEIRA, T. L. *Simulation of Distillation Process in the Bioethanol Production Using Nonequilibrium Stage Model*. [S.l.]: **Computer Aided Chemical Engineering**, v. 27, p.735-740, 2009.

LEBOREIRO, J.; HILALY, A. K. *Analysis of supply chain, scale factor, and optimum plant capacity for the production of ethanol from corn stover*. [S.l.]: **Biomass and Bioenergy**, v. 54, July 2013, p. 158-169, 2013.

MACHADO, P. G.; WALTER, A.; CUNHA, M. *Bio-based propylene production in a sugarcane biorefinery: A techno-economic evaluation for Brazilian conditions*. [S.l.]: **Biofuels, Bioproducts, Biorefining**, v. 13, n. 3, p. 809-821, 2016.

MARQUES, D. S. M. *Avaliação Técnico-Econômica da Produção de Eteno via Etanol Obtido em uma Usina Flex de Cana-de-Açúcar e Milho*. Rio de Janeiro, Brasil: Universidade Federal do Rio de Janeiro, Rio de Janeiro, 2019. **Trabalho de Conclusão de Curso**.

MARQUES, T. A.; SERRA, G. E. *Estudo da reciclagem de células na produção biológica de etanol*. [S.l.]: **Food Science and Technology**, v. 24, n. 4, p. 523-535, 2004.

MELLO, R. V. *Avaliação Técnico-Econômica da e Economicidade de escala do Processo de Produção Industrial de Bioetilenoo*. Rio de Janeiro, Brasil: Centro de Tecnologia da Indústria Química e Têxtil Faculdade SENAI-CETIQT, Rio de Janeiro, 2019. **Trabalho de Conclusão de Curso**.

MORENO, U. *Álcool Anidro e Hidratado*. 2020. Acessado em 09 de Janeiro de 2020. Disponível em: <http://www.usinamoreno.com.br/produtos/16/27/Etanol>.

MORSCHBACKER, A. *Bio-Ethanol Based Ethylene*. [S.l.]: **Polymer Reviews**, v. 49, n. March 2015, p. 79–84, 2009.

NETO, A. E. *Manual de conservação e reuso de água na agroindústria sucroenergética*. Brasília, Brasil: Agência Nacional de Águas (ANA), 2009.

NOVACANA. *Como é feito o processamento da cana-de-açúcar nas usinas*. 2019. Acessado em 27 de Agosto de 2019. Disponível em: <https://www.novacana.com/usina/como-e-feito-processamento-cana-de-acucar/>.

NOVACANA. *Uso da vinhaça na cultura da cana-de-açúcar*. 2019. Acessado em 31 de Agosto de 2019. Disponível em: <https://www.novacana.com/cana/uso-vinhaca-cultura>.

NOVACANA. *Colheita da cana para produção de açúcar e etanol*. 2020. Acessado em 01 de Maio de 2020. Disponível em: <https://www.novacana.com/cana/colheita-da-cana-producao-acucar-etanol>.

NOVACANA. *Curiosidades sobre o etanol*. 2020. Acessado em 02 de Janeiro de 2020. Disponível em: <https://www.novacana.com/cana/uso-vinhaca-cultura>.

NOVACANA. *Disponibilidade de bagaço e palha para os processos de hidrólise*. 2020.

Acessado em 03 de Janeiro de 2020. Disponível em: <https://www.novacana.com/estudos/disponibilidade-bagaco-palha-para-processos-hidrolise-241013>.

NOVACANA. *Processos de fabricação do etanol*. 2020. Acessado em 15 de Janeiro de 2020. Disponível em: <https://www.novacana.com/etanol/fabricacao>.

PACHECO, H. P. *Investigation of the Mechanism of Ethanol Upgrading on MGO-Based Catalysis*. Rio de Janeiro, Brasil: Universidade Federal do Rio de Janeiro, 2019. **Dissertação de Doutorado**.

PACOLA, L. A. J. et al. *Levedura Desidratada, Bagaço de Cana-de-açúcar e Palha mais Sabugo de Milho na Engorda de Bovinos*. Nova Odessa – SP, Brasil: Instituto de Zootecnia. **Boletim de Indústria Animal (BIA)**, 1985.

PALACIO, J. C. E. *Análise Termoeconômica Integrada das Plantas de Cogeração e Etanol em uma Destilaria Autônoma*. [S.l.]: Universidade Federal de Itajubá., 2010. **Dissertação de Doutorado**.

PAPP, G. H. et al. *Captura e Armazenamento de Dióxido de Carbono em Usinas de Cana-de-açúcar*. [S.l.]: **Revista Mackenzie De Engenharia E Computação**, v. 16, n. 1, p. 10, 2017.

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

PERVAIZ, J. M.; CORREA, C. A. *Biorefinaria - Desenvolvimento de plataformas químicas através de tecnologias integradas de biomassa*. [S.l.]: **Polímeros**, v. 19, n. 1, p. 1078-1090, 2014.

PINA, E. A. et al. *Thermal Integration of Different Plant Configurations of Sugar and Ethanol Production from Sugarcane*. [S.l.]: **Chemical Engineering Transactions**, v. 39, n. 1, p. 1147-1152, 2014.

PINA, E. A. et al. *Reduction of process steam demand and water-usage through heat integration in sugar and ethanol production from sugarcane e Evaluation of different plant configurations*. [S.l.]: **Energy**, v. 138, n. 1, p. 1263-1280, 2015.

REIN, P. *Cane Sugar Engineering*. Berlin, Alemanha: Verlag Dr. Albert Bartens KG, 2007.

RENEWABLE FUELS ASSOCIATION. *Global Ethanol Production*. 2020. Acessado em 23 de Maio de 2020. Disponível em: <https://afdc.energy.gov/data/10331>.

RUBIÃO, L. E. G. *Simulação de processos: passado, presente e futuro*. [S.l.]: **Revista Brasileira de Engenharia Química**, v. 34, n. 1, p. 12-16, 2018.

SAMORA, R. *Etanol supera R\$ 2,00 o litro na usina em SP pela 1ª vez na história diz Cepea*. 2017. Ea-06122019. Acessado em 06 de Janeiro de 2020. Disponível em: <https://noticias.r7.com/economia/etanol-supera-r2-o-litro-na-usina-em-sp-pela-1-vez-na-historia-diz-cep>.

- SEABRA, J. E. A. *Avaliação técnico-econômica de opções para o aproveitamento integral da biomassa de cana no Brasil*. [S.l.]: Unicamp, 2008. **Dissertação de Doutorado**.
- SMITH, R. *Chemical process design and integration*. Chichester:: Wiley Sons Ltd, 2005.
- SOARES, P. A.; ROSSEL, C. E. V. *O Setor Sucroalcooleiro e o Domínio Tecnológico*. São Paulo, Brasil: NAIPPE/USP, 2007.
- STARZAK, M.; MATHLOUTHI, M. *Temperature dependence of water activity in aqueous solutions of sucrose*. [S.l.]: **Food Chemistry**, v. 96, n. 3, p. 346-370, 2006.
- SUN, J.; WANG, Y. *Recent Advances in Catalytic Conversion of Ethanol to Chemicals*. [S.l.]: **ACS Catalysis**, v. 4, n. 1, p. 1078-1090, 2014.
- TOWLER, G.; SINNOTT, R. *Principles, Practice and Economics of Plant and Process Design*. Oxford, Reino Unido: Burlington: Butterworth-Heinemann., 2012.
- TRIBE, M.; ALPINE, R. *Scale economies and the “0.6 rule”*. [S.l.]: **Engineering Costs and Production Economics**, v. 10, n. 4, p. 271-278, 1986.
- TURTON, R. *Analysis, Synthesis, and Design of Chemical Processes*. Nova Jersey, EUA: Pearson Education, Inc, 2012.
- WOOLEY, R. J.; PUTSCHE, V. *Development of an ASPEN PLUS Physical Property Database for Biofuels Components*. Colorado, EUA: National Renewable Energy Laboratory, 1996.
- WWF-BRASIL. *O que é desenvolvimento sustentável*. 2019. Acessado em 24 de Agosto de 2019. Disponível em: <https://www.wwf.org.br/natureza/_Brasileira/questoes/_ambientais/desenvolvimento/_sustentavel/>.
- ZHANG, M.; YU, Y. *Dehydration of Ethanol to Ethylene*. Tianjin, China: Key Laboratory for Green Chemical Technology of the Ministry of Education, Tianjin University Research and Development Center for Petrochemical Technology, 2013.

Apêndice A

Descritivo da Simulação

A simulação foi desenvolvida conforme a rota tecnológica e metodologia descritas no Capítulo 3.

A composição média da cana-de-açúcar que chega na usina foi baseada no trabalho de Albarelli (2013) *apud* Marques (2019), conforme a Tabela A.1.

Tabela A.1: Composição da cana-de-açúcar assumida para o projeto Fonte: Marques (2019), Albarelli (2013).

Composto	Fração mássica % (m/m)
Dissolvidos	
Água	83,10
Sacarose	16,21
Glicose	0,69
Sólidos	
Celulose	40,95
Hemicelulose	24,17
Lignina	21,96
Sílica	8,77
Cloreto de potássio	2,76
Óxido de potássio	1,38

A escolha do modelo termodinâmico para a simulação do processo tomou como base os trabalhos de Marques (2019) e Albarelli (2013) de modo que o modelo UNIQUAC foi adotado nesse trabalho. Além disso, os trabalhos de Starzak e Mathlouthi (2006) e Wooley e Putsche (1996) forneceram, respectivamente, os parâmetros de interação binária água-

sacarose e os parâmetros físico-químicos para a celulose, hemicelulose, lignina e levedura. Por fim, os gases não condensáveis, que formam soluções diluídas são apresentados os parâmetros utilizados como *input* para os componentes no software *Aspen Plus* versão 11.

Tabela A.2: Especificação dos componentes na simulação
Fonte: Marques (2019), Albarelli (2013).

Componente	Identificação no banco de dados do Aspen Plus	Fórmula química
Sólidos		
Celulose	–	$[C_6H_{10}O_5]_n$
Hemicelulose	–	$[C_5H_8O_4]_n$
Lignina	–	$[C_{7,3}H_{13,9}O_{1,3}]_n$
Sílica	SILICON-DIOXIDE	SiO_2
Óxido de potássio	POTASSIUM-OXIDE	K_2O
Cloreto de potássio	POTASSIUM-CHLORIDE	KCl
Fosfato de cálcio	CALCIUM-PHOSPHATE	$Ca_3(PO_4)_2$
Levedura	–	$CH_{1,8}O_{0,9}N_{0,145}$
Dissolvidos		
Água	WATER	H_2O
Sacarose	SUCROSE	$C_{12}H_{22}O_{11}$
Glicose	GLUCOSE	$C_6H_{12}O_6$
Dióxido de carbono	CARBON-DIOXIDE	CO_2
Monóxido de carbono	CARBON-MONOXIDE	CO
Nitrogênio	NITROGEN	N_2
Oxigênio	OXYGEN	O_2
Hidrogênio	HYDROGEN	H_2
Ácido fosfórico	ORTHOPHOSPHORIC-ACID	H_3PO_4
Hidróxido de cálcio	CALCIUM-HYDROXIDE	$Ca(OH)_2$
Amônia	AMMONIA	H_3N
Ácido sulfúrico	SULFURIC-ACID	H_2SO_4
Glicerol	GLYCEROL	$C_3H_8O_3$
Ácido acético	ACETIC-ACID	$C_2H_4O_2$
Ácido succínico	SUCCINIC-ACID	$C_4H_6O_4$
Ácido isoamílico	3-METHYL-1-BUTANOL	$C_5H_{12}O$
Etanol	ETHANOL	C_2H_6O

Em uma simulação de processos, os blocos utilizados no simulador não têm compromisso de representar de modo fidedigno a realidade, esses blocos, porém, têm como objetivo simular a realidade do processo. Dessa maneira, na Figura A.1 é ilustrado o *Process Flow Diagram* global, a qual trata-se da representação no ambiente de simulação *Aspen Plus* versão 11 da rota tecnológica adotada para o trabalho, descrita no item 3.2.1. Na simulação, cada uma das áreas do processo está compreendida em uma hierarquia (macro bloco) de simulação. Na Figura A.1, as correntes de cor azul representam correntes de entrada no processo como um todo, as correntes de cor roxo, saídas. As correntes de cor verde representam correntes internas do processo.

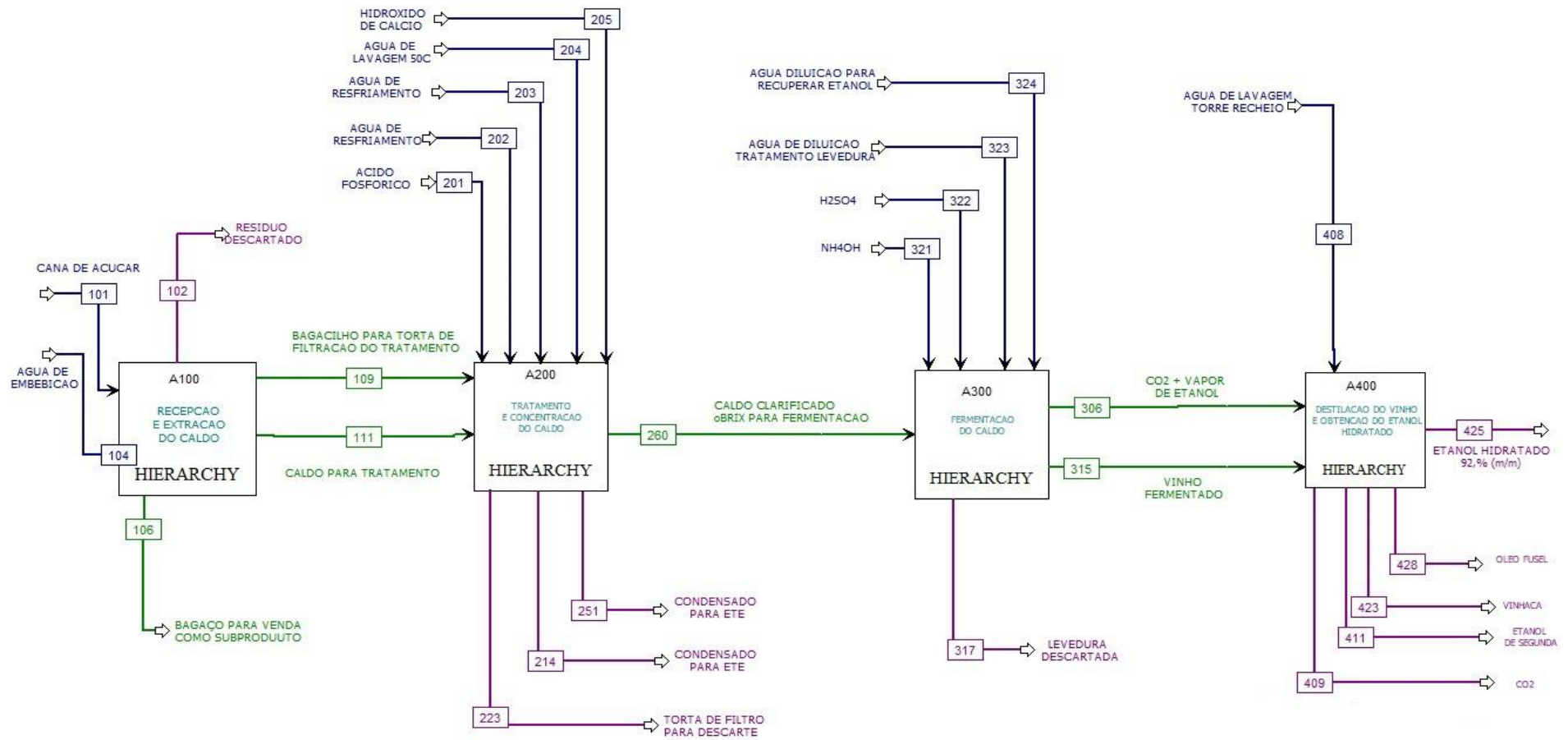


Figura A.1: *Process Flow Diagram* global.

Fonte: Autor — baseado nos trabalhos de Albarelli (2013) e Marques (2019)

A.1 Área 100–Limpeza da cana

Nessa seção e nas seguintes as estratégias de simulação empregadas bem como as especificações de processo utilizadas nesse trabalho são detalhadas para cada uma das áreas/hierarquias.

Conforme a Figura A.2, a separação entre a cana e o material inorgânico (sílica) foi simulada com o bloco S101 o qual representa a separação realizada na esteira. Esse bloco recebe a corrente 101, que representa a cana bruta da colheita, e entrega corrente 103 (cana limpa) e a corrente 102 com os resíduos sólidos. Na sequência, a etapa da moagem foi simulada com o bloco separador S102 e um bloco *mixer* para simular a mistura entre a corrente 103 a corrente de água de embebição (corrente 104) bem como a corrente de reciclo (corrente 110) proveniente do reciclo da peneira. O bloco S102 entrega as correntes 106 e 107, a corrente de bagaço (que sai do processo como subproduto) e a corrente de caldo, respectivamente. Esse caldo é peneirado e o produto sólido dessa etapa, denominado bagacilho (corrente 109), tem aplicação como torta de filtração da etapa de tratamento do caldo (área 200). O caldo peneirado (corrente 111) segue para o tratamento.

O software *Aspen plus* dispõe de duas úteis ferramentas para automatizar as especificações do projeto, essas são conhecidas como *Design Spec* e *Calculator*. Na Tabela A.3 é apresentado o resumo das principais especificações utilizadas na configuração dos blocos de simulação bem como a identificação de cada ferramenta de *Design Spec/Calculator* utilizada para atingir cada uma delas e a respectiva fonte da literatura utilizada.

Tabela A.3: Resumo das principais especificações utilizadas na simulação da área 100 o
 Fonte: Marques (2019), Albarelli (2013) e Rein (2007).

Bloco envolvido	Variável manipulada	Especificação	<i>Design Spec / Calculator</i>	Fonte
S101	–	Reter 60% da sílica presente na corrente 101 na corrente 102; Reter 5% dos demais componentes da corrente 101 na 102.	–	(MARQUES, 2019)
S101	Vazão mássica da corrente 104	Razão mássica água embebição por cana de alimentação de 28%.	DS101	(ALBARELLI, 2013)
S102	–	97% dos açúcares da cana na corrente 107.	–	(MARQUES, 2019)
S102	Vazão mássica de água na corrente 107	Umidade de 50% no bagaço na corrente 106.	DS102	(REIN, 2007) <i>apud</i> (MARQUES, 2019)
–	Vazão mássica de celulose na corrente 106	Razão mássica bagaço por cana limpa de 0,275.	DS103	(MARQUES, 2019)
S103	–	Reter 82% dos sólidos restantes na corrente 107 na corrente 108; e reter 2,1% dos demais componentes da corrente 107 na 108.	–	(MARQUES, 2019)
SPL104	Vazão mássica da corrente 109	Razão mássica de 6,5 kg de bagacilho por kg de torta de filtração da etapa de tratamento.	DS104	(REIN, 2007) <i>apud</i> (MARQUES, 2019)

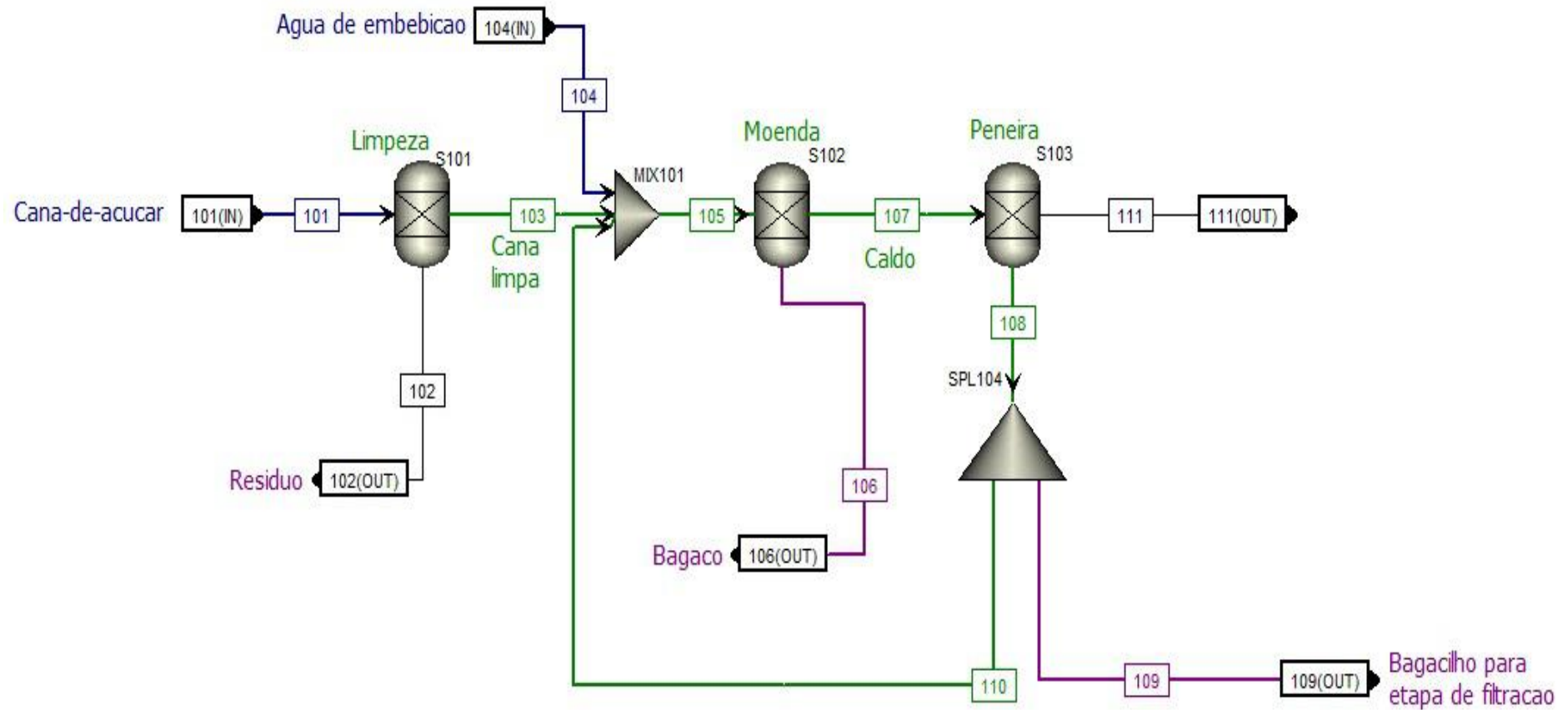


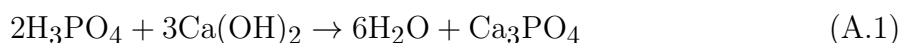
Figura A.2: *Process Flow Diagram* – área 100.

Fonte: Autor — baseado nos trabalhos de Albarelli (2013) e Marques (2019)

A.2 Área 200—Tratamento do caldo

Na Figura A.3 é ilustrada a área de tratamento e concentração do caldo de uma forma geral e as Figuras A.4 e A.5 têm como objetivo detalhar as duas etapas que acontecem nessa área: sistema de concentração e sistema de evaporação do caldo.

Conforme a Figura A.3, o caldo da cana extraído na área 100 chega à unidade 200 (corrente 111) para tratamento e concentração. Inicialmente, a corrente 111 passar por um economizador, o qual aproveita o calor do caldo tratado que está deixando a unidade 200 (corrente 260). O economizador é representado pelo bloco E207. Em seguida, o caldo à temperatura de 70 °C, temperatura essa indicada para a calagem a quente (DIAS et al., 2010), é misturada com o auxílio do equipamento MIX201, o qual simula a mistura entre o caldo e o ácido fosfórico (corrente 201) antes da entrada no reator de calagem, representado pelo bloco R-201. Esse bloco, por sua vez, foi configurado para atingir a conversão de 100% na reação, de acordo com a equação A.1:



Na sequência, o caldo é misturado à corrente de reciclo (226), ganha pressão com a bomba P201 até 2,5 bar e é aquecido até 105 °C com o auxílio do trocador representado pelo bloco E201. A corrente 210 entra, então, no vaso *Flash* V201, no qual ocorre a rápida despressurização de 2,5 bar para 1 bar (DIAS et al., 2010). Essa operação tem como objetivo separar os gases dissolvidos no caldo, os quais dificultariam a decantação das impurezas no decantador representado pelo bloco separador S201 (PALACIO, 2010). Na sequência, a suspensão (corrente 215), segue então, para o decantador (S201) (ALBARELLI, 2013). O tempo de decantação para o projeto foi assumido como 90 minutos, valor médio entre os valores sugeridos por Hugot (1986) *apud* Marques (2019). A corrente de vapor é condensada com o auxílio do vaso V202, o qual representa um condensador de barométrico de contato direto. Marques (2019) afirma em seu trabalho que o condensado *Flash* pode ser reutilizado na própria planta. Este trabalho, porém não avaliou essa hipótese e a corrente com o condensado (corrente 214) foi considerada apenas como um descarte para ETE.

A corrente passante do decantador (217) representa a corrente do clarificado e está pronta para ser enviada ao sistema de concentração dos açúcares representado na Figura A.4. A corrente de fundo (221) é misturada à água de lavagem (corrente 204) e à corrente de bagacilho (corrente 109), essa mistura vai ao filtro rotativo a vácuo, representado pelo bloco de separação S102 (CAMARGO, 1990; MARQUES, 2019). A corrente de torta de filtro (corrente 223) deixa o processo e a corrente de filtrato 224 é enviada ao tanque

pulmão (MIX206) e, na sequência, é recirculada no processo (corrente 225).

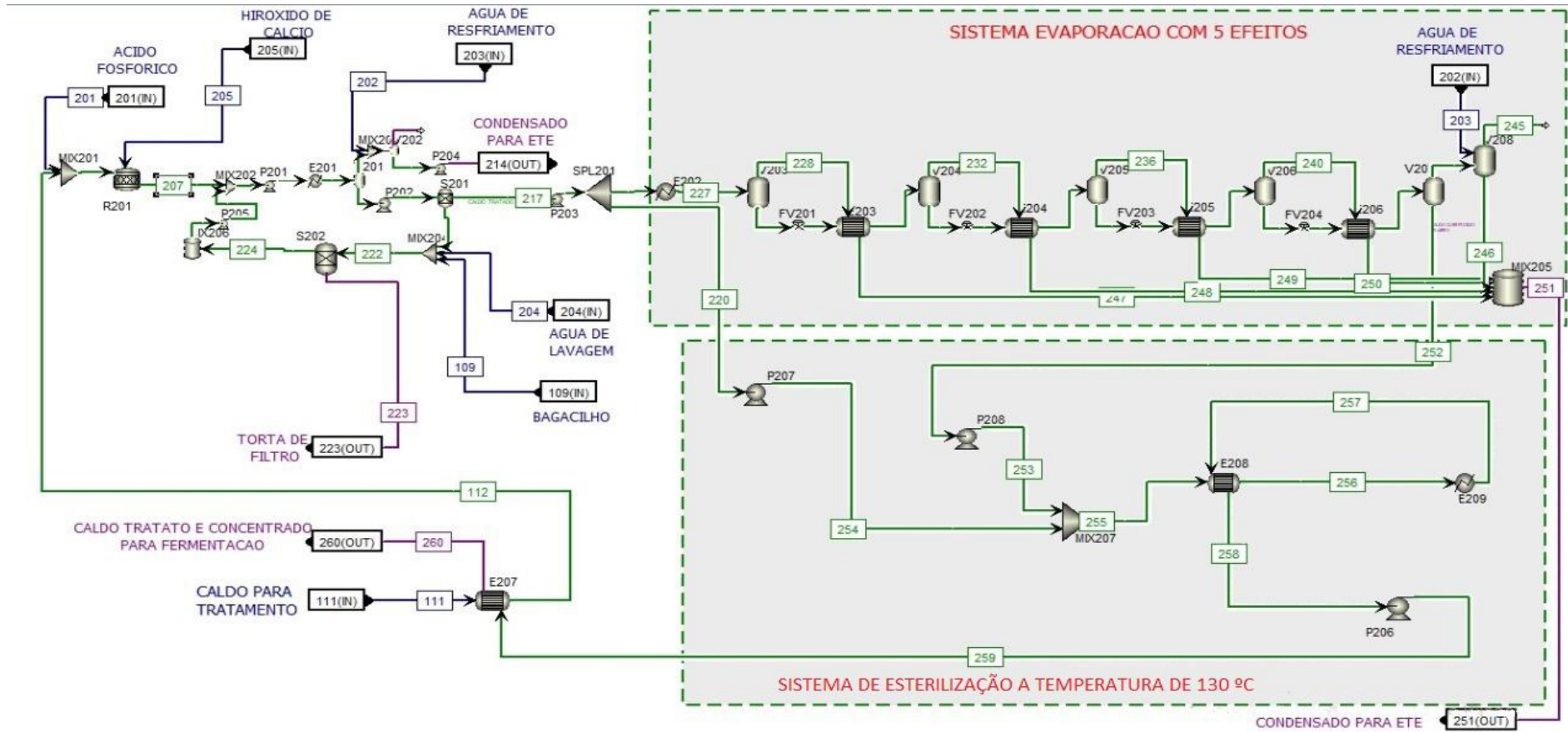


Figura A.3: *Process Flow Diagram* – área 200.

Fonte: Autor — baseado nos trabalhos de Pina et al. (2015), Dias et al. (2010), Albarelli (2013) e Marques (2019)

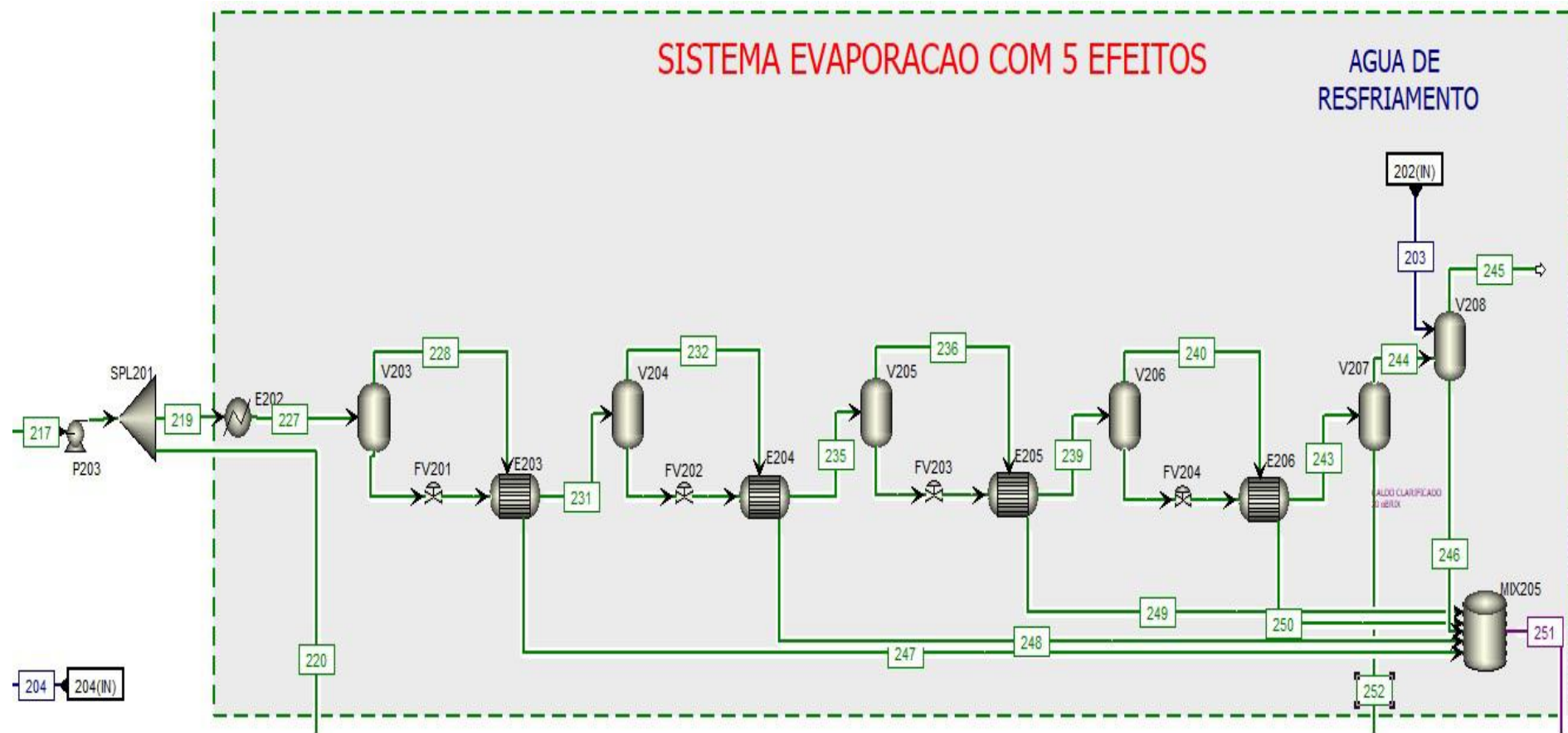


Figura A.4: *Process Flow Diagram* área 200 - Sistema de concentração do caldo múltiplos efeitos.
 Fonte: Autor- baseado nos trabalhos de Pina et al. (2015), Dias et al. (2010)Camargo (1990) e Albarelli (2013)

Conforme metologia apresentada no item 3.2.1.2, a corrente de caldo tratado (corrente 217) inicialmente se divide em duas: a corrente 219, que segue para o sistema de evaporação; e a corrente 220 que segue para o sistema de esterilização. Na Figura A.4 é apresentado com mais detalhes o sistema de evaporação de cinco efeitos. Na simulação, o conjunto de equipamentos E202, V203, FV201, os quais simulam um trocador de calor, um vaso *Flash* e uma válvula representam na verdade o que seria um vaso de evaporação, o mesmo vale para os outros quatro grupos de equipamentos que representam os outros evaporadores. No primeiro efeito, o caldo já pressurizado pela bomba P203 até os 1,69 bar propostos por Albarelli (2013) é aquecida com o auxílio do trocador E202 gerando uma fração de vapor na corrente 227. Essa corrente ao entrar o vaso de *flash* V203 separa a fração de vapor (corrente 228) da fração de líquido (corrente 229). Essa operação é a primeira das cinco etapas de concentração do caldo por retirada de água na fase vapor. Na sequência, a válvula FV201 ajusta a pressão do próximo efeito para 1,31 bar. Essa corrente despressurizada troca calor com a corrente de vapor 228 no trocador E203. Essa operação, assim como no E202, realiza a vaporização de parte da corrente 230 e a condensação da corrente 228. A corrente de condensado (247) segue para o tanque de condensados representado pelo bloco MIX 205 e a corrente com fração de vapor (231) segue para o próximo vaso *Flash* V204 onde o fenômeno ocorrido no vaso V203 ocorre novamente. O fenômeno repete-se pelos próximos três efeitos e no fim a corrente de vapor efluente do último efeito é condensada com auxílio de um condensador barométrico, de contato direto com água de resfriamento, representado pelo bloco V208. A corrente de líquido desse último estágio de concentração do caldo (corrente 252) segue para o sistema de esterilização e a de condensados para o tanque de condensados (MIX 205). As pressões utilizadas em cada efeito são detalhadas na Tabela A.4:

Tabela A.4: Pressões utilizadas no sistema de evaporação. Fonte: Albarelli (2013).

Efeito	Pressão na entrada (bar)
1 ^o	1,69
2 ^o	1,31
3 ^o	0,93
4 ^o	0,54
5 ^o	0,16

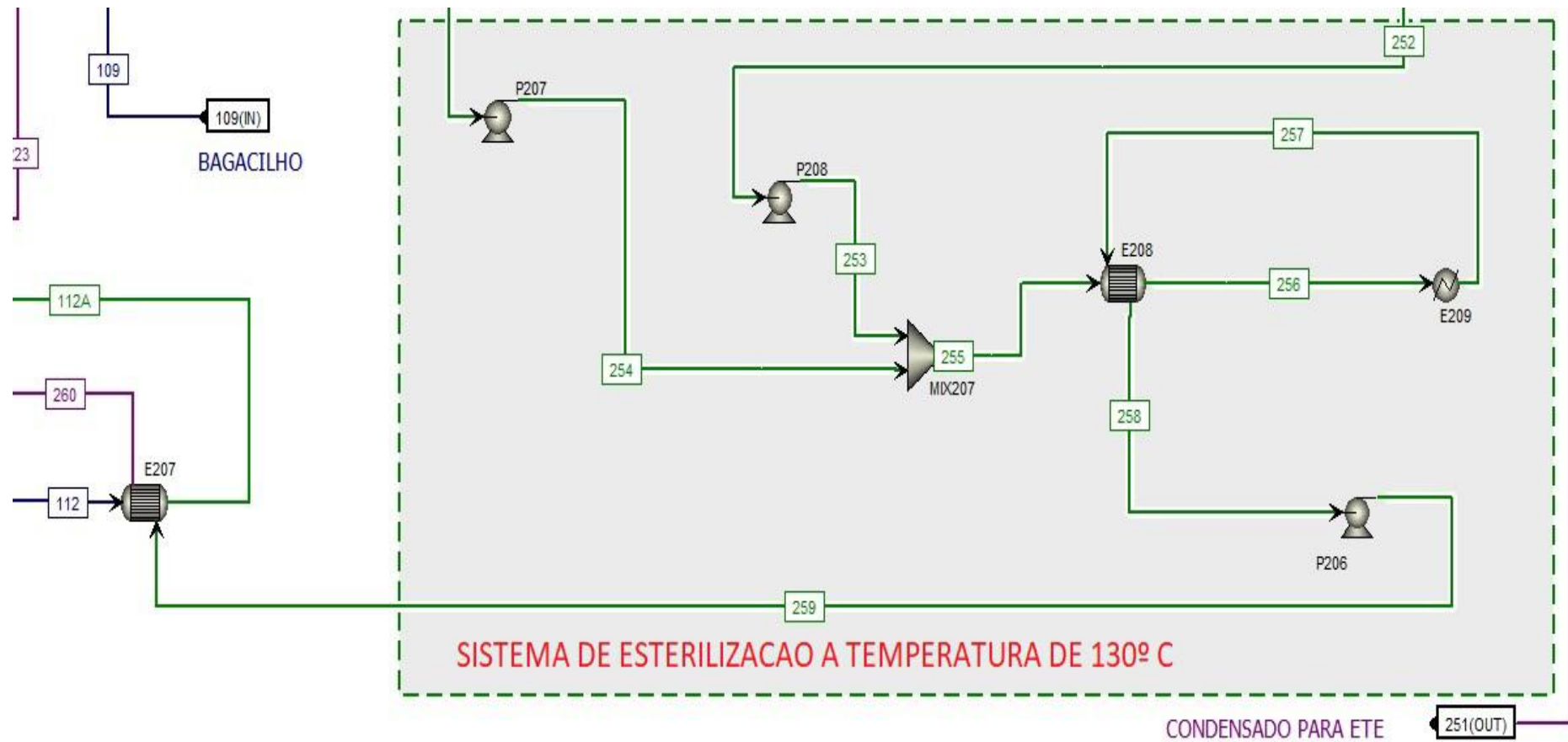


Figura A.5: *Process Flow Diagram* - área 200 Sistema de esterilização do caldo

Fonte: Autor- baseado nos trabalhos de Pina et al. (2015), Dias et al. (2010), Camargo (1990) e Albarelli (2013)

Conforme a Figura A.5, após o último efeito, o caldo com concentração na faixa dos 65 °Brix é misturado, com o auxílio do bloco MIX 207, à corrente 254 de com grau Brix original do caldo de modo que a corrente efluente do misturador tenha os 18 °Brix, próximo aos 20 °Brix recomendado para a fermentação pela literatura. A corrente 255, com 18 °Brix sofre um pré-aquecimento no economizador E208 e na sequência no trocador E209, o qual garante que a temperatura do caldo seja elevada aos 130 °C adequados à esterilização. Na sequência, o calor da corrente de caldo quente (130 °C) é aproveitado no economizador E208 e E207 em seguida a corrente resfriada (corrente 260), deixa a área de tratamento e segue para o sistema de fermentação.

A assim como na Tabela A.3, na Tabela A.5 é apresentado o resumo das principais especificações utilizadas na configuração dos blocos de simulação bem como a identificação de cada ferramenta de *Design Spec/Calculator* utilizada para atingir cada uma delas e a respectiva fonte da literatura utilizada.

Tabela A.5: Resumo das principais especificações utilizadas na simulação da área 200 o
 Fonte: Marques (2019), Albarelli (2013), Dias et al. (2010), Pina et al. (2015)

Bloco envolvido	Variável manipulada	Especificação	<i>Design Spec / Calculator</i>	Fonte
R201	Vazão mássica da corrente 201	Garantir uma razão de H_3PO_4 por kg de caldo igual a 300mg.	DS201	(MARQUES, 2019)
R201	Vazão molar da corrente 205	Garantir alimentação estequiométrica de $Ca(OH)_2$ frente à adição de H_3PO_4 .	DS202	(MARQUES, 2019)
V202	Vazão mássica da corrente 203	Garantir que toda o vapor que é liberado na etapa do <i>flash</i> seja condensado.	DS203	(MARQUES, 2019)
S202	Vazão mássica de H_2SO_4 na corrente 223	Garantir um teor de umidade de 70% na torta formada.	DS204	(ALBARELLI, 2013)
MIX204	–	Garantir a adição de 70 kg de água/t de cana processada para a etapa de filtração.	C201	(ALBARELLI, 2013; REIN, 2007) <i>apud</i> (MARQUES, 2019)
S202	Vazão mássica de sacarose na corrente 223	Garantir um teor de 1,6% de sacarose na torta formada.	DS205	(MARQUES, 2019)
E202	Fração de vapor na corrente 227	Garantir um grau Brix de 65% no caldo concentrado (corrente 252).	DS206	(DIAS et al., 2010; PINA et al., 2015)
SPL201	Vazão mássica da corrente 220	Garantir um grau Brix de 18% no caldo concentrado (corrente 255).	DS207	(DIAS et al., 2010; PINA et al., 2015)
V208	Vazão mássica da corrente 202	Garantir a condensação total do vapor proveniente do último efeito da etapa do sistema de evaporação.	DS208	(MARQUES, 2019)

A.3 Área 300–Fermentação do caldo

Conforme a Figura A.6, o caldo tratado e esterilizado (corrente 250) chega à unidade de fermentação com o auxílio de uma bomba de linha representada pelo bloco P301 e na sequência é resfriado no trocador de calor representado pelo bloco E301. A temperatura de saída do trocador foi ajustada para 32 °C conforme o trabalho de Marques (2019). A corrente de saída do trocador (corrente 302) é, então, misturada à corrente de reciclo de leveduras tratadas (corrente 320) e a mistura segue para as dornas de fermentação. O *Aspen Plus* não dispõe de um bloco exclusivo para fermentadores, dessa forma, as dornas de fermentação foram simuladas por meio do bloco reator estequiométrico (R302). O bloco reacional R301 é apenas um artifício de simulação que transforma a sacarose em glicose. As reações que acontecem no bloco R302 foram baseadas nos trabalhos de Albarelli (2013) e Marques (2019). Na Tabela A.6 são exibidas as reações, as respectivas frações de conversão para cada reação bem como o componente em que a fração de conversão foi baseada.

Tabela A.6: Reações envolvidas na etapa fermentativa adotadas no trabalho o
Fonte: Marques (2019), Albarelli (2013)

Reação	Fração de conversão	Componente base
$C_6H_{12}O_6 \rightarrow 2C_2H_5OH + 2CO_2$	0,89	Glicose
$C_6H_{12}O_6 + 2H_2 \rightarrow 2C_3H_8O_3$	0,0258	Glicose
$C_6H_{12}O_6 + 2H_2O \rightarrow C_4H_6O_4 + 2CO_2 + 5H_2$	0,0029	Glicose
$C_6H_{12}O_6 + 2H_2O \rightarrow 2C_2H_4O_2 + 2CO_2 + 2H_2$	0,01515	Glicose
$C_6H_{12}O_6 \rightarrow 0,795C_5H_{12}O + 2,025CO_2 + 1,155H_2O + 0,075H_2$	0,00031	Glicose
$0,148394C_6H_{12}O_6 + 0,14499NH_3 + 0,108686CO_2 \rightarrow CH_{1,8}O_{0,9} + N_{0,145} + 0,208721H_2O$	1	Amônia

Após a saída do sistema de fermentação, a corrente de vinho fermentado (corrente 305) segue para o separador *flash*, F301, que tem o objetivo de simular a separação de gás/líquido que acontece dentro do fermentador, ou seja, o bloco F301 é apenas uma estratégia de simulação para simular essa operação, mas no processo essa separação acontece no próprio fermentador. A corrente de CO₂ com vapor de etanol dissolvido (corrente 306) segue para a unidade de destilação (área 400), a corrente de fundo do vaso F301 segue para a bateria de centrífugas para recuperar o leite de levedura (MORENO, 2020). No sistema de centrifugação, a primeira bateria, representada pelo bloco S301, entrega a corrente de fundo e a de topo. A de fundo se mistura no bloco Mix205 com uma corrente de água de diluição (324), para promover a recuperação do etanol (MARQUES, 2019), e segue para a

próxima bateria (302). A corrente de topo da primeira bateria se mistura com a de topo dessa segunda bateria no misturador Mix303 e seguem juntas para a dorna volante e em seguida para fermentação. A corrente de fundo da bateria S302 (corrente 316) segue para o divisor S303 que retira uma fração do leite de levedura para descarte (corrente 318) e uma fração segue para a etapa de tratamento da levedura para posterior reciclo (corrente 319). Para o tratamento, são simulados a mistura do do fermento recuperado com as correntes 321, 322 e 323 conforme a Figura A.6. Após esse tratamento a corrente 320 é recirculada com o auxílio do bloco Mix301. O bloco reacional R303 também é apenas um artifício de simulação para converter a glicose residual que foi simulada na forma de sólido (conforme componente presente na cana-de-açúcar) para forma de sólido dissolvido e os reatores R304 e R305 para reconverter esse sólido dissolvido em sólido novamente.

É importante ressaltar que O bloco reacional R302 tem apenas o compromisso de simular as reações, toda a logística de fermentação descrita no item 3.2.2.1 desse trabalho não é absorvida pelo simulador, este, porém, apenas entrega as propriedades da corrente de saída dos fermentadores (corrente 305). Dessa forma, conforme discutido ao longo do texto, a logística do sistema reacional deve ser estruturada de modo independente à simulação.

Na Tabela A.7 é apresentado o resumo das principais especificações utilizadas na configuração dos blocos de simulação bem como a identificação de cada ferramenta de *Design Spec/Calculator* utilizada para atingir cada uma delas e a respectiva fonte da literatura utilizada.

Tabela A.7: Resumo das principais especificações utilizadas na simulação da área 300
 Fonte: Marques (2019), Albarelli (2013)

Bloco envolvido	Variável manipulada	Especificação	<i>Design Spec / Calculator</i>	Fonte
S301	Coefficiente de separação sólido/líquido	Garantir fração mássica de 35% de leveduras na entrada do separador S302.	DS301	(ALBARELLI, 2013) <i>apud</i> (MARQUES, 2019)
S302	Coefficiente de separação sólido/líquido	Garantir fração mássica de 70% de leveduras na saída do separador S302.	DS302	(ALBARELLI, 2013) <i>apud</i> (MARQUES, 2019)
–	Vazão mássica da corrente 321	Destinar 1,29% da conversão de glicose para a produção de leveduras.	DS303	(ALBARELLI, 2013) <i>apud</i> (MARQUES, 2019)
–	Vazão mássica da corrente 323	Garantir a fração mássica de 30% de levedura na saída do tratamento.	DS304	(ALBARELLI, 2013) <i>apud</i> (MARQUES, 2019)
–	–	Garantir a diluição da corrente de sólidos provenientes do separador S301(corrente 309) em 50% para aumentar a recuperação do etanol.	C301	(MARQUES, 2019)
–	–	Garantir a alimentação de 5g de H ₂ SO ₄ /t de cana-de-açúcar processada.	C302	(ALBARELLI, 2013)

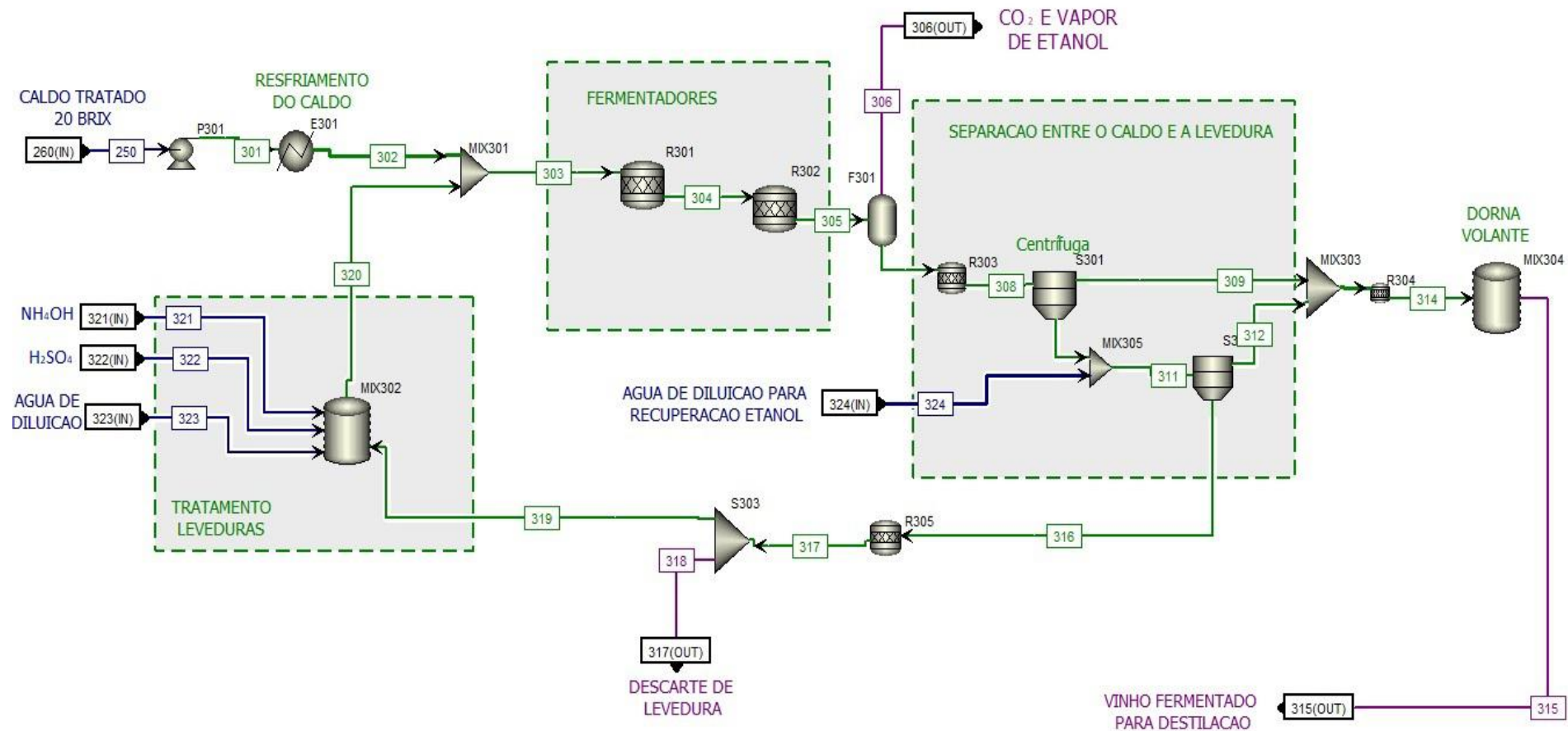


Figura A.6: *Process Flow Diagram* – área 300.

Fonte: Autor — baseado nos trabalhos de Albarelli (2013) e Marques (2019)

A.4 Área 400—Destilação do vinho fermentado

Na Figura A.7 é apresentado o *Process Flow Diagram* obtido para a etapa de destilação do vinho fermentado para a obtenção de etanol hidratado.

Conforme a Figura A.7, o vinho fermentado e a corrente de CO₂, produzida na fermentação chegam à unidade de destilação pelas correntes 315 e 306, respectivamente. Conforme discutido ao longo do texto, na corrente 306 há uma fração de etanol — nesse trabalho foi observado que essa fração corresponde a 2% do etanol produzido — e, portanto, segue para a torre de absorção por lavagem de água (corrente 406), representada pelo bloco C-402. Dessa torre partem as correntes 409 e 410, a primeira com CO₂ com 97,5% de pureza e a segunda, com o etanol recuperado dissolvido em água, segue para o bloco de mistura Mix 401 juntamente com a corrente de vinho proveniente da etapa de fermentação (corrente 315). Em seguida, a corrente 403 segue para a bateria de pré aquecimento nos economizadores E401 e E402, na sequência a corrente 405 segue para a primeira coluna de destilação (MARQUES, 2019). Seguindo a metodologia apresentada no item 3.2.1.4, a coluna foi simulada em três frações separadas. Esse sistema tem como efluente a corrente de fundo (415), a qual será em seguida retirada como vinhaça. A retirada lateral representada pelas correntes 412 e 413 que juntas formam a corrente 416 com 50% de etanol, (Flegma) e as corrente de topo de vapor (408) a qual volta para o sistema de absorção e de condensado (411A) conhecida como etanol de segunda (88% de etanol) que deixa o sistema. A corrente de flegma com 50% de etanol (corrente 416) segue para a segunda torre de concentração de etanol, a qual tem uma retirada lateral que gera a corrente de óleo fúsel (428) e as corrente de fundo 420 e de topo (419). A primeira se mistura à corrente de fundo da primeira coluna e ambas formam a corrente de vinhaça, a segunda é a corrente de produto de etanol hidratado com 92,5% de etanol, finalizando a simulação.

Na Tabela A.8 é exposto o resumo das principais especificações utilizadas na configuração dos blocos de simulação da destilação bem como a identificação de cada ferramenta de *Design Spec/Calculator* utilizada para atingir cada uma delas e a respectiva fonte da literatura utilizada. Na Tabela A.9 é apresentado o resumo das principais configurações adotadas nas colunas de destilação e recuperação de etanol.

Tabela A.8: Resumo das principais especificações utilizadas na simulação da área 400
 Fonte: Marques (2019), Albarelli (2013)

Bloco envolvido	Variável manipulada	Especificação	<i>Design Spec / Calculator</i>	Fonte
C-402	Vazão mássica da corrente 408	Garantir uma recuperação de 99% de etanol na corrente de lavagem obtida no fundo da coluna de recheio C402 (corrente 410).	DS401	(MARQUES, 2019)
C-401C	Vazão mássica da corrente 413	Garantir que a corrente de flegma (corrente 416) tenha 50% de etanol.	DS402	(MARQUES, 2019)
C-403	Vazão mássica da corrente 417	Garantir 12% de etanol na corrente de óleo fúsel (corrente 428).	DS403	(MARQUES, 2019)

Tabela A.9: Resumo das principais especificações utilizadas na simulação das colunas área 400.
 Fonte: Marques (2019), Junqueira (2009)

Coluna	Tipo de condensador	Número de estágios de equilíbrio	Pressão no topo (bar)	Queda de pressão na coluna (bar)	Fonte
C401A	–	8	1,363	0,03	(JUNQUEIRA, 2009) <i>apud</i> (MARQUES, 2019)
C401B	Parcial	6	1,338	0,025	(JUNQUEIRA, 2009) <i>apud</i> (MARQUES, 2019)
C401C	–	19	1,393	0,132	(JUNQUEIRA, 2009) <i>apud</i> (MARQUES, 2019)
C403	Parcial	46	1,160	0,025	(JUNQUEIRA, 2009) <i>apud</i> (MARQUES, 2019)
C402	–	10	1	0	(MARQUES, 2019)

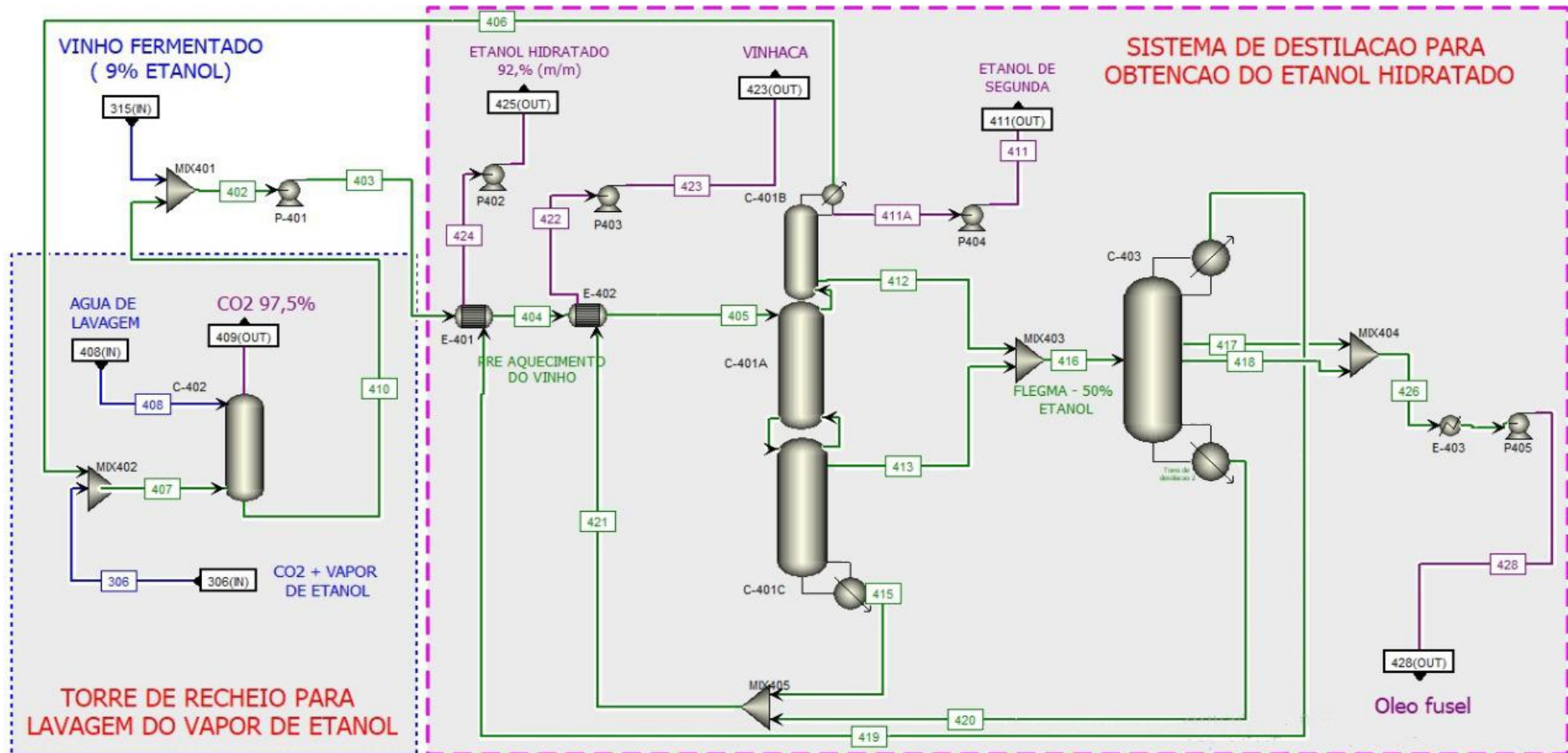


Figura A.7: *Process Flow Diagram* – área 400.

Fonte: Autor — baseado nos trabalhos de Junqueira (2009) Albarelli (2013) e Marques (2019)

Apêndice B

Tabelas balanço de massa

Tabela B.1: .

Balço de massa global para o sistema, obtido conforme o PFD da Figura A.1.

	101	102	104	106	109	111	201	202	203	204	205	214	223	251
Temperatura (°C)	30,0	30,0	50,0	35,1	35,1	35,1	30,0	30,0	30,0	50,0	30,0	99,6	87,4	61,1
Pressão (bar)	1,0133	1,0133	1,0133	1,0133	1,0133	1,0133	1,0133	1,0133	1,0000	1,0133	1,0133	1,0000	1,0133	1,0000
Vapor														
Líquido	0,7107	0,2830	1,0000	0,5000	0,4122	0,8549	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000	0,7001	1,0000
Sólido	0,2893	0,7170		0,5000	0,5878	0,1451							0,2999	
COMPONENTE	VAZÃO MÁSSICA (t/h)													
CELLULOS	29,6500	0,1483		29,4911	0,0001	0,0105							0,0106	
XYLAN	17,5000	0,0875		17,4062	0,0001	0,0062							0,0063	
LIGNISOL														
LIGNIN	15,9000	0,0795		15,8148	0,0001	0,0056							0,0057	
SOLO	6,3500	3,8100			0,0333	2,5071							2,5406	
H2O	355,3500	1,7767	140,0000	67,8860	0,0266	425,6606	0,0264	686,7001	49,4606	35,0000	2,7048	56,0472	6,9176	819,9542
SACAROSE	69,3000	0,3465		2,1115	0,0042	66,8378							0,1581	
DEXTROSE	2,9500	0,0147		0,0899	0,0002	2,8452								
K2O	2,0000	0,0100		1,9862	0,0000	0,0038							0,0038	
KCL	1,0000	0,0050		0,9931	0,0000	0,0019							0,0019	
CO2														
CO														
N2														
O2														
H2														
NO														
H3PO4							0,1494							
CAOH2											0,1696		0,0001	
PHOSCALC													0,2365	
SO2														
SO3														
CASO3														
H2SO3														
NH3														
SULFACID														
GLYCEROL														
ACETACID														
SUCCACID														
3MET-01B														
LEVEDURA														
ETHANOL														
ETHYLGLY														
GLUCOSE														
TOTAL	500,0000	6,2782	140,0000	135,7787	0,0646	497,8789	0,1758	686,7001	49,4606	35,0000	2,8744	56,0472	9,8812	819,9542

Tabela B.1: .

Balanço de massa global para o sistema, obtido conforme o PFD da Figura A.1 — Continuação.

	260	306	315	317	321	322	323	324	408	409	411	423	425	428
Temperatura (°C)	73,6	32,0	32,0	31,8	32,0	32,0	30,0	30,0	30,0	35,2	50,0	66,3	42,1	93,4
Pressão (bar)	5,0000	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000	1,3380	1,0133	2,0000	1,0133
Vapor		1,0000			1,0000					1,0000				
Líquido	0,8200		0,9886	0,2972		1,0000	1,0000	1,0000	1,0000		1,0000	0,9879	1,0000	1,0000
Sólido	0,1800		0,0114	0,7028								0,0121		
COMPONENTE	VAZÃO MÁSSICA (t/h)													
CELLULOS														
XYLAN														
LIGNISOL														
LIGNIN														
SOLO														
H2O	316,7110	0,6373	321,6883	2,0659			8,0144	1,5982	14,4000	0,7985	0,0649	332,5480	2,6327	0,6816
SACAROSE	66,6834													
DEXTROSE	2,8454		4,1124	0,0224								4,1124		
K2O														
KCL														
CO2		31,6313	0,4917	0,0027						32,1140	0,0074	0,0000	0,0020	0,0000
CO														
N2														
O2														
H2		0,0073	0,0000	0,0000						0,0073	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
NO														
H3PO4														
CAOH2														
PHOSCALC														
SO2														
SO3														
CASO3														
H2SO3														
NH3					0,0870									
SULFACID		0,0000	0,0025	0,0000		0,0025				0,0000	0,0000	0,0025	0,0000	0,0000
GLYCEROL		0,0000	1,9249	0,0105						0,0000	0,0000	1,9249	0,0000	0,0000
ACETACID		0,0003	0,5592	0,0030						0,0000	0,0000	0,5592	0,0000	0,0002
SUCCACID		0,0000	0,1387	0,0008						0,0000	0,0000	0,1387	0,0000	0,0000
3MET-01B		0,0006	0,0082	0,0000						0,0004	0,0000	0,0000	0,0000	0,0084
LEVEDURA				5,3247										
ETHANOL		0,6270	32,5906	0,1777						0,0072	0,5460	0,0774	32,4949	0,0941
ETHYLGLY														
GLUCOSE														
TOTAL	386,2398	32,9038	361,5166	7,6078	0,0870	0,0025	8,0144	1,5982	14,4000	32,9274	0,6184	339,3632	35,1297	0,7843