



**UNIVERSIDADE FEDERAL DE SÃO CARLOS**  
**CENTRO DE CIÊNCIAS EXATAS E DE TECNOLOGIA**



**PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA QUÍMICA**

**LUIZA STOLTE BEZERRA LISBÔA DE OLIVEIRA**

**PRODUÇÃO INTEGRADA DE ETANOL DE CANA-DE-AÇÚCAR E MILHO EM  
USINAS FLEX: SIMULAÇÃO E ANÁLISES TECNO-ECONÔMICA E AMBIENTAL**



São Carlos, SP

2022

LUIZA STOLTE BEZERRA LISBÔA DE OLIVEIRA

**PRODUÇÃO INTEGRADA DE ETANOL DE CANA-DE-AÇÚCAR E MILHO EM  
USINAS FLEX: SIMULAÇÃO E ANÁLISES TECNO-ECONÔMICA E AMBIENTAL**

Dissertação de Mestrado apresentada ao Programa de Pós-Graduação em Engenharia Química da Universidade Federal de São Carlos como parte dos requisitos para obtenção do título de Mestre em Engenharia Química.

**Orientador:** Prof. Dr. Antonio José Gonçalves da Cruz

São Carlos, SP

2022



# UNIVERSIDADE FEDERAL DE SÃO CARLOS

Centro de Ciências Exatas e de Tecnologia  
Programa de Pós-Graduação em Engenharia Química

---

## Folha de Aprovação

---

Defesa de Dissertação de Mestrado da candidata Luiza Stolte Bezerra Lisbôa de Oliveira, realizada em 03/03/2022.

### Comissão Julgadora:

Prof. Dr. Antonio Jose Gonçalves da Cruz (UFSCar)

Prof. Dr. Alberto Colli Badino Junior (UFSCar)

Prof. Dr. Felipe Fernando Furlan (UFSCar)

Profa. Dra. Marina Oliveira de Souza Dias (UNIFESP)

Profa. Dra. Simone de Carvalho Miyoshi (UFRJ)

O presente trabalho foi realizado com apoio da Coordenação de Aperfeiçoamento de Pessoal de Nível Superior - Brasil (CAPES) - Código de Financiamento 001.

O Relatório de Defesa assinado pelos membros da Comissão Julgadora encontra-se arquivado junto ao Programa de Pós-Graduação em Engenharia Química.

## AGRADECIMENTOS

À minha família, pelo suporte, incentivo, compreensão e carinho. Em especial, à minha irmã, pela amizade e companheirismo.

Ao meu orientador, professor Antonio, pela orientação, atenção e convite para trabalhar neste tema, que muito me interessa e com o qual muito aprendi.

Aos membros da banca de qualificação, Simone, professor Felipe e professor Alberto, pelas sugestões, que muito melhoraram este trabalho.

Aos professores do PPGEQ que muito me ensinaram durante as aulas, seminários e discussões.

Aos colegas do grupo de pesquisa, pela disponibilidade e receptividade. Em especial, ao Fabricio e ao Gustavo.

Ao técnico Eudoro, pelo sempre rápido suporte ao acesso remoto aos computadores do DEQ.

Ao pesquisador David Johnston, do US Department of Agriculture (USDA), por ceder gratuitamente o modelo de simulação (no *software* SuperPro Design) para produção de etanol de milho pela moagem seca atualizado.

Ao grupo GreenDelta por oferecer o *software* aberto OpenLCA para Análise do Ciclo de Vida (ACV) e por ceder os inventários da base de dados do Ecoinvent gratuitamente.

## APOIO FINANCEIRO

Agradeço o apoio financeiro da Agência Nacional do Petróleo, Gás Natural e Biocombustíveis - ANP, da Financiadora de Estudos e Projetos - FINEP, e do Ministério da Ciência, Tecnologia e Inovações - MCTI, por meio do Programa de Recursos Humanos da ANP para o Setor de Biocombustíveis - PRH-ANP/FINEP.

O presente trabalho foi realizado com apoio da Coordenação de Aperfeiçoamento de Pessoal de Nível Superior – Brasil (CAPES).



## RESUMO

Biocombustíveis são importantes alternativas aos combustíveis fósseis, não apenas do ponto de vista ambiental, mas também dos pontos de vista social e de segurança energética. O Brasil apresenta uma situação ímpar nesse contexto, pois possui uma estrutura de produção, distribuição e consumo de biocombustíveis, em particular o etanol, já bastante consolidada e desenvolvida. Muito embora a cana-de-açúcar seja há anos a principal matéria-prima para a produção de etanol no Brasil, a utilização de milho para produção de etanol vem apresentando rápido crescimento, principalmente na região Centro-Oeste. Assim, este projeto avaliou a viabilidade técnica, econômica e ambiental da produção de etanol de milho integrada a uma destilaria autônoma já produtora de etanol de cana-de-açúcar (chamada usina *flex*). A destilaria autônoma usada como base processa 4 milhões de toneladas de cana na safra, e um dos cenários considera cogeração na entressafra a partir da palha de cana. Dois cenários de produção de etanol de milho foram considerados: convencional (liquefação, sacarificação e fermentação sequenciais) e simultâneo (sacarificação e fermentação simultâneas do amido não-liquefeito), processando cerca de 246 e 208 mil toneladas de milho na entressafra da cana, respectivamente. O simulador de processos Aspen Plus foi usado para calcular os custos de capital e os rendimentos de processo. O custo de capital incremental para as usinas *flex* foi de 53,8 e 52,9 milhões de dólares para os cenários convencional e simultâneo, respectivamente, e o aumento na produção de etanol anidro, em relação à quantidade produzida na safra a partir da cana, foi de 25,2 e 21,3%. O VPL (Valor Presente Líquido) calculado para as usinas *flex* foi de 86,1 e 63,9 milhões de dólares, seguindo a abordagem incremental. Porém o Preço Máximo de Compra do Milho (PMCM) foi de cerca de 58 R\$/saca, inferior ao valor comercializado em fevereiro de 2022 no Mato Grosso (75 R\$/saca). A análise de risco indicou que a probabilidade de rentabilidade das usinas *flex* incrementais é de cerca de 68%. O *software* aberto OpenLCA foi usado para realizar a Avaliação do Ciclo de Vida (ACV). A incorporação da produção de etanol de milho aumentou o impacto na categoria de potencial de mudança climática em 6% (de 0,533 para 0,564 kg CO<sub>2</sub> eq/kg de etanol), em relação ao valor obtido para a destilaria autônoma com cogeração a partir da palha. Além disso, os cenários *flex* apresentaram impacto na categoria de potencial de ecotoxicidade da água fresca cerca de 6 a 7 vezes maior do que o impacto da destilaria autônoma, devido à alta aplicação de pesticidas no cultivo do milho. Isto sugere que melhorias nesta categoria de impacto devem ocorrer na etapa agrícola.

**Palavras-chave:** Etanol de cana-de-açúcar; Etanol de milho; Biorrefinaria; Simulação de processos; Análise tecno-econômica; Avaliação de Ciclo de Vida (ACV).

## ABSTRACT

Liquid biofuels are important alternatives to traditional fossil fuels, not only environmentally, but also socially and from an energy security standpoint. Brazil has a consolidated infrastructure for the production, distribution and commercialization of biofuels, in particular ethanol. Even though sugarcane has been the main raw material used for ethanol production for years, the processing of corn for ethanol production has been experiencing a rapid growth, especially in the Center-West region. This project evaluated the technical, economic and environmental feasibility of corn ethanol production integrated to a standalone sugarcane ethanol distillery (called *flex* plant). The standalone distillery processes 4 million tons of sugarcane in the harvest season, and one scenario considers cogeneration from sugarcane straw during the off-season. Two scenarios for corn ethanol production were studied: conventional (sequential liquefaction, saccharification and fermentation) and simultaneous (simultaneous saccharification and fermentation of non-liquefied starch), each processing about 246 and 208 thousand tons of corn in the off-season. The process simulator Aspen Plus was used to estimate capital costs and process yields. The incremental capital cost for the flex plants was 53,8 and 52,9 million dollars for the conventional and simultaneous scenarios, respectively, and the increase in anhydrous ethanol production, relative to the amount produced in the harvest season from sugarcane, was 25,2 and 21,3%. The NPV (Net Present Value) of the flex plants was 86,1 and 63,9 million dollars, following an incremental approach. However, the Maximum Purchase Price for Corn (MPPC) was around 58 R\$/60kg, which is lower than the price in Mato Grosso for February 2022 (75 R\$/60kg). The risk analysis indicated that the probability of profitability for the incremental flex plants is around 68%. The open software OpenLCA was used to perform the Life Cycle Assessment (LCA). The incorporation of corn ethanol production increased the impact in the global warming category by 6% (from 0,533 to 0,564 kg CO<sub>2</sub> eq/kg ethanol), relative to the value obtained for the standalone distillery with cogeneration from straw. In addition, the impact on the freshwater ecotoxicity category was 6 to 7 times greater for the flex scenarios than for the standalone distillery, due to the high application of pesticides during corn cultivation. This suggests that improvements to this impact category should be made at the agricultural level.

**Keywords:** Sugarcane ethanol; Corn ethanol; Biorefinery; Process simulation; Techno-economic analysis; Life Cycle Assessment (LCA)

## LISTA DE FIGURAS

Figura 2.1. Diagrama de blocos para o processo de produção de etanol de cana pelo método de batelada-alimentada com reciclo de células. Adaptado de Lopes et al. (2016) .....	8
Figura 2.2. Esquema simplificado da rota de produção de etanol em micro-organismos. Adaptado de Shuler & Kargi (2002) .....	13
Figura 2.3. Diagrama de processo para a fermentação em batelada alimentada. Adaptado de Basso (2011) .....	15
Figura 2.4. Diagrama de processo para a fermentação contínua. Adaptado de Fonseca (2014) .....	16
Figura 2.5. Esquema do sistema de destilação do vinho industrial. Adaptado de Batista (2008) .....	21
Figura 2.6. Sistema de cogeração com turbina de contrapressão. Adaptado de Pellegrini (2009) .....	27
Figura 2.7. Sistema de cogeração com turbina de condensação. Adaptado de Pellegrini (2009) .....	28
Figura 2.8. Sistema de cogeração com turbina de extração-condensação. Adaptado de Pellegrini (2009) .....	29
Figura 2.9. Ligações $\alpha$ -1,4-glicosídicas e $\alpha$ -1,6-glicosídicas .....	34
Figura 2.10. Diagrama de blocos para o processo de produção de etanol de milho pelo método de moagem a seco. Adaptado de MacAloon et al. (2000) .....	36
Figura 2.11. Diagrama de blocos para o processo de produção de etanol de milho pelo método de moagem úmida. Adaptado de Huang et al. (2008) .....	41
Figura 2.12. Localização das usinas produtoras de etanol a partir de milho no Brasil. Baseado em ANP (2020b) .....	49
Figura 3.1. Fluxograma da destilaria autônoma simulada no Aspen Plus .....	66
Figura 3.2. Fluxograma do processo implementado no bloco hierárquico PREP-EXT .....	71
Figura 3.3. Fluxograma do processo implementado no bloco hierárquico TREAT ....	73
Figura 3.4. Fluxograma do processo implementado no bloco hierárquico CONC .....	77
Figura 3.5. Fluxograma do processo implementado no bloco hierárquico FERMENT .....	80
Figura 3.6. Fluxograma do processo implementado no bloco hierárquico DIST .....	85
Figura 3.7. Fluxograma do processo implementado no bloco hierárquico DEHYDRAT .....	87
Figura 3.8. Fluxograma do processo implementado no bloco hierárquico COGEN...	90
Figura 3.9. Fluxograma do balanço de água implementado no bloco hierárquico COGEN .....	95
Figura 3.10. Diagrama de blocos do processo de etanol de milho implementado no Aspen Plus .....	107
Figura 3.11. Fluxograma do processo implementado no bloco WINE para o processo convencional .....	111
Figura 3.12. Fluxograma do processo implementado no bloco WINE para o processo simultâneo .....	115
Figura 3.13. Fluxograma do processo implementado no bloco DRY .....	120
Figura 3.14. Fluxograma do processo implementado no bloco PCOND .....	124

## LISTA DE FIGURAS (CONTINUADA)

Figura 3.15. Fluxograma do processo implementado para a etapa de cogeração da usina <i>flex</i> .....	126
Figura 3.16. Fronteira do sistema para ACV .....	136
Figura 4.1. Sensibilidade da vazão contínua de vinho para destilação (F) ao tempo de fermentação ( $t_{proc3}$ ) .....	143
Figura 4.2. Volume de ocupação dos tanques pulmões para: (a) cenário S1, casos C1 e C2, com esvaziamento dos tanques começando no segundo ciclo; (b) cenário S2 C1 e (c) S3 ampliado, com esvaziamento dos tanques começando em diferentes ciclos (N) .....	146
Figura 4.3. Proteína Bruta (PB) e vazão de DDGS produzido como função da vazão de <i>thin stillage</i> purgado para cenário convencional (a) e simultâneo (b) .....	153
Figura 4.4. Distribuição acumulada do VPL .....	160
Figura 4.5. Função de distribuição de probabilidade para o VPL <i>flex</i> convencional incremental .....	162
Figura 4.6. Potencial de aquecimento global (GWP).....	163
Figura 4.7. Potencial de acidificação terrestre (TAP) (a), potencial de eutrofização da água fresca (FEP) (b), potencial de ecotoxicidade da água fresca (FETP) (c) e potencial de formação de material particulado (PMFP) (d) por kg de etanol anidro...	165

## LISTA DE TABELAS

Tabela 2.1. Composição média da cana-de-açúcar .....	7
Tabela 2.2. Composição média do caldo de cana-de-açúcar .....	9
Tabela 2.3. Modelos cinéticos com diferentes tipos de inibição .....	17
Tabela 2.4. Concentração mássica de vinhos industriais .....	20
Tabela 2.5. Composição média do grão de milho (dentado) e seus componentes .....	31
Tabela 2.6. Composição média do DDGS em base seca .....	37
Tabela 2.7. Composição média dos coprodutos no processo de moagem úmida convencional .....	41
Tabela 2.8. Principais características das matérias-primas e do processo de etanol a partir de cana-de-açúcar e milho .....	45
Tabela 2.9. Síntese dos estudos feitos sobre a produção de etanol a partir da cana-de-açúcar e do milho .....	54
Tabela 3.1. Componentes convencionais simulados no Aspen Plus .....	60
Tabela 3.2. Componentes sólidos simulados no Aspen Plus .....	61
Tabela 3.3. Composição (fração mássica) da cana-de-açúcar adotada na simulação..	62
Tabela 3.4. Composição (fração mássica) da palha simulada .....	62
Tabela 3.5. Propriedades constantes inseridas pelo usuário para os componentes sólidos .....	63
Tabela 3.6. Capacidade calorífica sólida (em J/kmol/K) inseridas pelo usuário .....	64
Tabela 3.7. Descrição das etapas representadas nos blocos hierárquicos da Figura 3.1 .....	67
Tabela 3.8. Descrição das correntes apresentadas na Figura 3.1 .....	68
Tabela 3.9. Dados de processos implementados no bloco PREP-EXT .....	72
Tabela 3.10. Dados de processos implementados no bloco TREAT .....	75
Tabela 3.11. Conversão de glicose nas reações representadas pelas Eq. (3.5) a (3.8)	81
Tabela 3.12. Especificações dos blocos RadFrac A, A1, D e BB1 .....	86
Tabela 3.13. Especificações dos blocos RadFrac C-EXT e C-RECOV .....	88
Tabela 3.14. Poder calorífico superior (PCS) dos componentes do bagaço .....	93
Tabela 3.15. Tempos de ciclo para dornas e tanques de tratamento (cuba) .....	97
Tabela 3.16. Tempos de ciclo padrão para as etapas dos processos de conversão do amido a etanol .....	100
Tabela 3.17. Síntese dos três cenários considerados para conversão do amido a etanol.....	101
Tabela 3.18. Componentes adicionais usados na simulação da usina <i>flex</i> .....	104
Tabela 3.19. Propriedades constantes dos componentes sólidos inseridas pelo usuário .....	104
Tabela 3.20. Capacidade calorífica dos componentes sólidos (em J/kmol/K) inserida pelo usuário .....	105
Tabela 3.21. Composição do milho (incluindo nas subcorrentes MIX e CISOLID)...	106
Tabela 3.22. Descrição das etapas representadas nos blocos hierárquicos apresentados na Figura 3.10 .....	108
Tabela 3.23. Descrição das correntes apresentadas na Figura 3.10 .....	109
Tabela 3.24. Consumo de insumos nas etapas de produção de vinho .....	117

## LISTA DE TABELAS (CONTINUADA)

Tabela 3.25. Especificações para a etapa de centrifugação no bloco hierárquico DRY .....	121
Tabela 3.26. Preços e custos unitários para produtos, resíduos, matérias-primas e utilidades da destilaria autônoma .....	130
Tabela 3.27. Outros custos operacionais da destilaria autônoma e usina <i>flex</i> .....	131
Tabela 3.28. Variáveis incertas e suas distribuições para a análise de risco .....	134
Tabela 3.29. Lista de inventários do EcoInvent v3.6 usados nesta ACV .....	137
Tabela 4.1. Resultados das vazões e volumes das dornas e cubas dimensionadas para a destilaria autônoma .....	142
Tabela 4.2. Números de ciclo, tempo total de operação e vazões de enchimento e esvaziamento para todos os cenários .....	142
Tabela 4.3. Tempos entre esvaziamentos das dornas de fermentação .....	144
Tabela 4.4. Volumes ocupados máximos e mínimos dos tanques pulmões variando com o número de bateladas armazenadas .....	147
Tabela 4.5. Quantidades anuais de matérias-primas e consumo de utilidades na safra e entressafra .....	149
Tabela 4.6. Quantidade anual dos principais produtos e resíduos .....	149
Tabela 4.7. Custos de capital, custos anuais (ano 1) e receita (ano 1) para a destilaria autônoma e usinas <i>flex</i> .....	155
Tabela 4.8. Métricas econômicas para a destilaria autônoma e usinas <i>flex</i> .....	157
Tabela 4.9. Sensibilidade do VPL à variação percentual em relação ao preço base de algumas variáveis (em M\$/%) .....	157
Tabela 4.10. Percentis da distribuição do VPL .....	161

## SUMÁRIO

<b>1. INTRODUÇÃO</b> .....	<b>1</b>
1.1. Motivação .....	1
1.2. Objetivos.....	3
1.2.1. Objetivos específicos .....	4
1.3. Organização do trabalho .....	5
<b>2. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA</b> .....	<b>6</b>
2.1. Etanol de cana-de-açúcar .....	6
2.1.1. Visão geral de uma destilaria autônoma .....	6
2.1.2. Preparação do mosto .....	9
2.1.2.1. Extração do caldo .....	9
2.1.2.2. Tratamento do caldo .....	10
2.1.3. Fermentação .....	12
2.1.3.1. Bioquímica da fermentação alcoólica .....	12
2.1.3.2. Processos industriais de fermentação alcoólica .....	14
2.1.3.3. Cinética da fermentação alcoólica .....	16
2.1.4. Destilação e desidratação .....	20
2.1.5. Cogeração .....	25
2.2. Etanol de milho .....	29
2.2.1. Visão geral .....	29
2.2.2. Moagem a seco .....	31
2.2.2.1. Hidrólise do amido (liquefação e sacarificação) .....	37
2.2.3. Moagem úmida .....	39
2.2.4. Modificações aos processos convencionais .....	41
2.2.4.1. Redução dos custos da etapa de cocção/liquefação do amido na moagem a seco .....	41
2.2.4.2. Produção de mais coprodutos na moagem a seco .....	42
2.2.4.3. Redução do tempo de processamento na moagem úmida .....	44
2.2.5. Comparação com o etanol de cana-de-açúcar .....	44
2.3. Etanol de milho no Brasil .....	47
2.3.1. Tipos de integração para produção de etanol de milho no Brasil .....	51
2.3.2. Síntese de trabalhos realizados sobre usinas <i>flex</i> .....	53
<b>3. MÉTODOS</b> .....	<b>59</b>
3.1. Simulação .....	59
3.1.1. Simulador Aspen Plus .....	59
3.1.2. Simulação da destilaria autônoma no Aspen Plus .....	60
3.1.2.1. Componentes simulados e método empregado .....	60
3.1.2.2. Preparação, limpeza e extração (PREP-EXT) .....	70
3.1.2.3. Tratamento do caldo (TREAT) .....	72
3.1.2.4. Concentração do caldo (CONC) .....	76
3.1.2.5. Fermentação (FERMENT) .....	78
3.1.2.6. Destilação (DIST) .....	83
3.1.2.7. Desidratação (DEHYDRAT) .....	87
3.1.2.8. Cogeração (COGEN) e balanço de água .....	89
3.1.2.9. Água de resfriamento .....	96
3.1.3. Modelagem e simulação cinética da etapa de fermentação da destilaria autônoma .....	97

## SUMÁRIO (CONTINUADO)

3.1.4. Modelagem e simulação cinética das etapas de hidrólise e fermentação da usina <i>flex</i> .....	98
3.1.4.1. Planejamento de ocupação das dornas e cálculo da quantidade de milho processada .....	99
3.1.5. Simulação da usina <i>flex</i> no Aspen Plus .....	103
3.1.5.1. Componentes adicionais simulados e método empregado .....	103
3.1.5.2. Preparação, hidrólise e fermentação para obtenção do vinho (WINE) .....	110
3.1.5.3. Destilação (DIST) e desidratação (DEHYDRAT) .....	118
3.1.5.4. Centrifugação e secagem (DRY) .....	119
3.1.5.5. Condensados de processo (PCOND) .....	123
3.1.5.6. Cogeração (COGEN) .....	125
3.2. Análise econômica, de sensibilidade e de risco .....	127
3.3. Análise do Ciclo de Vida (ACV) .....	134
<b>4. RESULTADOS E DISCUSSÃO .....</b>	<b>142</b>
4.1. Simulação cinética e diagrama de ocupação para a destilaria autônoma e usinas <i>flex</i> .....	142
4.2. Simulação no Aspen Plus .....	148
4.3. Análise econômica, de sensibilidade e de risco .....	154
4.4. Análise do Ciclo de Vida (ACV) .....	162
<b>5. CONCLUSÕES .....</b>	<b>168</b>
<b>6. RECOMENDAÇÕES PARA TRABALHOS FUTUROS .....</b>	<b>171</b>
<b>7. REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS .....</b>	<b>172</b>
<b>APÊNDICES .....</b>	<b>186</b>
Apêndice A. Integração energética .....	186
Apêndice B. Modelagem e simulação cinética da etapa de fermentação da destilaria autônoma .....	189
Apêndice C. Modelagem e simulação cinética das etapas de hidrólise e fermentação da usina <i>flex</i> .....	197
Apêndice D. Efeito de diferentes componentes representativos na simulação da usina <i>flex</i> .....	214
Apêndice E. Resultados da simulação cinética cana-de-açúcar e diagramas de ocupação .....	216
Apêndice F. Resultados simulação cinética milho e diagramas de ocupação .....	220
Apêndice G. Resultados de correntes .....	237
Apêndice H. Consumo de utilidades quentes e frias .....	251
Apêndice I. Consumo de insumos de processos .....	255
Apêndice J. Consumo de eletricidade .....	256
Apêndice K. Estimativa de custos de capital .....	261
<b>ANEXOS .....</b>	<b>273</b>
Anexo 1. Inventários para Avaliação do Ciclo de Vida (ACV) .....	273

# 1. INTRODUÇÃO

## 1.1. Motivação

Combustíveis fósseis são fontes não-renováveis de energia, que emitem grandes quantidades de gases de efeito estufa durante sua utilização, contribuindo para a depleção de recursos naturais e para o aquecimento global. Combustíveis renováveis, ou biocombustíveis, são tidos como uma alternativa ambientalmente favorável aos combustíveis fósseis, uma vez que são produzidos a partir da biomassa vegetal, que absorve dióxido de carbono (CO<sub>2</sub>) durante a fotossíntese, reduzindo as emissões de CO<sub>2</sub>. Os biocombustíveis também diversificam a matriz energética e reduzem a dependência em relação aos combustíveis fósseis, ou seja, contribuem para a segurança energética do país (Nigam & Singh, 2011).

No Brasil, o biocombustível líquido mais amplamente utilizado é o etanol, que atingiu uma produção recorde de 35,6 milhões de m<sup>3</sup> na safra 2019/2020 (CONAB, 2020). A quantidade produzida na safra 2020/2021 foi de 32,8 milhões de m<sup>3</sup> (CONAB, 2021a) e a estimativa de produção para a safra 2021/2022 é de 28,2 milhões de m<sup>3</sup> (CONAB, 2021b). A produção em larga escala de etanol no Brasil teve início na década de 70 com as crises mundiais do petróleo, combustível do qual o país era dependente na época. Com o surgimento dos motores *flex fuel*, o crescimento da frota nacional de veículos *flex*, a maturação tecnológica de sua produção e o crescente entendimento de seus benefícios ambientais e sociais, o etanol se estabeleceu como combustível no setor de transportes (Goldemberg, 2007). Com o início do programa RenovaBio, que busca auxiliar no cumprimento das metas de redução de emissões de gases de efeito estufa (ratificadas no Acordo de Paris), a permanência e contínuo crescimento do etanol como biocombustível no Brasil são esperados (ANP, 2020a).

A matéria-prima utilizada para produção de etanol no Brasil é majoritariamente a cana-de-açúcar, sendo responsável por 90,5% do etanol produzido na safra 2020/2021 (CONAB, 2021b). A utilização da cana-de-açúcar, no entanto, requer rápido processamento após a

colheita, uma vez que a cana é perecível (Goldsmith et al., 2010), o que não permite produção de etanol de cana no período de sua entressafra (de novembro a abril na região Centro-Oeste), levando a reduções na oferta de etanol nesse período. Isso eleva o preço do etanol para o consumidor e pode requerer a importação do biocombustível ou até mesmo da gasolina (Milanez et al., 2014). Além disso, durante a entressafra da cana, as usinas ficam ociosas, o que reduz sua rentabilidade. A diversificação da matéria-prima para a produção de etanol pode contribuir para amenizar esses efeitos.

O milho, grão produzido em abundância no Brasil, visto que o país é o terceiro maior produtor mundial (FAO, 2020), começou a ser utilizado como matéria-prima para a produção de etanol em 2012 em Mato Grosso (Sobrinho, 2012). Na safra 2020/2021, o etanol de milho representou 9,5% do total (CONAB, 2021a), e a estimativa é de que esse valor aumente para 12,3% até o final da safra 2021/2022 (CONAB, 2021b). A produção de milho no Brasil ocorre em duas safras, a primeira plantada geralmente entre os meses de outubro e novembro na região Centro-Oeste, é colhida entre março e agosto e compete com o cultivo de soja; a segunda, plantada entre janeiro e fevereiro em rotação com o cultivo de soja, é colhida nos meses de inverno. Das 117,2 milhões de toneladas produzidas até agora na safra 2021/2022, 74% foram produzidas na segunda safra, e a região Centro-Oeste foi responsável por 71,5% dessa produção de segunda safra (CONAB, 2021c).

Grande parte do milho produzido no Brasil é para exportação, foram 36,7 milhões de toneladas exportadas na safra 2021/2022 (CONAB, 2021c). Na região Centro-Oeste, a maior parte do milho produzido é para exportação e precisa ser transportado, em média, 1.000 km até as regiões portuárias (Eckert et al., 2018). Com isso, a instalação de usinas integradas (*flex*) que produzem etanol tanto a partir da cana quanto a partir do milho, tornou-se uma medida vantajosa para produtores da região, pois aumenta a demanda local pelo grão, reduzindo os custos logísticos para transporte do milho. O milho é, ainda, estocável, podendo ser adquirido

em períodos de maior oferta, quando o preço está mais baixo, e ser utilizado apenas quando necessário (Souza et al, 2010).

A produção de etanol de milho também gera como subproduto um farelo altamente proteico, o DDGS (*Dried Distiller's Grains with Solubles*), que pode ser empregado como ração animal (Belyea et al., 2004). A venda desse subproduto é essencial para a rentabilidade das plantas de etanol de milho (USDA, 2016) sendo, portanto, necessário haver um mercado local adequado para sua absorção (Sobrino, 2012). O rebanho bovino na região Centro-Oeste é estimado em 75 milhões de cabeças (IBGE, 2018), sendo que o farelo de milho constitui a maior parte de sua alimentação (58%) (Sobrino, 2012).

O etanol de milho pode ser produzido em usinas *full* (que produzem etanol de milho o ano todo) ou em usinas *flex* (que produzem etanol de cana e etanol de milho durante a entressafra da cana). A vantagem da integração da produção de etanol de milho a usinas que já produzem etanol de cana (usinas *flex*) é aproveitar-se da infraestrutura já existente, como tanques de fermentação, caldeiras, colunas de destilação, armazenagem de etanol, entre outros equipamentos, requerendo menor investimento do que uma usina *full*. Além disso, em usinas *full* a cogeração de energia para a usina depende da oferta de biomassa, geralmente cavaco de eucalipto (Ozaki, 2017), enquanto que na usina *flex*, esta demanda poderia ser total ou parcialmente suprida pelo excesso de bagaço de cana ou pela palha de cana.

## **1.2. Objetivos**

O objetivo desta dissertação de mestrado foi avaliar a viabilidade técnica, econômica e ambiental do processo de produção integrada (*flex*) de etanol de cana e milho. O *software* Aspen Plus foi utilizado para simular os processos, e a análise ambiental consistiu numa Análise de Ciclo de Vida (ACV). Neste projeto, estudou-se a produção de etanol milho durante

a entressafra da cana em uma planta anexa integrada à destilaria autônoma, que produz bioeletricidade a partir da queima do bagaço da cana na safra e da palha na entressafra.

### **1.2.1. Objetivos específicos**

Os objetivos específicos foram:

- 1) implementar e simular o processo de produção de etanol de cana-de-açúcar em uma destilaria autônoma no simulador de processos Aspen Plus;
- 2) dimensionar os principais equipamentos (dornas, colunas de destilação, centrífugas, etc.) da destilaria autônoma simulada;
- 3) estudar as modificações necessárias para a produção de etanol de milho na destilaria autônoma, identificando quais equipamentos teriam que ser adicionados e quais poderiam ser reutilizados, e para esses, quais seriam as novas condições de operação;
- 4) determinar a quantidade de milho processada com base na capacidade disponível nas dornas de fermentação na destilaria autônoma simulada;
- 5) implementar e simular a produção de etanol de milho na usina *flex* integrada no Aspen Plus, buscando reproduzir as condições operacionais encontradas nos processos industriais americanos;
- 6) calcular as variáveis econômicas do processo *flex* integrado, tais como Valor Presente Líquido (VPL), Taxa Interna de Retorno (TIR), preços máximos de compra de matérias-primas e preços mínimos de venda de produtos;
- 7) quantificar os impactos ambientais do processo *flex* integrado para as categorias aquecimento global (GWP), acidificação terrestre (TAP), eutrofização da água fresca (FEP), ecotoxicidade da água fresca (FETP) e formação de material particulado (PMFP);

8) realizar análises de sensibilidade das variáveis econômicas (preços unitários de matérias-primas e produtos) e de processo;

9) realizar análise de risco das variáveis incertas (preços unitários de matérias-primas e produtos) na rentabilidade do processo *flex*.

### **1.3. Organização do trabalho**

O texto dessa dissertação foi organizado em capítulos. O capítulo 2 apresenta a revisão bibliográfica dos processos de produção de etanol de cana-de-açúcar no Brasil e de etanol de milho nos Estados Unidos, bem como uma síntese de trabalhos realizados sobre usinas *flex* no Brasil.

O capítulo 3 descreve os métodos utilizados neste trabalho, incluindo descrições detalhadas sobre a implementação dos processos de produção de etanol de cana-de-açúcar e milho no simulador de processos Aspen Plus. Esta seção descreve também os métodos seguidos para cálculo das métricas econômicas e a abordagem dada à análise ambiental, que consistiu numa Análise do Ciclo de Vida (ACV).

O capítulo 4 apresenta os principais resultados obtidos neste trabalho e uma breve discussão sobre suas implicações.

O capítulo 5 apresenta as conclusões deste trabalho e o capítulo 6, sugestões para trabalhos futuros.

## **2. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA**

Neste capítulo serão abordados os temas de produção de etanol de cana-de-açúcar no Brasil, produção de etanol de milho nos Estados Unidos, histórico de produção de etanol de milho no Brasil, tipos de usinas de etanol de milho, e síntese de trabalhos feitos sobre etanol de milho no Brasil

### **2.1. Etanol de cana-de-açúcar**

A produção de etanol de cana-de-açúcar no Brasil ocorre em usinas mistas, onde etanol e açúcar são produzidos, ou em destilarias autônomas, onde apenas etanol é produzido (Dias et al., 2015). Para este projeto, o foco foi na destilaria autônoma, pois a usina *flex* integrada proposta teve como ponto de partida uma destilaria autônoma.

#### **2.1.1. Visão geral de uma destilaria autônoma**

Numa destilaria autônoma, a cana colhida é processada exclusivamente para a produção de etanol. Na safra 2019/2020, foram produzidos 643 milhões de toneladas (t) de cana-de-açúcar, com uma produtividade média de 76,1 t/ha. Cerca de 65% dos Açúcares Redutores Totais (ART) da cana-de-açúcar foram destinados à produção de etanol (CONAB, 2020). O cultivo da cana-de-açúcar no Brasil ocorre em diferentes épocas do ano, a depender da região. Na região Centro-Sul, a colheita é geralmente feita de abril a novembro, enquanto na região Norte-Nordeste, a colheita vai de setembro a março (CONAB, 2020). Apesar da cana-de-açúcar ser produzida o ano inteiro no Brasil, 92% da produção ocorre na região Centro-Sul e a produção de etanol diminui durante a entressafra dessa região.

A cana-de-açúcar é uma matéria-prima rica em açúcares. O colmo da planta é composto por água e sólidos totais. Os sólidos totais se dividem em sólidos solúveis e sólidos insolúveis (fibras). A Tabela 2.1 apresenta a composição média do colmo da cana-de-açúcar.

Tabela 2.1. Composição média da cana-de-açúcar.

<b>Componente</b>	<b>Porcentagem em massa (%)</b>
Água	73-76
Sólidos Totais	24-27
Sólidos Solúveis	10-16
Sólidos Insolúveis (fibras)	11-16

Fonte: Dias (2008).

A colheita da cana pode ser manual ou mecanizada, sendo que esta última vem gradualmente substituindo a primeira, principalmente na região Centro-Sul. Na última safra, 97,8% da colheita nessa região foi mecanizada (CONAB, 2020). A colheita mecanizada reduz custos de processamento, e não requerer a queima dos canaviais (Dias et al., 2015), uma etapa necessária na colheita manual. Entretanto, a queima da cana também auxilia na colheita mecanizada, reduzindo a quantidade de terra arrastada e o desgaste da colheitadeira. Apesar de suas vantagens, a colheita mecanizada requer uma menor densidade de plantas por área e aumenta a altura de corte do colmo, resultando em perda de produtividade na colheita (Milanez et al., 2016). A colheita mecanizada também pode levar à compactação do solo, o que reduz sua capacidade de absorver nutrientes.

Após colhida, a cana deve ser processada o mais rápido possível para evitar contaminação bacteriana e reduzir a perda de açúcares (Dias, 2008). Ao chegar na destilaria, a cana deve ser lavada, por um sistema de água operando em ciclo fechado ou a seco. No caso da cana colhida mecanicamente, recomenda-se a lavagem a seco para reduzir a perda de açúcares, já que nesse caso a cana já chega picada na destilaria e a perda de açúcares seria maior. Depois de lavada, a cana segue para a etapa de processamento, onde facas niveladoras e martelos esmagadores promovem a homogeneização do tamanho da cana e abertura das células, para maior facilidade de extração dos açúcares (Dias et al., 2015). A cana pode, ainda, passar por um eletroímã para remoção de impurezas metálicas, que poderiam danificar as moendas.

Depois de processada, os açúcares da cana devem ser extraídos, e o caldo deve ser tratado e ter sua concentração ajustada para dar origem ao mosto de fermentação. Durante a fermentação, que é realizada pela levedura *Saccharomyces cerevisiae* sob condições anaeróbicas, etanol é produzido como um produto associado ao crescimento celular. Como a concentração de etanol no vinho resultante da fermentação é baixa, ele deve ser purificado em duas etapas, destilação até o ponto de azeotropia entre etanol e água e, posteriormente, desidratação para produção de etanol anidro. A Figura 2.1 apresenta um diagrama de blocos do processo de produção de etanol a partir da cana-de-açúcar. As etapas de preparação do mosto, fermentação alcoólica, purificação do vinho e cogeração de energia serão detalhadas nas próximas seções.

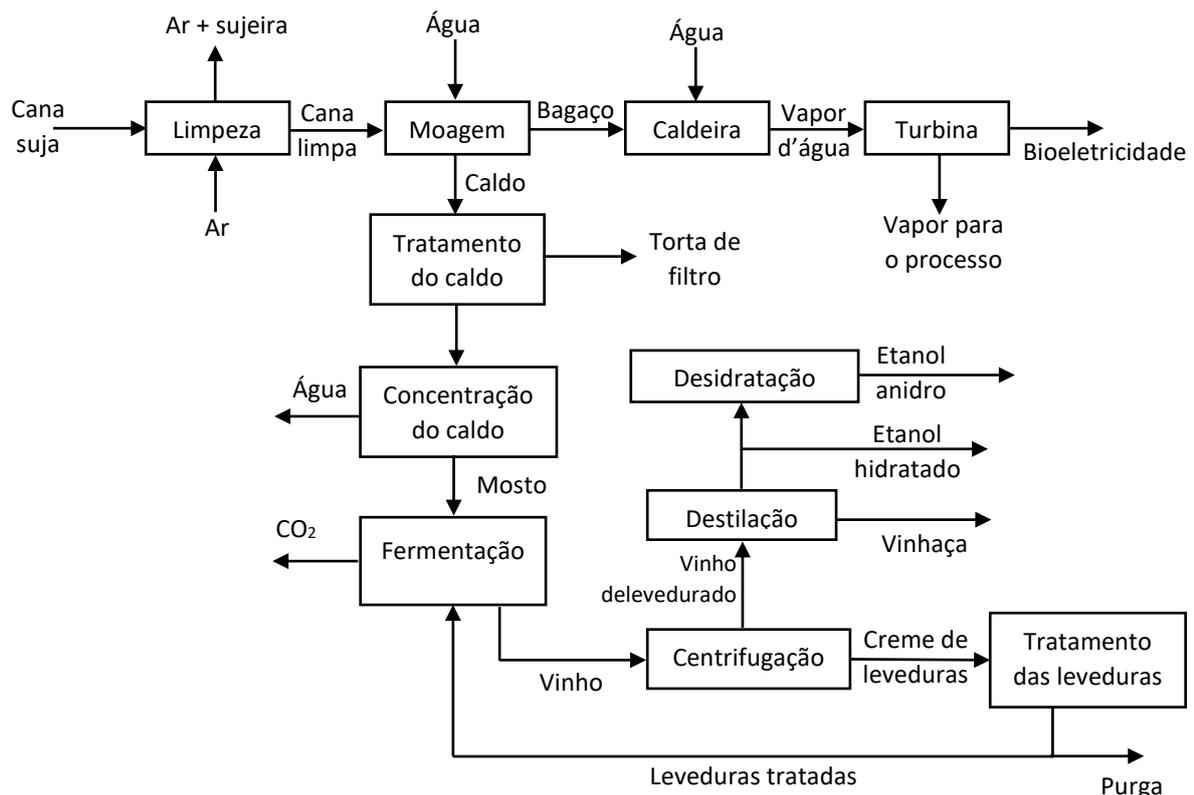


Figura 2.1. Diagrama de blocos para o processo de produção de etanol de cana pelo método de batelada-alimentada com reciclo de células. Adaptado de Lopes et al. (2016).

## 2.1.2. Preparação do mosto

### 2.1.2.1. Extração do caldo

Em destilarias autônomas o mosto é obtido concentrando-se o caldo tratado extraído da cana. A extração do caldo é a etapa na qual a fibra da cana (bagaço) é separada dos sólidos solúveis, que incluem dissacarídeos (sacarose), ARTs (glicose e frutose), e não-açúcares orgânicos e inorgânicos (Dias, 2008). A composição média do caldo de cana é mostrada na Tabela 2.2.

Tabela 2.2. Composição média do caldo de cana-de-açúcar.

<b>Componente</b>	<b>Porcentagem em massa (%)</b>
Água	75-88
Sólidos solúveis totais (Brix)	12-23
Sacarose	10-21
ARTs	0,3-2,5
Não-açúcares orgânicos	0,5-1,5
Não-açúcares inorgânicos	0,2-0,7

Fonte: Dias (2008).

A extração pode ser feita por meio de moendas ou difusores, sendo as moendas a técnica mais utilizada no país (NovaCana, s.d.). Nas moendas, a cana limpa e processada passa por uma série de 4 a 6 ternos de moenda. Em cada terno a cana passa por duas compressões, entre o rolo superior e os dois rolos inferiores. O rolo de pressão, na entrada do terno, permite alimentação constante à moenda, o que é importante para evitar paradas (Fonseca, 2014). Essas compressões resultam na separação física entre o caldo e a fibra. Como a fibra perde bastante água durante as compressões, água de embebição deve ser adicionada para dissolver o açúcar ainda presente na fibra e permitir maior extração no próximo terno. Comumente, água de embebição é adicionada na alimentação do último terno, e o caldo extraído neste último terno é usado como embebição para o terno anterior (Dias et al., 2015). O caldo primário, obtido no primeiro terno contém cerca de 50-70% da sacarose total extraída. O bagaço final contém cerca

de 50% de umidade e a eficiência de extração de sacarose é da ordem de 97% (Wheals et al., 1999).

Nos difusores, os açúcares são extraídos por lixiviação, por meio de lavagens contracorrente consecutivas. Para minimizar o consumo de água, lava-se apenas o bagaço obtido no final da operação com água fresca, e utiliza-se o caldo obtido nessa lavagem para realizar a lavagem anterior e assim sucessivamente. Os difusores apresentam menor custo de manutenção, menor consumo de energia e menor desgaste do que as moendas, e apresentam a mesma eficiência de extração de sacarose, da ordem de 98%. No entanto, requerem maior preparo da cana, com maior abertura de células, e resultam num bagaço com maior umidade (80%), requerendo um terno de moenda para reduzir essa umidade (Fonseca, 2014).

#### **2.1.2.2. Tratamento do caldo**

O caldo extraído deve passar por uma série de tratamentos para torná-lo adequado para a fermentação. Isso inclui remover impurezas e contaminantes e ajustar a concentração de açúcares no caldo para reduzir a inibição da levedura pelo substrato. Primeiramente, um tratamento físico é realizado para remoção das impurezas maiores e insolúveis, como bagacilho, areia e sólidos em suspensão, por meio de peneiras ou hidrociclones. No caso da utilização do hidrociclone, deve-se realizar uma lavagem do material sólido separado no primeiro hidrociclone com água e depois passar essa mistura por um segundo hidrociclone para aumentar a recuperação de açúcares. Seguem-se ao tratamento físico, os tratamentos químicos, no qual impurezas solúveis, insolúveis e em suspensão remanescentes são parcialmente removidas e o pH do caldo é ajustado. Esse ajuste de pH é necessário, pois em meios ácidos, a sacarose se hidrolisa a glicose e frutose, e estes podem se decompor a hidroximetil-furfural (HMF), que inibe o crescimento celular (Huang et al., 2008). Já em meios

alcalinos, a sacarose permanece estável até temperaturas mais altas. Os tratamentos químicos são listados a seguir (com base no trabalho de Dias, 2008):

- 1) Adição de fosfato: adiciona-se fosfato até sua concentração no caldo atingir por volta de 200-300 ppm. Essa etapa promove a sedimentação de impurezas, gerando lodos mais concentrados, que são mais fáceis de serem filtrados.
- 2) Calagem: o caldo fosfatado é pré-aquecido até 70 °C, cal é adicionada e depois o caldo é aquecido até 105 °C. A calagem promove a neutralização de ácidos orgânicos e fosfatos, que sedimentam como sais de cálcio. Ao precipitar, os sais de cálcio arrastam matéria orgânica em suspensão e coloides.
- 3) Flasheamento: o caldo a 105 °C é submetido a um flasheamento à pressão atmosférica para remover gases incondensáveis, que se aderem aos flocos sedimentados. A temperatura é reduzida para 98 °C.
- 4) Decantação: adiciona-se polímero floculante (poliacrilamida) para promover a formação de flocos mais densos, o que aumenta a velocidade de sedimentação e reduz o volume de lodo, ocasionando menores perdas de sacarose durante a filtração. A decantação depende da temperatura (que deve ser alta, por volta de 98 °C) e do pH do caldo. Duas correntes são obtidas após a decantação: o lodo, que segue para ser filtrado, e o caldo clarificado.
- 5) Filtração: o lodo é filtrado em filtros giratórios, adicionando-se água (para aumentar a extração de sacarose) e palha (para retenção dos flocos e facilitar separação dos sólidos). O filtrado é reciclado, sendo misturado ao caldo logo após a adição de cal. A torta de filtro é aplicada na lavoura como fertilizante.

Em usinas mistas, o caldo clarificado (por volta de 15 °Brix) obtido no decantador é separado em duas porções: uma segue para a etapa de concentração (na qual o caldo é concentrado até por volta de 65 °Brix), e a outra é misturada ao caldo concentrado, formando o mosto (concentração do mosto é por volta de 22 °Brix). Em destilarias autônomas, onde não

há produção de açúcar, não há a necessidade de se concentrar parte do caldo até 65 °Brix, sendo comum concentrar todo o caldo até 22 °Brix. Após a concentração, o caldo é esterilizado a altas temperaturas antes de ser resfriado à temperatura de fermentação (por volta de 34 °C).

### **2.1.3. Fermentação**

#### **2.1.3.1. Bioquímica da fermentação alcoólica**

Fermentação é um processo metabólico no qual as células de micro-organismos (como as da levedura *Saccharomyces cerevisiae*) produzem energia e crescem sem usar a cadeia transportadora de elétrons. Isso geralmente ocorre sob condições anaeróbicas, visto que o oxigênio é o aceptor final de elétrons nessa cadeia. O catabolismo de açúcares (como a glicose) nas células começa com a rota de Embden-Meyerhof-Parnas (EMP), também chamada de glicólise, na qual 1 molécula de glicose é convertida em 2 moléculas de piruvato numa série de 10 reações catalisadas por enzimas específicas. Essa rota resulta na produção líquida de duas moléculas de ATP (energia química armazenada) e 2 moléculas de NADH (molécula transportadora de elétrons que possui poder redutor). A rota EMP também provisiona esqueletos carbônicos que são usados durante o anabolismo celular na síntese de biomoléculas, como amino ácidos, ácidos nucleicos, lipídeos e polissacarídeos (Shuler & Kargi, 2002).

Sob condições aeróbicas, as moléculas de piruvato entram no ciclo do ácido cítrico através da acetilação da Coenzima-A (Co-A) formando a acetil-Co-A, que é oxidada até CO<sub>2</sub>. Os elétrons resultantes dessa oxidação são enviados à cadeia transportadora de elétrons, onde são usados para bombear prótons da matriz mitocondrial para o espaço intermembranar, gerando um gradiente de prótons entre a membrana interna da mitocôndria. Esse gradiente é usado como força motriz pela enzima ATP sintetase para produzir grandes quantidades de ATP. O oxigênio é o aceptor final de elétrons nessa rota, sendo reduzido a água. Na ausência de oxigênio, o piruvato não entra no ciclo do ácido cítrico. Para manter o balanço de elétrons

na célula, as 2 moléculas de NADH produzidas na rota EMP devem ser reoxidadas a NAD<sup>+</sup>. Para que isso ocorra, cada molécula de piruvato é convertida a acetaldeído e CO<sub>2</sub>, por meio da ação da enzima piruvato decarboxilase e o acetaldeído é reduzido a etanol através da oxidação do NADH (Shuler & Kargi, 2002). A Figura 2.2 ilustra simplificada a rota de produção de etanol pela fermentação da glicose.

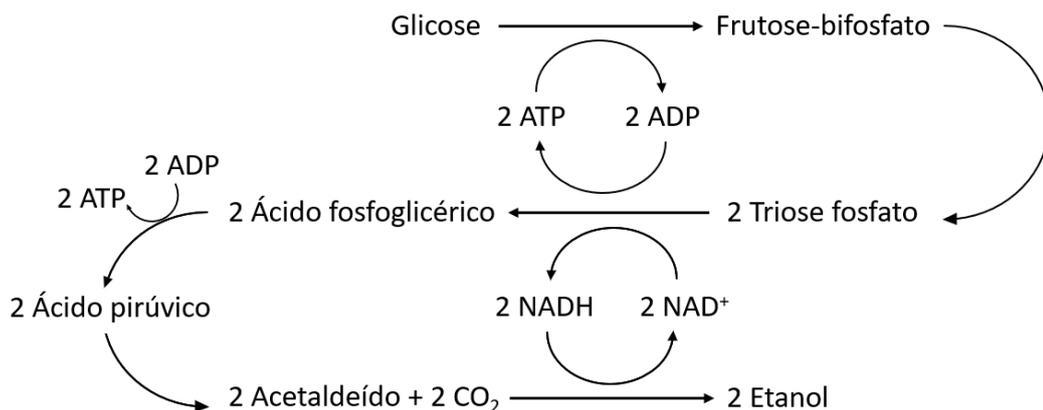
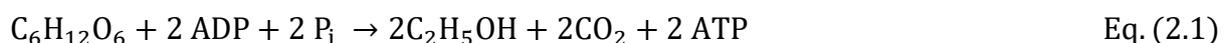


Figura 2.2. Esquema simplificado da rota de produção de etanol em micro-organismos. Adaptado de Shuler & Kargi (2002).

A equação geral da fermentação alcoólica, considerando apenas as espécies químicas, é mostrada na Eq. (2.1):



Como mostrado na Tabela 2.2 (na seção 2.1.2), a maior parte dos açúcares presente na cana-de-açúcar está na forma do dissacarídeo sacarose. A levedura *S. cerevisiae* é capaz de quebrar a sacarose nos monômeros glicose e frutose através da enzima invertase. Essa hidrólise é realizada majoritariamente fora das células, no espaço entre a parede celular e a membrana plasmática, embora também possa ocorrer intracelularmente (Marques et al., 2016). A frutose resultante dessa hidrólise também pode ser catabolizada pela rota EMP, visto que uma das etapas dessa rota envolve a isomerização da glicose-6-fosfato a frutose-6-fosfato.

### **2.1.3.2. Processos industriais de fermentação alcoólica**

Em termos de processos produtivos, há dois processos industriais principais usados na fermentação alcoólica do caldo de cana no Brasil: batelada alimentada e contínuo. O primeiro, adotado por cerca de 75% das usinas e destilarias em operação, é também chamado de Melle-Boinot. Neste processo, operado em regime transiente, uma suspensão de células, contendo cerca de 30% (m/v) de células, é alimentada à dorna até ocupar 25-30% de seu volume útil. Depois, mosto (contendo entre 18-22% em massa de ART) é alimentado até se atingir o volume útil da dorna, geralmente entre 300 e 3.000 m<sup>3</sup>. Essa etapa de alimentação pode levar de 4 a 6 horas. Após a alimentação do mosto, a dorna opera em batelada até o consumo completo dos ARTs, o que geralmente ocorre com 6 a 10 horas de operação total (Basso, 2011). A fermentação deve ser realizada numa temperatura entre 30-34 °C, porém como os volumes das dornas são grandes, o controle da temperatura é difícil e às vezes ela pode atingir 40 °C. O aumento da temperatura aumenta a inibição da levedura pelo produto (etanol), pois aumenta a fluidez da membrana celular da levedura, facilitando a entrada de etanol na célula (Veloso, 2019).

Ao final da fermentação, o vinho levedurado, contendo entre 8 e 12 % em volume de etanol, é centrifugado, separando-se em vinho de leveduras e creme de leveduras. O vinho de leveduras é enviado à dorna volante para permitir alimentação constante à coluna de destilação na etapa seguinte. O creme de leveduras possui uma concentração de 60-70% (v/v) de células e é diluído numa razão 1:2 com água e tratado com ácido sulfúrico diluído (pH 2-2,5) por 1 a 2 horas para matar bactérias contaminantes (Godoy et al., 2008). Cerca de 90-95% das células são recicladas para uma próxima batelada, o que resulta numa alta concentração celular, por volta de 10 a 14% (v/v) após o enchimento das cubas, que permite maiores rendimentos na fermentação (Lopes et al., 2016). Na indústria há comumente várias dornas operando em paralelo em tempos diferentes, de tal forma que sempre haja uma dorna sendo

esvaziada. Isso também permite que problemas, como contaminação, numa dorna não afete as demais (Godoy et al., 2008). Outras vantagens do processo em batelada alimentada são redução do choque osmótico para a levedura, já que a concentração de substrato permanece baixa devido à alimentação gradual do mosto, menor suscetibilidade a contaminação bacteriana ou por leveduras selvagens, devido à limpeza das dornas entre bateladas e menores riscos de floculação das células devido a contaminação. Por conta de todos esses aspectos, a operação em regime de batelada alimentada geralmente atinge altos rendimentos de fermentação, por volta de 92% do máximo teórico (0,511 g de etanol/g ART) (Godoy et al., 2008). A Figura 2.3 apresenta um diagrama de processos da fermentação alcoólica em batelada alimentada. Dióxido de carbono ( $\text{CO}_2$ ) também é produzido na fermentação, sendo comum nos processos industriais brasileiros alimentar a corrente gasosa (contendo  $\text{CO}_2$  e etanol arrastado) a uma coluna de absorção, para recuperar o etanol arrastado.

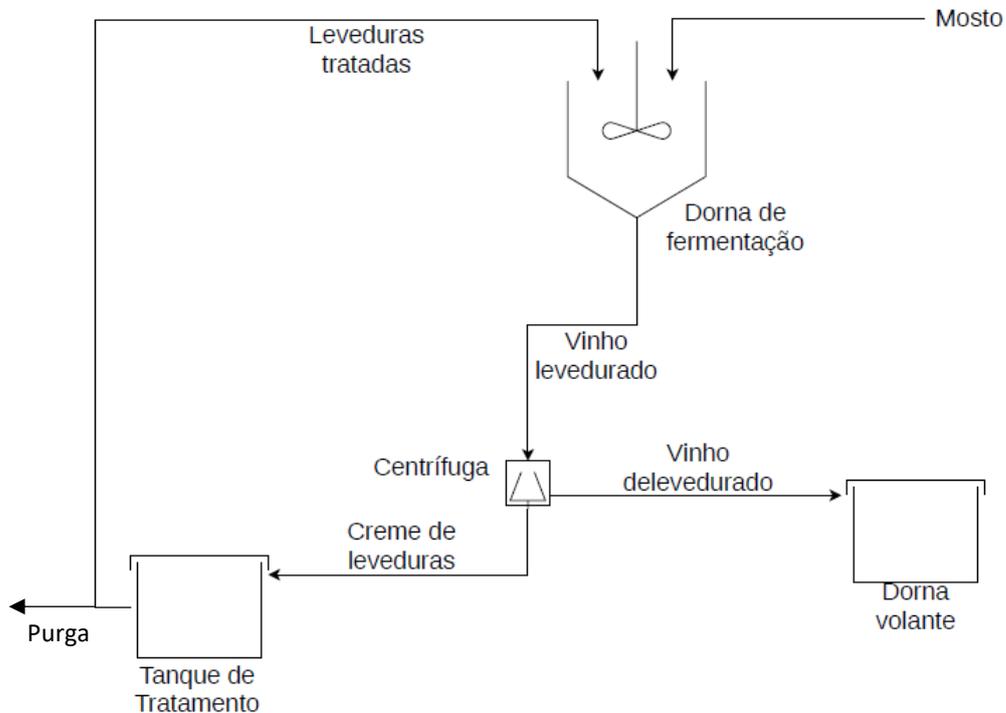


Figura 2.3. Diagrama de processo para a fermentação em batelada alimentada. Adaptado de Basso (2011).

O processo contínuo ocorre em estado estacionário, geralmente com 3 ou 4 reatores em série. A alimentação do mosto pode ser feita apenas ao primeiro reator ou uma parte pode ser separada e alimentada também ao segundo reator (Fonseca, 2014). O vinho levedurado obtido no final do último reator da série é centrifugado, como no processo de batelada alimentada. O creme de leveduras é tratado e reciclado. As vantagens do processo contínuo são redução do tempo morto, operação na fase exponencial de crescimento celular, maior facilidade de controle do processo e menores custos de instalação (Godoy et al., 2008). Entretanto, o processo contínuo é mais suscetível a contaminações por outros micro-organismos, o que pode representar perdas significativas na produção de etanol e dificultar a centrifugação do vinho resultante, devido à floculação (Ingledew, 2003). A Figura 2.4 mostra um diagrama do processo de fermentação alcoólica contínua.

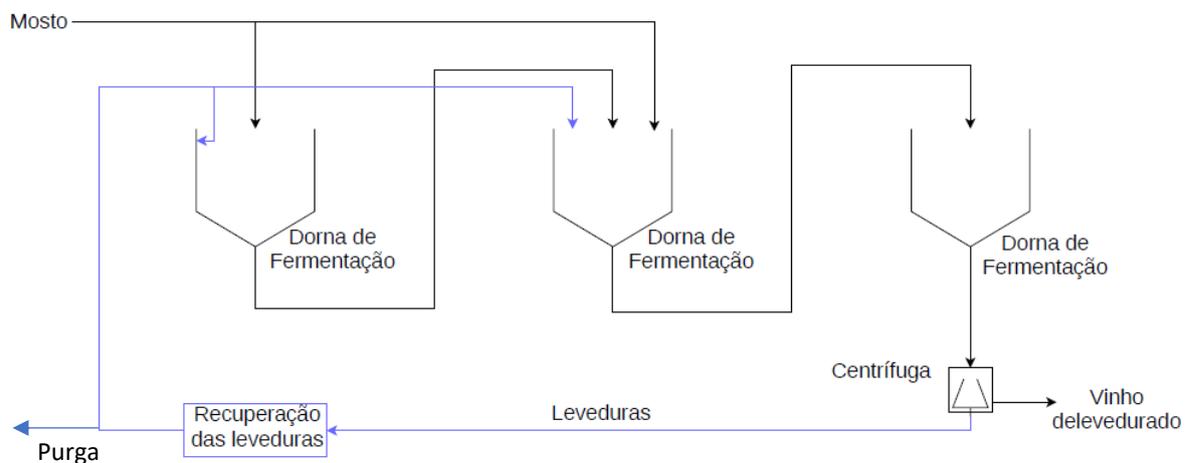


Figura 2.4. Diagrama de processo para a fermentação contínua. Adaptado de Fonseca (2014).

### 2.1.3.3. Cinética da fermentação alcoólica

A descrição mais simples da cinética da fermentação alcoólica é o modelo de saturação de Monod, na qual a velocidade específica de crescimento celular ( $\mu$ ) é dada pela Eq. (2.2).

$$\mu = \frac{\mu_{\max} C_S}{K_S + C_S} \quad \text{Eq. (2.2)}$$

Nesse modelo,  $\mu$  (tempo<sup>-1</sup>) é descrito como uma função da velocidade específica máxima de crescimento celular ( $\mu_{max}$ ), que ocorre durante a fase de crescimento exponencial das células, da concentração de substrato limitante ( $C_S$ ) e da constante de saturação ( $K_S$ ). Os valores de  $\mu_{max}$  e  $K_S$  podem ser obtidos experimentalmente a partir do ajuste de dados da concentração de substrato limitante por tempo de reação à expressão do modelo de Monod.

Como o etanol é um produto associado ao crescimento celular, sua velocidade específica de formação ( $q_P$ ) pode ser determinada pela Eq. (2.3).

$$q_P = Y_{P/X}\mu \quad \text{Eq. (2.3)}$$

Onde  $Y_{P/X}$  é o coeficiente global de rendimento de células em produto, determinado experimentalmente com base em medidas da variação da massa de produto formado ( $\Delta M_P = M_P(t) - M_{P0}$ ) pela variação da massa de células ( $\Delta M_X = M_X(t) - M_{X0}$ ).

Existem vários outros modelos que acrescentam efeitos de inibição pelo substrato, pelo produto, pelas próprias células ou uma combinação destas ao modelo de Monod. Alguns desses modelos são listados na Tabela 2.3.

Tabela 2.3. Modelos cinéticos com diferentes tipos de inibição.

Modelos com inibição pelo substrato	
Andrews (1968)	$\mu = \frac{\mu_{max} C_S}{K_S + C_S + \frac{C_S^2}{K_{IS}}}$
Wu (1988)	$\mu = \frac{\mu_{max} C_S}{K_S + C_S + \frac{C_S^n}{K_{IS}}}$
Modelos com inibição pelo produto	
Aiba, Shoda & Nagatani (1968)	$\mu = \frac{\mu_{max} C_S}{K_S + C_S} e^{-K_P C_P}$
Levenspiel (1980)	$\mu = \frac{\mu_{max} C_S}{K_S + C_S} \left(1 - \frac{C_P}{C_P^*}\right)^n$
Hoppe & Hansford (1982)	$\mu = \frac{\mu_{max} C_S}{K_S + C_S} \frac{K_{IP}}{K_{IP} + C_P}$

Tabela 2.3. Modelos cinéticos com diferentes tipos de inibição (Continuada).

Modelos com inibição pelas células	
Lee, Pollard & Coulman (1983)	$\mu = \frac{\mu_{max}C_S}{K_S + C_S} \left(1 - \frac{C_X}{C_X^*}\right)^m$
Modelos com inibição mista	
Andrew/ Levenspiel	$\mu = \frac{\mu_{max}C_S}{K_S + C_S + \frac{C_S^2}{K_{IS}}} \left(1 - \frac{C_P}{C_P^*}\right)^n$
Levenspiel/ Lee, Pollard & Coulman	$\mu = \frac{\mu_{max}C_S}{K_S + C_S} \left(1 - \frac{C_P}{C_P^*}\right)^n \left(1 - \frac{C_X}{C_X^*}\right)^m$
Andrews/ Lee, Pollard & Coulman	$\mu = \frac{\mu_{max}C_S}{K_S + C_S + \frac{C_S^2}{K_{IS}}} \left(1 - \frac{C_X}{C_X^*}\right)^m$
Andrews/ Lee, Pollard & Coulman/ Levenspiel	$\mu = \frac{\mu_{max}C_S}{K_S + C_S + \frac{C_S^2}{K_{IS}}} \left(1 - \frac{C_P}{C_P^*}\right)^n \left(1 - \frac{C_X}{C_X^*}\right)^m$

Fonte: Oliveira et al. (2017) e Veloso (2019).

A simulação da etapa de fermentação tem como base os balanços de massa para as células, substrato e produto, como mostrado pelas Eq. (2.4) a (2.7) para operação em batelada alimentada (Veloso, 2019). Nessas equações, foi assumido que a morte celular é desprezível, a degradação do produto formado é desprezível e ele é associado ao crescimento celular.

$$\frac{dC_X}{dt} = \left(\mu - \frac{F}{V}\right)C_X \quad \text{Eq. (2.4)}$$

$$\frac{dC_S}{dt} = (C_{SM} - C_S)\frac{F}{V} - \frac{\mu C_X}{Y_X} \quad \text{Eq. (2.5)}$$

$$\frac{dC_P}{dt} = Y_{P/X}\mu C_X - \frac{F}{V}C_P \quad \text{Eq. (2.6)}$$

$$\frac{dV}{dt} = F \quad \text{Eq. (2.7)}$$

Nas Eq. (2.4) a (2.7),  $C_X$ ,  $C_S$  e  $C_P$  são as concentrações de células viáveis, substrato limitante e produto (etanol) dentro do reator, respectivamente,  $C_{SM}$  é a concentração de substrato limitante no mosto alimentado,  $F$  é a vazão volumétrica de alimentação do mosto,  $V$ , o volume do reator, e  $\mu$ , a velocidade específica de crescimento celular, dada, por exemplo, por

um dos modelos apresentados na Tabela 2.3.  $Y_{X/S}$  e  $Y_{P/X}$  são coeficientes globais de rendimento de substrato em células e de células em produto, respectivamente.

A modelagem cinética do processo fermentativo é importante para estimar parâmetros cinéticos e prever seu comportamento em outras condições de operação, como concentração inicial de substrato e vazão de alimentação do mosto. Fonseca (2014) realizou a simulação da cinética da fermentação alcoólica em regime de batelada alimentada e contínuo usando o modelo de inibição mista apresentado por Ghose & Tyagi (1979), que é semelhante ao modelo de Andrews-Levenspiel, mas com  $n = 1$ . Constatou-se que para um volume inicial de células (pé-de-cuba) adequado, não há diferenças significativas entre as concentrações de saída ( $C_X$ ,  $C_S$  e  $C_P$ ) previstas pela modelagem cinética e pela modelagem de conversão estequiométrica para concentrações de sacarose na cana variando de 11 a 15% em massa. Isso demonstra a robustez desse modo de operação em relação à inibição, visto que a alimentação gradual do mosto permite que a concentração de substrato no reator seja sempre baixa. Para a operação contínua, houve maior divergência entre os modelos cinético e estequiométrico, principalmente para concentrações de sacarose acima de 13%. Essa divergência pode ser diminuída aumentando-se o tempo de residência (Fonseca, 2014).

Pela simplicidade da modelagem estequiométrica e sua boa predição para o processo de batelada alimentada, essa modelagem tem sido amplamente utilizada em trabalhos de simulação de usinas de produção de etanol, como nos trabalhos de Dias (2008), Furlan (2012) e Longati (2018). Nesse tipo de modelagem, especifica-se a conversão do substrato a cada um dos produtos de fermentação, incluindo subprodutos de outras rotas metabólicas, como glicerol, ácidos orgânicos e outros álcoois. Pode-se, alternativamente, especificar rendimentos de glicose a células (levedura) e etanol, e razões mássicas entre etanol e outros subprodutos (Dias, 2011).

#### 2.1.4. Destilação e desidratação

Devido à presença de grandes quantidades de água no mosto da fermentação e devido ao efeito inibidor que o etanol tem no crescimento celular, baixas concentrações de etanol são obtidas no vinho. Além disso, subprodutos de outras rotas metabólicas, como ácidos, outros álcoois, aldeídos, cetonas e ésteres podem estar presentes, em menores quantidades, no vinho. A Tabela 2.4 apresenta a concentração mássica típica de vinhos industriais.

Tabela 2.4. Concentração mássica de vinhos industriais.

Componente	Ponto de ebulição (°C)	Faixa de concentração (m/m)
Água	100,0	0,92 – 0,95
Etanol	78,4	0,05 – 0,08
Metanol	64,7	$(0 - 3) \times 10^{-8}$
Isopropanol	82,4	$1 \times 10^{-6}$
Propanol	97,1	$(2 - 7) \times 10^{-5}$
Isobutanol	108,0	$(1 - 5) \times 10^{-5}$
Álcool isoamílico	132,0	$(3 - 19) \times 10^{-5}$
Acetato de etila	77,10	$(5 - 12) \times 10^{-6}$
Acetaldeído	20,2	$(1 - 8) \times 10^{-5}$
Ácido acético	118,1	$(3 - 99) \times 10^{-4}$

Fonte: Batista (2008).

A Portaria ANP n° 45/2001 regulamenta o teor mínimo de etanol no etanol hidratado (Álcool Etílico Hidratado Combustível – AEHC) e no etanol anidro (Álcool Etílico Anidro Combustível – AEAC), que devem ser  $> 92,6\%$  (v/v) e  $> 99,3\%$  (v/v), respectivamente (ANP, 2001).

O processo de destilação contínua é amplamente empregado nas usinas de etanol brasileiras para purificação do etanol no vinho. A destilação é um processo de separação baseado na diferença de volatilidade entre os componentes de uma mistura. Geralmente são empregadas colunas de pratos, que se dividem em duas seções: seção enriquecedora ou retificadora e seção de exaustão ou esgotamento. Na seção retificadora, localizada entre o prato de alimentação e o topo da coluna, o vapor ascendente é enriquecido com os componentes mais

voláteis da mistura, enquanto que na seção de esgotamento, localizada abaixo do prato de alimentação, o líquido descendente é concentrado com os componentes menos voláteis (Batista, 2008).

A configuração padrão do processo de destilação do vinho, mostrada na Figura 2.5, é composta por um conjunto de colunas de esgotamento ( $AA_1D$ ) e outro conjunto de colunas de retificação ( $BB_1$ ).

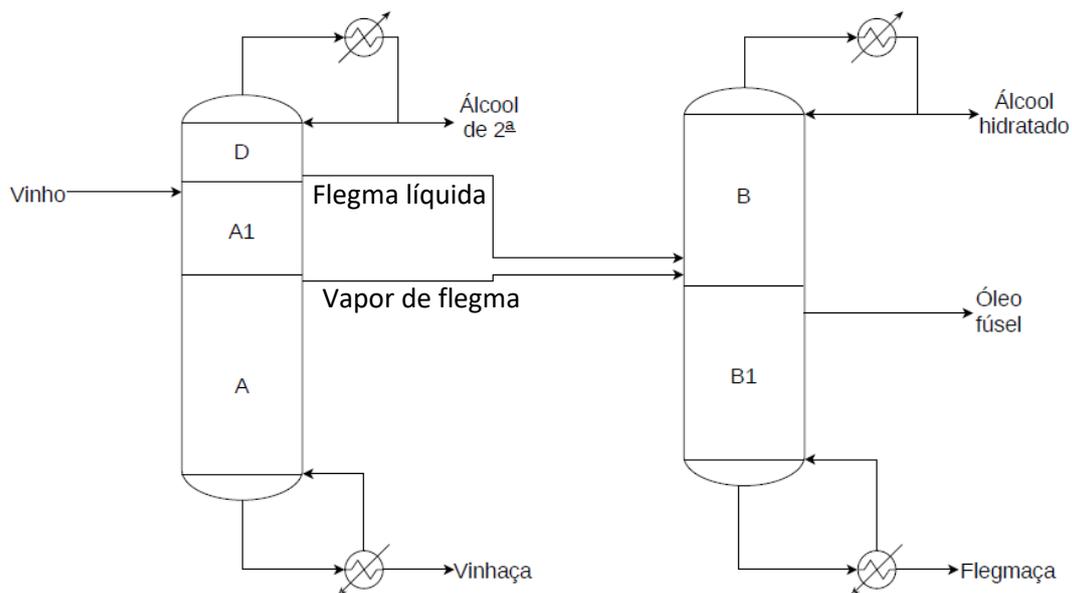


Figura 2.5. Esquema do sistema de destilação do vinho industrial. Adaptado de Batista (2008).

A descrição do conjunto de colunas a seguir foi feita com base nos trabalhos de Dias (2008) e Batista (2008):

Colunas de esgotamento:

- Coluna A: chamada de coluna de esgotamento do vinho, recebe no topo o fundo da coluna  $A_1$ . Vapor de flegma com alto teor alcoólico (40% em massa) é retirado do topo desta coluna e alimentado ao fundo da coluna B. Do fundo da coluna A sai a vinhaça (produto

do esgotamento do vinho) que deve conter menos de 0,02% em massa de etanol. A vinhaça é usada para aquecer parcialmente o vinho que é alimentado à coluna A1. A coluna A pode ser aquecida por um refulvedor ou através da injeção direta de vapor (borbotagem).

- Coluna A<sub>1</sub>: chamada de coluna de epuração do vinho, sua função é aquecer o vinho e purificá-lo de substâncias mais voláteis. Vinho é alimentado no topo da coluna A1 a cerca de 90 °C (aquecimento parcial é feito no condensador da coluna B<sub>1</sub> e depois trocando calor com a vinhaça). O vapor produzido no topo da coluna A<sub>1</sub> é alimentado ao fundo da coluna D. O fundo produzido na coluna A<sub>1</sub> é alimentado ao topo da coluna A.
- Coluna D: chamada de coluna de esgotamento do etanol de segunda, recebe o vapor da coluna A<sub>1</sub> em seu fundo. No topo sai um vapor que é condensado (o álcool de segunda). Parte dele é retirada e parte é reciclada de volta para a coluna. No fundo sai a flegma líquida, que é alimentada junto com o vapor de flegma no fundo da coluna B.

Colunas de retificação:

- Coluna B: chamada de coluna de retificação, obtém-se o etanol hidratado no topo dessa coluna. Ele pode ser resfriado e condensado, ou mantido na forma de vapor (o que é mais conveniente para alimentação à etapa de desidratação). Em uma saída lateral próxima ao fundo pode-se remover óleo fúsel.
- Coluna B<sub>1</sub>: é a coluna de esgotamento do conjunto BB<sub>1</sub>. É alimentada no topo pelo fundo da coluna B. Em seu fundo é obtida a flegmaça, que deve conter menos de 0,02% em massa de etanol.

A simulação rigorosa de uma coluna de destilação requer a resolução simultânea das equações de balanço de massa e energia da coluna como um todo e de cada prato da coluna. Assume-se que as correntes líquida e gasosa saindo de cada prato estão em equilíbrio, introduzindo-se, assim, ao sistema de equações a ser resolvido, as equações termodinâmicas

referentes ao equilíbrio de fases. Outras equações empregadas são correlações para cálculo de pressão de vapor, calor específico e calor latente e equações de eficiência para corrigir a não-idealidade do equilíbrio de fases nos pratos das colunas. Para uma simulação em estado estacionário, o sistema de equações a ser resolvido é algébrico, porém altamente não-linear, requerendo métodos de resolução específicos, como Newton-Raphson, e bons chutes iniciais para convergência da solução (Steffen & da Silva, 2017).

À pressão atmosférica, o etanol forma um azeótropo com a água a 78,15 °C numa composição de 96,5% em massa. Para a obtenção de etanol anidro (99,3% de etanol em massa), o etanol hidratado retirado da coluna B deve ser desidratado. Isso pode ser feito através dos seguintes processos: destilação azeotrópica heterogênea, destilação azeotrópica extrativa (homogênea), destilação a vácuo (pressões sub-atmosféricas), adsorção em peneiras moleculares, e preevaporação através de membranas (Huang et al., 2008).

Na destilação azeotrópica heterogênea, adiciona-se um terceiro componente (chamado de agente de arraste), formando um sistema ternário trifásico (equilíbrio líquido-líquido-vapor). No caso do sistema etanol-água, agentes de arraste comuns são benzeno, tolueno e ciclohexano, sendo este último a opção mais comum atualmente, devido à carcinogenicidade dos outros dois. A destilação azeotrópica é constituída por duas colunas, a primeira, chamada de coluna azeotrópica, na qual etanol de alta pureza é recuperado no fundo e uma mistura dos três componentes é retirada no topo e separada em duas fases: orgânica (contendo etanol e agente de arraste) e aquosa (contendo água e agente de arraste). A fase orgânica é reciclada de volta à coluna azeotrópica, enquanto a fase aquosa segue para uma segunda coluna, a coluna de recuperação, onde o agente de arraste é obtido no topo e reciclado à coluna azeotrópica e água é obtida no fundo (Huang et al., 2008). A destilação azeotrópica heterogênea com ciclohexano é empregada por cerca de 60% das destilarias brasileiras, porém apresenta como desvantagens

a inflamabilidade do ciclohexano, a necessidade de grandes quantidades do agente de arraste e elevados custos energéticos (Saini et al., 2020).

Na destilação azeotrópica extrativa um terceiro componente é adicionado à mistura inicial visando alterar a volatilidade relativa de seus componentes, sem formar um azeótropo ternário. Esse terceiro componente, que deve ter maior afinidade por um dos componentes da mistura original, pode ser um solvente líquido, um líquido iônico, uma solução de sal dissolvido, uma mistura destes, ou uma solução polimérica. Convencionalmente, utiliza-se solventes líquidos, como monoetileno glicol (MEG). Nesse caso, o solvente é adicionado ao topo da coluna extrativa e extrai a água da mistura etanol-água, sendo a mistura água-MEG obtida no fundo da coluna extrativa e etanol anidro no topo. A mistura água-MEG segue para uma segunda coluna de recuperação, onde o solvente é recuperado no fundo e reciclado à coluna extrativa (Huang et al., 2008). A destilação extrativa começou a ser usada no Brasil por volta de 2001 (Dias, 2008), porém apresenta desvantagens semelhantes à destilação azeotrópica heterogênea, como alta razão entre solvente e etanol hidratado e alto consumo de energia. Procurando melhorar a eficiência de extração, muitos estudos têm sido realizados usando misturas de solventes e soluções salinas, solventes poliméricos e líquidos iônicos. No entanto, a maioria desses processos ainda não é viável em escala industrial (Saini et al., 2020).

Na destilação a vácuo, reduz-se a pressão do sistema etanol-água de forma a alterar o ponto de azeotropia para concentrações mais altas de etanol. No entanto, pressões muito baixas são requeridas, da ordem de 0,11 atm, o que faz com que esse sistema não seja atrativo (Black, 1980 *apud* Saini et al., 2020).

A separação por adsorção em peneiras moleculares geralmente emprega zeólitas, com diâmetros de poro médio de 3 ou 4 Angstroms (Å), como adsorvente. Dessa forma, as moléculas de água, que possuem diâmetro médio de 2,8 Å, conseguem penetrar nos poros do

adsorvente, enquanto as moléculas de etanol, que possuem diâmetro médio de 4,4 Å, são retidas. Essa é a principal tecnologia empregada nos Estados Unidos, porém ela não é utilizada em larga escala no Brasil. Algumas desvantagens da desidratação por peneiras moleculares são alto custo do material adsorvente e baixa capacidade de processamento de vinhos com elevada concentração de etanol, sendo considerada uma opção promissora para usinas de etanol de segunda geração (Saini et al., 2020).

A separação por preevaporação empregando membranas semipermeáveis, geralmente hidrofílicas, funciona com base na aplicação de um gradiente de pressão através da membrana. Com isso, o componente permeável à membrana (a água) atravessa a membrana e é recuperado na fase gasosa, enquanto o componente impermeável (o etanol) é retido e permanece na fase líquida. Apesar da complexidade de operação da membrana, sua baixa durabilidade e alto custo, a técnica de preevaporação é promissora devido ao baixo custo energético e não utilização de solventes (Saini et al., 2020).

### **2.1.5. Cogeração**

Um sistema de cogeração produz energia térmica e elétrica simultaneamente a partir da combustão de materiais como carvão, óleo, gás natural, biomassa, entre outros (Alves, 2011). No setor sucroalcooleiro, até a década de 80, utilizava-se bagaço em caldeiras pouco eficientes, de baixa pressão (7 a 10 bar) para produzir o vapor requerido pelo processo ao menor custo possível. Devido à baixa eficiência das caldeiras, muitas vezes o bagaço disponível não era suficiente para gerar todo o vapor de processo, requerendo lenha ou carvão como suplementação (Alves, 2011).

A utilização de caldeiras com pressões cada vez mais altas (22 bar) possibilitou às usinas sucroalcooleiras atingir autonomia energética (Pellegrini, 2009). No final da década de 90, com a privatização do setor energético e mudanças na legislação, que passaram a permitir

produtores independentes de energia (PIEs) a vender eletricidade para a rede de transmissão e distribuição elétrica nacional (Macedo et al., 2001), o foco das usinas passou a ser a produção de energia excedente para comercialização. Para tanto, caldeiras de maior pressão (65 bar) e turbinas de condensação começaram a ser empregadas, pois maximizam a geração de energia elétrica (Kumana, 2018).

Os três tipos de turbinas mais usuais empregados em sistemas de cogeração de energia são: (1) turbinas de contrapressão (*Backpressure steam turbines – BPSTs*), sendo esse o tipo mais comum empregado nas usinas sucroalcooleiras brasileiras (Alves, 2011); (2) turbinas de condensação (*Condensing steam turbines – CSTs*); e (3) turbinas de extração e condensação (*Extraction-condensing turbines – ECTs*) (Kumana, 2018).

Nas turbinas de contrapressão (BPSTs), o vapor vivo produzido na caldeira (a elevadas temperatura e pressão) é expandido na turbina até a pressão das utilidades do processo. Nessa configuração, a produção de energia elétrica está atrelada ao consumo de vapor pelo processo, fazendo com que a sua comercialização seja interrompível e oscilável (Pellegrini, 2009). O vapor que sai da turbina passa por um dessuperaquecedor, que é usado para transformar o vapor superaquecido em vapor saturado, pois assim o coeficiente de transferência de calor dos trocadores de calor que utilizam esse vapor como utilidade aumenta e permanece constante, facilitando o controle e cálculo de dimensionamento desses trocadores (SpiraxSarco, 2020). Esse vapor saturado é então usado no processo, sendo condensado a água líquida, que é realimentada à caldeira. O desaerador é usado para remover pequenas bolhas de ar que estejam dissolvidas na água de alimentação da caldeira, pois o oxigênio é geralmente a principal causa da corrosão nos tubos internos da caldeira, que estão a elevadas temperaturas (SpiraxSarco, 2020). A Figura 2.6 mostra um sistema de cogeração com turbina de contrapressão.

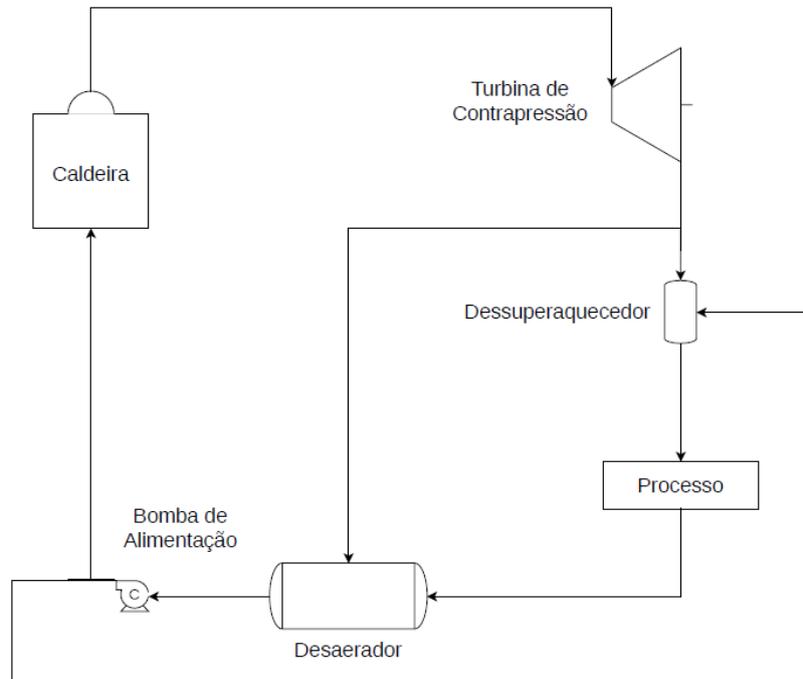


Figura 2.6. Sistema de cogeração com turbina de contrapressão. Adaptado de Pellegrini (2009).

As turbinas de contrapressão normalmente operam recebendo vapor a 21 bar e 300 °C e expandindo-o em um único estágio (para acionamento de moendas e bombas) ou em múltiplos estágios até a pressão de processo necessária (Pellegrini, 2009). Sistemas mais atuais e otimizados, recebem vapor superaquecido de 67 a 90 bar (Bonomi, 2012).

O sistema de condensação (CSTs) é empregado quando o que se procura é produzir a quantidade máxima possível de energia elétrica. Nele, o vapor vivo é expandido até a pressão de operação mais baixa possível do condensador, onde o vapor expandido é condensado e reciclado à caldeira. O refrigerante empregado nesse condensador é resfriado em ciclo fechado por uma torre de resfriamento. Nesse tipo de sistema não há produção de vapor para o processo, portanto, ele não é geralmente utilizado isoladamente. Mais usualmente, ele pode ser empregado em paralelo ao sistema com turbina de contrapressão, onde a corrente de vapor vivo é dividida e uma parte vai para cada tipo de turbina (Walter, 1994), gerando vapor excedente para venda. A Figura 2.7 mostra essa configuração em paralelo.

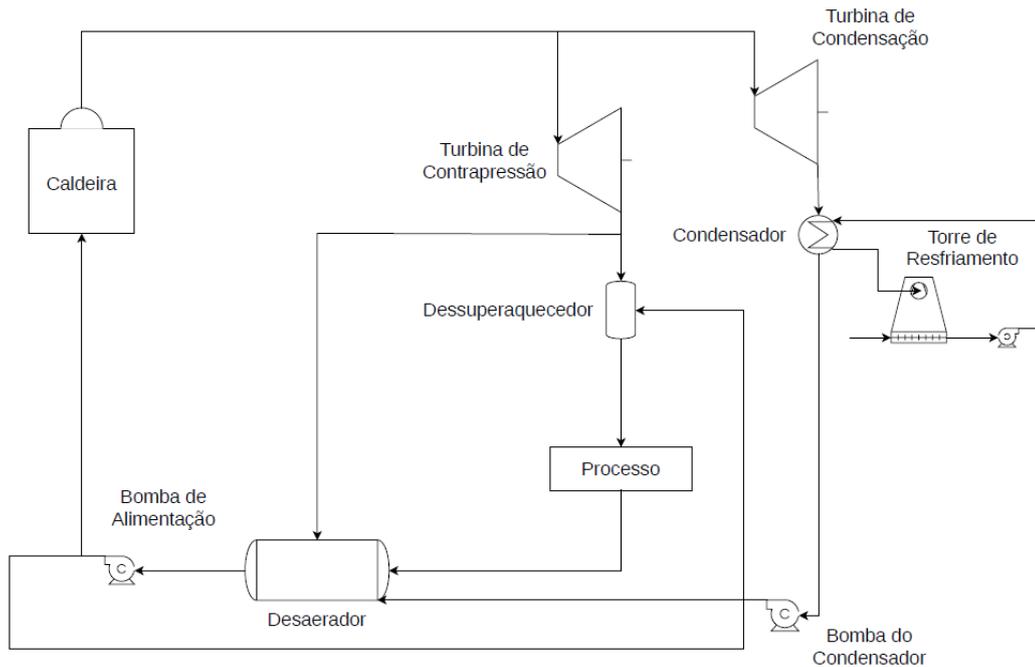


Figura 2.7. Sistema de cogeração com turbina de condensação. Adaptado de Pellegrini (2009).

Turbinas de extração-condensação permitem a retirada de parte do vapor a pressões altas o suficiente para ser utilizado no processo, enquanto o restante do vapor é retirado numa pressão mais baixa (o que permite produzir mais eletricidade) e segue para o condensador. Esse sistema é mais caro e difícil de operar do que o sistema de contrapressão. No entanto, ele estabiliza a oferta de energia elétrica, podendo gerar excedente para venda o ano todo, uma vez que nem todo vapor gerado é usado no processo (Alves, 2011). A Figura 2.8 mostra o sistema de cogeração com turbina de extração-condensação.

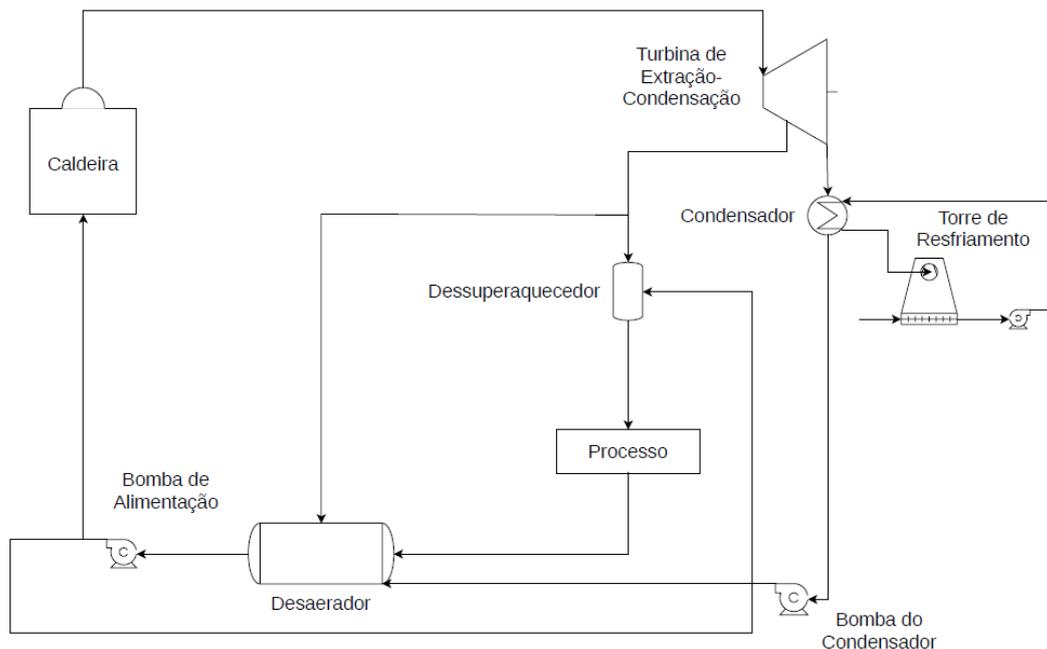


Figura 2.8. Sistema de cogeração com turbina de extração-condensação. Adaptado de Pellegrini (2009).

## 2.2. Etanol de milho

Nesta seção apresenta-se a composição do grão de milho, descrição dos processos convencionais de moagem a seco e moagem úmida para produção de etanol e comparação entre a produção de etanol a partir do milho e da cana-de-açúcar.

### 2.2.1. Visão geral

O milho é um dos grãos mais cultivados no mundo (Ignajatovic-Micic et al., 2019), sendo cultivado em praticamente todas as regiões do planeta, porém com grandes diferenças em produtividade (Ranum et al., 2014). Em 2020, foram produzidos cerca de 1.162 milhões de toneladas de milho no mundo e os Estados Unidos, maior produtor do grão, foi responsável por 31% do total (FAO, 2022). O consumo americano de milho aumentou em 2,5 vezes de 1980 até 2020, de 124 para 309 milhões de toneladas. Nesse mesmo período de tempo, a

porcentagem do milho consumido para produção de etanol combustível foi de 0,7% para 41,5% (USDA, 2020). Até dezembro de 2021, vigorava nos Estados Unidos o *Alternative Fuel Mixture Excise Tax Credit*, que dava aos produtores de combustíveis alternativos (dentre eles qualquer combustível líquido produzido a partir da biomassa) um crédito de 0,5 dólares por galão de combustível alternativo adicionado a uma mistura contendo no mínimo 0,1% de gasolina, diesel ou querosene (AFDC, 2022).

O grão de milho é composto por quatro estruturas principais: pericarpo (casca), endosperma, gérmen e ponta. O pericarpo constitui cerca de 5 a 7% da massa seca do grão e é a estrutura que protege o grão contra a umidade excessiva, insetos e micro-organismos. Ele é composto majoritariamente por material lignocelulósico, em específico hemicelulose (67%), celulose (23%) e lignina (0,1%). O endosperma representa 83% da massa seca do grão, sendo composto majoritariamente por amido (88%) organizado na forma de grânulos. Ele também contém 74% das proteínas do grão, em especial uma classe de proteínas de reserva, chamada zeínas (Paes, 2005). O gérmen, que representa de 10 a 12% da massa seca do grão, armazena nutrientes e hormônios essenciais para o crescimento inicial da planta, contendo 78% de todos os minerais do grão, 26% das proteínas e 83% dos lipídeos (García-Lara et al., 2019). A ponta, que compõe 2% da massa seca do grão, é responsável por sua conexão ao sabugo e é constituída por material lignocelulósico (Paes, 2005). A Tabela 2.5 apresenta a composição média total do grão de milho e a porcentagem do total em cada estrutura.

Como pode-se observar na Tabela 2.5, o milho é uma biomassa amilácea, pois o amido compõe aproximadamente 72% de sua massa seca. O amido é um polissacarídeo formado por monômeros de D-glicose unidos por ligações  $\alpha$ -1,4-glicosídicas para formar o componente puramente linear, amilose, e, no caso do componente ramificado amilopectina, pode apresentar também ligações  $\alpha$ -1,6-glicosídicas. Para um grão de milho dentado típico, cerca de 23 a 25% do amido é composto por amilose e 75 a 77%, por amilopectina (Kumar & Singh, 2019).

Tabela 2.5. Composição média do grão de milho (dentado) e seus componentes.

Componente	Porcentagem em massa seca		Porcentagem do grão total		
	Grão	Endosperma	Gérmen	Pericarpo	Ponta
Amido	71,7	98,1	1,5	0,6	0,1
Proteína	9,5	73,8	26,2	2,6	0,9
Lipídeos	4,3	15,4	82,6	1,3	0,8
Fibra	9,5	26,0	12,0	54,0	7,0
Cinzas	1,4	17,9	78,4	2,9	1,0
Açúcares	2,6	28,9	69,3	1,2	0,8

Fonte: Kumar & Singh (2019).

O amido presente no milho pode ser quebrado de volta em seus monômeros de glicose pela ação de enzimas amilolíticas. Uma vez liberada, a glicose pode ser fermentada para produzir etanol. Existem dois processos comerciais para a produção de etanol através do milho: moagem a seco e moagem úmida. A moagem a seco processa todas as partes da semente de milho, incluindo os componentes não-amiláceos, que são recuperados no final, enquanto a moagem úmida processa somente o amido, requerendo pré-fracionamento do grão (Kumar & Singh, 2019). Apesar de gerar uma série de coprodutos altamente rentáveis, a moagem úmida é menos comum devido aos maiores custos de capital e operação (uso de energia) em relação à moagem a seco (Rosentrater, 2011). Esses dois processos serão descritos em mais detalhes nas duas próximas seções.

### 2.2.2. Moagem a seco

Nos Estados Unidos, o milho é colhido uma vez ao ano (de julho a setembro) e, portanto, deve ser estocado para permitir produção de etanol o ano todo. No Brasil, apesar do milho ser produzido em duas safras, ele é geralmente comprado pelas usinas com antecedência e estocado. O tempo de estocagem do milho depende de sua umidade, sendo que é comum ter que secar os grãos após a colheita. Para um tempo de estocagem de até 6 meses, a umidade máxima do milho é de 15%, e ela reduz conforme esse tempo aumenta (Singh, 2009).

Antes de seguirem para o processamento, os grãos de milho passam por etapas rigorosas de limpeza, tais como: aspiração, para remoção de poeiras e pequenos fragmentos das demais partes da planta (como espiga e caule), peneiração, para remoção de materiais estranhos e grãos quebrados, separação por ímã, para remoção de componentes de ferro e removedor de pedras, para retirada de pedras e demais metais (Anderson & Almeida, 2019).

Depois de limpos, os grãos inteiros seguem para a moagem, que tem por objetivo abrir as células para que o amido presente nelas esteja mais disponível para a ação das enzimas amilolíticas nas etapas seguintes de liquefação e sacarificação. Além disso, a moagem promove a quebra do pericarpo, que é uma camada impermeável, permitindo que o amido cru seja hidratado, o que facilita as etapas de quebra do polissacarídeo (Bialas et al., 2014). Deve-se, no entanto, tomar cuidado para não moer os grãos até uma granulometria muito baixa, pois isso produz uma farinha de milho muito fina, que pode formar uma massa sólida mediante a adição de água, além de aumentar a quantidade de proteínas solúveis, o que reduz o valor proteico do DDGS. Em termos de equipamentos, a moagem pode ser realizada por moendas de rolo ou moedores de martelo, sendo que a moenda de rolo produz uma farinha com um intervalo de distribuição de diâmetros menor, ou seja, um pó com partículas de diâmetros mais homogêneo, que o moedor de martelos. As saídas das moendas são geralmente equipadas com telas de retenção, que permitem a passagem de pós de milho moído de até certo tamanho, sendo 0,125 polegadas (3,3 mm) um tamanho comum. Em geral, reduções no tamanho da tela de retenção aumentam a concentração de etanol no vinho final e diminuem o tempo de fermentação, pois diminuem a porcentagem de amido não solubilizado (Singh, 2009).

Como a taxa de hidrólise do amido cru por enzimas amilolíticas é geralmente baixa, este amido deve ser solubilizado para melhor atuação das enzimas (Bialas et al., 2014). A solubilização completa do amido de milho é realizada através da cocção rápida (*jet cooking*) com injeção de vapor (Singh, 2009; Kwiatkowski et al., 2006). Na cocção, o grão moído é

misturado com água, amônia, cal e enzima  $\alpha$ -amilase termoestável, formando uma pasta de milho com cerca de 30% (m/v) de sólidos (amido), que é alimentada ao cozedor simultaneamente ao vapor de alta pressão. Devido à alta velocidade do vapor injetado e ao gradiente de pressão gerado no cozedor, uma alta taxa de cisalhamento é obtida, o que promove a quebra dos grânulos do amido (Ferng et al., 2011), formando uma pasta de amido solubilizada. A adição da enzima  $\alpha$ -amilase ainda na etapa de cocção é importante para reduzir a viscosidade da pasta de milho solubilizada (Singh, 2009), pois converte as longas moléculas de amido em polissacarídeos menores (os oligossacarídeos). Em seguida ocorre a etapa de liquefação, na qual a pasta solubilizada é alimentada a um tanque agitado operado entre 85 – 95 °C a pH 6,5, onde permanece por cerca de 50 minutos com uma carga enzimática de 0,002 g de  $\alpha$ -amilase por g de milho (Kwiatkowski et al., 2006). Até um terço de carga de  $\alpha$ -amilase é comumente adicionada na etapa de cocção (Singh, 2009).

A enzima  $\alpha$ -amilase hidrolisa randomicamente as ligações  $\alpha$ -1,4-glicosídicas presentes no amido, produzindo dextrinas, que são polissacarídeos de cadeia curta formados majoritariamente por ligações  $\alpha$ -1,4-glicosídicas (embora também possua ligações do tipo  $\alpha$ -1,6-glicosídicas), o dissacarídeo maltose (formado por duas moléculas de glicose) e o trissacarídeo maltotriose (formado por três moléculas de glicose). A Figura 2.9 ilustra a diferença entre essas duas ligações.

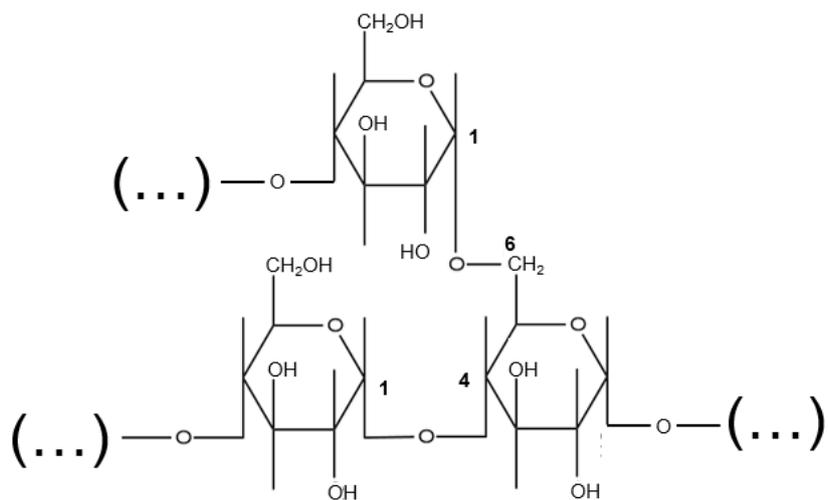


Figura 2.9. Ligações  $\alpha$ -1,4-glicosídicas e  $\alpha$ -1,6-glicosídicas. Fonte: autoria própria.

A maltose consegue ser assimilada e fermentada pela levedura *S. cerevisiae*, no entanto, a maltotriose e as dextrinas não, sendo necessário adicionar uma segunda enzima, glucoamilase, que hidrolisa os dois tipos de ligação ( $\alpha$ -1,4- e  $\alpha$ -1,6-glicosídicas, embora a taxa da segunda reação seja bem menor) nos terminais não-redutores dos sacarídeos, produzindo glicose num processo chamado de sacarificação (Kumar & Singh, 2019). O processo de sacarificação ocorre por volta de 60 °C a pH 4,5, num processo em batelada que dura cerca de 20 minutos e com uma carga enzimática de cerca de 0,0011 g de glucoamilase por g de milho (Johnston, 2021).

Em seguida, ocorre a fermentação da glicose pela ação da levedura *S. cerevisiae* a temperaturas entre 30 e 35 °C por 48 a 72 horas (Kwiatkowski et al., 2006; Bialas et al., 2014). A fermentação é mais lenta que no processo a partir da cana-de-açúcar, pois no processo a partir do milho as células não são recicladas, resultando numa baixa concentração de células no fermentador. Além disso, como as células não são recicladas, é necessário desviar uma parte dos açúcares para os tanques de incubação de células (Lopes et al., 2016). A fermentação também pode ser afetada negativamente pela moagem inadequada do grão de milho, resultando

em grandes quantidades de amido não liquefeito, pela ação inadequada das enzimas na hidrólise do amido, e pela presença de proteínas solúveis que podem ser assimiladas pelas células e convertidas em álcoois superiores (óleo fúsel) (Singh, 2009).

Nos processos industriais americanos, a corrente gasosa produzida pelo fermentador (CO<sub>2</sub>) é enviada para um lavador de água, onde o CO<sub>2</sub> é recuperado e a água é reciclada. A corrente líquida produzida pelo fermentador (contendo água, etanol e pequenas frações de CO<sub>2</sub> dissolvido) é aquecida e enviada para um balão de flasheamento para separar o CO<sub>2</sub>. O etanol e a água do efluente gasoso são condensados, misturados à corrente líquida do balão e enviados para o sistema de purificação do vinho. O CO<sub>2</sub> que permanece na corrente gasosa é misturado ao CO<sub>2</sub> que sai do fermentador (Kwiatkowski et al., 2006).

O vinho resultante da fermentação possui alta concentração de sólidos (fibras, proteínas insolúveis, óleo, amido não hidrolisado e células), e alimenta um sistema de três colunas de destilação (coluna do vinho, coluna retificadora e coluna de esgotamento). No fundo da coluna do vinho é obtida uma mistura de material não-fermentado contendo cerca de 15% de sólidos (*whole stillage*). No topo dessa coluna é obtida uma mistura líquida contendo quantidades iguais de etanol e água. Essa mistura segue para a coluna de retificação, onde cerca de 99% do etanol que entrou na coluna é recuperado no topo e enviado para a unidade de desidratação (geralmente via peneiras moleculares). O fundo da coluna de retificação é alimentado à coluna de esgotamento para remoção da água. O topo da coluna de esgotamento é alimentado à coluna de retificação. O fundo da coluna de esgotamento (majoritariamente água) é reciclado no processo (Kwiatkowski et al., 2006).

O fundo da coluna do vinho (*whole stillage*) é centrifugado, separando-se em *thin stillage* (parte é reciclado no processo, sendo usado, por exemplo, na preparação da pasta de milho) e sólidos insolúveis (37% de sólidos). A porção do *thin stillage* que não é reciclada é

concentrada (até 35% de sólidos) e misturada aos sólidos insolúveis, produzindo o WDGS (*wet distiller's grains with solubles*). Este geralmente é seco para produzir DDGS (*dried distiller's grains with solubles*) (Kwiatkowski et al., 2006), um subproduto altamente proteico empregado como ração animal (Belyea et al., 2004).

Um diagrama simplificado do processo de produção de etanol de milho pelo método de moagem a seco é mostrado na Figura 2.10.

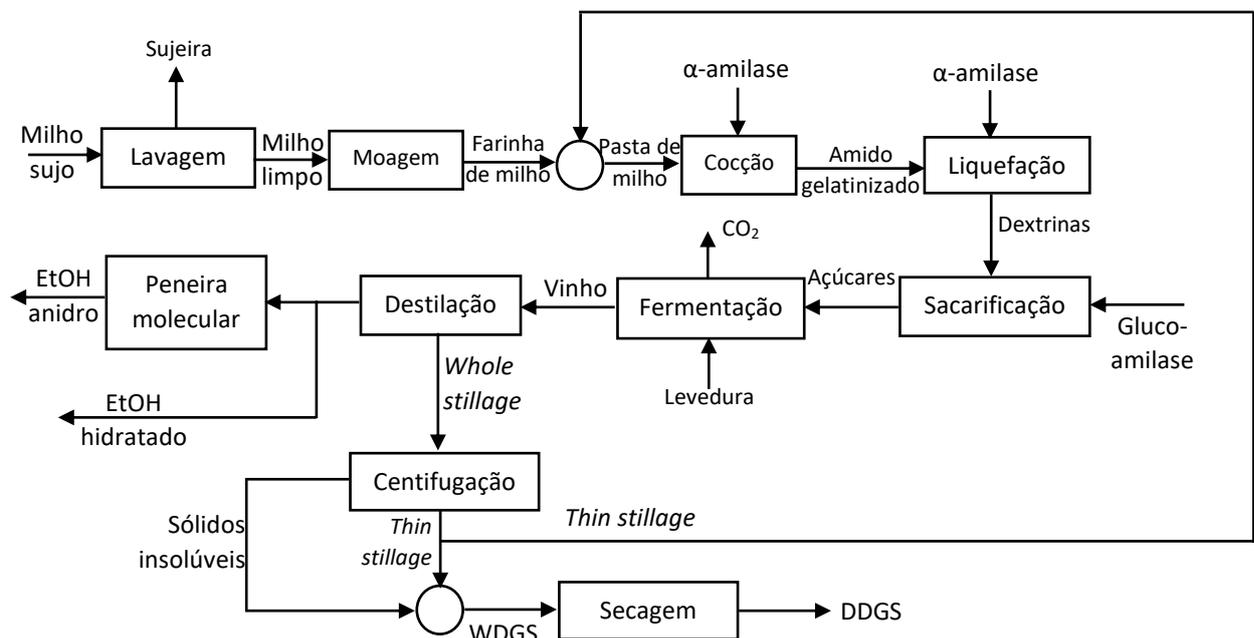


Figura 2.10. Diagrama de blocos para o processo de produção de etanol de milho pelo método de moagem a seco. Adaptado de MacAloon et al. (2000).

A Tabela 2.6 apresenta a composição média do DDGS obtido no processo de moagem a seco. Outros compostos que podem estar presentes no DDGS são células de levedura e sólidos solúveis não-fermentescíveis (*Non-fermentable Dissolved Solids – NFDS*) (Kwiatkowski et al., 2006).

Tabela 2.6. Composição média do DDGS em base seca.

Componente	% m.s.	Componente	% m.s.
Lipídeos	11,9 ± 0,1	ADF*	17,2 ± 1,2
Proteínas	31,1 ± 0,2	Cinzas	4,6 ± 0,2
Fibra bruta	10,2 ± 1,2	Amido	5,1 ± 0,3

Fonte: Belyea et al. (2004). \* ADF (*Acid Detergent Fiber*) é uma medida da quantidade de carboidratos estruturais (parede celular) presente no DDGS.

### 2.2.2.1. Hidrólise do amido (liquefação e sacarificação)

A hidrólise enzimática do amido é geralmente realizada em duas etapas: liquefação, na qual uma suspensão aquosa de amido gelatinizado é parcialmente hidrolisada a oligossacarídeos através da enzima  $\alpha$ -amilase, e sacarificação, na qual enzimas sacarificantes, como glucoamilase e pululanase, transformam o amido liquefeito em sacarídeos específicos, que podem ser maltodextrinas, maltose e glicose, o tempo da reação determinando o quanto de cada sacarídeo é obtido (Presecki et al., 2013a).

As enzimas  $\alpha$ -amilase são endoglucanases que catalisam a hidrólise das ligações  $\alpha$ -1,4-glicosídicas internas do amido, podendo produzir sacarídeos de diversos tamanhos, desde oligossacarídeos (maltodextrinas), a trissacarídeos (maltotriose), dissacarídeos (maltose) e monossacarídeos (glicose). Essa enzima é capaz de hidrolisar tanto o amido cru (não solubilizado, em grânulos), quanto o amido solubilizado (em suspensão aquosa), embora a taxa de hidrólise do primeiro seja menor que a do segundo caso (Presecki et al., 2013b).

Como a solubilização do amido ocorre a temperaturas elevadas (começando entre 53 e 74 °C) e essas temperaturas desfavorecem a estabilidade da enzima  $\alpha$ -amilase, um problema que ocorre na etapa de liquefação é a desativação da enzima. A enzima também sofre inibição pelos produtos formados, em especial pela maltose e glicose. Uma forma de melhorar a estabilidade da enzima a altas temperaturas (acima de 80 °C) é pela adição de íons de cálcio ao meio de cultivo, pois a enzima  $\alpha$ -amilase contém 3 íons de cálcio em sua composição, que estão

diretamente relacionados com a estabilidade e conformação da estrutura enzimática (Presecki et al., 2013a).

A hidrólise completa do amido não acontece apenas com a adição de  $\alpha$ -amilase, pois esta quebra randomicamente as ligações  $\alpha$ -1,4-glicosídicas, então o tempo necessário para conversão de todo o amido em glicose seria elevado. Além disso, essa enzima não é capaz de atuar nas ligações  $\alpha$ -1,6-glicosídicas. No entanto, ao quebrar as ligações  $\alpha$ -1,4-glicosídicas, a  $\alpha$ -amilase produz oligossacarídeos com uma extremidade redutora e uma não-redutora. A enzima glucoamilase é uma exoglucanase que atua diretamente na extremidade não-redutora dos oligossacarídeos para liberar moléculas de glicose. Portanto, a sua adição acelera a taxa de produção de glicose (Presecki et al., 2013b). Além disso, essa enzima é capaz de quebrar as ligações  $\alpha$ -1,6-glicosídicas, permitindo uma hidrólise completa do amido (Kumar & Singh, 2019). Entretanto, a enzima glucoamilase também catalisa a condensação da glicose a maltose, sendo necessário adicionar a enzima pululanase, que reverte essa reação, para promover uma hidrólise completa do amido a glicose (Findrik et al., 2010).

A ação sinérgica das enzimas  $\alpha$ -amilase e glucoamilase/pululanase para realizar a liquefação e sacarificação simultâneas do amido deve ocorrer em valores de temperatura e pH intermediários entre os valores ótimos de cada enzima. Apesar da taxa de desativação da  $\alpha$ -amilase aumentar bastante acima de 80 °C, ela apresenta baixa atividade a temperaturas muito inferiores a essa. Já a glucoamilase apresenta atividade alta acima de 50 °C, e temperaturas muito acima desse valor afetam a estabilidade da enzima a longo prazo. Com relação ao pH, a glucoamilase requer pHs mais ácidos que a  $\alpha$ -amilase. Assim, o processo de liquefação e sacarificação simultâneos é geralmente operado a 65 °C e pH de 5,5.

### 2.2.3. Moagem úmida

O processo de moagem úmida é usado para fracionar o grão de milho, permitindo recuperar separadamente seus componentes, como amido, óleo, proteína e fibra. A primeira etapa no processo de moagem úmida é realizar a molhagem e amolecimento do grão de milho, deixando-o em um banho de água e dióxido de enxofre (SO<sub>2</sub>). O milho amolecido é moído e seus componentes são separados por peneiras, centrífugas, hidrociclones e lavagem. A descrição detalhada do processo mostrada a seguir é com base no trabalho de Rausch et al. (2019).

O amolecimento do milho é uma etapa crucial, pois afeta diretamente o rendimento de amido e sua qualidade. Essa etapa é geralmente feita num sistema de 6 a 12 tanques em série operados em batelada, a 50 °C por 20 a 50 horas ao todo. A água sulfurada (contendo 1.500 a 2.000 ppm de SO<sub>2</sub>) de maior concentração é usada no último tanque da série. Depois de usada, essa água (agora com menor concentração de SO<sub>2</sub>) é transferida para o tanque anterior e assim sucessivamente. Bactérias dos gêneros *Lactobacillus* e *Acetobacter* geralmente estão presentes, produzindo ácidos lático e acético. Esses ácidos, em especial o lático, aumentam o amolecimento do grão, aumentam a taxa de difusão de SO<sub>2</sub> para o endosperma, ajudam a solubilizar as proteínas presentes no endosperma e enfraquecem a parede celular.

Nos primeiros tanques da série, onde a concentração de SO<sub>2</sub> é baixa, ocorre a hidratação dos grãos de milho (para cerca de 45% de água) e fermentação láctea (que é inibida a altas concentrações de SO<sub>2</sub>). Nos tanques do meio, a concentração de SO<sub>2</sub> na água é alta o suficiente para gerar um gradiente de concentração que permite sua difusão através do endosperma. Nos últimos tanques da série, onde a concentração de SO<sub>2</sub> é mais alta, o SO<sub>2</sub> reage com as ligações dissulfeto presentes na matriz proteica do endosperma, separando as proteínas (glúten) do amido.

A água final obtida no processo de molhagem contém cerca de 46% de sólidos solúveis. Essa água pode ser concentrada e misturada à fibra, separada numa etapa posterior, para produzir o *corn gluten feed*, cujo rendimento é de cerca de 19,4% em massa seca.

O milho umedecido é moído grosseiramente para quebrar o grão, expondo o gérmen. Durante a etapa de amolecimento, o gérmen permanece intacto, adquirindo uma consistência emborrachada flexível, que faz com que ele não quebre na moagem. O material moído é diluído com água e enviado para um hidrociclone, onde a separação entre gérmen e demais componentes (lodo degermenado) ocorre com base no princípio de diferenças de densidade. O gérmen, por conter grandes concentrações de óleo, é menos denso que o lodo. O óleo de milho, que é um coproduto de alto valor agregado, pode então ser extraído do gérmen. O rendimento em gérmen é de cerca de 7,7% em massa seca.

O lodo degermenado segue para uma etapa de peneiração, produzindo: (1) fibra (pericarpo e parede celular) e (2) lodo desfibrado (contendo amido e glúten). A fibra contém uma grande quantidade de amido e, para recuperá-lo, deve-se moer esse material até uma granulometria mais fina, lavá-lo e peneirá-lo novamente. Essa segunda etapa permite reduzir a massa de amido na fibra de 35% para até 5%. Por fim, o amido e glúten do lodo desfibrado são separados por centrifugação, devido à menor densidade do glúten (1.060 vs. 1.600 kg/m<sup>3</sup>). O amido (rendimento de 66,7% em massa seca) obtido pode seguir para as etapas seguintes de produção de etanol. O glúten é concentrado a 10% de umidade e vendido como *corn gluten meal*, cujo rendimento é de 6,2% em massa seca.

A Figura 2.11 apresenta o diagrama de blocos do processo de produção de etanol de milho a partir da moagem úmida.

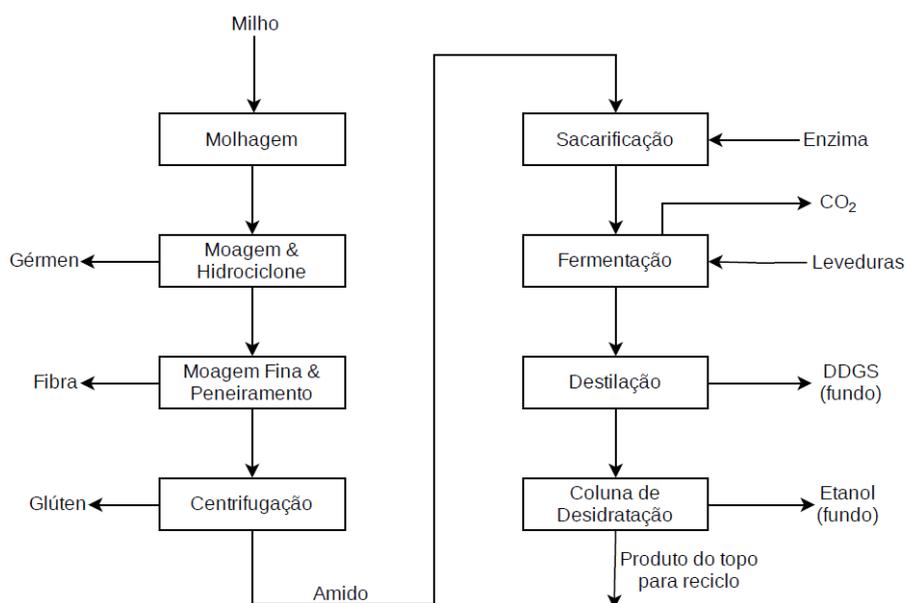


Figura 2.11. Diagrama de blocos para o processo de produção de etanol de milho pelo método de moagem úmida. Adaptado de Huang et al. (2008).

A Tabela 2.7 apresenta a composição média dos três coprodutos principais obtidos no processo de moagem úmida.

Tabela 2.7. Composição média dos coprodutos no processo de moagem úmida convencional.

Composição (%m.s.)	Gérmen seco	Corn gluten feed	Corn gluten meal
Proteínas	11,6	16,2	66,3
Lipídeos	45,0	2,1	2,0

Fonte: Ramírez et al. (2009)

## 2.2.4. Modificações aos processos convencionais

Esta seção apresenta algumas melhorias que foram realizadas nos processos convencionais de moagem a seco e moagem úmida.

### 2.2.4.1. Redução dos custos da etapa de cocção/liquefação do amido na moagem a seco

Os custos associados com a etapa de cocção/liquefação do amido de milho podem representar de 30 a 40% do custo total de produção do etanol. Para reduzir esses custos, e tornar

a produção do biocombustível mais econômica e competitiva, deve-se procurar produzir enzimas amilolíticas que sejam capazes de atuar no amido cru (granular). Tais enzimas, chamadas de GSHE (*Granular Starch Hydrolysis Enzymes*), ocorrem naturalmente em cereais, e existem atualmente sete sistemas enzimáticos altamente reativos já estudados. A utilização de enzimas GSHE também leva à produção de pastas de milho com maior teor de sólido. Desvantagens desse sistema incluem o alto custo e a grande quantidade de enzimas necessárias para realizar a hidrólise do amido granular, e uma maior taxa de contaminação do meio de cultivo (o que gera menores rendimentos), pois temperaturas mais amenas são empregadas (Bialas et al., 2014).

Devido à inibição das enzimas amilolíticas pela glicose, uma configuração que vem sendo estudada e otimizada é a sacarificação e fermentação simultânea (SSF – *Simultaneous Saccharification and Fermentation*), pois assim a glicose produzida pelas enzimas vai sendo consumida pela levedura, o que reduz tanto a inibição das enzimas quanto o choque osmótico para as leveduras. Outras vantagens desse processo combinado são redução no tempo de processamento, já que duas etapas são realizadas simultaneamente, e reduções no custo de investimento e operacionais (Bialas et al., 2014). A atividade da enzima comercial STARGEN 001 da Genencore International é de 456 GSHU/g (*Granular Starch Hydrolyzing Units*) (Bialas et al., 2014).

#### **2.2.4.2. Produção de mais coprodutos na moagem a seco**

Uma das desvantagens do processo de moagem a seco frente ao processo de moagem úmida é a não recuperação dos vários componentes do grão de milho. Uma alteração que foi considerada ao processo convencional de moagem a seco é a remoção do gérmen e da fibra antes de seguir para a etapa de hidrólise do amido. Esses processos, conhecidos como *Quick Germ* e *Quick Fiber* operam de forma semelhante à moagem úmida, porém como não realizam a separação de todos os componentes do grão, são mais baratos. Nesses processos, o grão de

milho é umedecido a 60 °C por 3 a 12 horas, o que promove a separação entre os componentes do grão. Depois, a suspensão de grãos vai para um hidrociclone, onde o gérmen e a fibra (pericarpo e ponta) são obtidos no efluente do topo (pois são menos densos) e o amido e as proteínas são obtidos no efluente do fundo. O gérmen e a fibra são lavados e secados e depois separados por aspiração. A recuperação do gérmen possibilita extrair o óleo de milho, que é um coproduto de alto valor agregado. Além disso, a remoção de componentes não fermentáveis aumenta a produtividade e eficiência da fermentação, reduz o entupimento nos evaporadores do *thin stillage* e aumenta o conteúdo proteico do DDGS (Singh et al., 2001).

Uma outra forma de melhorar a rentabilidade do processo de moagem a seco é pela extração de compostos de interesse do *thin stillage*, como óleo de milho, proteínas, fitatos, glicerol, entre outros. A recuperação de coprodutos após o processamento do grão é, em geral, mais barata que a recuperação pré-processamento, que é a realizada na moagem úmida. Com relação ao óleo de milho, ele é tradicionalmente recuperado do *thin stillage* pelo uso de centrífugas e decantadores, porém esses processos não permitem a recuperação de todo o óleo, devido à formação de emulsões. Um processo promissor é a utilização de materiais adsorventes hidrofóbicos (como gel de sílica) ou surfactantes não-iônicos para retirar o óleo do *thin stillage*. As proteínas podem ser removidas por filtração ou pela adição de proteases em vários pontos do processo, para produzir amino ácidos. Esses amino ácidos podem ser consumidos pelas leveduras durante a fermentação, reduzindo a necessidade por fontes de nitrogênio. Isso alteraria, no entanto, o conteúdo proteico do DDGS, que seria mais rico em fibras. Os fitatos presentes no grão de milho são concentrados no efluente sólido da coluna do vinho (*whole stillage*). Devido a sua propriedade quelante, os fitatos são empregados nas indústrias alimentícia, têxtil e química com agentes antioxidantes, e sua recuperação, por meio de resinas de troca iônica, pode ser de interesse comercial (Reis et al., 2017).

### **2.2.4.3. Redução do tempo de processamento na moagem úmida**

Visando a redução no tempo de processamento do grão no processo de moagem úmida e a redução no consumo de SO<sub>2</sub> durante a molhagem, Ramírez et al. (2009) propuseram um processo de moagem úmida enzimática. Nesse processo modificado, a molhagem é encurtada para apenas 6 horas (a 55 °C) e a concentração de SO<sub>2</sub> empregada é a mínima para controle microbiano (600 ppm). Depois da molhagem, o grão umedecido é moído para permitir melhor penetração das enzimas. Em seguida o grão moído é misturado a parte do gérmen removido nos hidrociclones e passa por um tratamento enzimático, no qual proteases são adicionadas para hidrolisar a matriz proteica que circunda os grânulos de amido, quebrando as ligações entre o glúten e o amido. O milho proteolísado segue para as etapas de separação do gérmen (em hidrociclones), com reciclo de parte do gérmen obtido no efluente do topo. O lodo degermenado obtido nos efluentes de fundo dos hidrociclones segue para as etapas convencionais de retirada da fibra e do glúten (Ramírez et al., 2009).

### **2.2.5. Comparação com o etanol de cana-de-açúcar**

A produção de etanol biocombustível através da fermentação de açúcares pode empregar diferentes classes de matérias-primas. Dentre elas, têm-se as matérias-primas ricas em açúcares, como a cana-de-açúcar e a beterraba, e aquelas ricas em amido ou amiláceas, como o milho e o trigo. Dentre esses, milho e cana são os mais utilizados no mundo, sendo o primeiro pelos Estados Unidos, e o segundo pelo Brasil. A Tabela 2.8 apresenta dados comparativos da produção de etanol a partir dessas duas matérias-primas.

Observa-se na Tabela 2.8 que o rendimento industrial de milho em etanol (360 L/t) é superior ao da cana-de-açúcar (77 L/t), pois o milho contém mais açúcares do que a cana, muito embora a maior parte desses açúcares não esteja já disponível para fermentação, uma vez que estão armazenados como amido. Assim, para uma mesma massa (base úmida) de grãos de milho e cana-de-açúcar, o milho produz cerca de 4,7 vezes mais etanol. No entanto, a

produtividade agrícola do milho (5,6 t/ha.) é inferior à da cana (71,6 t/ha.), sendo que para uma mesma área plantada, tem-se 12,8 vezes mais cana-de-açúcar do que milho. Isso leva a um rendimento de etanol por área plantada 2,7 vezes maior para a cana do que para o milho.

Além disso, como a maior parte dos açúcares no milho estão na forma de amido, o processamento dessa matéria-prima é mais complexo e demorado. No processo de moagem a seco, por exemplo, que é o mais empregado nos Estados Unidos, apenas a etapa de fermentação pode durar de 45 a 60 horas, devido às baixas concentrações de levedura empregadas, uma vez que elas não são recicladas. Apesar dos maiores tempos de fermentação e da menor concentração de células, o que leva a rendimentos de fermentação menores, o processo a partir do milho obtém vinhos com maior teor de etanol (Lopes et al., 2016).

Tabela 2.8. Principais características das matérias-primas e do processo de etanol a partir de cana-de-açúcar e milho.

<b>Parâmetro</b>	<b>Unidade</b>	<b>Cana-de-açúcar</b>	<b>Milho</b>	<b>Referência</b>
Produtividade agrícola	t/ha.	68,8	5,6	CONAB (2021b); CONAB (2021c)
Colheita	-	Mecanizada/ manual	Mecanizada	
Tipo de processo para produção de etanol	-	Com reciclo de células	Sem reciclo de células	Lopes et al. (2016)
Sólidos em suspensão	%	<1	>30	
Rendimento industrial	L/t	77	360	Donke et al. (2017)
Rendimento de fermentação	%	90-92	85-90	Lopes et al. (2016)
Tempo de fermentação	h	6-12	45-60	
Concentração de etanol no vinho produzido	% (v/v)	7-12	12-18	
Dias de operação da planta	d	200-240	345	Lopes et al. (2016)
Principal subproduto	-	Bagaço e vinhaça	DDGS para ração animal	

Outra vantagem do processo de milho é que o grão é estocável, permitindo operação e produção de etanol o ano todo, enquanto que no processo de cana, que não é estocável, a operação fica limitada pelo período da safra da cana. Com relação aos coprodutos, no processo a partir da cana, o coproduto mais volumoso é a vinhaça, sendo que esta é geralmente

empregada para fertirrigação (Lopes et al., 2016), embora também possa ser biodigerida para gerar biogás (Longati, 2018). Outro coproduto importante do processo de cana é o bagaço, que é amplamente usado na cogeração de energia, embora também possa ser empregado para a produção de etanol de segunda geração (Furlan, 2012). No processo de moagem a seco a partir do milho, o principal coproduto é o DDGS, que é empregado como ração animal (Belyea et al., 2004). Se houver separação do gérmen e/ou fibra antes do processamento do grão, óleo de milho pode ser extraído e usado para produção de biodiesel (Reis et al., 2017). A fibra, que assim como o DDGS também é empregada na produção de ração animal, é composta por hemicelulose (35%), celulose (18%), amido (20%), e quantidades menores de proteínas, óleo e lignina, e pode ser empregada na produção de etanol de segunda geração (Gáspár et al., 2007).

Com relação ao aspecto ambiental, o trabalho de Chum et al. (2014) mostra que a produção de etanol de cana apresenta uma razão entre energia disponibilizada pelo biocombustível e energia fóssil gasta para produzi-lo (EROI – *Energy Return on Investment*) superior que a produção de etanol de milho. Os cenários considerados incluem impactos advindos desde o plantio das matérias-primas, até a utilização do produto (etanol) e coprodutos. Para os cenários representativos dos processos industriais atuais de produção de etanol de milho (DDGS como único coproduto e sem produção de etanol de segunda geração) e cana (com geração de eletricidade a partir do bagaço e da palha e produção de açúcar), os valores de EROI foram de 1,7 e 7,0  $\text{MJ}_{\text{bioenergia}}/\text{MJ}_{\text{fóssil}}$ , respectivamente (Chum et al., 2014). A utilização do resíduo de milho (folhas, caules, espiga) para produção de etanol de segunda geração e bioeletricidade, aumentou essa razão para 4,5 (sem captura de  $\text{CO}_2$ ) e 5,0 (com captura de  $\text{CO}_2$ ) (Chum et al., 2014). O processo mais otimizado a partir da cana, que considera apenas eletricidade como coproduto e captura do  $\text{CO}_2$  produzido na fermentação, apresenta EROI de 9,5 (Chum et al., 2014).

Wang et al. (2012) também compararam os dois processos convencionais a partir da cana e do milho e mostraram que o processo a partir do milho reduz as emissões de gases de efeito estufa (GEE) em 19% quando comparado ao processo de produção de gasolina, enquanto que para o processo a partir da cana essa redução foi de 52%. As principais diferenças entre os processos a partir do milho e da cana estão nas etapas de produção e uso de fertilizantes e no processo industrial de produção de etanol. A produção de milho nos Estados Unidos apresenta emissões de GEEs 3 vezes maior que a produção de cana no Brasil (Wang et al., 2012). Além disso, as emissões advindas da etapa industrial foram 10 vezes maiores para o milho do que para a cana, devido à necessidade de mais unidades para processamento e tratamento do grão e maiores tempos de fermentação (o que resulta em menores produtividades em etanol) (Donke et al., 2017).

### **2.3. Etanol de milho no Brasil**

O etanol de milho começou a ser produzido no Brasil em 2012 na destilaria Usimat em Campos de Júlio, no Mato Grosso. Na época, os baixos preços da saca de milho motivaram a produção de etanol a partir do grão (Sobrinho, 2012). O sistema de produção adotado foi do tipo *flex*, com produção de etanol de milho por seis meses do ano, aproveitando-se parcialmente da infraestrutura já existente para a produção de etanol de cana. As caldeiras para cogeração de energia, sistemas para tratamento e resfriamento de água, dornas de fermentação e colunas de destilação foram reaproveitadas. Houve, no entanto, necessidade de adquirir e instalar novos silos para armazenamento dos grãos de milho, e novos equipamentos para a moagem e cozimento dos grãos e secagem do DDGS (CanaOnline, 2018).

A produção de etanol de milho no Brasil permaneceu modesta até a safra 2018/2019 e, desde então, vem apresentando rápido crescimento. Segundo dados da CONAB, na safra 2018/2019 foram produzidos cerca de 790 milhões de litros de etanol de milho, enquanto que

na safra seguinte (2019/2020), esse número cresceu para 1,6 bilhões de litros (CONAB, 2020). Na safra 2020/2021, foram produzidos 3 bilhões de litros de etanol de milho, representando 9,5% do total de etanol produzido no Brasil (CONAB, 2021a). Na safra em andamento, estima-se uma produção de 3,5 bilhões de litros de etanol de milho, representando cerca de 12% do total (CONAB, 2021c). Segundo estimativas da UNEM (União Brasileira do Etanol de Milho), a produção de etanol de milho pode atingir 8 bilhões de litros até 2028, quando se acredita que representará 20% de todo o etanol produzido no Brasil (Henrique & Cherubin, 2020).

Atualmente existem 14 produtores autorizados pela Agência Nacional do Petróleo, Gás Natural e Biocombustíveis (ANP) para produção de etanol combustível a partir do milho no Brasil. Dentre esses, 9 produzem etanol exclusivamente a partir do grão e 5 produzem etanol a partir do milho, cana-de-açúcar ou outras fontes (ANP, 2020b). A Figura 2.12 mostra a localização dessas usinas autorizadas pela ANP para produção de etanol a partir do milho, seja como fonte exclusiva ou não (ANP, 2020b).

Observa-se, na Figura 2.12, uma grande concentração das unidades produtoras de etanol de milho na região Centro-Oeste do Brasil. Isso se deve a alguns fatores, como: abundância do grão e oferta local a preços competitivos, demanda local pelos coprodutos (óleo e DDGS) para utilização como nutrição animal, aumento da produtividade média do grão na região e queda na produtividade média da cana (Henrique & Cherubin, 2020). Outros benefícios da produção a partir do milho são: produção de etanol o ano todo, pois o milho é estocável, diversificação da matéria-prima nacional para a produção de etanol, o que é importante pois a matéria-prima representa uma parcela significativa do custo produtivo do etanol (Henrique & Cherubin, 2020), e diversificação dos coprodutos, o que permite ampliar as fontes de receita da usina (Neves, 2018).



Figura 2.12. Localização das usinas produtoras de etanol a partir de milho no Brasil. Baseado em ANP (2020b).

Uma outra vantagem dos coprodutos obtidos a partir da produção de etanol de milho é que eles podem ser usados como insumos de outras cadeias produtivas, como o uso do DDGS como fonte de alimento para a criação de bovinos, aves e suínos. Além disso, dentro do contexto de economia circular, os resíduos da criação de animais poderiam ser tratados e usados como fertilizantes para a plantio de milho (Neves, 2018).

Com relação ao aspecto ambiental, a produção de etanol de milho no Brasil numa usina dedicada (que só produz etanol de milho) se mostra mais favorável que a produção americana, apresentando EROI de 7,1, quando o milho é advindo do cultivo de segunda safra, em rotação com o cultivo de soja. O maior valor de EROI para o etanol de milho brasileiro se deve à utilização de eucalipto como biomassa para a cogeração de energia, enquanto que nos Estados Unidos a energia é produzida a partir de fontes fósseis, como gás natural. A etapa de cultivo de milho é a que mais contribui para o impacto total de emissão de gases de efeito estufa (GEEs),

devido à emissão de CO<sub>2</sub> dos maquinários e N<sub>2</sub>O dos fertilizantes empregados (Moreira et al., 2020).

Alguns aspectos que levantam preocupação com relação à produção de etanol de milho no Brasil, são: dificuldades na logística de distribuição, uma vez que os locais produtores (Centro-Oeste) estão longe dos principais centros de consumo de etanol (Sudeste), necessidade de energia externa para o processo (diferentemente do processo a partir da cana), crescimento da área para produção de milho e eucalipto, aceitabilidade do DDGS como fonte de nutrição animal e criação de padrões nacionais para sua utilização e volatilidade do preço da matéria-prima (milho) que é uma *commodity* e, portanto, tem seu preço definido pelo mercado internacional (Neves, 2018).

Com relação à expansão da área de cultivo de milho, apesar da produtividade agrícola do milho brasileiro ser bem menor que a produtividade agrícola do milho americano, devido a diferenças na latitude, tipo de solo e práticas de cultivo, ela aumentou em mais de 50% desde 2005. Isso implica em produzir mais na mesma área ou precisar de menos área para produzir uma dada quantidade, o que é importante em termos de mudanças no uso da terra, uma medida de impacto ambiental que quantifica as emissões de GEEs (a mais ou a menos) que decorrem de alterações no uso da terra. No caso do cultivo de milho de segunda safra, a expansão da área de milho plantada se dá numa área já cultivada para outra cultura (soja), o que é melhor do que se essa expansão se desse sobre áreas nativas ou não-cultivadas. Além disso, a utilização de coprodutos da produção de etanol de milho (como óleo e DDGS), reduzem a expansão das áreas de cultivo de milho para produção de ração animal, e de soja para a produção de óleos vegetais (Moreira et al., 2020).

Com relação à necessidade de cultivar eucalipto para gerar energia para o processo a partir do milho, as áreas de cultivo de eucalipto, no geral, absorvem mais CO<sub>2</sub> (aumentam o estoque

de CO<sub>2</sub>) que outros usos da terra, como pastagem (Moreira et al., 2018). Com relação ao DDGS, estudos recentes realizados no Brasil já investigam o efeito desse coproduto na alimentação de frangos, visando um maior conhecimento e inclusão desse coproduto na cadeia avícola e uma melhor integração entre essa cadeia e a cadeia alcooleira (Santos et al., 2019).

Com relação à produção integrada (*flex*) de etanol de milho no Brasil, Donke et al. (2017) mostraram que a EROI do processo *flex* diminui conforme a quantidade de milho processada aumenta, pois o processo produtivo a partir da cana requer menos consumo de energia fóssil do que o processo a partir do milho. Além disso, as áreas de cultivo de milho apresentam menor capacidade de absorção de CO<sub>2</sub> do que as áreas de cultivo de cana (Chum et al., 2014). No entanto, o processo *flex* permite às usinas produzir etanol num período em que não seria possível produzi-lo (na entressafra da cana), além de permitir melhor utilização da infraestrutura e ativos da usina (Neves, 2018).

### **2.3.1. Tipos de integração para produção de etanol de milho no Brasil**

O etanol de milho no Brasil é produzido em três diferentes tipos de usinas: (1) usinas *full*, também chamadas de *flex full* ou dedicadas, que produzem etanol apenas a partir do milho; (2) usinas *flex*, também chamadas de integradas, que produzem etanol a partir do milho e da cana-de-açúcar, sendo que a produção de etanol de milho ocorre apenas na entressafra da cana (ou por um período de tempo maior, porém não o ano todo); e (3) usinas *flex 360*, que são usinas integradas que produzem etanol de milho o ano todo e, no período de safra da cana, produzem também etanol de cana (Piracicaba Engenharia, 2019).

As vantagens do processo *full* (ou dedicado) é que as plantas são novas, empregando tecnologias modernas, e o processo pode ser otimizado desde a etapa de projeto para processamento de milho. No entanto, as desvantagens desse processo são a necessidade de

adquirir energia externa para suprir as necessidades do processo, sendo esta dependente da oferta local por biomassa (Ozaki, 2017).

O processo *flex* (ou integrado) permite integração entre os processos de produção a partir da cana e do milho. Essa integração pode ser apenas energética, com o bagaço remanescente ou palha da produção a partir da cana sendo usado para suprir as demandas energéticas do processo de milho, ou pode ser uma integração energética e de equipamentos (estrutural), com reaproveitamento de equipamentos da usina de cana, como dornas de fermentação e colunas de destilação. No caso de a integração ser apenas energética, ocorre o reaproveitamento apenas das caldeiras e turbinas, sendo necessário adquirir novos equipamentos para o processamento e hidrólise do milho, fermentação dos açúcares e destilação do vinho. Nesses casos, a produção de etanol de milho não fica limitada ao período de entressafra da cana. No caso da integração estrutural, a produção de etanol de milho fica limitada ao período da entressafra da cana, ou reduz-se o tempo de processamento de cana para ampliar o tempo de processamento de milho (como foi o caso da destilaria Usimat em 2012). Em ambos os casos, uma desvantagem do processo integrado é que, ao se utilizar a energia proveniente do bagaço da cana para suprir as demandas energéticas do processo de milho, reduz-se a quantidade de bagaço ou palha que pode ser destinada exclusivamente para geração de excedente de bioeletricidade. As usinas *flex 360* se assemelham às usinas *flex* com integração energética, porém com processamento de milho o ano todo.

Um aspecto da integração de equipamentos que ainda não é de conhecimento fora da indústria é como ocorre o coprocessamento das matérias-primas e fermentação dos açúcares advindos de cada matéria-prima. Esse coprocessamento pode ser paralelo, com moendas e dornas dedicadas para cada matéria-prima, ou simultâneo, com dornas compartilhadas para a fermentação dos açúcares das duas matérias-primas. No caso da fermentação simultânea, haveria redução na produtividade em etanol a partir da cana, devido aos maiores tempos de

fermentação que seriam necessários devido à alta concentração de sólidos em suspensão advindos do milho (Lopes et al., 2016). Essa alta concentração de sólidos não permite a recuperação e reciclo das células de leveduras e, portanto, para se evitar gastos elevados com a compra e propagação do cultivo de leveduras (Fermentec, s.d.) alimenta-se uma concentração menor de leveduras às dornas, o que faz com que os tempos de fermentação aumentem.

Uma forma mais eficiente de se fermentar os açúcares de ambas as biomassas simultaneamente seria através da separação dos sólidos em suspensão advindos do milho antes da fermentação (Milanez et al., 2014; Alcantara et al., 2019). Essa é a tecnologia adotada pela Fluid Quip Technologies, que separa a fibra do milho antes da fermentação, permitindo que a fermentação dos açúcares do milho possa ocorrer junto com a fermentação do mosto de cana (Fluid Quip Technologies, s.d.). A tecnologia StarchCane desenvolvida pela Fermentec permite coprocessamento de cana e amiláceos (como o milho), com fermentação em paralelo. Essa tecnologia apresenta como vantagens frente ao processo convencional de produção de etanol amiláceo o reciclo de células e a separação dos sólidos antes da destilação, permitindo a utilização das mesmas colunas de destilação para o etanol advindo das duas matérias-primas (Fermentec, s.d.).

### **2.3.2. Síntese de trabalhos realizados sobre usinas *flex***

A Tabela 2.9 resume os resultados de alguns estudos feitos sobre a produção de etanol de cana-de-açúcar e milho, incluindo trabalhos sobre usinas *flex*.

Tabela 2.9. Síntese dos estudos feitos sobre a produção de etanol a partir da cana-de-açúcar e do milho.

Autores	Tipo de análise	Descrição do trabalho	Principais conclusões
Kwiatkowski et al., 2006	Técnica e econômica	Simulou o processo de moagem a seco para produção de etanol anidro (99.6%) de milho nos EUA usando o <i>software</i> SuperPro Designer.	Quantificou o custo de produção do etanol de milho em US\$0,274/L de etanol produzido. Determinou que a redução na quantidade de amido no milho e o aumento no preço do milho afetam negativamente o custo de produção de etanol.
Quintero et al., 2008	Técnica, econômica e ambiental	Simulou os processos de produção de etanol a partir da cana e do milho na Colômbia, utilizando o <i>software</i> Aspen Plus. O Processo Analítico Hierárquico foi usado para ponderar os critérios econômico e ambiental. O <i>Software</i> WAR do US EPA foi usado para análise ambiental.	Determinou que para a produção de 17.800 kg/hr de etanol anidro, o processo a partir da cana obteve um valor presente líquido (VPL) 25% maior que o processo a partir do milho. O processo a partir da cana também obteve um potencial de impacto ambiental 30% menor. Destaca, porém, os efeitos sociais positivos que a produção de etanol de milho pode ter, como permitir a produção de etanol em pequenas comunidades agrícolas.
Souza et al., 2010	Econômica	Avaliou a receita e margens necessárias para a produção de etanol em uma usina <i>flex</i> integrada no estado de Mato Grosso, utilizando-se as mesmas instalações da usina de etanol de cana.	A receita durante a produção de etanol de milho é 40% menor do que durante a produção de etanol de cana. Deve-se lembrar, no entanto, que o etanol de milho é produzido num período em que não é possível produzir etanol de cana. As margens foram 23% menores durante a produção de etanol de milho, pois muito embora o custo do milho seja menor que o da cana, o rendimento do milho é menor que o da cana, devido ao longo tempo de fermentação.
Goldsmith et al., 2010	Energética e econômica	Calculou a razão entre a energia do combustível e o capital necessário para produzi-lo para 11 usinas no Mato Grosso, considerando produção <i>flex</i> integrada de etanol.	Determinou que se o aumento de capital (relativo a uma usina de etanol de cana) fosse maior que 40%, não compensaria investir numa usina <i>flex</i> integrada. Se o aumento de capital fosse de 20%, a razão entre energia do combustível e capital aumentaria em 14%.
Milanez et al., 2014	Energética, econômica e ambiental	Avaliou o <i>Cumulative Energy Demand</i> (CED) e as emissões de gases de efeito estufa (GEE) para oito cenários de produção de etanol no Brasil, sendo seis deles <i>flex</i> . Para a produção de etanol de milho, foram utilizados dados primários e aproximações com base no resultado de simulações do processo de etanol de cana.	O aumento da produção de etanol de milho nas usinas <i>flex</i> mostrou-se desvantajoso para o balanço energético e emissões de gases de efeito estufa (GEE), quando comparado ao etanol de cana. No entanto, os processos <i>flex</i> obtiveram balanço energético mais favorável do que a produção de etanol de milho americana. Os coprodutos da produção do etanol de milho obtiveram melhor rentabilidade do que a bioeletricidade a partir do bagaço.

Tabela 2.9. Síntese dos estudos feitos sobre a produção de etanol a partir da cana-de-açúcar e do milho (Continuação).

Autores	Tipo de análise	Descrição do trabalho	Principais conclusões
Nogueira et al., 2014	Energética e ambiental	Avaliou o CED, o <i>Cumulative Exergy Demand</i> (CExD), e o ciclo de vida da produção de etanol de cana, de milho, e <i>flex</i> no Brasil. Utilizou dados de uma planta industrial no Mato Grosso.	Na categoria de mudança climática, o cenário com produção de etanol a partir de milho (com energia produzida a partir de biomassa) foi o melhor, e a produção <i>flex</i> foi melhor que a produção a partir da cana. Isso ocorre devido à expansão da área plantada da cana se dar sobre terras nativas, enquanto a produção de milho ocorre em regiões já cultivadas de soja. A produção a partir da cana e integrada obtiveram os menores consumos totais de energia, embora a produção a partir do milho tenha tido o menor consumo de energia fóssil.
Muñoz et al., 2014	Ambiental	Avaliou os impactos ambientais devido à produção de etanol de milho nos EUA, etanol de cana no Brasil, e etanol de beterraba na França	Produção de etanol de beterraba obteve a melhor performance para a categoria de aquecimento global, com etanol de cana e milho obtendo performances semelhantes. Etanol de milho foi melhor que etanol de cana nas demais categorias analisadas, menos eutrofização aquática.
Iglesias e Sesmero, 2015	Econômica	Avaliou a viabilidade econômica de suplementar a produção de etanol de cana com etanol de milho no Brasil. Realizou uma análise de risco, mudando os preços das matérias-primas e dos produtos (etanol e bioeletricidade).	Mostrou que uma planta <i>flex</i> integrada possui menor probabilidade de ser rentável e menor VPL, quando etanol de milho é produzido apenas na entressafra da cana. Destaca que uma planta que seja capaz de optar pela produção de etanol de milho ou de cana, a depender da oferta de matéria-prima, teria melhor desempenho econômico.
Donke et al., 2017	Energética e ambiental	Comparou a razão energética (EROI) da produção de etanol no Brasil a partir da cana, milho e sorgo. Avaliou a performance de processos <i>flex</i> integrados a partir de um estudo de sensibilidade da quantidade de milho processada na unidade <i>flex</i> . Utilizou dados industriais primários.	A produção a partir da cana obteve o melhor EROI, enquanto a produção a partir do milho obteve o pior, devido à produção de pesticidas para uso no plantio do grão e maiores distâncias de transporte. No entanto, o EROI da produção a partir do milho no Brasil foi bem superior à produção americana, devido à utilização de biomassa para geração de energia. Ao aumentar a produção de etanol de milho nos processos integrados, aumentou-se quase todos os impactos ambientais, menos nas categorias de formação de oxidantes fotoquímicos e uso da terra.
Alcantara et al., 2019	Experimental	Realizou a fermentação alcoólica simultânea de melaço de cana com caldo de milho utilizando a levedura CAT-1.	Determinou que a fermentação do caldo de milho com CAT-1 (desenvolvida para cana) reduziu o rendimento de etanol. Porém uma mistura 50% melaço, 50% caldo de milho obteve performance semelhante à fermentação de melaço puro, inclusive com concentração de etanol no vinho produzido um pouco maior.

Tabela 2.9. Síntese dos estudos feitos sobre a produção de etanol a partir da cana-de-açúcar e do milho (Continuação).

Autores	Tipo de análise	Descrição do trabalho	Principais conclusões
Sumikawa e Lima (2021)	Técnica e econômica	O trabalho avaliou a integração do milho a destilarias de cana existentes para produção incremental de etanol na entressafra da cana. A simulação do processo foi feita em Aspen Plus e uma análise de custos também foi feita para se estimar a viabilidade técnico-econômica da integração.	Foi encontrado um período de retorno de 4 anos para o investimento necessário para a integração do milho. Receitas adicionais de \$666 mil por ano foram estimadas devido ao aumento de 50% na produção do etanol. A integração também oferece benefícios sociais e ambientais como: a ampliação do tempo de funcionamento das destilarias autônomas e potencial redução no preço do etanol, reduzindo dependência nos combustíveis fósseis.
Sica et al. (2021)	Experimental e técnica	Caldo de cana ( <i>energy cane</i> ) clarificado foi acrescentado ao milho moído antes da etapa de cocção. Comparou-se três cenários: fermentação do caldo de cana e do milho sem e com a mistura com o caldo. Métodos analíticos foram usados para determinar a viabilidade das leveduras, concentração de etanol e rendimento da fermentação.	A eficiência da fermentação da pasta do milho aumentou em 4,8% quando o caldo de cana foi adicionado ao milho moído ao providenciar nutrientes que estimulam o crescimento e desempenho das leveduras. Além disso, acrescentar o caldo de cana ao milho traz vantagens relativas aos açúcares adicionais vindos do caldo que podem reduzir a quantidade de milho usada na usina de etanol e à substituição da água usada na etapa de diluição do milho.
Ziero et al. (2021)	SWOT e estratégica	O trabalho avaliou o prospecto tecnológico e potencial de mercado da bio-energia e bio-produtos geradas a partir do milho do Estado do Mato Grosso. Análises SWOT e de <i>Foresight</i> estratégica foram feitas para o cenário atual de produção de etanol e cenário alternativo com base em projeções futuras até 2030.	A produção de bio-energia com etanol de milho tem significativo potencial para gerar renda e empregos no Mato Grosso e o cenário é promissor no médio e longo prazo, devido ao mercado do milho, ou estado da arte das usinas <i>flex</i> , ao aumento da produção de etanol em usinas <i>flex</i> ou <i>full</i> , à redução em emissões para o ar e água da produção do etanol de milho, e à redução e intensificação da área de pecuária com a expansão da agricultura de soja e milho. O sistema rodoviário atual deve ter um bom desempenho logístico, mas investimentos federais em melhorias ou outros modais serão necessários no futuro.

Tabela 2.9. Síntese dos estudos feitos sobre a produção de etanol a partir da cana-de-açúcar e do milho (Continuação).

Autores	Tipo de análise	Descrição do trabalho	Principais conclusões
Souza et al. (2021)	Estratégica e revisão da literatura	O estudo comparou diferentes oportunidades de integrações de bio-energia e pecuária no sentido de mitigar impactos ambientais, enquanto se expande a área de cultivo de culturas energéticas e se intensificam as práticas de pecuária. Foram considerados sistemas de integração de pecuária com produção de etanol de cana, etanol de cana e milho ( <i>flex</i> ), biodiesel de soja e etanol de cana, e etanol apenas com milho ( <i>full</i> ).	As integrações de bio-energia e pecuária podem ser tecnologicamente viáveis e têm potencial de mitigar emissões de gases do efeito estufa e suprir a demanda futura de energia, podendo chegar ao nível projetado pelo RenovaBio para 2030 de expansão de bio-combustíveis usando menos de 20% da área disponível para a expansão. As principais regiões para essa expansão são os estados do Centro-Oeste, São Paulo, Minas Gerais e Paraná. Algumas barreiras à implementação desse sistema de produção são a complexidade operacional, conhecimento técnico específico e necessidade de incentivos financeiros. Há potencial para se explorar outras integrações, como codigestão de resíduos, usinas <i>flex</i> de cana junto com plantas de biodiesel e inclusão de culturas alternativas.
Tena et al. (2022)	Técnica e econômica	O objetivo do estudo foi avaliar o potencial técnico e econômico de se produzir bio-energia pela digestão anaeróbica dos resíduos de uma usina <i>flex</i> de etanol: vinhaça da cana e <i>stillage</i> do milho. Foram feitas análises econômicas de rentabilidade e sensibilidade e análise ambiental de potencial de aquecimento global.	A utilização do biogás gerado pela digestão dos resíduos de uma planta <i>flex</i> típica no Mato Grosso mostrou-se promissora para aplicação e seria o suficiente para suprir 0,2 e 0,1% das demandas por eletricidade e energia térmica do estado, respectivamente. Financeiramente, a medida tem valor presente líquido positivo e uma taxa interna de retorno de 87% e <i>pay-back time</i> de 0,7 ano. Os resíduos da usina <i>flex</i> podem ser viavelmente reaproveitados utilizando-se uma tecnologia barata e bem consolidada.

Os estudos apresentados na Tabela 2.9 demonstram o crescente interesse no processo de produção de etanol de milho no Brasil, principalmente no processo *flex* integrado, anexado a uma destilaria autônoma (Souza et al., 2010; Goldsmith et al., 2010, Milanez et al., 2014; Nogueira et al., 2014; Iglesias e Sesmero, 2015; Donke et al., 2017; Sumikawa e Lima, 2021; Ziero et al., 2021; Souza et al., 2021; Tena et al., 2022). Dentre estes trabalhos, apenas Iglesias e Sesmero (2015) realizaram uma análise econômica que leva em consideração o valor do dinheiro no tempo. Entretanto, a área do estudo era em Uberaba, no interior de São Paulo, e não na região Centro-Oeste, onde está concentrada a produção de etanol de milho no Brasil (Figura 2.12). Dentre os estudos que realizaram análises ambientais (Milanez et al., 2014; Nogueira et al., 2014; Donke et al., 2017), o foco foi no cálculo de impactos relacionados à demanda por energia (Milanez et al., 2014; Nogueira et al., 2014) ou exergia (Nogueira et al., 2014) no ciclo de vida do processo, da razão de bioenergia disponibilizada por energia fóssil consumida (Milanez et al., 2014; Donke et al., 2017) e do potencial de mudança climática (Milanez et al., 2014). Apenas Donke et al. (2017) calcularam impacto em outras categorias, dentre elas, acidificação terrestre, ocupação da terra e ecotoxicidade, a partir de dados industriais.

Assim, a contribuição deste trabalho foi produzir um primeiro estudo na área de engenharia de sistemas e processos sobre as usinas *flex*, abordando os aspectos técnicos, econômicos e ambientais através da simulação rigorosa do processo, análises econômica, de sensibilidade e de risco que consideram o valor do dinheiro no tempo e avaliação do ciclo de vida de várias categorias de impacto (mencionadas na seção 1.2.1).

### **3. MÉTODOS**

O estudo dos processos considerados neste trabalho foi realizado através da modelagem e simulação de processos (seção 3.1), análise econômica, de sensibilidade e de risco (seção 3.2) e análise ambiental (seção 3.3).

#### **3.1. Simulação**

A simulação de todos os processos propostos, que inclui tanto a destilaria autônoma usada como base para implementação da usina *flex*, como os diferentes cenários para a usina *flex*, foi realizada no simulador de processos Aspen Plus (seção 3.1.2 para destilaria autônoma e 3.1.5 para usina *flex*). As etapas de fermentação para o etanol de cana-de-açúcar e fermentação e hidrólise para o etanol de milho, foram modeladas com base em modelos cinéticos de saturação do substrato e simuladas em planilhas eletrônicas para dimensionamento das dornas e planejamento da ocupação das mesmas (seções 3.1.3 para destilaria autônoma e 3.1.4 para usina *flex*).

##### **3.1.1. Simulador Aspen Plus**

O simulador de processos Aspen Plus foi utilizado para simulação de todos os processos propostos, tanto a destilaria autônoma usada como base para implementação da usina *flex*, como os diferentes cenários para a usina *flex*. Esse simulador utiliza um regime sequencial-modular para a convergência de fluxogramas, no qual os fluxos de saída e os resultados de cada operação unitária (blocos) são calculados individualmente, com base nas condições dos fluxos de entrada e especificações de cada bloco, seguindo-se a sequência do fluxograma, e os ciclos são calculados iterativamente (Evans et al., 1979). O simulador conta com uma extensa base de dados de modelos termodinâmicos e propriedades de componentes. Os componentes não presentes na base de dados do simulador foram inseridos pelo usuário. O trabalho de Wooley

& Putsche (1996) apresenta dados de propriedades físicas de componentes comumente presentes na produção de biocombustíveis.

### 3.1.2. Simulação da destilaria autônoma no Aspen Plus

Nesta seção apresentam-se os métodos e informações de processos usados para simulação da destilaria autônoma no Aspen Plus.

#### 3.1.2.1. Componentes simulados e método empregado

Os componentes simulados no Aspen Plus dividem-se em duas classes: os convencionais, que são componentes com composição molecular fixa que participam do equilíbrio líquido-vapor (ELV), e os sólidos, que são componentes presentes na fase sólida, com composição molecular fixa que podem ou não participar do ELV. No caso deste trabalho, considerou-se que os componentes sólidos são inertes, ou seja, não se dissolvem na fase líquida, nem evaporam e, portanto, não participam do ELV. Os componentes convencionais são especificados na subcorrente “MIXED” do simulador, enquanto os sólidos inertes são especificados na subcorrente “CISOLID”. As Tabelas 3.1 e 3.2 apresentam os componentes simulados em cada uma das subcorrentes.

Tabela 3.1. Componentes convencionais simulados no Aspen Plus.

Nome	Fórmula	Nome	Fórmula
Água	H <sub>2</sub> O	Glicerol	C <sub>3</sub> H <sub>8</sub> O <sub>3</sub>
Sacarose	C <sub>12</sub> H <sub>22</sub> O <sub>11</sub>	Monoetilenoglicol (MEG)	C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub>
Glicose	C <sub>6</sub> H <sub>12</sub> O <sub>6</sub>	Ácido sulfúrico	H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>
Etanol	C <sub>2</sub> H <sub>5</sub> OH	Ácido fosfórico	H <sub>3</sub> PO <sub>4</sub>
Dióxido de carbono	CO <sub>2</sub>	Sais (Cloreto de potássio)	KCl
Oxigênio	O <sub>2</sub>	Ácidos orgânicos (Ácido aconítico)	C <sub>6</sub> H <sub>6</sub> O <sub>6</sub>
Nitrogênio	N <sub>2</sub>	Hidróxido de cálcio	Ca(OH) <sub>2</sub>
Amônia	NH <sub>3</sub>	Hidrogênio	H <sub>2</sub>
Ácido acético	C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> O <sub>2</sub>		

Fonte: autoria própria.

Dos componentes apresentados na Tabela 3.1, água, sacarose, glicose, sais e ácidos orgânicos estão presentes na cana-de-açúcar que é alimentada ao processo (composição simulada mostrada na Tabela 3.3). Etanol, ácido acético e glicerol são produtos da fermentação. Dióxido de carbono é produto da fermentação e também da combustão do bagaço. Oxigênio e nitrogênio representam os componentes do ar alimentado às caldeiras para queimar o bagaço. Amônia é incluída como fonte de nitrogênio para crescimento celular durante a fermentação e hidrogênio para aproximar o balanço de prótons (H+) durante a fermentação, uma vez que o simulador não possui íons em sua base de dados. MEG é usado como solvente na desidratação extrativa do etanol hidratado. Ácido sulfúrico é empregado para tratamento do creme de leveduras, e o ácido fosfórico é usado na calagem do caldo de cana, reagindo com hidróxido de cálcio para sedimentar fosfato de cálcio (Ca<sub>3</sub>(PO<sub>4</sub>)<sub>2</sub>).

Tabela 3.2. Componentes sólidos simulados no Aspen Plus.

<b>Nome</b>	<b>Fórmula</b>	<b>Nome</b>	<b>Fórmula</b>
Cinzas (Óxido de potássio)	K <sub>2</sub> O	Hemicelulose (ácido glutárico)	C <sub>5</sub> H <sub>8</sub> O <sub>4</sub>
Óxido de cálcio	CaO	Lignina	C <sub>10</sub> O <sub>3.9</sub> H <sub>11.6</sub>
Fosfato de cálcio	Ca <sub>3</sub> (PO <sub>4</sub> ) <sub>2</sub>	Levedura	CH <sub>1.74</sub> O <sub>0.6</sub> N <sub>0.12</sub>
Celulose	C <sub>6</sub> H <sub>10</sub> O <sub>5</sub>		

Fonte: Bonomi et al. (2012); Stanmore (2010) e Dias (2008).

Dos componentes apresentados na Tabela 3.2, cinzas, celulose, hemicelulose e lignina representam a fibra presente na cana-de-açúcar alimentada ao processo, e também são componentes da palha (Tabela 3.4). A fórmula da lignina foi obtida dos trabalhos de Bonomi et al. (2012) e Stanmore (2010). Óxido de cálcio é misturado à água para produzir hidróxido de cálcio (Ca(OH)<sub>2</sub>) na etapa de pré-calagem. O componente “Levedura” representa a massa úmida (70% de água) de células do micro-organismo que realiza a fermentação. Sua composição foi retirada do trabalho de Dias (2008).

Tabela 3.3. Composição (fração mássica) da cana-de-açúcar adotada na simulação.

<b>Subcorrente “MIXED” – caldo</b>		<b>Subcorrente “CISOLID” – fibra</b>	
Água	0,8030	Celulose	0,4557
Sacarose	0,1613	Hemicelulose	0,2692
Glicose	0,0150	Lignina	0,2441
Sais	0,0132	Cinzas	0,0390
Ácidos orgânicos	0,0075		

Fonte: Rocha et al. (2010).

As frações mássicas apresentadas na Tabela 3.3 foram obtidas com base no trabalho de Rocha et al. (2010), e adicionando-se 0,75% de ácidos orgânicos no caldo de cana (Fermentec, 2012). De acordo com a composição apresentada por Rocha et al. (2010), a fibra representa 13,65% em massa da cana-de-açúcar. A base assumida para a quantidade de cana-de-açúcar processada foi de  $4 \times 10^6$  toneladas por safra, para uma safra de 200 dias.

A palha que é colhida junto com a cana representa as impurezas vegetais. Segundo dados do Finguerut (2014), para cana-de-açúcar crua colhida mecanicamente, o percentual mássico de impurezas vegetais é de 7,5%. A Tabela 3.4 apresenta a composição da palha considerada na simulação (Bonomi et al., 2012).

Tabela 3.4. Composição (fração mássica) da palha simulada.

<b>Componente</b>	<b>Fração mássica</b>
Celulose	0,4605
Hemicelulose	0,2720
Lignina	0,2467
Cinzas	0,0208

Fonte: Bonomi et al. (2012).

Dois dos componentes sólidos simulados (lignina e levedura) não estavam presentes na base de dados do simulador e, portanto, houve a necessidade de inserir algumas propriedades físicas, como massa molecular, entalpia sólida padrão de formação (a 25 °C), volume molar sólido, e capacidade calorífica sólida. Após selecionar o método empregado na simulação (mencionado adiante), observou-se que para os demais componentes sólidos algumas dessas propriedades não estavam presentes nas bases de dados do simulador, devendo ser inseridas

pelo usuário. A Tabela 3.5 apresenta as propriedades constantes inseridas pelo usuário e a Tabela 3.6 apresenta as propriedades dependentes da temperatura (capacidade calorífica apenas).

Tabela 3.5. Propriedades constantes inseridas pelo usuário para os componentes sólidos.

<b>Componente</b>	<b>Massa molecular</b>	<b>Volume molar sólido (m<sup>3</sup>/kmol)</b>	<b>Entalpia sólida de formação a 25 °C (J/kmol)</b>
Cinzas	Presente no simulador	0,0406	Presente no simulador
Celulose		0,1081	-957.600.000
Hemicelulose		0,0881	-762.900.000
Lignina	194,189	0,1295	-346.000.000
Leveduras	25,044	0,0218	-135.700.000

Fonte: calculado com dados de Domalski et al. (1987) e Liley et al. (1997).

As massas moleculares para lignina e levedura foram obtidas com base nas fórmulas moleculares apresentadas na Tabela 3.2. Os volumes molares para celulose, hemicelulose, lignina e leveduras foram obtidos com base em dados de Wooley & Putsche (1996) e Stanmore (2010). Para a levedura, corrigiu-se o volume molar assumindo 70% em massa de água. Para o componente cinzas, o volume molar foi obtido de Liley et al. (1997) para K<sub>2</sub>O (gravidade específica de 2,32). As entalpias sólidas de formação foram calculadas com base nos calores de combustão de cada componente, como sugerido por Wooley & Putsche (1996). Os calores de combustão foram determinados com base em correlações empíricas (dadas em função da composição mássica da biomassa) disponíveis em Domalski et al. (1987) e Stanmore (2010) para a lignina.

Tabela 3.6. Capacidade calorífica sólida (em J/kmol/K) inseridas pelo usuário.

<b>Parâmetro</b>	<b>Celulose</b>	<b>Hemicelulose</b>	<b>Lignina</b>	<b>Levedura</b>	<b>Cinzas</b>
A <sub>1</sub> (J/kmol/K)	-11.965	-9.529	49.829	34.345	72.551
A <sub>2</sub> (J/kmol/K <sup>2</sup> )	671,24	546,94	625,29	0	41,391
A <sub>3</sub> (J/kmol/K <sup>3</sup> )	0	0	0	0	$-7.285 \times 10^{-4}$
A <sub>4</sub> (J/kmol/K <sup>4</sup> )	0	0	0	0	$2.186 \times 10^{-7}$
T <sub>min</sub> (K)	298,15	298,15	298,15	--	298,15
T <sub>max</sub> (K)	1.000	1.000	1.000	--	2.000

Fonte: calculado com dados de Domalski et al. (1987); Hurst & Harrison (1992); NIST (2018).

A capacidade calorífica sólida de cada componente “i” é dada pela expansão polinomial apresentada na Eq. (3.1):

$$C_{p,i}^{*S} = A_{1,i} + A_{2,i}T + A_{3,i}T^2 + A_{4,i}T^3 \quad \text{para } T_{\min} \ll T \ll T_{\max} \quad \text{Eq. (3.1)}$$

Os parâmetros para celulose, hemicelulose e lignina foram obtidos nas correlações empíricas apresentadas em Domalski et al. (1987). Para levedura, a capacidade calorífica foi determinada usando a regra de Kopp, com contribuições elementais disponíveis em Hurst & Harrison (1992). Para cinzas, a correlação para capacidade calorífica foi obtida em NIST (2018).

O método termodinâmico selecionado no simulador foi o NRTL (*Non-random two liquid*), que é um modelo de composição local para cálculo do coeficiente de atividade da fase líquida. Esse modelo assume que as interações entre moléculas de uma mesma espécie e entre moléculas de espécies distintas são diferentes, ocasionando a formação de gradientes locais de composição. Tal modelo é usualmente empregado para sistemas polares, como água e etanol. A seleção de um método no Aspen Plus traz consigo a pré-seleção de uma série de modelos para cálculo de propriedades termodinâmicas e de transporte, dos componentes puros e de misturas. Essas propriedades são calculadas com base nos parâmetros dos modelos pré-selecionados disponíveis nas bases de dados do simulador.

Para alguns dos pares de componentes simulados não havia nas bases de dados do simulador parâmetros de interação binária para o modelo NRTL. Então, selecionou-se a opção de estimar o valor desses parâmetros usando o modelo semi-empírico de contribuição de grupos, UNIFAC. Vale ressaltar que para os principais pares de componentes que participam do ELV, como etanol-água, etanol-MEG, MEG-água, água-sacarose e água-glicose, os parâmetros de interação binários para o modelo NRTL estavam disponíveis na base de dados do simulador, e comparação com dados experimentais (diagramas T-x-y, T-x ou x-y), retirados do NIST Thermodynamic Engine (TDE), resultou em diferenças percentuais satisfatórias (menores de 3% para todos os casos).

A Figura 3.1 mostra um diagrama de blocos do processo implementado no Aspen Plus, baseado no trabalho de Souza (2021). As etapas foram divididas em blocos hierárquicos que melhoram a organização e a convergência do fluxograma. A Tabela 3.7 descreve cada bloco hierárquico e a Tabela 3.8 descreve as correntes mostradas na Figura 3.1. Nas próximas seções são apresentadas mais informações sobre os processos implementados em cada bloco hierárquico, baseado no trabalho de Souza (2021) e nas referências citadas em cada seção.

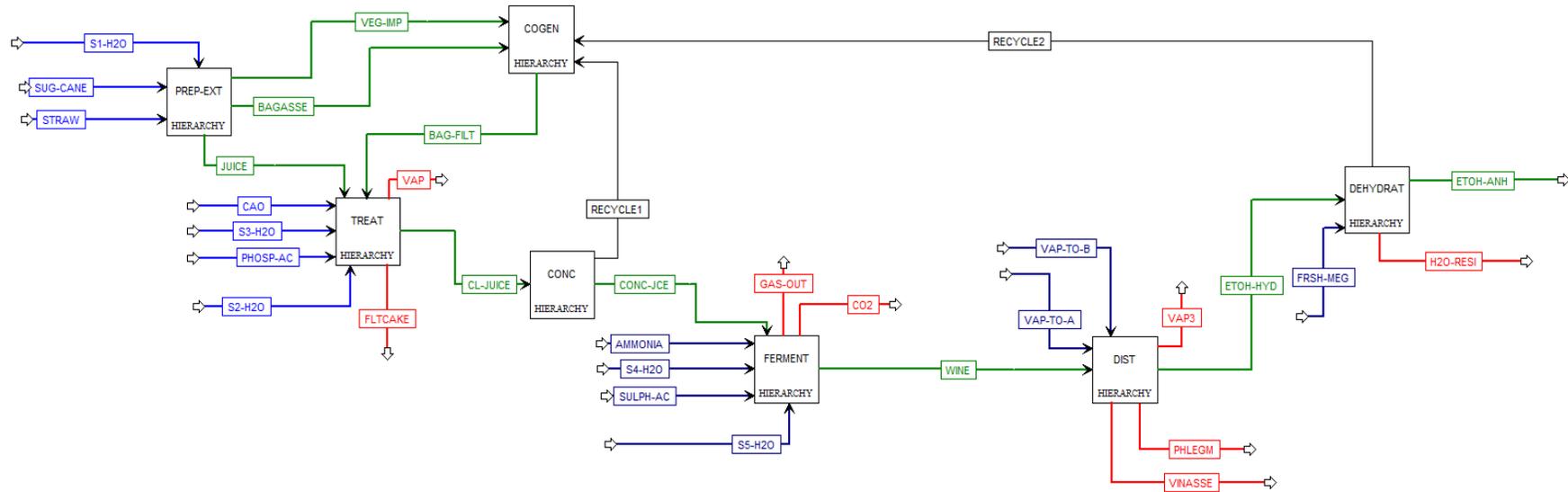


Figura 3.1. Fluxograma da destilaria autônoma implementada no simulador de processos Aspen Plus. Fonte: baseado em Souza (2021).

Tabela 3.7. Descrição das etapas representadas nos blocos hierárquicos da Figura 3.1.

<b>Bloco</b>	<b>Descrição</b>
PREP-EXT	Recepção e preparação (limpeza a seco para remoção de impurezas vegetais – palha) da cana-de-açúcar, e extração do caldo de cana (separação entre caldo e bagaço).
TREAT	Tratamento do caldo sujo extraído no bloco PREP-EXT, passando pelas seguintes etapas: calagem, flasheamento, decantação e filtração.
CONC	Concentração do caldo limpo obtido no bloco TREAT por meio da evaporação de parte da água presente no caldo. Vapor de escape de 2,5 bar, obtido no bloco COGEN, é usado como fonte de calor indireta para a evaporação, produzido vapor vegetal de 1,7 bar.
FERMENT	Fermentação do caldo concentrado obtido no bloco CONC. O vinho obtido é delevedurado, o creme de levedura é tratado e reciclado, e o vinho delevedurado segue para a destilação.
DIST	Destilação do vinho delevedurado obtido no bloco FERMENT até uma concentração de etanol de 93,6% em massa, produzindo etanol hidratado. Vapor vegetal de 1,7 bar, obtido no bloco CONC, é usado como fonte direta de calor (borbotagem) no fundo das colunas A e BB1.
DEHYDRAT	Desidratação do etanol hidratado até uma concentração de etanol de 99,3% em massa, produzindo etanol anidro. Vapor de escape de 10 bar, obtido no bloco COGEN, é usado como fonte indireta de calor nos revedores das colunas de extração e recuperação de MEG.
COGEN	Cogeração de eletricidade e vapor a partir da queima do bagaço e da palha obtidos no bloco PREP-EXT, empregando-se uma caldeira de 67 bar e três conjuntos de turbinas: dois conjuntos de turbinas de contrapressão, um expandindo vapor até 10 bar e outro até 2,5 bar, e um conjunto de turbinas de condensação, expandindo vapor até condições subatmosféricas (0,11 bar).

Fonte: autoria própria.

Vale ressaltar que algumas correntes que conectam diferentes blocos do fluxograma, como a corrente de vapor de 2,5 bar que é gerado na cogeração (COGEN) e usado na concentração (CONC), não são mostrados na Figura 3.1. Outras correntes que conectam blocos distintos mas que não são mostradas na Figura 3.1 são: correntes de vapor 1,7 bar gerado no bloco CONC e enviada para o bloco DIST (na Figura 3.1 estão visíveis apenas as correntes que entram no bloco DIST, VAP-TO-A e VAP-TO-B); corrente de vapor de 10 bar gerado no bloco COGEN e usado no bloco DEHYDRAT; corrente de água de embebição usada no bloco PREP-EXT (corrente S1-H2O), que é gerada no bloco CONC por meio da condensação do vapor 1,7

bar excedente (não enviado para destilação) mais água de captação; e correntes de água para pré-calagem e filtração usadas no bloco TREAT (S2-H2O e S3-H2O), ambas geradas no bloco CONC por meio da condensação do vapor 1,7 bar excedente.

Cada uma dessas correntes foi implementada em duplicada no simulador, uma para cada bloco na qual elas ocorrem, e as vazões ajustadas por *design spec* para que fossem iguais. Isso facilita a convergência do fluxograma, pois elimina a criação de *tears*, que são correntes que necessitam de um processo iterativo para convergirem. Essa técnica foi usada para correntes que possuem apenas um componente, como as que representam vapor d'água e seus condensados.

Tabela 3.8. Descrição das correntes apresentadas na Figura 3.1.

<b>Corrente</b>	<b>Descrição</b>
S1-H2O	Água de embebição para extração do caldo de cana. Adicionada na proporção de 280 kg/TC (Bonomi et al. 2012).
SUG-CANE	Cana-de-açúcar que é alimentada ao processo, com vazão de 833.333 kg/h e composição apresentada na Tabela 3.3.
STRAW	Palha que é alimentada ao processo como impureza vegetal, na proporção de 75 kg/TC (Finguerut, 2014) e composição apresentada na Tabela 3.4.
JUICE	Caldo sujo que é extraído da cana nas moendas e segue para as etapas de tratamento. Contém 96% dos componentes solúveis (sacarose, glicose, sais e ácidos orgânicos) e 2% dos componentes sólidos (cinzas, celulose, hemicelulose, lignina) presentes na cana (Palacios-Bereche et al., 2013).
BAGASSE	Bagaço obtido após a etapa de extração do caldo sujo, com umidade de 50%. Contém 98% dos componentes sólidos e 4% dos componentes solúveis presentes na cana (Palacios-Bereche et al., 2013).
VEG-IMP	Impurezas vegetais que são removidas da cana antes da extração pelo sistema de limpeza a seco, na proporção de 65% (Longati, 2018). Segue para a cogeração.
BAG-FILT	Porção do bagaço enviado para cogeração que é separado e enviado para o filtro na etapa de tratamento do caldo. A proporção é de 6 kg/TC (Bonomi et al., 2012).
CAO	Óxido de cálcio adicionado na proporção de 0,5 kg/TC (Palacios-Bereche et al., 2013) ao reator de pré-calagem.
S3-H2O	Água adicionada ao reator de pré-calagem para produzir uma solução de hidróxido de cálcio com fração mássica de 0,047 (Bonomi et al., 2012).

Tabela 3.8. Descrição das correntes apresentadas na Figura 3.1 (Continuada).

<b>Corrente</b>	<b>Descrição</b>
PHOSP-AC	Ácido fosfórico adicionado ao reator de calagem para precipitar fosfato de cálcio. A quantidade de ácido alimentada é ajustada para que esteja em proporção estequiométrica em relação à quantidade de hidróxido de cálcio na reação.
S2-H2O	Água de lavagem adicionada ao filtro na proporção de 60 kg/TC (Bonomi et al., 2012).
VAP	Corrente gasosa obtida durante o flasheamento do caldo calado.
FLTCAKE	Torta de filtro produzida na filtração do lodo produzido na decantação. Representa um resíduo do processo.
CL-JUICE	Caldo limpo obtido durante a decantação, que segue para concentração.
RECYCLE1	Condensado do vapor 2,5 bar usado na concentração do caldo que retorna para a etapa de cogeração.
CONC-JCE	Caldo concentrado (22 °Brix) obtido na etapa de concentração e enviado para a fermentação.
AMMONIA	Corrente fictícia de amônia alimentada à etapa de fermentação para permitir crescimento celular, pois as células possuem nitrogênio em sua composição e nenhum outro composto presente nas simulações e que participa das reações de fermentação contém nitrogênio.
S4-H2O	Corrente de água adicionada à temperatura ambiente ao tanque de tratamento de leveduras numa vazão ajustada para que a concentração de células no pé-de-cuba seja de 30% em massa (Dias, 2008).
SULPH-AC	Corrente de ácido sulfúrico adicionada à temperatura ambiente ao tanque de tratamento de leveduras numa proporção em massa de 0,7% de ácido para etanol presente no creme de leveduras (Bonomi et al., 2012).
S5-H2O	Corrente de água adicionada à temperatura ambiente à coluna de absorção (para recuperação do etanol que é arrastado pelo CO <sub>2</sub> para a fase vapor durante a fermentação) numa vazão ajustada para que a fração mássica de etanol na corrente recuperada seja de 0,03 (Bonomi et al., 2012).
GAS-OUT	Corrente fictícia que remove toda a amônia e todo o gás hidrogênio da corrente que sai da fermentação.
CO2	Corrente gasosa obtida da coluna de absorção, contendo majoritariamente CO <sub>2</sub> . Representa uma emissão do processo.
WINE	Vinho combinado obtido a partir da mistura do vinho de levedurado, porção purgada do creme de levedura, e corrente de etanol recuperada na coluna de absorção. É enviada para a destilação.
VAP-TO-A	Corrente de vapor saturado a 1,7 bar alimentado ao fundo da coluna A. Esse vapor é produzido na etapa de concentração (é parte da água evaporada do caldo para concentrá-lo).
VAP-TO-B	Corrente de vapor saturado a 1,7 bar alimentado ao fundo da coluna BB1. Esse vapor é produzido na etapa de concentração (é parte da água evaporada do caldo para concentrá-lo).

Tabela 3.8. Descrição das correntes apresentadas na Figura 3.1 (Continuada).

<b>Corrente</b>	<b>Descrição</b>
VAP3	Corrente gasosa produzida durante flasheamento do produto de topo da coluna D. Representa uma emissão do processo (contém majoritariamente CO <sub>2</sub> ).
ETOH-HYD	Corrente de etanol hidratado produzido no topo da coluna BB1. Segue para a etapa de desidratação.
PHLEGM	Corrente de flegmaça obtida no fundo da coluna BB1, contendo 0,02% em massa de etanol (Dias, 2008). Representa um resíduo do processo.
VINASSE	Corrente de vinhaça obtida no fundo da coluna A, contendo 0,02% em massa de etanol, Dias (2008). Representa um resíduo do processo.
FRSH-MEG	Corrente de reposição de MEG alimentada à temperatura ambiente à coluna de extração. A maior parte do MEG alimentado à coluna de extração é recuperado na coluna de recuperação e reciclado.
RECYCLE2	Condensado de vapor 10 bar usado nos refeedores das colunas de extração e recuperação, que é reciclado para a etapa de cogeração.
ETOH-ANH	Etanol anidro obtido no topo da coluna de extração. É o produto final do processo.
H2O-RESI	Água residual, contendo 0,3% em massa de MEG (Gil et al., 2014), obtida no topo da coluna de recuperação. Representa um resíduo do processo.

Fonte: autoria própria.

Nas próximas seções apresenta-se uma descrição mais detalhada de cada etapa do processo (representadas pelos diferentes blocos mostrados no fluxograma da Figura 3.1).

### **3.1.2.2. Preparação, limpeza e extração (PREP-EXT)**

Nesta etapa, as correntes definidas pelo usuário SUG-CANE e STRAW (Tabela 3.8), que representam a cana-de-açúcar e palha (impureza vegetal) alimentadas ao processo (a 28 °C e 1 bar, com as composições mostradas nas Tabelas 3.3 e 3.4, respectivamente), são misturadas no bloco RECEP (Mix), produzindo a corrente que representa a cana-de-açúcar total, TOT-CANE. Essa corrente segue para o bloco DRYCLEAN (Sep), onde se especifica a remoção de 65% de toda a palha presente na corrente TOT-CANE para a corrente VEG-IMP (Longati, 2018). O restante sai na corrente CLE-CANE, que segue para o bloco EXTRACT (Sep), onde é adicionada também água de embebição a 60 °C (IMB-H2O). Este bloco produz duas correntes, caldo sujo (JUICE) e bagaço (BAGASSE). Estabelece-se a perda de 4% dos

componentes solúveis (glicose, sacarose, sais e ácidos orgânicos) para o bagaço, que contém 98% do total dos componentes sólidos (cinzas, celulose, hemicelulose e lignina) (Palacios-Bereche et al., 2013). A quantidade de água de embebição que sai no bagaço é ajustada por meio de *design spec* de tal forma que a umidade do bagaço seja de 50% em massa. A Figura 3.2 apresenta um diagrama do fluxograma implementado no bloco hierárquico PREP-EXT.

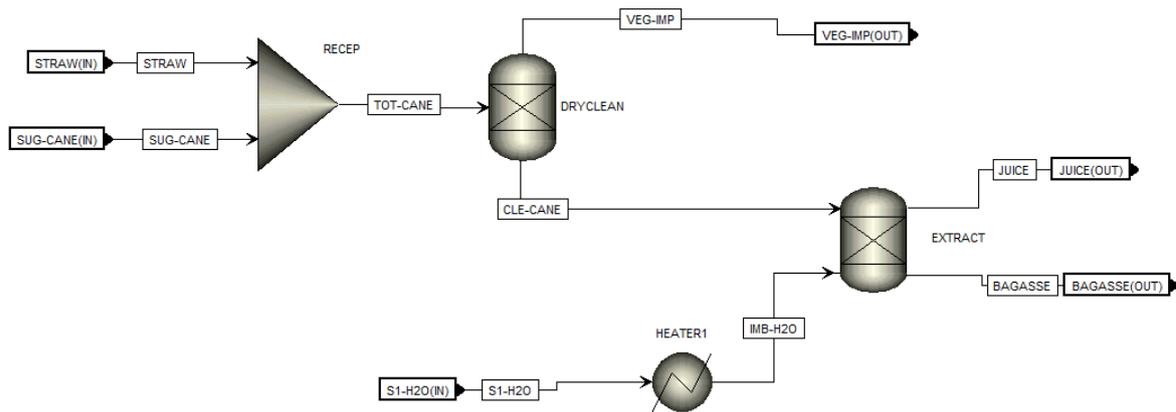


Figura 3.2. Fluxograma do processo implementado no bloco hierárquico PREP-EXT. Fonte: baseado em Souza (2021).

A corrente S1-H2O está à temperatura ambiente (28 °C) e é aquecida no bloco HEATER1 (Heater) até 60 °C. No bloco hierárquico CONC (seção 3.1.2.4), uma parte do condensado do vapor de 1,7 bar é resfriado até 60 °C para ser usado como água de embebição (corrente CONC.S1-H2O-1). Ainda no bloco CONC, é recalculada a quantidade de água à temperatura ambiente que precisa ser captada e aquecida até 60 °C para ser usada como água de embebição (corrente CONC.S1-H2O-2). Dessa forma, quando se utiliza parte do condensado do vapor de 1,7 bar como fonte para a água de embebição, não se deve considerar o calor trocado no bloco PREP-EXT.HEATER1 (para fins de dimensionamento do equipamento), e sim os calores trocados nos blocos CONC.H-60C-2 e CONC.H-TO-60C (mostrados na seção 3.1.2.4).

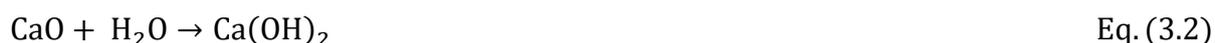
A Tabela 3.9 sumariza os dados de processos utilizados na simulação.

Tabela 3.9. Dados de processos implementados no bloco PREP-EXT.

<b>Dado</b>	<b>Valor</b>	<b>Referência</b>
Eficiência da limpeza a seco, % m/m	65	Longati (2018)
Temperatura da água de embebição, °C	60	Dias (2008)
Adição de água de embebição, kg/TC	280	Bonomi et al. (2012)
Perda de solúveis no bagaço, % m/m	4	Palacios-Bereche et al. (2013)
Sólidos no caldo extraído, % m/m	2	Palacios-Bereche et al. (2013)
Umidade do bagaço, % m/m	50	Bonomi et al. (2012)

### 3.1.2.3. Tratamento do caldo (TREAT)

A Figura 3.3 mostra o fluxograma implementado no bloco hierárquico TREAT. Para o tratamento, óxido de cálcio (corrente CAO) é alimentado ao reator de pré-calagem (bloco RStoic PRE-LIME) numa proporção de 0,5 kg/TC (Palacios-Bereche et al, 2013). Também é adicionada ao reator água (corrente S3-H2O) a 40 °C, numa vazão em excesso suficiente para que a fração mássica de hidróxido de cálcio produzido seja de 0,047 (Bonomi et al., 2012). Nesse bloco ocorre a seguinte reação (assume-se completa a 40°C):



A corrente produzida pelo bloco PRE-LIME, LIME, é misturada à corrente PHOSP-JUC, que representa o caldo fosfatado (mistura do caldo sujo, JUICE, solução de ácido fosfórico, PHOSP-AC, e filtrado reciclado, FILTRATE), produzindo a corrente TO-HT1. A corrente TO-HT1 é aquecida até 70 °C no bloco HEATER1 e alimentada ao bloco LIMING (RStoic), onde ocorre a reação de calagem a 70 °C e 1 bar:



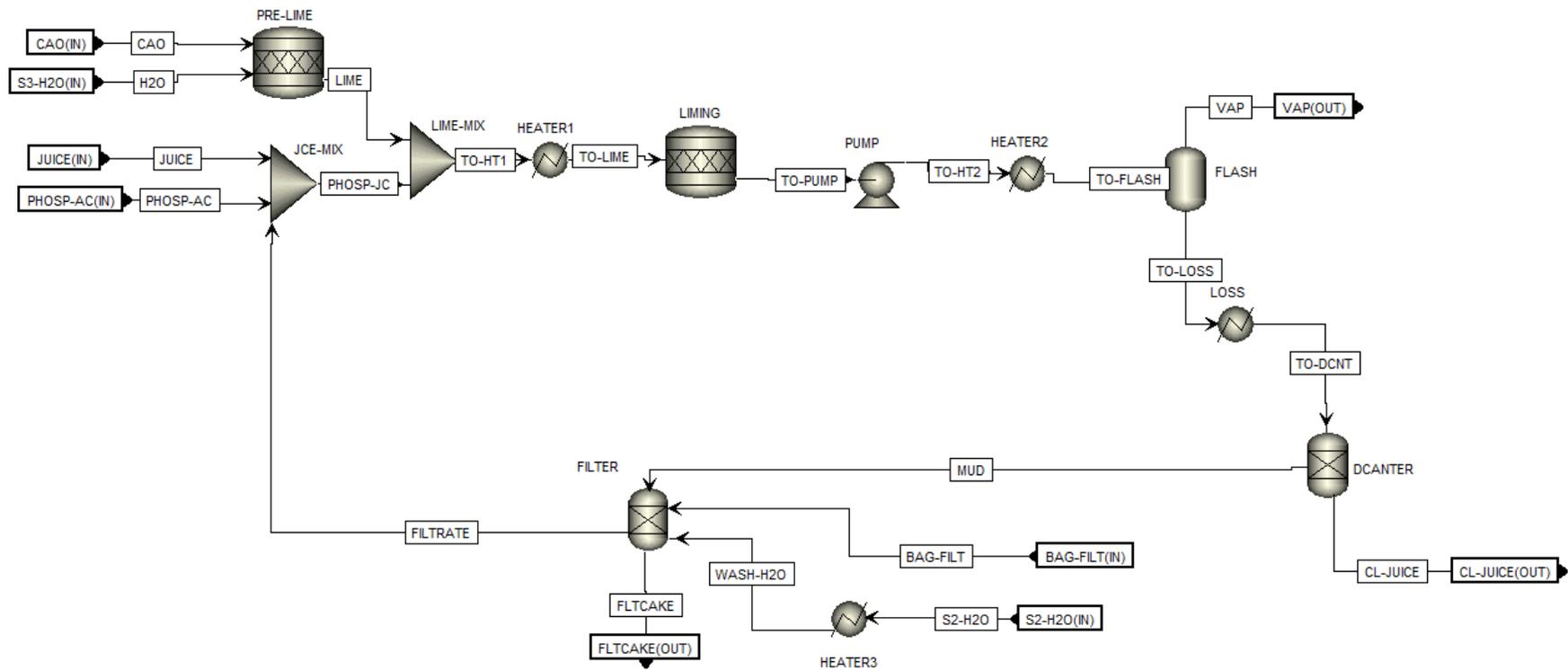


Figura 3.3. Fluxograma do processo implementado no bloco hierárquico TREAT. Fonte: baseado em Souza (2021).

Especifica-se no bloco LIMING a conversão completa do hidróxido de cálcio. A vazão da corrente PHOSP-AC (contendo 85% em massa de ácido fosfórico) é ajustada de tal forma que a vazão de ácido seja suficiente para reagir estequiometricamente com o hidróxido de cálcio.

A corrente TO-PUMP que sai do reator LIMING é bombeada para 2,5 bar no bloco PUMP e depois aquecida até 105 °C no bloco HEATER2 (através da integração energética proposta no Apêndice A), produzindo a corrente TO-FLASH, que segue para o bloco FLASH (Flash2), que opera de forma adiabática a 1 bar. A corrente gasosa produzida no FLASH (VAP) representa uma emissão do processo, e a corrente líquida (TO-LOSS) segue para um trocador de calor hipotético (LOSS), que representa a perda de energia durante o flash, especificando-se a temperatura de saída em 98 °C. A corrente de saída do bloco LOSS, TO-DCNT, segue para o bloco DCANTER (Sep), que representa a decantação do lodo presente no caldo, produzindo uma corrente de caldo limpo (CL-JUICE) e uma corrente de lodo (MUD). As especificações do bloco DCANTER são: perda de 1% em massa dos açúcares (glicose e sacarose) no lodo; 100% dos componentes sólidos saem no lodo (na prática esse valor é de 99,7%); e porcentagem de água que sai na corrente CL-JUICE ajustada por *design spec* para que a concentração em massa de sólidos no lodo seja de 9% (Bonomi et al., 2012).

A corrente do lodo (MUD) segue para o bloco representando a etapa de filtragem (bloco Sep FILTER), onde são produzidas as correntes da torta de filtro (FLTCAKE) e filtrado (FILTRATE). Nesse bloco, adiciona-se também água de filtragem (WASH-H2O) a 90 °C, numa proporção de 60 kg/TC e bagaço (BAG-FILT), numa proporção de 6 kg/TC (Bonomi et al., 2012). No bloco FILTER, especifica-se a remoção de 65% das cinzas, celulose, hemicelulose e lignina na corrente FLTCAKE (Bonomi et al., 2012), 100% dos componentes fosfato de cálcio, ácido fosfórico, ácidos orgânicos e hidróxido de cálcio na corrente FLTCAKE; e 100% de remoção dos sais na corrente FILTRATE. A quantidade de água que

sai na corrente FLTCAKE é ajustada de tal forma que a vazão dessa corrente corresponda à proporção de 40 kg/TC (Bonomi et al., 2012). As quantidades de glicose e sacarose que saem na corrente FLTCAKE são ajustadas de tal forma que a soma de suas frações mássicas nessa corrente corresponda a 0,015 (1,5% de perda) (Bonomi et al., 2012). A corrente FILTRATE é reciclada ao processo.

A Tabela 3.10 sumariza os dados de processos simulados nessa seção.

Tabela 3.10. Dados de processos implementados no bloco TREAT.

<b>Dado</b>	<b>Valor</b>	<b>Referência</b>
Adição de óxido de cálcio, kg/TC	0,5	Palacios-Bereche et al., 2013
Temperatura da pré-calagem, °C	40	
Fração mássica de hidróxido de cálcio obtido na pré-calagem	0,047	Bonomi et al., 2012
Temperatura da calagem, °C		
Pressão de saída da bomba, bar	2,5	Dias, 2008
Temperatura para flash, °C	105	
Temperatura final após perda, °C	98	
Perda de açúcares no lodo, % massa	1	Bonomi et al., 2012
Concentração de sólidos no lodo, % massa	9	
Temperatura da água de filtração, °C	90	
Adição de água de filtração, kg/TC	60	
Adição de bagaço no filtro, kg/TC	6	
Remoção de fibra na torta de filtro, % massa	65	
Produção de torta de filtro, kg/TC	40	
Perda de açúcares na torta de filtro, % massa	1,5	

A água de filtração (a 90 °C) é obtida por meio do resfriamento de parte do condensado do vapor vegetal de 1,7 bar obtido na concentração (como mostrado na próxima seção). As cargas térmicas dos blocos Heater HEATER1 e HEATER2 são usadas na integração energética para dimensionamento da rede de trocadores de calor (Apêndice A).

#### 3.1.2.4. Concentração do caldo (CONC)

O caldo limpo, corrente CL-JUICE produzida no bloco hierárquico TREAT, segue para ser concentrado até uma concentração de 22 °Brix. Essa unidade de medida, que representa a porcentagem em massa de todos os sólidos solúveis no caldo, foi implementada no simulador como sendo 1 (um) menos a fração mássica de água na subcorrente MIXED.

Como mostrado na Figura 3.4, o caldo limpo é inicialmente pressurizado até uma pressão de excesso de 2,5 bar no bloco PUMP1, e essa pressão é posteriormente ajustada pela válvula V1 até a pressão de operação do evaporador, de 1,7 bar. O evaporador é simulado como um bloco HeatX (HX1) seguido de um bloco Flash2 (FLASH1, adiabático e sem queda de pressão). No bloco FLASH1 são obtidas duas correntes, o vapor vegetal (VAP1) e o caldo concentrado (LIQ1/CONC-JCE). O calor usado para evaporar a água do caldo (no bloco HX1) é provido indiretamente pelo vapor de escape de 2,5 bar gerado na etapa de cogeração (corrente STEAM1). A vazão da corrente STEAM1 é ajustada por *design spec* para que a fração mássica de água na subcorrente MIXED da corrente LIQ1 seja de 0,78. No bloco HX1, especifica-se que a fração de vapor na corrente COND1 seja 0, ou seja, tem-se água líquida saturada.

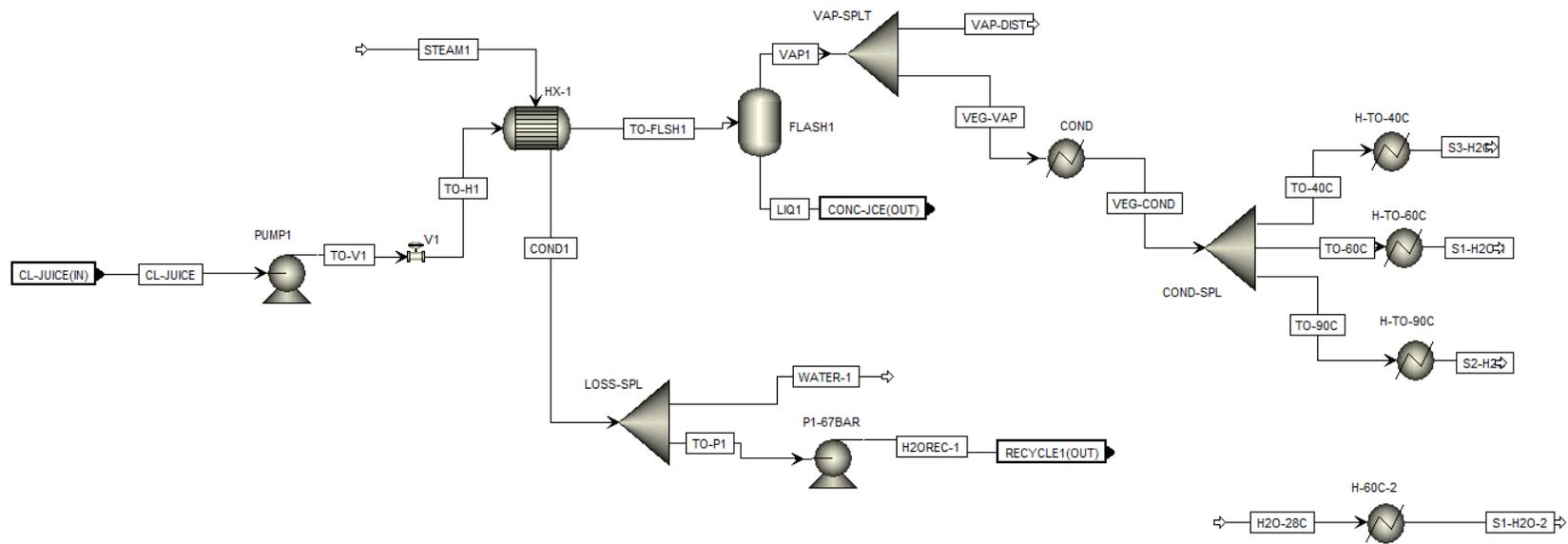


Figura 3.4. Fluxograma do processo implementado no bloco hierárquico CONC. Fonte: baseado em Souza (2021).

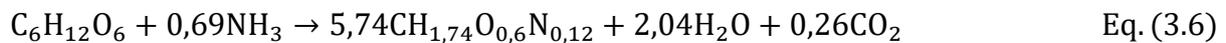
Parte do condensado de 2,5 bar (COND1) é separado (no bloco FSplit LOSS-SPL) para seguir para o dessuperaquecedor 1 na seção de cogeração (corrente WATER-1), e o restante é pressurizado para 67 bar (no bloco Pump P1-67BAR) e reciclado para a caldeira também na etapa de cogeração (RECYCLE1). O vapor vegetal de 1,7 bar obtido nos evaporadores (VAP1) é separado no bloco FSplit VAP-SPLT em duas correntes, VAP-DIST (que segue para ser usado na etapa de destilação) e VEG-VAP (que segue para ser condensado). A vazão da corrente VAP-DIST é calculada como a soma das correntes DIST.VAP-TO-A e DIST.VAP-TO-B (mencionadas na seção 3.1.2.6). A corrente VEG-VAP é condensada no bloco Heater COND (à pressão constante), produzindo o condensado de vapor vegetal (VEG-COND). Esta é separada em três correntes distintas, TO-40C (que será resfriada até 40 °C para ser alimentada ao reator de pré-calagem, bloco TREAT.PRE-LIME), TO-60C (que é usado como água de embebição na etapa de extração, no bloco PREP-EXT.EXTRACT) e TO-90C (que é usada como água de filtragem no bloco TREAT.FILTER).

As vazões das correntes TO-40C e TO-90C são calculadas de forma a serem iguais às vazões das correntes TREAT.S3-H2O e TREAT.S2-H2O, respectivamente. A vazão da corrente TO-60C é, conseqüentemente, determinada pelo balanço de massa no bloco FSplit COND-SPL. Como essa vazão é menor que a vazão da corrente PREP-EXT.S1-H2O, a corrente H2O-28C foi criada para representar essa diferença e calcular a vazão de água de captação (a 28 °C) que deverá ser coletada e aquecida até 60 °C. As cargas térmicas dos blocos Heater COND, H-TO-40C, H-TO-60C, H-TO-90C e H-60C-2 são usadas durante a integração energética para dimensionamento da rede de trocadores de calor (Apêndice A).

### **3.1.2.5. Fermentação (FERMENT)**

A corrente representando o caldo concentrado (CONC-JCE) obtida na seção de concentração segue para a etapa de fermentação, no bloco hierárquico FERMENT (Figura 3.5).

A corrente CONC-JCE é misturada no bloco Mix MIX1 à corrente AMMONIA/NUTRIENT (que representa a adição da fonte de nitrogênio para permitir a simulação do crescimento celular durante a fermentação) e à corrente de reciclo RECYCLE (que representa o reciclo das células tratadas, também chamado de pé-de-cuba), produzindo a corrente TO-COOL1. Essa corrente segue para o bloco Heater COOLER1 onde é resfriada até a temperatura da reação, 34 °C. A carga térmica do trocador COOLER1 é utilizada para a integração energética apresentada no Apêndice A. As reações que ocorrem durante a fermentação são: inversão da sacarose a glicose (Eq. (3.4)), conversão da glicose a etanol (Eq. (3.5)), conversão da glicose a células (Eq. (3.6)), e conversão da glicose a produtos indesejados, em particular ácido acético (Eq. (3.7)) e glicerol (Eq. (3.8)). Não foi considerada a produção de álcool isoamílico (óleo fúsel).



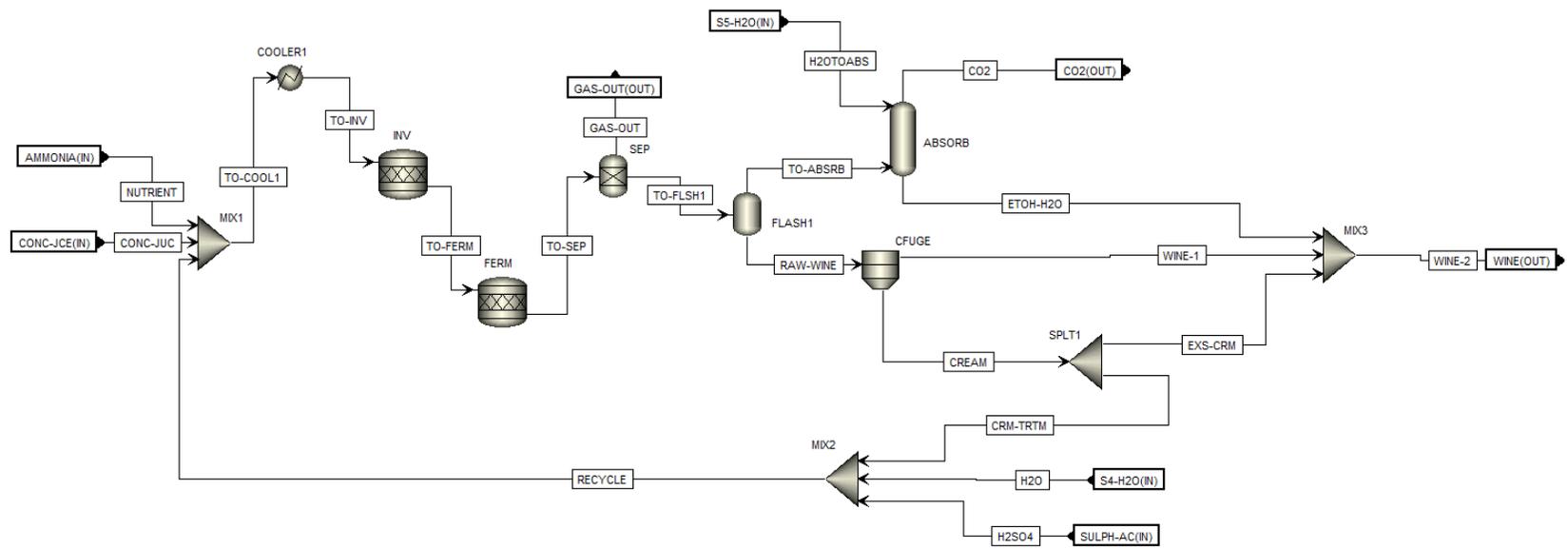


Figura 3.5. Fluxograma do processo implementado no bloco hierárquico FERMENT. Fonte: baseado em Souza (2021).

As reações representadas pelas equações (3.6) a (3.8) são baseadas no trabalho de Dias (2011). Assume-se que a sacarose é totalmente convertida a glicose na Eq. (3.4). Isso é feito no bloco RStoic INV a 34 °C e 1 bar. As demais reações ocorrem no bloco Rstoic FERM, também a 34 °C e 1 bar, e a conversão de glicose em cada uma das reações é apresentada na Tabela 3.11, onde os valores apresentados na Tabela 3.11 foram obtidos com base nos rendimentos experimentais reportados por Rodrigues et al. (2017) e Dias (2011).

Tabela 3.11. Conversão de glicose nas reações representadas pelas Eq. (3.5) a (3.8).

<b>Equação</b>	<b>Principal produto</b>	<b>Conversão de glicose</b>
3.5	Etanol	0,9050
3.6	Células	0,0339
3.7	Ácido acético	0,0270
3.8	Glicerol	0,0312

Fonte: calculado com dados de Rodrigues et al. (2017) e Dias (2011).

O somatório das conversões apresentadas na Tabela 3.11 é tal que 0,29% da glicose não é consumida, como sugerido por Dias (2011). Para permitir que a reação apresentada na Eq. (3.6) ocorra, amônia é alimentada pela corrente NUTRIENT. A vazão dessa corrente fictícia é calculada de forma a representar 1% de excesso em relação à quantidade estequiométrica necessária para a Eq. (3.6). O calor da reação foi determinado com base na simulação cinética descrita na seção 3.1.3 e Apêndice B.

A corrente produzida no bloco FERM, TO-SEP, é enviada para o bloco fictício Sep SEP, onde o excesso de amônia e o gás hidrogênio produzido pela Eq. (3.7) são totalmente removidos na corrente GAS-OUT. O restante, corrente TO-FLSH1, é enviado para o bloco Flash2 FLASH1 (adiabático e sem queda de pressão), onde as correntes gasosa (TO-ABSRB) e líquida (RAW-WINE) se separam. O vinho bruto (RAW-WINE) segue para o bloco CFuge CFUGE, que representa a centrifugação do vinho, separando-o em vinho de levedurado (WINE-1) e creme de leveduras (CREAM). No bloco CFUGE, especifica-se uma fração de sólidos na corrente sólida de 0,99 em massa e a fração de líquido na corrente sólida é ajustada por *design*

*spec* para produzir um creme de levedura (corrente CREAM) com 70% em massa de células (Bonomi et al., 2012).

Parte do creme de leveduras é purgado (EXS-CRM), e o restante (CRM-TRTM) segue para ser tratado com ácido. A fração do creme de levedura que é purgada é ajustada por *design spec* para que a concentração de células na corrente RAW-WINE seja de 10% em massa (Bonomi et al., 2012). O tratamento das células é representado pelo bloco Mix MIX2, onde água (corrente S4-H2O) e ácido sulfúrico 98% (corrente SULPH-AC) são adicionados. A vazão da corrente S4-H2O (a 28 °C e 1 bar) é ajustada por *design spec* para assegurar que a concentração de células no creme de levedura tratado (corrente RECYCLE) seja de 30% em massa (Bonomi et al., 2012). A vazão da corrente SULPH-AC (também a 28 °C e 1 bar) é calculada para uma proporção de ácido para etanol de 0,7% em massa na corrente tratada (Bonomi et al., 2012).

A corrente gasosa produzida na fermentação, TO-ABSRB, é alimentada no fundo do bloco RadFrac ABSORB, onde água é adicionada no topo (corrente S5-H2O). A água absorve o etanol presente na fase gasosa, produzindo uma mistura de etanol e água no fundo (corrente ETOH-H2O) e uma corrente gasosa no topo mais pura em CO<sub>2</sub> (corrente CO2). A coluna ABSORB opera sem condensador nem refeedor, com 6 estágios (assumindo equilíbrio) a uma pressão de 1 bar (Dias, 2011). A vazão da corrente S5-H2O é ajustada por *design spec* para que a fração mássica de etanol na corrente ETOH-H2O seja de 0,03 (Bonomi et al., 2012).

Por fim, as correntes ETOH-H2O (mistura de etanol e água obtida na coluna de absorção), WINE-1 (vinho de levedurado obtido na centrifugação) e EXS-CRM (porção do creme de levedura obtido na centrifugação que é purgado) são misturadas, formando a corrente WINE-2/WINE, que segue para a etapa de destilação.

### 3.1.2.6. Destilação (DIST)

Na etapa de destilação o vinho obtido (corrente WINE) é purificado para concentrar etanol até próximo do ponto de azeotropia entre etanol e água. A Figura 3.6 mostra o fluxograma do bloco hierárquico DIST implementado para representar essa etapa seguindo a configuração usualmente encontrada industrialmente. A corrente WINE é misturada à corrente que representa os álcoois de segunda (SEC-ALCH), que são uma porção dos componentes condensáveis obtidos no topo da coluna D. Essa mistura, corrente TO-PUMP1, é pressurizada até uma pressão de excesso de 2,5 bar no bloco Pump PUMP1, e aquecida nos blocos HeatX HX-D e HX-A, produzindo a corrente TO-A1. No bloco HX-D, o vinho é aquecido por contato indireto com o produto de topo da coluna D (corrente TOP-D), e especifica-se que a temperatura de saída do fluido quente (corrente TO-HX-D2) é de 45 °C. No bloco HX-A, o vinho é aquecido por contato indireto com o produto de fundo da coluna A (corrente BOT-A, que é a vinhaça), e ajusta-se por *design spec* a temperatura de saída da corrente fria (TO-A1) de tal forma a obter uma fração mássica de etanol na corrente de flegma vapor (PHLEGM-V) de 0,5 (50%).

As colunas A, A1 e D, simuladas como blocos RadFrac, não possuem condensadores nem refeedores. O produto de topo da coluna A1 é alimentado ao fundo da coluna D (corrente A1-TO-D). O produto de fundo da coluna A1 é alimentado ao topo da coluna A (corrente A1-TO-A) e o produto de topo da coluna A é alimentado ao fundo da coluna A1 (corrente A-TO-A1). Vapor vegetal de 1,7 bar é alimentado ao fundo da coluna A (corrente VAP-TO-A) e o vapor de flegma é retirado no segundo prato da coluna A (corrente PHLEGM-V), onde o primeiro prato é o prato do topo. A flegma líquida é obtida no fundo da coluna D (corrente PHLEGM-L). O produto de topo da coluna D (corrente TOP-D) é resfriado no bloco HX-D (já mencionado) até 45 °C e depois até 35 °C no bloco Heater HX-D-2. Depois de resfriado, ele é alimentado ao bloco Flash2 FLASH-D (adiabático e sem queda de pressão), separando-se em

incondensáveis (na corrente VAP3) e condensáveis (LIQ-D). A corrente LIQ-D é dividida, sendo que 99% é realimentada ao topo da coluna D (corrente REFLUX-D), e o restante é reciclado ao início da etapa (corrente SEC-ALCH).

A vazão da corrente PHLEGM-V (vapor de flegma) é ajustada por *design spec* de tal forma que 76% em massa do etanol que é alimentado à coluna A1 seja recuperado nela (Dias, 2008). A vazão da corrente VAP-TO-A é ajustada por *design spec* de tal forma que a fração mássica de etanol na corrente BOT-A (vinhaça) seja de 0,0002 (0,02%).

As correntes vapor de flegma (PHLEGM-V) e flegma líquida (PHLEGM-L) são alimentadas à coluna BB1 no mesmo prato, aproximadamente no meio da coluna. Essa coluna possui um condensador parcial, ou seja, só se condensa o que é retornado à coluna, e o destilado (corrente ETOH-HYD, etanol hidratado) é recuperado na forma de vapor. A razão de refluxo foi de 3,4 em massa (ajustada manualmente para obter etanol hidratado com 93,6% em massa de etanol). O aquecimento da coluna é realizado de forma direta através da injeção de vapor vegetal 1,7 bar no fundo da coluna (corrente VAP-TO-B). A vazão dessa corrente é ajustada por *design spec* de tal forma que a fração mássica de etanol no produto de fundo da coluna BB1 (corrente BOT-B, a flegmaça) seja 0,0002 (0,02%).

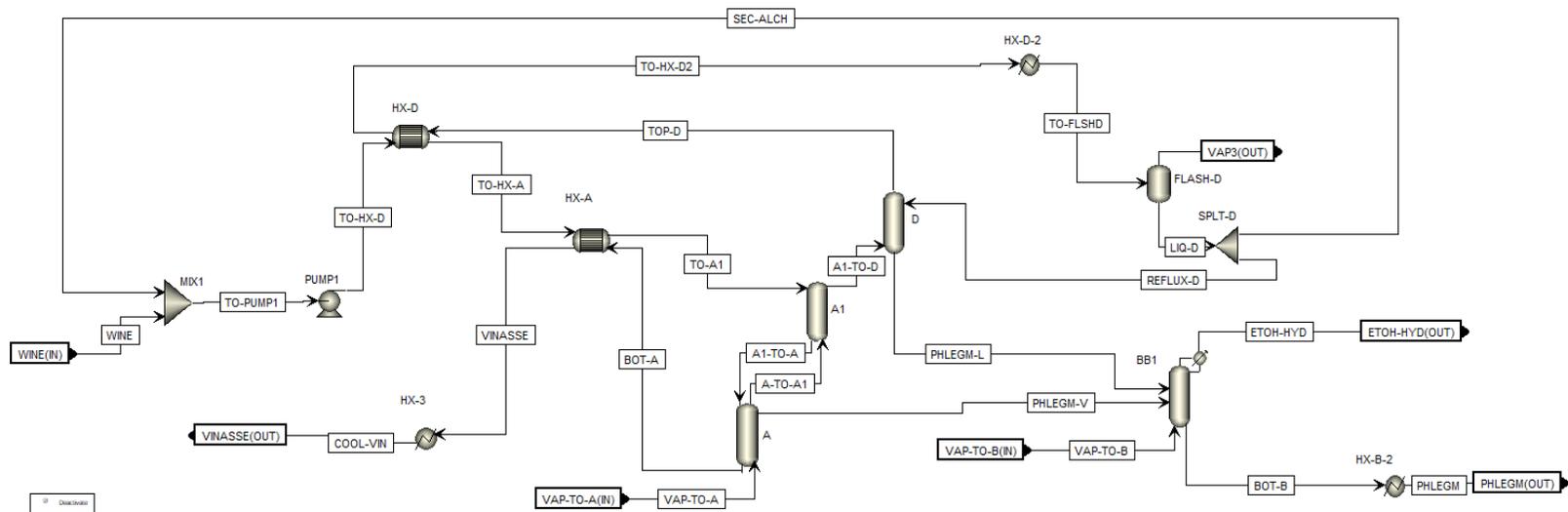


Figura 3.6. Fluxograma do processo implementado no bloco hierárquico DIST. Fonte: baseado em Souza (2021).

As especificações das colunas A, A1, D e BB1 são apresentadas na Tabela 3.12, com base no trabalho de Dias (2008). Nos quatro casos, assume-se que equilíbrio líquido-vapor é atingido em cada estágio e o método de convergência selecionado é *strongly non-ideal liquid*.

Tabela 3.12. Especificações dos blocos RadFrac A, A1, D e BB1.

<b>Bloco</b>	<b>A</b>	<b>A1</b>	<b>D</b>	<b>BB1</b>
Número de pratos	18	4	6	39
Correntes alimentadas (prato)	A1-TO-A (1); VAP-TO-A (18)	TO-A1 (1); A-TO-A1 (4)	REFLUX-D (1); A1-TO-D (6)	PHLEGM-V (20); PHLEGM-L (20); VAP-TO-B (39)
Correntes retiradas (prato)	A-TO-A1 (1); PHLEGM-V (2); BOT-A (18);	A1-TO-D (1); A1-TO-A (4)	TOP-D (1); PHLEGM-L (6)	ETOH-HYD (1); BOT-B (39)
Pressão no primeiro prato (topo)	139,3 kPa	136,3 kPa	133,8 kPa	116 kPa
Pressão no último prato (fundo)	152,5 kPa	139,3 kPa	136,3 kPa	135,7 kPa

Fonte: Dias (2008).

As correntes VINASSE (BOT-A parcialmente resfriada no bloco HX-A) e BOT-B (flegmaça) são resfriadas até a temperatura ambiente (28 °C) nos blocos Heater HX-3 e HX-B-2, respectivamente. As cargas térmicas desses blocos são relativamente pequenas quando comparadas às de outros blocos simulados, e não é crucial que essas correntes sejam resfriadas. Portanto, eles não foram incluídos na integração energética. Os blocos HeatX HX-D e HX-A que realizam o aquecimento do vinho alimentado à coluna A1 também não foram incluídos na integração energética, pois já simulam a troca térmica entre duas correntes.

Para fins de dimensionamento e estimativa do custo de capital da etapa de destilação, a corrente que é alimentada a este bloco hierárquico, WINE, teve sua vazão reduzida a 25% do valor gerado no bloco FERMENT. Assim, a etapa de destilação é simulada como 4 conjuntos separados, operando em paralelo. O mesmo foi feito para a etapa de desidratação, detalhada na próxima seção.

### 3.1.2.7. Desidratação (DEHYDRAT)

O etanol hidratado (ETOH-H) obtido na etapa de destilação segue para a etapa de desidratação, onde etanol é concentrado até 99,3% em massa. O método simulado para a desidratação foi a destilação extrativa a partir da adição de monoetilenoglicol (MEG), como apresentado no fluxograma da Figura 3.7.

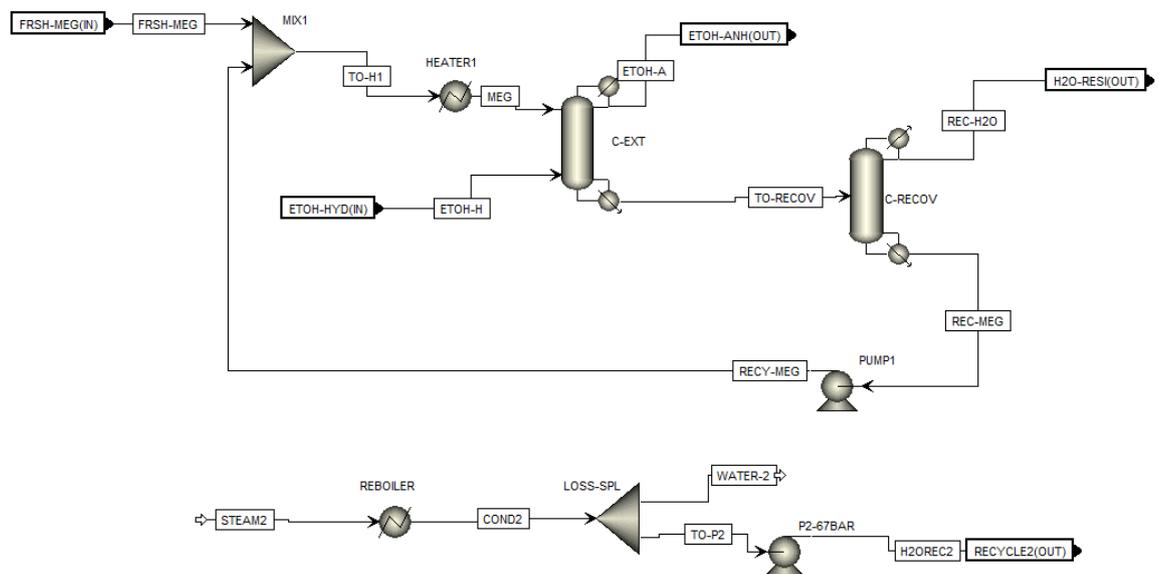


Figura 3.7. Fluxograma do processo implementado no bloco hierárquico DEHYDRAT.  
Fonte: baseado em Souza (2021).

Na destilação extrativa, o solvente (corrente MEG) apresenta maior afinidade pela água, alterando a volatilidade relativa entre os componentes-chave (etanol e água), sem a formação de um novo azeótropo. Com isso, na coluna de destilação extrativa (bloco RadFrac C-EXT), etanol acima da composição azeotrópica é obtido no topo (corrente ETOH-ANH, etanol anidro), e uma mistura formada majoritariamente por água e MEG é obtida no fundo (corrente TO-RECOV). Essa segunda corrente é enviada para a coluna de recuperação (bloco RadFrac C-RECOV), onde uma corrente formada majoritariamente por água (REC-H2O/H2O-RESI) é

obtida no topo, é uma corrente de alta pureza de MEG é recuperada no fundo (REC-MEG). O solvente recuperado é reciclado à coluna de extração, onde é alimentado alguns pratos acima da corrente de alimentação (ETOH-HYD, etanol hidratado) para permitir a extração da água do azeótropo etanol-água, pois a mistura água-MEG é menos volátil que o etanol. A Tabela 3.13 apresenta as especificações dos blocos RadFrac C-EXT e C-RECOV, ambos com aquecimento e resfriamento indireto por meio de refeedores e condensadores totais, respectivamente, usando dados de Gil et al. (2014). Para ambas, o método de convergência foi o convencional e assumiu-se que todos os estágios atingiam equilíbrio líquido-vapor.

Tabela 3.13. Especificações dos blocos RadFrac C-EXT e C-RECOV.

<b>Bloco</b>	<b>C-EXT</b>	<b>C-RECOV</b>
Número de estágios (incluindo condensador e refeedor)	20	8
Correntes alimentadas (prato)	ETOH-H (12); MEG (4)	TO-RECOV (4)
Correntes retiradas (prato)	ETOH-A (1); TO-RECOV (20)	REC-H <sub>2</sub> O (1); REC-MEG (8)
Razão de refluxo (molar)	0,5	0,92
Razão entre destilado e corrente de alimentação (molar)	0,48	--
Vazão do destilado (kmol/h)	--	Ajustada para que a fração molar de água na corrente REC-H <sub>2</sub> O fosse de 0,999
Pressão de operação da coluna	1 bar	150 mmHg (aproximadamente 0,2 bar)

Fonte: Gil et al. (2014).

O bloco HEATER1 é usado para ajustar a temperatura do solvente alimentado à coluna de extração para 80 °C, e o bloco PUMP1 pressuriza o MEG reciclado para a pressão de operação da coluna de extração, uma vez que esta opera a uma pressão mais alta que a coluna de recuperação, que opera à vácuo para que as temperaturas na coluna não sejam muito elevadas. Como a corrente de MEG reciclada está acima de 80 °C, o bloco HEATER1 é um resfriador e não um aquecedor, como o nome sugere, quando o processo já atingiu estado

estacionário. No *start-up*, entretanto, este bloco representaria um aquecedor. A corrente FRSH-MEG é necessária para suprir, durante a operação em estado estacionário, a pequena quantidade de MEG perdida no etanol anidro (ETOH-A) e na água residual (REC-H<sub>2</sub>O) e sua vazão é calculada de tal forma que a razão entre a vazão molar da corrente MEG e da corrente ETOH-H seja de 0,8 (Gil et al., 2014).

A carga térmica do bloco Heater REBOILER é calculada como sendo o negativo da somatória das cargas térmicas dos refeedores das colunas C-EXT e C-RECOV, e especifica-se pressão constante. A vazão da corrente STEAM2, que representa o vapor de escape de 10 bar obtido na cogeração, é ajustada por *design spec* para que a corrente de saída do bloco REBOILER seja líquido saturado (COND2). Parte da corrente COND2 é separada e enviada para o dessuperaquecedor 2 na etapa de cogeração (WATER-2), e o restante é pressurizado até 67 bar (no bloco Pump P2-67BAR) e reciclado para a caldeira, também na etapa de cogeração (RECYCLE2). O bloco REBOILER é um bloco fictício, usado apenas para determinar a vazão de vapor de 10 bar que precisa ser produzido na cogeração.

#### **3.1.2.8. Cogeração (COGEN) e balanço de água**

A Figura 3.8 mostra o fluxograma do bloco hierárquico COGEN.

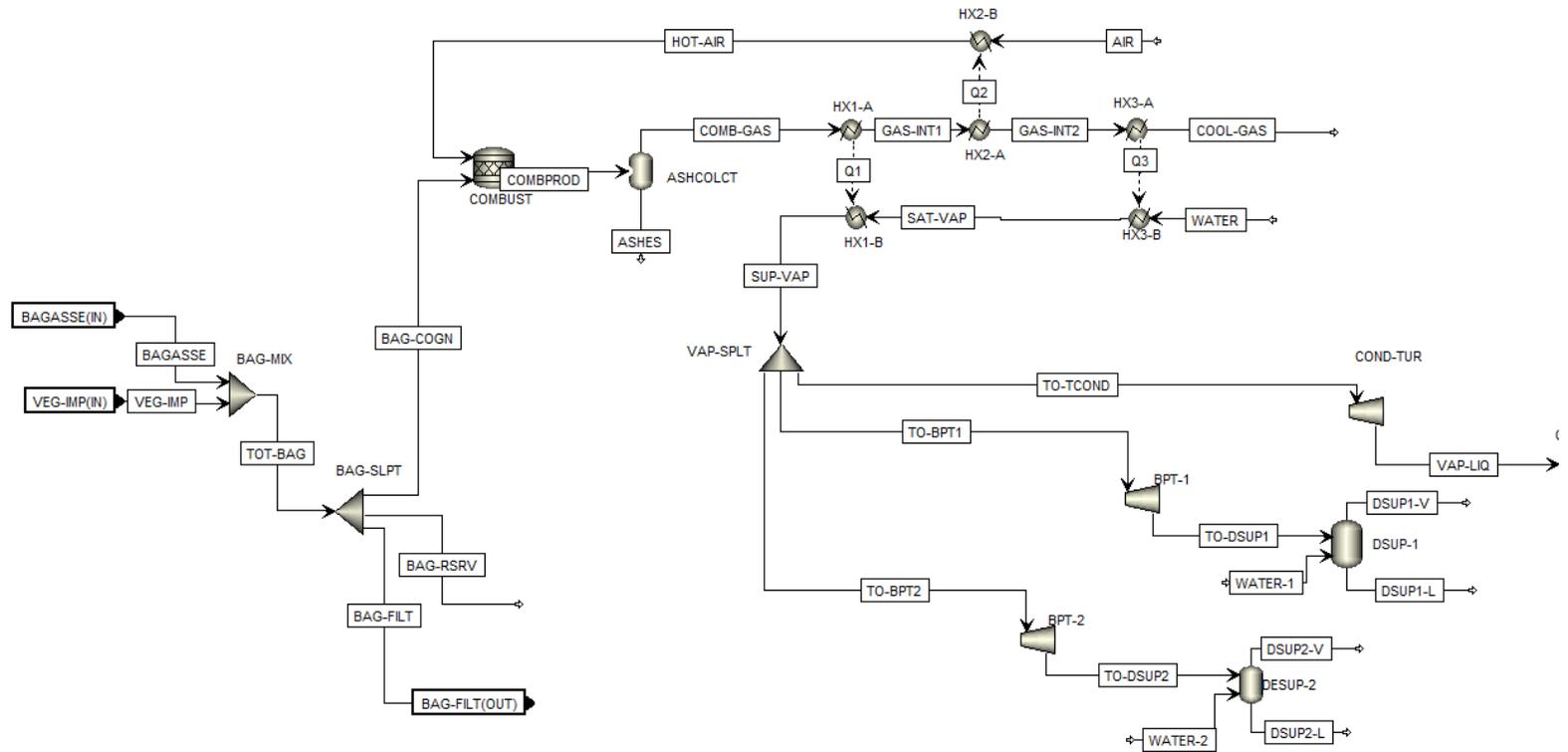
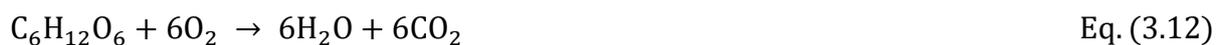
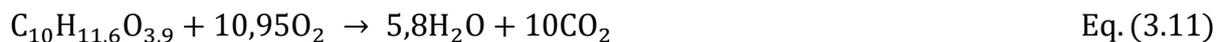


Figura 3.8. Fluxograma do processo implementado no bloco hierárquico COGEN. Fonte: baseado em Souza (2021).

Na cogeração, o bagaço obtido na etapa de extração (corrente BAGASSE) e as impurezas vegetais obtidas na etapa de limpeza (VEG-IMP), são inicialmente misturadas, dando origem à corrente TOT-BAG. A corrente TOT-BAG é dividida em três no bloco FSplit BAG-SLPT: BAG-FILT (bagaço que é alimentado no filtro na etapa de tratamento, com vazão calculada tal que sua proporção seja de 6 kg/TC); BAG-RSRV (reserva de bagaço, correspondendo a 5% do bagaço total); e BAG-COGN (vazão determinada pelo balanço de massa no bloco BAG-SLPT, segue para queima na caldeira).

A caldeira é representada por uma série de blocos: Rstoic COMBUST (onde ocorrem as reações de combustão dos componentes do bagaço, celulose, hemicelulose e lignina); Flash2 ASHCOLCT (que separa os gases gerados na combustão das cinzas); e os pares de blocos Heater HX1-A e HX1-B, HX2-A e HX2-B, e HX3-A e HX3-B, que realizam a evaporação da água líquida saturada pressurizada até vapor superaquecido (a 67 bar), o pré-aquecimento do ar alimentado ao reator de combustão, e o aquecimento da água pressurizada até sua temperatura de saturação, respectivamente.

No bloco COMBUST, especificam-se as seguintes reações de combustão para celulose, hemicelulose, lignina, glicose e sacarose, respectivamente:



A pressão desse bloco é 1 bar e a temperatura é ajustada por *design spec* para que a somatória do módulo dos calores Q1, Q2 e Q3 (mostrados na Figura 3.8) seja 87% do poder

calorífico inferior (PCI) da biomassa (Bonomi et al., 2012). Isso significa que 87% do PCI do bagaço é recuperado como energia útil, usada para gerar vapor e pré-aquecer o ar. O PCI do bagaço (corrente BAG-COGN) é calculado como a média ponderada dos PCIs dos componentes que compõem o bagaço (celulose, hemicelulose, lignina, glicose e sacarose), usando as frações mássicas desses componentes na corrente BAG-COGN como pesos (Eq. (3.14)).

$$PCI_{\text{bagaço}} = \sum x_i PCI_i \quad \text{Eq. (3.14)}$$

Onde  $x_i$  representa a fração mássica de cada componente “i” (celulose, hemicelulose, lignina, glicose ou sacarose) na corrente BAG-COGN, e  $PCI_i$  o PCI desse componente em unidades de energia por massa.

O  $PCI_i$  de cada componente (em unidades de energia por mole) é calculado com base no seu poder calorífico superior ( $PCS_i$  em energia por mole), entalpia de vaporização da água a 25 °C ( $\Delta H_{\text{vap}}(\text{H}_2\text{O}, 25^\circ\text{C})$  em energia por mole) e razão entre as vazões molares (mole por tempo) da água formada na combustão de cada componente ( $n_{\text{H}_2\text{O},i}$ ) pela vazão de cada componente ( $n_i$ ) na corrente BAG-COGN, como mostrado na Eq. (3.15):

$$PCI_i = PCS_i - \Delta H_{\text{vap}}(\text{H}_2\text{O}, 25^\circ\text{C}) \left( \frac{n_{\text{H}_2\text{O},i}}{n_i} \right) \quad \text{Eq. (3.15)}$$

Os valores de  $PCS_i$  podem ser obtidos por meio de correlações empíricas (com base na composição mássica do componente i), ou calculados no Aspen Plus, realizando-se a combustão individual de cada componente com a quantidade estequiométrica de ar. As duas formas resultam em valores bem próximos, como mostrado na Tabela 3.14, para correlações empíricas apresentadas em Domalski et al., 1987 e Stanmore (2010) para a lignina. A entalpia de vaporização da água pode ser retirada da literatura ou calculada no Aspen Plus, também sem muitas diferenças. No segundo caso, o valor é 44.000 kJ/kmol.

Tabela 3.14. Poder calorífico superior (PCS) dos componentes do bagaço.

Componente	PCS (kJ/g)	
	Calculado no Aspen Plus	Correlações empíricas/ experimental
Celulose	17,60	17,45
Hemicelulose	17,89	17,76
Lignina	27,1	27
Glicose	15,7	16,1
Sacarose	17,2	16,8

Fonte: calculado com dados de Domalski et al. (1987).

Nota-se na Tabela 3.14, que os valores de  $PCS_i$  foram dados em unidades de energia por massa, e portanto deve-se usar as massas moleculares de cada componente para que as unidades fiquem adequadas à forma da Eq. (3.15).

A vazão de ar alimentado ao bloco COMBUST (corrente AIR a 28 °C e 1 bar) é calculada para que este esteja em 30% de excesso em relação à quantidade estequiométrica (Bonomi et al., 2012). O bloco HX2-A é especificado sem queda de pressão e a carga térmica (Q2) é ajustada por *design spec* para que a temperatura da corrente HOT-AIR seja de 270 °C (Bonomi et al., 2012), produzindo a corrente GAS-INT2. O bloco HX2-B é especificado sem queda de pressão e com carga térmica Q2 sendo adicionada ao bloco.

O bloco ASHCOLCT é adiabático e sem queda de pressão, realizando apenas a separação entre os gases quentes (COMB-GAS) e as cinzas (ASHES). A corrente COMB-GAS é alimentada ao bloco HX1-A, especificado sem queda de pressão e temperatura da corrente de saída (GAS-INT1) ajustada por *design spec* para que corrente SAT-VAP seja água líquida saturada. O bloco complementar HX1-B é especificado sem queda de pressão e com carga térmica Q1 sendo adicionada.

A corrente GAS-INT2 é alimentada ao bloco HX3-A, que é especificado com uma temperatura de saída de 170 °C (Bonomi et al., 2012) e sem queda de pressão. O bloco complementar HX3-B é especificado sem queda de pressão e com carga térmica Q3 sendo

adicionada. A vazão da corrente WATER (alimentada ao bloco HX3-B a 67 bar e temperatura calculada como explicado adiante para o balanço de água) é ajustada por *design spec* para que a temperatura da corrente SUP-VAP seja de 485 °C (Bonomi et al., 2012).

A corrente SUP-VAP representa o vapor superaquecido a 67 bar que é expandido nas turbinas de contrapressão e de condensação. Esse vapor é dividido em três correntes no bloco FSplit VAP-SPLT: TO-TCOND (para turbina de condensação, que expande vapor até 0,11 bar); TO-BPT1 (para turbina de contrapressão 1, que expande vapor até 2,5 bar); e TO-BPT2 (para turbina de contrapressão 2, que expande vapor até 10 bar). A fração da corrente SUP-VAP que é destinada à corrente TO-BPT1 é ajustada por *design spec* para que a vazão da corrente DSUP1-V seja igual à vazão da corrente CONC.STEAM1 no bloco hierárquico CONC. De forma semelhante, a fração destinada à corrente TO-BPT2 é ajustada por *design spec* para que a vazão da corrente DSUP2-V seja igual à vazão da corrente DEHYDRAT.STEAM2 no bloco hierárquico DEHYDRAT. A fração destinada à corrente TO-TCOND é definida pelo balanço de massa no bloco VAP-SPLT.

A corrente TO-TCOND é alimentada ao bloco Compr COND-TUR, com uma pressão de descarga da corrente VAP-LIQ de 0,11 bar, eficiência isentrópica de 70%, eficiência mecânica de 98% (Bonomi et al., 2012), e estipulando-se tanto a fase líquida como a fase vapor como sendo válidas.

As correntes TO-BPT1 e TO-BPT2 são alimentadas aos blocos Compr BPT-1 e BPT-2, respectivamente. Ambos possuem uma eficiência isentrópica de 81% e uma eficiência mecânica de 98% (Bonomi et al., 2012). As pressões de descarga das correntes TO-DSUP1 e TO-DSUP2, como já mencionadas, são de 2,5 e 10 bar, respectivamente. Essas duas correntes são de vapor superaquecido, e para que sejam resfriadas para vapor saturado elas seguem para os blocos Flash2 DSUP-1 e DESUP-2 (ambos adiabáticos e sem queda de pressão). Água a 2,5

e 10 bar é adicionada pelas correntes WATER-1 e WATER-2 a cada um dos dessuperaquecedores. As vazões dessas duas correntes é ajustada por *design specs* para que a vazão da corrente líquida produzida nos dessuperaquecedores (DSUP1-L e DSUP2-L) seja mínima (valor nominal de 0,1 kg/h). As vazões das correntes CONC.WATER-1 e DEHYDRAT.WATER-2 são então calculadas para serem iguais às vazões das correntes WATER-1 e WATER-2. Os vapores saturados obtidos nos dessuperaquecedores (DSUP1-V e DSUP2-V), como já mencionado, têm vazões iguais às das correntes CONC.STEAM1 e DEHYDRAT.STEAM2.

Para determinar a temperatura da água que é alimentada à caldeira (corrente WATER) e a vazão da água de reposição (corrente TO-P4), foi necessário realizar um balanço de massa para a água, como mostrado na Figura 3.9.

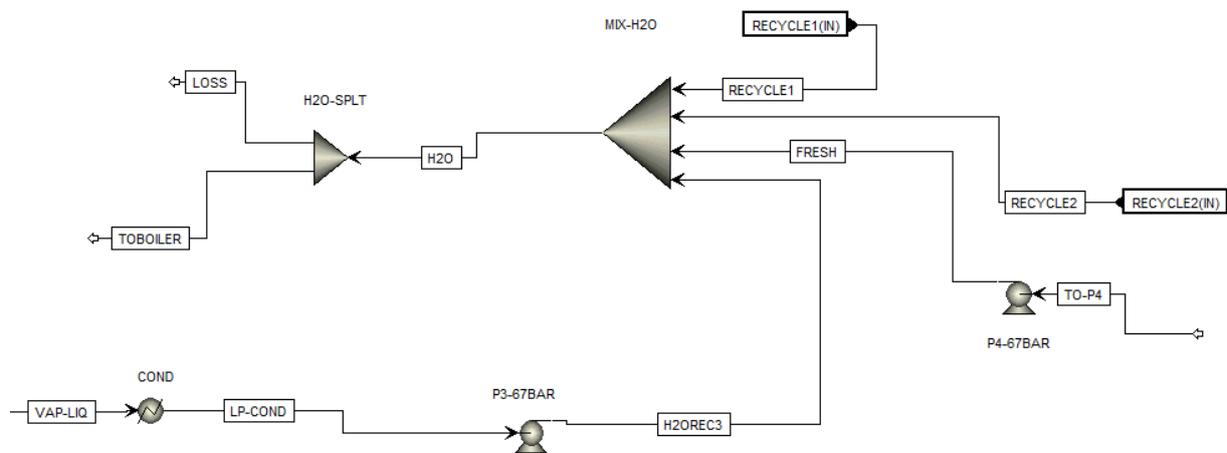


Figura 3.9. Fluxograma do balanço de água implementado no bloco hierárquico COGEN.  
Fonte: autoria própria.

Na Figura 3.9, a corrente VAP-LIQ, que é a corrente de descarga da turbina de condensação, é completamente condensada no bloco Heater COND a 0,11 bar e posteriormente pressurizada para 67 bar no bloco Pump P3-67BAR. Essa corrente é então misturada às correntes RECYCLE1 (proveniente do bloco hierárquico CONC), RECYCLE2 (proveniente

do bloco hierárquico DEHYDRAT) e FRESH (representando a água de reposição a 67 bar), produzindo a corrente H<sub>2</sub>O. Assume-se que 5% dessa corrente é perdida ao longo do processo (LOSS), e apenas o restante segue para a caldeira (TOBOILER). A vazão da corrente TO-P4 (a 28 °C e 1 bar) é ajustada para que a vazão da corrente TOBOILER seja igual à vazão da corrente WATER (mostrada na Figura 3.8 e que é definida por *design spec*). E, a temperatura da corrente WATER é ajustada para ser igual à temperatura calculada para corrente TOBOILER.

No período da entressafra, considerou-se a queima da reserva de bagaço e de 50% da palha que é produzida pelas 4×10<sup>6</sup> toneladas de cana, assumindo-se uma proporção de 140 kg/TC. Nesse período, apenas a turbina de condensação está em funcionamento.

### **3.1.2.9. Água de resfriamento**

Optou-se por usar água de resfriamento nas mesmas condições para todas as unidades (de 20 a 25 °C), ficando a temperatura inferior limitada pela unidade de menor temperatura operacional, que é o resfriamento das dornas de fermentação, onde o vinho recirculado é resfriado até 25 °C antes de ser retornado à dorna. Dessa forma, mantém-se uma temperatura de aproximação de 5 °C. A temperatura superior da água de resfriamento foi limitada pela temperatura de operação da fermentação da glicose do amido de milho no processo convencional (30 °C, como mencionado na seção 3.1.5.2). Uma integração energética (Apêndice A) foi feita para reduzir o consumo de utilidade fria.

Após utilizada, a água de resfriamento deve ser resfriada de volta à temperatura inferior para permitir sua reutilização. A média anual da temperatura de bulbo úmido na região Centro-Oeste é de 21,2 °C (INMET, 2022). Dessa forma, o resfriamento da água de resfriamento até a temperatura inferior desejada de 20 °C requereria torres ou lagoas de resfriamento operadas a pressões sub-atmosféricas. Entretanto, as restrições de temperatura inferior da água de

resfriamento (20 °C) e temperatura de aproximação (5 °C) não são rígidas. Portanto, foi dimensionada uma torre operando à pressão ambiente (1 bar) e recebendo ar úmido (2% em mol de água), numa vazão de água para ar de 1:1 em massa. A temperatura inferior da água de resfriamento nestas condições é de 22,4 °C. A vazão de água de resfriamento foi ajustada em relação ao valor calculado para o intervalo de operação de 20 a 25 °C (Apêndice H) pela razão  $(25 - 20)/(25 - 22,4) = 1,92$ , assumindo-se constante a capacidade calorífica da água entre 20 e 25 °C. A quantidade de água perdida para o ar representa uma perda e é repostada a partir de água de captação.

### 3.1.3. Modelagem e simulação cinética da etapa de fermentação da destilaria autônoma

A modelagem e simulação cinética da etapa de fermentação foi realizada para: (1) dimensionar as dornas de fermentação que operam em regime de batelada alimentada (e não continuamente como simulado no Aspen Plus), bem como as bombas, trocadores de calor e tanques de armazenamento associados a essa etapa; e (2) quantificar a taxa de calor gerada pela reação e a vazão de utilidade fria necessária para resfriar as dornas. Por não ser o foco principal do trabalho, esta parte é apresentada no Apêndice B.

Tabela 3.15. Tempos de ciclo para dornas e tanques de tratamento (cuba).

<b>Parâmetro</b>	<b>Valor</b>	<b>Referência</b>
<b>Número de dornas</b>	<b>6</b>	
Tempo de alimentação do pé-de-cuba (h)	1	Andrietta (2009)
Tempo de enchimento da dorna (h)	4	Estipulado neste trabalho
Tempo de batelada (h)	4	Calculado neste trabalho
Tempo de esvaziamento da dorna (h)	2	
Tempo de limpeza da dorna (h)	1	Andrietta (2009)
<b>Tempo de ciclo da dorna (h)</b>	<b>12</b>	
<b>Número de cubas</b>	<b>3</b>	
Tempo de enchimento da cuba (h)	2	
Tempo de tratamento da cuba (h)	1	Andrietta (2009)
Tempo de esvaziamento da cuba (h)	1	
Tempo de limpeza da cuba (h)	2	
<b>Tempo de ciclo da cuba (h)</b>	<b>6</b>	

Nota: mais informações de cálculo estão no Apêndice B.

Para realizar o diagrama de ocupação das dornas, especificou-se os tempos de alimentação do pé-de-cuba, enchimento com mosto (batelada alimentada), batelada, esvaziamento e limpeza. Os tempos de enchimento, tratamento, esvaziamento e limpeza dos tanques de tratamento (cubas) também foram especificados (Tabela 3.15).

#### **3.1.4. Modelagem e simulação cinética das etapas de hidrólise e fermentação da usina *flex***

A modelagem cinética das etapas de liquefação, sacarificação e fermentação foi realizada com o propósito de: (1) ganhar maior familiaridade com as diferentes etapas, suas cinéticas e perfis de concentrações; (2) ajustar as cargas enzimáticas e de inóculo (levedura) para as condições de processamento (concentração inicial de amido), buscando-se reproduzir o tempo de processo e rendimentos obtidos industrialmente; (3) calcular a taxa de calor gerada e a vazão de utilidade fria para resfriamento.

Durante a etapa de liquefação, o amido granular é gelatinizado (ou solubilizado) pela adição de água, o que faz com que os grânulos inchem e se fragmentem, liberando longas moléculas de amido na solução, que se torna extremamente viscosa. Para atenuar esse efeito, adiciona-se a enzima  $\alpha$ -amilase nesta etapa para promover a quebra dessas longas moléculas em moléculas menores (dextrinas), liquefazendo o amido gelatinizado. Essa solução passa por uma rápida etapa de cocção a altas temperaturas para garantir a liquefação completa do amido em dextrinas. As dextrinas são então convertidas em moléculas de glicose durante a sacarificação, através da atuação da enzima glucoamilase. Por fim, a glicose é fermentada a etanol pela levedura.

Os seguintes processos e combinações de processos foram estudados:

- Liquefação do amido a 80 °C e pH 7 pela enzima  $\alpha$ -amilase de *Bacillus licheniformis* usando parâmetros cinéticos de Presecki et al. (2013a);

- Sacarificação da maltose (dissacarídeo constituído por duas moléculas de glicose unidades por ligações  $\alpha$ -1,4) a 65 °C e pH 5,5 por meio da preparação industrial de glucoamilose de *Aspergillus niger* e pululanase de *Bacillus deramificans* da dextrozyme usando parâmetros cinéticos de Findrik et al. (2010), Presecki et al. (2013b) e Lee et al. (1992);
- Liquefação e sacarificação simultâneas do amido a 65 °C e pH 5,5 usando parâmetros cinéticos de Presecki et al. (2013b);
- Fermentação da glicose usando dados de Krishnan et al. (1995);
- Sacarificação e fermentação simultâneas no amido não-liquefeito usando parâmetros cinéticos de Kroumov et al. (2006) e Bialas et al. (2014).

Esses processos são apresentados em detalhe no Apêndice C.

### **3.1.4.1. Planejamento de ocupação das dornas e cálculo da quantidade de milho processada**

Para realizar o planejamento de ocupação das dornas e cubas, deve-se considerar os tempos de ciclo dos três processos: liquefação, sacarificação e fermentação. Cada um desses processos possui quatro etapas: enchimento, processamento, esvaziamento e limpeza, e o tempo de ciclo de cada processo é a somatória dos tempos de cada uma de suas etapas. Durante as etapas de enchimento e esvaziamento há correntes entrando e saindo do processo, respectivamente. As vazões volumétricas dessas correntes são determinadas com base no volume útil ocupado pelo processo (determinados para a usina autônoma para dornas e cubas) e nos seus tempos de duração, como mostrado pelas Eq. (3.16a) e (3.16b):

$$F_{\text{enchimento}} = \frac{V_u}{t_{\text{enchimento}}} \quad \text{Eq. (3.16a)}$$

$$F_{\text{esvaziamento}} = \frac{V_u}{t_{\text{esvaziamento}}} \quad \text{Eq. (3.16b)}$$

Os tempos padrões para as etapas dos três processos individuais (liquefação, sacarificação e fermentação) e para a Sacarificação e Fermentação Simultâneas (SFS) são mostrados na Tabela 3.16. Assumiu-se que a inoculação (adição de enzimas ou levedura, a depender do processo) ocorre de forma instantânea após o término do enchimento, dando início ao processamento.

Tabela 3.16. Tempos de ciclo padrão para as etapas dos processos de conversão do amido a etanol.

<b>Processo</b>	<b>Liquefação</b>	<b>Sacarificação</b>	<b>Fermentação</b>	<b>SFS</b>
Enchimento (h)	1	1	1	1
Processamento (h)	0,8	0,3	42	45
Esvaziamento (h)	1	1	1	1
Limpeza (h)	1	1	1	1
<b>Total (h)</b>	<b>3,8</b>	<b>3,3</b>	<b>45</b>	<b>48</b>

Fonte: Adaptado de Johnston (2021) e valores calculados no Apêndice C.

A destilaria autônoma tem 6 dornas de 1.481 m<sup>3</sup> e 3 cubas de 481 m<sup>3</sup> de volume útil. No primeiro cenário para a usina *flex* (S1), uma dorna é destinada exclusivamente ao processo de liquefação e outra, ao processo de sacarificação. Com isso, restam 4 dornas para a fermentação. As cubas são empregadas para crescimento da levedura, assumindo tempo de ciclo de 40 horas (Johnston, 2021). No segundo cenário (S2), as 6 dornas são empregadas para o processo de fermentação. Duas cubas são usadas para a liquefação, e a terceira cuba para a sacarificação. Por conta do menor volume das cubas, é preciso três bateladas de liquefação e três bateladas de sacarificação para realizar uma batelada de fermentação. Tanques adicionais terão que ser adquiridos para realizar o crescimento das leveduras. No terceiro cenário (S3), as 6 dornas são usadas para o processo de sacarificação e fermentação simultâneas (SFS). As cubas ficam disponíveis para realizar o crescimento das leveduras. No cenário S3 ampliado, as cubas destinam-se também ao processo de SFS e novos tanques precisarão ser adquiridos para crescimento das leveduras. Esses três cenários são sintetizados na Tabela 3.17.

Outro parâmetro importante no planejamento e sequenciamento das bateladas é o tempo de defasagem, isto é, o intervalo de tempo entre o início de cada processo dentro de um mesmo ciclo. O tempo de defasagem não é necessariamente o mesmo entre diferentes processos (liquefação, sacarificação, fermentação), porém é o mesmo entre unidades equivalentes (dornas ou cubas) de um mesmo processo. Dois casos foram considerados para cada cenário: no primeiro (C1), inicia-se o processo de menor tempo de ciclo o quanto antes (logo que acaba a batelada anterior desse processo). Para o cenário S1, o processo de menor tempo de ciclo é o processo de sacarificação, enquanto que para o cenário S2, este é o de liquefação, pois há duas cubas operando na liquefação, reduzindo o tempo de ciclo total desse processo à metade. No segundo caso (C2), calcula-se o tempo de defasagem para o processo de menor tempo de ciclo, de tal forma que o esvaziamento da fermentação ocorra em intervalos de tempo equidistantes. Mais informações são dadas no Apêndice C.6.

Tabela 3.17. Síntese dos três cenários considerados para conversão do amido a etanol.

<b>Cenário</b>	<b>Descrição</b>
S1	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Liquefação, sacarificação e fermentação sequenciais</li> <li>• 1 dorna para liquefação, 1 para sacarificação, 4 para fermentação</li> <li>• Cubas usadas para crescimento da levedura</li> </ul>
S2	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Liquefação, sacarificação e fermentação sequenciais</li> <li>• 6 dornas para fermentação</li> <li>• 2 cubas para liquefação, 1 para sacarificação</li> <li>• Novos tanques para crescimento da levedura</li> </ul>
S3	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Sacarificação e fermentação simultâneas</li> <li>• 6 dornas usadas para SFS</li> <li>• Cubas usadas para crescimento da levedura</li> </ul>
S3 ampliado	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Sacarificação e fermentação simultâneas</li> <li>• 6 dornas e 3 cubas usadas para SFS</li> <li>• Novos tanques para crescimento da levedura</li> </ul>

Fonte: autoria própria.

O perfil de enchimento dos tanques pulmões pré-destilação foi determinado para estabelecer se haveria capacidade de armazenagem suficiente para o vinho produzido a partir do milho, como detalhado no Apêndice C.

Por fim, obteve-se a quantidade de milho, enzimas e leveduras necessárias para os processos. A quantidade de milho foi calculada com base na concentração de amido na corrente alimentada para a liquefação ou SFS ( $C_{\text{Amido},0}$ ), número de ciclos do processo de liquefação ou SFS ( $N_{\text{ciclos},1}$ ), número de dornas ou cubas operando na liquefação ou SFS ( $N_{d,1}$ ), número de bateladas do processo de liquefação por ciclo ( $N_{\text{bat},1}$ ), o volume da cuba ou dorna operando na liquefação ou SFS ( $V_1$ ), o número de horas anuais de operação (3.240 horas ou o maior valor de  $T_{\text{total},3,n}$ , o que for menor), e a fração mássica de amido no milho (59,5% em massa de acordo com Kwiatkowski et al. (2006)), como mostrado na Eq. (3.17):

$$F_{\text{milho}}(\text{kg/h}) = \frac{C_{\text{Amido},0}(\text{kg/m}^3)V_1(\text{m}^3)N_{\text{ciclos},1}N_{d,1}N_{\text{Bat},1}}{(0,595 \text{ kg/kg})\min(3.240 \text{ h}, \max(T_{\text{total},3,n}))} \quad \text{Eq. (3.17)}$$

A quantidade de enzima para a liquefação (em kg/h) foi determinada de forma semelhante, usando agora a concentração de enzima carregada em cada batelada ( $C_{\text{enz},1}$ ) e assumindo uma densidade de  $1.000 \text{ kg/m}^3$  para a enzima. Isso é mostrado na Eq. (3.18a).

$$F_{\text{Enz},1}(\text{kg/h}) = \frac{C_{\text{Enz},1}(\text{m}^3/\text{m}^3)V_1(\text{m}^3)N_{\text{ciclos},1}N_{d,1}N_{\text{Bat},1}}{\min(3.240 \text{ h}, \max(T_{\text{total},3,n}))} \times \left(\frac{1.000 \text{ kg}}{\text{m}^3}\right) \quad \text{Eq. (3.18a)}$$

A quantidade de enzima para a sacarificação foi determinada de forma semelhante, mas usando a concentração de enzima para a sacarificação ( $C_{\text{enz},2}$ ), número de ciclos da sacarificação ( $N_{\text{ciclos},2}$ ), número de dornas ou cubas operando na sacarificação ( $N_{d,2}$ ), número de bateladas consecutivas num ciclo de sacarificação ( $N_{\text{Bat},2}$ ), e volume da dorna ou cuba usada na sacarificação ( $V_2$ ), como mostra a Eq. (3.18b).

$$F_{\text{Enz},2}(\text{kg/h}) = \frac{C_{\text{Enz},2}(\text{m}^3/\text{m}^3)V_2(\text{m}^3)N_{\text{ciclos},2}N_{d,2}N_{\text{Bat},2}}{\min(3.240 \text{ h}, \max(T_{\text{total},3,n}))} \times \left(\frac{1.000 \text{ kg}}{\text{m}^3}\right) \quad \text{Eq. (3.18b)}$$

Para o processo de SFS, a quantidade de mistura enzimática pode ser obtida através da Eq. (3.18a) ou (3.18b).

A quantidade de etanol produzida ( $\text{m}^3/\text{h}$ ) pode ser determinada simplisticamente usando a concentração de etanol obtida ao final da fermentação ( $C_{\text{Et,final}}$ , cerca de 117 g/L e 90 g/L para SFS), o volume da dorna usada para o processo de fermentação ( $V_3$ ), o número de ciclos para a fermentação ( $N_{\text{ciclos,3.n}}$ ), o número de dornas operando na fermentação ( $N_{\text{d,3}}$ ), o tempo total de processamento (menor valor entre 3.240 horas e o maior  $T_{\text{total,3.n}}$ ), e uma densidade de 789  $\text{kg}/\text{m}^3$  para o etanol, como mostra a Eq. (3.19).

$$F_{\text{Et,3}}(\text{m}^3/\text{h}) = \frac{C_{\text{Et,3}}(\text{kg}/\text{m}^3)V_3(\text{m}^3)N_{\text{ciclos,3.n}}N_{\text{d,3}}}{\min(3.240 \text{ h}, \max(T_{\text{total,3.n}}))} \times \left( \frac{1 \text{ m}^3}{789 \text{ kg}} \right) \quad \text{Eq. (3.19)}$$

A vazão de etanol produzida, no entanto, foi determinada com maior rigor através da simulação do processo no Aspen Plus (seção 3.1.5), que inclui pequenas perdas de etanol no *whole stillage* (produto de fundo da coluna A), no produto de fundo da coluna BB1, nos gases incondensáveis do condensador da coluna D na etapa de destilação, e no efluente de água da coluna de recuperação na etapa de desidratação.

### 3.1.5. Simulação da usina *flex* no Aspen Plus

Nesta seção apresentam-se os métodos e informações de processos usados para simulação da usina *flex* no Aspen Plus.

#### 3.1.5.1. Componentes adicionais simulados e método empregado

Assim como para a destilaria autônoma, os componentes simulados para a usina *flex* foram divididos em duas classes: os convencionais (que participam do ELV) e os sólidos (que não participam do ELV). A Tabela 3.18 lista os componentes adicionais (não presentes na simulação da destilaria autônoma) que foram incluídos para a simulação dos cenários *flex*, bem como componentes iguais que foram simulados de forma diferente.

Tabela 3.18. Componentes adicionais usados na simulação da usina flex.

<b>Componente</b>	<b>Nome</b>	<b>Fórmula</b>	<b>Tipo</b>
Amido	Amido	---	Sólido
C5Poli	Polissacarídeos de 5 carbonos (hemicelulose)	---	Sólido
C6Poli	Polissacarídeos de 6 carbonos (celulose)	---	Sólido
Protins	Proteínas insolúveis	---	Sólido
Óleo	Óleo	---	Sólido
NFDS	Sólidos não-fermentáveis solúveis	$C_6H_{12}O_6$	Convencional
Protsol	Proteínas solúveis	$C_6H_{12}O_6$	Convencional
Levedura	Levedura	$H_2O$	Sólido

Fonte: autoria própria.

Os componentes convencionais, NFDS e Protsol, foram simulados como glicose, seguindo a mesma simplificação de AspenTech (2017) e Johnston (2021). As propriedades dos componentes sólidos foram inseridas pelo usuário no Aspen Plus, usando valores de AspenTech (2017). O componente “Levedura” foi simulado como um sólido com as mesmas propriedades da água. A Tabela 3.19 mostra as propriedades constantes dos componentes sólidos inseridas pelo usuário, e a Tabela 3.20, as propriedades dependentes da temperatura (capacidade calorífica).

Tabela 3.19. Propriedades constantes dos componentes sólidos inseridas pelo usuário.

<b>Componente</b>	<b>Massa molecular</b>	<b>Entalpia sólida de formação padrão (J/kmol)</b>	<b>Volume sólido (m<sup>3</sup>/kmol)</b>
Amido	162,141	$-9,7636 \times 10^8$	0,1060
C5Poli	132,115	$-7,6422 \times 10^8$	0,0864
C6Poli	162,141	$-9,7636 \times 10^8$	0,1060
Protins	132,115	$-7,6422 \times 10^8$	0,0864
Óleo	132,115	$-7,6422 \times 10^8$	0,0864

Fonte: AspenTech (2017).

Tabela 3.20. Capacidade calorífica dos componentes sólidos (em J/kmol/K) inserida pelo usuário.

<b>Parâmetro</b>	<b>Amido</b>	<b>C5Poli</b>	<b>C6Poli</b>	<b>Protins</b>	<b>Óleo</b>
A <sub>1</sub> (J/kmol/K)	-11.704	-9.536,3	-11.074	-9.536,3	-9.536,3
A <sub>2</sub> (J/kmol/K <sup>2</sup> )	672,07	547,62	672,07	547,62	547,62
A <sub>3</sub> (J/kmol/K <sup>3</sup> )	---	---	---	---	---
A <sub>4</sub> (J/kmol/K <sup>4</sup> )	---	---	---	---	---
T <sub>min</sub> (K)	298,15	298,15	298,15	298,15	298,15
T <sub>max</sub> (K)	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000

Fonte: AspenTech (2017).

A capacidade calorífica é calculada pela Eq. (3.1), repetida abaixo:

$$C_{p,i}^{*,S} = A_{1,i} + A_{2,i}T + A_{3,i}T^2 + A_{4,i}T^3 \text{ para } T_{\min} \ll T \ll T_{\max} \quad \text{Eq. (3.1)}$$

Pelas Tabelas 3.19 e 3.20, nota-se que os componentes “Amido” e “C6Poli” possuem propriedades semelhantes às calculadas para o componente “Celulose” simulada para a destilaria autônoma (Tabelas 3.5 e 3.6), e que os componentes “C5Poli”, “Protins” e “Óleo”, propriedades semelhantes às calculadas para o componente “Hemicelulose”.

No Apêndice D são mostrados os resultados da simulação usando componentes representativos para óleo (ácido linoleico) e proteínas solúveis e insolúveis (ácido glutâmico como amino ácido representativo), ao invés de aproximá-los usando as propriedades da glicose e C5Poli, respectivamente, como realizado inicialmente. As diferenças, em relação à simulação original, nas vazões e composições das principais correntes de processo e nas cargas térmicas das principais operações unitárias foram pequenas (menores que 3%).

O método termodinâmico selecionado para a simulação foi, novamente, o *Non-random two-liquid* (NRTL), e o componente CO<sub>2</sub> foi especificado como um componente do tipo Henry.

A composição do milho foi retirada de Kwiatkowski et al. (2006) e é apresentada na Tabela 3.21. A razão entre as vazões mássicas das subcorrentes MIX e CISOLID é de 1,86.

Tabela 3.21. Composição do milho (incluindo nas subcorrentes MIX e CISOLID).

<b>Componente</b>	<b>Fração mássica global</b>	<b>Fração mássica na subcorrente MIX</b>	<b>Fração mássica na subcorrente CISOLID</b>
Água	0,1500	0,5952	---
Amido	0,5950	---	0,7954
C5Poli	0,0442	---	0,0591
C6Poli	0,0255	---	0,0341
Protins	0,0493	---	0,0659
Óleo	0,0340	---	0,0454
NFDS	0,0680	0,2698	---
Protsol	0,0340	0,1349	---

Fonte: Kwiatkowski et al. (2006).

O diagrama de blocos do processo de produção de etanol de milho é mostrado na Figura 3.10. A Tabela 3.22 apresenta uma descrição dos blocos hierárquicos mostrados na Figura 3.10, e a Tabela 3.23, das correntes mostradas na Figura 3.10. A usina *flex* consiste na produção de etanol de cana-de-açúcar na safra, e de etanol de milho na entressafra. A simulação da produção de etanol no período da safra a partir da cana-de-açúcar foi detalhada na seção 3.1.2. Nas seções subsequentes, os blocos hierárquicos implementados na simulação da produção de etanol no período de entressafra a partir do milho, são descritos em mais detalhe.

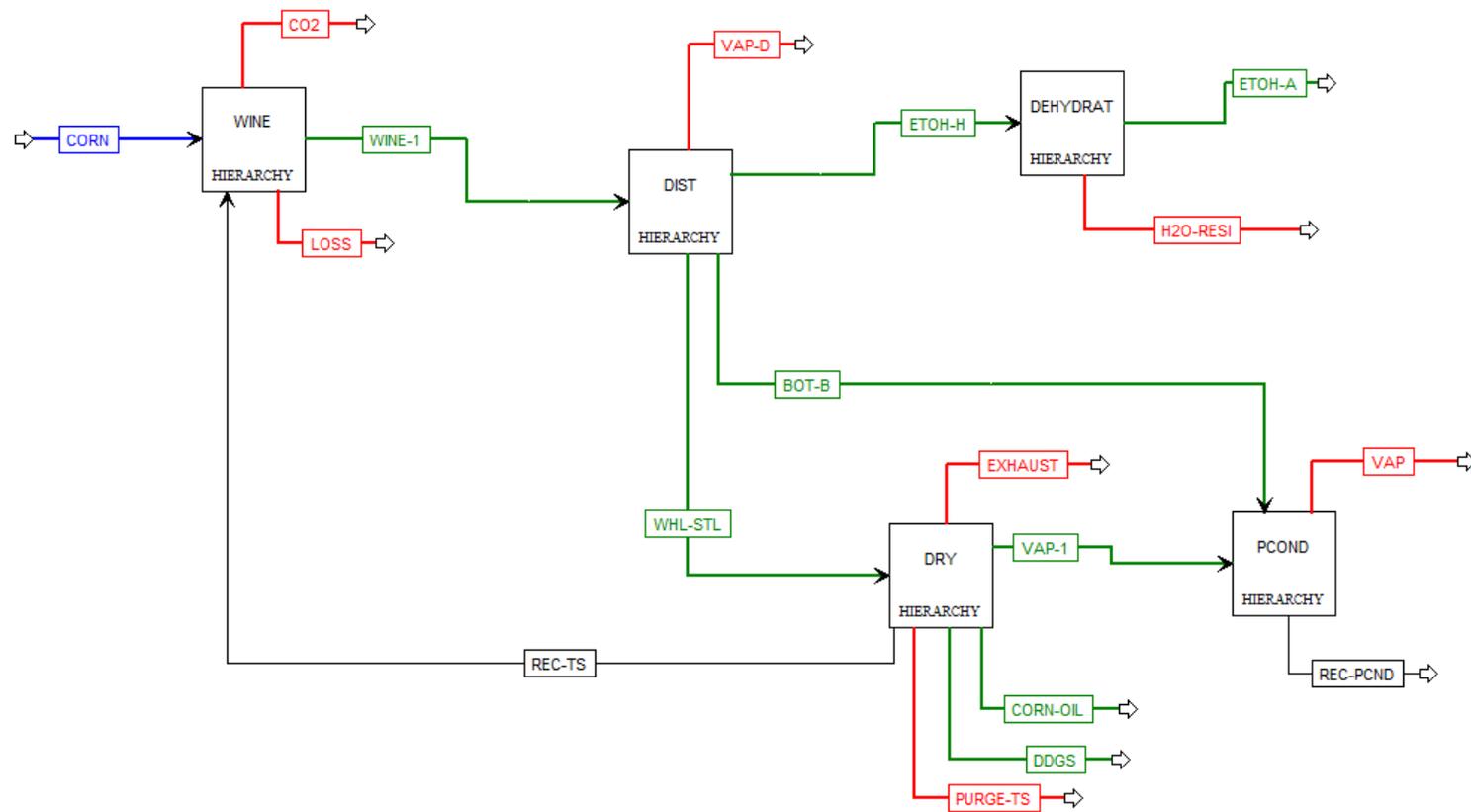


Figura 3.10. Diagrama de blocos do processo de etanol de milho implementado no Aspen Plus. Fonte: autoria própria.

Tabela 3.22. Descrição das etapas representadas nos blocos hierárquicos apresentados na Figura 3.10.

Bloco	Descrição
WINE	Limpeza do grão de milho (perda de 0,3% em massa), preparação da massa de milho (mistura do grão moído com condensados de processo e parte reciclada do <i>thin stillage</i> ), a depender do cenário: (1) cocção da massa de milho, liquefação, sacarificação e fermentação, ou (2) sacarificação e fermentação simultâneas da massa de milho não-liquefeita; recuperação do etanol arrastado pelo CO <sub>2</sub> na etapa de fermentação, misturando-o ao vinho bruto, gerando o vinho final que é enviado para a etapa de destilação.
DIST	Destilação do vinho final obtido no bloco WINE até uma concentração em massa de etanol de 93,6% em massa, produzindo etanol hidratado. Vapor vegetal de 1,7 bar, obtido no bloco DRY, é usado como fonte de calor direta (borbotagem) no fundo das colunas A e BB1.
DEHY-DRAT	Desidratação do etanol hidratado até uma concentração em massa de etanol de 99,4%, produzindo etanol anidro. Vapor de escape de 10 bar, obtido no bloco COGEN, é usado como fonte indireta de calor nos refervedores das colunas de extração e recuperação de MEG.
DRY	Filtração e centrifugação do <i>whole stillage</i> (produto de fundo da coluna A no bloco hierárquico DIST) para obtenção do <i>thin stillage</i> (parte é reciclada ao bloco WINE, parte é purgada para produzir DDGS com conteúdo proteico acima de 28% em massa seca, e parte é concentrada até 65% em massa de água para produzir o liquor). A concentração do <i>thin stillage</i> é feita usando vapor de escape de 2,5 bar produzido no bloco COGEN, e produz o vapor vegetal de 1,7 bar usado no bloco DIST. Do liquor produzido é extraído o óleo de milho. O DDGS é produzido misturando-se os sólidos retidos na filtração, com a corrente líquida produzida na centrifugação e com o liquor produzido na concentração do <i>thin stillage</i> . Ele é seco usando ar quente (a 270 °C) produzido no bloco COGEN, até 10% em massa de água (Johnston, 2021). O vapor produzido na secagem do DDGS é perdido para o ar quente.
PCOND	Esse bloco é usado apenas como uma calculadora. O vapor de 1,7 bar produzido na concentração do <i>thin stillage</i> é dividido entre o vapor que alimenta as colunas A e BB1 na etapa de destilação, e a quantidade excedente de vapor. Esse vapor excedente é condensado e misturado ao produto de fundo da coluna BB1 e à água de captação, cuja vazão é calculada de tal forma que a vazão de condensados de processo seja de 1,46 em relação à vazão de milho (Johnston, 2021).
COGEN*	Esse bloco não está na simulação mostrada na Figura 3.10. A energia produzida na cogeração no período de entressafra advém da queima da palha de cana, e essa etapa foi simulada separadamente (semelhante à Figura 3.8). Nessa etapa, a energia da combustão da palha é usada para pré-aquecimento do ar alimentado à caldeira, aquecimento do ar usado na secagem do DDGS, e produção de vapor superaquecido. O vapor superaquecido é expandido em turbinas de contrapressão de 2,5 e 10 bar, para gerar vapor usado no processo, e o restando, na turbina de condensação (0,11 bar) para maximizar a geração de eletricidade.

\*Não presente na simulação mostrada na Figura 3.10. Essa etapa foi simulada em arquivo separado. Fonte: autoria própria.

Tabela 3.23. Descrição das correntes apresentadas na Figura 3.10.

<b>Corrente</b>	<b>Descrição</b>
CORN	Milho alimentado ao processo. Vazão determinada para cada cenário com base na capacidade das dornas de fermentação e com composição igual à mostrada na Tabela 3.21.
CO2	Corrente gasosa obtida na coluna de absorção, advinda da fermentação do amido de milho. Contém majoritariamente CO <sub>2</sub> , e representa uma emissão do processo.
LOSS	Corrente que representa a quantidade de milho que é perdida na etapa de limpeza (0,3% em massa).
WINE-1	Vinho final obtido da fermentação (mistura do vinho bruto com a corrente recuperada de etanol no absorvedor). É enviado à etapa de destilação.
VAP-D	Vapor de incondensáveis produzido no topo da coluna D na etapa de destilação. Contém majoritariamente CO <sub>2</sub> e etanol. Representa uma emissão do processo.
ETOH-H	Etanol hidratado produzido no topo da coluna BB1. Segue para a etapa de desidratação.
BOT-B	Produto de fundo da coluna BB1, contendo essencialmente apenas água, segue para o bloco de condensados de processo.
WHL-STL	Produto de fundo da coluna A ( <i>whole stillage</i> ), segue para a etapa de filtração e centrifugação.
ETOH-A	Etanol anidro produzido no topo da coluna de extração. É o produto final do processo.
H2O-RESI	Água residual, contendo 0,3% em massa de MEG (Gil et al., 2014), obtida no topo da coluna de recuperação. Representa um resíduo do processo.
EXHAUST	Exaustão da secagem do DDGS. Contém uma mistura do ar resfriado (até 125 °C) e do vapor d'água evaporado do WDGS. Representa uma emissão do processo.
VAP-1	Vapor de 1,7 bar produzido na concentração do <i>thin stillage</i> . Segue para o bloco de condensados de processo.
CORN-OIL	Óleo de milho extraído do liquor concentrado do <i>thin stillage</i> . É um produto do processo.
DDGS	Farelo de milho com concentração de proteína entre 28 e 29% em massa seca (a depender do cenário). É um produto do processo.
PURGE-TS	Porção do <i>thin stillage</i> que é purgada para produzir DDGS com uma concentração adequada de proteínas.
REC-TS	Porção do <i>thin stillage</i> que é reciclada ao bloco WINE para produzir uma massa de milho com concentração adequada de amido.
VAP	Vapor d'água produzido na etapa de condensação. É uma corrente nula, que existe apenas caso haja outros vapores de processo (com pressão diferente de 1,7 bar) disponíveis para condensação.
REC-PCND	Corrente de condensados de processo que é reciclada ao bloco WINE.

Fonte: autoria própria.

### 3.1.5.2. Preparação, hidrólise e fermentação para obtenção do vinho (WINE)

No bloco hierárquico WINE, a corrente CORN, com vazão determinada pela Eq. (3.17), a 28 °C e 1 bar, e composição mostrada na Tabela 3.21, é alimentada ao bloco FSplit CLEAN, onde especifica-se a perda de 0,3% em massa para a corrente LOSS, com o restante seguindo para a corrente CLE-CORN (milho limpo). Os condensados de processo, corrente P-COND, são misturados numa proporção de 1,46 (m/m) (Johnston, 2021) em relação à vazão da corrente CORN no bloco Mix T-SLURRY, produzindo a corrente SLURRY (massa de milho mais espessa). A corrente SLURRY é misturada à corrente REC-TS (porção reciclada do *thin stillage*) no bloco Mix ADD-THIN, produzindo a corrente MASH-1. A vazão da corrente REC-TS é determinada por *design spec* para que a concentração de amido na corrente MASH-1 seja de 238,6 g/L e 180 g/L para os cenários convencional (liquefação, sacarificação e fermentação sequenciais) e simultâneo (sacarificação e fermentação simultâneas). A partir da corrente MASH-1, os fluxogramas diferem para cada cenário, como mostrado nas Figuras 3.11 e 3.12 para o cenário convencional e simultâneo, respectivamente.

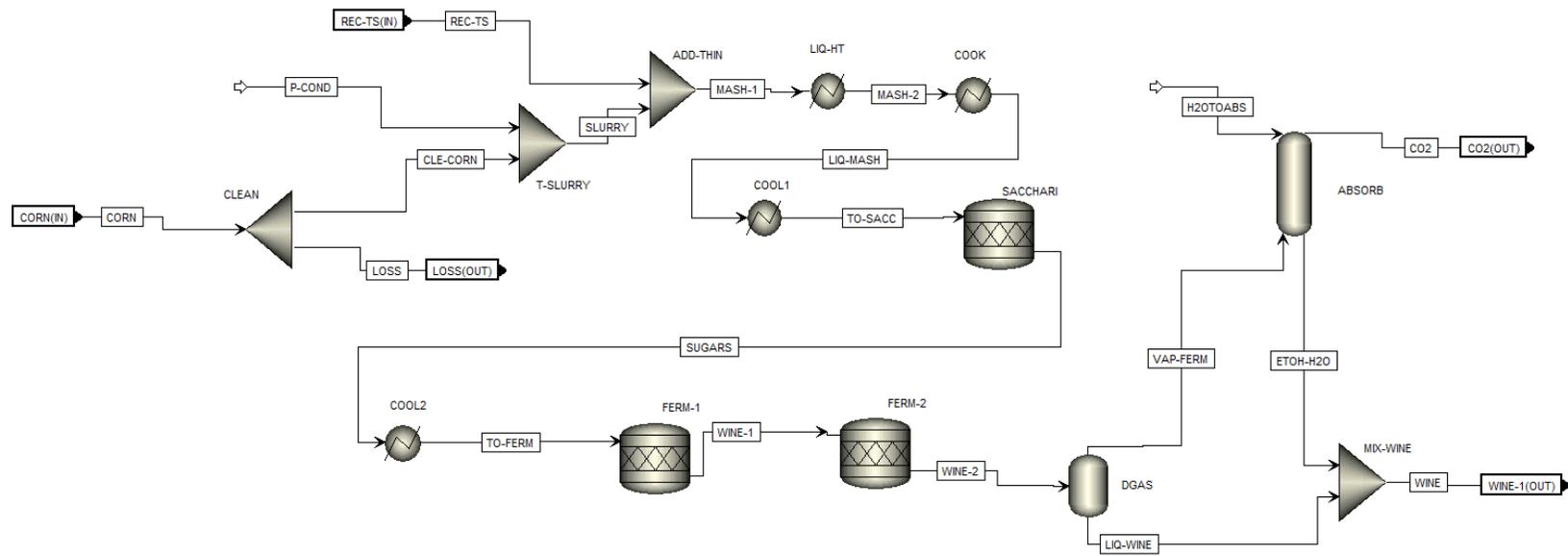


Figura 3.11. Fluxograma do processo implementado no bloco WINE para o processo convencional. Fonte: autoria própria.

Para o cenário convencional (Figura 3.11), a corrente MASH-1 segue para o bloco Heater LIQ-HT, onde sua temperatura é ajustada para 80 °C, representando a etapa de liquefação parcial do amido, que é completada no bloco seguinte, Heater COOK, onde ocorre o cozimento do amido a 110 °C, produzindo a corrente LIQ-MASH. Essa corrente é resfriada no bloco Heater COOL1 até a temperatura da etapa de sacarificação, 65 °C, resultando na corrente TO-SACC que é alimentada ao bloco RStoic SACCHARI. Nesse bloco, são especificadas as seguintes reações em série:



Assim, todo o amido que não é convertido em glicose, é convertido em sólidos solúveis não-fermentecíveis (NFDS). A conversão da Eq. (3.20) é calculada por *design spec* para que a concentração de glicose na corrente SUGARS (produzida no bloco SACCHARI) seja de 253 g/L, e a conversão da Eq. (3.21) é especificada como 100%.

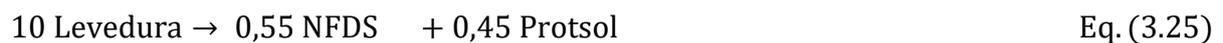
A corrente SUGARS segue para o bloco Heater COOL2, onde é resfriada até a temperatura de fermentação, 30 °C, resultando na corrente TO-FERM. Como visto na Figura 3.11, a etapa de fermentação é simulada em dois blocos RStoic, FERM-1 e FERM-2, para maior conveniência, embora no processo real ocorra em apenas um fermentador. No bloco FERM-1 são especificadas as seguintes reações em paralelo:



A primeira reação (Eq. (3.22)) representa uma reação estequiométrica real do processo, e sua conversão é ajustada por *design spec* para que a concentração de etanol na corrente LIQ-WINE seja de 117,9 g/L. A segunda reação (Eq. (3.23)) não representa uma reação real, e é

usada apenas como artifício para obter o coeficiente de rendimento de glicose a células ( $Y_{X/S}$ ) obtido nas simulações descritas no Apêndice C. Sua conversão é ajustada por *design spec* para que  $Y_{X/S}$  seja de 0,0621. O coeficiente de “10” para o componente “Levedura” representa a razão entre as massas moleculares da glicose e da levedura (simulada como água), mantendo-se o balanço de massa. Esta simplificação permite calcular o rendimento de glicose a células sem precisar definir a massa molecular das leveduras ou adicionar amônia (como foi feito para a destilaria autônoma na seção 3.1.2.5)

No bloco FERM-2 são especificadas as seguintes reações:



A Eq. (3.24) simplesmente converte a glicose não-reagida em sólidos solúveis não-fermentecíveis (NFDS) e possui uma conversão de 100%. A Eq. (3.25) representa a decomposição da biomassa da levedura em NFDS e proteínas solúveis, como prevista por Johnston (2021), com uma conversão de 60%. Da quantidade convertida, é produzido 55% em massa de NFDS e 45% em massa de proteínas solúveis, ambos simulados com a massa molecular da glicose.

O vinho total produzido na fermentação (corrente WINE-2) é alimentado a um balão de flash (bloco Flash2 DGAS, adiabático e sem queda de pressão) para separar as porções gasosa (corrente VAP-FERM) e líquida (corrente LIQ-WINE). A corrente VAP-FERM segue para um absorvedor (bloco RadFrac ABSORB, com as mesmas especificações dadas na seção 3.1.2.5). No absorvedor, o etanol arrastado para a corrente VAP-FERM é absorvido pela água e retirado na corrente ETOH-H2O, produzindo também uma corrente mais pura em  $\text{CO}_2$  (corrente  $\text{CO}_2$ ). A vazão da corrente de água alimentada ao absorvedor (corrente H2OTOABS)

é ajustada por *design spec* para que a fração mássica de etanol na corrente ETOH-H2O seja de 0,03.

As correntes ETOH-H2O e LIQ-WINE são misturadas no bloco Mix MIX-WINE, produzindo a vinho total (WINE/WINE-1) que segue para a etapa de destilação. Os trocadores de calor representados pelos blocos LIQ-HT, COOK, COOL1 e COOL2 foram dimensionados separadamente para obtenção da área de troca térmica e vazão de utilidades quentes (vapor 2,5 bar para LIQ-HT e COOK) e frias (água de resfriamento de 20 a 25 °C para COOL1 e COOL2). Não é possível realizar integração energética para esses trocadores, pois no processo real essas correntes não são contínuas, pois essas etapas ocorrem em batelada, e o enchimento e esvaziamento das cubas e dornas não ocorrem em tempos coincidentes. O calor das reações de liquefação e sacarificação foram negligenciados e o calor da reação de fermentação foi calculado com base na modelagem cinética, usando  $\Delta H_{\text{reação}} = -1.200 \text{ kJ/kg}$  glicose (Johnston, 2021). O resfriamento das dornas é feito mediante recirculação do vinho (corrente LIQ-WINE) usando água de resfriamento.

Para o cenário simultâneo (Figura 3.12), a temperatura da corrente MASH-1 é ajustada para a temperatura do processo de sacarificação e fermentação simultâneas (35 °C) no bloco Heater ADJ-T, produzindo a corrente TO-SSF.

As reações de sacarificação e fermentação simultâneas foram simuladas em três blocos RStoic, SSF-1, SSF-2 e SSF-3, como visto na Figura 3.12. O processo real, entretanto, ocorre num mesmo fermentador. No bloco SSF-1 são especificadas as reações de conversão do amido a glicose em série, Eq. (3.20) e (3.21). As conversões foram fixadas em 99,9% e 100%, respectivamente. A conversão de 99,9% vem dos resultados da simulação cinética (Apêndice C).

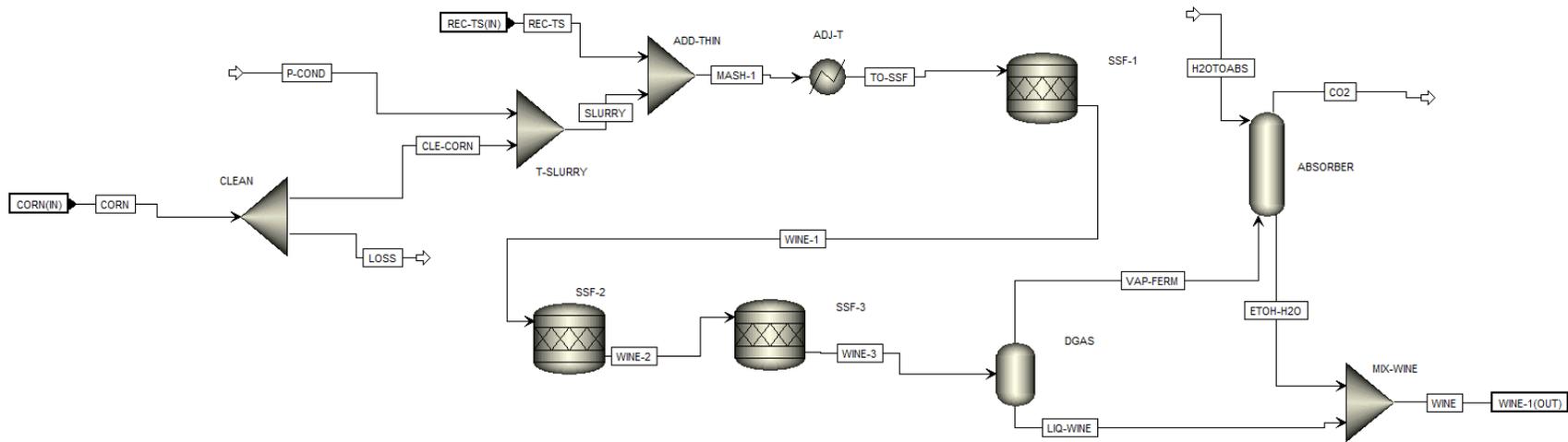


Figura 3.12. Fluxograma do processo implementado no bloco WINE para o processo simultâneo. Fonte: autoria própria.

No bloco SSF-2 são especificadas as reações representando a conversão da glicose a etanol e a células de levedura, Eq. (3.22) e (3.23). A conversão da primeira é ajustada por *design spec* para que a concentração de etanol na corrente LIQ-WINE seja de 88,6 g/L. A concentração de etanol no vinho para o processo de SFS é menor do que para o processo convencional (117,9 g/L), pois ocorre a uma temperatura maior (35 °C frente a 30 °C para a fermentação do convencional). A conversão da segunda reação (Eq. (3.23)) é ajustada por *design spec* para que a concentração de leveduras na corrente LIQ-WINE seja de 4,76 g/L. Esse valor representa 40% (pois 60% se decompõe no bloco SSF-3) de 11,9 g/L, que é a concentração final de leveduras obtida na simulação cinética.

No bloco SSF-3 são especificadas as reações de conversão completa da glicose remanescente a NFDS (Eq. (3.24)) e decomposição da levedura a NFDS e proteínas solúveis (Eq. (3.25)), essa última com conversão de 60%. A corrente de saída do bloco SSF-3, WINE-3, passa pelas mesmas etapas já descritas para o cenário convencional, sendo flashada no bloco Flash2 DGAS, produzindo as correntes VAP-FERM e LIQ-WINE. A primeira vai para o absorvedor (bloco RadfFrac ABSORB), onde água é adicionada para absorver o etanol na corrente de vapor, produzindo a corrente ETOH-H2O, que é misturada à corrente LIQ-WINE para produzir o vinho final, corrente WINE/WINE-1.

Dois comentários adicionais, que valem para os dois cenários (convencional e simultâneo), são que correntes representando componentes minoritários, como óxido de cálcio, soda cáustica, enzimas, amônia e ácido sulfúrico, foram negligenciadas. Suas vazões, no entanto, foram calculadas para dimensionamento de bombas e cálculo do custo de operação, com base nas proporções dadas por Johnston (2021) mostradas na Tabela 3.24. Para as enzimas, as quantidades foram determinadas pela modelagem cinética (Eq. (3.18a)).

Tabela 3.24. Consumo de insumos nas etapas de produção de vinho.

<b>Insumo</b>	<b>Fração relativa à massa de milho (kg/kg milho)</b>
NaOH	0,0502
CaO	0,0012
Amônia	0,0020
Ácido sulfúrico	0,0020

Fonte: Johnston (2021).

O segundo comentário é com relação à convergência da simulação ao conectar-se os dois ciclos, condensados de processo (REC-PCND) e *thin stillage* (REC-TS). Como visto tanto na Figura 3.11 como na Figura 3.12, apenas a corrente reciclada de *thin stillage* foi conectada. Essa corrente, diferentemente da corrente de condensados de processo, que é essencialmente água, possui concentrações significativas de outros componentes, em especial NFDS (entre 7-8% em massa) e proteínas solúveis (entre 1-2% em massa). Portanto, optou-se por conectar essa corrente, já que, por não ser apenas água ela alteraria a composição das correntes intermediárias de processo. Não foi possível convergir a simulação conectando-se ambas as correntes recicladas. Isso porque, como pode ser visto na seção 3.1.5.4 para a etapa de centrifugação e secagem, as vazões dessas duas correntes recicladas não são independentes. Quanto mais *thin stillage* é reciclado, menos *thin stillage* é concentrado, produzindo menos vapor de 1,7 bar, que, ao ser condensado, constitui parte dos condensados de processo. Assim, fixou-se a vazão da corrente de condensados de processo que é reciclada (1,46 kg/kg de milho), e variou-se livremente a vazão de *thin stillage* reciclado para obter a concentração adequada de amido de milho na corrente MASH-1. Como parte considerável do vapor de 1,7 bar é destinado para as colunas de destilação, e, portanto, é perdido, é necessário suprir o tanque de condensados de processo com água de captação para alcançar o valor de 1,46 kg/kg de milho, como explicado em maior detalhe na seção 3.1.5.5.

### 3.1.5.3. Destilação (DIST) e desidratação (DEHYDRAT)

Os fluxogramas das etapas de destilação e desidratação são idênticos aos da destilaria autônoma, que são mostrados nas Figuras 3.6 e 3.7, e as especificações dos blocos são as mesmas. Para a etapa de destilação, apenas as seguintes modificações foram implementadas: (1) a corrente VINASSE (produto de fundo da coluna A) agora se chama WHL-STL, e representa o *whole stillage*, não mais a vinhaça, contendo ainda 0,02% em massa de etanol; (2) a corrente PHLEGM não mais recebe esse nome, sendo chamada apenas de BOT-B e sendo destinada ao tanque de condensados de processo, não representando mais um efluente líquido; e (3) a temperatura da corrente TO-A1 (que é alimentada à coluna A1) não é mais ajustada de tal forma que a concentração de etanol no vapor de flegma (corrente PHLEGM-V) seja de 50%. Seu valor foi fixado em 98 °C, que foi o valor obtido para a destilaria autônoma, e a concentração de etanol nas corrente PHLEGM-V, deixada variar livremente. Isso foi feito pois, em especial para o cenário convencional, no qual a concentração de etanol no vinho é bem mais elevada do que na destilaria autônoma, a temperatura da corrente TO-A1 para que a concentração de etanol fosse de 50% em massa no vapor de flegma seria entre 110 e 120 °C. Assim, não seria mais possível realizar troca térmica com a corrente BOT-A, que sai por volta de 111 °C, no bloco HX-A para pré-aquecimento do vinho. Mesmo assim, a concentração de etanol na corrente PHELGGM-V não ultrapassou 57% em massa, no cenário com vinho mais rico em etanol.

Para a etapa de desidratação, as seguintes modificações foram realizadas: (1) os blocos LOSS-SPL e P2-67BAR foram desativados, pois a perda de condensado de vapor de 10 bar para o dessuperaquecedor (LOSS-SPL) e pressurização do restante até 67 bar (P2-67BAR) são operações agora realizadas no bloco COGEN, simulado separadamente; e (2) a corrente de MEG recuperado, que é reciclado à coluna de extração (RECY-MEG) não mais está conectada ao bloco MIX1. Isso porque, ao ser conectada, o fluxograma não mais convergia, mesmo

testando-se diferentes métodos de convergência. O problema de convergência ocorria no solver destinado à iteração da corrente de reciclo, e o erro era no balanço de massa do componente majoritário na corrente REC-H<sub>2</sub>O, a água, cujo valor da vazão divergia na primeira casa decimal entre as duas últimas iterações. Por não se tratar de um erro na operação das colunas, e por não haver uma alteração significativa nas vazões e composições das demais correntes, deixou-se a corrente de reciclo desconectada, e a vazão de MEG que deve ser suprido durante a operação em estado estacionário foi calculada como sendo a vazão do componente MEG na corrente REC-H<sub>2</sub>O, o que gerou valores semelhantes aos da simulação da destilaria autônoma.

#### **3.1.5.4. Centrifugação e secagem (DRY)**

A corrente de *whole stillage*, WHL-STL, produzida no fundo da coluna A na etapa de destilação, é bombeada no bloco Pump PUMP1 até 1,7 bar, produzindo a corrente TO-FLT, destinada ao bloco de filtração de sólidos, Sep FILTER, como pode ser visto na Figura 3.13. Nesse bloco, especifica-se que 100% dos componentes água, etanol, NFDS, proteínas solúveis, e óleo, 8% dos componentes C5poli, C6poli e proteínas insolúveis, e 33% do componente levedura, saem na corrente líquida FLT-LIQ (Johnston, 2021).

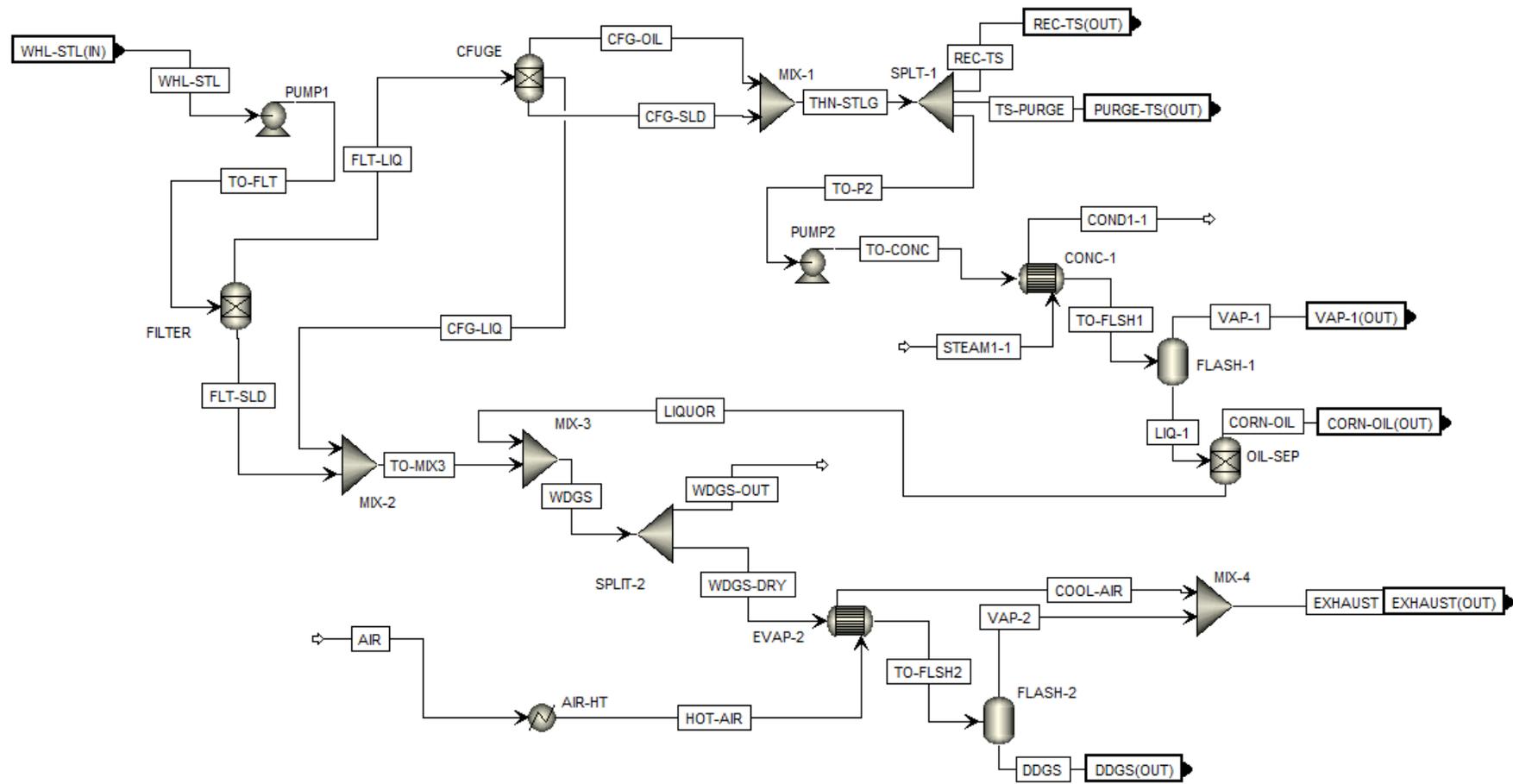


Figura 3.13. Fluxograma do processo implementado no bloco DRY. Fonte: baseado em Johnston (2021).

A corrente líquida, FLT-LIQ, segue para a etapa de centrifugação no bloco Sep CFUGE, onde são produzidas três correntes, uma rica em óleo, CFG-OIL, uma intermediária, GFG-LIQ, e uma rica em sólidos, CFG-SLD. As especificações para essas correntes são dadas na Tabela 3.25, de acordo com dados de Johnston (2021).

Tabela 3.25. Especificações para a etapa de centrifugação no bloco hierárquico DRY.

<b>Componente</b>	<b>Fração na corrente CFG-OIL</b>	<b>Fração na corrente CFG-SLD</b>
Água	0,0322	0,7694
Etanol	0,0322	0,7694
NFDS	0,0322	0,9678
Proteínas solúveis	0,0322	0,7694
C5poli	0	1
C6poli	0	1
Proteínas insolúveis	0	1
Óleo	0,4000	0
Levedura	0,0322	0,7694

Fonte: Johnston (2021).

Lembrando que, na Tabela 3.25, a quantidade remanescente dos componentes que não saem nem na corrente CFG-OIL, nem na corrente CFG-SLD, pelo balanço de massa, saem na corrente CFG-LIQ. Com relação ao nome dessas correntes, é importante ressaltar que o componente água é o componente majoritário em todas elas. A corrente CFG-OIL é assim denominada, pois é a que contém maior fração mássica do componente óleo dentre as três correntes. A corrente CFG-SLD é assim denominada, pois é a que contém a maior fração mássica de sólidos, tanto solúveis (NFDS e proteínas solúveis) como insolúveis (C5poli, C6poli e proteínas insolúveis), dentre as três correntes.

As correntes CFG-OIL e CFG-SLD são misturadas no bloco MIX-1, dando origem ao *thin stillage*, corrente THIN-STLG, que é alimentada ao bloco FSplit SPLT-1, onde se separa em três correntes: REC-TS, a porção do *thin stillage* que é reciclada ao bloco WINE, TS-PURGE, a porção do *thin stillage* que é purgada para obter DDGS dentro das especificações, e TO-P2, a porção do *thin stillage* que segue para a etapa de concentração. A vazão mássica

para a corrente REC-TS é ajustada por *design spec* de tal forma que a concentração de amido na corrente WINE.MASH-1 seja de 238,6 g/L e 180 g/L, respectivamente para os cenários convencional e simultâneo. A vazão para a corrente TS-PURGE foi ajustada manualmente para que a fração mássica de proteínas na corrente DDGS estivesse entre 28 e 29% em massa seca. A vazão para a corrente TO-P2 é obtida pelo balanço de massa no bloco SPLT-1.

A corrente TO-P2 segue para o bloco Pump PUMP2, onde a pressão é ajustada para 1,7 bar, caso a pressão da bomba PUMP1 seja alterada. Assim, produz-se vapor de 1,7 bar no bloco Flash2 FLASH-1 (adiabático e sem queda de pressão). A corrente de saída da bomba, TO-CONC, segue para o bloco HeatX CONC-1, onde também é alimentada a corrente STEAM1-1, que é vapor saturado a 2,5 bar, e onde se especifica que a fração de vapor na corrente COND1-1 será de 0, ou seja, é água líquida saturada. A vazão da corrente STEAM1-1 é ajustada por *design spec* para que a concentração de água na corrente LIQ-1 seja de 65% em massa. O vapor produzido no bloco FLASH-1, VAP-1, é vapor saturado a 1,7 bar.

A corrente LIQ-1 segue para o bloco Sep OIL-SEP, onde óleo de milho é extraído na corrente CORN-OIL (que contém 80% de todo o óleo na corrente LIQ-1). O liquor que resulta, corrente LIQUOR, segue para ser misturado às correntes sólida da filtração, FLT-SLD, e líquida da centrifugação, CFG-LIQ, nos blocos MIX-2 e MIX-3, produzindo o WDGS. No bloco SPLIT-2, tem-se a opção de separar uma parte do WDGS para venda, na corrente WDGS-OUT, que possui vazão nula. Assim, todo WDGS é destinado à secagem, na corrente WDGS-DRY, para produção de DDGS.

A corrente WDGS-DRY é enviada ao bloco HeatX EVAP-2, onde também é alimentada a corrente HOT-AIR, que é ar a 1 bar e 270 °C, a mesma temperatura de pré-aquecimento do ar da caldeira. No bloco EVAP-2, especifica-se uma temperatura de saída para o ar, na corrente COOL-AIR de 125 °C. A corrente de WDGS aquecida, TO-FLSH2 é

alimentada ao bloco FLASH-2 (adiabático e sem queda de pressão), produzindo o vapor evaporado do WDGS, corrente VAP-2, e o DDGS. A vazão da corrente de ar, AIR, é ajustada por *design spec* para que a fração mássica de água na corrente DDGS seja de 0,1. O calor requerido pelo bloco Heater AIR-HT, que aquece o ar de 28 °C até 270 °C, é usado na etapa de cogeração, reduzindo a quantidade de calor produzido na combustão da palha que está disponível para gerar vapor. As correntes COOL-AIR (ar resfriado) e VAP-2 (vapor saturado a 1,7 bar) são misturadas no bloco MIX-4, pois a secagem do DDGS ocorre por meio de secador rotativo de contato direto, portanto a água evaporada é carregada pelo ar resfriado.

#### **3.1.5.5. Condensados de processo (PCOND)**

Nesse bloco é feito o cálculo da vazão da corrente reciclada de condensados de processo, PCOND, com fluxograma mostrado na Figura 3.14.

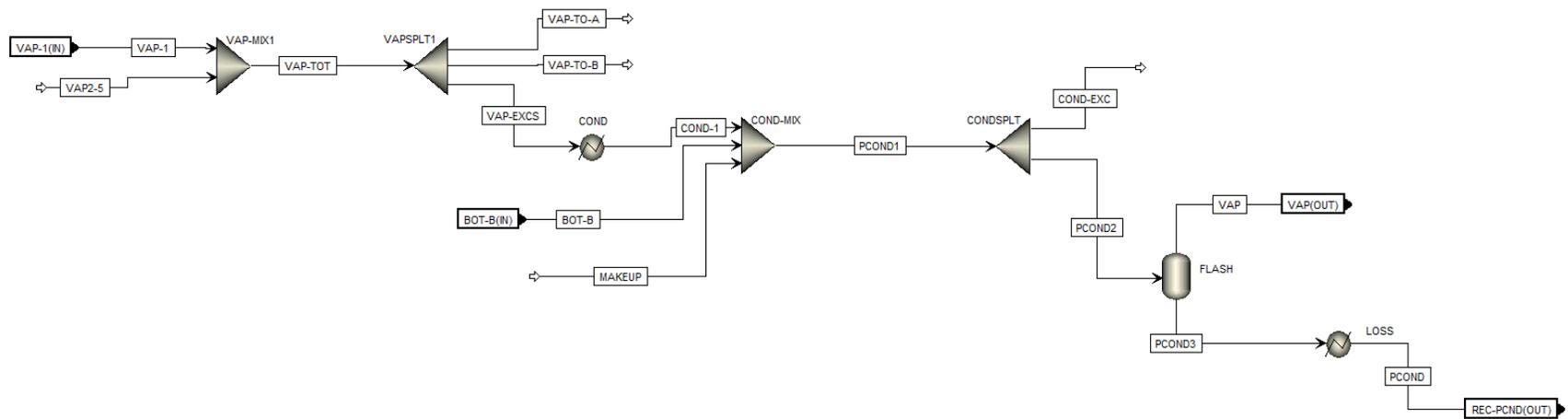


Figura 3.14. Fluxograma do processo implementado no bloco PCOND. Fonte: autoria própria.

Três situações distintas são previstas para os condensados de processo: (1) na primeira delas, o vapor gerado na concentração do *thin stillage*, corrente VAP-1, não é suficiente para alimentar as colunas de destilação, e vapor de 2,5 bar deve ser suprido e expandido (corrente VAP2-5); (2) na segunda situação, há vapor 1,7 bar suficiente para a destilação e, ainda, um excedente (VAP-EXCS) para ser condensado. No entanto, a somatória do vapor condensado (COND-1) e corrente de fundo da coluna BB1 (BOT-B) não é suficiente para gerar a quantidade necessária de condensados de processo (PCOND), e água de captação deve ser suprida (corrente MAKEUP); (3) na terceira situação, o excedente de vapor de 1,7 bar é mais do que o suficiente para gerar a quantidade necessária de condensados de processo, e o excesso de condensados (COND-EXC) é um efluente do processo. Para ambos os cenários, convencional e simultâneo, ocorreu a segunda situação, e a vazão da corrente MAKEUP foi ajustada por *design spec* para que a vazão da corrente PCOND seja igual à vazão da corrente WINE.P-COND.

#### **3.1.5.6. Cogeração (COGEN)**

Como mencionado brevemente na seção 3.1.2.8, no período da entressafra (135 dias), a etapa de cogeração produz energia através da queima de 50% da palha gerada pelas  $4 \times 10^6$  toneladas de cana (140 kg/tonelada), ou cerca de 86.420 kg/h. Para a destilaria autônoma, apenas a turbina de condensação está em funcionamento no período da entressafra. Para os dois cenários da usina *flex*, as turbinas de contrapressão também estão em funcionamento, para fornecer vapor de 2,5 e 10 bar para o processo. O fluxograma da etapa de cogeração para a usina *flex* é mostrado na Figura 3.15.



O fluxograma da Figura 3.15 é equivalente aos fluxogramas das Figuras 3.8 e 3.9, com as seguintes modificações: (1) a biomassa que é alimentada ao bloco COMBUST é a palha (composição dada na Tabela 3.4) com 10% de umidade, e não mais a mistura de bagaço com impurezas vegetais (como ocorre na Figura 3.8); (2) a fração da corrente SUP-VAP que é destinada à corrente TO-BPT1 é ajustada por *design spec* de tal forma que a vazão da corrente DSUP1-V seja igual à soma das vazões de vapor 2,5 bar usado no bloco DRY.CONC-1 e usado como utilidade quente nos blocos LIQ-HT e COOK (para o cenário convencional); (3) a fração da corrente SUP-VAP que é destinada à corrente TO-BPT2 é ajustada por *design spec* de tal forma que a vazão da corrente DSUP2-V seja igual à vazão da corrente DEHYDRAT.STEAM2; (4) no bloco HX2-A, que representa a seção de pré-aquecimento do ar de caldeira, é acrescentada a corrente de calor QDDGS, representando o calor necessário para aquecer o ar de secagem do DDGS (carga térmica do bloco DRY.AIR-HT); (5) as bombas P1-67BAR e P2-67BAR, que bombeiam os reciclados dos condensados de vapores de 2,5 e 10 bar até uma pressão de 67 bar, respectivamente, foram acrescentadas, e as vazões das correntes RECYCLE1 e RECYCLE2 são calculadas considerando as perdas para os dessuperaquecedores (WATER-1 e WATER-2) e 5% de perdas gerais.

### **3.2. Análise econômica, de sensibilidade e de risco**

Para a maioria dos equipamentos simulados no Aspen Plus os custos de capital foram estimados diretamente no simulador através da ativação da ferramenta *Economic Analysis*. Essa ferramenta envia dados dos equipamentos simulados (como área de troca térmica para blocos HeatX e diâmetro das colunas para os blocos RadFrac, por exemplo) para o *Aspen Process Economic Analyzer* (APEA) que realiza a estimativa de custo através da ferramenta *Aspen Capital Cost Estimator* (ACCE). O ACCE possui uma extensa base de dados com correlações para o cálculo do custo de aquisição e instalação (tubulações, fundações, suportes, instrumentação, dentre outros) de diversos equipamentos.

Outros equipamentos foram dimensionados fora do simulador Aspen Plus usando dados obtidos no simulador. Para a destilaria autônoma, este foi o caso das dornas de fermentação, cubas de tratamento, trocadores de calor em placa para resfriamento das dornas, tanques de armazenagem, moendas, esteiras, esmagadores (Hugot, 1986), evaporadores, bombas de vácuo, filtros, caldeiras, estação de tratamento de água (ETA), dentre outros menores. Para a usina *flex*, este foi o caso das bombas de deslocamento na etapa de preparação da massa de milho, hidrociclone para separação do óleo do *thin stillage* concentrado (CleanaWater, 2019), secador rotativo para secagem do DDGS, peneira de sólidos, dentre outros menores. A estimativa do custo de capital nesses casos foi feita diretamente no APEA. Os custos de capital estimados pelo APEA são para o primeiro trimestre de 2016 (CEPCI = 556,8; ChemicalEngineering, 2016).

A estimativa do custo de capital de alguns outros equipamentos, como centrífugas para a destilaria autônoma, foi feita com base em correlações presentes em Towler & Sinnott (2013) e Sieder et al. (2017), com CEPCI = 567. Para a usina *flex*, o custo da esteira de alimentação de milho, silo de armazenagem de milho, moendas, pesagem do milho, centrífugas, esteira de WDGS, dentre outros, foi estimado com base nas dimensões dadas por Johnston (2021) e aplicando a regra dos 7/10. Os custos de capital desse trabalho são para julho de 2020, quando o CEPCI era de 591,1 (ChemicalEngineering, 2020). Para atualização dos custos de capital foi usado o valor regredido para o CEPCI 2021 de 614,3. Essa regressão foi feita com base em dados históricos (Furlan, 2022) e no valor para o CEPCI de 2020 de 596,2 (CheResources, 2021).

Os custos de capital dos equipamentos instalados foram somados e multiplicados por um fator de tropicalização para o Brasil, resultando no Custo Fixo de Investimento direto (CFI direto). A estimativa do valor desse fator de tropicalização foi feita seguindo a correlação disponível em Towler & Sinnott (2013), apresentada na Eq. (3.26):

$$F_{\text{Trop},2} = F_{\text{Trop},1} \left( \frac{\text{Cotação}_2}{\text{Cotação}_1} \right) \quad \text{Eq. (3.26)}$$

Na Eq. (3.26),  $F_{\text{Trop},1} = 1,14$  para o ano base de 2003, quando  $\text{cotação}_1 = 2,9$ . O Custo Fixo de Investimento (CFI) é obtido somando o CFI direto ao CFI indireto, que é estimado como 20% do CFI total (Longati et al., 2018). O Custo Total de Investimento (CTI) é obtido somando-se ao CFI o capital de giro (10% do CFI), despesas com *start up* (10% do CFI) e despesas com aquisição da propriedade onde a destilaria está instalada (2% do CFI) (Towler & Sinnott, 2013). Foi assumido, adicionalmente, que não haveria necessidade de expandir a área da planta para processamento do milho.

Os custos operacionais dividem-se em três: (1) custo com utilidades (água de resfriamento e eletricidade), matérias-primas (cana-de-açúcar, palha, milho, leveduras, enzimas, soluções de ácido sulfúrico e fosfórico, soda cáustica, cal, MEG, polímero floculante, dentre outros menores), e descarte dos principais resíduos do processo (vinhaça, flegmaça e torta de filtro); (2) custo de mão-de-obra; (3) demais custos operacionais, estimados como porcentagens de outros custos ou variáveis.

A receita da destilaria autônoma advém de três fontes: venda do etanol anidro, venda da eletricidade excedente gerada na cogeração e venda de Cbios. Para a usina *flex* há também a receita advinda do DDGS e do óleo de milho. Os preços e custos unitários dos produtos, resíduos, matérias-primas, utilidades e mão-de-obra são apresentados na Tabela 3.26.

Tabela 3.26. Preços e custos unitários para produtos, resíduos, matérias-primas e utilidades da destilaria autônoma.

<b>Item</b>	<b>Unidade</b>	<b>Valor</b>	<b>Referência</b>
Água de captação	R\$/m <sup>3</sup>	0,13	ANA (2018)
Cana-de-açúcar	R\$/ton	95,75	UDOP (2022)
Palha de cana	R\$/ton	72,64	Jornal Cana (2018)
Milho	R\$/60kg	42,77	Aprosoja (2022)
Óxido de cálcio	\$/ton	108,11	
Ácido sulfúrico (98%)	\$/ton	56,11	
Ácido fosfórico (85%)	\$/ton	756,76	Longati et al. (2018)
Leveduras	\$/ton seca	3.675,67	
Polímero floculante	\$/ton	108,11	
MEG	R\$/kg	19,20	Souza (2021)
Soda cáustica	\$/ton	12,00	
Amônia	\$/ton	220,00	Johnston (2021)
Enzimas convencional	\$/ton	2.250,00	
Enzimas SFS	% custo de operação total	8,0	Cripwell (2020)
Etanol Anidro	\$/m <sup>3</sup>	535,01	Cepea (2022)
Eletricidade	R\$/MWh	296,64	CCEE (2022)
DDGS	R\$/ton	1.500,00	MFRural (2021)
Óleo de milho	\$/ton	25,17	Alibaba (2021)
Cbios	R\$/Cbio	43,55	Observatório da Cana (2022)
Vinhaça, flegmaça, torta de filtro	R\$/m <sup>3</sup>	13,62	Ruiz (2015)
Mão-de-obra (cana)	R\$/ton cana	12,98	NovaCana (2020)
Mão-de-obra (milho)	\$/h	312,00	Johnston (2021)

A quantidade de CBIOs foi calculada usando a nota energética obtida através do cálculo da categoria de impacto de mudança climática (seção 3.3). A cotação usada para converter real (R\$) para dólar (\$) foi o valor médio dos últimos 5 anos (janeiro 2017 a dezembro 2021), de 1 \$ = 4,47 R\$ (Banco Central do Brasil, 2022), corrigidos pelo IPCA - Índice de Preços ao Consumidor Amplo (IBGE, 2022) e CPI - *Consumer Price Index* (US Inflation Calculator, 2022) de cada ano. Na Tabela 3.26, os valores apresentados para a cana-de-açúcar, milho, etanol anidro e eletricidade foram as médias dos últimos cinco anos, ponderadas pelo IPCA anual de cada ano (IBGE, 2022). Para o etanol anidro, o preço indicado é na porta da usina (sem frete, sem impostos) para o estado de Goiás. Para a eletricidade, o preço indicado é no mercado *spot* da região Centro-Sul. Para comparação, o preço médio da eletricidade produzida

a partir do bagaço de cana em leilão nos últimos 5 anos foi de 238,12 R\$/MWh (Aneel, 2022). Para o milho, o preço indicado é para o estado de Mato Grosso. Os demais custos mostrados na Tabela 3.26 foram atualizados pelo IPCA de cada ano, de forma que todos os custos são dados para 2021.

Para fins da análise econômica, assumiu-se um aumento anual na capacidade da destilaria autônoma de 0,5%, ou seja, a receita e custos operacionais calculados para o ano 1 de operação foram incrementados de forma composta por 0,5% para os demais anos de operação até a vida útil do projeto,  $N = 20$  anos. Os demais custos operacionais foram estimados seguindo as recomendações gerais prescritas em Towler & Sinnott (2013), sintetizados na Tabela 3.27.

Tabela 3.27. Outros custos operacionais da destilaria autônoma e usina *flex*.

<b>Custo</b>	<b>Descrição</b>
Supervisão	25% do custo com mão-de-obra.
Custos indiretos com mão-de-obra	50% do custo com mão-de-obra + supervisão.
Custos indiretos gerais de administração	65% do custo com mão-de-obra + supervisão + custos indiretos com mão de obra.
Manutenção	2% do Custo Fixo de Capital no ano 1 + 12% de aumento anual.
Impostos de propriedade e seguro	2% do Custo Fixo de Capital.
Pesquisa e Desenvolvimento	1% da receita do ano 1.
Capital de giro operacional	10% da receita anual de cada ano.
Venda e marketing	1% da somatória das despesas listadas acima.

Fonte: Towler & Sinnott (2013).

A análise econômica foi feita usando valores reais, isto é, valores dados para o ano zero (ano de 2021). Dessa forma, a Taxa Mínima de Atratividade (TMA) é uma taxa real, cujo valor foi estimado com base na Taxa de Longo Prazo (TLP) divulgada pelo BNDES de 4,75%, taxa básica de remuneração e intermediação de 1,5% e taxa de risco de crédito de 3% (BNDES, 2022). Isso resultou numa TMA real de 9,4%. A taxa de inflação projetada para toda a vida útil da planta foi a média do IPCA dos últimos 5 anos, de 5,2% (IBGE, 2022). A taxa de inflação projetada foi usada apenas para corrigir os valores da depreciação (que são nominais, isto é,

dados para o ano em que ocorrem) para valores reais. O tempo de depreciação ( $N_D$ ) foi de 10 anos, usando o método de depreciação da soma dos dígitos (fator de depreciação para o ano “n”,  $FD_n$ , calculado pela Eq. (3.27)). A taxa de impostos foi de 34% (Longati et al., 2018) e o valor final de resgate do projeto foi desprezado.

$$FD_n = \frac{N_D - n + 1}{1 + 2 + 3 + \dots + N_D} \quad \text{para } 1 \leq n \leq N_D \quad \text{Eq. (3.27)}$$

O fator de depreciação se aplica ao CFI direto menos o valor da propriedade. Os fluxos de caixa (FC) para o projeto são apresentados nas Eq. (3.28a) a (3.28f). Nessas equações,  $R$  representa a receita para aquele ano,  $C$ , os custos operacionais,  $D$ , a depreciação (se aplicável), e  $\varphi$ , a taxa de impostos.

$$FC_{-2} = -\text{Propriedade} \quad \text{Eq. (3.28a)}$$

$$FC_{-1} = -0,5 \times \text{CFI} \quad \text{Eq. (3.28b)}$$

$$FC_0 = -0,5 \times \text{CFI} - \text{Capital de giro} - \text{Custo de } start \ up \quad \text{Eq. (3.28c)}$$

$$FC_n = (R - C - D) \times (1 - \varphi) + D \quad \text{para } 1 \leq n \leq N_D \quad \text{Eq. (3.28d)}$$

$$FC_n = (R - C) \times (1 - \varphi) \quad \text{para } N_D + 1 \leq n \leq N - 1 \quad \text{Eq. (3.28e)}$$

$$FC_N = (R - C) \times (1 - \varphi) + \text{Propriedade} + \text{Capital de giro} \quad \text{Eq. (3.28f)}$$

Caso a quantidade  $(R - C - D)$  ou  $(R - C)$  seja negativa, a taxa de impostos ( $\varphi$ ) não se aplica. Os fluxos de caixa descontados (FCD) para cada ano “n” são calculados usando a TMA (Eq. (3.29)):

$$FCD_n = FC_n(1 + TMA)^{-n} \quad \text{para } -2 \leq n \leq N \quad \text{Eq. (3.29)}$$

O Valor Presente líquido (VPL) do projeto, que é a somatória de todos os FCDs, é então obtido pela Eq. (3.30):

$$VPL = \sum_{n=-2}^N FCD_n \quad \text{Eq. (3.30)}$$

A Taxa Interna de Retorno (TIR) é obtida igualando a seguinte função a zero (Eq. (3.31)):

$$f(TMA) = \sum_{n=-2}^N FCD_n = \sum_{n=-2}^N FCN_n(1 + TIR)^{-n} \quad \text{Eq. (3.31)}$$

De forma semelhante, outras variáveis podem ser alteradas para que  $VPL = 0$ , como por exemplo, o preço mínimo de venda do etanol (PMVET), o preço mínimo de venda da eletricidade (PMVEL), o preço máximo de compra da cana-de-açúcar (PMCCA), o preço máximo de compra do milho (PMCM), ou o preço mínimo de venda do DDGS (PMVDDGS).

A análise econômica dos cenários da usina *flex* foi feita tanto para o projeto completo (incluindo construção da destilaria autônoma), como para o processo incremental (apenas construção dos equipamentos adicionais necessários para processamento do milho). Vale ressaltar que a análise incremental inclui a receita advinda da eletricidade produzida pela queima da palha na entressafra e inclui, portanto, o custo de aquisição da palha.

A análise de sensibilidade foi feita variando-se uma variável (CEPCI, preço unitário da cana-de-açúcar, milho, eletricidade, etanol anidro ou preço das enzimas), enquanto todas as outras variáveis foram mantidas em seus valores base, e recalculando-se o VPL. Os valores foram variados em  $\pm 25\%$  em relação aos valores bases, com exceção do preço da enzima, que foi aumentado em 50%, 2 e 5 vezes. A análise de risco foi feita por meio de 1.000 simulações de Monte Carlo para cada cenário. Para isso, assume-se uma distribuição para cada variável incerta (mostradas na Tabela 3.28), e para cada simulação escolhe-se randomicamente um conjunto de valores para essas variáveis incertas. Então, calcula-se o VPL para cada simulação. Assim, pode-se plotar a distribuição acumulada dos valores de VPL, identificando-se a

probabilidade de viabilidade dos projetos (valor da distribuição acumulada para qual VPL = 0) e a dispersão dos valores de VPL (percentis da distribuição acumulada).

Tabela 3.28. Variáveis incertas e suas distribuições para a análise de risco.

Variável	Distribuição	Limite inferior	Limite superior	Média	Desvio padrão
Preço do etanol anidro (R\$/m <sup>3</sup> )	Normal	--	--	535,01	119,68
Preço da cana-de-açúcar (R\$/ton)	Normal	--	--	95,75	15,80
Cotação (R\$/R\$)	Uniforme	3,36	6,10	--	--
Preço da eletricidade (R\$/MWh)	Normal	--	--	296,64	79,72
Preço milho (R\$/60kg)	Normal	--	--	42,77	21,41
CEPCI	Uniforme	600,1	628,5	--	--

Para as variáveis com distribuição normal (etanol anidro, eletricidade, cana-de-açúcar e milho), as médias e desvios padrões foram calculados para os valores reais observados ao longo dos últimos 5 anos. As médias são iguais aos valores base mostrados na Tabela 3.26. Para a cotação, os limites superior e inferior foram os valores reais máximos e mínimos, respectivamente, observados ao longo dos últimos 5 anos. Para o CEPCI, os limites inferior e superior foram determinados com base na incerteza da regressão realizada.

### 3.3. Análise do Ciclo de Vida

A Análise do Ciclo de Vida (ACV) baseou-se nas normas ISO 14044:2009 (ISO, 2009), que apresenta quatro etapas: (1) objetivo e escopo; (2) inventário do ciclo de vida (ICV); (3) avaliação dos impactos ambientais; e (4) interpretação dos resultados. No objetivo e escopo define-se o que se pretende estudar e por quê, qual é a função e fronteira do sistema, a unidade funcional, as hipóteses necessárias, as limitações, o método de avaliação que será utilizado, e quais impactos serão analisados. O ICV compreende a coleta de dados relacionados ao sistema em questão, incluindo correntes de entrada e saída de materiais, energia e emissões. Na

avaliação dos impactos, utiliza-se os dados do ICV conjuntamente com métodos de caracterização para o cálculo dos impactos em diversas categorias. Na fase de interpretação analisa-se os resultados do ICV e dos impactos ambientais com vistas a oferecer conclusões e recomendações. É nesta etapa final que se comparam diferentes cenários.

O objetivo desta ACV foi quantificar os impactos ambientais decorrentes da produção integrada de etanol de cana e milho, e comparar com os impactos do processo convencional brasileiro, de produção de etanol de cana em destilarias autônomas. Assim, buscou-se identificar as vantagens e desvantagens do processo integrado frente à destilaria autônoma. O sistema analisado foi do tipo *cradle-to-gate*, incluindo os impactos devido ao plantio, cultivo, colheita e transporte das matérias-primas até a planta *flex* (ou destilaria autônoma), e os impactos devido à produção industrial de etanol anidro.

A unidade funcional foi definida como sendo 1 kg de etanol anidro produzido pela planta *flex* (ou destilaria autônoma) durante um ano de operação, lembrando que todos os cenários produzem apenas etanol anidro (não há produção de etanol hidratado). A eletricidade e o DDGS foram considerados co-produtos e a alocação energética foi utilizada para definir quanto do impacto total é devido ao etanol. As propriedades energéticas dos produtos foram usadas como base para a alocação, sendo elas: Poder Calorífico Inferior (PCI) para o etanol de 26,67 MJ/kg (calculado no simulador Aspen Plus), energia digerível para o DDGS de 15,0 MJ/kg úmido (Spiehs et al., 2002 *apud* Stein, n.d., assumindo 10% de umidade), e energia excedente (ou líquida) para a eletricidade. O óleo de milho não foi considerado como co-produto devido à baixa quantidade produzida. A Figura 3.16 mostra a fronteira do sistema estudado.

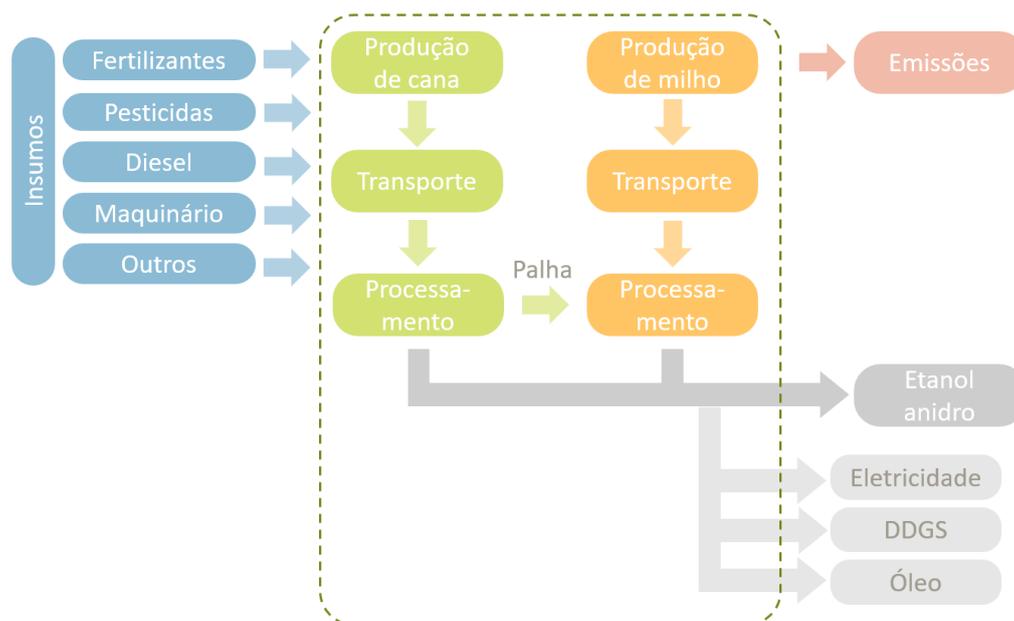


Figura 3.16. Fronteira de sistema para ACV. Fonte: autoria própria.

Os inventários utilizados nesta ACV incluem dados de simulação e inventários da base de dados do EcoInvent v3.6 (Wernet et al., 2016). Os dados de simulação foram usados para as etapas industriais de produção de etanol de cana e milho. Para complementar o inventário da etapa industrial de cogeração, foram usados os inventários de Leme (2005), que incluem emissões de componentes que não estão presentes nos dados de simulação, como CO, NO<sub>x</sub>, SO<sub>2</sub> e materiais particulados para cogeração a partir da palha. Os inventários do EcoInvent foram usados para as etapas agrícolas da cana e do milho (incluindo plantio, colheita e transporte), transporte da palha do campo até a usina, e complementação da etapa industrial (incluindo emissões de CO, NO<sub>x</sub>, SO<sub>2</sub>, e materiais particulados a partir da combustão do bagaço, insumos para tratamento da água captada, e emissões devido à transformação no uso da terra para construção da usina). A Tabela 3.29 apresenta o nome, unidade funcional e breve descrição sobre cada um dos inventários retirados do EcoInvent. O Anexo 1 apresenta os inventários utilizados.

Tabela 3.29. Lista de inventários do EvoInvent v3.6 usados nesta ACV.

<b>Inventário</b>	<b>Unidade funcional</b>	<b>Descrição do inventário original</b>	<b>Alterações feitas</b>
<i>Market for sugarcane / sugarcane / Cutoff, U - BR</i>	1 kg cana	Plantio, colheita e transporte da cana do campo para a usina, incluindo produção de insumos e seu transporte, mudança no uso da terra e emissões diretas (média nacional).	Usou-se apenas os dados para os três estados da região Centro-Oeste. Desconsiderou-se mudanças no uso da terra, pois não havia essa etapa na produção agrícola para o milho.
<i>Market for maize grain / maize grain / Cutoff, U - BR</i>	1 kg milho	Plantio, colheita e transporte do grão de milho do campo para a usina, incluindo produção de insumos e seu transporte, e emissões diretas (média nacional).	Usou-se apenas os dados para os três estados da região Centro-Oeste. Alterou-se a distância de transporte para 70 km (Donke et al., 2017).
<i>Market for transport, freight, lorry &gt; 32t, EURO3, RoW</i>	1 tkm	Transporte rodoviário para carreta com capacidade maior que 32 t, padrão EURO 3 de emissões. Inclui emissões diretas e indiretas (construção da rodovia).	Transporte da palha do campo para a usina; mesmo processo utilizado no inventário “ <i>Market for sugarcane, BR</i> ” para transporte da cana, porém multiplicou-se o valor por 0,07.
<i>Sugarcane processing, modern autonomous plant / ethanol, without water, in 99.7% solution state, from fermentation / Cutoff, U - BR</i>	1 kg etanol anidro	Usina autônoma processando 4 milhões de toneladas de cana e produzindo etanol anidro, hidratado e eletricidade. Inclui emissões diretas e indiretas (produção de insumos para o processo e tratamento da água captada, construção e ocupação).	Inventário original foi modificado para ser dado por kg de cana-de-açúcar* (para emissões da cogeração a partir do bagaço e ocupação) e por m <sup>3</sup> de água captada (para insumos usados no tratamento da água captada); negligenciou-se a etapa de construção; para os insumos de processo, foram inseridos os dados da simulação; para cenários <i>flex</i> , considerou-se não haver necessidade por ampliação da terra.

\*Para a abordagem *Cutoff*, resíduos, como vinhaça e torta de filtro, são isentos de carga ambiental, sendo os impactos alocados apenas entre os coprodutos (etanol anidro, hidratado e eletricidade). Há, portanto, dentro da abordagem *Cutoff* três conjuntos de inventários no EcoInvent, um para cada co-produto já alocado (em base econômica). Ao modificar o inventário da etapa industrial para ser dado por kg de cana-de-açúcar, todos os três inventários tornam-se iguais e inteiros (não alocados para um co-produto específico). Uma implicação da abordagem *Cutoff* para a etapa agrícola da cana é que a vinhaça e torta de filtro aplicadas no campo não trazem consigo impacto devido a suas produções, apenas devido a seus transportes.

A abordagem utilizada para todos os processos da Tabela 3.29 foi a *Cutoff*, na qual os resíduos dos processos são isentos de carga ambiental. Os processos das etapas agrícolas da cana-de-açúcar e milho dados no EcoInvent representam a média nacional brasileira de produção. Como a distância de transporte dessas matérias-primas é pequena, alterou-se esses inventários para que eles representassem a média da região Centro-Oeste. A distância de transporte do milho foi alterada para o mesmo valor do trabalho de Donke et al. (2017) de 70 km. Para o processo que representa o transporte da palha, o valor adotado foi de 0,07 vezes o valor desse processo no inventário “*Market for sugarcane / sugarcane / Cutoff, U - BR*”, pois assumiu-se que a quantidade de palha coletada seria de 0,07 toneladas por tonelada de cana (ou seja, 50% da quantidade de palha gerada – 140 kg de palha gerada por tonelada de cana).

Para o processo de produção de etanol anidro em uma destilaria autônoma (*Sugarcane processing, modern autonomous plant / ethanol, without water, in 99.7% solution state, from fermentation / Cutoff, U – BR*), o inventário original era dado por kg de etanol anidro, alocado em base econômica, que é o padrão do EcoInvent (EcoInvent, 2021). As saídas desse processo que representavam emissões devido à queima de bagaço e entradas que representavam ocupação para construção da destilaria foram divididas pela razão mássica (cana-de-açúcar/etanol anidro) dada no inventário, para que fossem obtidas de forma não alocada por kg de cana-de-açúcar. As entradas desse processo que representavam insumos usados para tratamento da água captada foram divididas pela razão ( $\text{m}^3$  de água captada/kg de etanol anidro) dada no inventário, para que fossem obtidas de forma não alocada por  $\text{m}^3$  de água captada. Essas entradas foram, posteriormente, convertidas para serem dadas por kg de matéria-prima (cana ou milho) do processo simulado usando a razão ( $\text{m}^3$  de água captada/kg de matéria-prima) de cada cenário (autônoma sem e com palha, *flex* convencional e simultânea).

Os demais insumos das etapas industriais (ácido sulfúrico, ácido fosfórico, hidróxido de cálcio, amônia, óxido de cálcio, MEG, dentre outros) foram inseridos no inventário por kg de

matéria-prima (cana ou milho a depender do cenário) usando dados da simulação. O inventário de Leme (2005) para emissões devido à combustão da palha era dado por tonelada de palha. Essas emissões foram ajustadas para serem dadas por kg de matéria-prima (cana ou milho a depender do cenário). Os inventários mostrados no Anexo 1 são os ajustados, dados por kg de matéria-prima para cada cenário.

O método de caracterização *ReCiPe Worldwide Midpoint (Hierarchical) v1.13* (sem emissões de longo prazo) foi usado pois os fatores de caracterização são globais e não específicos para algumas regiões do mundo. O termo “*Midpoint*” se refere ao tipo de resultado que é mostrado, que são os valores das categorias de impacto individuais nas suas substâncias de referências. A outra opção é o “*Endpoint*”, que atribui pesos a cada categoria de impacto para calcular uma métrica ambiental única. O termo “*Hierarchical*” se refere ao horizonte de tempo para as emissões, que é de 100 anos. As outras opções são “*Individualistic*”, que considera um horizonte de 20 anos e “*Egalitarian*”, que considera um horizonte de 500 anos. As categorias de impacto analisadas foram: aquecimento global (GWP em kg CO<sub>2</sub> eq), acidificação terrestre (TAP em kg SO<sub>2</sub> eq), eutrofização da água fresca (FEP em kg P eq), ecotoxicidade da água fresca (FETP em kg 1,4-DCB eq) e formação de material particulado (PMFP em kg PM<sub>10</sub> eq). O *software* empregado foi o OpenLCA 1.10.3 (Green Delta, 2021), que cede gratuitamente a base de dados do Ecoinvent para instituições de ensino de países não-OECD.

Os impactos totais para cada categoria de impacto são calculados a partir dos impactos de cada etapa (agrícola e industrial), como exemplificado para a categoria GWP na Eq. (3.32).

$$\begin{aligned} \text{Impacto total GWP (kg CO}_2\text{eq)} = & \text{Impacto agrícola cana GWP} \left( \frac{\text{kg CO}_2\text{eq}}{\text{kg cana}} \right) \times \text{Capacidade cana (kg cana)} + \\ & + \text{Impacto agrícola milho GWP} \left( \frac{\text{kg CO}_2\text{eq}}{\text{kg milho}} \right) \times \text{Capacidade milho (kg milho)} + \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
& + \text{Impacto agrícola palha GWP} \left( \frac{\text{kg CO}_2\text{eq}}{\text{kg cana}} \right) \times \text{Capacidade cana (kg cana)} + \\
& + \text{Impacto industrial safra GWP} \left( \frac{\text{kg CO}_2\text{eq}}{\text{kg cana}} \right) \times \text{Capacidade cana (kg cana)} + \\
& + \text{Impacto industrial entressafra GWP} \left( \frac{\text{kg CO}_2\text{eq}}{\text{kg matéria prima}} \right) \times \text{Capacidade matéria prima (kg matéria prima)} \quad \text{Eq. (3.32)}
\end{aligned}$$

Para a destilaria autônoma sem cogeração a partir da palha na entressafra, desconsideram-se os termos referentes aos impactos agrícolas do milho e da palha e o impacto industrial na entressafra na Eq. (3.32). Para a destilaria autônoma com cogeração a partir da palha na entressafra, desconsidera-se o termo referente ao impacto agrícola do milho na Eq. (3.32), e o impacto industrial na entressafra é dado por kg de cana-de-açúcar como matéria-prima de referência. Para os cenários das usinas *flex*, todos os termos da Eq. (3.32) são considerados e o impacto industrial na entressafra é dado por kg de milho como matéria-prima de referência.

Para realizar a alocação energética, é necessário calcular a energia total obtida a partir das matérias-primas, como dado pela Eq. (3.33).

$$\begin{aligned}
\text{Energia total (MJ)} = & \text{Rendimento etanol} \left( \frac{\text{kg etanol}}{\text{t cana}} \right) \times \text{PCI}_{\text{etanol}} \left( \frac{\text{MJ}}{\text{kg etanol}} \right) \times \text{Capacidade cana (t cana)} + \\
& + \text{Rendimento etanol} \left( \frac{\text{kg etanol}}{\text{t milho}} \right) \times \text{PCI}_{\text{etanol}} \left( \frac{\text{MJ}}{\text{kg etanol}} \right) \times \text{Capacidade milho (t milho)} + \\
& + \text{Rendimento DDGS} \left( \frac{\text{kg DDGS}}{\text{t milho}} \right) \times \text{Energia digerível} \left( \frac{\text{MJ}}{\text{kg DDGS}} \right) \times \text{Capacidade milho (t milho)} + \\
& + \left[ \text{Energia líquida bagaço (MWh)} + \text{Energia líquida palha (MWh)} \right] \times \left( \frac{3.600 \text{ MJ}}{1 \text{ MWh}} \right) \quad \text{Eq. (3.33)}
\end{aligned}$$

Então, calcula-se o impacto por unidade de energia (Eq. 3.34), o que permite posteriormente obter o impacto por kg de etanol, ao multiplicar-se o impacto por unidade de energia pelo PCI do etanol (Eq. 3.35).

$$\text{Impacto GWP por energia} \left( \frac{\text{kg CO}_2\text{eq}}{\text{MJ}} \right) = \left( \frac{\text{Impacto total GWP}}{\text{(kg CO}_2\text{eq)}} \right) // \left( \frac{\text{Energia total}}{\text{(MJ)}} \right) \quad \text{Eq. (3.34)}$$

$$\text{Impacto GWP por massa etanol} \left( \frac{\text{kg CO}_2\text{eq}}{\text{kg etanol}} \right) = \text{Impacto GWP por energia} \left( \frac{\text{kg CO}_2\text{eq}}{\text{MJ}} \right) \times \text{PCI}_{\text{etanol}} \left( \frac{\text{MJ}}{\text{kg etanol}} \right) \quad \text{Eq. (3.35)}$$

## 4. RESULTADOS E DISCUSSÃO

Nesta seção são apresentados os principais resultados das simulações cinéticas e diagramas de ocupação para a destilaria autônoma e usinas *flex* (seção 4.1), simulações dos processos no Aspen Plus (seção 4.2), e análises econômica, de sensibilidade e de risco (seção 4.3) e ambiental (seção 4.4).

### 4.1. Simulação cinética e diagrama de ocupação para a destilaria autônoma e usinas *flex*

A Tabela 4.1 mostra as vazões de alimentação e volumes para as dornas e cubas, dimensionadas para a destilaria autônoma. Mais resultados estão disponíveis nos Apêndices E e F.

Tabela 4.1. Resultados das vazões e volumes das dornas e cubas dimensionadas para a destilaria autônoma.

<b>Resultado</b>	<b>Valor</b>
Vazão de alimentação de mosto à dorna, L/h	277.800
Vazão de alimentação do pé-de-cuba à dorna, L/h	481.600
Volume útil da dorna, m <sup>3</sup>	1.480
Vazão de esvaziamento da dorna, L/h	785.600
Vazão de enchimento da cuba, L/h	97.800
Vazão de alimentação de solução de ácido à cuba, L/h	286.100
Volume útil da cuba, m <sup>3</sup>	481

A Tabela 4.2 mostra o número de ciclos, tempo total de operação anual e vazão contínua de vinho produzida para todos os cenários considerados para a usina *flex*. Para o cenário S3 ampliado na Tabela 4.2, F se refere às dornas de fermentação e T, às cubas de tratamento.

Tabela 4.2. Números de ciclo, tempo total de operação e vazões de vinho para todos os cenários.

	<b>S1</b>		<b>S2</b>		<b>S3</b>	<b>S3 ampliado</b>
	<b>C1</b>	<b>C2</b>	<b>C1</b>	<b>C2</b>		
N <sub>ciclos</sub>	71	71	71	71	67 (1-4); 66 (5-6)	67 (F1-5); 66 (F6, T1-3)
T <sub>operação</sub> (h)	3.210	3.232	3.237	3.240	3.240	3.211
F (m <sup>3</sup> /h)	131,0	130,1	189,9	189,7	182,8	214,6

Conforme apresentado na Tabela 4.2, há 71 ciclos completos em todos os casos dos cenários S1 e S2. Para o cenário S3, as primeiras 4 dornas apresentam 67 ciclos completos, e as dornas 5 e 6, 66 ciclos. Para o cenário S3 ampliado, as primeiras 5 dornas apresentam 67 ciclos completos, e a sexta dorna e as 3 cubas, 66 ciclos.

Comparando os cenários S1 e S2, constatou-se que um aumento de cerca de 45% na vazão contínua  $F$  (esvaziamento do vinho da dorna de fermentação, que segue para a destilação) é obtido quando se utiliza as cubas para as etapas de liquefação e sacarificação, deixando as 6 dornas disponíveis para a fermentação. De forma semelhante, a ampliação do cenário S3, para realizar a fermentação e sacarificação simultâneas não só nas 6 dornas, mas também nas 3 cubas, permitiu aumentar a vazão contínua  $F$  em 17%, de 182,8 m<sup>3</sup>/h para 214,6 m<sup>3</sup>/h (Tabela 4.2).

A sensibilidade da vazão  $F$  aos tempos de enchimento de cada processo e aos tempos de processamento de cada processo revelou que apenas o tempo de processamento da etapa de fermentação afetou significativamente a vazão contínua para a destilação. A Figura 4.1 mostra, em termos percentuais, a sensibilidade de  $F$  ao tempo de processamento da etapa de fermentação ( $t_{proc3}$ ) para os cenários S1 C1, S2 C1, S3 e S3 ampliado.

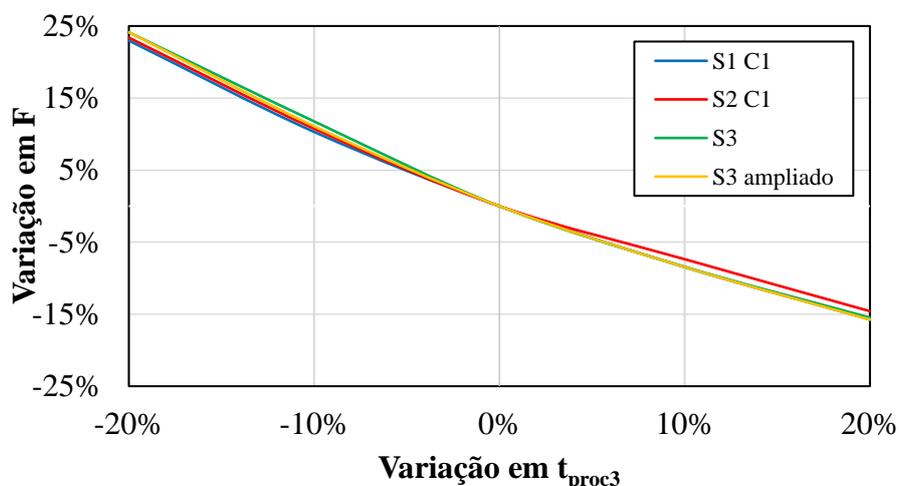


Figura 4.1. Sensibilidade da vazão contínua de vinho para destilação ( $F$ ) ao tempo de fermentação ( $t_{proc3}$ ).

Conforme a Figura 4.1, a variação na vazão de F com mudanças no tempo da etapa de fermentação foi semelhante para todos os cenários mostrados. Em todos eles, há um aumento na vazão de vinho com reduções no tempo de fermentação, pois isso reduz o tempo de ciclo, permitindo aumentar o número de ciclos anuais. O oposto é observado para aumentos no tempo de reação, que leva a menos ciclos anuais.

Um critério importante para adequação do processamento de milho na usina *flex* é a ocupação dos tanques pulmões pré-destilação. Os tempos entre esvaziamento das dornas de fermentação para todos os cenários são mostrados na Tabela 4.3.

Tabela 4.3. Tempos entre esvaziamentos das dornas de fermentação.

Tempo entre esvaziamentos (h)	S1		S2		S3	S3 ampliado
	C1	C2	C1	C2		
Dorna 1 – Dorna 2	2,8	10,3	6,0	6,5	7,0	4,3
Dorna 2 – Dorna 3	2,8	10,3	6,0	6,5	7,0	4,3
Dorna 3 – Dorna 4	2,8	10,3	6,0	6,5	7,0	4,3
Dorna 4 – Dorna 5	-	-	6,0	6,5	7,0	4,3
Dorna 5 – Dorna 6	-	-	6,0	6,5	7,0	4,3
Última dorna – Dorna 1	32,5	10,3	9,0	6,5	7,0	4,3

Os tempos entre esvaziamentos mostrados na Tabela 4.3 foram calculados subtraindo o tempo final de esvaziamento de uma batelada de fermentação do tempo inicial de esvaziamento da batelada seguinte, inclusive quando se inicia um novo ciclo (indicado pelo tempo entre a última dorna de um ciclo e a dorna 1 do ciclo seguinte). Para o cenário S1 há quatro dornas destinadas à fermentação, portanto não há tempo entre esvaziamentos para dornas 4 e 5, e dornas 5 e 6, e a última dorna é a dorna 4. Para os cenários S2 e S3, a última dorna é a dorna 6. Para o cenário S3 ampliado, o tempo entre esvaziamentos inclui também as cubas (não mostrado na Tabela 4.3).

Os tempos mostrados na Tabela 4.3 foram usados para obter os gráficos de ocupação dos tanques pulmões, como mostrado nas Figura 4.2a-c. Nessas figuras, apenas as primeira 500 horas de operação são mostradas.

A Figura 4.2a mostra que o perfil de ocupação dos tanques pulmões é diferente a depender do regime de esvaziamento das dornas. Quando as dornas são enchidas (e, portanto, esvaziadas) o quanto antes (C1), há um tempo maior entre o último esvaziamento de um ciclo e o primeiro esvaziamento do ciclo seguinte (isso pode ser visto também na Tabela 4.3). Com isso, o volume ocupado aumenta mais rápido, pois mais vinho é alimentado num espaço de tempo menor, e diminui ao longo de um intervalo de tempo maior. O nível mais baixo de ocupação é aproximadamente o mesmo para os dois casos, pois a vazão de esvaziamento do tanque pulmão é igual a  $F$ , que é bem próxima para C1 e C2. A vantagem do caso C2 em relação ao caso C1 é que há menor oscilação na quantidade de vinho armazenado, e o volume máximo ocupado é menor, sobrando mais espaço para armazenar vinho adicional em caso de paradas

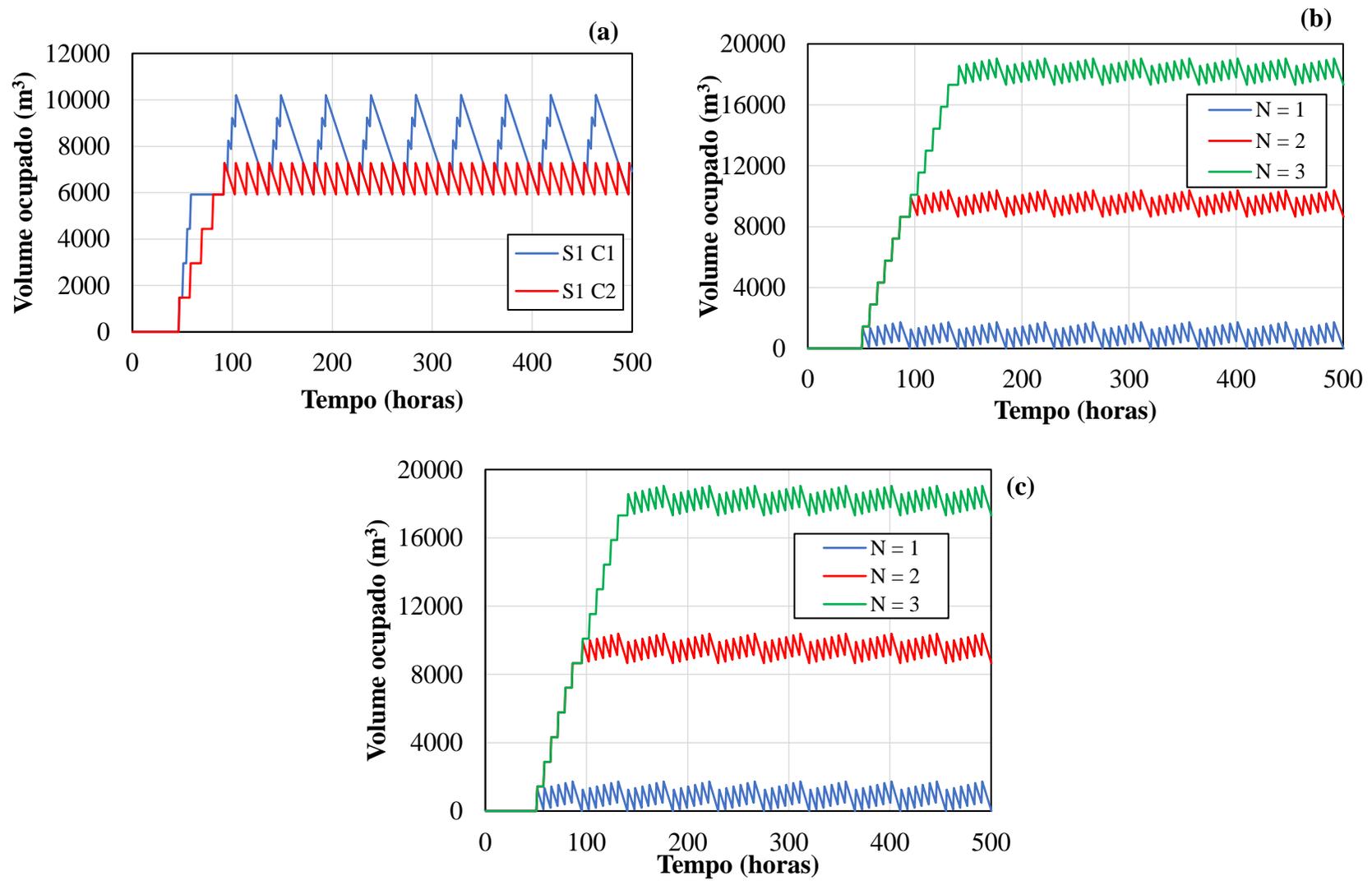


Figura 4.2. Volume de ocupação dos tanques pulmões para: (a) cenário S1, casos C1 e C2, com esvaziamento dos tanques começando no segundo ciclo; (b) cenário S2 C1 e (c) S3 ampliado, com esvaziamento dos tanques começando em diferentes ciclos (N).

Convém lembrar que a capacidade de armazenamento dos tanques pulmões dimensionados para a destilaria autônoma é de 8.816 m<sup>3</sup>, e que a capacidade de armazenamento dos tanques pré-centrifugação (que podem também ser usados para armazenar vinho, se necessário) é de 9.427 m<sup>3</sup>, para um total de 18.243 m<sup>3</sup>. Pelas Figuras 4.2b e 4.2c, observa-se que começar o esvaziamento dos tanques pulmões no início do terceiro ciclo (N = 3) faz com que o volume ocupado seja maior do que o volume disponível, além de requerer mais de 90 horas de armazenamento de vinho. Quando o esvaziamento dos tanques pulmões começa já no primeiro ciclo (N = 1), o volume mínimo ocupado fica muito próximo de zero, o que pode causar problemas operacionais. Para o caso em que N = 2, os volumes máximos de ocupação são cerca de 10.400 m<sup>3</sup> e 13.300 m<sup>3</sup> para S2 C1 e S3 ampliado, respectivamente, com vinho sendo armazenado por cerca de 50 horas antes de iniciar a coluna de destilação.

Isso sugere que, para não ocupar os tanques pré-centrifugação, o mais adequado é armazenar pelo menos uma batelada de vinho, mas menos do que o número de bateladas em um ciclo (N<sub>bat</sub> = 6 e 9, respectivamente para S2 C1 e S3 ampliado). A Tabela 4.4 mostra os volumes ocupados máximos e mínimos para diferentes números de bateladas alimentadas.

Tabela 4.4. Volumes ocupados máximos e mínimos dos tanques pulmões variando com o número de bateladas armazenadas.

Bateladas armazenadas	S2 C1		S3 ampliado	
	V <sub>máx</sub> (m <sup>3</sup> )	V <sub>mín</sub> (m <sup>3</sup> )	V <sub>máx</sub> (m <sup>3</sup> )	V <sub>mín</sub> (m <sup>3</sup> )
0	1.700	0	3.000	0
1	3.100	1.300	4.100	1.100
2	4.400	2.700	5.300	2.300
3	5.800	4.000	6.400	3.400
4	7.100	5.400	7.600	4.600
5	8.500	6.700	8.700	5.700
6	10.400	8.700	9.900	6.900
7	--	--	11.000	8.000
8	--	--	12.200	9.200
9	--	--	13.300	10.300

Na Tabela 4.4, o caso em que nenhuma batelada é armazenada corresponde a  $N = 1$  nas Figuras 4.2b e 4.2c. Para o cenário S2 C1, o caso em que 6 bateladas são armazenadas corresponde a  $N = 2$  na Figura 4.2b, e para o cenário S3 ampliado, o caso em que 9 bateladas são armazenadas corresponde a  $N = 2$  na Figura 4.2c.

Esses dois cenários, S2 C1 e S3 ampliado, foram escolhidos para maior análise e implementados no Aspen Plus, pois dentre todos os cenários considerados, estes foram os com maior produção de vinho (Tabela 4.2) para as usinas *flex* operando pelo processo convencional (liquefação, sacarificação e fermentação sequenciais) e simultâneo (sacarificação e fermentação simultâneas), respectivamente. Portanto, de agora em diante esses cenários são chamados simplesmente de “convencional” e “simultâneo.”

#### **4.2. Simulação no Aspen Plus**

Os resultados das correntes de processo para a destilaria autônoma, usina *flex* convencional e usina *flex* simultânea são mostrados no Apêndice G. A Tabela 4.5 apresenta as quantidades anuais de matérias-primas e consumo de utilidades na safra e na entressafra. Mais detalhes são dados nos Apêndices H (consumo de utilidades) e I (consumo de insumos de processos). A Tabela 4.6 apresenta a quantidade anual dos principais produtos e resíduos gerados. Durante a safra, etanol é produzido a partir da cana-de-açúcar e a cogeração ocorre a partir da queima do bagaço na destilaria autônoma. Na entressafra, há três possibilidades: cogeração a partir da queima da palha de cana, ou adicionalmente à queima da palha, produção de etanol de milho através dos métodos convencional e simultâneo. Quando há produção de etanol de milho na entressafra, há também produção de DDGS e óleo de milho. A quantidade de cana-de-açúcar mostrada na Tabela 4.5 inclui os 7,5% em massa de impurezas vegetais e as densidades do etanol anidro, hidratado e vinhaça/flegmaça consideradas foram de  $789 \text{ kg/m}^3$ ,  $806 \text{ kg/m}^3$  e  $1.000 \text{ kg/m}^3$ . Todo o etanol hidratado é desidratado para produzir etanol anidro.

Tabela 4.5. Quantidades anuais de matérias-primas e consumo de utilidades na safra e entressafra.

	Safra (4.800 horas)	Entressafra (3.240 horas)		
	Autônoma s/ palha	Autônoma c/ palha	Flex convencional	Flex simultânea
Cana-de-açúcar (10 <sup>6</sup> ton)	4,3	0	0	0
Milho (10 <sup>3</sup> ton)	0	0	246,5	208,5
Palha (10 <sup>3</sup> ton)	0	280	280	280
Água de captação (10 <sup>6</sup> m <sup>3</sup> )	6,53	1,69	1,88	1,83
Água insumo	29%	0%	12%	12%
Perda água de caldeira	3%	3%	2%	2%
Perda água utilidade	68%	97%	87%	87%
Consumo de eletricidade (MWh)	64.190	11.650	25.750	19.940
Consumo de vapor 1,7 bar (10 <sup>6</sup> ton)	0,74	0	0,17	0,15
Consumo de vapor 2,5 bar (10 <sup>6</sup> ton)	1,33	0	0,32	0,21
Consumo de vapor 10 bar (10 <sup>6</sup> ton)	0,11	0	0,03	0,02

Tabela 4.6. Quantidade anual dos principais produtos e resíduos.

	Safra (4.800 horas)	Entressafra (3.240 horas)		
	Autônoma s/ palha	Autônoma c/ palha	Flex convencional	Flex simultânea
Etanol hidratado* (m <sup>3</sup> )	372.760	0	93.990	79.560
Etanol anidro (m <sup>3</sup> )	358.650	0	90.420	76.530
Eletricidade gerada bruta** (MWh)	803.760	265.990	203.960	204.800
Turbina de condensação	69%	100%	71%	81%
Turbina de contrapressão 1 (2,5 bar)	29%	0%	27%	18%
Turbina de contrapressão 2 (10 bar)	2%	0%	2%	1%
DDGS (ton)	0	0	84.800	72.700
Óleo de milho (ton)	0	0	2.070	1.360
Vinhaça e flegmaça (m <sup>3</sup> )	3.891.000	0	0	0
<i>Thin stillage</i> (ton)	0	0	64.800	48.600

\*Etanol hidratado é inteiramente desidratado para produzir etanol anidro. \*\*Deve-se subtrair o consumo de eletricidade dado na Tabela 4.5 para obter a quantidade de eletricidade líquida gerada.

O consumo de utilidades quentes (vapor de 1,7, 2,5 e 10 bar) ocorre apenas nos períodos em que há produção de etanol. No período de safra, o vapor de 1,7 bar é produzido na etapa de concentração do caldo de cana (que requer 276.000 kg/hr de vapor 2,5 bar), e 154.500 kg/hr são consumidos na etapa de destilação. Na entressafra e quando há produção de etanol de milho, o vapor de 1,7 bar advém da concentração do *thin stillage* (que requer 84.950 e 65.670 kg/hr de vapor 2,5 bar para os cenários *flex* convencional e simultâneo, respectivamente). No cenário *flex* convencional, vapor de 2,5 bar é consumido também nas etapas de liquefação e cocção (cerca de 13.200 kg/hr). O consumo de vapor 1,7 bar na etapa de destilação é de 53.670 e 47.780 kg/hr para a *flex* convencional e simultânea, respectivamente. Em todos os casos em que há produção de etanol, vapor de 10 bar é consumido na etapa de desidratação.

Com base nos valores apresentados nas Tabelas 4.5 e 4.6, o consumo de vapor de 1,7 bar na etapa de destilação foi de 1,99, 1,81 e 1,89 kg/L de etanol hidratado, para o período de safra, e usinas *flex* convencional e simultânea na entressafra. Esses valores estão próximos do valor reportado por Batista (2008), de 2,02 kg/L de etanol hidratado. O consumo de vapor 2,5 bar na concentração do caldo de cana foi de 3,57 kg/L de etanol hidratado, que está dentro do intervalo reportado por Andrietta (2009), de 2,4 a 4 kg/L de etanol hidratado. Para os cenários *flex*, o convencional resultou num menor consumo de vapor de 1,7 bar na destilação do que o cenário simultâneo (1,88 vs. 1,96 kg/L de etanol anidro), devido a um vinho com maior concentração de etanol (118 g/L vs. 89 g/L). O consumo de vapor de 2,5 bar foi maior no cenário convencional do que no simultâneo (3,54 vs. 2,74 kg/L de etanol anidro), pois no cenário convencional há maior consumo de vapor para liquefação e cocção do amido de milho.

O consumo de água de captação para a destilaria autônoma foi de 1,52 m<sup>3</sup>/tonelada de cana na safra e 0,39 m<sup>3</sup>/tonelada de cana adicionais na entressafra. Rodrigues (2015) reporta um intervalo de consumo da ordem de 0,7 a 1,25 m<sup>3</sup>/tonelada de cana. Na safra, a água de captação é necessária para repor perdas na água usada como utilidade fria (água de

resfriamento), na água de alimentação de caldeira e prover água como insumo em algumas etapas dos processos. Perdas na água de utilidade fria representam a maior porcentagem da água de captação na safra (69% pela Tabela 4.5). Para os cenários de entressafra com produção de etanol de milho, o consumo de água de captação foi de 7,63 e 8,78 m<sup>3</sup>/tonelada de milho para a *flex* convencional e simultânea, respectivamente. O consumo para a simultânea foi maior, pois há maior produção de eletricidade, o que requer maior vazão de água de utilidade fria nos condensadores da turbina de condensação.

A queima do bagaço de cana durante a safra permite recuperar cerca de 753.200 kW de calor, enquanto que na entressafra, a queima da palha recupera 383.100 kW. Isso indica que mais biomassa, como cavaco de eucalipto, poderia ser queimada na entressafra para aumentar o excedente de eletricidade produzido. O calor recuperado na entressafra é o mesmo para todos os cenários (autônoma com queima de palha, e *flex* convencional e simultânea), pois a mesma quantidade de palha é queimada. Entretanto, nos cenários *flex*, uma parte do calor recuperado é utilizada para aquecimento do ar de secagem do DDGS, reduzindo a quantidade de calor que é destinada à produção de vapor superaquecido, que é expandido nas turbinas. Pela Tabela 4.5, na entressafra, os cenários *flex* consomem mais eletricidade do que a destilaria autônoma, devido às operações de produção de etanol, em especial, moagem e preparo do milho, e bombas de recirculação de vinho. Para os cenários da destilaria autônoma o consumo de eletricidade por tonelada de cana foi de 15 kWh/tonelada de cana para a safra e 2,7 kWh/tonelada de cana adicionais durante a entressafra. O Apêndice J mostra em detalhes as etapas que consomem eletricidade. Uma menor produção de vapor superaquecido e maior consumo de eletricidade pelo processo leva as usinas *flex* a produzirem um excedente de eletricidade menor do que a destilaria autônoma durante o período de entressafra.

A incorporação do processamento de milho na entressafra permitiu aumentar a produção de etanol anidro em 25,2 e 21,3%, respectivamente, para as usinas *flex* convencional

e simultânea em relação à destilaria autônoma. Além disso, os cenários *flex* produzem DDGS e óleo de milho como produtos adicionais, e uma quantidade de resíduos de processo (purga de *thin stillage*) bem inferior aos resíduos da produção de etanol de cana (vinhaça e flegmaça). A produção de etanol anidro na destilaria autônoma foi de 83,4 L/tonelada de cana, o que está de acordo com os valores reportados na literatura. Bonomi et al. (2012) reportaram um rendimento de 82 L/t. Para o etanol de milho, o rendimento foi de cerca de 366,8 e 367,1 L/tonelada de milho para os cenários *flex* convencional e simultâneo, respectivamente. Esses valores estão de acordo com dados da literatura, que citam um rendimento industrial de 360 L/tonelada de milho (Donke et al., 2017). A produção de DDGS foi de 344,0 e 348,7 kg/tonelada de milho para os cenários convencional e simultâneo, respectivamente.

A purga de *thin stillage* se faz necessária para obter DDGS com uma proporção de proteína bruta (PB), medida como sendo a fração mássica seca das proteínas insolúveis e solúveis, entre 28% e 29%. O *thin stillage* apresenta uma concentração de sólidos não-fermentecíveis (NFDS) e água maior que o WDG (*Wet Distiller's Grain*), que é a mistura do efluente sólido da peneira de sólidos com o efluente líquido da centrífuga na etapa de secagem (bloco DRY simulado no Aspen Plus). Assim, quando o liquor do *thin stillage* é misturado ao WDG, produzindo o WDGS (*Wet Distiller's Grain with Solubles*), que depois é seco para produzir o DDGS (*Dry Distiller's Grain with Solubles*), a proporção de proteínas do DDGS acaba sendo diluída. Como mostra a Figura 4.3, quanto maior a purga de *thin stillage*, maior o PB do DDGS, mas menor é a quantidade produzida. Alcança-se valores de PB acima de 35% quando todo *thin stillage* é purgado.

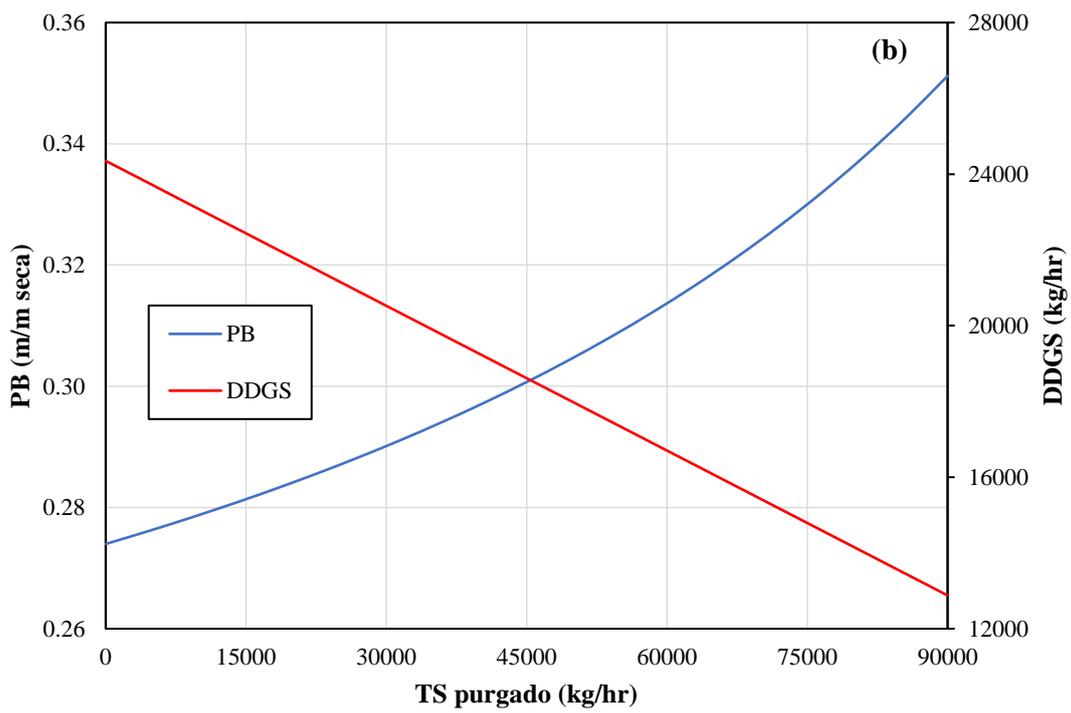
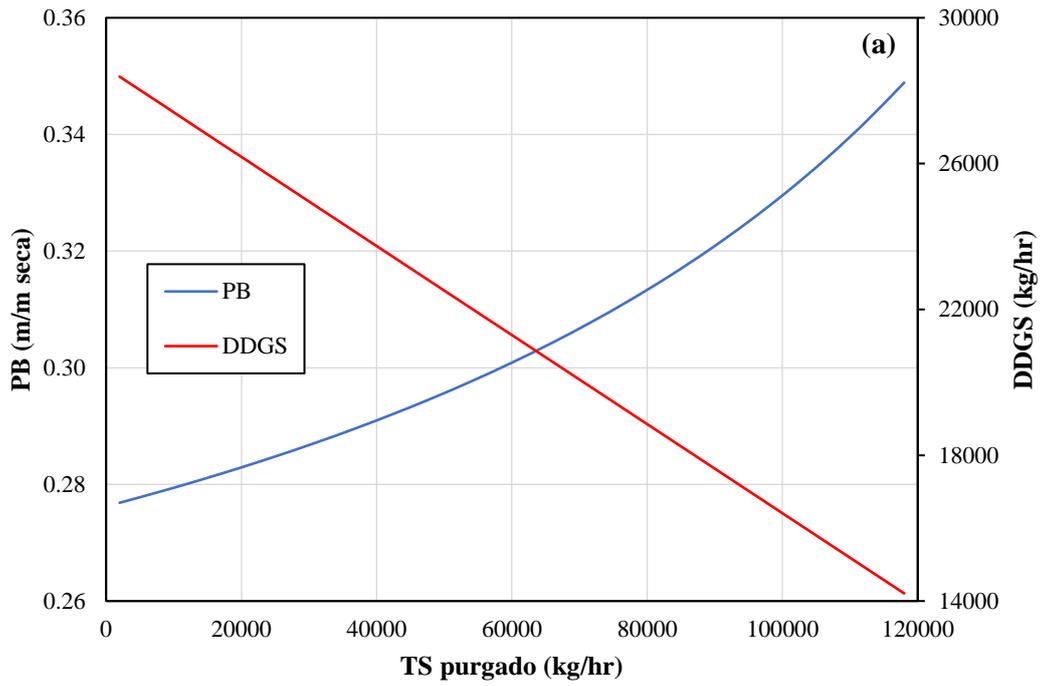


Figura 4.3. Proteína Bruta (PB) e vazão de DDGS produzido como função da vazão de *thin stillage* purgado para cenário convencional (a) e simultâneo (b).

### 4.3. Análise econômica, de sensibilidade e de risco

A Tabela 4.7 mostra os custos de capital, e os custos e receitas anuais (para o primeiro ano de operação) para a destilaria autônoma e usinas *flex*. Detalhes das estimativas dos custos de capital estão no Apêndice K. Para cada cenário da usina *flex* (convencional e simultâneo) duas análises foram feitas: uma completa (que inclui os custos de capital e receita dos períodos da safra, quando é produzido etanol de cana, e entressafra, quando é produzido etanol de milho) e uma incremental (que inclui somente os custos adicionais para produção de etanol de milho na entressafra). A análise incremental inclui também a receita e custos advindos da cogeração de energia através da queima da palha na entressafra. Os custos de capital para a destilaria autônoma sem e com queima de palha na entressafra são iguais.

Para a destilaria autônoma, processando 4 milhões de toneladas de cana, o custo de capital total foi de 441,9 milhões de dólares, ou 110 dólares por tonelada de cana (Tabela 4.7). Os trabalhos de Longati et al. (2018) e Bonomi et al. (2012) indicaram custo de capital para uma destilaria autônoma otimizada e com queima de palha com capacidades de moagem de 4 e 2 milhões de toneladas, respectivamente, de 404,9 e 192 milhões de dólares. Atualizando esses custos com base nos CEPCIs para os anos dos trabalhos (603,1 e 584,6, respectivamente) e usando a regra dos 7/10 para ajustar a capacidade, os custos de capital passam para 425 e 328 milhões de dólares. Milanez et al. (2014) reportam um custo de capital unitário para uma destilaria autônoma de 195 reais por tonelada de cana. Atualizando esse custo para 2021 com base no CEPCI de 2014 (576,1) e cotação real-dólar (2,40 R\$/), esse valor fica em 87 dólares por tonelada para uma capacidade de moagem de 3 milhões de toneladas de cana.

Tabela 4.7. Custos de capital, custos anuais (ano 1) e receita (ano 1) para a destilaria autônoma e usinas *flex*.

	<b>Destilaria autônoma s/ palha</b>	<b>Destilaria autônoma c/ palha</b>	<b>Usina <i>flex</i> convencional completa</b>	<b>Usina <i>flex</i> convencional incremental</b>	<b>Usina <i>flex</i> simultânea completa</b>	<b>Usina <i>flex</i> simultânea incremental</b>
<b>Custo de capital (M\$)</b>	<b>441,9</b>	<b>441,9</b>	<b>495,7</b>	<b>53,8</b>	<b>494,8</b>	<b>52,9</b>
Recepção, tratamento, extração e concentração	11%	11%	10%	6%	10%	5%
Fermentação, destilação e desidratação	31%	31%	30%	19%	29%	15%
Estação de tratamento de água (ETA)	8%	8%	7%	0%	7%	0%
Armazenamento	5%	5%	6%	16%	6%	14%
Cogeração	25%	25%	23%	3%	23%	4%
Secagem	0%	0%	4%	36%	4%	41%
Indiretos	20%	20%	20%	20%	20%	20%
<b>Custo anual total (M\$/ano)</b>	<b>200,6</b>	<b>207,7</b>	<b>267,9</b>	<b>66,8</b>	<b>260,3</b>	<b>59,2</b>
Operação	49%	39%	35%	23%	36%	24%
Cana-de-açúcar	46%	45%	35%	0%	36%	0%
Milho	0%	0%	15%	59%	13%	56%
Leveduras	7%	7%	6%	1%	6%	3%
Enzimas	0%	0%	2%	9%	2%	8%
Resíduos	6%	6%	5%	0%	5%	8%
Outros insumos	1%	4%	3%	7%	3%	0%
<b>Receita anual total (M\$/ano)</b>	<b>245,8</b>	<b>262,7</b>	<b>335,7</b>	<b>89,9</b>	<b>324,4</b>	<b>78,7</b>
Etanol de cana-de-açúcar	78%	73%	57%	0%	59%	0%
Etanol de milho	0%	0%	14%	54%	13%	52%
Eletricidade	20%	25%	18%	13%	19%	16%
DDGS	0%	0%	8%	32%	8%	31%
Óleo de milho	0%	0%	0%	0%	0%	0%
CBIOs	2%	2%	2%	1%	2%	1%

Os custos anuais advêm majoritariamente das principais matérias-primas (cana e milho) e dos custos operacionais (principalmente mão-de-obra, supervisão, capital de giro e *overheads*). Pela Tabela 4.7, a cana corresponde a cerca de 35 e 46% do total dos custos anuais na destilaria autônoma e usinas *flex*, respectivamente. Já o milho corresponde a quase 60% dos custos anuais para as usinas *flex* incrementais, enquanto que para as completas, sua contribuição reduz para cerca de 14%. Em todos os cenários, grande parte da receita é devida ao etanol (tanto de cana quanto de milho). Para a destilaria autônoma e usinas *flex* completas, mais de 70% da receita advém do etanol. Para as incrementais, cerca de 53% da receita advém do etanol, e a receita devida ao DDGS também é significativa, de cerca de 32% do total.

O preço das enzimas usadas nas usinas *flex* no Brasil é uma variável incerta. O valor usado (2.250 \$/ton) representa o preço nos Estados Unidos (Johnston, 2021). Nesse preço, a enzima corresponde a cerca de 9% dos custos anuais para a usina *flex* convencional incremental (Tabela 4.7). Aumentando-se o preço da enzima em 50%, 2 e 5 vezes, a porcentagem do custo da enzima no custo total aumenta para 13, 16 e 33%, respectivamente. O efeito desses aumentos no Valor Presente Líquido (VPL) é mostrado adiante (Tabela 4.9).

A Tabela 4.8 apresenta os valores das métricas econômicas, VPL, TIR (Taxa Interna de Retorno), PMVET (Preço Mínimo de Venda do Etanol), PMVEL (Preço Mínimo de Venda da Eletricidade), PMCC (Preço Máximo de Compra da Cana), PMCM (Preço Máximo de Compra do Milho) e PMVDDGS (Preço Mínimo de Venda do DDGS), nos valores bases para todos os cenários. A destilaria autônoma (sem e com queima de palha) e as usinas *flex* convencional e simultânea completas não foram rentáveis, apresentando VPLs negativos, de -247,0, -181,5, -158,6 e 181,7 milhões de dólares (Tabela 4.8). Entretanto, os PMVETs, que variaram entre 600 e 660 dólares por m<sup>3</sup> para esses cenários, estão próximos dos preços encontrados em janeiro de 2022 tanto para Goiás (560 a 730 dólares por m<sup>3</sup>) como para São Paulo (610 a 810 dólares por m<sup>3</sup>) (Cepea, 2022).

Tabela 4.8. Métricas econômicas para a destilaria autônoma e usinas *flex*.

Métrica	Unidade	Destilaria autônoma s/ palha	Destilaria autônoma c/ palha	Usina <i>flex</i> convencional completa	Usina <i>flex</i> convencional incremental	Usina <i>flex</i> simultânea completa	Usina <i>flex</i> simultânea incremental
VPL	M\$	-247,0	-181,5	-158,6	86,1	-181,7	63,7
TIR	%	1,74	4,07	5,39	24,13	4,72	20,94
PMVET	\$/m <sup>3</sup>	659,79	628,28	600,6	358,25	612,2	380,35
PMVEL	R\$/MWh	567,14	447,09	440,1	-104,24	459,07	10,43
PMCC	R\$/ton	53,64	64,28	68,04	N/A	64,15	N/A
PMCM	R\$/60kg	N/A	N/A	13,6	58,6	3,44	56,63
PMVDDGS	R\$/ton	N/A	N/A	3052,58	657,6	3565,39	772,26

Valores base: preço etanol (535,01 \$/m<sup>3</sup>), preço eletricidade (296,64 R\$/MWh), preço cana (95,75 R\$/ton), preço milho (42,77 R\$/saca), preço DDGS (1.500 R\$/ton), CEPCI = 614.3, TMA = 9,4% (real), cotação 4,47 R\$/\$.

Tabela 4.9. Sensibilidade do VPL à variação percentual em relação ao preço base de algumas variáveis (em M\$/%).

Sensibilidade a variações no preço do(a)	Destilaria autônoma s/ palha	Destilaria autônoma c/ palha	Usina <i>flex</i> convencional completa	Usina <i>flex</i> convencional incremental	Usina <i>flex</i> simultânea completa	Usina <i>flex</i> simultânea incremental
Etanol	11,9	11,3	14,0	2,6	13,7	2,2
Eletricidade	2,9	3,7	3,4	0,64	3,4	0,66
Cana	-5,9	-5,8	-5,7	N/A	-5,8	N/A
Milho	N/A	N/A	-2,4	-2,3	-2,0	-2,0
CEPCI	-6,7	-6,6	-7,1	-0,76	-7,2	-0,74
Enzima	N/A	N/A	-0,38	-0,38	N/A	N/A

Valores base: preço etanol (535,01 \$/m<sup>3</sup>), preço eletricidade (296,64 R\$/MWh), preço cana (95,75 R\$/ton), preço milho (42,77 R\$/saca), preço DDGS (1.500 R\$/ton), CEPCI = 614.3, TMA = 9,4% (real), cotação 4,47 R\$/\$.

Para esses cenários que obtiveram VPL negativo, o lucro e fluxos de caixa são positivos, pois a receita excede os custos anuais. Entretanto, esses fluxos de caixa positivos nos anos de operação da planta não foram suficientes para recuperar o custo do capital investido, resultando em VPLs negativos. Vale ressaltar que as estimativas desses custos de capital foram conservadoras, pois considerou-se o custo de tropicalização de equipamentos produzidos nos Estados Unidos ao invés do custo de equipamentos produzidos nacionalmente.

Para as usinas *flex* incrementais, os custos de capital adicionais incorridos para permitir processamento do milho na entressafra foram recuperados pelo lucro gerado pelos produtos adicionais (principalmente etanol de milho e DDGS). Apesar dos VPLs positivos, de 86,1 e 63,7 milhões de dólares para a *flex* convencional e simultânea, respectivamente, os PMCMs foram de cerca de 59 e 57 reais por saca (60 kg). Atualmente, o preço da saca de milho no Mato Grosso é da ordem de 75 reais por saca (Aprosoja, 2022), indicando que os cenários *flex* incrementais não seriam rentáveis na condição atual do preço da saca de milho, com as demais variáveis mantidas nos seus valores base.

Na Tabela 4.8 há um valor negativo fora os VPLs, que foi o PMVEL para a usina *flex* convencional incremental. Isso indica que, para as demais variáveis nos seus valores base, a eletricidade pode ser vendida a preço zero e ainda assim resultar num cenário viável. A Tabela 4.9 apresenta a sensibilidade do VPL a variações percentuais em relação aos preços base do etanol, eletricidade, cana, milho e CEPCI. Os preços base foram: 535,01 dólares por m<sup>3</sup> para o etanol, 296,64 reais por MWh para a eletricidade, 95,75 reais por tonelada para a cana, 42,77 reais por saca para o milho e 614,3 para o CEPCI. Para as análises de sensibilidade, os preços base são mantidos fixos, com exceção da variável que está sendo estudada em cada caso. O efeito foi linear em todos os casos.

Os VPLs de todos os cenários foram mais sensíveis a variações no preço do etanol do que a variações no preço de qualquer outra variável analisada. Isso é visto pelo valor absoluto da sensibilidade do VPL em relação ao etanol (Tabela 4.9), que é o maior para cada cenário em todos os cenários. Para as destilarias autônomas e usinas *flex* completas, a ordem de sensibilidade do VPL em relação às variáveis consideradas foi: etanol > CEPCI > cana > eletricidade > milho (este último apenas para as *flex*). Para as *flex* incrementais, a ordem de sensibilidade foi: etanol > milho > CEPCI > eletricidade, e a sensibilidade do VPL em relação ao milho foi quase igual à em relação ao etanol (2,3 vs. 2,6 M\$/% em valores absolutos para a convencional).

A sensibilidade do VPL a variações no preço da enzima (preço base de 2.250 dólares por tonelada) para as usinas *flex* convencional completa e simultânea foi de -0,38 M\$/%. O efeito do preço da enzima no VPL foi menor do que o efeito das outras variáveis mostradas na Tabela 4.9, e um aumento de 130% em relação ao valor original (5.175 dólares por tonelada) é necessário para que o VPL do cenário incremental seja zero.

A análise de sensibilidade mostra o efeito de apenas uma variável econômica nos valores das métricas econômicas. Na análise de risco, avalia-se o efeito da variação de todas as variáveis de interesse no VPL. A Figura 4.4 mostra a distribuição acumulada do VPL com as variáveis de interesse sendo variadas conforme descrito na seção 3.2.

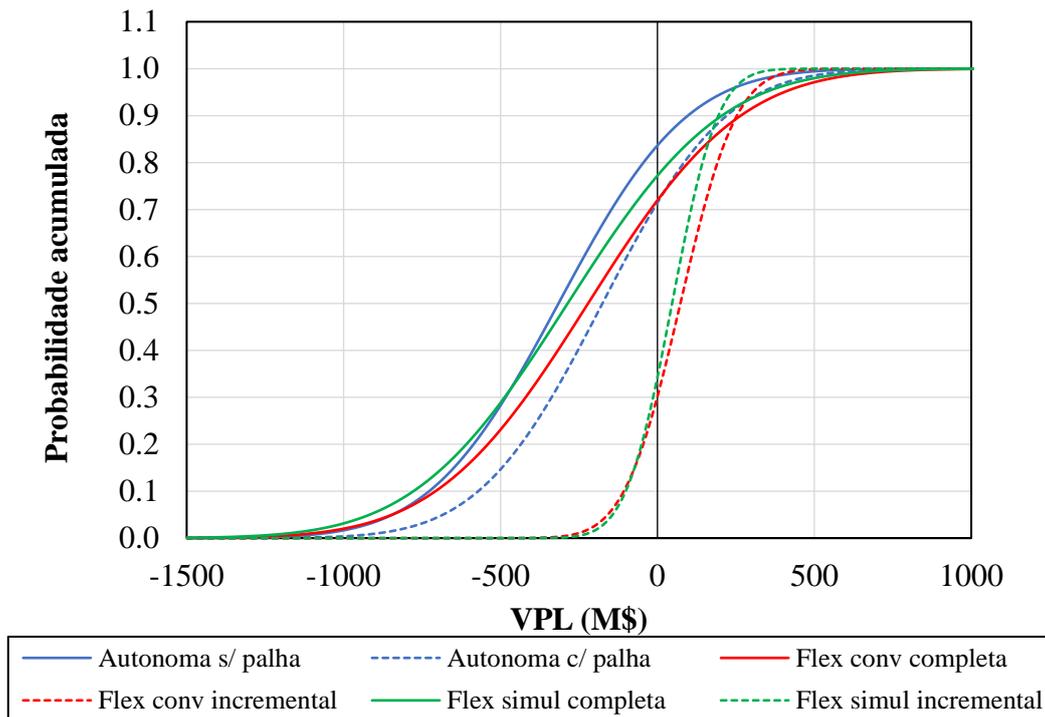


Figura 4.4. Distribuição acumulada do VPL.

O valor da distribuição acumulada para o qual  $VPL = 0$  na Figura 4.4 indica a chance de o cenário não ser rentável, e 1 (um) menos esse valor indica a chance de o cenário ser rentável. Os percentis para  $VPL = 0$  foram: 0,84 e 0,74 para a autônoma sem e com queima de palha, 0,72 e 0,30 para a usina *flex* convencional completa e incremental, e 0,77 e 0,34 para a usina *flex* simultânea completa e incremental, respectivamente. Isso indica uma chance de rentabilidade de 16 e 26% para a autônoma sem e com queima de palha, 28 e 70% para a usina *flex* convencional completa e incremental, e 23 e 66% para a usina *flex* simultânea completa e incremental, respectivamente. Outros percentis de interesse estão listados na Tabela 4.10 para todos os cenários.

Tabela 4.10. Percentis da distribuição do VPL.

Percentil	VPL (\$M)					
	Autônoma sem palha	Autônoma com palha	Flex conv completa	Flex conv increment	Flex simul completa	Flex simul increment
1	-1185	-1134	-1168	-164,9	-1231	-236,2
25	-464,8	-373,5	-408,8	7,05	-538,5	-24,6
50	-302,6	-156,8	-189,7	82,99	-264,9	52,41
75	-93,7	1,2	14,6	146,61	-49,3	127,15
99	524,1	366,1	586,2	315,56	664,9	308,89

Pela Figura 4.4 e Tabela 4.10, os cenários que apresentam maior variação no VPL são as usinas *flex* completas, e os que apresentam menor variação, as usinas *flex* incrementais. Para as usinas *flex* incrementais, há 50% de chance de o VPL estar entre 7,05 e 146,61 milhões de dólares, e -24,6 e 127,15 milhões de dólares, para a convencional e simultânea, respectivamente. As funções de distribuição de probabilidade dos VPLs foram levemente enviesadas para a esquerda, provavelmente por conta da limitação no número de simulações (como mostrado na Figura 4.5 para a usina *flex* incremental). É possível confirmar visualmente a alta chance de rentabilidade da usina *flex* incremental pela Figura 4.5, pois a área embaixo da curva para VPLs positivos é maior do que a área para VPLs negativos. Um ponto importante de mencionar é que a distribuição para o preço da saca do milho foi normal com média 42,77 e desvio padrão 21,41 reais (Tabela 3.26). Portanto, a probabilidade de um valor maior ou igual ao atual preço da saca (75 reais) ter sido gerado nas simulações da análise de risco é de apenas 7%.

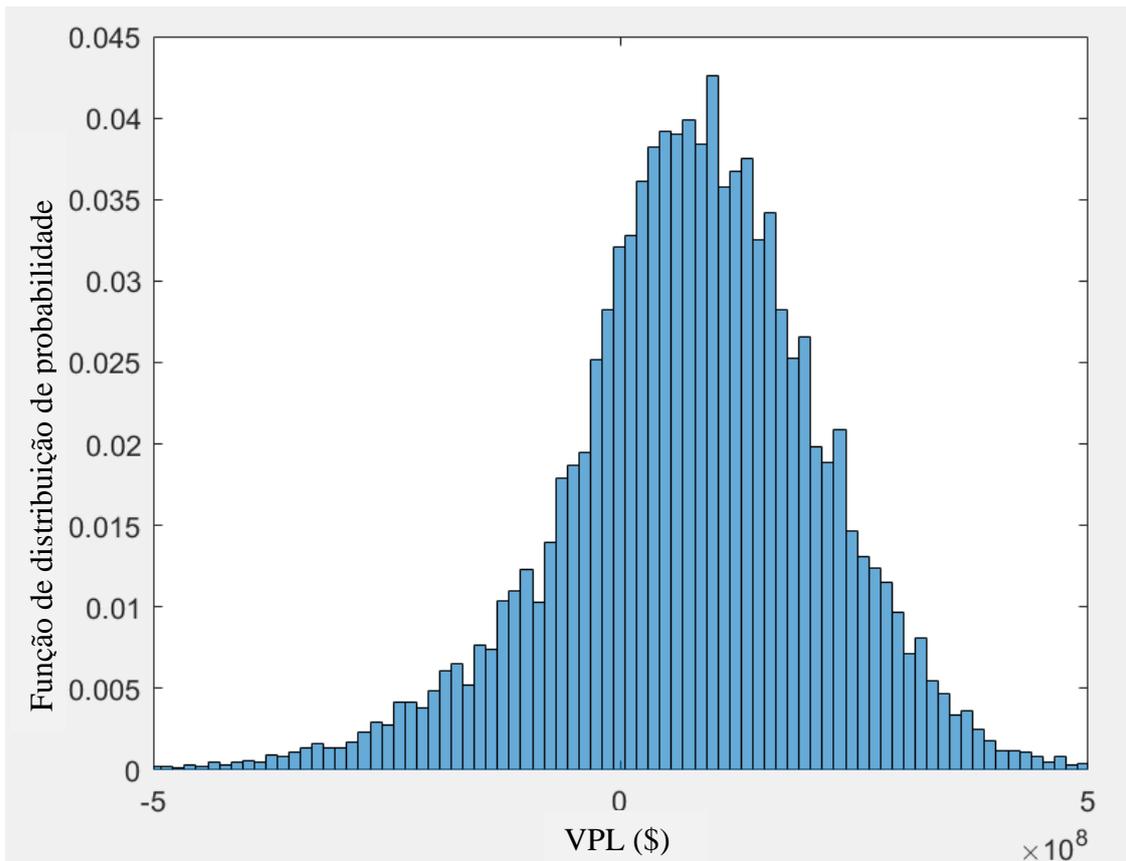


Figura 4.5. Função de distribuição de probabilidade para o VPL da usina *flex* convencional incremental.

#### 4.4. Análise do Ciclo de Vida (ACV)

A Figura 4.6 mostra os impactos para a categoria de potencial de aquecimento global (GWP) para os quatro cenários: autônoma com e sem cogeração a partir da palha, e usina *flex* convencional e simultânea, por etapa: industrial (entressafra), industrial (safra), agrícola (milho) e agrícola (cana). Os impactos são por kg de etanol alocado por base energética.

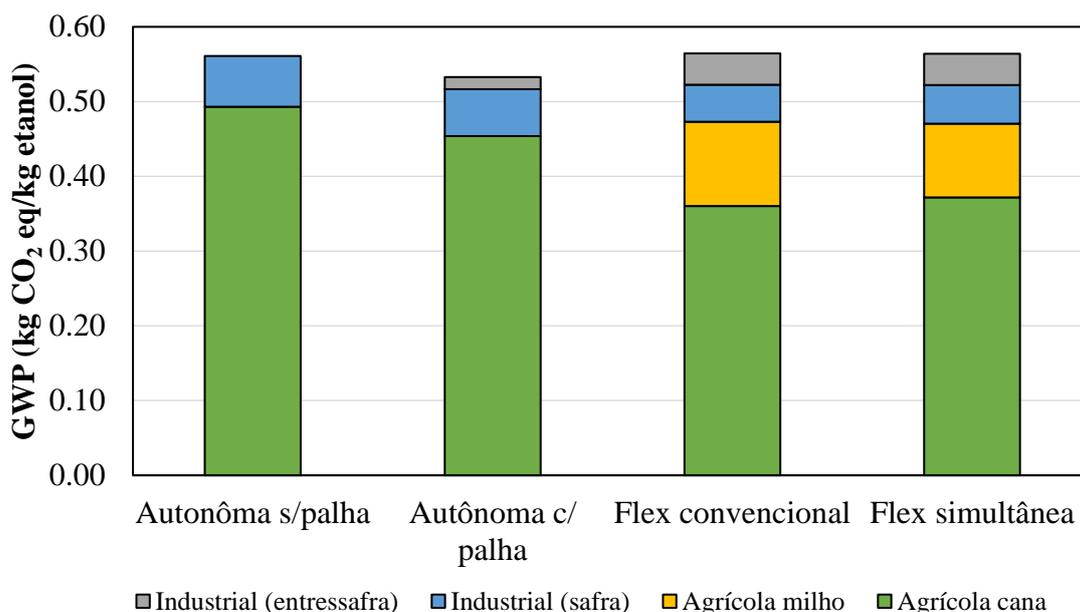


Figura 4.6. Potencial de aquecimento global (GWP).

Como visto pela Figura 4.6, para todos os cenários, a etapa agrícola é a que mais contribui para a categoria GWP. Os valores totais do impacto foram 0,561, 0,533, 0,564 e 0,564 kg de CO<sub>2</sub> eq por kg de etanol anidro para os cenários da destilaria autônoma sem e com cogeração a partir da palha, e usinas *flex* convencional e simultânea, respectivamente (valores sempre listados nessa ordem, a não ser quando indicado). Desse total, as etapas agrícolas (cana e milho) de cada cenário foram responsáveis por 87,8, 85,2, 83,8 e 83,5%, respectivamente.

Na etapa agrícola da cana, 58% do impacto GWP advém de emissões diretas (majoritariamente de N<sub>2</sub>O e CO<sub>2</sub> devido à aplicação de fertilizantes e queima da palha no campo), 36% advém dos processos agrícolas a montante (preparo da terra, colheita e produção de ureia) e 5,5% advém do transporte da cana até a usina. Na etapa agrícola do milho, 57% do impacto GWP advém de emissões diretas no campo de N<sub>2</sub>O e CO<sub>2</sub> e 40% advém dos processos a montante (produção de ureia e fosfato e colheita). O consumo de diesel foi de 2,71 kg por tonelada de cana e 4,36 kg por tonelada de milho (Anexo 1).

Nas etapas industriais, as emissões diretas devido à cogeração representam 70% do impacto desta etapa durante a safra (indicado em azul na Figura 4.6) e são causadas principalmente pela emissão de  $N_2O$  e  $CH_4$ , e o  $CO_2$  emitido não contribui, pois é considerado não-fóssil. Na entressafra, as emissões diretas da cogeração representam 96%, 30% e 31% do impacto desta etapa (indicada em cinza na Figura 4.6) nos cenários da destilaria autônoma com cogeração a partir da palha e usinas *flex* convencional e simultânea, respectivamente. Nas usinas *flex*, as emissões indiretas de  $CO_2$  nos processos a montante (produção de insumos de processo, como  $NaOH$ ,  $NH_3$  e  $CaO$ ) são significativos, de 70 e 69%.

As Figuras 4.7a-d mostram os impactos para as categorias de potencial de acidificação terrestre (TAP), potencial de eutrofização da água fresca (FEP), potencial de ecotoxicidade da água fresca (FETP) e potencial de formação de material particulado (PMFP).

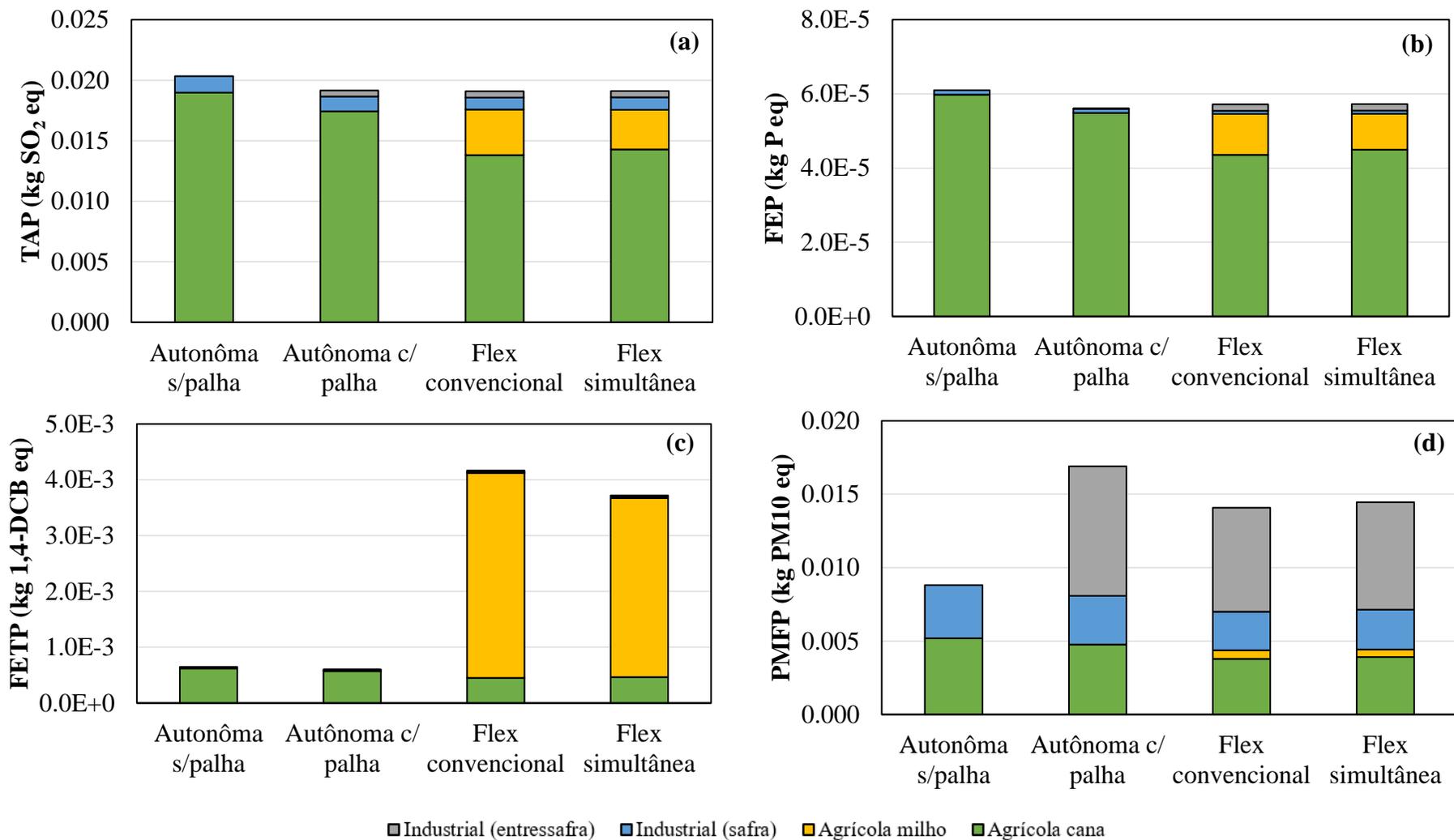


Figura 4.7. Potencial de acidificação terrestre (TAP) (a), potencial de eutrofização da água fresca (FEP) (b), potencial de ecotoxicidade da água fresca (FETP) (c) e potencial de formação de material particulado (PMFP) (d) por kg de etanol anidro.

Pela Figura 4.7a, para a categoria TAP, o impacto total foi de 0,0203 kg de SO<sub>2</sub> eq por kg de etanol anidro para o cenário da destilaria autônoma sem cogeração a partir da palha e aproximadamente igual para os outros três cenários a 0,0191 kg de SO<sub>2</sub> eq por kg de etanol anidro. As etapas agrícolas foram as que mais contribuíram, representando 93,3, 91,0, 92,1 e 91,9%. Tanto para a cana quanto para o milho, a maior parte do impacto (< 90%) advém das emissões diretas de amônia na aplicação de fertilizantes. Para a categoria de FEP (Figura 4.7b), as etapas agrícolas também são as que mais contribuem para o impacto total, representando 98,1, 97,9, 95,5 e 95,4%. Para a cana, 86% do impacto agrícola é devido à emissão direta de fósforo para a água e 13%, às emissões indiretas do processo a montante para produção de fertilizante (fosfato). Para o milho, a emissão direta de fósforo também é significativa, representando 59% do impacto agrícola. Os 41% restantes advém de emissões indiretas dos processos a montante de produção de fertilizantes e pesticidas.

Para a FETP, os cenários com produção de etanol de milho apresentam um impacto total mais elevado do que os cenários que possuem apenas produção de etanol de cana. Isso ocorre porque o uso de pesticidas na etapa agrícola do milho apresenta um impacto na categoria FETP 9 vezes maior do que o uso de pesticidas na etapa agrícola da cana. Como visto na Figura 4.7c, os impactos totais foram  $6,47 \times 10^{-4}$ ,  $5,96 \times 10^{-4}$ ,  $4,17 \times 10^{-3}$  e  $3,72 \times 10^{-3}$  kg de 1,4-DCB eq por kg de etanol anidro, respectivamente. As etapas agrícolas (cana e milho) representam 95,8, 95,7, 98,9 e 98,8% do impacto total para cada cenário. O impacto agrícola se deve majoritariamente ao uso de pesticidas (97% do total para o milho e 63% para a cana) e também às emissões indiretas dos processos de tratamento dos resíduos da produção de fertilizante (34% para a cana).

A categoria PMFP é a única, dentre as analisadas, para a qual as etapas industriais (safra e entressafra) possuem contribuição significativa ou majoritária para o impacto total (Figura 4.7d). A porcentagem das etapas industriais foram 41,0, 71,8, 68,9 e 69,3% do total, e mais de

98% do impacto nestas etapas advém de emissões diretas de particulados e NO<sub>x</sub> durante a cogeração. Nos cenários que possuem operação na entressafra (autônoma com cogeração a partir da palha e usinas *flex*), a cogeração a partir da palha (que é mais seca que o bagaço), produz maior quantidades de material particulado por massa queimada. Nas etapas agrícolas, a contribuição para essa categoria advém, em sua maioria, de emissões diretas (77% para milho e 86% para cana).

A destilaria autônoma com cogeração a partir da palha na entressafra apresentou redução nos impactos para todas as categorias analisadas, com exceção da PMFP, em relação à destilaria autônoma sem cogeração a partir da palha. Quando há cogeração na entressafra, a energia total produzida aumenta e, como a energia adicional produzida é eletricidade, a quantidade dos impactos totais alocada para o etanol diminui. Entretanto, para a categoria PMFP, o aumento nas emissões devido à queima da palha foi tal que, apesar do aumento na energia total e redução na quantidade alocada para o etanol, o impacto total para a destilaria autônoma com cogeração foi superior ao da destilaria autônoma sem cogeração. O mesmo foi observado para as usinas *flex*, onde há maior produção de energia total (devido também ao etanol de milho e DDGS) e menor alocação do impacto total para o etanol do que para a autônoma sem cogeração. As usinas *flex* apresentaram desempenho semelhante à destilaria autônoma para as categorias GWP, TAP e FEP, porém maior impacto na categoria FETP devido ao maior uso de pesticidas.

## 5. CONCLUSÕES

As usinas *flex* propostas podem permitir o compartilhamento de equipamentos importantes de uma destilaria autônoma, como caldeiras, turbinas, dornas de fermentação, colunas de destilação e desidratação, tanques de armazenamento, trocadores de calor, dentre outros menores, durante a entressafra da cana, quando a maioria destes equipamentos estariam ociosos. O custo de capital incremental para as usinas *flex* foi de 53,8 e 52,9 milhões de dólares para o cenário convencional e simultâneo, respectivamente. Os aumentos na produção de etanol anidro, em relação à quantidade produzida na safra a partir da cana, foram de 25,2 e 21,3%.

A etapa limitante para processamento do milho na entressafra da destilaria autônoma foi a etapa de fermentação. Em específico, o maior tempo de ciclo para fermentação da glicose do amido de milho (45 a 48 horas), em relação ao tempo para fermentação do caldo de cana (12 horas), reduziu a vazão de vinho destinada à destilação. Para a produção de etanol de cana, a vazão de vinho para a destilaria foi de 785,6 m<sup>3</sup>/h (Tabela 4.1) e sempre há dornas sendo esvaziadas. Para o etanol de milho (Tabela 4.2) a vazão de vinho ao longo do ciclo foi de 189,9 m<sup>3</sup>/h (convencional) e 214,6 m<sup>3</sup>/h (simultânea), porém nem sempre há dornas sendo esvaziadas. Dessa forma, apenas 1 dos 4 conjuntos de colunas de destilação operam na entressafra, e 3 permanecem ociosos. Além disso, o esvaziamento descontínuo das dornas na entressafra necessita de um volume adequado de armazenamento de vinho antes da destilação, cujo *start up* deve começar depois que pelo menos uma batelada de vinho seja armazenada (Tabela 4.4). Na etapa de cogeração, o calor recuperado na entressafra a partir da queima da palha (383.100 kW) é menor do que o calor recuperado na safra a partir da queima do bagaço (753.200 kW). Assim, gera-se menos vapor e menos eletricidade. Isso indica a possibilidade de queimar outras biomassas na entressafra.

O processo simultâneo produziu uma vazão de vinho (214,6 m<sup>3</sup>/h) maior do que o processo convencional (189,9 m<sup>3</sup>/h). Porém o vinho produzido possui menor concentração de etanol (89 kg/m<sup>3</sup> vs. 118 kg/m<sup>3</sup>) devido à maior temperatura de operação. Essa maior vazão e menor concentração levaram o cenário simultâneo a requerer maior volume de armazenamento nos tanques pulmões, maior consumo de vapor na etapa de destilação, maior produção de *whole stillage* e maior demanda por ar de secagem na etapa de produção do DDGS, do que o cenário convencional. Por outro lado, o cenário simultâneo apresentou menor consumo de utilidade quente (pois não há necessidade de liquefazer e cozinhar a pasta de milho), menor consumo de eletricidade (devido à menor quantidade de milho processada) e, conseqüentemente, maior geração de eletricidade excedente.

Os cenários das destilarias autônomas (sem e com queima de palha na entressafra) e as usinas *flex* completas (que incluem produção de etanol de cana na safra e de etanol de milho na entressafra, com queima de palha), apresentaram VPLs negativos, pois o lucro obtido nos anos de operação não foi suficiente para recuperar o capital investido. Por outro lado, o alto preço do etanol atualmente (acima de 700 \$/m<sup>3</sup> em janeiro de 2022) tornaria todos esses cenários rentáveis (as demais variáveis se mantendo em seus valores base). As usinas *flex* incrementais se mostraram mais vantajosas, pois requerem investimento de capital menor, de forma que o lucro adicional permitiu recuperar o investimento incremental. No entanto, o PMCM (Preço Máximo de Compra do Milho) foi de cerca de 58 reais por saca, que está abaixo do valor atual na região Centro-Oeste, de 75 reais por saca em fevereiro de 2022. Isso indica que para o preço atual da saca de milho, as usinas *flex* incrementais não seriam rentáveis (as demais variáveis se mantendo em seus valores base). A análise de risco mostrou que as usinas *flex* incrementais são as que apresentaram maior chance de serem rentáveis, cerca de 68%, frente aos demais cenários, cuja probabilidade de rentabilidade foi da ordem de 16 a 28%.

A Avaliação do Ciclo de Vida (ACV) mostrou que a produção adicional de etanol de milho na entressafra da destilaria autônoma não aumentou significativamente o GWP (potencial de mudança climática). O aumento do impacto GWP, em relação à destilaria autônoma com queima de palha, foi de cerca de 6% para ambos os cenários *flex*. Isso ocorre pois, apesar de haver maior impacto devido ao plantio, colheita e transporte do milho e consumo de insumos, a produção de etanol também aumenta, e uma parte do aumento no impacto passa a ser alocado para o DDGS. Na categoria FETP (potencial de ecotoxicidade na água fresca), os cenários *flex* apresentaram impacto bastante superior à destilaria autônoma (cerca de 6 a 7 vezes maior), devido ao maior consumo de pesticidas (em especial atrazina) no cultivo de milho. Os resultados da ACV dependem das entradas e emissões consideradas nos inventários, que são apresentados em detalhe no Anexo 1.

## 6. RECOMENDAÇÕES PARA TRABALHOS FUTUROS

Para trabalhos futuros, sugere-se ampliar o conceito da usina *flex* para simular e analisar a viabilidade técnica, econômica e ambiental de uma usina *flex*:

- Que produza etanol de segunda geração tanto a partir do bagaço e/ou palha de cana, como a partir da palha de milho;
- Que processe cana e milho simultaneamente para produção de etanol, usando o caldo da cana para solubilizar o amido de milho;
- Que queime outras biomassas durante a entressafra (não apenas palha de cana);
- Que faça a digestão anaeróbica dos resíduos de uma usina *flex* (vinhaça, torta de filtro e *thin stillage*) para produção de biogás;

Sugere-se também realizar uma análise de sensibilidade na ACV para verificar como mudanças nas entradas dos inventários afetam os valores calculados para os impactos ambientais.

## 7. REFÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- Agência Nacional de Água - ANA (2018). Resolução no. 91, de 26 de novembro de 2018. Disponível em: [https://arquivos.ana.gov.br/resolucoes/2018/0091-2018\\_Ato\\_Normativo.pdf?151958](https://arquivos.ana.gov.br/resolucoes/2018/0091-2018_Ato_Normativo.pdf?151958)
- Agência Nacional de Energia Elétrica – Aneel (2022). Resultado de leilões. <https://www.aneel.gov.br/resultados-de-leiloes> Acesso em: fevereiro de 2022.
- Agência Nacional do Petróleo, Gás Natural e Biocombustíveis – ANP (2020a). RenovaBio. <https://www.gov.br/anp/pt-br/assuntos/renovabio>
- Agência Nacional do Petróleo, Gás Natural e Biocombustíveis – ANP (2020b). SIMP Web CSA – Cadastro de Produtor de Etanol, Consulta Produtores de Etanol Autorizados. <http://app.anp.gov.br/anp-cpl-web/public/etanol/consulta-produtores/consulta.xhtml> Acesso em: agosto de 2020.
- Agência Nacional do Petróleo, Gás Natural e Biocombustíveis – ANP (2001). Portaria ANP Nº 45, de 16.3.2001 – DOU 19.3.2001. <http://legislacao.anp.gov.br/?path=legislacao-anp/portarias-anp/tecnicas/2001/marco&item=panp-45--2001&export=pdf> Acesso em Dezembro de 2020.
- Alcantara, G. U.; Nogueira, L. C.; Stringaci, L. A.; Moya, S. M.; Costa, G. H. G. (2019). Brazilian “Flex Mills”: Ethanol from Sugarcane Molasses and Corn Mash. *Bioenergy Research*. DOI: 10.1007/s12155-019-10052-3.
- Alibaba (2021). Óleo de milho preço. Disponível em: [https://portuguese.alibaba.com/products/%25C3%25B3leo\\_de\\_milho\\_pre%25C3%25A7o.html?IndexArea=product\\_en&Country=BR&pid=PID605\\_0005\\_0101&param\\_order=CNTRY-BR](https://portuguese.alibaba.com/products/%25C3%25B3leo_de_milho_pre%25C3%25A7o.html?IndexArea=product_en&Country=BR&pid=PID605_0005_0101&param_order=CNTRY-BR) Acesso em outubro de 2021.
- Alternative Fuels Data Center – AFDC (2022). Expired, Repealed, and Archived Incentives and Laws. [https://afdc.energy.gov/laws/laws\\_expired?jurisdiction=US](https://afdc.energy.gov/laws/laws_expired?jurisdiction=US) Acesso em: janeiro de 2022.
- Alves, M (2011). Estudo de sistemas de cogeração em usinas de açúcar e álcool, com utilização do bagaço e palha da cana. Dissertação (Mestrado) – Universidade Estadual de Campinas (UNICAMP), Campinas, SP.
- Anderson, B.; Almeida, H. (2019). Corn dry milling: Processes, products, and applications. In book: Corn – Corn Chemistry and Technology, UK: Woodhead Publishing, pp. 615-631. ISBN (online): 978-0-12-811886-3.
- Andrietta, S. R. (2009). Optimal Industrial Fermentation. In: BIOEN – Workshop on Process for Ethanol Production – FAPESP. Disponível em: [https://fapesp.br/eventos/2009/09/10\\_bioen/Silvio\\_Roberto.pdf](https://fapesp.br/eventos/2009/09/10_bioen/Silvio_Roberto.pdf)

- AspenTech (2017). Aspen Plus – Aspen Plus Bioethanol from Corn Model.
- Associação dos Produtores de Soja e Milho do Estado de Mato Grosso – Aprosoja/MT (2022). Histórico de Cotações – Preço Milho Disponível Compra. Disponível em: <http://www.aprosoja.com.br/soja-e-milho/historico-cotacao/preco-do-milho-disponivel>
- Aprosoja, Sindalcool/MT, IMEA (2017). Clusters de Etanol de Milho. <http://www.imea.com.br/imea-site/view/uploads/estudos-customizados/AnaliseClusterEtanolMilho.pdf> Acesso em: Setembro de 2020.
- Banco Central do Brasil – BCB (2022). Cotações e Boletins. <https://www.bcb.gov.br/estabilidadefinanceira/historicocotacoes> Acesso em: fevereiro de 2022.
- Banco Nacional de Desenvolvimento – BNDES (2022). Taxa de juros. <https://ibge.gov.br/estatisticas/economicas/precos-e-custos/9256-indice-nacional-de-precos-ao-consumidor-amplo.html?=&t=series-historicas> Acesso em: janeiro de 2022.
- Basso, L. C.; Basso, T. O.; Rocha, S. N. (2011). Ethanol production in Brazil: The industrial process and its impact on yeast fermentation. In book: Biofuel Production – Recent Developments and Prospects. DOI: 10.5772/17047.
- Batista, F. R. M. (2008). Estudo do processo de destilação alcoólica contínua: Simulação de plantas industriais de produção de álcool hidratado, álcool neutro e cachaça. Dissertação (Mestrado) – Universidade Estadual de Campinas (UNICAMP), Campinas, SP.
- Belyea, R. L.; Rausch, K. D.; Tumbleson, M. E. (2004). Composition of corn and distillers dried grains with solubles from dry grind ethanol processing. *Bioresource Technology*, v. 94, pp. 293-298.
- Bialas, W.; Czerniak, A.; Szymanowska-Powalowska, D. (2014). Kinetic modeling and simultaneous saccharification and fermentation of corn starch for ethanol production. *Acta Biochimica Polonica*, v. 61, 1, pp. 153-162.
- Black, C. (1980). Distillation modeling of ethanol recovery and dehydration processes for ethanol and gasohol. *Chemical Engineering Progress*, 79, pp. 78-85 *apud* Huang H-J.; Ramaswamy S.; Tschirner, U. W.; Ramarao, B. V. (2008). A review of separation technologies in current and future biorefineries, *Separation and Purification Technology*, 62, pp. 1 -21.
- Bonomi, A.; Jesus, C. D. F., Cunha, M. P., Mantelatto, P. E. (2012). Technological Assessment Program (TAP) The Virtual Sugarcane Biorefinery (VSB) 2011 Report. <https://issuu.com/bioetanolctbe/docs/vsb-report-2011> Acesso em dezembro de 2020.

- Câmara de Comercialização de Energia Elétrica – CCEE (2022). Preço Horário – Média Semanal. <http://www.ccee.org.br/>
- Centro de Estudos Avançados em Economia Aplicada – Cepea (2022). Etanol. <https://www.cepea.esalq.usp.br/br/indicador/etanol.aspx>
- Chagas, M. F.; Bonomi, A.; Cavalett, O. (2015). Ethanol Life Cycle Inventory. Atualização 2015. Brazilian Center of Research in Energy and Materials. Brazilian Bioethanol Science and Technology Laboratory. [http://lnbr.cnpem.br/wp-content/uploads/2016/08/MeT-07-2012\\_Atualizacao-2015.pdf](http://lnbr.cnpem.br/wp-content/uploads/2016/08/MeT-07-2012_Atualizacao-2015.pdf) Acesso em: janeiro de 2019.
- ChemicalEngineering (2020). September 2020. Disponível em: <https://ic.nipc.ir/ic/Portals/0/Introduce/cost%20index/Chemical%20Engineering%20Vol127%239%20Sep2020.pdf> Acesso em outubro de 2021.
- ChemicalEngineering (2016). Current Economic Trends – March 2016. Disponível em: <https://www.chemengonline.com/current-economic-trends-july-2016-cepci/> Acesso em outubro de 2021.
- Cheresources (2021). I need 2020 cepci. <https://www.cheresources.com/invision/topic/29828-i-need-2020-cepci/>
- Chum, H. L.; Warner, E.; Seabra, J. E. A.; Macedo, I. C. (2014). A Comparison of commercial ethanol production systems from Brazilian sugarcane and US corn. *Biofuels, Bioproducts & Biorefining*, 8, pp. 205-223. DOI: 10.1002/bbb.1448
- CleanaWater (2019). Oil water separators: a price guide. Disponível em: <https://cleanawater.com.au/information-centre/oil-water-separators-a-price-guide> Acesso em outubro de 2021.
- Companhia Nacional de Abastecimento – CONAB (2020). Acompanhamento da safra brasileira de cana-de-açúcar, V.6 - Safra 2019/20 N.4 - Quarto levantamento, abril 2020. <https://www.conab.gov.br/info-agro/safras/cana> Acesso em: agosto de 2020.
- Companhia Nacional de Abastecimento – CONAB (2021a). Acompanhamento da safra brasileira de cana-de-açúcar, V.7 - Safra 2020/21 N.4 - Quarto levantamento, maio de 2021. <https://www.conab.gov.br/info-agro/safras/cana> Acesso em: fevereiro de 2022.
- Companhia Nacional de Abastecimento – CONAB (2021b). Acompanhamento da safra brasileira de cana-de-açúcar, Safra 2021/22 N.3 - 3 levantamento, novembro de 2021. <https://www.conab.gov.br/info-agro/safras/cana> Acesso em: fevereiro de 2022.
- Companhia Nacional de Abastecimento – CONAB (2021c). Acompanhamento da safra brasileira de grãos, Safra 2021/2022, 3 levantamento, dezembro de 2021. <https://www.conab.gov.br/info-agro/safras/graos> Acesso em: fevereiro de 2022.

- Cripwell, R. A.; Favaro, L.; Viljoen-Bloom, M.; van Zyl, W. H. (2020). Consolidated bioprocessing of raw starch to ethanol by *Saccharomyces cerevisiae*: Achievements and challenges. *Biotechnology Advances*, 42, 107579. DOI: 10.1016/j.biotechadv.2020.107579
- Dias, M. O. S. (2008). Simulação do processo de produção de etanol a partir do açúcar e do bagaço visando a integração do processo e a maximização da produção de energia e excedentes do bagaço. Dissertação (Mestrado) – Universidade Estadual de Campinas, Campinas, SP.
- Dias, M. O. S. (2011). Desenvolvimento e otimização de processos de produção de etanol de primeira e segunda geração e eletricidade a partir da cana-de-açúcar. Tese (Doutorado) – Universidade Estadual de Campinas, Campinas, SP.
- Dias, M. O. S.; Maciel Filho, R.; Mantelatto, P. E.; Cavalett, O.; Rossell, C. E. V.; Bonomi, A.; Leal, M. R. L. V. (2015). Sugarcane processing for ethanol and sugar in Brazil, *Environmental Development*, 15, pp. 35 – 51. DOI: 10.1016/j.envdev.2015.03.004
- Domalski, E. S.; Jobe, T. L.; Milne, T. A. (1987). *Thermodynamic Data for Biomass Materials and Waste Components*. New York: The American Society of Chemical Engineers.
- Donke, A.; Nogueira, A.; Matai, P.; Kulay, L. (2017). Environmental and Energy Performance of Ethanol Production from the Integration of Sugarcane, Corn, and Grain Sorghum in a Multipurpose Plant. *Resources*, v. 6, 1. DOI: 10.3390/resources6010001.
- Eckert, C. T.; Frigo, E. P.; Albrecht, L. P.; Albrecht, A. J. P.; Christ, D.; Santos, W. G.; Berkembrock, E.; Egewarth, V. A. (2018). Maize ethanol production in Brazil: Characteristics and Perspectives. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, v. 82, pp. 3907-3912. DOI: 10.1016/j.rser.2017.10.082.
- EcoInvent (2021). Database – System Models. <https://ecoinvent.org/the-ecoinvent-database/system-models/> Acesso em: fevereiro de 2022.
- Evans, L. B.; Boston, J. F.; Britt, H. I.; Gallier, P. W.; Gupta, P. K.; Joseph, B.; Mahalec, V.; Ng, E.; Seider, W. D.; Yagi, H. (1979). Aspen: An Advanced System for Process Engineering. *Computers & Chemical Engineering*, v. 3, pp. 319-327.
- Fermentec (2012). Ácido aconítico é o principal ácido da cana-de-açúcar. Disponível em: <https://fermentecnews.com.br/2012/07/17/acido-aconitico>
- Fermentec (n.d.). Starchcane Fermentec. <https://www.fermentec.com.br/capa.asp?p=282> Acesso em: dezembro de 2020.
- Ferng, L-H.; Chen, S-H.; Lin, Y-A. (2011). Effect of steam jet cooking on the destruction of corn starches. *Procedia Food Science*, 1, pp. 1295 – 1300. 11<sup>th</sup> International Congress on Engineering and Food. DOI: 10.1016/j.profoo.2011.09.192

- Findrik, Z.; Presecki, A. V.; Vasic-Racki, D. (2010). Mathematical modeling of maltose hydrolysis in different types of reactors. *Bioprocess and Biosystems Engineering*, 33, pp. 299-307. DOI: 10.1007/s00449-009-0324-y
- Finguerut, J. (2014). Impurezas e Qualidade da Cana-de-Açúcar: Levantamento dos níveis de impurezas nas últimas safras. Centro de Tecnologia Canavieira – CTC. Disponível em: [http://stab.org.br/palestra\\_ws\\_limpeza\\_da\\_cana/JAIME\\_FINGUERUT.pdf](http://stab.org.br/palestra_ws_limpeza_da_cana/JAIME_FINGUERUT.pdf)
- Fluid Quip Technologies (n.d.). Flex Plant. <https://www.fluidquiptechnologies.com.br/flex-plant/> Acesso em: dezembro de 2020.
- Fonseca, G.C. (2014). Modelagem e simulação de uma destilaria autônoma de produção de etanol de primeira geração (E1G). Dissertação (Mestrado) – Universidade Federal de São Carlos, São Carlos, SP.
- Food and Agriculture Organization – FAO (2022). FAOSTAT, Crops and livestock products. <http://www.fao.org/faostat/en/#data/QC> Acesso em janeiro de 2022.
- Furlan, F. F. (2022). Comunicação pessoal.
- Furlan, F. F. (2012). Desenvolvimento de ambiente integrado para simulação e otimização estática da produção de etanol a partir de bagaço de cana-de-açúcar por rota bioquímica. Dissertação (Mestrado) – Universidade Federal de São Carlos (UFSCar), São Carlos, SP.
- García-Lara, S.; Chuck-Hernandez, C.; Serna-Saldivar, S. O. (2019). Development and structure of the corn kernel. In book: *Corn – Corn Chemistry and Technology*, UK: Woodhead Publishing, pp. 615-631. ISBN (online): 978-0-12-811886-3.
- Gáspár, M.; Kálmán, G.; Réczey, K. (2007). Corn fiber as a raw material for hemicellulose and ethanol production. *Process Biochemistry*, 42 (7), pp. 1135-1139. DOI: 10.1016/j.procbio.2007.04.003.
- Ghose, T. K. & Tyagi, R. D. (1979). Rapid ethanol fermentation of cellulose hydrolysate. II. Product and substrate inhibition and optimization of fermentor design. *Biotechnology and Bioengineering*, 21 (8), pp. 1401-1420 *apud* Fonseca, G.C. (2014). Modelagem e simulação de uma destilaria autônoma de produção de etanol de primeira geração (E1G). Dissertação (Mestrado) – Universidade Federal de São Carlos, São Carlos, SP.
- Gil, I. D.; García, L. C.; Rodríguez, G. (2014). Simulation of ethanol extractive distillation with mixed glycols as separating agent. *Brazilian Journal of Chemical Engineering*, 31(1), pp.259-270.
- Godoy, A.; Amorim, H. V.; Lopes, M. L.; Oliveira, A. J. (2008). Continuous and batch fermentation processes: advantages and disadvantages of these processes in the Brazilian ethanol production. *International Sugar Journal*, v. 110, 1311, pp.175-181.

- Goldemberg, J. (2007). Ethanol for a Sustainable Energy Future. *Science*, v. 315, pp. 808-810. DOI: 10.1126/science.1137013.
- Goldsmith, P.; Rasmussen, R.; Signorini, G.; Martines, J.; Guimaraes, C. (2010). The Capital Efficiency Challenge of Bioenergy Models: The Case of Flex Mills in Brazil. In: *Handbook of Bioenergy Economics and Policy*, pp. 175-192. DOI: 10.1007/978-1-4419-0369-3\_11.
- GreenDelta (2021). OpenLCA. <https://www.openlca.org/>
- Henrique, A.; Cherubin, N. (2020). Etanol de milho avança no Brasil. <https://revistarpanews.com.br/etanol-de-milho-avanca-no-brasil/> Acesso em: dezembro de 2020.
- Huang H-J.; Ramaswamy S.; Tschirner, U. W.; Ramarao, B. V. (2008). A review of separation technologies in current and future biorefineries, *Separation and Purification Technology*, 62, pp. 1 -21.
- Hugot, E. (1986). *Handbook of cane sugar engineering* (3<sup>rd</sup> Ed.) New York: Elsevier Science Publishing Company.
- Hurst, J. E.; Harrison, B. K. (1992). Estimation of liquid and solid heat capacities using modified Kopp's rule. *Chem. Eng. Comm.*, 112, pp.21-30.
- Iglesias, C. & Sesmero, J. P. (2015). Economic Analysis of Supplementing Sugarcane with Corn for Ethanol Production in Brazil: A Case Study in Uberaba. *Bioenergy Research*, v. 8, pp. 627-643. DOI: 10.1007/s12155-014-9551-4.
- Ignjatovic-Micic, D.; Vancetociv, J.; Trbovic, D.; Dumanovic, Z.; Kostadinovic, M.; Bozinovic, S. (2015). Grain nutrient composition of maize (*Zea mays* L.) drought-tolerant populations. *Journal of Agricultural and Food Chemistry*, 63, pp. 1251-1260. DOI: 10.1021/jf504301u
- Instituto Brasileiro de Geografia e Estatística – IBGE (2022). IPCA – Índice Nacional de Preços ao consumidor Amplo. <https://ibge.gov.br/estatisticas/economicas/precos-e-custos/9256-indice-nacional-de-precos-ao-consumidor-amplo.html?=&t=series-historicas> Acesso em: janeiro de 2022
- Instituto Brasileiro de Geografia e Estatística – IBGE (2018). Pesquisa de Pecuária Municipal – PPM. <https://www.ibge.gov.br/estatisticas/economicas/agricultura-e-pecuaria/9107-producao-da-pecuaria-municipal.html?=&t=resultados> Acesso em: Setembro de 2020.
- Instituto Nacional de Meteorologia – INMET (2022). Normas Climatológicas do Brasil – Período: 1981 – 2010. <https://portal.inmet.gov.br/normais>

- Ingledeu, W. M. (2003). Continuous fermentation in the fuel alcohol industry: How does the technology affect yeast? The Alcohol Textbook (4 Ed.). Nottingham University Press: Nottingham, UK.
- ISO 14040:2006 (2006). Environmental management – Life cycle assessment – Principles and framework.
- Johnston, D. (2021). Comunicação pessoal.
- Jornal Cana (2018). Quanto custa o bagaço? <https://jornalcana.com.br/quanto-custa-o-bagaço-confira-aqui/>
- Krishnan, M. S.; Xia, Y.; Tsao, G. T.; Kasthurikrishnan, N.; Srinivasan, N.; Cooks, R. G. (1995). Process Engineering of High-Ethanol-Tolerance Yeast for the Manufacture of Ethanol. *Applied Biochemistry and Biotechnology*, 51/52, pp. 479-493.
- Kroumov, A. D.; Módenes, A. N.; Tait, M. C. A. (2006). Development of new unstructured model for simultaneous saccharification and fermentation of starch to ethanol by recombinant strain. *Biochemical Engineering Journal*, 28, pp. 243-255.
- Kumana, J. D. (2018). Essentials of steam turbine design and analysis. <https://www.aidce.org/resources/publications/cep/2018/august/essentials-steam-turbine-design-and-analysis> Acesso em: Dezembro de 2020.
- Kumar, D. & Singh, V. (2019). Bioethanol Production From Corn. In: *Corn – Corn Chemistry and Technology*, UK: Woodhead Publishing, pp. 615-631. ISBN (online): 978-0-12-811886-3.
- Kwiatkowski, J. R.; McAloon, A. J.; Taylor, F.; Johnston, D. B. (2006). Modeling the process and cost of fuel ethanol production by the corn dry-grind process. *Industrial Crops and Products*, v. 23, pp. 288-296.
- Lee, J. M.; Pollard, J. F.; Coulman, G. A. (1983). Ethanol Fermentation with Cell Recycling: Computer Simulation. *Biotechnology and Bioengineering*, 25, pp.497-511.
- Lee, C.-G.; Kim, C. H.; Rhee, S. K. (1992). A kinetic model and simulation of starch saccharification and simultaneous ethanol fermentation by amyloglucosidase and *Zymomonas mobilis*. *Bioprocess Engineering*, 7, pp. 335-341.
- Leme, R. M. (2005). Estimativa das emissões de poluentes atmosféricos e uso de água na produção de eletricidade com biomassa de cana-de-açúcar. Dissertação (Mestrado) – Universidade Estadual de Campinas, Campinas, SP.
- Liley, P. E.; Thomson, G. H.; Friend, D. G.; Daubert, T. E.; Buck, E. (1997). Section 2 – Physical and Chemical Data. In: Perry, R. H.; Green, D. W.; Maloney, J. O. Perry's *Chemical Engineers' Handbook*. 7 ed. New York: McGraw-Hill.
- Longati. A. A. (2018). Implementação de unidade de processo para geração de energia empregando vinhaça e integração na biorrefinaria de produção de etanol. Tese (Doutorado) – Universidade Federal de São Carlos (UFSCar), São Carlos, SP.

- Longati, A. A.; Lino, A. R. A.; Giordano, R. C.; Furlan, F. F.; Cruz, A. J. G. (2018). Defining research & development process targets through retro-techno-economic analysis: The sugarcane biorefinery case. *Bioresource Technology*, 263, 1-9.
- Lopes, M. L.; Paulillo, S. C. L.; Godoy, A.; Cherubin, R. A.; Lorenzi, M. S.; Giometti, F. H. C.; Bernardino, C. D.; Amorim Neto, H. B.; Amorim, H. V. (2016). Ethanol production in Brazil: a bridge between science and industry. *Brazilian Journal of Microbiology*, v. 47, pp. 64-76. DOI: 10.1016/j.bjm.2016.10.003.
- Macedo, I. C.; Leal, M. R. L. V.; Hassuani, S. L. (2001). Sugar cane residues for power generation in the sugar / ethanol mills in Brazil. *Energy for Sustainable Development*, 5 (1), pp. 77 – 82.
- Marques, W. L.; Raghavendran, V.; Stambuk, B. U.; Gombert, A, K. (2016). Sucrose and *Saccharomyces cerevisiae*: a relationship most sweet. *FEMS Yeast Research*, 16. DOI: 10.1093/femsyr/fov107.
- McAloon, A.; Taylor, F.; Yee, W. (2000). Determining the Cost of Producing Ethanol from Corn Starch and Lignocellulosic Feedstocks. National Renewable Energy Laboratory, Colorado, USA. Technical Report NREL/TP-580-28893.
- MFRural (2021). DDGS milho. Disponível em: <https://www.mfrural.com.br/busca/ddgs-milho> Acesso em: outubro de 2021
- Milanez, A. Y.; Nyko, D.; Valente, M. S.; Xavier, C. E. O.; Kulay, L. A.; Donke, C. G.; Matsuura, M. I. S. F.; Ramos, N. P.; Morandi, M. A. B.; Bonomi, A.; Capitani, D. H. D.; Chagas, M. F.; Cavalett, O.; Gouvêia, V. L. R. (2014). A produção de etanol pela integração do milho-safrinha às usinas de cana-de-açúcar: avaliação ambiental e sugestões de política. *Revista do BNDES*, v. 41, junho 2014, pp. 147-208.
- Milanez, A. Y.; Nyko, D.; Garcia, J. L. F.; Reis, B. L. S. F. S. (2016). O déficit de produção de etanol no Brasil entre 2012 e 2015: determinantes, consequências e sugestões de política. *BNDES Setorial*, 35, pp. 277-302
- Monbouquette, H. G. (1992). Modeling High-Biomass-Density Cell Recycle Fermentors. *Biotechnology and Bioengineering*, 39, pp.498-503.
- Moreira, M. M. R.; Seabra, J. E. A.; Lynd, L. R.; Arantes, S.M.; Cunha, M. P.; Guilhoto, J. J. M. (2020). Socio-environmental and land-use impacts of double-cropped maize ethanol, in Brazil. *Nature Sustainability*. DOI: 10.1038/s41893-019-0456-2
- Moreira, M. M. R. & Arantes, S. M. (2018). Análise socioeconômica e ambiental da produção de etanol de milho no Centro Oeste brasileiro. *Agroicone Policy Brief*, maio de 2018. [http://etanoldemilho.com.br/wp-content/uploads/2018/06/Estudo\\_Etanol-de-Milho\\_Agroicone\\_FINAL.pdf](http://etanoldemilho.com.br/wp-content/uploads/2018/06/Estudo_Etanol-de-Milho_Agroicone_FINAL.pdf) Acesso em: novembro de 2019.

- Muñoz, I.; Flury, K.; Jungbluth, N.; Rigarlsford, G.; Milà I Canals, L.; King, H. (2014). Life cycle assessment of bio-based ethanol produced from different agricultural feedstocks. *International Journal of Life Cycle Assessment*, v. 19, pp. 109-119. DOI: 10.1007/s11367-013-0613-1.
- National Institute of Standards and Technology – NIST (2018). NIST Chemistry WebBook: dipotassium oxide. Disponível em: <https://webbook.nist.gov/cgi/cbook.cgi?ID=12136457&Mask=FFFF>
- Neves, M. F. (2018). Agregando valor com investimentos em etanol de milho, por Prof. Dr. Marcos Favas Neves. <http://www.etanoldemilho.com.br/2018/11/22/agregando-valor-com-investimentos-em-etanol-de-milho-por-prof-dr-marcos-fava-neves/> Acesso em: dezembro de 2020.
- Nigam, P. S. & Singh, A. (2011). Production of liquid biofuels from renewable resources. *Progress in Energy and Combustion Science*, v. 37, pp. 52-68. DOI: 10.1016/j.pecs.2010.01.003.
- Nogueira, A. R.; Donke, A. C. G.; Matsuura, M. I. S. F.; Matai, P. H. L. S.; Kulay, L. (2014). Use of Environmental and Thermodynamic Indicators to Assess the performance of an Integrated Process for Ethanol Production. *Environmental and Natural Resources Research*, v. 4, 4, DOI: 10.5539/enrr.v4n4p59.
- NovaCana (2020). Quantas pessoas são necessárias para moer um milhão de toneladas de cana? Disponível em: <https://www.novacana.com/n/industria/usinas/quantas-pessoas-necessarias-moer-milhao-toneladas-cana-090620> Acesso em: outubro de 2021
- NovaCana (s.d.). Funcionamento de uma usina (destilaria) de etanol. <https://www.novacana.com/etanol/funcionamento-usina-destilaria> Acesso em: março de 2022.
- Novozymes (2022). Termamyl. <https://biosolutions.novozymes.com/en/plant-protein/products/termamyl> Acesso em: março de 2022.
- Observatório da Cana (2022). Painel de Certificação, Metas e Mercado de CBios. Disponível em: <https://observatoriodacana.com.br/listagem.php?idMn=142&idioma=1> Acesso em: fevereiro de 2022
- Oliveira, C. M.; Jesus, C. D. F.; Ceneviva, L. V. S.; Silva, F. H.; Cruz, A. J. G.; Costa, C. B. B.; Badino, A. C. (2017). AnabioPlus: A new package for parameter estimation and simulation of bioprocesses. *Brazilian Journal of Chemical Engineering*, 34(4), pp. 1065-1082.
- Paes, M. C. D. (2005). Aspectos físicos, químicos e tecnológicos do grão de milho. Embrapa Milho e Sorgo, Circular Técnica 75.

- Palacios-Bereche, R.; Mosqueira-Salazar, K. J.; Modesto, M.; Ensinas, A. V.; Nebra, S. A.; Serra, L. M.; Lozano, M. (2013). Exergetic analysis of the integrated first- and second-generation ethanol production from sugarcane. *Energy*, 62, pp. 46-61.
- Pellegrini, L. F. (2009). Análise e otimização termo-econômica-ambiental aplicada à produção combinada de açúcar, álcool e eletricidade. Tese (Doutorado) – Universidade de São Paulo (USP), São Paulo, SP.
- Piracicaba Engenharia. (2019). A Planta Flex. <http://piracicabaengenharia.com.br/a-planta-flex/> Acesso em: novembro de 2019.
- Presecki, A. V.; Blazevic, V. F.; Vasic-Racki, D. (2013a). Mathematical modeling of maize starch liquefaction catalyzed by  $\alpha$ -amylases from *Bacillus licheniformis*: Effect of Calcium, pH and temperature. *Bioprocess and Biosystems Engineering*, 36, pp. 117-126. DOI: 10.1007/s00449-012-0767-4
- Presecki, A. V.; Blazevic, V. F.; Vasic-Racki, D. (2013b). Complete starch hydrolysis by the synergistic action of amylase and glucoamylase: Impact of Calcium ions. *Bioprocess and Biosystems Engineering*, 36, pp. 1555-1562. DOI: 10.1007/s00449-013-0926-2
- Quintero, J. A.; Montoya, M. I.; Sánchez, O. J.; Giraldo, O. H.; Cardona, C. A. (2008). Fuel ethanol production from sugarcane and corn: Comparative analysis for a Colombian case. *Energy*, v. 33, pp. 385-399. DOI: 10.1016/j.energy.2007.10.001.
- Ramírez, E. C.; Jonhston, D. B.; McAloon, A. J.; Sinhg, V. (2009). Enzymatic corn wet milling: Engineering process and cost model. *Biotechnology for Biofuels*, 2(2). DOI: 10.1186/1754-6834-2-2
- Ranum, P.; Peña-Rosas, J. P.; Garcia-Casal, M. N. (2014). Global maize production, utilization, and consumption. *Annals of the New York Academy of Sciences*, 1312, pp. 105-112. DOI: 10.1111/nyas.12396
- Rausch, K. D.; Hummel, D.; Jonhson, L. A., May, J. B. (2019). Wet milling: The basis for corn biorefineries. In book: *Corn – Corn Chemistry and Technology*, UK: Woodhead Publishing, pp. 615-631. ISBN (online): 978-0-12-811886-3.
- Reis, C. E. R.; Rajedram, A.; Hu, B. (2017). New technologies in value addition to the thin stillage from corn-to-ethanol process. *Reviews in Environmental Science and Biotechnology*, 16, pp. 175-206. DOI: 10.1007/s11157-017-9421-6
- Rocha, G. J. M., Gonçalves, A. R., Oliveira, B. R., Olivares, E. G., Rossell, C. E. V. (2012). Steam explosion pretreatment reproduction and alkaline delignification reactions performed on a pilot scale with sugarcane bagasse for bioethanol production. *Industrial Crops and Products*, v. 35, pp. 274-279.

- Rodrigues, K. C. S.; Sonogo, J. L. S.; Cruz, A. J. G.; Bernardo, A.; Badino, A. C. (2017). Modeling and simulation of continuous extractive fermentation with CO<sub>2</sub> stripping for bioethanol production. *Chemical Engineering Research & Design*, pp. 77-88.
- Rodrigues, N. (2015). Estudo mostra como usinas de cana podem reduzir consumo de água. Disponível em: <https://www.embrapa.br/busca-de-noticias/-/noticia/2482285/estudo-mostra-como-usinas-de-cana-podem-reduzir-consumo-de-agua>
- Rosentrater, K. A. (2011). Overview of corn-based fuel ethanol fuel coproducts: Production and use. In book: *Biofuel's Engineering Process Technology*. ISBN: 978-953-307-480-1
- Ruiz, L. (2015). Economia de milhões de reais. Disponível em: <http://www.canaonline.com.br/conteudo/economia-de-milhoes-de-reais.html>
- Saini, S.; Chandel, A. K.; Sharma, K. K. (2020). Past practices and current trends in the recovery and purification of first generation ethanol: A learning curve for lignocellulosic ethanol. *Journal of Cleaner Production*, 268, 122357. DOI: 10.1016/j.jclepro.2020.122357
- Santos, F. R.; Silva, M. R. S.; Oliveira, N. R.; Santos, H. B.; Cordeiro, D. A. Minafra, C. S. (2019). Composição nutricional e valores energéticos determinados com frangos de corte de coprodutos do processamento do etanol de milho. *Arquivos Brasileiros de Medicina Veterinária e Zootecnia*, 71(5), pp. 1759-1763. DOI: 10.1590/1678-4162-10752.
- Seider, W. D.; Lewin, D. R.; Seader, J. D.; Widagdo, S.; Gani, R.; Ng, K. M. (2017). *Product and Process Design Principles: Synthesis, Analysis, and Evaluation*. 4 ed. New York: John Wiley & Sons, Inc.
- Shuler, M. L. & Kargi, F. (2002). *Bioprocess Engineering – Basic Concepts* (2 Ed.). Prentice Hall: Upper Saddle River, NJ, USA.
- Sica, P., Prado, L.M.L.M., Granja, P., Carvalho, E. M., Mattos, E. C., Calegari, R. P., Silverio, M., Martins, B. C., Baptista, A. S. (2021). Effects of Energy Cane (*Saccharum* spp.) Juice on Corn Ethanol (*Zea mays*) Fermentation Efficiency: Integration towards a More Sustainable Production. *Fermentation*, 7 (30). DOI: 10.3390/fermentation7010030.
- Singh, V. (2009). Corn grading, cleaning, milling and cooking. 1st Brazil-US Fullbright course on biofuels. São Paulo/SP – Brazil.
- Singh, V.; Rausch, K. D.; Yang, P.; Shapouri, H.; Belyea, R. L.; Tumbleson, M. E. (2001). Modified dry grind ethanol process. Publication of the Agricultural Engineering Department of the University of Illinois at Urbana – Champaign. UIIU No. 2001-7021.

- Sobrino, P. (2012). Processo (simplificado) de produção de etanol de milho - Destilatia/Usina Flex - Abordagem descritiva de um novo potencial. CONAB – Companhia Nacional de Abastecimento, Superintendência Regional de Mato Grosso. <https://docplayer.com.br/8272031-Mato-grosso-processo-simplificado-de-producao-de-etanol-de-milho-destilaria-usina-flex-abordagem-descritiva-de-um-novo-potencial.html> Acesso em: novembro de 2019.
- Souza, F. M. (2021). Análise da viabilidade técnica e econômica da integração do processo de recuperação de etanol por arraste (*stripping*) com CO<sub>2</sub> na indústria sucroenergética. Dissertação (Mestrado) – Universidade Federal de São Carlos (UFSCar), São Carlos, SP.
- Souza, N. R. D., Junqueira, T. L., Cavalett, O. (2021). Opportunities and challenges for bioenergy-livestock integrated systems in Brazil. *Industrial Crops & Products*, 173, 114091. DOI: 10.1016/j.indcrop.2021.114091.
- Souza, W. A. R.; Goldsmith, P.; Martines Filho, J. G.; Rasmussen, R. L. (2010). Bioenergy Efficiency and Flex-Mill Simulation in Mato Grosso. In: 48° Congresso da Sociedade Brasileira de Economia, Administração e Sociologia Rural. SOBER. Campo Grande, julho de 2010. <https://sober.org.br/anais/> Acesso em: novembro de 2019.
- Spiehs, M. J., M. H. Whitney, and G. C. Shurson, (2002). Nutrient database for distiller's dried grain with solubles produced from new plants in Minnesota and South Dakota. *J. Anim. Sci.* 80:2639-2645 *apud* Stein, H. H. (n.d.) DDGS: Energy and nutrient content and digestability, Department of Animal Science, University of Illinois <https://nutrition.ansci.illinois.edu/sites/default/files/ProcMidwestSwineNutrConf.pdf> Acesso em: janeiro de 2022.
- SpiraxSarco (2020). Learn more about steam. <https://www.spiraxsarco.com/learn-about-steam> Acesso em: dezembro de 2020.
- Stanmore, B. R. (2010). Generation of Energy from Sugarcane Bagasse by Thermal Treatment. *Waste and Biomass Valorization*, 1, pp. 77-89
- Steffen, V. & da Silva, E. A. (2017). Steady-state modeling of equilibrium distillation. In book: *Distillation – Innovative applications and modeling*. DOI: 10.5772/66833
- Stein, H. H. (n.d.) DDGS: Energy and nutrient content and digestability, Department of Animal Science, University of Illinois <https://nutrition.ansci.illinois.edu/sites/default/files/ProcMidwestSwineNutrConf.pdf> Acesso em: janeiro de 2022.
- Sumikawa, V. I. O., Lima, A. M. (2021). Technoeconomic Evaluation of a Flex Ethanol Plant of Sugarcane and Corn in Brazil. *Chemical Engineering & Technology*, 44 (11), p. 2147-2158.

- Tena, M., Buller, L. S., Sganzerla, W. G., Berni, M., Forster-Carneiro, T., Solera, R., Pérez, M. (2022). Techno-economic evaluation of bioenergy production from anaerobic digestion of by-products from ethanol flex plants. *Fuel*, 309, 1221171. DOI: 10.1016/j.fuel.2021.1221171.
- Towler, G. & Sinnott, R. (2013). *Chemical Engineering Design: Principles, Practice and Economics of Plant and Process Design*. 2 ed. Oxford, UK: Butterworth-Heinemann.
- União Nacional de Bioenergia – UDOP (2022). Valores de ATR e Preço da Tonelada de Cana-de-Açúcar. [https://udop.com.br/cana/tabela\\_consecana\\_saopaulo.pdf](https://udop.com.br/cana/tabela_consecana_saopaulo.pdf)
- United States Department of Agriculture – USDA (2020). Feed Grains Database. <https://www.ers.usda.gov/data-products/feed-grains-database/> Acesso em: Dezembro de 2020.
- United States Department of Agriculture – USDA (2016). 2015 Energy balance for the Corn-Ethanol Industry.
- US Inflation Calculator (2022). Consumer Price Index Data from 1913 to 2022. <https://www.usinflationcalculator.com/inflation/consumer-price-index-and-annual-percent-changes-from-1913-to-2008/> Acesso em: fevereiro de 2022.
- Veloso, I. I. K.; Rodrigues, K. C. S.; Sonego, J. L. S.; Cruz, A. J. G.; Badino, A. C. (2019). Fed-batch ethanol fermentation at low temperature as a way to obtain highly concentrated alcoholic wines: Modeling and optimization. *Biochemical Engineering Journal*, 141, pp. 60-70.
- Walter, A. C. S. (1994). Viabilidade e perspectivas da cogeração e da geração termelétrica junto ao setor sucro-alcooleiro. Tese (Doutorado) – Universidade Estadual de Campinas (UNICAMP), Campinas, SP.
- Wang, M.; Han, J.; Dunn, J. B.; Cai, H.; Elgowainy, A. (2012). Well-to-wheels energy use and greenhouse gas emissions of ethanol from corn, sugarcane and cellulosic biomass for US use. *Environmental Research Letters*, 7. DOI:10.1088/1748-9326/7/4/045905
- Wernet, G.; Bauer, C.; Steubing, B.; Reinhard, J. Moreno-Ruiz, E.; Weidema, B. (2016). The ecoinvent database version 3 (part I): overview and methodology. *The International Journal of Life Cycle Assessment*, 21(9), pp. 1218-1230. DOI: 10.1007/s11367-016-1087-8.
- Wheals, A. E.; Basso, L. C.; Alves, D. M. G.; Amorim, H. V. (1999). Fuel ethanol after 25 years. *Trends in Biotechnology*, 17 (12), pp. 482-487.
- Williams, L. A. (1982). Heat release in alcoholic fermentation: a critical reappraisal. *Am. J. Enol. Vitic.*, 33, pp.149-153 *apud* Dias, M. O. S. (2008). Simulação do processo de

produção de etanol a partir do açúcar e do bagaço visando a integração do processo e a maximização da produção de energia e excedentes do bagaço. Dissertação (Mestrado) – Univesidade Estadual de Campinas, Campinas, SP.

Wooley, R. & Putsche, V. (1996). Development of an ASPEN PLUS physical property database for biofuels components. National Renewable Energy Laboratory, Colorado, USA. Technical Report NREL/MP-425-20685.

Ziero, H. D., Berni, M. D., Buller, L.S., Vasconcelos, L. G., Dorileo, I. L., Mudhoo, A., Forster-Carneiro, T. (2021). Foresight for corn-to-ethanol mills in the Southern Brazilian Amazon: Energy, economic and environmental analysis. *Journal of Environmental Chemical Engineering*, 9, 106740. DOI: 10.1016/j.jece.2021.106740.

## APÊNDICES

### APÊNDICE A. Integração Energética

A integração energética foi feita identificando-se correntes quentes e frias de interesse, mostradas na Tabela A.1.

Tabela A.1. Correntes quentes e frias usadas na integração energética.

<b>Correntes frias</b>			
<b>Nome antes de ser aquecida</b>	TREAT.TO-HT1	TREAT.TO-HT2	CONC.H2O-28C
<b>Nome depois de ser aquecida</b>	TREAT.TO-LIME	TREAT.TO-FLASH	CONC.S1-H2O-2
<b>Nome do bloco aquecedor*</b>	TREAT.HEATER 1	TREAT.HEATER2	CONC.H-60C-2
<b>Vazão (kg/h)</b>	915.600	915.600	207.200
<b>Temperatura de entrada (°C)</b>	40,51	70,03	28,0
<b>Temperatura de saída (°C)</b>	70,00	105,0	60,0
<b>Calor trocado (kW)</b>	33.630	38.990	7.740
<b>Capacidade calorífica (kJ/kg/K)</b>	4,485	4,385	4,201
<b>Correntes quentes</b>			
<b>Nome antes de ser resfriada/condensada</b>	CONC.VEG-VAP	CONC.TO-40C	CONC.TO-60C
<b>Nome depois de ser resfriada/condensada</b>	CONC.VEG-COND	CONC.S3-H2O	CONC.S1-H2O-1
<b>Nome do bloco resfriador/condensador*</b>	CONC.COND	CONC.H-TO-40C	CONC.H-TO-60C
<b>Vazão (kg/h)</b>	87.400	11.300	26.100
<b>Temperatura de entrada (°C)</b>	115,9	115,2	115,2
<b>Temperatura de saída (°C)</b>	115,2	40,0	60,0
<b>Calor trocado (kW)</b>	-53.860	-1.040	-1.780
<b>Capacidade calorífica (kJ/kg/K)</b>	2.220	4,404	4,468

Tabela A.1. Correntes quentes e frias usadas na integração energética (Continuada).

<b>Correntes quentes (continuada)</b>			
<b>Nome antes de ser resfriada/condensada</b>	CONC.TO-90C	FERMENT.TO-COOL1	DEHYDRAT.TO-H1
<b>Nome depois de ser resfriada/condensada</b>	CONC.S2-H2O	FERMENT.TO-INV	DEHYDRAT.MEG
<b>Nome do bloco resfriador/condensador</b>	CONC.H-TO-90C	FERMENT.COOLER1	DEHYDRAT.HEATER1**
<b>Vazão (kg/h)</b>	50.000	841.900	74.200
<b>Temperatura de entrada (°C)</b>	115,2	94,5	148,9
<b>Temperatura de saída (°C)</b>	90,0	34,0	80,0
<b>Calor trocado (kW)</b>	-1.600	-60.500	-3.800
<b>Capacidade calorífica (kJ/kg/K)</b>	4,580	4,278	2,662

\*Não representa o trocador de calor que foi dimensionado para calcular o custo do equipamento. \*\* Quando o MEG recuperado na coluna de recuperação é reciclado, esse bloco é um resfriador, e não um aquecedor como o nome sugere.

As capacidades caloríficas mostradas na Tabela A.1 foram calculadas dividindo-se o calor trocado pela vazão da corrente e pela diferença de temperatura. Isso assume que a capacidade calorífica é constante (independente da temperatura). As informações levantadas na Tabela A.1 foram inseridas no programa Aspen Energy Analyzer v10 para fazer a Análise Pinch, incluindo água de resfriamento de 20 a 25 °C como utilidade fria. A rede de trocadores de calor proposta é mostrada na Figura A.1, montada no Aspen Plus com pequenas modificações em relação à rede proposta pelo Aspen Energy Analyzer, pois na rede mostrada na Figura A.1 as capacidades caloríficas não são constantes. As correntes frias (que precisam ser aquecidas) são mostradas em azul, e as correntes quentes (que precisam ser resfriadas) são mostradas em vermelho.

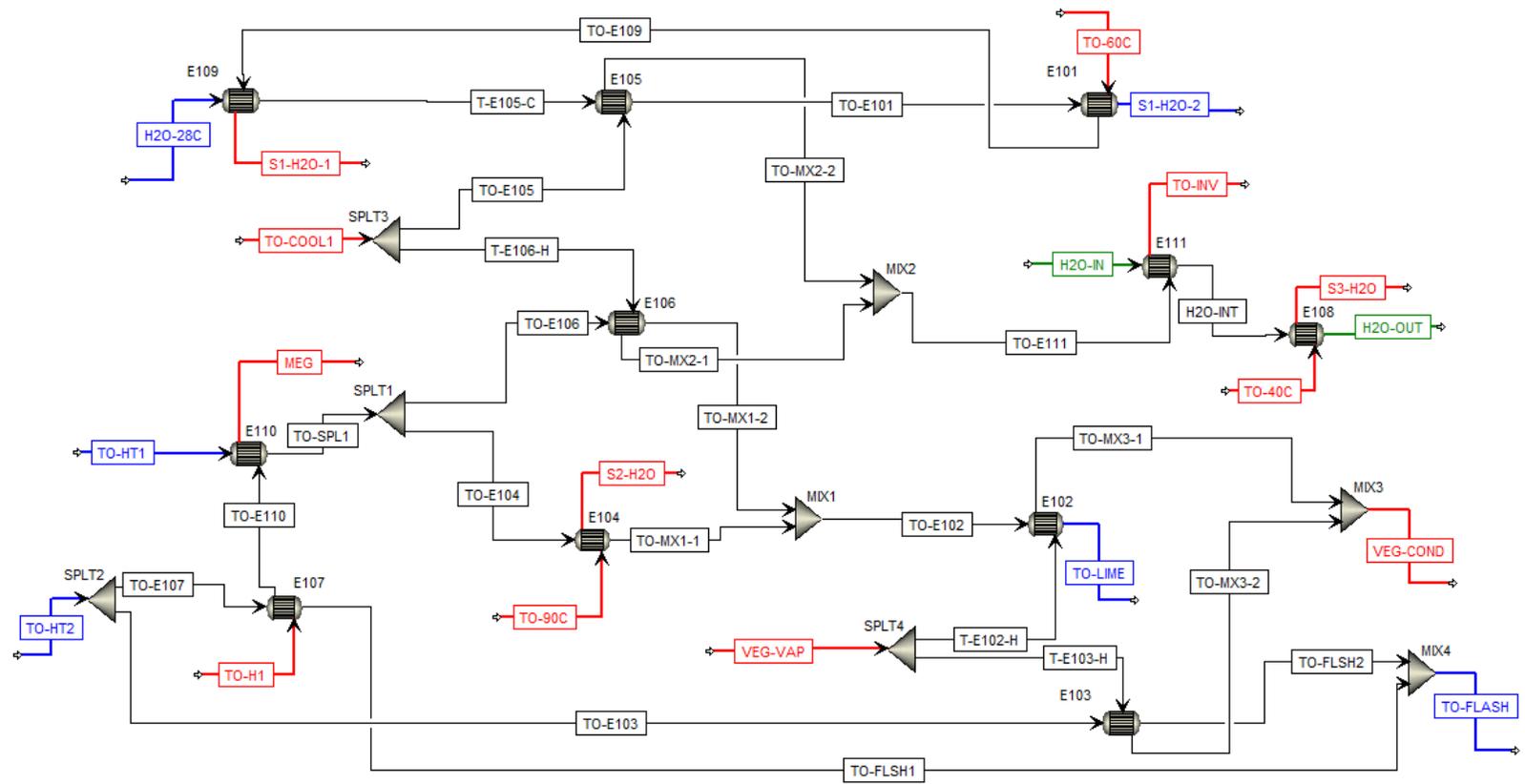


Figura A.1. Fluxograma da rede de trocadores de calor proposta para a integração energética.

## APÊNDICE B. Modelagem e simulação cinética da etapa de fermentação da destilaria autônoma

Para realizar a modelagem e simulação cinética, foram utilizados resultados de algumas das correntes simuladas no Aspen Plus no bloco hierárquico FERMENT. Essas correntes foram: CONC-JUC, representando o caldo concentrado que é alimentado às dornas (mosto); RECYCLE, representando a suspensão de leveduras que é alimentada inicialmente às dornas (pé-de-cuba); RAW-WINE, representando o vinho bruto obtido no final da fermentação que é alimentado às centrífugas; CRM-TRTM, representando a solução concentrada de leveduras obtida após centrifugação, que segue para tratamento; H2O/S4-H2O, representando a água adicionada aos tanques de tratamento de levedura; e H2SO4/SULPH-AC, representando a solução 98% de ácido sulfúrico adicionada aos tanques de tratamento.

As vazões totais dessas correntes (somatória das vazões das subcorrentes MIXED e CISOLID) são apresentadas na Tabela B.1. Também são mostradas na Tabela B.1 as concentrações de levedura, ART (açúcares totais redutores – somatória da concentração de glicose e sacarose convertida 100% em glicose) e etanol nas correntes CONC-JUC, RECYCLE e RAW-WINE.

Tabela B.1. Vazões e composições das correntes simuladas no bloco hierárquico FERMENT utilizadas para simulação cinética.

Corrente	CONC-JUC	RECYCLE	RAW-WINE	CRM-TRTM	H2O + H2SO4
$F_{total}$ (L/h)	555.600	241.700	785.600	97.800	143.300
$C_{leveduras}$ (g/L)	0	309,4	99,6		
$C_{ART}$ (g/L)	228,9	0,1	0,5		
$C_{etanol}$ (g/L)	0	15,5	84,0		

A concentração de ART na corrente CONC-JUC é usada como a concentração de mosto na corrente de alimentação durante a etapa de batelada alimentada ( $C_{SM}$ ). E os valores de concentração na corrente RECYCLE servem como condição inicial para a resolução do sistema

de equações diferenciais que representam a etapa de fermentação em batelada alimentada. Os valores de concentração na corrente RAW-WINE são usados para comparar os resultados obtidos no Aspen Plus com os resultados obtidos na simulação cinética. Em todos os casos, as concentrações de células foram corrigidas, pois os valores mostrados na Tabela B.1 são em g úmida por L de solução, e para os modelos cinéticos deve-se usar a concentração de células em g seca por L de solução. Assim, os valores de concentração de células (leveduras) mostrados na Tabela B.1 foram multiplicados por 0,3 (fração mássica de células secas) e pela razão entre as massas moleculares das células úmidas ( $MM_{\text{úmida}} = 19,671$  com 70% de água) e secas ( $MM_{\text{seca}} = 25,044$ ).

O modelo cinético utilizado para a velocidade específica de crescimento celular foi o modelo de inibição híbrida pelo substrato e produto (Andrew-Levenspiel) e pelas células (Lee-Pollard-Coulman), com apresentado na Eq. (B.1):

$$\mu = \mu_{\max} \left( \frac{C_S}{K_S + C_S + \frac{C_S^2}{K_{iS}}} \right) \left( 1 - \frac{C_P}{C_{P\max}} \right)^n \left( 1 - \frac{C_X}{C_{X\max}} \right)^m \quad \text{Eq. (B. 1)}$$

As variáveis dessa equação são a velocidade específica de crescimento celular ( $\mu$  em  $\text{h}^{-1}$ ), as concentrações de substrato ( $C_S$  em g/L), produto ( $C_P$  em g/L) e células ( $C_X$  em g seca/L). O substrato são os ARTs e o produto é o etanol. Os parâmetros desse modelo são apresentados na Tabela B.2.

A fermentação em batelada alimentada se inicia com a adição do pé-de-cuba até ocupar 25% do volume útil da dorna. Depois, alimenta-se o mosto (com concentração de substrato  $C_{SM}$ ) até o enchimento da dorna. De forma alternativa, pode-se estabelecer o tempo de enchimento da dorna durante alimentação do mosto e obter o volume útil da dorna (Eq. (B.2)):

$$V_u = \frac{t_{\text{BatAlim}} F}{1 - \frac{V_0}{V_u}} \quad \text{Eq. (B. 2)}$$

Tabela B.2. Parâmetros para o modelo cinético de inibição híbrida apresentado na Eq. (B.1).

Parâmetro	Valor	Significado	Referência
$\mu_{\max}$ (h <sup>-1</sup> )	0,22	Velocidade específica máxima de crescimento celular a 34 °C.	
$K_S$ (g/L)	78,55	Constante de saturação a 34 °C.	
$K_{IS}$ (g/L)	170,5	Constante de inibição pelo substrato a 34 °C.	Veloso et al. (2019)
$C_{P\max}$ (g/L)	93,8	Concentração crítica de produto acima da qual cessa o crescimento celular a 34 °C.	
$n$ (-)	0,211	Coefficiente de inibição pelo produto a 34 °C.	
$C_{X\max}$ (g seca/L)	100	Concentração crítica de células acima da qual cessa o crescimento celular.	Lee, Pollard & Coulman (1983)
$m$ (-)	1	Coefficiente de inibição pelas células.	

Na Eq. (B.2),  $V_u$  é o volume útil da dorna (em L),  $t_{BatAlim}$  é o tempo de enchimento da dorna (tempo durante o qual mosto é alimentado em horas),  $F$  é a vazão do mosto alimentado (em L/h) e  $V_0/V_u$  representa a fração do volume útil ocupada pelo pé-de-cuba (0,25). Para este trabalho, especifico-se  $t_{BatAlim} = 4$  horas.

Durante a alimentação do mosto, os balanços de massa no substrato, produto, células, e total, distinguindo-se entre volume biótico (volume da célula) e volume abiótico são apresentados nas Eq. (B.3) a (B.6):

$$\frac{dC_X}{dt} = \left( \mu - \frac{F}{V} \right) C_X \quad \text{Eq. (B. 3)}$$

$$\frac{dC_S}{dt} = \frac{1}{1-X} \left\{ \frac{F}{V} [C_{SM} - (1-X)C_S] - \frac{\mu C_X}{Y_{XS}} + C_S X \left( \mu - \frac{F}{V} \right) \right\} \quad \text{Eq. (B. 4)}$$

$$\frac{dC_P}{dt} = \frac{1}{1 + (\gamma - 1)X} \left\{ \frac{\mu C_X}{Y_{XP}} - [1 + (\gamma - 1)X] \frac{F}{V} C_P - C_P (\gamma - 1) X \left( \mu - \frac{F}{V} \right) \right\} \quad \text{Eq. (B. 5)}$$

$$\frac{dV}{dt} = F \quad \text{Eq. (B. 6)}$$

Nas Eq. (B.4) e (B.5), as concentrações  $C_S$  e  $C_P$  são no volume abiótico (fora das células). A distinção entre volume biótico e abiótico foi realizada pois a concentração de células

no pé-de-cuba ( $C_{X0} = 72,9$  g seca/L) é elevada. A variável X nas Eq. (B.4) e (B.5) representa a fração do volume biótico, calculada como mostrado na Eq. (B.7), e segundo Monbouquette (1992), a distinção entre volume biótico e abiótico se faz necessária quando X é maior que 0,15.

$$X = \frac{C_X}{\rho_X} \quad \text{Eq. (B.7)}$$

Na Eq. (B.7),  $C_X$  é a concentração de células no meio reacional (em g seca de células/L de solução) e  $\rho_X$  é a densidade das células (em g seca de células/ L de células úmidas). O valor de  $\rho_X$  assumindo 70% de água nas células úmidas é 345 g/L.

Para o balanço do produto, considerou-se que o etanol está presente tanto dentro como fora das células, ou seja, nos volumes biótico e abiótico, e o parâmetro  $\gamma$  representa a razão entre a concentração de etanol dentro e fora das células (Monbouquette, 1992). Os valores dos parâmetros usados nas Eq. (B.4) a (B.7) são apresentados na Tabela B.3.

Tabela B.3. Parâmetros nas Eq. (B.4) a (B.7).

<b>Parâmetro</b>	<b>Valor</b>	<b>Significado</b>	<b>Referência</b>
$Y_{PS}$ (g/g)	0,4625	Coefficiente de rendimento de substrato em produto a 34 °C.	Rodrigues et al. (2017)
$Y_{XS}$ (g/g)	0,0269	Coefficiente de rendimento de substrato em células.	Dias (2011)
$\gamma$ (-)	0,78	Razão entre a concentração de etanol nos volumes biótico e abiótico.	Monbouquette (1992)
$\rho_X$ (g seca/L)	345	Densidade celular assumindo 70% de água e densidade de 1,5 g/L para as células secas.	Wooley & Putsche (1996)
$C_{SM}$ (g/L)	228,9	Concentração de substrato no mosto.	Próprio trabalho

Após o enchimento das dornas, a alimentação de mosto cessa e as dornas operam em regime de batelada, com volume constante e igual ao volume útil, até o consumo completo do substrato (cerca de 4 horas para as condições simuladas). As equações para esta etapa são obtidas igualando F a zero nas Eq. (B.3) a (B.6):

$$\frac{dC_X}{dt} = \mu C_X \quad \text{Eq. (B. 8)}$$

$$\frac{dC_S}{dt} = \frac{1}{1-X} \left( C_S X \mu - \frac{\mu C_X}{Y_{XS}} \right) \quad \text{Eq. (B. 9)}$$

$$\frac{dC_P}{dt} = \frac{1}{1+(\gamma-1)X} \left[ \frac{\mu C_X}{Y_{XP}} - C_P (\gamma-1) X \mu \right] \quad \text{Eq. (B. 10)}$$

Também foi realizado um balanço de energia para a fermentação em batelada alimentada, visando obter o perfil da taxa de calor gerado durante a fermentação, e que deve ser removido para que a operação seja isotérmica e assumindo que a perda de calor para o ambiente é negligenciável. Os balanços de energia nas etapas de batelada alimentada e batelada são apresentados nas Eq. (B.11) e (B.12), respectivamente:

$$\dot{Q} = \Delta H \frac{\mu C_X V}{Y_{XS}} - F \rho_M C_{PM} (T_M - T_{Ref}) \quad \text{Eq. (B. 11)}$$

$$\dot{Q} = \Delta H \frac{\mu C_X V}{Y_{XS}} \quad \text{Eq. (B. 12)}$$

Onde  $\dot{Q}$ , a taxa de calor (kJ/h), é definido como sendo positivo se energia é acrescentada às dornas.  $\Delta H$  é a entalpia da reação de fermentação (kJ/g substrato),  $\mu$ , a velocidade específica de crescimento celular ( $h^{-1}$ ),  $C_X$  a concentração de células (g seca/L),  $V$ , o volume ocupado das dornas (L),  $Y_{XS}$ , o rendimento de substrato em células (g/g),  $F$ , a vazão de alimentação do mosto (L/h),  $\rho_M$  a densidade da corrente de mosto alimentada (kg/L),  $C_{PM}$ , a capacidade calorífica do mosto (kJ/kg/K),  $T_M$ , a temperatura do mosto ( $^{\circ}C$ ) e  $T_{ref}$ , a temperatura de referência ( $^{\circ}C$ ).

Os valores de  $\rho_M$ ,  $C_{PM}$ , e  $T_M$  foram obtidos da simulação feita no Aspen Plus para a corrente CONC-JUC. O valor de  $T_{Ref}$  foi de  $25^{\circ}C$ , e  $\Delta H = 162 \text{ kcal/kg substrato} = 0,678 \text{ kJ/g substrato}$  (Williams, 1982 apud Dias (2008)).

A partir do perfil de  $\dot{Q}$ , identificou-se a taxa máxima de calor gerado ( $\dot{Q}_{\max}$ ) e utilizou-se esse valor para determinar a vazão máxima de água de resfriamento (de 20 a 25 °C) para as dornas. O resfriamento das dornas ocorre por meio da recirculação do meio reacional (simulado separadamente no Aspen com a mesma composição da corrente RAW-WINE), que troca calor com a água de resfriamento em trocadores de placa externos às dornas. Para determinar a vazão de recirculação ( $F_{\text{REC}}$ ) e a vazão de água de resfriamento ( $F_{\text{RESF}}$ ), especificou-se uma temperatura de aproximação mínima de 5 °C, ou seja, o meio reacional recirculado é resfriado até 25 °C.

Para realizar o diagrama de ocupação das dornas, especificou-se os tempos de alimentação do pé-de-cuba, enchimento com mosto (batelada alimentada), batelada, esvaziamento e limpeza. Os tempos de enchimento, tratamento, esvaziamento e limpeza dos tanques de tratamento (cubas) também foram especificados (Tabela 3.15, reproduzida abaixo como Tabela B.4).

Tabela B.4. Tempos de ciclo para dornas e tanques de tratamento (cuba).

<b>Parâmetro</b>	<b>Valor</b>	<b>Referência</b>
<b>Número de dornas</b>	<b>6</b>	
Tempo de alimentação do pé-de-cuba (h)	1	Andrietta (2009)
Tempo de enchimento da dorna (h)	4	Estipulado neste trabalho
Tempo de batelada (h)	4	Calculado neste trabalho
Tempo de esvaziamento da dorna (h)	2	
Tempo de limpeza da dorna (h)	1	Andrietta (2009)
<b>Tempo de ciclo da dorna (h)</b>	<b>12</b>	
<b>Número de cubas</b>	<b>3</b>	
Tempo de enchimento da cuba (h)	2	
Tempo de tratamento da cuba (h)	1	Andrietta (2009)
Tempo de esvaziamento da cuba (h)	1	
Tempo de limpeza da cuba (h)	2	
<b>Tempo de ciclo da cuba (h)</b>	<b>6</b>	

Na Tabela B.4 cada cuba serve duas dornas, com uma diferença de 6 horas entre seus tempos de ciclo. Os tempos de alimentação do pé-de-cuba e enchimento da cuba são iguais (1

h), pois a cuba é esvaziada para alimentar o pé-de-cuba à dorna. Os tempos de esvaziamento da dorna e enchimento da cuba são iguais (2 h), pois o vinho bruto que é esvaziado da dorna é centrifugado (assumindo tempo de ciclo negligenciável na centrífuga), e o creme de levedura que resulta é alimentado à cuba.

Para converter as vazões do processo contínuo simulado no Aspen Plus (mostradas na Tabela B.1), para as vazões dos processos em batelada (fermentação nas dornas e tratamento nas cubas) é preciso determinar o número de unidades equivalentes (dornas ou cubas) em operação para cada etapa do tempo de ciclo, e dividir a vazão do processo contínuo pelo número de unidades equivalentes em operação, como mostrado na Eq. (B.13):

$$F_{\text{batelada},i} = \frac{F_{\text{contínuo}}}{N_{\text{unidades},i}} \quad \text{Eq. (B.13)}$$

Onde  $F_{\text{batelada},i}$  representa a vazão volumétrica de alimentação e/ou esvaziamento da etapa “i”,  $F_{\text{contínuo}}$  representa a vazão volumétrica no processo contínuo e  $N_{\text{unidades},i}$  representa o número de unidades equivalentes operando em batelada na etapa “i”.

O número de unidades equivalentes operando a cada tempo é determinado dividindo-se o tempo da etapa “i” pelo tempo de defasagem entre unidades equivalentes, como mostrado na Eq. (B.14):

$$N_{\text{unidades},i} = \frac{t_i}{t_{\text{defasagem}}} \quad \text{Eq. (B.14)}$$

O tempo de defasagem indica a defasagem entre unidades equivalentes; por exemplo, se a dorna 1 começa sua operação no tempo  $t = 0$ , a dorna 2 no tempo  $t = 2$  horas, a dorna 3, no tempo  $t = 4$  horas, e assim por diante, o tempo de defasagem é de 2 horas. Assumindo-se que o tempo de defasagem seja o mesmo entre todas as unidades equivalentes, ele pode ser obtido pela Eq. (B.15):

$$t_{\text{defasagem}} = \frac{T_{\text{ciclo}}}{N_{\text{unidades}}} \quad \text{Eq. (B. 15)}$$

Onde  $T_{\text{ciclo}}$  é o tempo de ciclo para o processo (fermentação nas dornas ou tratamento nas cubas) e  $N_{\text{unidades}}$  é o número de unidades disponíveis para cada processo (número de dornas ou cubas). É importante ressaltar a diferença entre  $N_{\text{unidades}}$  e  $N_{\text{unidades},i}$ . Enquanto o primeiro é o número de unidades equivalentes para um dado processo (fermentação ou tratamento), o segundo representa o número de unidades equivalentes em uma dada etapa do processo (alimentação do mosto na fermentação, ou enchimento das cubas no tratamento, por exemplo).

Assim, para determinar a vazão de alimentação do mosto às dornas durante a batelada alimentada, é necessário obter o número de dornas, a cada tempo, que estão nessa etapa ( $N_{\text{unidades},i}$ ). Para o processo de fermentação,  $T_{\text{ciclo}} = 12$  horas e  $N_{\text{unidades}} = 6$  (Tabela B.4), portanto pela Eq. (B.15),  $t_{\text{defasagem}} = 2$  horas. Para a etapa de alimentação,  $t_i = 4$  horas (Tabela B.4), então pela Eq. (B.14),  $N_{\text{unidades},i} = 2$  unidades. Assim, pela Eq. (B.13) e usando a vazão do processo contínuo para a corrente CONC-JUC (Tabela B.1), a vazão de alimentação do mosto para cada dorna será de  $F = 277.800$  L/h. Sabendo-se  $F$ , o volume de cada dorna pode então ser determinado pela Eq. (B.2).

O volume útil das cubas precisa ser suficiente para conter o creme de leveduras (corrente contínua CRM-TRTM) e a solução de ácido (somatória das correntes contínuas  $\text{H}_2\text{O} + \text{H}_2\text{SO}_4$ ). Pela Tabela B.4, para as cubas  $T_{\text{ciclo}} = 6$  horas e  $N_{\text{unidades}} = 3$ , portanto  $t_{\text{defasagem}} = 2$  horas. Para o enchimento das cubas com o creme de leveduras,  $t_i = 2$  horas e  $N_{\text{unidades},i} = 1$ , ou seja, a vazão da corrente para o processo em batelada é igual à vazão do processo contínuo (corrente CRM-TRTM). Para a etapa de tratamento,  $t_i = 1$  hora, e  $N_{\text{unidades},i} = 0,5$ , ou seja, a vazão da corrente para o processo em batelada é o dobro da vazão do processo contínuo (corrente  $\text{H}_2\text{O} + \text{H}_2\text{SO}_4$ ).

## APÊNDICE C. Modelagem e simulação cinética das etapas de hidrólise e fermentação da usina *flex*

### C.1 Liquefação do amido de milho

O modelo cinético de Presecki et al. (2013a) para a liquefação do amido de milho considera que este é degradado simultaneamente em glicose, maltose e oligossacarídeos (3 a 7 unidades de glicose). A enzima  $\alpha$ -amilase, que catalisa todas essas reações, possui um estado de atividade normal e outro de atividade menor (indicado por \*). Os balanços de massa para o amido, glicose, maltose, oligossacarídeos e enzima, considerando operação em batelada com volume constante, são apresentados nas Eq. (C.1) a (C.6):

$$\frac{dC_{\text{Amido}}}{dt} = -r_1 \quad \text{Eq. (C.1)}$$

$$\frac{dC_{\text{Glicose}}}{dt} = (Y_{G/S})_1 r_1 \quad \text{Eq. (C.2)}$$

$$\frac{dC_{\text{Maltose}}}{dt} = (Y_{M/S})_1 r_1 \quad \text{Eq. (C.3)}$$

$$\frac{dC_{\text{Oligossacarídeos}}}{dt} = \left(1 - (Y_{G/S})_1 - (Y_{M/S})_1\right) r_1 \quad \text{Eq. (C.4)}$$

$$\frac{d\varphi_{\alpha\text{-amilase}}}{dt} = -k_{d1}^{\alpha\text{-amilase}} \varphi_{\alpha\text{-amilase}} \quad \text{Eq. (C.5)}$$

$$\frac{d\varphi_{\alpha\text{-amilase}^*}}{dt} = k_{d1}^{\alpha\text{-amilase}} \varphi_{\alpha\text{-amilase}} - k_{d1}^{\alpha\text{-amilase}^*} \varphi_{\alpha\text{-amilase}^*} \quad \text{Eq. (C.6)}$$

Nas Eq. (C.1) a (C.6),  $C_{\text{Amido}}$ ,  $C_{\text{Glicose}}$ ,  $C_{\text{Maltose}}$  e  $C_{\text{Oligossacarídeos}}$  são as concentrações de amido, glicose, maltose e oligossacarídeos em g/L. As concentrações de enzima em estado ativo e intermediário ( $\varphi_{\alpha\text{-amilase}}$  e  $\varphi_{\alpha\text{-amilase}^*}$ ) são em volume de solução enzimática por volume de meio reacional. Os parâmetros  $(Y_{G/S})_1$  e  $(Y_{M/S})_1$  representam os rendimentos de amido a glicose e maltose, respectivamente (em g/g). Os parâmetros  $k_{d1}^{\alpha\text{-amilase}}$  e  $k_{d1}^{\alpha\text{-amilase}^*}$ , representam a constante de desativação enzimática para a enzima em estado ativo e intermediário a 80 °C e pH 7, em  $\text{min}^{-1}$ . A velocidade de degradação do amido pela enzima  $\alpha$ -

amilase, reação 1 ( $r_1$ ) dada na Eq. (C.7), está em g/L/min e segue a cinética de saturação pelo substrato, com inibição por dois dos produtos formados, glicose e maltose.

$$r_1 = \frac{(V_{m1}^{\alpha\text{-amilase}} \varphi_{\alpha\text{-amilase}} + V_{m1}^{\alpha\text{-amilase}*} \varphi_{\alpha\text{-amilase}*}) C_{\text{Amido}}}{K_{m1} + C_{\text{Amido}} \left( 1 + \frac{C_{\text{Glicose}}}{K_{i1}^{\text{glicose}}} + \frac{C_{\text{Maltose}}}{K_{i1}^{\text{maltose}}} \right)} \quad \text{Eq. (C.7)}$$

Na Eq. (C.7),  $V_{m1}^{\alpha\text{-amilase}}$  e  $V_{m1}^{\alpha\text{-amilase}*}$  são as taxas máximas da reação de degradação do amido para a enzima ativa e em estado intermediário, respectivamente, em g/L/min. As constantes  $K_{m1}$ ,  $K_{i1}^{\text{glicose}}$  e  $K_{i1}^{\text{maltose}}$  representam a constante de saturação, e inibição pela glicose e maltose, respectivamente, em g/L. Os valores das constantes usadas nas Eq. (C.1) a (C.7) são mostradas na Tabela C.1, segundo valores reportados em Presecki et al. (2013a). A atividade da formulação comercial Termamyl da Novozymes é de 120 KNU-T/g (*Kilo Novo Unit-Termamyl*) (Novozymes, 2022).

Tabela C.1. Parâmetros cinéticos para liquefação do amido de milho a 80 °C e pH 7 pela enzima comercial Termamyl.

Parâmetro	Valor	Significado
$V_{m1}^{\alpha\text{-amilase}}$	5402,4 g/L/min	Velocidade máxima de reação para a enzima ativa
$V_{m1}^{\alpha\text{-amilase}*}$	2640,84 g/L/min	Velocidade máxima de reação para a enzima em estado intermediário
$K_{m1}$	17,1 g/L	Constante de saturação pelo substrato
$K_{i1}^{\text{glicose}}$	47,2 g/L	Constante de inibição pela glicose
$K_{i1}^{\text{maltose}}$	12,2 g/L	Constante de inibição pela maltose
$k_{d1}^{\alpha\text{-amilase}}$	0,046 min <sup>-1</sup>	Constante de desativação da enzima ativa
$k_{d1}^{\alpha\text{-amilase}*}$	0,0097 min <sup>-1</sup>	Constante de desativação da enzima em estado intermediário
$Y_{G/S}$	0,064 g/g	Rendimento de amido a glicose (teórico = 1,111)
$Y_{M/S}$	0,137 g/g	Rendimento de amido a maltose (teórico = 1,056)

Fonte: Presecki et al. (2013a).

As condições iniciais necessárias para a resolução do modelo descrito nas Eq. (C.1) a (C.7) são as concentrações de cada uma das espécies presentes. A concentração de amido foi estabelecida em 238,58 g/L (Johnston, 2021) e a concentração de enzima ativa foi ajustada manualmente para que todo o amido fosse convertido em 50 minutos. As demais concentrações

iniciais (glicose, maltose, oligossacarídeos e enzima em estado intermediário) foram tidas como zero.

## C.2. Sacarificação da maltose do amido de milho

O modelo para a etapa de sacarificação considera a conversão da maltose (Findrik et al. 2010), do amido residual (Presecki et al., 2013b) e dos oligossacarídeos (Lee et al., 1992) diretamente a glicose pela ação da enzima glucoamilase (formulação dextrozyme). Os balanços de massa para as espécies, assumindo operação em batelada e volume constante, são mostrados nas Eq. (C.8) a (C.12).

$$\frac{dC_{\text{Amido}}}{dt} = -r_2 \quad \text{Eq. (C. 8)}$$

$$\frac{dC_{\text{Glicose}}}{dt} = (Y_{G/S})_2 r_2 + (Y_{G/M})_3 r_3 + (Y_{G/O})_4 r_4 \quad \text{Eq. (C. 9)}$$

$$\frac{dC_{\text{Maltose}}}{dt} = -r_3 \quad \text{Eq. (C. 10)}$$

$$\frac{dC_{\text{Oligossacarídeos}}}{dt} = -r_4 \quad \text{Eq. (C. 11)}$$

$$\frac{d\varphi_{\text{enzima}}}{dt} = -(k_{d2}^{\text{enzima}} + k_{d3}^{\text{enzima}}) \varphi_{\text{enzima}} \quad \text{Eq. (C. 12)}$$

Onde todas as concentrações estão em unidades de g/L, e a concentração de glucoamilase ( $\varphi_{\text{enzima}}$ ) está em volume por volume. Os parâmetros  $(Y_{G/S})_2$ ,  $(Y_{G/M})_3$  e  $(Y_{G/O})_4$  representam os rendimentos de amido a glicose pela reação 2 ( $r_2$ ), de maltose a glicose pela reação 3 ( $r_3$ ), e de oligossacarídeos a glicose pela reação 4 ( $r_4$ ) em g/g. As constantes  $k_{d2}^{\text{enzima}}$  e  $k_{d3}^{\text{enzima}}$  representam a constante de desativação da enzima nas reações 2 e 3 em  $\text{min}^{-1}$ . As velocidades das reações 2, 3 e 4, que representam, respectivamente, a degradação do amido pela enzima glucoamilase, e a conversão de maltose e oligossacarídeos a glicose, são mostradas nas Eq. (C.13) a (C.15):

$$r_2 = \frac{V_{m2}^{enzima} \varphi_{enzima} C_{Amido}}{K_{m2} + C_{Amido} \left( 1 + \frac{C_{Glicose}}{K_{i2}^{glicose}} + \frac{C_{Maltose}}{K_{i2}^{maltose}} \right)} \quad \text{Eq. (C. 13)}$$

$$r_3 = \frac{V_{m3}^{enzima} \varphi_{enzima} C_{Maltose}}{K_{m3} + C_{Maltose}} \quad \text{Eq. (C. 14)}$$

$$r_4 = k_4 \varphi_{enzima} C_{Oligossacarídeos} \quad \text{Eq. (C. 15)}$$

A degradação do amido segue novamente a cinética de saturação pelo substrato com inibição por duas das espécies presentes, glicose e maltose. A conversão da maltose a glicose segue a cinética de saturação pelo substrato, sem inibição por outras espécies. Por fim, a conversão de oligossacarídeos a glicose segue uma cinética de primeira ordem. Os parâmetros  $V_{m2}^{enzima}$ ,  $V_{m3}^{enzima}$  e  $k_4$  representam a velocidade máxima de reação para degradação do amido e conversão da maltose (em g/L/min) e constante de primeira ordem para a conversão dos oligossacarídeos (em  $\text{min}^{-1}$ ). Os parâmetros  $K_{m2}$ ,  $K_{m3}$ ,  $K_{i2}^{glicose}$  e  $K_{i2}^{maltose}$  representam as constantes de saturação para a degradação do amido e conversão da maltose e constantes de inibição pela glicose e maltose para a reação de degradação do amido, respectivamente, em g/L.

Os valores dos parâmetros presentes nas Eq. (C.8) a (C.15) a 65 °C e pH 5,5 são mostrados na Tabela C.2, e foram retirados de Findrik et al. (2010), Presecki et al. (2013b) e Lee et al. (1992). A atividade da mistura comercial Dextrozyme da Novozyme foi de 74 kU/mL de solução a 65 °C e pH 5,5 (Findrik, 2010).

As condições iniciais para o modelo descrito pelas Eq. (C.8) a (C.15) são as condições finais da etapa de liquefação. A concentração inicial de enzima ( $\varphi_{enzima}$ ) é ajustada manualmente para que toda a maltose seja consumida em 20 minutos (Johnston, 2021).

Tabela C.2. Parâmetros cinéticos para sacarificação do amido de milho e seus produtos de degradação a 65 °C e pH 5,5 pela enzima comercial Dextrozyme.

Parâmetro	Valor	Significado
$V_{m2}^{enzima}$	96,79 g/L/min	Velocidade máxima de reação para a reação 2
$K_{m2}$	0,019 g/L	Constante de saturação para a reação 2
$K_{i2}^{glicose}$	4,34E-4 g/L	Constante de inibição pela glicose para a reação 2
$K_{i2}^{maltose}$	0,0031 g/L	Constante de inibição pela maltose para a reação 2
$k_{d2}^{enzima}$	0,015 min <sup>-1</sup>	Constante de desativação enzimática para a reação 2
$(Y_{G/S})_2$	1 g/g	Rendimento de amido a glicose (90% do teórico)
$V_{m3}^{enzima}$	13.261,9 g/L/min	Velocidade máxima de reação para a reação 3
$K_{m3}$	3,64 g/L	Constante de saturação para a reação 3
$k_{d3}^{enzima}$	0,005 min <sup>-1</sup>	Constante de desativação enzimática para a reação 3
$(Y_{G/M})_3$	1,053 g/g	Rendimento de maltose a glicose (igual ao teórico)
$k_4$	1008,84 min <sup>-1</sup>	Constante de reação de primeira ordem para a reação 4
$(Y_{G/O})_4$	1,071 g/g	Rendimento de oligossacarídeos a glicose (igual ao teórico)

Fonte: Findrik et al. (2010), Presecki et al. (2013b) e Lee et al. (1992).

### C.3. Liquefação e sacarificação simultâneas do amido de milho

A liquefação e sacarificação simultâneas são realizadas nas mesmas condições que a sacarificação, a 65 °C e pH 5,5, e pelas mesmas enzimas. As mesmas quatro reações (descritas pelas Eq. (C.7) e (C.13) a (C.15)) ocorrem, e os balanços de massa para as espécies ficam como mostrado nas Eq. (C.16) a (C.22):

$$\frac{dC_{Amido}}{dt} = -r_1 - r_2 \quad \text{Eq. (C. 16)}$$

$$\frac{dC_{Glicose}}{dt} = (Y_{G/S})_1 r_1 + (Y_{G/S})_2 r_2 + (Y_{G/M})_3 r_3 + (Y_{G/O})_4 r_4 \quad \text{Eq. (C. 17)}$$

$$\frac{dC_{Maltose}}{dt} = (Y_{M/S})_1 r_1 - r_3 \quad \text{Eq. (C. 18)}$$

$$\frac{dC_{Oligossacarídeos}}{dt} = (1 - (Y_{G/S})_1 - (Y_{M/S})_1) r_1 - r_4 \quad \text{Eq. (C. 19)}$$

$$\frac{d\varphi_{\alpha\text{-amilase}}}{dt} = -k_d^{\alpha\text{-amilase}} \varphi_{\alpha\text{-amilase}} \quad \text{Eq. (C. 20)}$$

$$\frac{d\varphi_{\alpha\text{-amilase}^*}}{dt} = k_d^{\alpha\text{-amilase}} \varphi_{\alpha\text{-amilase}} - k_d^{\alpha\text{-amilase}^*} \varphi_{\alpha\text{-amilase}^*} \quad \text{Eq. (C. 21)}$$

$$\frac{d\varphi_{enzima}}{dt} = -(k_{d2}^{enzima} + k_{d3}^{enzima}) \varphi_{enzima} \quad \text{Eq. (C. 22)}$$

Todas as variáveis e parâmetros são como descritos anteriormente, e as velocidades de reações ( $r_1$ ,  $r_2$ ,  $r_3$  e  $r_4$ ) são como descritas nas Eq. (C.7) e (C.13) a (C.15). Os parâmetros da reação 1 são os únicos que são alterados pelas novas condições operacionais. Os novos valores, retirados de Presecki et al. (2013b) são apresentados na Tabela C.3.

As condições iniciais foram 238,58 g/L para o amido, zero para glicose, maltose, oligossacarídeos e  $\alpha$ -amilase em estado intermediário, e valores ajustados manualmente para  $\alpha$ -amilase ativa e glucoamilase para que todo o amido fosse convertido em 200 minutos. Apesar do tempo de reação para o processo simultâneo ser maior que a soma dos tempos de reação para os processos individuais, isso não representa um problema em termos de tempo de ciclo, pois este é limitado pelo processo de maior duração, que é a fermentação.

Tabela C.3. Parâmetros cinéticos para liquefação do amido de milho a 65 °C e pH 5,5 pela enzima comercial Termamyl.

Parâmetro	Valor	Significado
$V_{m1}^{\alpha\text{-amilase}}$	74,54 g/L/min	Velocidade máxima de reação para a enzima ativa
$V_{m1}^{\alpha\text{-amilase}*}$	31,88 g/L/min	Velocidade máxima de reação para a enzima em estado intermediário
$K_{m1}$	8,56 g/L	Constante de saturação pelo substrato
$K_{i1}^{\text{glicose}}$	35,71 g/L	Constante de inibição pela glicose
$K_{i1}^{\text{maltose}}$	13,85 g/L	Constante de inibição pela maltose
$k_{d1}^{\alpha\text{-amilase}}$	0,105 min <sup>-1</sup>	Constante de desativação da enzima ativa
$k_{d1}^{\alpha\text{-amilase}*}$	0,00098 min <sup>-1</sup>	Constante de desativação da enzima em estado intermediário
$Y_{G/S}$	0,298 g/g	Rendimento de amido a glicose (teórico = 1,111)
$Y_{M/S}$	0,597 g/g	Rendimento de amido a maltose (teórico = 1,056)

Fonte: Presecki et al. (2013b)

#### C.4. Fermentação da glicose do amido de milho

Para ambos os casos de liquefação e sacarificação sequenciais ou simultâneas, a solução final contendo majoritariamente glicose segue para a etapa de fermentação, onde a glicose é convertida em etanol e CO<sub>2</sub>, e mais células. Não foi considerada a produção de outros subprodutos indesejáveis.

O modelo cinético empregado para a fermentação foi o apresentado por Krishnan et al. (1995), que é um modelo de saturação pelo substrato (glicose) com inibição pelo substrato e pelo produto (etanol), como mostrado na Eq. (C.23).

$$\mu = \mu_{\max} \frac{C_S}{K_S + C_S + \frac{C_S^2}{K_{iS}}} \left[ 1 - \left( \frac{C_P}{C_{E\max}} \right)^n \right] \quad \text{Eq. (C. 23)}$$

Na Eq. (C.23), as variáveis são:  $\mu$ , a velocidade específica de crescimento celular (em  $h^{-1}$ ),  $C_S$ , a concentração de substrato (glicose em g/L) e  $C_P$ , a concentração de produto (etanol em g/L). Os parâmetros são:  $\mu_{\max}$ , a velocidade específica máxima de crescimento celular (em  $h^{-1}$ ),  $K_S$ , a constante de saturação pelo substrato (em g/L),  $K_{iS}$ , a constante de inibição pelo substrato (em g/L),  $C_{E\max}$ , a concentração crítica de produto acima da qual cessa o crescimento celular (em g/L) e  $n$ , o coeficiente de inibição pelo produto (adimensional).

Não houve necessidade de considerar inibição pelas células ou distinguir entre volume biótico e abiótico, pois a concentração celular é baixa. Esse modelo se aplica a leveduras que apresentam alta tolerância a etanol, permitindo atingir concentrações de etanol por volta de 120 g/L, que é o observado industrialmente nos processos de etanol de milho, onde a fermentação ocorre de 30 a 32 °C (Johnston, 2021).

Os balanços de massa para células, substrato e produto, assumindo operação em batelada, são apresentados nas Eq. (C.24) a (C.26):

$$\frac{dC_X}{dt} = \mu C_X \quad \text{Eq. (C. 24)}$$

$$\frac{dC_S}{dt} = -\frac{\mu C_X}{Y_{X/S}} \quad \text{Eq. (C. 25)}$$

$$\frac{dC_P}{dt} = Y_{P/S} \frac{\mu C_X}{Y_{X/S}} \quad \text{Eq. (C. 26)}$$

Nas Eq. (C.24) a (C.26),  $C_X$  é a concentração de células em g seca/L, e os parâmetros  $Y_{P/S}$  e  $Y_{X/S}$  representam, respectivamente, os rendimentos de substrato (glicose) em produto

(etanol) e células, em g/g. Os valores dos parâmetros apresentados nas Eq. (C.23) a (C.26) são mostrados na Tabela C.4 (Krishnan et al., 1995).

A concentração inicial de glicose foi a concentração final nas etapas de liquefação e sacarificação sequenciais ou simultâneas. A concentração inicial de etanol foi assumida como zero, e a concentração inicial de células foi ajustada manualmente para que o tempo de fermentação fosse de 42 h.

Tabela C.4. Parâmetros para a fermentação da glicose a 30 °C por leveduras com alta tolerância a etanol.

Parâmetro	Valor	Significado
$\mu_{\max}$	0,45 h <sup>-1</sup>	Velocidade específica máxima de crescimento celular para $C_{S0} = 250$ g/L
$K_S$	0,72 g/L	Constante de saturação
$K_{iS}$	915,15 g/L	Constante de inibição pelo substrato
$C_{E\max}$	129,9 g/L	Concentração crítica de produto
$n$	0,25	Coefficiente de inibição pelo produto
$Y_{P/S}$	0,466	Rendimento de substrato em produto
$Y_{X/S}$	0,0605	Rendimento de substrato em células

Fonte: Krishnan et al. (1995).

### C.5. Fermentação e sacarificação simultâneas do amido de milho não-liquefeito

O processo de sacarificação e fermentação simultâneas (SFS) do amido não-liquefeito ocorre através da adição das enzimas  $\alpha$ -amilase e glucoamilase simultaneamente às leveduras. O modelo cinético usado para esta etapa foi o apresentado por Kroumov et al. (2006), com a simplificação adotada por Bialas et al. (2014), sem distinção entre a fração resistente e suscetível do amido. Nesse modelo, as atividades das duas enzimas são aditivas e agrupadas como uma única enzima ( $C_{Enz}$ ). As velocidades específicas de crescimento celular ( $\mu$  em h<sup>-1</sup>) e produção de etanol ( $q_P$  em h<sup>-1</sup>) pela levedura são escritas como equações distintas (Eq. (C.27) e (C.28)), que seguem a cinética de saturação pelo substrato (glicose). No caso da produção de etanol, há inibição pelo produto formado (etanol). A velocidade de degradação do amido pelas enzimas ( $R_{Amido}$  em kg/m<sup>3</sup>/h na Eq. (C.29)), segue uma cinética de saturação pelo substrato

(amido), com inibição pelo substrato e pelo produto (glicose). A velocidade de regeneração das enzimas por meio do consumo de amido ( $R_{Enz}$  em  $U/m^3/h$  na Eq. (C.30)) segue também uma cinética de saturação pelo substrato (amido).

$$\mu = \frac{\mu_{max} C_{Glicose} \left( \frac{C_{Amido}}{C_{Amido,0}} \right)}{K_S + C_{Glicose}} \quad \text{Eq. (C. 27)}$$

$$q_P = \frac{q_{P,max} C_{Glicose} C_P \left( 1 - \frac{C_P}{C_{Emax}} \right)}{(K_{S1} + C_{Glicose}) \left( K_{PS1} + C_P + \frac{C_P^2}{K_{Pi}} \right)} \quad \text{Eq. (C. 28)}$$

$$R_{Amido} = \frac{k_{st} C_{Enz} C_{Amido}}{K_m \left( 1 + \frac{C_{Glicose}}{K_{Glicose}} \right) + \frac{C_{Amido}^2}{K_{St}} + C_{Amido}} \quad \text{Eq. (C. 29)}$$

$$R_{Enz} = \frac{(\mu_{max} + \beta) C_{Enz,max} C_{Amido}}{K_{Enz} + C_{Amido}} \quad \text{Eq. (C. 30)}$$

As variáveis das Eq. (C.27) a (C.30) são: concentração de glicose,  $C_{Glicose}$  em  $kg/m^3$ , concentração de amido,  $C_{Amido}$  em  $kg/m^3$ , concentração de produto (etanol),  $C_P$  em  $kg/m^3$  e concentração de enzimas,  $C_{Enz}$  em  $U/m^3$ . Os parâmetros são:  $\mu_{max}$ , a velocidade específica máxima de crescimento celular em  $h^{-1}$ ,  $C_{Amido,0}$ , a concentração inicial de amido em  $kg/m^3$ ,  $K_S$ , a constante de saturação para crescimento celular em  $kg/m^3$ ,  $q_{P,max}$ , a velocidade específica máxima de produção de etanol em  $h^{-1}$ ,  $C_{Emax}$ , a concentração crítica de etanol acima da qual cessa sua produção em  $kg/m^3$ ,  $K_{S1}$ , constante de saturação pela glicose para produção de etanol em  $kg/m^3$ ,  $K_{PS1}$ , constante de saturação pelo etanol em  $kg/m^3$ ,  $K_{Pi}$ , constante de inibição da produção de etanol pelo etanol em  $kg/m^3$ ,  $k_{st}$ , constante da velocidade de reação para degradação enzimática do amido em  $kg/U/h$ ,  $K_m$ , constante de saturação pelo substrato (amido) em  $kg/m^3$ ,  $K_{Glicose}$ , constante de inibição pelo produto (glicose) em  $kg/m^3$ ,  $K_{St}$ , constante de inibição pelo substrato (amido) em  $kg/m^3$ ,  $\beta$ , constante de degradação enzimática em  $h^{-1}$ ,  $C_{Enz,max}$ , concentração crítica de enzima em  $U/m^3$ ,  $K_{Enz}$ , constante de saturação para enzima em  $kg/m^3$ .

Os balanços de massa para as espécies, assumindo operação em batelada, são mostrados nas Eq. (C.31) a (C.35):

$$\frac{dC_{\text{Amido}}}{dt} = -R_{\text{Amido}} \quad \text{Eq. (C. 31)}$$

$$\frac{dC_{\text{Glicose}}}{dt} = 1.111R_{\text{Amido}} - \frac{\mu C_X}{Y_{X/S}} - \frac{q_P C_X}{Y_{P/S}} \quad \text{Eq. (C. 32)}$$

$$\frac{dC_X}{dt} = \mu C_X \quad \text{Eq. (C. 33)}$$

$$\frac{dC_P}{dt} = q_P C_X \quad \text{Eq. (C. 34)}$$

$$\frac{dC_{\text{Enz}}}{dt} = R_{\text{Enz}} - (\beta + \mu)C_{\text{Enz}} \quad \text{Eq. (C. 35)}$$

Os parâmetros  $Y_{X/S}$  e  $Y_{P/S}$  representam os rendimentos de glicose a células e glicose a produto (etanol) em g/g, respectivamente. Os demais parâmetros e variáveis são como descritos anteriormente. Os valores dos parâmetros a 35 °C são mostrados na Tabela C.5, como reportados por Bialas et al. (2014) e Kroumov et al. (2006).

Para a mistura enzimática usada no trabalho de Bialas et al. (2014), que consiste em  $\alpha$ -amilase de *Aspergillus kawachi* e glucoamilase de *Aspergillus niger*, 1 g = 456 U. Como mostrado na Tabela C.5, a concentração inicial de amido foi de 238,58 kg/m<sup>3</sup>. As concentrações iniciais de glicose e etanol foram zero. Para as células, usou-se a mesma concentração inicial do processo convencional de fermentação. A concentração enzimática inicial foi ajustada para que toda a glicose fosse convertida a etanol.

Devido à concentração crítica de etanol de 90 kg/m<sup>3</sup> (Tabela C.5), há um limite na concentração inicial de amido, acima da qual sobra amido não degradado (se a concentração de enzimas não for suficiente para degradar mais amido a glicose) ou glicose não convertida a etanol (se a concentração de enzimas for suficiente para degradar completamente o amido). Para verificar esse efeito, realizou-se uma análise de sensibilidade do valor de  $C_{\text{Amido},0}$  na

porcentagem de amido não-convertido. Uma vez encontrado o valor máximo de  $C_{\text{Amido},0}$ , variou-se a concentração inicial de células para reduzir o tempo de reação para cerca de 45 h.

Tabela C.5. Parâmetros para sacarificação e fermentação simultâneas do amido de milho não-liquefeito a 35 °C.

Parâmetro	Valor	Significado
$K_m$	26,998 kg/m <sup>3</sup>	Constante de saturação pelo substrato (amido) para reação de degradação enzimática do amido
$k_{St}$	0,000333 kg/U/h	Constante da velocidade de reação para degradação enzimática do amido
$K_{St}$	999,98 kg/m <sup>3</sup>	Constante de inibição pelo substrato (amido) para degradação enzimática do amido
$K_{\text{Glicose}}$	0,0857 kg/m <sup>3</sup>	Constante de inibição pelo produto (glicose) para degradação enzimática do amido
$\mu_{\text{max}}$	0,6057 h <sup>-1</sup>	Velocidade específica máxima de crescimento celular
$K_S$	7,0237 kg/m <sup>3</sup>	Constante de saturação para a reação de crescimento celular
$C_{\text{Amido},0}$	238,58 kg/m <sup>3</sup>	Concentração inicial de amido
$q_{P,\text{max}}$	4,9951 h <sup>-1</sup> (kg/kg)	Velocidade específica máxima de produção de etanol
$C_{E,\text{max}}$	90,007 kg/m <sup>3</sup>	Concentração crítica de etanol
$K_{S1}$	0,00633 kg/m <sup>3</sup>	Constante de saturação pelo substrato (glicose) para produção de etanol
$K_{PS1}$	0,00046 kg/m <sup>3</sup>	Constante de saturação pelo produto (etanol) para produção de etanol
$K_{Pi}$	14,687 kg/m <sup>3</sup>	Constante de inibição pelo produto (etanol) para produção de etanol
$\beta$	0,05 h <sup>-1</sup>	Constante de degradação enzimática
$K_{\text{Enz}}$	1 kg/m <sup>3</sup>	Constante de saturação enzimática
$C_{\text{Enz},\text{max}}$	6 U/m <sup>3</sup>	Concentração enzimática crítica
$Y_{X/S}$	0,8133 kg/kg	Rendimento de glicose a células
$Y_{P/S}$	0,4759 kg/kg	Rendimento de glicose a etanol

Fonte: Bialas et al. (2014) e Kroumov et al. (2006).

## C.6. Planejamento de ocupação das dornas de milho

Dois casos foram considerados para cada cenário: no primeiro (C1), inicia-se o processo de menor tempo de ciclo o quanto antes (logo que acaba a batelada anterior desse processo). Para o cenário S1, o processo de menor tempo de ciclo é o processo de liquefação, enquanto que para o cenário S2, este é o de sacarificação, pois há duas cubas operando na liquefação, reduzindo o tempo de ciclo total desse processo à metade. No segundo caso (C2), calcula-se o

tempo de defasagem para o processo de menor tempo de ciclo, de tal forma que o esvaziamento da fermentação ocorra em intervalos de tempo equidistantes.

Para o cenário S1, o tempo de defasagem entre os processos de liquefação (1) e sacarificação (2) é dado pela Eq. (C.36), pois o enchimento da dorna que opera na sacarificação começa quando a dorna que opera na liquefação começa a ser esvaziada.

$$T_{\text{defasagem},1-2} = t_{\text{enchimento},1} + t_{\text{processamento},1} \quad \text{Eq. (C. 36)}$$

Os tempos de defasagem entre os processos de sacarificação (2) e fermentação (3.n) são dados pela Eq. (C.37), pois o enchimento de cada uma das 4 dornas que opera na fermentação se inicia quando a dorna que opera na sacarificação começa a ser esvaziada.

$$T_{\text{defasagem},2-3.n} = (n - 1)(T_{\text{ciclo},2} + t_{\text{espera},2}) + t_{\text{enchimento},2} + t_{\text{processamento},2} \quad \text{Eq. (C. 37)}$$

Assim, na Eq. (C.37),  $n = 1, 2, 3$  ou  $4$ , pois há 4 dornas realizando a fermentação. É importante notar que os tempos de defasagem entre dornas operando na fermentação são os mesmos e iguais a  $T_{\text{ciclo},2} + t_{\text{espera},2}$ .

Dentro de um mesmo ciclo são necessárias, portanto, 4 bateladas do processo de liquefação e 4 do processo de sacarificação, que é mais curto que o de liquefação. O tempo de espera entre as bateladas do processo de liquefação dentro de um mesmo ciclo foi estipulado como zero ( $t_{\text{espera},1} = 0$ ), e, portanto, o tempo de espera entre as bateladas da sacarificação dentro de um mesmo ciclo é (Eq. (C.38)):

$$t_{\text{espera},2} = t_{\text{espera},1} + (T_{\text{ciclo},1} - T_{\text{ciclo},2}) \quad \text{Eq. (C. 38)}$$

Para o cenário S2, cada ciclo se inicia com o processo de liquefação da cuba 1, e o tempo de defasagem entre a liquefação da cuba 1 (1.1) e a sacarificação (2) é dada pela Eq. (C.39), que é igual à Eq. (C.36).

$$t_{\text{defasagem},1.1-2} = t_{\text{enchimento},1} + t_{\text{processamento},1} \quad \text{Eq. (C. 39)}$$

O tempo de defasagem entre a liquefação das cubas 1 (1.1) e 2 (1.2) é tal que a cuba 3 (que opera com a sacarificação) inicie uma nova batelada assim que a batelada anterior termine. Isso é dado pela diferença entre o término da primeira batelada da sacarificação (2) e o tempo das etapas de alimentação e processamento do processo de liquefação na cuba 2, Eq. (C.40):

$$\begin{aligned} t_{\text{defasagem},1.1-1.2} &= (t_{\text{defasagem},1.1-2} + T_{\text{ciclo},2}) - (t_{\text{enchimento},1} + t_{\text{processamento},1}) \\ &= T_{\text{ciclo},2} \end{aligned} \quad \text{Eq. (C. 40)}$$

Os tempos de defasagem entre a sacarificação (2) e a fermentação em cada uma das seis dornas (3.n com  $n = 1$  a 6) são calculados pela Eq. (C.41), pois três bateladas da sacarificação são necessárias para iniciar uma batelada da fermentação, e os conteúdos da sacarificação são armazenados nos tanques pulmões da centrifugação (dimensionados para a destilaria autônoma) antes de preencherem a dorna.

$$T_{\text{defasagem},2-3.n} = 3nT_{\text{ciclo},2} + (3n - 1)t_{\text{espera},2} - t_{\text{limpeza},2} \quad \text{Eq. (C. 41)}$$

Assim, o enchimento da dorna para fermentação se inicia ao término do esvaziamento da terceira batelada da sacarificação.

Como há 6 dornas realizando fermentação e cada dorna precisa de 3 bateladas dos processos de liquefação e sacarificação, há 18 bateladas de sacarificação (na cuba 3), e 18 bateladas de liquefação (9 na cuba 1 e 9 na cuba 2) por ciclo. As bateladas da sacarificação ocorrem continuamente, com o início de uma logo após o término da anterior ( $t_{\text{espera},2} = 0$ ). O tempo de espera entre bateladas do processo de liquefação é dado pelas Eq. (C.42a) e (C.42b) para a liquefação na cuba 1 (1.1) e na cuba 2 (1.2).

$$t_{\text{espera},1.1} = t_{\text{espera},2} + 2T_{\text{ciclo},2} - T_{\text{ciclo},1} \quad \text{Eq. (C. 42a)}$$

$$t_{espera,1.2} = 2t_{espera,2} + 3T_{ciclo,2} - T_{ciclo,1} - t_{defasagem,1.1-1.2} \quad \text{Eq. (C. 42b)}$$

Como pela Eq. (C.40)  $t_{defasagem,1.1-1.2} = T_{ciclo,2}$ , a Eq. (C.42b) simplifica para:

$$t_{espera,1.2} = 2t_{espera,2} + 2T_{ciclo,2} - T_{ciclo,1} \quad \text{Eq. (C. 42b)}$$

Sendo igual à Eq. (C.42a) para o caso C1, em que  $t_{espera,2} = 0$ .

No segundo caso (C2), calcula-se o tempo de defasagem para o processo de menor tempo de ciclo, de tal forma que o esvaziamento da fermentação ocorra em intervalos de tempo equidistantes. Independentemente do cenário, o tempo de defasagem entre as dornas operando no processo de fermentação é dado pela Eq. (C.43).

$$t_{defasagem,3.n-3.(n+1)} = \frac{T_{ciclo,3}}{N_{d,3}} \quad \text{Eq. (C. 43)}$$

Onde  $N_{d,3}$  é o número de dornas operando na fermentação, e a equação é válida para  $n = 1$  a  $N_{d,3} - 1$ . A Eq. (C.43) é idêntica à Eq. (B.15) apresentada no apêndice B para a destilaria autônoma.

Para o cenário S1, todos os tempos de defasagem (incluindo entre fermentações) ainda podem ser calculados pelas Eq. (C.36) e (C.37). E o tempo de espera entre bateladas da sacarificação também pode continuar sendo calculado pela Eq. (C.38). O tempo de espera entre bateladas da liquefação, no entanto, não é mais zero, sendo calculado pela Eq. (C.44):

$$t_{espera,1} = \frac{T_{ciclo,3} - 4T_{ciclo,1}}{N_{d,3}} \quad \text{Eq. (C. 44)}$$

Para o cenário S2, os tempos de defasagem ainda podem ser calculados pelas Eq. (C.39) a (C.41), e o tempo de espera para as cubas operando na liquefação também podem continuar sendo calculados pelas Eq. (C.42a) e (C.42b). Porém, o tempo de espera entre bateladas de sacarificação num mesmo ciclo ( $t_{espera,2}$ ) não é mais zero, e foi determinado manualmente por

tentativa e erro para dar o tempo de defasagem entre dornas operando na fermentação dado pela Eq. (C.43).

Os casos C1 e C2 são iguais para os cenários S3 e S3 ampliado, pois neles há apenas um tipo de processo (SFS), e o tempo de defasagem é mais facilmente determinado pela Eq. (C.43). Apesar de não afetar significativamente o número de ciclos, o tempo de defasagem afeta o regime de enchimento dos tanques de armazenamento de vinho, antes da etapa de destilação (mencionado adiante).

O número de ciclos para os três processos é determinado assumindo um total de 135 dias de operação durante a entressafra ( $T_{total} = 3.240$  horas). Para a fermentação, o número de ciclos é dado pela Eq. (C.45) para todos os cenários e casos.

$$N_{ciclos,3,n} = \frac{(T_{total} - t_{defasagem,1-2} - t_{defasagem,2-3,n} - T_{ciclo,3})}{T_{ciclo,3}} + 1 \quad \text{Eq. (C. 45)}$$

O valor obtido pela Eq. (C.45) é arredondado para o menor número inteiro mais próximo do valor obtido. O número de horas de operação de cada dorna operando na fermentação é dado pela Eq. (C.46).

$$T_{total,3,n} = (t_{defasagem,1-2} + t_{defasagem,2-3,n}) + (N_{ciclos,3,n})T_{ciclo,3} \quad \text{Eq. (C. 46)}$$

Para o cenário S2,  $t_{defasagem,1-2}$  seria  $t_{defasagem,1.1-2}$  nas Eq. (C.45) e (C.46). Para o cenário S3, o termo  $(t_{defasagem,1-2} + t_{defasagem,2-3,n})$  é substituído por  $(n-1)t_{defasagem,3,n-3,(n+1)}$  em ambas as equações.

Para os cenários S1 e S2, o ciclo para a liquefação é definido como 4 bateladas consecutivas em uma dorna e 9 bateladas consecutivas em uma cuba, respectivamente. O ciclo para a sacarificação é definido como 4 bateladas consecutivas em uma dorna e 18 bateladas

consecutivas em uma cuba, respectivamente. Com isso em mente, o número de ciclos para a liquefação e sacarificação é igual ao maior valor de  $N_{\text{ciclos},3,n}$ , como mostrado na Eq. (C.47).

$$N_{\text{ciclos},1} = N_{\text{ciclos},2} = \max(N_{\text{ciclos},3,n}) \quad \text{Eq. (C. 47)}$$

Para as etapas de enchimento e esvaziamento dos três processos, que são etapas descontínuas ao longo dos 135 dias de operação, as vazões de enchimento e esvaziamento (determinadas pelas Eq. (3.16a) e (3.16b)) precisam ser transformadas em vazões contínuas ao longo de todo o tempo de operação, para implementação no Aspen Plus. Isso é feito mediante um fator de correção ( $F_c$ ), como mostrado nas Eq. (C.48a) e (C.48b):

$$F_{\text{enchimento,contínuo}} = F_{C,\text{enchimento},i} F_{\text{enchimento}} \quad \text{Eq. (C. 48a)}$$

$$F_{\text{esvaziamento,contínuo}} = F_{C,\text{esvaziamento},i} F_{\text{esvaziamento}} \quad \text{Eq. (C. 48b)}$$

E os fatores de correção são calculados pelas Eq. (C.49a) e (C.49b) para fermentação (3) e SFS.

$$F_{C,\text{enchimento},3} = \frac{(t_{\text{enchimento},3} \sum_{n=1}^{N_{d,3}} N_{\text{ciclos},3,n})}{\max(T_{\text{total},3,n})} \quad \text{Eq. (C. 49a)}$$

$$F_{C,\text{esvaziamento},3} = \frac{(t_{\text{esvaziamento},3} \sum_{n=1}^{N_{d,3}} N_{\text{ciclos},3,n})}{\max(T_{\text{total},3,n})} \quad \text{Eq. (C. 49b)}$$

Onde  $N_{d,3} = 4$  para S1, 6 para S2 e S3, e para S3 ampliado, calcula-se separadamente os fatores de correção para dornas ( $N_{d,3} = 6$ ) e cubas ( $N_{d,3} = 3$ ) e faz-se uma média ponderada. Os fatores de correção para o cenário S1 são calculados pelas Eq. (C.50a) e (C.50b) para liquefação (1).

$$F_{C,\text{enchimento},1} = \frac{4(t_{\text{enchimento},1} N_{\text{ciclos},1})}{\max(T_{\text{total},3,n})} \quad \text{Eq. (C. 50a)}$$

$$F_{C,\text{esvaziamento},1} = \frac{4(t_{\text{esvaziamento},1} N_{\text{ciclos},1})}{\max(T_{\text{total},3,n})} \quad \text{Eq. (C. 50b)}$$

E igualmente para a sacarificação (2), porém usando o subscrito “2”, ao invés de “1”. Os fatores de correção para o cenário S2 são calculados pelas Eq. (C.51a) e (C.51b) para liquefação (1).

$$F_{C,enchimento,1} = \frac{18(t_{enchimento,1}N_{ciclos,1})}{\max(T_{total,3,n})} \quad \text{Eq. (C. 51a)}$$

$$F_{C,esvaziamento,1} = \frac{18(t_{esvaziamento,1}N_{ciclos,1})}{\max(T_{total,3,n})} \quad \text{Eq. (C. 51b)}$$

E igualmente para a sacarificação (2), porém usando o subscrito “2”, ao invés de “1”.

O perfil de enchimento dos tanques pulmões pré-destilação foi determinado para estabelecer se haveria capacidade de armazenagem suficiente para o vinho produzido a partir do milho. Para tanto, plotou-se o volume ocupado nesses tanques pelo tempo, como mostrado na Eq. (C.52):

$$V(t_i) = V_0 + (F_{entra} - F_{sai})(t_i - t_{i-1}) \quad \text{Eq. (C. 52)}$$

Na Eq. (C.52),  $V_0 = 0$ , e  $V$ ,  $F_{entra}$ ,  $F_{sai}$ , e  $t_i$  são vetores com “i” elementos, onde  $i = 1 + (2)(N_{d,3})(N_{ciclos,3,n})$ , para o caso simplificado em que todos os  $N_{ciclos,3,n}$  são iguais. O vetor  $t_i$  inclui  $t_1 = 0$ , e daí em diante contém os tempos de início e término do esvaziamento das dornas que realizam a fermentação para todos os  $N_{ciclos,3,n}$  ciclos. O vetor  $F_{entra}$  corresponde aos valores descontínuos de  $F_{esvaziamento,3}$ , ou seja, a vazão de esvaziamento das dornas operando na fermentação, e contém elementos alternando entre 0 e  $F_{esvaziamento,3}$ , de acordo com os tempos no vetor  $t_i$ . O vetor  $F_{sai}$  contém os valores contínuos da corrente de esvaziamento da fermentação, calculado pela Eq. (C.48b), e que seria igual à vazão contínua sendo alimentada à destilação. Os “k” primeiros elementos do vetor  $F_{sai}$  podem ser arbitrariamente zerados (correspondendo ao tempo quando o esvaziamento do tanque pulmão, que é o início da destilação, começa) para ajustar o volume ocupado nos tanques.

## APÊNDICE D. Efeito de diferentes componentes representativos na simulação da usina *flex*

Para verificar o efeito de simular alguns componentes das usinas *flex* de diferentes formas, foram testados três cenários: A, com as propriedades descritas nas Tabelas 3.19 e 3.20; B, com todas as propriedades iguais às do cenário A, exceto para os componentes Protins e Óleo, que são simulados com as propriedades do modelo do USDA (Johnston, 2021); e C, com todas as propriedades iguais às do cenário A, exceto para os componentes Protosol, Protins e Óleo, que foram simulados com propriedades de componentes representativos. A Tabela D.1 mostra as propriedades modificadas para os cenários B e C. As Tabelas D.2 e D.3 comparam o efeito dos três diferentes cenários nas principais correntes de processo e cargas térmicas para a usina *flex* convencional sem reciclo de *thin stillage*.

Tabela D.1. Propriedades modificadas para cenários B e C.

Propriedade	Unidade	Componente	B	C
Massa molecular	g/mol	Protins	180,16	147,13
		Óleo	256,0	280,43
Entalpia sólida de formação padrão	J/kmol	Protins	$-1,2733 \times 10^9$	$-9,40486 \times 10^8$
		Óleo	$-2,8583 \times 10^8$	$-3,96179 \times 10^8$
Volume sólido	m <sup>3</sup> /kmol	Protins	0,1200	0,0981
		Óleo	0,1707	0,3083
Cp <sub>1</sub>	J/kmol/K	Protins	357.850	194.910
		Óleo	75.240	464.780

Tabela D.2. Vazões das principais correntes de processo (kg/h).

Corrente	A	B	Diferença % A-B	C	Diferença % A-C
ETOH-H	23.339,1	23.346,1	0,03	23.379,1	0,17
ETOH-A	21.977,5	21.984,1	0,03	22.014,9	0,17
DDGS	24.432,2	24.411,6	-0,08	24.344,8	-0,36
THN-SLG	147.137	147.119	-0,01	145.880	-0,86
WHL-STL	191.182	191.163	-0,01	189.632	-0,81

Tabela D.3. Principais cargas térmicas.

<b>Bloco</b>	<b>A</b>	<b>B</b>	<b>% A-B</b>	<b>C</b>	<b>% A - C</b>
WINE.LIQ-HT (kJ/h)	1,37E+07	1,41E+07	2,70	1,41E+07	2,50
WINE.COOK (kJ/h)	3,32E+08	3,32E+08	0,04	3,28E+08	-1,18
WINE.COOL1 (kJ/h)	-3,41E+08	-3,41E+08	0,07	-3,37E+08	-1,15
WINE.SACCHARI (kJ/h)	668691	668676	0,00	668661	0,00
WINE.COOL2 (kJ/h)	-2,57E+07	-2,60E+07	0,99	-2,57E+07	0,02
WINE.FERM-1 (kJ/h)	-4,29E+07	-4,30E+07	0,03	-4,30E+07	0,06
WINE.FERM-2 (kJ/h)	1,63E+07	1,63E+07	0,03	1,67E+07	2,66
DIST.VAP-TO-A (kg/h)	29628,2	29632,8	0,02	29508,5	-0,40
DIST.VAP-TO-B (kg/h)	23949	23960	0,05	24072,5	0,51
DEHYDRAT. REBOILER (kJ/h)	-1,73E+07	-1,73E+07	0,04	-1,73E+07	0,17
DRY. CONC-1 (kJ/h)	1,94E+08	1,94E+08	0,09	1,92E+08	-1,25
DRY.EVAP-2 (kJ/h)	1,23E+08	1,23E+08	0,32	1,22E+08	-0,54
DRY.AIR (kJ/h)	819819	822444	0,32	815420	-0,54

## APÊNDICE E. Resultados simulação cinética cana-de-açúcar e diagramas de ocupação

Os perfis das concentrações de células (CX), substrato (CS) e produto (CP) durante a fermentação em batelada alimentada do caldo de cana são mostrados no eixo esquerdo da Figura E.1. O perfil da taxa de calor que deve ser removida durante a fermentação para que ela seja isotérmica é mostrado no eixo direito da Figura E.1.

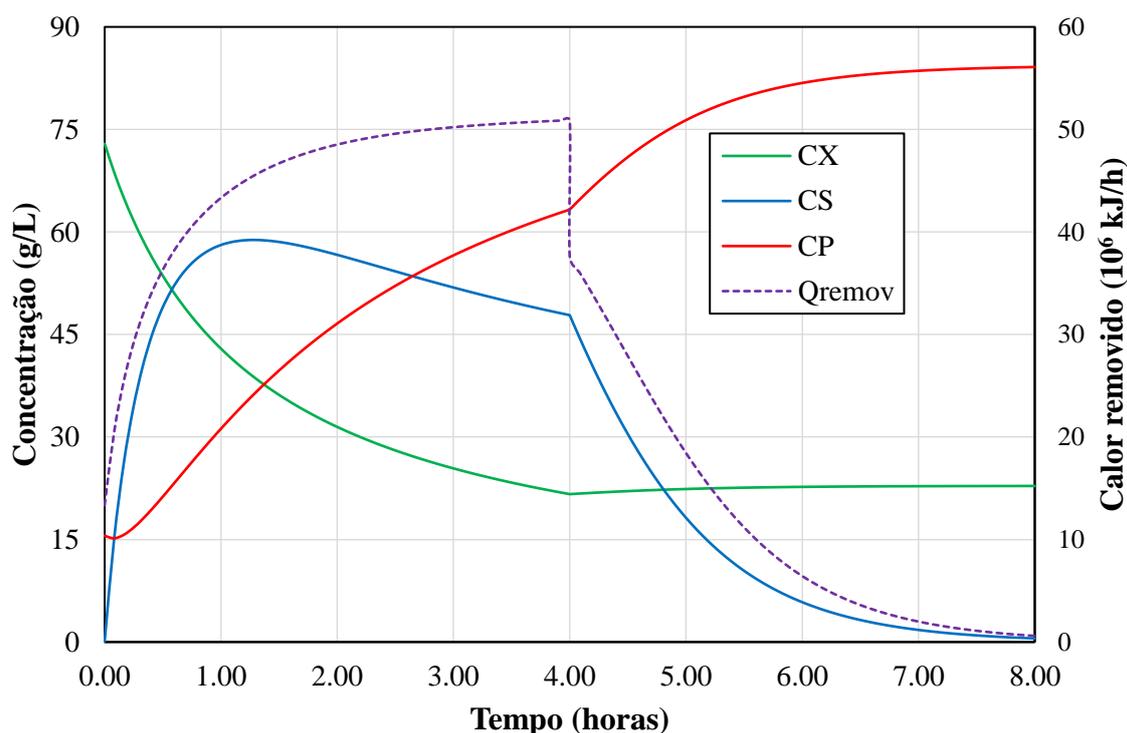


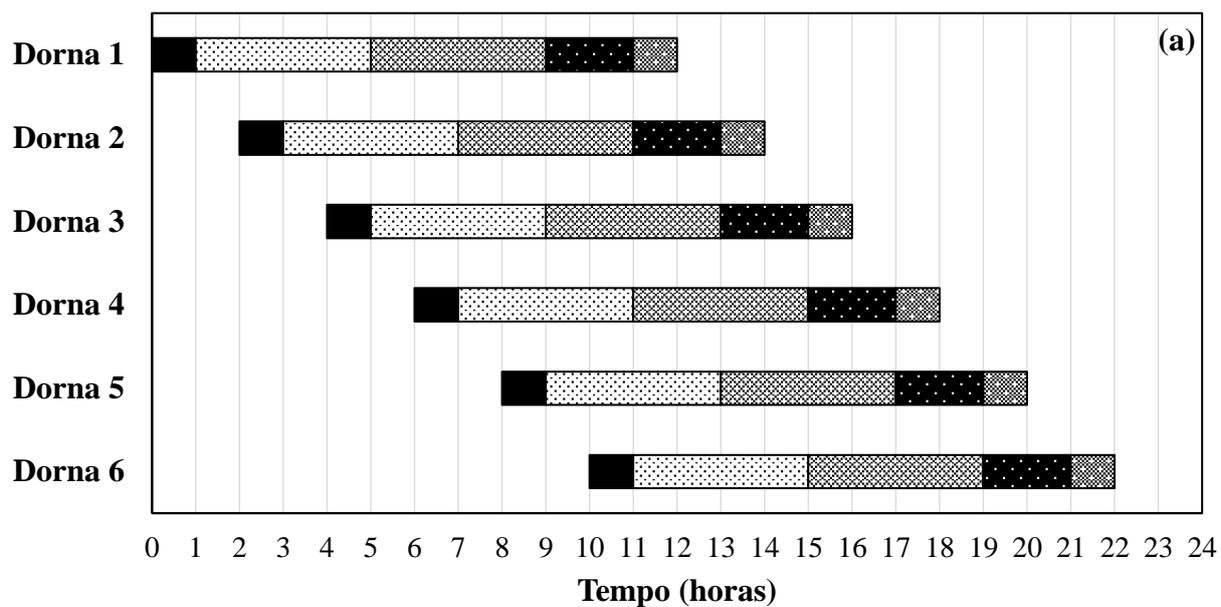
Figura E.1. Perfis de CX (células), CS (substrato), CP (etanol) e Qremov (taxa de calor) pelo tempo para fermentação em batelada alimentada do caldo de cana a 34 °C.

Na Figura E.1, a concentração de células (curva verde) cai durante as primeiras 4 horas de reação (batelada alimentada), pois o efeito da diluição devido à alimentação do mosto é maior do que o crescimento celular devido à fermentação. Quando a alimentação de mosto cessa, a concentração celular aumenta sutilmente, devido ao crescimento celular. A concentração de substrato (curva azul) aumenta e atinge um pico durante a etapa de batelada alimentada (primeiras 4 horas), pois ele é alimentado e consumido simultaneamente. Na etapa

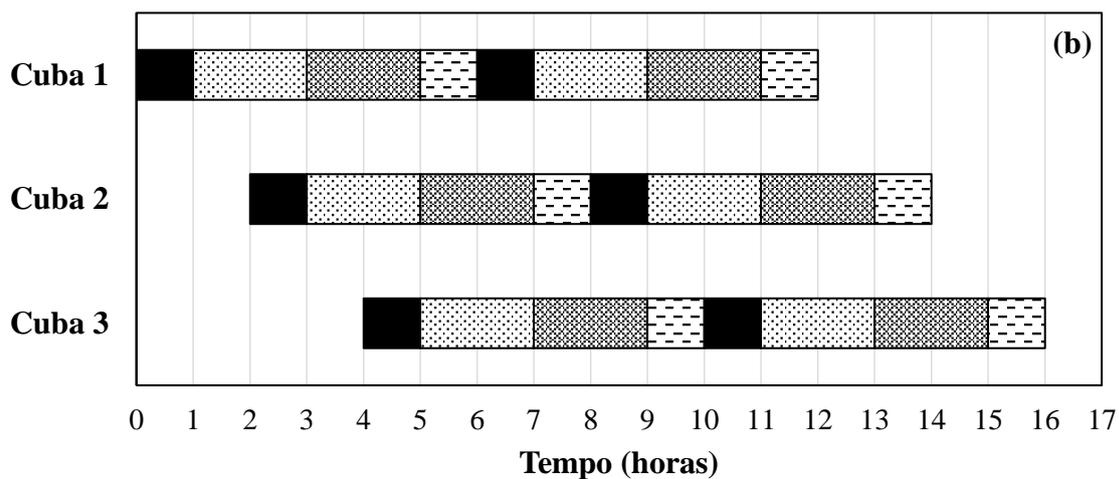
de batelada, a concentração de substrato cai conforme ele vai sendo consumido para produzir etanol e células. A concentração de produto (curva vermelha) aumenta nas duas etapas, conforme a reação progride e atinge um platô quando a concentração de substrato se aproxima de zero.

A taxa de calor que deve ser removida é igual à taxa de calor gerada pela reação de fermentação e está representada pela curva roxa pontilhada na Figura E.1. A taxa de calor aumenta na etapa de batelada alimentada, quando a velocidade de reação está aumentando devido à alimentação de substrato e redução da inibição pelas células (pois a concentração celular cai nessa etapa), até atingir o valor máximo de  $5,09 \times 10^7$  kJ/h. A partir daí, quando cessa a alimentação de mosto, a taxa de calor reduz, pois a velocidade de reação começa a diminuir conforme a concentração de substrato cai e a inibição pelo produto formado começa a ter um efeito maior (pois a concentração de etanol atinge níveis acima de 80 g/L).

As Figuras E.2a e E.2b mostram os diagramas de ocupação para as dornas (onde ocorre a fermentação) e cubas (onde ocorre tratamento das leveduras). A Tabela E.1 mostra os valores das concentrações iniciais, ao fim da batelada alimentada e ao fim da batelada. Também mostrada na Tabela E.1 são as concentrações obtidas para a corrente RAW-WINE no Aspen Plus, que corresponde à concentração ao final da batelada.



■ Pe-de-cuba    ▨ Batelada alimentada    ▩ Batelada    ■ Esvaziamento    ▧ Limpeza



■ Esvaziamento    ▧ Limpeza    ▩ Enchimento    ▨ Tratamento

Figura E.2. Diagramas de ocupação para dornas de fermentação (a) e cubas de tratamento (b).

Tabela E.1. Concentrações de células, substrato e produto no início e fim da fermentação.

Etapa	CX (g seca/L)	CS (g/L)	CP (g/L)
Início (pé-de-cuba)	72,9	0,1	15,4
Fim da batelada alimentada	21,6	47,8	63,3
Fim da batelada (simulação cinética)	22,8	0,5	84,1
Fim da batelada (simulação Aspen Plus)	23,5	0,5	84,0

Observando as Figuras E.2a e E.2b, o tempo de ciclo para as dornas é de 12 horas, e para as cubas, de 6 horas. Cada cuba serve duas dornas, especificamente, a cuba 1 serve as dornas 1 e 4; a cuba 2, as dornas 2 e 5; e a cuba 3, as dornas 3 e 6. Os tempos de esvaziamento das cubas coincidem com os tempos de adição do pé-de-cuba às dornas, e os tempos de enchimento das cubas coincidem com os tempos de esvaziamento das dornas. Apenas um ciclo é mostrado para as dornas e cubas, lembrando que para as cubas, um ciclo corresponde a duas bateladas seguidas.

## APÊNDICE F. Resultados simulação cinética milho e diagramas de ocupação

As Figuras F.1, F.2 e F.3 mostram os perfis das concentrações de amido, glicose, maltose e oligossacarídeos para as etapas de liquefação, sacarificação e liquefação e sacarificação simultâneas. Para a liquefação do amido, modelo e parâmetros cinéticos de Presecki et al. (2013a) foram usados. Para a sacarificação da maltose foram usados modelos e parâmetros cinéticos de Findrik et al. (2010), Presecki et al. (2013b) e Lee et al. (1992). Para a liquefação e sacarificação simultâneas foram usados dados adicionais de Presecki et al. (2013b). A Tabela F.1 mostra as concentrações iniciais e finais para cada um desses processos.

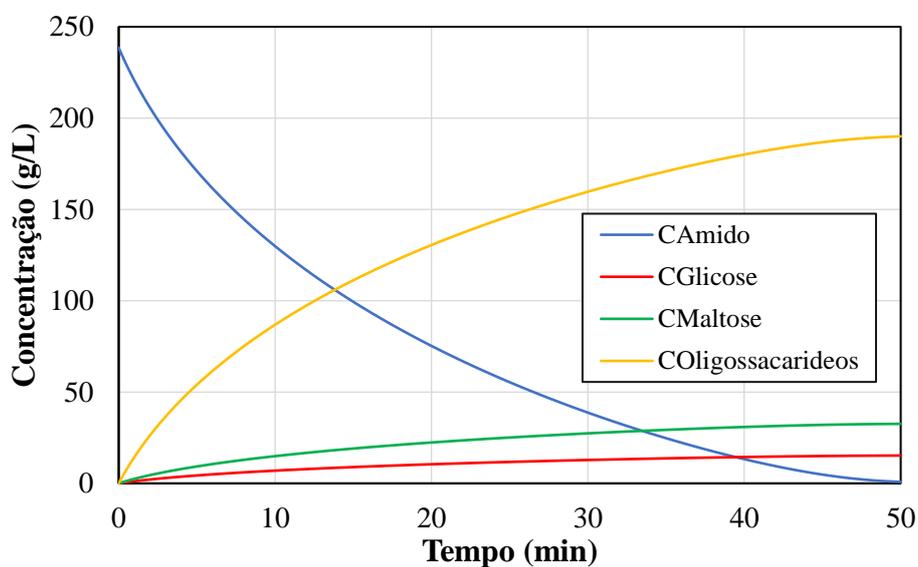


Figura F.1. Perfis de concentração para liquefação a 80 °C e pH 7.

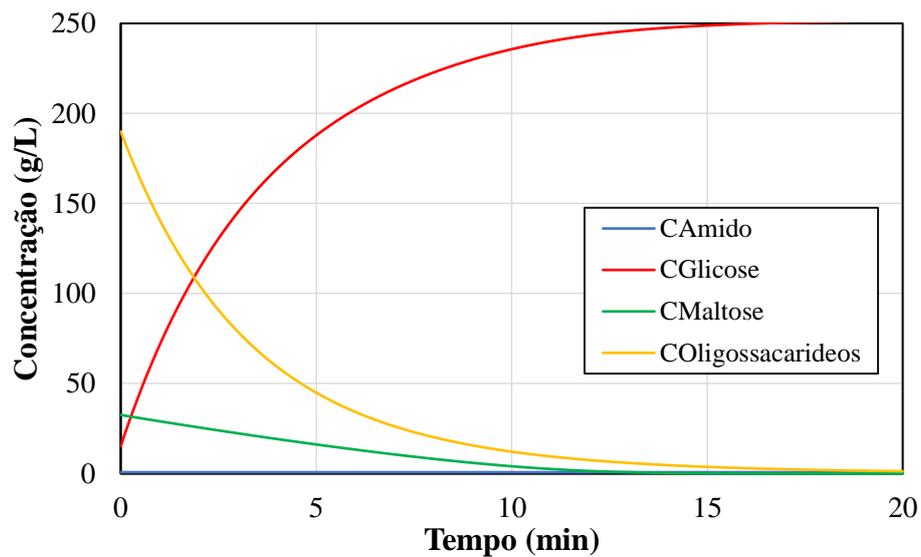


Figura F.2. Perfis de concentração para sacarificação a 65 °C e pH 5,5.

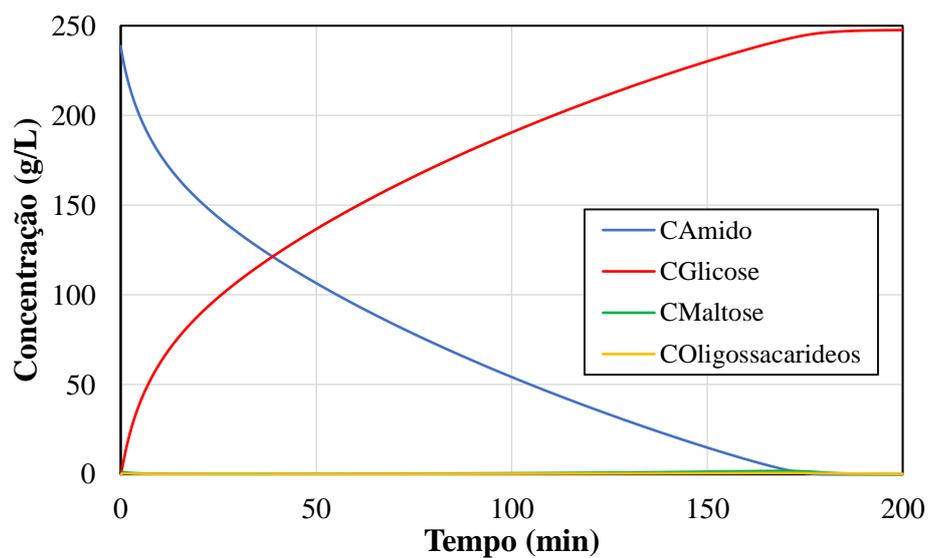


Figura F.3. Perfis de concentração para liquefação e sacarificação simultâneas a 65 °C e pH 5,5.

Tabela F.1. Concentrações iniciais e finais para os processos de liquefação e sacarificação.

	<b>Concentrações (g/L)</b>	<b>Liquefação</b>	<b>Sacarificação</b>	<b>Liquefação e sacarificação simultâneas</b>
Inicial	CAmido	238,58	0,77	238,58
	CGlicose	0	15,22	0
	CMaltose	0	32,58	0
	COligossacarídeos	0	190,01	0
	CAA (v/v)	0,004	0	0,2
	CGC (v/v)	0	0,0003	0,002
Final	CAmido	0,77	0,77	0
	CGlicose	15,22	251,64	247,59
	CMaltose	32,58	0	0,05
	COligossacarídeos	190,01	1,29	0,24
	CAA (v/v)	0,0004	0	0
	CGA (v/v)	0	0,0002	0

Na liquefação, a enzima  $\alpha$ -amilase (AA) realiza a quebra do amido, produzindo oligossacarídeos, maltose e glicose (Figura F.1). Para 50 minutos de liquefação a 80 °C e pH 7, uma concentração de AA de 0,004 (v/v) foi necessária para consumir essencialmente todo o amido (concentração final de 0,77 g/L), produzindo uma solução final contendo 15,22 g/L de glicose, 32,58 g/L de maltose e 190,01 g/L de oligossacarídeos (Tabela F.1). Cerca de 10% da enzima alimentada ainda está ativa no final desta etapa.

As condições iniciais para a etapa de sacarificação são as condições finais da etapa de liquefação. Na sacarificação, os oligossacarídeos e maltose são convertidos a mais glicose pela ação da enzima glucoamilase (GA), como mostrado na Figura F.2. Para 20 minutos de sacarificação a 65 °C e pH 5,5, uma concentração de GA de 0,0003 (v/v) foi necessária para consumir toda a maltose, com uma concentração residual de amido e oligossacarídeos de 0,77 e 1,29 g/L, respectivamente. A concentração final de glicose foi de 251,6 g/L, e aproximadamente 2/3 da enzima alimentada ainda está ativa (Tabela F.1).

Para a liquefação e sacarificação simultâneas, as condições do processo conjunto são as mesmas da etapa de sacarificação. Portanto, a enzima  $\alpha$ -amilase (AA) atua em condições sub-

ótimas, o que resulta numa menor taxa de degradação do amido por ela. Isso requer uma concentração inicial de AA muito mais elevada do que para o processo de liquefação separado (de 0,2 v/v contra 0,004 v/v na Tabela F.1). Apesar disso, mesmo nessas condições, a taxa de degradação do amido pela AA é muito maior do que a taxa de degradação do amido pela GA, cuja principal função é ainda de converter a maltose e os oligossacarídeos produzidos pela AA em glicose, mantendo as concentrações desses dois componentes baixas ao longo de todo o processo (Figura F.3). No entanto, uma maior concentração de GA também se faz necessária devido ao maior tempo de processo, o que causa uma maior fração da enzima a sofrer desativação, com menos de 1% da GA alimentada estando ativa ao final do processo.

O tempo de reação do processo de liquefação e sacarificação simultâneos, de 200 minutos, é maior do que a soma dos tempos dos processos individuais, que é de 70 minutos. Isto não representa um problema para o processo como um todo, pois o tempo de ciclo é determinado pela etapa de maior duração, que é a fermentação. Além disso, com essas duas etapas sendo realizadas no mesmo volume, aumenta-se o número de dornas disponíveis para a etapa de fermentação, e um menor consumo energético seria esperado, pois a etapa de liquefação que ocorre à maior temperatura não é realizada. Mesmo assim, o processo simultâneo tem a desvantagem de requerer uma carga enzimática, tanto de AA como de GA, bastante superior à carga enzimática dos processos individuais, de 50 e 7 vezes, respectivamente. Por esse motivo este processo não foi considerado para a etapa seguinte de diagramação das dornas.

O gráfico dos perfis de concentração para a etapa de fermentação, realizada sequencialmente à liquefação e sacarificação, é mostrado na Figura F.4 usando modelo e parâmetros cinéticos de Krishnan et al. (1995). Para o processo de sacarificação e fermentação simultâneas (SFS), os perfis de concentração e taxa de calor removido são mostrados na Figura F.5, com base em dados de Kroumov et al. (2006) e Bialas et al. (2014). A Tabela F.2 mostra as concentrações iniciais e finais desses dois processos e a taxa máxima de calor removido.

Para ambos os casos, o volume do meio reacional para o valor da taxa máxima de calor removido é o volume útil da dorna, de 1.481 m<sup>3</sup>.

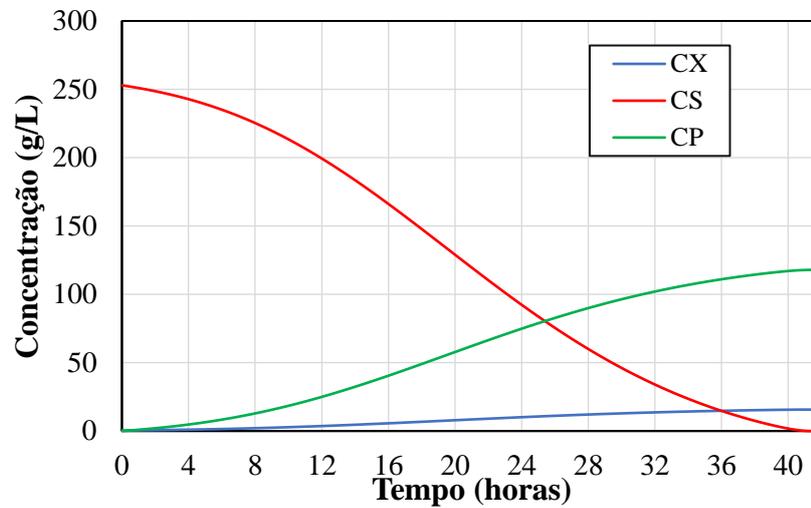


Figura F.4. Perfis de concentração para fermentação da glicose do amido de milho a 30 °C.

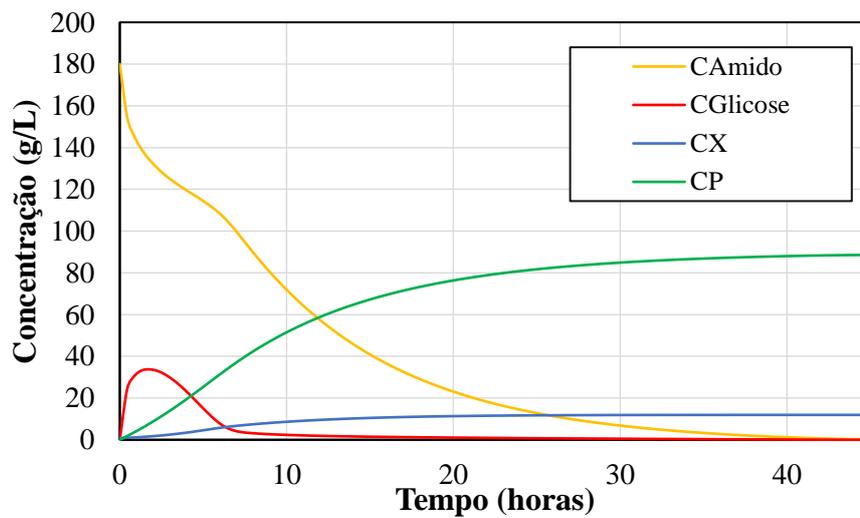


Figura F.5. Perfis de concentração para sacarificação e fermentação simultâneas do amido de milho a 35 °C.

Tabela F.2. Concentrações iniciais e finais para as etapas de fermentação do amido de milho.

	<b>Concentração (g/L)</b>	<b>Fermentação</b>	<b>Sacarificação e fermentação simultâneas</b>
<b>Inicial</b>	CAmido	0	180,0
	CS	253,0	0
	CX	0,4	0,8
	CP	0	0
	CEnzima	0	11,0
<b>Final</b>	CAmido	0	0,19
	CS	0	0
	CX	15,7	11,9
	CP	117,9	88,6
	CEnzima	0	0,08
Máx. Qremov ( $10^6$ kJ/h)		157,7	22,8

Para a etapa de fermentação sequencial (Figura F.4), a concentração inicial de substrato (apenas glicose) é igual à concentração de glicose ao término da sacarificação, cerca de 253 g/L, como mostrado na Tabela F.2. Pela Figura F.4, este processo é semelhante à segunda metade da Figura E.1, com substrato sendo consumido para formação do produto (etanol) e crescimento celular, com concentrações finais de etanol e células de 117,9 e 15,7 g/L, respectivamente. Devido à temperatura de fermentação mais baixa, a 30 °C, uma maior concentração de etanol é obtida no vinho final do que no processo convencional de batelada alimentada a partir do caldo de cana, que ocorre a 34 °C, para o qual a concentração de etanol no vinho foi de 84 g/L (Tabela E.1).

Para o processo de sacarificação e fermentação simultâneas (SFS), inicialmente o amido é degradado pelas enzimas, resultando num acúmulo de substrato (glicose) logo no início da batelada (Figura F.5). Conforme a concentração de substrato aumenta, sua taxa de consumo para produzir produto (etanol) e células aumenta até ele ser inteiramente consumido. Como esse processo ocorre à temperatura mais elevada de 35 °C, uma menor concentração de etanol é obtida no vinho, de cerca de 88,6 g/L (Tabela F.2). Nota-se, ainda na Tabela F.2, que a concentração inicial de amido no processo de SFS é de 180 g/L, que é inferior à concentração

inicial na liquefação para o processamento sequencial, de 238,58 g/L. Isso ocorre, pois, considerando os rendimentos de substrato a produto, há um limite máximo na concentração inicial de amido, acima da qual sobra amido (ou glicose a depender da concentração de enzimas) no vinho final. A Tabela F.3 mostra as concentrações finais de todos os componentes para diferentes valores de  $C_{Amido0}$ , usando-se sempre  $C_{Enzima0} = 11$  g/L,  $CX_0 = 0,8$  g/L e para um tempo de reação de 45 horas.

Tabela F.3. Concentrações finais para diferentes concentrações iniciais de amido na SFS.

<b><math>C_{Amido0}</math></b> <b>(g/L)</b>	<b><math>C_{Amido}</math></b> <b>(g/L) [%]</b>	<b><math>C_{Glicose}</math></b> <b>(g/L)</b>	<b><math>CX</math></b> <b>(g/L)</b>	<b><math>CP</math></b> <b>(g/L)</b>	<b><math>C_{Enzima}</math></b> <b>(g/L)</b>
238,58	30,3 [12,7]	0,8	34,5	90,0	0,03
220	21,2 [9,6]	1,1	25,8	89,9	0,04
200	10,8 [5,4]	1,2	17,6	89,6	0,05
180	0,19 [0,1]	0	11,9	88,6	0,08

Na Tabela F.3 está indicado em colchetes a porcentagem do amido inicial que não foi degradado. Essa porcentagem reduz conforme a concentração inicial de amido é reduzida. A concentração final de células ( $CX$ ) também diminui consideravelmente, pois o modelo empregado para a SFS utiliza equações independentes para as taxas de crescimento celular ( $\mu$ ) e produção de etanol ( $q_P$ ). Dessa forma, mesmo que o valor crítico de etanol tenha sido atingido, resultando em  $q_P = 0$ ,  $\mu$  continua sendo positiva, embora decrescente, produzindo mais células. Assim, para uma carga enzimática (que degrada amido a glicose) alta o suficiente, quanto maior a quantidade inicial de amido, maior é a quantidade de glicose convertida a células.

De fato, para os casos em que a concentração inicial de amido é maior, pode-se aumentar a concentração inicial de enzima sem alterar o valor final da concentração de etanol e mantendo-se ainda a concentração de glicose baixa. O que muda é que mais amido é degradado (sua concentração final diminui) apenas para produzir mais células (cuja concentração final aumenta), o que é indesejável, uma vez que as células não são recicladas. Além disso, a produção de etanol está atrelada ao crescimento celular. Portanto, é importante

determinar a concentração inicial máxima de amido, que não leve ao crescimento excessivo de células. Como pode ser visto na Tabela F.3, esse valor foi de 180 g/L.

Com base nos tempos de enchimento, processamento, esvaziamento e limpeza padrões (Tabela 3.16), os tempos de defasagem e espera dos diferentes cenários (S1, S2 e S3) para os dois casos (C1 e C2) são dados na Tabela F.4. Para o cenário S2 os tempos de enchimento e esvaziamento das cubas (onde ocorrem os processos de liquefação e sacarificação) foram reduzidos para 0,5 horas, devido ao menor volume das cubas.

Tabela F.4. Tempos de defasagem e espera para os cenários de liquefação, sacarificação e fermentação.

Tempo (h)	S1		S2		S3	S3 ampliado
	C1	C2	C1	C2		
$t_{espera,1}$	0	7,4	--	--	--	--
$t_{espera,1.1}$	--	--	1,8	2,0	--	--
$t_{espera,1.2}$	--	--	1,8	2,2	--	--
$t_{espera,2}$	0,5	7,9	0	0,2	--	--
$t_{defasagem,1-2}$	1,8	1,8	--	--	--	--
$t_{defasagem,1.1-2}$	--	--	1,3	1,3	--	--
$t_{defasagem,1.1-1.2}$	--	--	2,3	2,3	--	--
$t_{defasagem,2-3.1}$	1,3	1,3	6,0	6,3	--	--
$t_{defasagem,2-3.2}$	5,2	12,6	13,0	13,8	--	--
$t_{defasagem,2-3.3}$	9,0	23,8	20,0	21,3	--	--
$t_{defasagem,2-3.4}$	12,8	35,1	27,0	28,8	--	--
$t_{defasagem,2-3.5}$	--	--	34,0	36,3	--	--
$t_{defasagem,2-3.6}$	--	--	41,0	43,8	--	--
$t_{defasagem,3-n-}$ 3.(n+1)	3,8	11,3	7,0	7,5	8,0	5,3

As Figuras F.6 a F.11 mostram os diagramas de ocupação para os cenários S1C1, S1C2, S2C1, S2C1, S3 e S3 ampliado. Cada figura mostra apenas um ciclo. Para os cenários S2, os tanques pré-centrifugação (dimensionados para a autônoma) são usados para receber e armazenar os produtos da sacarificação, antes de iniciar o enchimento das dornas de fermentação. A Tabela F.5 mostra o número de ciclos, tempo total anual de operação, vazões para cada processo (considerando um volume de 1.481 m<sup>3</sup> para dornas (F) e 481 m<sup>3</sup> para cubas (T), e sempre considerando tempos de enchimento e esvaziamento iguais para um mesmo

processo), fatores de correção e vazões contínuas equivalentes para todos os cenários. Para o cenário S3 ampliado, são mostrados os valores para dornas (F) e cubas (T) separadamente.

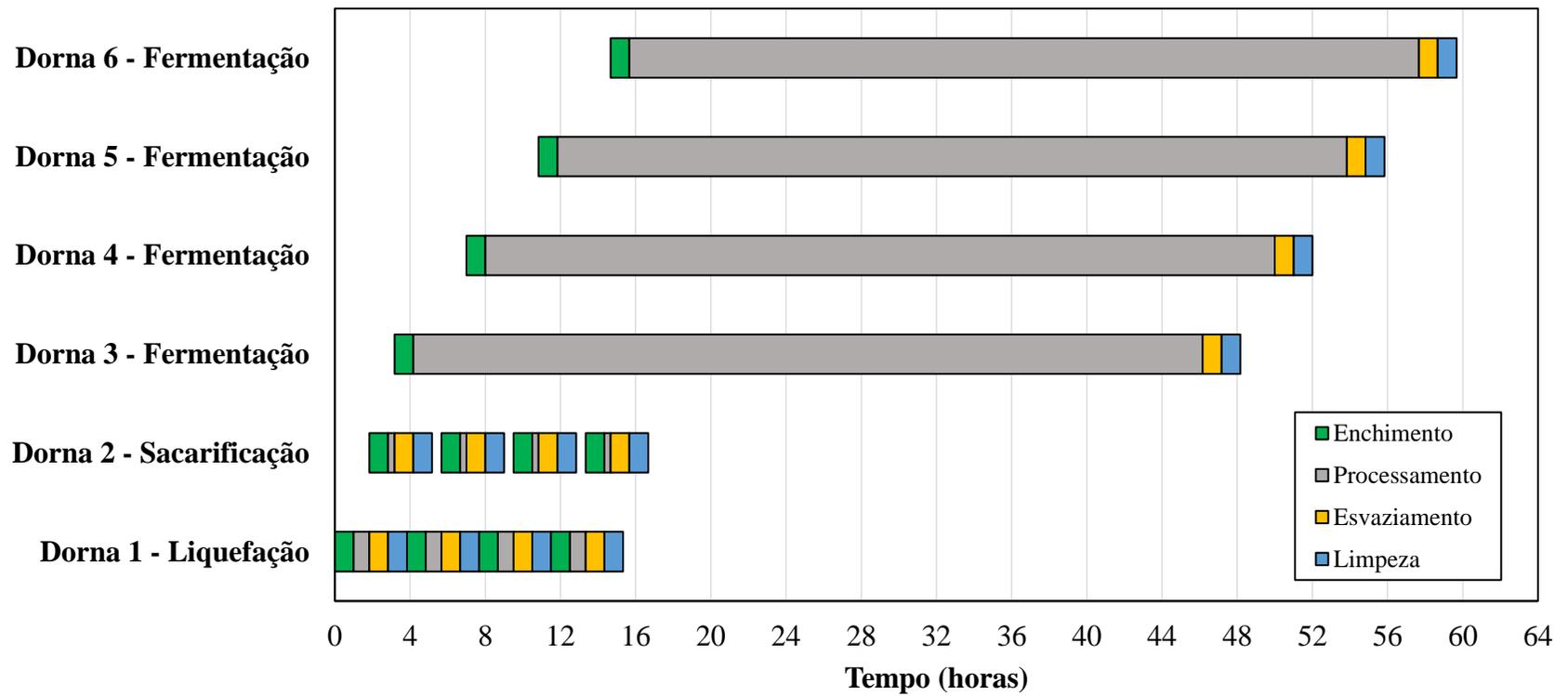


Figura F.6. Diagrama de ocupação para o cenário S1, caso C1 ( $t_{espera,1} = 0$ ).

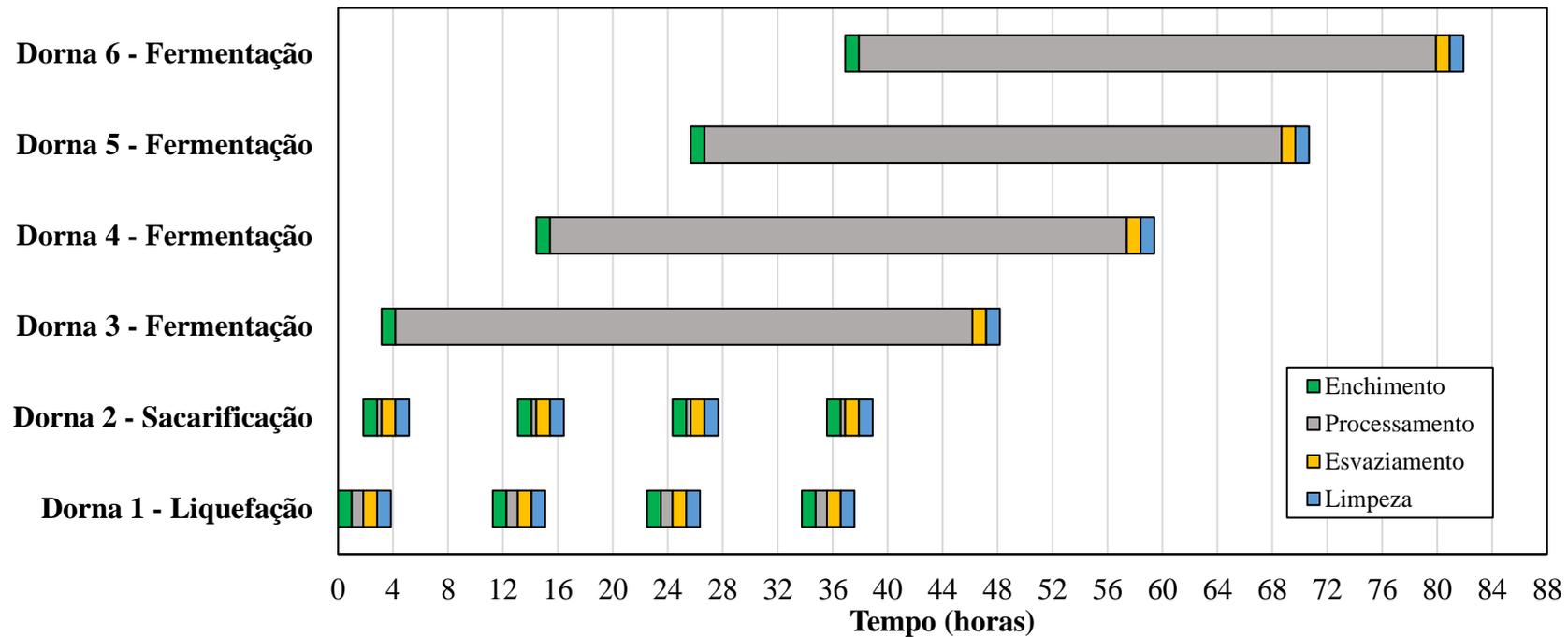


Figura F.7. Diagrama de ocupação para o cenário S1, caso C2 ( $t_{espera,1} = 7,4$  horas).

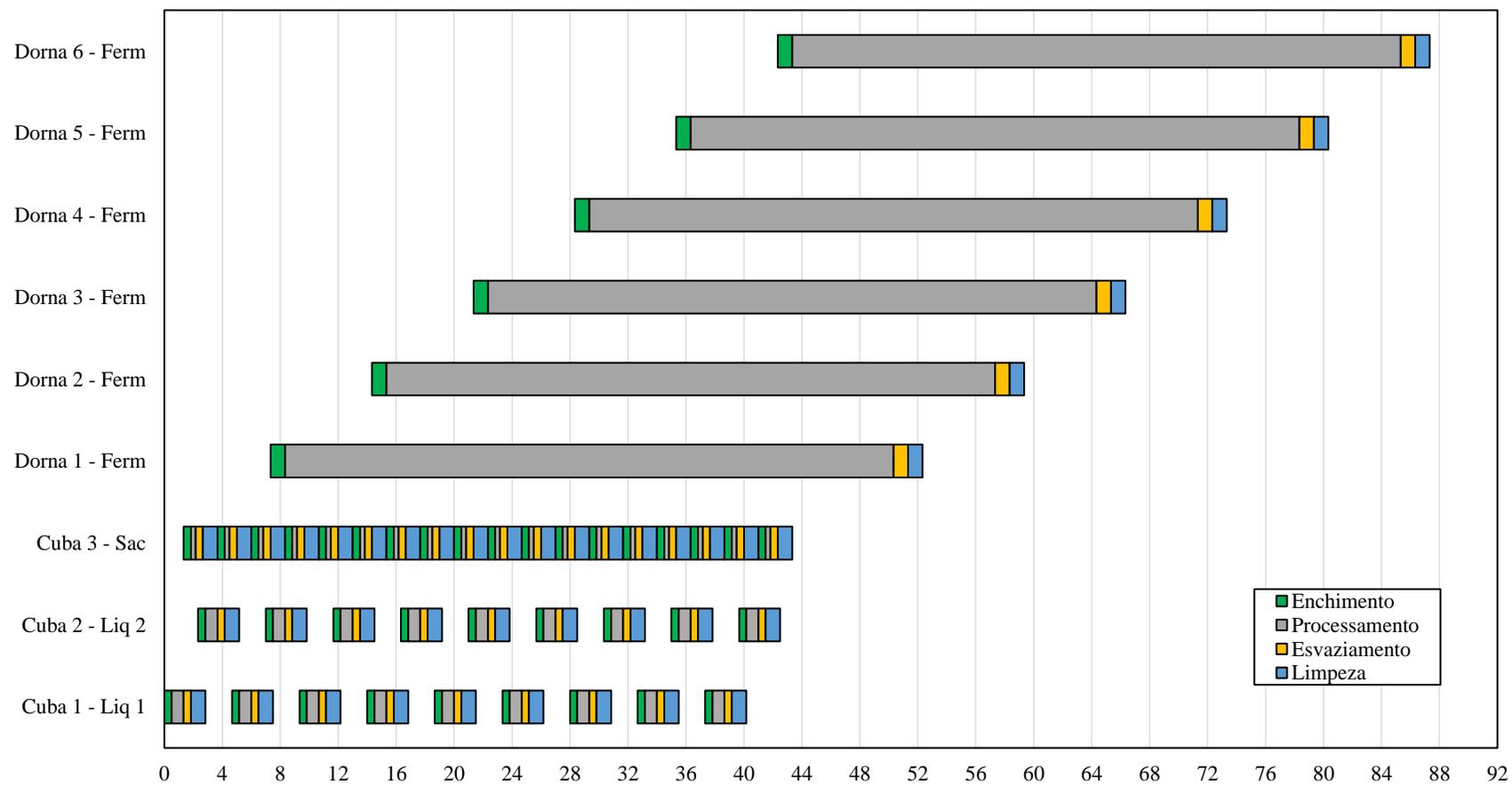


Figura F.8. Diagrama de ocupação para o cenário S2, caso C1 ( $t_{espera,2} = 0$ ).

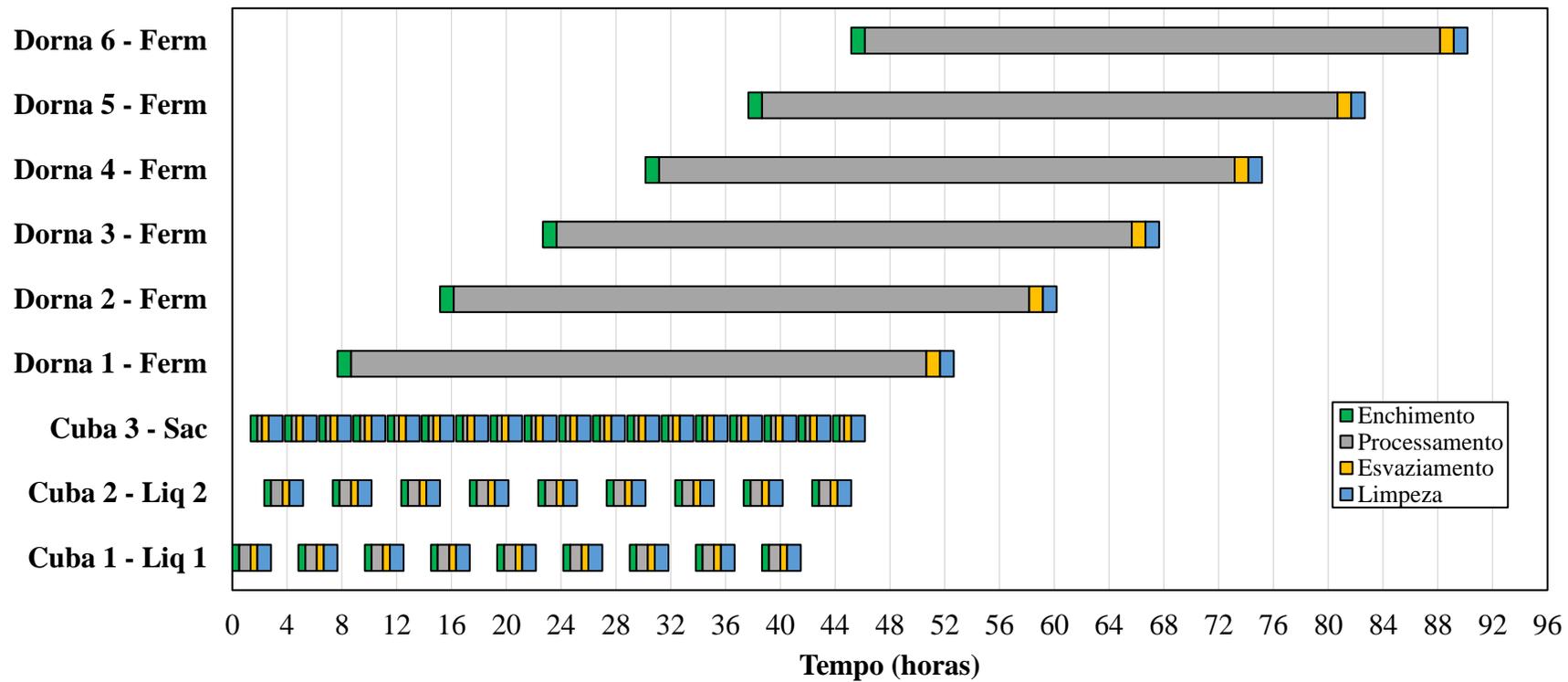


Figura F.9. Diagrama de ocupação para o cenário S2, caso C2 ( $t_{espera,2} = 0,2$  horas).

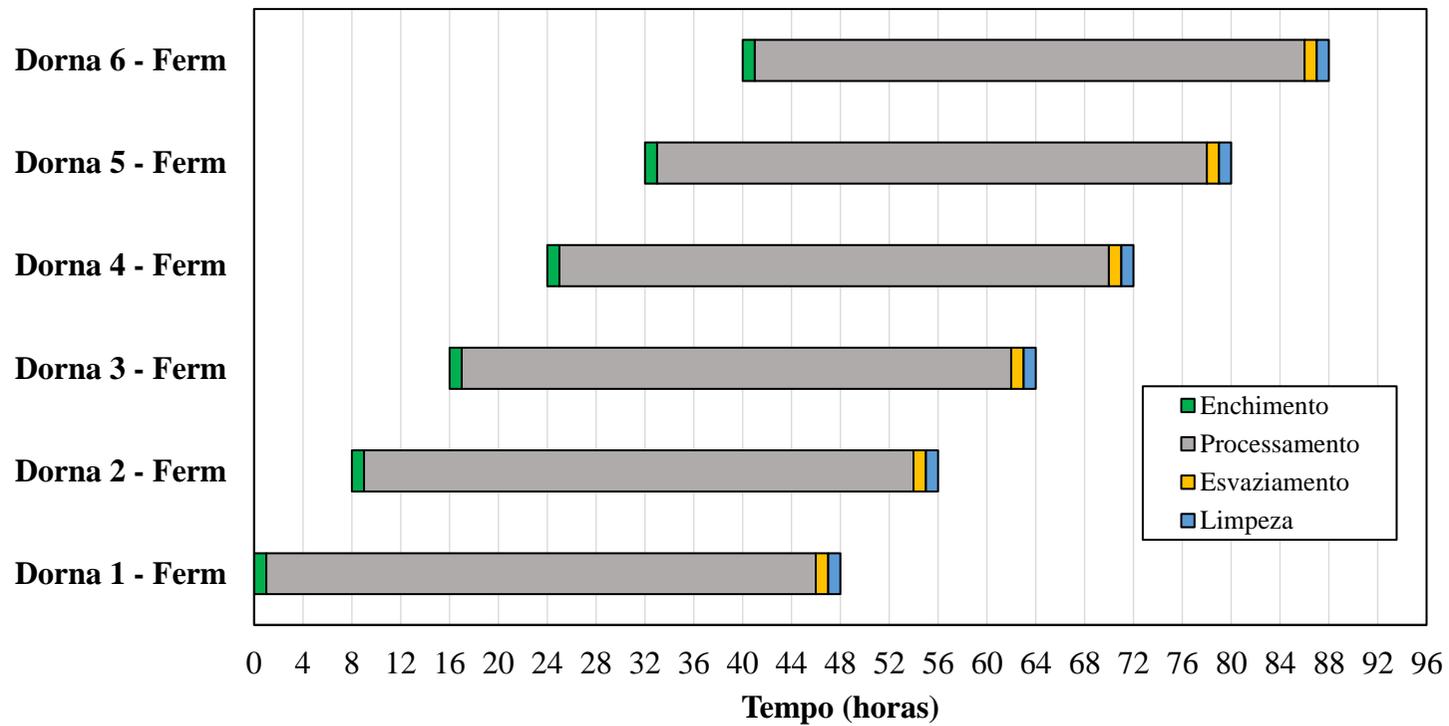


Figura F.10. Diagrama de ocupação para o cenário S3.

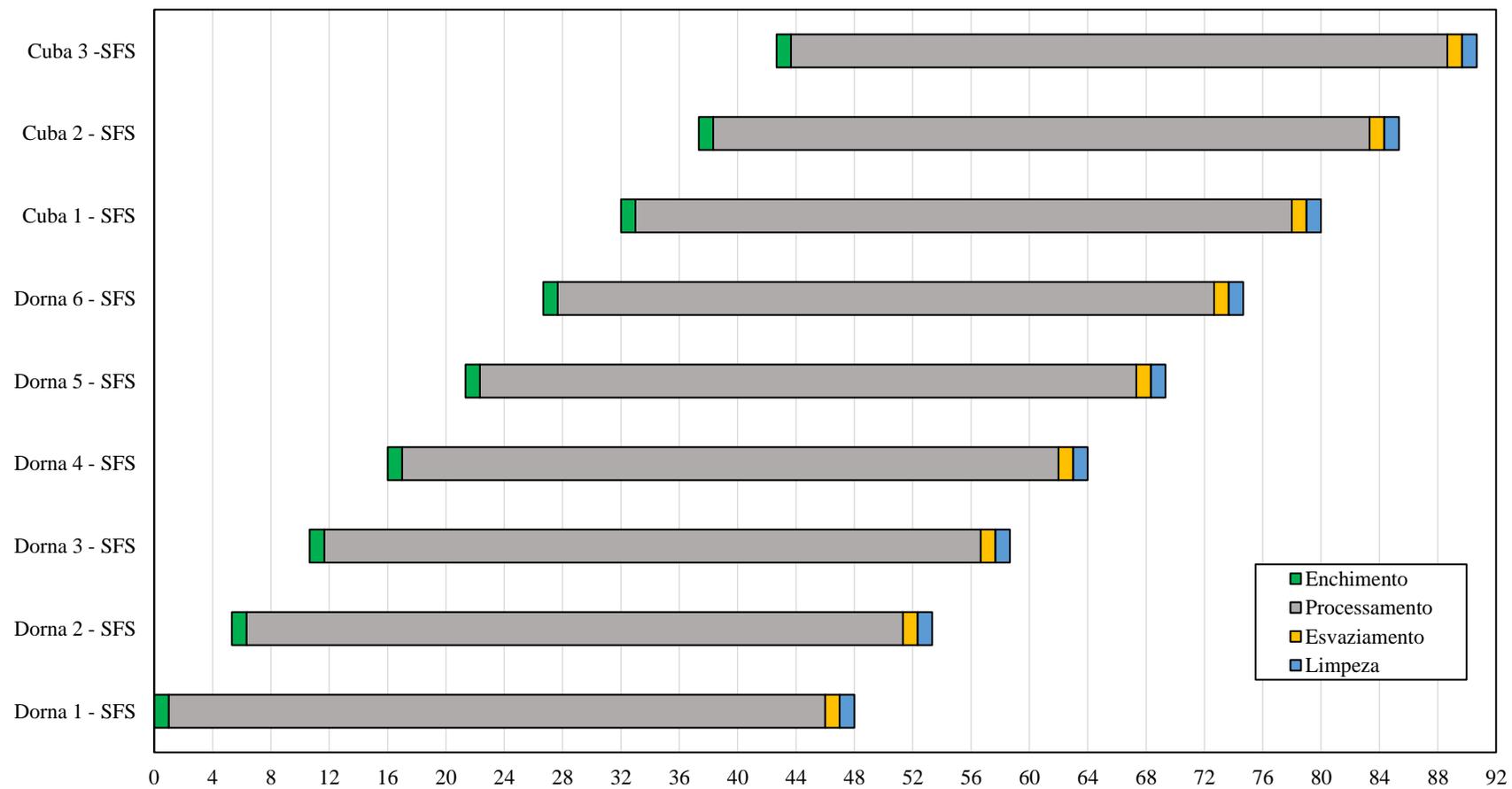


Figura F.11. Diagrama de ocupação para o cenário S3 ampliado

Como visto na Tabela F.5 para o cenário S2C2, o tempo de espera entre bateladas da sacarificação é pequeno ( $t_{espera,2} = 0,2$  horas), o que não resulta em muitas diferenças entre esse cenário e o cenário S2C1 ( $t_{espera,2} = 0$ ), lembrando que no C1 as dornas de fermentação são enchidas o quanto antes, enquanto no C2, adia-se as bateladas de sacarificação para que os esvaziamentos das dornas de fermentação sejam equidistantes. No entanto, a diferença entre tempos de espera das bateladas da liquefação é significativa para os cenários S1C1 ( $t_{espera,1} = 0$ ) e S1C2 ( $t_{espera,1} = 7,4$  horas). Para os cenários S3 e S3 ampliado (Figura F.6) o mesmo processo ocorre em todas as dornas e cubas.

Tabela F.6. Números de ciclo, tempo total de operação e vazões de enchimento e esvaziamento para todos os cenários.

	S1		S2		S3	S3 ampliado
	C1	C2	C1	C2		
$N_{ciclos}$	71	71	71	71	67 (1-4); 66 (5-6)	67 (F1-5); 66 (F6, T1-3)
$T_{operação}$ (h)	3.210	3.232	3.237	3.240	3.240	3.211
$F_1$ (m <sup>3</sup> /h)	1.481	1.481	962	962	--	--
$F_2$ (m <sup>3</sup> /h)	1.481	1.481	962	962	--	--
$F_3$ (m <sup>3</sup> /h)	1.481	1.481	1.443	1.443	1.481	1.148
$FC_1$	0,0885	0,0879	0,1974	0,1972	--	--
$FC_2$	0,0885	0,0879	0,1974	0,1972	--	--
$FC_3$	0,0885	0,0879	0,1326	0,1315	0,1235	0,125 (F); 0,062 (T)
$F_{cont,1}$ (m <sup>3</sup> /h)	131,0	130,1	189,9	189,7	--	--
$F_{cont,2}$ (m <sup>3</sup> /h)	131,0	130,1	189,9	189,7	--	--
$F_{cont,3}$ (m <sup>3</sup> /h)	131,0	130,1	189,9	189,7	182,8	214,6

Subscritos: 1 – liquefação; 2 – sacarificação; 3 – fermentação ou sacarificação e fermentação simultâneas. F = dorna (fermentação), T = cuba (tanque de tratamento).

Conforme apresentado na Tabela F.6, há 71 ciclos completos em todos os casos dos cenários S1 e S2. Para o cenário S3, as primeiras 4 dornas apresentam 67 ciclos completos, e as dornas 5 e 6, 66 ciclos. Para o cenário S3 ampliado, as primeiras 5 dornas apresentam 67 ciclos completos, e a sexta dorna e as 3 cubas, 66 ciclos. Os fatores de conversão das vazões reais dos processos em batelada ( $F_1$ ,  $F_2$  e  $F_3$ ) para as vazões contínuas ( $F_{cont,1}$ ,  $F_{cont,2}$  e  $F_{cont,3}$ ),

$FC_1$ ,  $FC_2$  e  $FC_3$ , foram sempre ligeiramente menores para os casos 2 do que para os casos 1. Isso ocorre pois nos casos 1 os novos ciclos começam o quanto antes, enquanto nos casos 2 os novos ciclos sofrem um pequeno adiamento para que os esvaziamentos das dornas de fermentação sejam sempre equidistantes em tempo, inclusive entre ciclos. Isso reflete também nos tempos de ciclo, que são sempre ligeiramente maiores para os casos 2.

## **APÊNDICE G. Resultados de correntes**

Esta seção apresenta os resultados das correntes simuladas no Aspen Plus para a destilaria autônoma e cenários da usina *flex*. As Tabelas G.1 a G.5 mostram as correntes principais, as correntes intermediárias da etapa de fermentação, as correntes intermediárias das etapas de destilação e desidratação, as correntes que representam resíduos do processo e as correntes que representam emissões do processo, respectivamente, para a destilaria autônoma.

As Tabelas G.6 a G.9 mostram as correntes principais, as correntes intermediárias das etapas de hidrólise, fermentação, destilação e desidratação, as correntes intermediárias da etapa de secagem do DDGS, e as correntes que representam emissões ou resíduos do processo, respectivamente, para o cenário *flex* convencional. As Tabelas G.10 a G.13 mostram essas mesmas correntes para o cenário *flex* simultâneo.

Tabela G.1. Resultados das principais correntes do processo da destilaria autônoma.

Corrente	Caldo sujo	Caldo limpo	Mosto	Vinho	Etanol hidratado	Etanol anidro	
Nome no Aspen	JUICE	CL-JUICE	CONC-JC	WINE	ETOH-HYD	ETOH-ANH	
T (°C)	35,0	98	115,9	34,2	81,6	77,6	
P (bar)	1	1	1,7	1	1,16	1	
xv	0	0	0	0	1	0	
xL	0,9966	1	1	0,9952	0	1	
xs	0,0034	0	0	0,0048	0	0	
$\rho$ (g/cm <sup>3</sup> )	1,044	0,979	0,990	0,980	0,00165	0,735	
F (kg/h)	809.627	834.754	593.020	719.864	62.592,7	58.953,7	
Fração mássica	Água	0,8286	0,8437	0,7800	0,8902	0,0635	0,0055
	Sacarose	0,1376	0,1330	0,1872	0	0	0
	Glicose	0,0128	0,0124	0,0174	0,0005	0	0
	Etanol	0	0	0	0,0818	0,9365	0,9943
	CO <sub>2</sub>	0	0	0	0,0013	0	0
	Ácido acético	0	0	0	0,0032	0	0
	Glicerol	0	0	0	0,0056	0	0
	MEG	0	0	0	0	0	0,0001
	Sais	0,0112	0,0109	0,0156	0,0126	0	0
	Ácidos orgânicos	0,0064	0	0	0	0	0
	Celulose	0,0015	0	0	0	0	0
	Hemicelulose	0,0009	0	0	0	0	0
	Lignina	0,0008	0	0	0	0	0
	Leveduras	0	0	0	0,0048	0	0

Tabela G.2. Resultados de correntes intermediárias na etapa de fermentação (bloco FERMENT) para a destilaria autônoma.

<b>Corrente</b>	<b>Etanol arrastado</b>	<b>Vinho bruto</b>	<b>Etanol recuperado</b>	<b>Vinho delevedurado</b>	<b>Creme de levedura</b>	<b>Pé-de-cuba</b>	
Nome no Aspen	TO-ABSRB	RAW-WINE	ETOH-H2O	WINE-1	CREAM	RECYCLE	
T (°C)	34	34	37,4	34,0	34,0	30,2	
P (bar)	1	1	1	1	1	1	
xv	1	0	0	0	0	0	
xL	0	0,9000	1	0,9988	0,3000	0,6992	
xS	0	0,1000	0	0,0012	0,7000	0,3008	
$\rho$ (g/cm <sup>3</sup> )	0,00167	0,995	0,975	0,981	1,092	1,031	
F (kg/h)	59.973,1	781.832	44.844,6	671.220	110.612	248.572	
Fração mássica	Água	0,0214	0,8005	0,9686	0,8885	0,2669	0,6849
	Sacarose	0	0	0	0	0	0
	Glicose	0	0,0005	0	0,0005	0,0002	0
	Etanol	0,0225	0,0771	0,0300	0,0856	0,0257	0,0110
	CO <sub>2</sub>	0,9560	0,0012	0,0011	0,0013	0,0004	0,0002
	Ácido acético	0,0001	0,0030	0,0002	0,0034	0,0010	0,0004
	Glicerol	0	0,0054	0	0,0060	0,0018	0,0008
	MEG	0	0	0	0	0	0
	Sais	0	0,0122	0	0,0135	0,0041	0,0017
	Ácidos orgânicos	0	0	0	0	0	0
	Celulose	0	0	0	0	0	0
	Hemicelulose	0	0	0	0	0	0
	Lignina	0	0	0	0	0	0
	Leveduras	0	0	0	0	0	0

Tabela G.3. Resultados de correntes intermediárias nas etapas de destilação e desidratação (blocos DIST e DEHYDRAT) para a destilaria autônoma.

<b>Corrente</b>	<b>Vapor de flegma</b>	<b>Flegma líquida</b>	<b>Álcool de segunda</b>	<b>Mistura água-MEG</b>	<b>MEG recuperado</b>
Nome no Aspen	DIST.PHLEGM-V	DIST.PHLEGM-L	DIST.SEC-ALCH	DEHYDRAT.TO-RECOV	DEHYDRAT.REC-MEG
T (°C)	100,9	89,0	35,0	155,4	148,8
P (bar)	1,40	1,363	1,338	1	0,2
xv	1	0	0	0	0
xL	0	1	1	1	1
xs	0	0	0	0	0
$\rho$ (g/cm <sup>3</sup> )	0,00117	0,816	0,802	0,988	1,000
F (kg/h)	89.753,4	27.770	9,9	77.800	74.140
<b>Fração mássica</b>					
Água	0,4961	0,5071	0,0795	0,0472	0,0004
Sacarose	0	0	0	0	0
Glicose	0	0	0	0	0
Etanol	0,5016	0,4905	0,9098	0	0
CO <sub>2</sub>	0	0	0,0106	0	0
Ácido acético	0,0023	0,0024	0	0	0
Glicerol	0	0	0	0	0
MEG	0	0	0	0,9528	0,9996
Sais	0	0	0	0	0
Ácidos orgânicos	0	0	0	0	0
Celulose	0	0	0	0	0
Hemicelulose	0	0	0	0	0
Lignina	0	0	0	0	0
Leveduras	0	0	0	0	0

Tabela G.4. Resultados de correntes que representam resíduos do processo para a destilaria autônoma.

<b>Corrente</b>	<b>Torta de filtro</b>	<b>Vinhaça</b>	<b>Flegma</b>	<b>Água removida</b>	<b>Cinzas</b>	
Nome no Aspen	FLTCAKE	VINASSE	PHLEGM	H2O-RESI	COGEN.ASHES	
T (°C)	92,9	28	28	60,1	1.466,9	
P (bar)	1	1,525	1,357	0,2	1	
xv	0	0	0	0	0	
xL	0,8120	0,9951	1	1	0	
xs	0,1880	0,0049	0	0	1	
$\rho$ (g/cm <sup>3</sup> )	1,034	1,004	0,991	0,960	2,32	
F (kg/h)	33.333,3	701.756	108.848	3.658,5	4.523,2	
Fração mássica	Água	0,6413	0,9727	0,9973	0,9966	0
	Sacarose	0,0138	0	0	0	0
	Glicose	0,0013	0,0005	0	0	0
	Etanol	0	0,0002	0,0002	0	0
	CO <sub>2</sub>	0	0	0	0	0
	Ácido acético	0	0,0029	0,0025	0	0
	Glicerol	0	0,0058	0	0	0
	MEG	0	0	0	0,0034	0
	Sais	0	0,130	0	0	0
	Ácidos orgânicos	0,1556	0	0	0	0
	Cinzas	0,0046	0	0	0	1
	Ca <sub>3</sub> (PO <sub>4</sub> ) <sub>2</sub>	0,0230	0	0	0	0
	Celulose	0,0754	0	0	0	0
	Hemicelulose	0,0445	0	0	0	0
	Lignina	0,0404	0	0	0	0
	Leveduras	0	0,0049	0	0	0

Tabela G.5. Resultados de correntes que representam emissões do processo para a destilaria autônoma.

Corrente	Gases incondensáveis do tratamento	Gás produzido no absorvedor	Gases incondensáveis da destilação	Gases de combustão resfriados	
Nome no Aspen	VAP	CO2	VAP3	COGEN.COOL-GAS	
T (°C)	100,0	32,0	35,0	170	
P (bar)	1	1	1,338	1	
xv	1	1	1	0,9997	
xL	0	0	0	0,0003	
xs	0	0	0	0	
$\rho$ (g/cm <sup>3</sup> )	0,00058	0,00168	0,00228	0,000757	
F (kg/h)	8.823,4	58.459	1.010,3	1.550.500	
Fração mássica	Água	1,000	0,0201	0,0066	0,1438
	Sacarose	0	0	0	0
	Glicose	0	0	0	0
	Etanol	0	0	0,0903	0
	CO <sub>2</sub>	0	0,9799	0,9031	0,1932
	O <sub>2</sub>	0	0	0	0,0434
	N <sub>2</sub>	0	0	0	0,6192
	Ácido acético	0	0	0	0
	Glicerol	0	0	0	0
	MEG	0	0	0	0
	Sais	0	0	0	0,0002
	Ácidos orgânicos	0	0	0	0,0001
	Celulose	0	0	0	0
	Hemicelulose	0	0	0	0
	Lignina	0	0	0	0
	Leveduras	0	0	0	0

Tabela G.6. Resultados das principais correntes de processo para a usina *flex* convencional (entressafra).

<b>Corrente</b>	<b>Milho</b>	<b>Pasta de milho</b>	<b>Açúcares</b>	<b>Vinho</b>	<b>Etanol hidratado</b>	<b>Etanol anidro</b>	<b>Whole stillage</b>	<b>DDGS</b>	<b>Óleo de milho</b>	
Nome no Aspen	CORN	WINE. MASH-1	WINE. TO-FERM	WINE. WINE	ETOH-H	ETOH-A	WHL-STL	DDGS	CORN-OIL	
T (°C)	28,00	56,53	30,00	30,41	81,64	77,78	62,50	127,02	116,62	
P (bar)	1	1	1	1	1,16	1	1,525	1,7	1,7	
xv	0	0	0	0	1	0	0	0	0	
xL	0,252	0,7243	0,9425	0,9354	0	1	0,9322	0,5483	0	
xS	0,748	0,2757	0,0575	0,0646	0	0	0,0678	0,4517	1	
$\rho$ (g/cm <sup>3</sup> )	1,420	1,094	1,138	1,009	0,002	0,735	1,011	1,334	1,529	
F (kg/h)	76.080	206.869	206.869	201.672	23.381,8	22.018,1	192.376	26.174,5	637,2	
Fração mássica	Água	0,1500	0,6771	0,6529	0,7467	0,0632	0,0051	0,8499	0,0996	0
	Etanol	0	0	0	0,1090	0,9368	0,9948	0,0002	0	0
	CO <sub>2</sub>	0	0	0	0,0014	0	0	0	0	0
	O <sub>2</sub>	0	0	0	0	0	0	0	0	0
	N <sub>2</sub>	0	0	0	0	0	0	0	0	0
	Glicose	0	0	0,2304	0	0	0	0	0	0
	Amido	0,5950	0,2182	0,0000	0	0	0	0	0	0
	C5Poly	0,0442	0,0164	0,0164	0,0168	0	0	0,0176	0,1267	0
	C6Poly	0,0255	0,0095	0,0095	0,0097	0	0	0,0102	0,0731	0
	Protins	0,0493	0,0183	0,0183	0,0187	0	0	0,0196	0,1413	0
	Óleo	0,0340	0,0132	0,0132	0,0135	0	0	0,0142	0,0686	1
	NFDS	0,0680	0,0327	0,0448	0,0596	0	0	0,0624	0,3353	0
	Protsol	0,0340	0,0144	0,0144	0,0188	0	0	0,0197	0,1134	0
	Levedura	0	0,0002	0,0002	0,0059	0	0	0,0062	0,0420	0
	MEG	0	0	0	0	0	0,0001	0	0	0

Tabela G.7. Resultados das correntes intermediárias das etapas de hidrólise e fermentação (WINE), destilação e desidratação (DIST e DEHYDRAT) para a usina *flex* convencional (entressaфра).

Corrente	Vinho bruto	Etanol arrastado	Etanol recuperado	Vapor de flegma	Flegma líquida	Álcool de segunda	Fundo da coluna B	Mistura água-MEG	MEG recuperado	
Nome no Aspen	WINE.LIQ-WINE	WINE.VAP-FERM	WINE. ETOH-CO2	DIST. PHLEGM-V	DIST. PHLEGM-L	DIST.SEC-ALCH	DIST.BOT-B	DEHYDRAT. TO-RECOV	DEHYDRAT. REC-MEG	
T (°C)	30,00	30,00	34,28	98,99	88,36	35,00	108,39	155,30	148,91	
P (bar)	1	1	1	1,401	1,363	1,338	1,357	1	0,20	
xv	0	1	0	1	0	0	0	0	0	
xL	0,9297	0	1	0	1	1	1	1	1	
xS	0,0703	0	0	0	0	0	0	0	0	
$\rho$ (g/cm <sup>3</sup> )	1,017	0,002	0,978	0,001	0,802	0,802	0,909	0,988	1,000	
F (kg/h)	185.287	21.581,9	16.384,9	29.479,3	9.135,2	125,2	39.268,6	29.022,0	27.650,0	
Fração mássica	Água	0,7270	0,0167	0,9688	0,4304	0,4394	0,0788	0,9998	0,0475	0,0004
	Etanol	0,1160	0,0228	0,0300	0,5696	0,5605	0,9143	0,0002	0	0
	CO <sub>2</sub>	0,0014	0,9605	0,0012	0	0	0,0069	0	0	0
	O <sub>2</sub>	0	0	0	0	0	0	0	0	0
	N <sub>2</sub>	0	0	0	0	0	0	0	0	0
	Glicose	0	0	0	0	0	0	0	0	0
	Amido	0	0	0	0	0	0	0	0	0
	C5Poly	0,0183	0	0	0	0	0	0	0	0
	C6Poly	0,0106	0	0	0	0	0	0	0	0
	Protins	0,0204	0	0	0	0	0	0	0	0
	Óleo	0,0147	0	0	0	0	0	0	0	0
	NFDS	0,0648	0	0	0	0	0	0	0	0
	Protsol	0,0204	0	0	0	0	0	0	0	0
	Levedura	0,0064	0	0	0	0	0	0	0	0
	MEG	0	0	0	0	0	0	0	0,9525	0,9996

Tabela G.8. Resultados das correntes intermediárias das etapas de secagem do DDGS (DRY) para a usina *flex* convencional (entressafra).

Corrente	Sólido filtro	Líquido filtro	Óleo Centrif	Líquido Centrif	Sólido Centrif	Thin stillage	TS reciclada	Liquor	WDG	WDGS	
Nome no Aspen	DRY.FLT-SLD	DRY.FLT-LIQ	DRY.CFG-OIL	DRY.CFG-LIQ	DRY.CFG-SLD	DRY.THIN-STL	DRY.REC-TS	DRY.LIQUOR	DRY.TO-MIX3	DRY.WDGS	
T (°C)	62,50	62,50	62,50	62,50	62,50	62,50	62,50	116,62	62,50	88,70	
P (bar)	1,7	1,7	1,7	1,7	1,7	1,7	1,7	1,7	1,7	1,7	
xv	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	
xL	0	0,9790	0,8397	0,9509	0,9927	0,9856	0,9856	0,9738	0,7528	0,8510	
xS	1	0,0210	0,1603	0,0491	0,0073	0,0144	0,0144	0,0262	0,2472	0,1490	
$\rho$ (g/cm <sup>3</sup> )	1,4439	0,9956	1,0477	0,9818	0,9968	0,9990	0,9990	1,0280	1,0519	1,0419	
F (kg/h)	9.187,7	183.188	6.877,6	34.911,2	141.399	148.277	19.940,2	35.228,8	44.098,9	79.327,8	
Fração mássica	Água	0	0,8926	0,7655	0,9292	0,8897	0,8839	0,8839	0,6618	0,7356	0,7028
	Etanol	0	0,0002	0,0002	0,0002	0,0002	0,0002	0,0002	0	0,0002	0,0001
	CO <sub>2</sub>	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
	O <sub>2</sub>	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
	N <sub>2</sub>	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
	Glicose	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
	Amido	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
	C5Poly	0,3394	0,0015	0	0	0,0019	0,0018	0,0018	0,0056	0,0707	0,0418
	C6Poly	0,1958	0,0009	0	0	0,0011	0,0011	0,0011	0,0032	0,0408	0,0241
	Protins	0,3785	0,0017	0	0	0,0021	0,0020	0,0020	0,0063	0,0789	0,0466
	Óleo	0	0,0149	0,1585	0,0468	0	0,0074	0,0074	0,0045	0,0371	0,0226
	NFDS	0	0,0656	0,0562	0,0000	0,0822	0,0810	0,0810	0,2491	0	0,1106
	Protsol	0	0,0207	0,0177	0,0215	0,0206	0,0205	0,0205	0,0629	0,0170	0,0374
	Levedura	0,0863	0,0021	0,0018	0,0022	0,0021	0,0021	0,0021	0,0065	0,0197	0,0139
	MEG	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0

Tabela G.9. Resultados das correntes de emissões e resíduos para a usina *flex* convencional (entressafra).

Corrente	Milho	CO <sub>2</sub> lavado	Exaustão coluna D	Água coluna recuperação	TS purgado	Exaustão secagem	Cinzas	Gases de combustão	
Nome no Aspen	WINE.LOSS	WINE.CO2	DIST.VAP-D	DEHYDRAT. REC-H2O	DRY.PURGE -TS	DRY. EXHAUST	COGEN. ASHES	COGEN. COOL-GAS	
T (°C)	28,00	30,44	35,00	60,08	62,50	125,21	1671,94	170,00	
P (bar)	1	1	1,338	0,20	1,7	1	1	1	
xv	0	1	1	0	0	1	0	1	
xL	0,2520	0	0	1	0,9856	0	0	0	
xS	0,7480	0	0	0	0,0144	0	1	0	
ρ (g/cm <sup>3</sup> )	1,420	0,002	0,002	0,960	0,999	0,001	2,320	0,0008	
F (kg/h)	228,2	21.095,8	313,0	1.372,1	20.000,0	906.034	1.797,54	721.225	
Fração mássica	Água	0,1500	0,0183	0,0066	0,9966	0,8839	0,0587	0	0,0643
	Etanol	0	0	0,0906	0	0,0002	0	0	0
	CO <sub>2</sub>	0	0,9817	0,9028	0	0	0	0	0,2111
	O <sub>2</sub>	0	0	0	0	0	0,2193	0	0,0474
	N <sub>2</sub>	0	0	0	0	0	0,7221	0	0,6771
	Glicose	0	0	0	0	0	0	0	0
	Amido	0,5950	0	0	0	0	0	0	0
	C5Poly	0,0442	0	0	0	0,0018	0	0	0
	C6Poly	0,0255	0	0	0	0,0011	0	0	0
	Protins	0,0493	0	0	0	0,0020	0	0	0
	Óleo	0,0340	0	0	0	0,0074	0	0	0
	NFDS	0,0680	0	0	0	0,0810	0	0	0
	Protsol	0,0340	0	0	0	0,0205	0	0	0
	Levedura	0	0	0	0	0,0021	0	0	0
	MEG	0	0	0	0,0034	0	0	0	0
	Cinzas	0	0	0	0	0	0	1	0

Tabela G.10. Resultados das principais correntes de processo para a usina *flex* simultâneo (entressafra).

<b>Corrente</b>	<b>Milho</b>	<b>Pasta de milho</b>	<b>Vinho</b>	<b>Etanol hidratado</b>	<b>Etanol anidro</b>	<b>Whole stillage</b>	<b>DDGS</b>	<b>Óleo de milho</b>	
Nome no Aspen	CORN	WINE. MASH-1	WINE.WINE	ETOH-H	ETOH-A	WHL-STL	DDGS	CORN-OIL	
T (°C)	28,00	59,42	35,25	81,64	77,79	65,69	127,00	116,67	
P (bar)	1	1	1	1,16	1	1,525	1,7	1,7	
xv	0	0	0	1	0	0	0	0	
xL	0,2520	0,7850	0,9486	0	1	0,9470	0,5501	0	
xS	0,7480	0,2150	0,0514	0	0	0,0530	0,4499	1	
$\rho$ (g/cm <sup>3</sup> )	1,420	1,070	1,012	0,002	0,735	1,005	1,337	1,529	
F (kg/h)	64.351,9	226.910	223.043	19.791,9	18.636,9	216.668	22.439,3	421,1	
Fração mássica	Água	0,1500	0,7233	0,7780	0,0634	0,0053	0,8584	0,1001	0
	Etanol	0	0,0001	0,0835	0,9366	0,9946	0,0002	0	0
	CO <sub>2</sub>	0	0	0,0012	0	0	0	0	0
	O <sub>2</sub>	0	0	0	0	0	0	0	0
	N <sub>2</sub>	0	0	0	0	0	0	0	0
	Glicose	0	0	0	0	0	0	0	0
	Amido	0,5950	0,1682	0	0	0	0	0	0
	C5Poly	0,0442	0,0129	0,0131	0	0	0,0135	0,1255	0
	C6Poly	0,0255	0,0075	0,0076	0	0	0,0078	0,0724	0
	Protins	0,0493	0,0144	0,0147	0	0	0,0151	0,1399	0
	Óleo	0,0340	0,0115	0,0117	0	0	0,0120	0,0743	1
	NFDS	0,0680	0,0460	0,0670	0	0	0,0690	0,3367	0
	Protsol	0,0340	0,0157	0,0189	0	0	0,0194	0,1133	0
	Levedura	0	0,0005	0,0044	0	0	0,0045	0,0378	0
	MEG	0	0	0	0	0,0001	0	0	0

Tabela G.11. Resultados das correntes intermediárias das etapas de sacarificação e fermentação simultâneas (WINE), destilação e desidratação (DIST e DEHYDRAT) para a usina *flex* simultânea (entressafra).

Corrente	Vinho bruto	Etanol arrastado	Etanol recuperado	Vapor de flegma	Flegma líquida	Álcool de segunda	Fundo da coluna B	Mistura água-MEG	MEG recuperado	
Nome no Aspen	WINE.LIQ-WINE	WINE.VAP-FERM	WINE. ETOH-CO2	DIST. PHLEGM-V	DIST. PHLEGM-L	DIST.SEC-ALCH	DIST.BOT-B	DEHYDRAT. TO-RECOV	DEHYDRAT. REC-MEG	
T (°C)	35,00	35,00	38,31	100,62	88,90	35,00	108,39	155,30	148,93	
P (bar)	1	1	1	1,401	1,363	1,338	1,357	1	1,00	
xv	0	1	0	1	0	0	0	0	0	
xL	0,9450	0	1	0	1	1	1	1	1	
xS	0,0550	0	0	0	0	0	0	0	0	
$\rho$ (g/cm <sup>3</sup> )	1,016	0,002	0,974	0,0012	0,813	0,802	0,909	0,989	1,000	
F (kg/h)	208.533	18.377,4	14.510,9	27.531,9	8.515,0	122,9	34.077,8	24.571,1	23.409,5	
Fração mássica	Água	0,7647	0,0226	0,9689	0,4831	0,4936	0,0796	0,9998	0,0475	0,0004
	Etanol	0,0872	0,0238	0,0300	0,5169	0,5064	0,9135	0,0002	0	0
	CO <sub>2</sub>	0,0012	0,9536	0,0011	0	0	0,0069	0	0	0
	O <sub>2</sub>	0	0	0	0	0	0	0	0	0
	N <sub>2</sub>	0	0	0	0	0	0	0	0	0
	Glicose	0	0	0	0	0	0	0	0	0
	Amido	0	0	0	0	0	0	0	0	0
	C5Poly	0,0141	0	0	0	0	0	0	0	0
	C6Poly	0,0081	0	0	0	0	0	0	0	0
	Protins	0,0157	0	0	0	0	0	0	0	0
	Óleo	0,0125	0	0	0	0	0	0	0	0
	NFDS	0,0717	0	0	0	0	0	0	0	0
	Protsol	0,0202	0	0	0	0	0	0	0	0
	Levedura	0,0047	0	0	0	0	0	0	0	0
	MEG	0	0	0	0	0	0	0	0,9525	0,9996

Tabela G.12. Resultados das correntes intermediárias das etapas de secagem do DDGS (DRY) para a usina *flex* simultânea (entressafra).

Corrente	Sólido filtro	Líquido filtro	Óleo Centrif	Líquido Centrif	Sólido Centrif	Thin stillage	TS reci-clada	Liquor	WDG	WDGS	
Nome no Aspen	DRY.FLT-SLD	DRY.FLT-LIQ	DRY.CFG-OIL	DRY.CFG-LIQ	DRY.CFG-SLD	DRY.THIN-STL	DRY.REC-TS	DRY.LIQUOR	DRY.TO-MIX3	DRY.WDGS	
T (°C)	65,69	65,69	65,69	65,69	65,69	65,69	65,69	116,67	65,69	86,33	
P (bar)	1,7	1,7	1,7	1,7	1,7	1,7	1,7	1,7	1,7	1,7	
xv	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	
xL	0	0,9830	0,8626	0,9587	0,9946	0,9886	0,9886	0,9808	0,7982	0,8674	
xS	1	0,0170	0,1374	0,0413	0,0054	0,0114	0,0114	0,0192	0,2018	0,1326	
$\rho$ (g/cm <sup>3</sup> )	1,4472	0,9932	1,038	0,9758	0,9955	0,9973	0,9973	1,0299	1,0321	1,0316	
F (kg/h)	7.914,6	208.754	7.659,5	39.370,9	161.723	169.383	68.797,2	28.830,5	47.285,5	76.116,0	
Fração mássica	Água	0	0,8909	0,7819	0,9372	0,8848	0,8802	0,8802	0,6595	0,7804	0,7346
	Etanol	0	0,0002	0,0002	0,0002	0,0002	0,0002	0,0002	0	0,0002	0,0001
	CO <sub>2</sub>	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
	O <sub>2</sub>	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
	N <sub>2</sub>	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
	Glicose	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
	Amido	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
	C5Poly	0,3407	0,0011	0	0	0,0014	0,0014	0,0014	0,0041	0,0570	0,0370
	C6Poly	0,1966	0,0006	0	0	0,0008	0,0008	0,0008	0,0024	0,0329	0,0213
	Protins	0,3800	0,0013	0	0	0,0016	0,0015	0,0015	0,0046	0,0636	0,0413
	Óleo	0	0,0125	0,1360	0,0397	0	0,0062	0,0062	0,0037	0,0330	0,0219
	NFDS	0	0,0716	0,0629	0,0000	0,0895	0,0883	0,0883	0,2621	0	0,0993
	Protsol	0	0,0202	0,0177	0,0212	0,0200	0,0199	0,0199	0,0592	0,0177	0,0334
	Levedura	0,0827	0,0015	0,0014	0,0016	0,0015	0,0015	0,0015	0,0045	0,0152	0,0112
	MEG	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0

Tabela G.13. Resultados das correntes de emissões e resíduos para a usina *flex* simultânea (entressafra).

Corrente	Milho	CO <sub>2</sub> lavado	Exaustão coluna D	Água coluna recuperação	TS purgado	Exaustão secagem	Cinzas	Gases de combustão	
Nome no Aspen	WINE.LOSS	WINE.CO2	DIST.VAP-D	DEHYDRAT. REC-H2O	DRY.PURGE -TS	DRY. EXHAUST	COGEN. ASHES	COGEN. COOL-GAS	
T (°C)	28,00	32,16	35,00	60,08	65,69	125,21	1671,94	170,00	
P (bar)	1	1	1,338	0,20	1,7	1	1	1	
xv	0	1	1	0	0	1	0	1	
xL	0,2520	0	0	1	0,9886	0	0	0	
xS	0,7480	0	0	0	0,0114	0	1	0	
ρ (g/cm <sup>3</sup> )	1,420	0,002	0,002	0,960	0,997	0,001	2,3201	0,0008	
F (kg/h)	193,1	17.872,0	286,2	1.161,6	15.000,0	917.283	1.797,5	721.225	
Fração mássica	Água	0,1500	0,0202	0,0067	0,9967	0,8802	0,0585	0	0,0643
	Etanol	0	0,0001	0,0904	0	0,0002	0	0	0
	CO <sub>2</sub>	0	0,9797	0,9029	0	0	0	0	0,2111
	O <sub>2</sub>	0	0	0	0	0	0,2193	0	0,0474
	N <sub>2</sub>	0	0	0	0	0	0,7222	0	0,6771
	Glicose	0	0	0	0	0	0	0	0
	Amido	0,5950	0	0	0	0	0	0	0
	C5Poly	0,0442	0	0	0	0,0014	0	0	0
	C6Poly	0,0255	0	0	0	0,0008	0	0	0
	Protins	0,0493	0	0	0	0,0015	0	0	0
	Óleo	0,0340	0	0	0	0,0062	0	0	0
	NFDS	0,0680	0	0	0	0,0883	0	0	0
	Protsol	0,0340	0	0	0	0,0199	0	0	0
	Levedura	0	0	0	0	0,0015	0	0	0
	MEG	0	0	0	0,0033	0	0	0	0
	Cinzas	0	0	0	0	0	0	1	0

## **APÊNDICE H. Consumo de utilidades quentes e frias**

A Tabela H.1 lista as fontes e consumo de utilidades quentes no processo, enquanto a Tabela H.2 lista o consumo e perda de água de resfriamento (água utilidade fria) e água insumo. A Tabela H.3 lista o consumo de água de captação.

Tabela H.1 Fontes e consumo de utilidades quentes nos processos.

		Safrá (4.800 h)		Entressafrá (3.240 h)	
		Destilaria autônoma s/ palha	Destilaria autônoma c/ palha	Flex convencional incremental	Flex simultânea incremental
<b>Utilidades quentes produzidas na cogeração</b>					
Calor recuperado	kW	753.190	344.818	344.818	344.818
Água de caldeira	kg/h	770.423	338.006	284.540	280.398
Vapor superaquecido <sup>1</sup>	kg/h	770.423	338.006	284.540	280.398
Vapor de 0,11 bar	kg/h	478.853	338.006	180.398	209.313
Vapor de 2,5 bar	kg/h	276.044	0	98.152,5	65.667,3
Concentração do caldo	kg/h	276.044	0	0	0
Concentração do TS	kg/h	0	0	84.944,6	65.667,3
Cocção da pasta de milho	kg/h	0	0	13.207,9	0
Vapor de 10 bar	kg/h	22.755	0	8.590	7.250
Perda água de caldeira	kg/h	40.550	16.900	9.020	10.460
<b>Utilidade quente produzida na concentração do caldo ou TS</b>					
Vapor 1,7 bar	kg/h	241.734	0	72.471,7	56.334,1
Coluna AA1D	kg/h	100.428	0	29.631,7	29.959
Coluna BB1	kg/h	53.917,3	0	24.035,9	17.822,9
Excesso <sup>2</sup>	kg/h	87.388,7	0	18.804,1	8.552,2

<sup>1</sup>Vazão de vapor superaquecido é ligeiramente menor do que soma das vazões dos vapores de 0,11, 2,5 e 10 bar, pois para produzir vapores saturados a 2,5 e 10 bar, foram adicionados água líquida às saídas das turbinas de contrapressão. <sup>2</sup>Excesso de vapor 1,7 bar é usado na destilaria autônoma para trocar calor na integração energética (Apêndice A) e, depois de condensado e resfriado, como água insumo, e nas usinas *flex*, para ser condensado e reciclado no processo.

Tabela H.2. Consumo de utilidades frias e água insumo nos processos.

		<b>Safra (4.800 h)</b>		<b>Entressafra (3.240 h)</b>		
		<b>Autônoma s/ palha</b>	<b>Autônoma c/ palha</b>	<b>Flex convencional incremental</b>	<b>Flex simultânea incremental</b>	
<b>Consumo de água utilidade fria (de resfriamento)</b>						
E108/E111 (Integração energética)	kg/h	7,36E+06	0	0	0	
Dornas de fermentação	kg/h	2,48E+06	0	8,80E+06	7,74E+06	
Condensador coluna de extração	kg/h	3,70E+06	0	1,38E+06	1,17E+06	
Condensador coluna de recuperação	kg/h	8,06E+05	0	302422	2,56E+05	
Condensador coluna BB1	kg/h	9,75E+06	0	3,64E+06	3,08E+06	
Resfriador do topo da coluna D	kg/h	6,60E+04	0	264920	2,26E+05	
Condensador da turbina de condensação	kg/h	5,51E+07	4,32E+07	2,51E+07	2,84E+07	
Resfriador pré-sacarificação e pré-fermentação	kg/h	0,00E+00	0	1,55E+06	9,10E+04	
Resfriador condensados de processo	kg/h	0,00E+00	0	2,03E+06	9,24E+05	
Total (20 a 25 C)	kg/h	7,93E+07	4,32E+07	4,30E+07	4,19E+07	
Total (22,4 a 25 C)	kg/h	1,52E+08	8,29E+07	8,26E+07	8,04E+07	
Perda durante resfriamento	kg/h	9,27E+05	5,06E+05	5,04E+05	4,90E+05	
<b>Consumo de água insumo</b>						
Água de embebição - recepção cana	kg/h	207.241	0	0	0	
Água para cubas - fermentação cana	kg/h	141.740	0	0	0	
Água para absorvedor	kg/h	43.330,5	0	15.898,8	14.005,4	
Água para formar pasta de milho	kg/h	0	0	53.004,7	51.322,7	
Total	kg/h	392.311,5	0	68.903,5	65.328,1	

Tabela H.3. Consumo de água de captação nos processos.

		<b>Safra (4.800 h)</b>		<b>Entressafra (3.240 h)</b>	
		<b>Autônoma s/ palha</b>	<b>Autônoma c/ palha</b>	<b>Flex convencional incremental</b>	<b>Flex simultânea incremental</b>
<b>Consumo de água de captação</b>					
Água insumo	kg/h	3,92E+05	0	6,89E+04	6,53E+04
Perda água utilidade fria (de resfriamento)	kg/h	9,27E+05	5,06E+05	5,04E+05	4,90E+05
Perda água de caldeira	kg/h	4,06E+04	1,69E+04	9,02E+03	1,05E+04
Total	kg/h	1,36E+06	5,22E+05	5,82E+05	5,66E+05
Total <sup>1</sup>	10 <sup>6</sup> m <sup>3</sup>	6,53	1,69	1,88	1,83

<sup>1</sup>Assumindo densidade de 1.000 kg/m<sup>3</sup> para água.

## APÊNDICE I. Consumo de insumos de processos

A Tabela I.1 apresenta a lista detalhada de insumos de processo.

		<b>Destilaria autônoma s/ palha</b>	<b>Destilaria autônoma c/ palha</b>	<b>Usina <i>flex</i> convencional completa</b>	<b>Usina <i>flex</i> convencional incremental</b>	<b>Usina <i>flex</i> simultânea completa</b>	<b>Usina <i>flex</i> simultânea incremental</b>
Make up water	10 <sup>6</sup> m <sup>3</sup>	6,53	6,53	6,53	0	6,53	0
Sugarcane	10 <sup>6</sup> ton	4,32	4,32	4,32	0	4,32	0
Straw	10 <sup>3</sup> ton	0,00	414,8	414,8	414,8	414,8	414,8
CaO	ton	2.000	2.000	2.000	0	2000	0
H2SO4 (98%)	ton	90,4	90,4	90,4	0	90,4	0
H3PO4 (85%)	ton	2482	2482	2482	0	2482	0
Yeast cells	ton	3916	3916	3916	0	3916	0
MEG	ton	94,1	94,1	94,1	0	94,1	0
Flocculating polymer	ton	5,88	5,88	5,88	0	5,88	0
Corn	10 <sup>3</sup> ton	0	0	246,5	246,5	208,5	208,5
AA/GA <sup>1</sup>	ton	0	0	2647	2647	7582	7582
Yeast	ton	0	0	252,7	252,7	550,8	550,8
CaO	ton	0	0	294,8	294,8	249,5	249,5
NaOH	ton	0	0	10627	10627	10436	10436
H2SO4	ton	0	0	492,5	492,5	414,7	414,7
Ammonia	ton	0	0	492,5	492,5	414,7	414,7
MEG	ton	0	0	15,3	15,3	12,5	12,5
Makeup water inter-harvest	10 <sup>6</sup> m <sup>3</sup>	0	1,69	1,88	1,88	1,83	1,83

<sup>1</sup>AA/GA: alfa-amilase e glucoamilase.

## APÊNDICE J. Consumo de eletricidade

Esta seção lista o consumo de eletricidade para a para a destilaria autônoma na safra (Tabela J.1) e entressafra (Tabela J.2) e para as usinas *flex* convencional (Tabela J.3) e simultânea (Tabela J.4).

Tabela J.1. Consumo de eletricidade para a destilaria autônoma.

<b>Equipamento</b>	<b>Potência (kW)</b>	<b>Tempo de trabalho (h)</b>	<b>Trabalho anual (MWh)</b>
<b>Recepção, preparação e extração</b>			
Mesa de alimentação de cana	225	4.800	1.080
Esteira cana – parte horizontal	18,5	4.800	88,8
Esteira cana – parte inclinada	55	4.800	264
Martelos niveladores	124	4.800	595,2
Facas niveladoras	1.020	4.800	4.896
Esmagador + 1a moenda	2.300	4.800	11.040
Desfibrador	620	4.800	2.976
Rolo de alimentação de pressão	45	4.800	216
Esteira de alimetação do bagaço	112	4.800	537,6
Moendas	1.550	4.800	7.440
Sopradores da limpeza a seco	16	4.800	76,8
		<b>Subtotal</b>	<b>29.210,4</b>
<b>Fermentação, destilação e desidratação</b>			
DEHYDRAT.PUMP1	3,2	4.800	15,4
DEHYDRAT.P2-67BAR	32,8	4.800	157,4
DIST.PUMP1	40,4	4.800	193,9
Bomba vácuo turbina de condensação	20	4.800	96
Bomba vácuo coluna de recuperação	4	4.800	19,2
Bomba água para absorvedor	15	4.800	72
Bomba refluxo coluna D	16	4.800	76,8
Bomba de alimentação do mosto	480	1.600	768
Bomba de recirculação do vinho	1590	3.200	5.088
Bomba alimentação centrífugas	1140	3.200	912
Bomba enchimento tanques pulmões	680	1.200	816
Bomba de enchimento das cubas	90	1.600	144
Bomba de alimentação do pé-de-cuba	354	800	283,2
Bomba de alimentação da coluna A	680	1.200	816
		<b>Subtotal</b>	<b>9.457,9</b>

Tabela J.1. Consumo de eletricidade para a destilaria autônoma (Continuada).

<b>Equipamento</b>	<b>Potência (kW)</b>	<b>Tempo de trabalho (h)</b>	<b>Trabalho anual (MWh)</b>
<b>Tratamento e concentração</b>			
CONC.PUMP1	42	4.800	201,6
CONC.P1-67BAR	727	4.800	3.489,6
TREAT.PUMP	45	4.800	216
Filtro	11	4.800	52,8
Bomda água de emebibição	55	4.800	264
Bomba água de filtragem	15	4.800	72
Bomba água pré-calagem	4	4.800	19,2
		<b>Subtotal</b>	<b>4.315,2</b>
<b>Cogeração e água de resfriamento</b>			
COGEN.P4-67BAR	100	4.800	480
COGEN.P3-67BAR	1221	4.800	5.860,8
Soprador de ar para caldeira	1.696	4.800	8.141
Bombas de reciclo água utilidade	224	4.800	1.075,2
Sopradore torre de resfriamento	1.176	4.800	5.644,8
		<b>Subtotal</b>	<b>21.201,8</b>
<b>Total</b>			<b>64.185,3</b>

Tabela J.2. Consumo de eletricidade para a destilaria autônoma (entressafra).

<b>Equipamento</b>	<b>Potência (kW)</b>	<b>Tempo de trabalho (h)</b>	<b>Trabalho anual (MWh)</b>
<b>Cogeração e água de resfriamento</b>			
COGEN.P3-67BAR	957,4	3.240	3.102
Bomba de vácuo condensadores turbina de condensação	20	3.240	64,8
Sopradores de ar caldeiras	1.800	3.240	5.832
Bombas de reciclo água utilidade	118	3.240	382,32
Sopradores de ar torre de resfriamento	588	3.240	1.905,12
		<b>Subtotal</b>	<b>11.286,2</b>
<b>Recepção</b>			
Esteira de alimentação de bagaço	112	3.240	362,9
		<b>Subtotal</b>	<b>362,9</b>
<b>Total</b>			<b>11.649,1</b>

Tabela J.3. Consumo de eletricidade para a usina *flex* convencional (entressafra).

<b>Equipamento</b>	<b>Potência (kW)</b>	<b>Tempo de trabalho (h)</b>	<b>Trabalho anual (MWh)</b>
<b>Recepção, preparação e moagem</b>			
Esteira milho	152,2	638	97,1
Limpeza milho	45,7	638	29,2
Moenda milho	5.158	638	3.291
<b>Subtotal</b>			<b>3.417,3</b>
<b>Hidrólise, fermentação, destilação e desidratação</b>			
DIST.BB1-reflux pump	22	3.240	71,3
DEHYDRAT.C-EXT-reflux pump	4	3.240	13,0
DEHYDRAT.C-RECOV-reflux pump	0,6	3.240	1,9
Tanque WS	10,4	3.240	33,7
Bomba WS	19,2	3.240	62,2
Tanque TS	11,9	3.240	38,6
Bomba TS	14,8	3.240	48,0
Bomba MASH-1	165	428	70,6
Bomba MASH-2	176	428	75,3
Bomba SUGARS	400	428	171,2
Bomba LIQ-WINE	400	428	171,2
Bomba H2OTOABS	5,5	3.240	17,8
Bomba LIQ-D	5,5	3.240	17,8
Bomba de recirculação de vinho	2.400	3.240	7.776
DIST.PUMP1	10,5	3.240	34,0
DEHYDRAT.PUMP1	1,1	3.240	3,6
<b>Subtotal</b>			<b>8.606,2</b>
<b>Cogeração e água de resfriamento</b>			
Bomba PCOND	11,1	3.240	36,0
COGEN.P1-67BAR	261	3.240	845,6
COGEN.P2-67BAR	36	3.240	116,6
COGEN.P3-67BAR	555,4	3.240	1.799,5
COGEN.P4-67BAR	46,3	3.240	150,0
Sopradores de ar caldeira	2.014	3.240	6.525
Bombas de reciclo água utilidade	118	3.240	382,32
Sopradores torre de resfriamento	588	3.240	1.905,12
<b>Subtotal</b>			<b>11.760,1</b>
<b>Secagem</b>			
Esteira WDGS	39,7	3.240	128,6
Secador rotativo	564	3.240	1.827
DRY.PUMP1	1,17	638	0,75
Peneira sólidos	4	3.240	13,0
<b>Subtotal</b>			<b>1.969,4</b>
<b>Total</b>			<b>25.753,0</b>

Tabela J.4. Consumo de eletricidade para a usina *flex* simultânea (entressafra).

<b>Equipamento</b>	<b>Potência (kW)</b>	<b>Tempo de trabalho (h)</b>	<b>Trabalho anual (MWh)</b>
<b>Recepção, preparação e moagem</b>			
Esteira milho	128,7	337	43,4
Limpeza milho	38,5	337	13,0
Moenda milho	4.363	337	1.470
<b>Subtotal</b>			<b>1.526,4</b>
<b>Hidrólise, fermentação, destilação e desidratação</b>			
DIST.BB1-reflux pump	30	3.240	97,2
DEHYDRAT.C-EXT-reflux pump	5,5	3.240	17,8
DEHYDRAT.C-RECOV-reflux pump	0,6	3.240	1,9
Tanque WS	11,7	3.240	37,9
Bomba WS	21,7	3.240	70,3
Tanque TS	13,6	3.240	44,1
Bomba TS	16,9	3.240	54,8
Bomba MASH-1	352	337	118,6
Bomba LIQ-WINE	560	337	188,7
Bomba H2OTOABS	5,5	3.240	17,8
Bomba LIQ-D	5,5	3.240	17,8
Bomba de recirculação de vinho	1.125	3.240	3.645
DIST.PUMP1	11,6	3.240	37,6
DEHYDRAT.PUMP1	1	3.240	3,2
<b>Subtotal</b>			<b>4.352,7</b>
<b>Cogeração e água de resfriamento</b>			
Bomba PCOND	9,4	3.240	30,4
COGEN.P1-67BAR	185,3	3.240	600,4
COGEN.P2-67BAR	32,3	3.240	104,6
COGEN.P3-67BAR	629,2	3.240	2.038,6
COGEN.P4-67BAR	50,4	3.240	163,3
Sopradores de ar caldeira	2.120	3.240	6.868,8
Bombas de reciclo água utilidade	118	3.240	382,32
Sopradores de ar torre de resfriamento	588	3.240	1.905,12
<b>Subtotal</b>			<b>12.093,5</b>
<b>Secagem</b>			
DRY.PUMP1	1,3	337	0,44
Esteira WDGS	38,1	3.240	123,4
Secador rotativo	564,7	3.240	1.830
Peneira sólidos	4	3.240	13,0
<b>Subtotal</b>			<b>1.966,8</b>
<b>Total</b>			<b>19.939,5</b>

## **APÊNDICE K. Estimativa de custos de capital**

Esta seção apresenta listas com os custos de capital estimados para a destilaria autônoma (Tabela K.1) e equipamentos adicionais para as usinas *flex* convencional (Tabela K.2) e simultânea (Tabela K.3).

Tabela K.1. Custos de capital destilaria autônoma.

Equipamento	No. de unidades	Dimensão	Custo instalado total ano base (USD)	CEPCI ano base	Custo instalado total 2021 (USD) <sup>1</sup>
<b>Recepção, extração, tratamento, concentração</b>					
TREAT.LIMING	1	91 m <sup>3</sup> (H/D = 3,5)	771.200	556,8	850.841
TREAT.PUMP	1	45 kW	146.500	556,8	161.629
TREAT.FLASH	1	103 m <sup>3</sup> (H/D = 3)	337.900	556,8	372.794
TREAT.PRE-LIME	1	2,4 m <sup>3</sup> (H/D = 4)	224.100	556,8	247.243
CONC.PUMP1	1	42 kW	133.600	556,8	147.397
CONC.P1-67BAR	1	727 kW	387.900	556,8	427.958
Mesa de alimentação de cana	5	Elevadores tipo <i>bucket</i> com 36 m de comprimento; 45 kW de potência	446.200	556,8	492.278
Esteira cana – parte horizontal	1	Esteira com 48 m de comprimento, 2 m de largura; 18,5 kW	229.300	556,8	252.980
Esteira cana – parte inclinada	1	Esteira com 25 m de comprimento, 2 m de largura, 9,5 m de elevação; 55 kW	186.900	556,8	206.201
Desfibrador de cana	3	Moendas de rolo de 205 kW	1.218.300	556,8	1.344.112
Rolo de compressão	1	Moenda de rolo de 45 kW	167.300	556,8	184.577
Esteira bagaço	1	Esteira com 20 m de comprimento, 2 m de largura, 20 m de elevação; 112 kW	418.100	556,8	461.277
Moendas	5	Moendas de rolo de 300 kW	2.543.900	556,8	2.806.605
Sopradores do sistema de limpeza a seco	4	Vazão de ar de 2.594 m <sup>3</sup> /h; 4 kW	261.300	556,8	288.284
Evaporadores	4	Evaporadores de tubo vertical; 4.640 m <sup>2</sup>	12.274.200	556,8	13.541.740

Tabela K.1. Custos de capital destilaria autônoma (Continuada).

Equipamento	No. de unidades	Dimensão	Custo instalado total ano base (USD)	CEPCI ano base	Custo instalado total 2021 (USD) <sup>1</sup>
<b>Recepção, extração, tratamento, concentração</b>					
Filtro	1	Filtro de tambor rotativo produzindo 33,3 toneladas sólidas/h; 11 kW;	422.100	556,8	465.690
Decantador	7	Decantador de sedimentação com 212 m <sup>3</sup> cada	3.522.000	556,8	3.885.712
Bomba para água de embebição	1	Bomba centrífuga; 55 kW; 243.200 L/h	75.400	556,8	83.186
Bomba para a água de filtragem	1	Bomba centrífuga; 15 kW; 53.900 L/h	48.400	556,8	53.398
Bomba para água de calagem	1	Bomba centrífuga; 4 kW; 11.400 L/h	31.200	556,8	34.422
E105	1	169 m <sup>2</sup>	123.900	556,8	136.695
E108	1	29 m <sup>2</sup>	73.800	556,8	81.421
E101	1	48 m <sup>2</sup>	87.100	556,8	96.095
E102	1	355 m <sup>2</sup>	184.000	556,8	203.001
E110	1	54 m <sup>2</sup>	89.600 (50%)	556,8	98.853 (50%)
E104	1	36 m <sup>2</sup>	74.600	556,8	82.304
E107	1	21 m <sup>2</sup>	76.500 (50%)	556,8	84.400 (50%)
E106	1	452 m <sup>2</sup>	190.500 (50%)	556,8	210.173 (50%)
E103	1	1.912 m <sup>2</sup>	519.000	556,8	572.596
E109	1	14 m <sup>2</sup>	61.000	556,8	67.299
				<b>Subtotal</b>	<b>27.744.443</b>
<b>Fermentação, destilação e desidratação</b>					
FERMENT.ABSORB	1	D = 2,74 m; 9 pratos	350.400	556,8	386.585
DIST.HX-D	4	163 m <sup>2</sup>	492.800	556,8	543.691
DIST.BB 1-cond	4	327 m <sup>2</sup>	701.200	556,8	773.612
DIST.BB 1-cond acc	4	8,34 m <sup>3</sup> (H/D = 3)	523.200	556,8	577.230

Tabela K.1. Custos de capital destilaria autônoma (Continuada).

Equipamento	No. de unidades	Dimensão	Custo instalado total ano base (USD)	CEPCI ano base	Custo instalado total 2021 (USD) <sup>1</sup>
<b>Fermentação, destilação e desidratação</b>					
DIST.BB1-reflux pump	4	22 L/s; 22 kW (centrífuga)	200.800	556,8	221.536
DIST.BB1-tower	4	D = 3,2 m; 55 pratos	3.894.000	556,8	4.296.128
DIST.FLASH-D	4	4,27 m <sup>3</sup> (H/D = 3)	480.800	556,8	530.452
DIST.A1-tower	4	D = 1,37 m; 6 pratos	922.400	556,8	1.017.655
DIST.HX-A	4	1.071 m <sup>2</sup>	1.334.000	556,8	1.471.760
DIST.PUMP1	4	Centrífuga; 10,1 kW	265.200	556,8	292.587
DIST.A-tower	4	D = 2,59 m; 26 pratos	2.090.800	556,8	2.306.714
DIST.D-tower	4	D = 1,37 m; 9 pratos	971.200	556,8	1.071.495
DEHYDRAT.PUMP1	4	5,7 L/s (centrífuga); 0,8 kW	154.400	556,8	170.345
DEHYDRAT.C-RECOV-cond	4	29 m <sup>2</sup>	283.600	556,8	312.887
DEHYDRAT.C-RECOV-cond acc	4	1,8 m <sup>3</sup> (H/D = 3)	390.000	556,8	430.275
DEHYDRAT.C-RECOV-reb	4	94 m <sup>2</sup>	418.400	556,8	461.608
DEHYDRAT.C-RECOV reflux pump	4	0,6 L/s (centrífuga); 1,11 kW	114.800	556,8	126.655
DEHYDRAT.C-RECOV-tower	4	D = 1,83 m; 9 pratos	1.150.800	556,8	1.269.642
DEHYDRAT.P2-67BAR	4	1,6 L/s (centrífuga); 8,2 kW	402.400	556,8	443.955
DEHYDRAT.C-EXT-cond	4	134 m <sup>2</sup>	466.400	556,8	514.565
DEHYDRAT.C-EXT-cond acc	4	4,1 m <sup>3</sup> (H/D = 3,1)	468.800	556,8	517.212

Tabela K.1. Custos de capital destilaria autônoma (Continuada).

Equipamento	No. de unidades	Dimensão	Custo instalado total ano base (USD)	CEPCI ano base	Custo instalado total 2021 (USD) <sup>1</sup>
<b>Fermentação, destilação e desidratação</b>					
DEHYDRAT.C-EXT-reb	4	206 m <sup>2</sup>	580.800	556,8	640.778
DEHYDRAT.C-EXT-reflux pump	4	9,2 L/s (centrífuga); 11 kW	162.400	556,8	179.171
DEHYDRAT.C-EXT-tower	4	D = 2,13 m; 26 pratos	1.842.400	556,8	2.032.662
E110	1	Área de troca térmica = 54 m <sup>2</sup>	89.600 (50%)	556,8	98.853 (50%)
E107	1	Área de troca térmica = 21 m <sup>2</sup>	76.500 (50%)	556,8	84.400 (50%)
E106	1	Área de troca térmica = 452 m <sup>2</sup>	190.500 (50%)	556,8	210.173 (50%)
E111	1	Área de troca térmica = 1.715 m <sup>2</sup>	431.700	556,8	476.281
Bomba água para absorvedor	1	Bomba centrífuga de 15 kW de potência para uma vazão de 43.700 L/h	42.600	556,8	46.999
Bomba refluxo coluna D	4	Bomba centrífuga de 4 kW de potência para uma vazão de 12.600 L/h	124.700	556,8	137.578
Bomba de alimentação do mosto	6	Bomba centrífuga de 80 kW de potência para uma vazão de 277.800 L/h	472.000	556,8	520.743
Bomba de recirculação do vinho	6	Bomba centrífuga de 265 kW de potência para uma vazão de 1.134.000 L/h	1.404.200	556,8	1.549.210
Bomba de enchimento das centrífugas	6	Bomba centrífuga de 190 kW de potência para uma vazão de 785.600 L/h	854.900	556,8	943.184

Tabela K.1. Custos de capital destilaria autônoma (Continuada).

<b>Equipamento</b>	<b>No. de unidades</b>	<b>Dimensão</b>	<b>Custo instalado total ano base (USD)</b>	<b>CEPCI ano base</b>	<b>Custo instalado total 2021 (USD)<sup>1</sup></b>
<b>Fermentação, destilação e desidratação</b>					
Bomba de enchimento dos tanques pulmões	4	Bomba centrífuga de 170 kW de potência para uma vazão de 734.400 L/h	554.600	556,8	611.873
Bomba de enchimento das cubas	3	Bomba centrífuga de 30 kW de potência para uma vazão de 97.800 L/h	162.100	556,8	178.840
Bomba de alimentação do pé-de-cuba	8	Bomba de deslocamento de 11 kW de potência para uma vazão de 17 L/s	297.400	556,8	328.112
Tanque pré-centrífuga	2	5.237 m <sup>3</sup> (12 horas de armazenamento do vinho bruto)	9.892.400	556,8	10.913.975
Tanque pulmão (pré-destilação)	2	4.898 m <sup>3</sup> (12 horas de armazenamento do vinho delevedurado)	9.559.700	556,8	10.546.918
Dornas	6	1.646 m <sup>3</sup>	13.056.700	556,8	14.405.048
Cubas	3	534 m <sup>3</sup>	3.513.100	556,8	3.875.893
Centrífugas	4	Remoção de 35 toneladas sólidas por hora	6.440.500	567	6.977.776
Trocador de calor para resfriamento das dornas	12	Trocador de placa com área de troca térmica = 1.222 m <sup>2</sup>	4.066.600	556,8	4.486.552
Resfriador do produto de topo da coluna D	4	Área de troca térmica = 6,4 m <sup>2</sup>	232.400	556,8	256.400
Bomba de vácuo para coluna de recuperação	1	Remoção de 205 m <sup>3</sup> /h de gás; 4 kW	40.500	556,8	44.682
				<b>Subtotal</b>	<b>77.085.977</b>

Tabela K.1. Custos de capital destilaria autônoma (Continuada).

Equipamento	No. de unidades	Dimensão	Custo instalado total ano base (USD)	CEPCI ano base	Custo instalado total 2021 (USD) <sup>1</sup>
<b>Estação de tratamento de água (ETA)</b>					
ETA	1	Planta convencional com capacidade de 4,4 MGD (milhões de galões por dia)	17.416.700	575,4	19.215.300
				<b>Subtotal</b>	<b>19.215.300</b>
<b>Armazenamento</b>					
Tanque torta de filtro	1	430 m <sup>3</sup>	749.200	556,8	826.569
Tanque etanol	1	996 m <sup>3</sup>	1.347.900	556,8	1.487.096
Tanque vinhaça	2	5.404 m <sup>3</sup>	9.992.900	556,8	11.024.854
				<b>Subtotal</b>	<b>13.338.518</b>
<b>Cogeração e água de resfriamento</b>					
COGEN.DESUP-2	1	5,4 m <sup>3</sup> (H/D = 2,7)	132.600	556,8	146.293
COGEN.P4-67BAR	1	100 kW	128.000	556,8	141.218
COGEN.DSUP-1	1	107 m <sup>3</sup> (H/D = 0,6)	458.500	556,8	505.849
COGEN.P3-67BAR	1	1.221 kW	495.300	556,8	546.449
Condensador da turbina de condensação	5	Área de troca térmica total = 14.743 m <sup>2</sup>	3.251.400	556,8	3.587.168
Bomba de vácuo para condensador	5	Remoção de 205 m <sup>3</sup> /h de gás; 4 kW	202.300	556,8	223.191
Caldeira aquatubular	4	Pressão do vapor de 6.600 kPa e vazão de vapor de 200.000 kg/h	14.266.900	556,8	15.740.224
Torre de resfriamento	4	375 L/s vazão de água	4.741.600	556,8	5.231.259
Soprador de ar caldeira	16	Vazão de gás de 67.950 m <sup>3</sup> /h de 106 kW	4.635.300	556,8	5.113.981

Tabela K.1. Custos de capital destilaria autônoma (Continuada).

<b>Equipamento</b>	<b>No. de unidades</b>	<b>Dimensão</b>	<b>Custo instalado total ano base (USD)</b>	<b>CEPCI ano base</b>	<b>Custo instalado total 2021 (USD)<sup>1</sup></b>
<b>Cogeração e água de resfriamento</b>					
Turbina de condensação	6	20.000 kW de potência	20.186.400	556,8	22.271.023
Turbina de contrapressão 1	3	17.000 kW de potência	8.461.600	556,8	9.335.418
Turbina de contrapressão 2	1	2.550 kW de potência	691.000	556,8	762.359
Bombas de reciclo água utilidade	1	224 kW de potência	182.600	556,8	201.457
				<b>Subtotal</b>	<b>63.805.889</b>
<b>Total<sup>2</sup></b>					<b>201.190.133</b>

<sup>1</sup>CEPCI 2021 = 614,3; <sup>2</sup>Custo de capital direto. Deve-se multiplicar pelo fator de tropicalização e adicionar os custos indiretos (20% do total) para obter o custo (investimento) de capital total.

Tabela K.2. Custos de capital adicionais usina *flex* convencional.

Equipamento	No. de unidades	Dimensão	Custo instalado total ano base (USD)	CEPCI ano base	Custo instalado total 2021 (USD) <sup>1</sup>
<b>Recepção e moagem</b>					
Esteira milho	1	76.080 kg/h	573.000	591,1	595.490
Limpeza milho	1	76.080 kg/h	276.000	591,1	286.833
Moenda milho	1	75.850 kg/h	468.000	591,1	486.368
Tanque milho	1	141 m <sup>3</sup>	165.000	591,1	171.476
Pesagem milho	1	166 m <sup>3</sup>	243.000	591,1	252.537
				<b>Subtotal</b>	<b>1.792.704</b>
<b>Hidrólise, fermentação, destilação e desidratação</b>					
Bomba NaOH	1	3.820 kg/h	23.400	591,1	24.318
Esteira CaO	1	5,5 m <sup>3</sup>	37.500	591,1	38.972
Tanque amônia	1	17 m <sup>3</sup>	152.100	591,1	158.070
Bomba amônia	1	152 kg/h	23.400	591,1	24.318
Bomba AA	10	760 kg/h (10 de 76 kg/h)	300.000	591,1	311.775
Tanque H2SO4	1	31 m <sup>3</sup>	93.000	591,1	96.650
Bomba H2SO4	1	152 kg/h	23.400	591,1	24.318
Tanque GA	1	17,7 m <sup>3</sup>	305.400	591,1	317.387
Bomba GA	1	57 kg/h	18.900	591,1	19.642
Tanque Levedura	1	3,5 m <sup>3</sup>	427.800	591,1	444.591
Bomba Levedura	3	78 kg/h (3 de 26 kg/h)	107.000	591,1	111.200
Bomba MASH-1	15	267 L/s; 11 kW (15 un)	557.600	556,8	615.183
Bomba MASH-2	16	272 L/s; 11 kW (16 un)	594.800	556,8	656.224
Bomba SUGARS	5	396 L/s; 80 kW (5 un)	409.400	556,8	451.678
Bomba LIQ-WINE	5	384 L/s; 80 kW (5 un)	393.300	556,8	433.916
Bomba de recirculação de vinho	6	469 L/s; 400 kW	1.801.500	556,8	1.987.539
Bomba PCOND	1	111.077 kg/h	59.300	591,1	61.627
				<b>Subtotal</b>	<b>5.777.407</b>

Tabela K.2. Custos de capital adicionais usina *flex* convencional (Continuada).

Equipamento	No. de unidades	Dimensão	Custo instalado total ano base (USD)	CEPCI ano base	Custo instalado total 2021 (USD) <sup>1</sup>
<b>Armazenamento</b>					
Silo milho	1	30.526 m <sup>3</sup>	4.664.000	591,1	4.847.057
				<b>Subtotal</b>	<b>4.847.057</b>
<b>Cogeração</b>					
Sopradadores de ar	3	Vazão de gás de 67.950 m <sup>3</sup> /h de 106 kW	869.100	556,8	958.851
				<b>Subtotal</b>	<b>958.851</b>
<b>Secagem</b>					
Bomba WS	1	192.376 kg/h	72.900	591,1	75.761
Centrífuga	2	3.067 L/min (2 de 1.534)	5.310.000	591,1	5.518.411
Bomba TS	1	148.277 kg/h	75.500	591,1	78.463
Hidroclone	1	34.666 L/h	754.300	591,1	783.905
Esteira WDGS	1	79.327,8 kg/h (WDGS)	422.900	591,1	439.498
Secador rotativo	5	742,3 m <sup>2</sup> (5 unidades de 149 m <sup>2</sup> )	3.582.000	556,8	3.951.908
Peneira sólidos	1	9,19 MT/h de sólidos; 4 kW	255.500	556,8	281.885
				<b>Subtotal</b>	<b>11.129.833</b>
<b>Total<sup>2</sup></b>					<b>24.505.852</b>

<sup>1</sup>CEPCI 2021 = 614,3; <sup>2</sup>Custo de capital direto. Deve-se multiplicar pelo fator de tropicalização e adicionar os custos indiretos (20% do total) para obter o custo (investimento) de capital total.

Tabela K.3. Custos de capital adicionais usina *flex* simultânea.

Equipamento	No. de unidades	Dimensão	Custo instalado total ano base (USD)	CEPCI ano base	Custo instalado total 2021 (USD) <sup>1</sup>
<b>Recepção e moagem</b>					
Esteira milho	1	64.352 kg/h	509.500	591,1	529.497
Limpeza milho	1	64.159 kg/h	244.800	591,1	254.408
Moenda milho	1	64.159 kg/h	415.000	591,1	431.288
Tanque milho	1	119 m <sup>3</sup>	146.500	591,1	152.250
Pesagem milho	1	140 m <sup>3</sup>	214.900	591,1	223.335
				<b>Subtotal</b>	<b>1.590.778</b>
<b>Hidrólise, fermentação, destilação e desidratação</b>					
Bomba NaOH	1	3.221 kg/h	20.700	591,1	21.512
Esteira CaO	1	4,6 m <sup>3</sup>	33.100	591,1	34.399
Tanque amônia	1	14,3 m <sup>3</sup>	134.900	591,1	140.195
Bomba amônia	1	128 kg/h	20.700	591,1	21.512
Bomba AA/GA	30	2.340 kg/h (30 de 78 kg/h)	913.600	591,1	949.458
Tanque H2SO4	1	26,2 m <sup>3</sup>	82.600	591,1	85.842
Bomba H2SO4	1	128 kg/h	20.700	591,1	21.512
Tanque Levedura	1	7,6 m <sup>3</sup>	736.100	591,1	764.991
Bomba Levedura	7	170 kg/h (7 de 24,3 kg/h)	238.100	591,1	247.445
Bomba MASH-1	32	566,3 L/s (32 unidades de 18 L/s); 11 kW	1.189.600	556,8	1.312.448
Bomba LIQ-WINE	8	548 L/s (8 unidades de 77 L/s); 11 kW	629.300	556,8	694.287
Bomba de recirculação de vinho	3	3 de 56 L/s; 55 kW	201.500	556,8	222.309
Bomba PCOND	1	93.954 kg/h	52.800	591,1	54.872
				<b>Subtotal</b>	<b>4.570.783</b>

Tabela K.3. Custos de capital adicionais usina *flex* simultânea.

Equipamento	No. de unidades	Dimensão	Custo instalado total ano base (USD)	CEPCI ano base	Custo instalado total 2021 (USD) <sup>1</sup>
<b>Armazenamento</b>					
Silo milho	1	25.820 m <sup>3</sup>	4.147.900	591,1	4.310.700
				<b>Subtotal</b>	<b>4.310.700</b>
<b>Cogeração</b>					
Sopradores de ar	4	Vazão de gás de 67.950 m <sup>3</sup> /h de 106 kW	1.158.800	556,8	1.278.468
				<b>Subtotal</b>	<b>1.278.468</b>
<b>Secagem</b>					
Bomba WS	1	216.668 kg/h	79.300	591,1	82.412
Centrífuga	3	3.503 L/min (3 de 1.168)	6.580.100	591,1	6.838.361
Bomba TS	1	169.383 kg/h	82.900	591,1	86.154
Hidroclone	1	28.257,4 L/h	653.700	591,1	679.357
Esteira WDGS	1	76.116 kg/h (WDGS)	410.800	591,1	426.923
Secador rotativo	5	743 m <sup>2</sup> (5 unidades de 149 m <sup>2</sup> )	3.582.000	556,8	3.951.908
Peneira sólidos	1	7,9 MT/h de sólidos; 4 kW	238.400	556,8	263.019
				<b>Subtotal</b>	<b>12.328.136</b>
<b>Total<sup>2</sup></b>					<b>24.078.865</b>

<sup>1</sup>CEPCI 2021 = 614,3; <sup>2</sup>Custo de capital direto. Deve-se multiplicar pelo fator de tropicalização e adicionar os custos indiretos (20% do total) para obter o custo (investimento) de capital total.

## ANEXOS

### **ANEXO 1. Inventários para Avaliação do Ciclo de Vida (ACV)**

A Tabela A1.1 mostra o inventário para a etapa agrícola de produção de cana-de-açúcar na região Centro-Oeste, incluindo transporte da palha. A Tabela A1.2 mostra o consumo de diesel do inventário apresentado na Tabela A1.1. A Tabela A1.3 mostra o inventário para a etapa agrícola de produção de milho na região Centro-Oeste. A Tabela A1.4 mostra o consumo de diesel do inventário apresentado na Tabela A1.3. A Tabela A1.5 mostra o inventário para a etapa industrial na safra e na entressafra (autônoma com palha, *flex* convencional e simultânea). As entradas e saídas são apresentadas em inglês, como dado nos inventários do EcoInvent para maior facilidade de referência.

Tabela A1.1. Inventário para a etapa agrícola da cana-de-açúcar por kg de cana-de-açúcar.

<b>Insumos/Entradas</b>	<b>Unidade</b>	<b>BR-MS</b>	<b>BR-GO</b>	<b>BR-MT</b>
<i>application of plant protection product, by field spray<sup>1</sup></i>	ha	2,26E-05	1,93E-05	2,16E-05
<i>ash, from combustion of sugarcane bagasse<sup>2</sup></i>	kg	0,009	0,009	0,009
<i>carbon dioxide, in air (absorbed in photosynthesis)</i>	kg	0,49888	0,49888	0,4988
<i>energy, gross calorific value, in biomass</i>	MJ	4,9478	4,9478	4,9478
<i>fertilising, by rig fertiliser, sugarcane<sup>1</sup></i>	ha	1,29E-05	1,10E-05	1,23E-05
<i>fertilising, by stool splitter, sugarcane<sup>1</sup></i>	ha	3,08E-06	2,92E-06	2,92E-06
<i>field leveling, sugarcane<sup>1</sup></i>	ha	3,23E-06	2,76E-06	3,08E-06
<i>filter cake, from sugarcane juice filtration<sup>2</sup></i>	kg	0,0352	0,0352	0,0352
<i>furrow covering, sugarcane<sup>1</sup></i>	ha	3,82E-07	1,60E-07	4,84E-07
<i>furrowing, sugarcane<sup>1</sup></i>	ha	3,82E-07	1,60E-07	4,84E-07
<i>Glyphosate<sup>2</sup></i>	kg	3,10E-06	2,65E-06	2,96E-06
<i>gypsum, mineral<sup>3</sup></i>	kg	0,0018	0,00092	0,00103
<i>harvesting, sugarcane<sup>1</sup></i>	ha	1,57E-05	1,29E-05	1,53E-05
<i>Lime<sup>3</sup></i>	kg	0,00216	0,00184	0,00205
<i>limestone and gypsum application, by spreader<sup>1</sup></i>	ha	2,16E-06	1,84E-06	2,05E-06
<i>Occupation, permanent crop, non-irrigated</i>	m <sup>2</sup> a <sup>A</sup>	0,18015	0,15569	0,17999
<i>packaging, for fertilisers<sup>2</sup></i>	kg	0,01289	0,0109	0,01216
<i>packaging, for pesticides<sup>2</sup></i>	kg	3,34E-05	2,85E-05	3,18E-05
<i>pesticide, unspecified<sup>2</sup></i>	kg	1,36E-05	1,16E-05	1,30E-05
<i>phosphate fertiliser, as P<sub>2</sub>O<sub>5</sub><sup>2</sup></i>	kg	0,00046	0,00034	0,00041
<i>planting, sugarcane<sup>1</sup></i>	ha	2,85E-06	2,60E-06	2,60E-06
<i>potassium chloride, as K<sub>2</sub>O<sup>2</sup></i>	kg	0,00163	0,00123	0,00135
<i>sugarcane loading, by loader<sup>1</sup></i>	ha	4,53E-07	8,97E-07	7,71E-08
<i>sugarcane transfer, by dump cart<sup>1</sup></i>	ha	1,57E-05	1,29E-05	1,53E-05
<i>sugarcane vinasse application, by wheel reel irrigation<sup>1</sup></i>	ha	1,47E-06	1,20E-06	1,63E-06
<i>tap water<sup>1</sup></i>	kg	0,01441	0,01246	0,0144
<i>tillage, harrowing, by offset disk harrow<sup>1</sup></i>	ha	3,23E-06	2,76E-06	3,08E-06
<i>tillage, harrowing, by offset leveling disc harrow<sup>1</sup></i>	ha	3,23E-06	2,76E-06	3,08E-06

Tabela A1.1. Inventário para a etapa agrícola da cana-de-açúcar por kg de cana-de-açúcar (Continuada).

<b>Insumos/Entradas</b>	<b>Unidade</b>	<b>BR-MS</b>	<b>BR-GO</b>	<b>BR-MT</b>
<i>tillage, subsoiling, by subsoiler plow<sup>1</sup></i>	ha	3,23E-06	2,76E-06	3,08E-06
<i>transformation, from permanent crop, non-irrigated</i>	m2	0,00901	0,00778	0,009
<i>transformation, to permanent crop, non-irrigated</i>	m2	0,00901	0,00778	0,009
<i>transport, tractor and trailer, agricultural<sup>3</sup></i>	tkm <sup>B</sup>	0,00027	0,00023	0,00023
<i>urea, as N<sup>2</sup></i>	kg	0,00112	0,00111	0,00124
<i>vinasse, from fermentation of sugarcane<sup>2</sup></i>	kg	1,58	1,04001	1,1
<i>market for transport, freight, lorry &gt; 32 metric ton, EURO 3 (transporte cana)<sup>3</sup></i>	tkm <sup>B</sup>	0,02547	0,02547	0,02547
<i>market for transport, freight, lorry &gt; 32 metric ton, EURO 3 (transporte palha)<sup>3</sup></i>	tkm <sup>B</sup>	0,00165	0,00165	0,00165
<b>Emissões/Saídas<sup>4</sup></b>	<b>Unidade</b>	<b>BR-MS</b>	<b>BR-GO</b>	<b>BR-MT</b>
<i>Ammonia to air</i>	kg	0,00067	0,00059	0,00063
<i>Cadmium to soil</i>	kg	9,66E-09	7,40E-09	8,67E-09
<i>Cadmium, ion to water</i>	kg	9,66E-13	7,40E-13	8,67E-13
<i>Carbon dioxide, fossil to air</i>	kg	0,00279	0,00262	0,00293
<i>Carbon monoxide, non-fossil to air</i>	kg	0,00135	0,00178	0,00039
<i>Chromium to soil</i>	kg	1,19E-07	9,35E-08	1,08E-07
<i>Chromium, ion to water</i>	kg	1,19E-11	9,35E-12	1,08E-11
<i>Copper to soil</i>	kg	1,14E-07	9,04E-08	1,04E-07
<i>Copper, ion to water</i>	kg	1,14E-11	9,04E-12	1,04E-11
<i>Dinitrogen monoxide to air</i>	kg	7,71E-05	7,02E-05	7,49E-05
<i>Fipronil to soil</i>	kg	6,47E-07	5,52E-07	6,16E-07
<i>Glyphosate to soil</i>	kg	3,10E-06	8,83E-07	2,96E-06
<i>Lead to soil</i>	kg	2,47E-07	1,88E-07	2,20E-07
<i>Lead to water</i>	kg	2,47E-11	1,88E-11	2,20E-11
<i>Methane, non-fossil to air</i>	kg	3,97E-05	5,22E-05	1,13E-05
<i>Nickel to soil</i>	kg	1,29E-07	9,86E-08	1,16E-07
<i>Nickel, ion to water</i>	kg	1,29E-11	9,86E-12	1,16E-11
<i>Nitrate to water</i>	kg	0,00418	0,00384	0,00387

Tabela A1.1. Inventário para a etapa agrícola da cana-de-açúcar por kg de cana-de-açúcar (Continuada).

<b>Emissões/Saídas<sup>4</sup></b>	<b>Unidade</b>	<b>BR-MS</b>	<b>BR-GO</b>	<b>BR-MT</b>
<i>Nitrogen oxides to air</i>	kg	5,27E-05	6,28E-05	2,62E-05
<i>NMVOC to air</i>	kg	0,0001	0,00014	2,94E-05
<i>Particulates, &lt; 2.5 um to air</i>	kg	5,73E-05	7,53E-05	1,64E-05
<i>Particulates, &gt; 2.5 um, and &lt; 10 um to air</i>	kg	0,00011	0,00015	3,28E-05
<i>Pesticides, unspecified to soil</i>	kg	3,23E-06	2,76E-06	3,08E-06
<i>Phosphorus to water</i>	kg	4,90E-06	4,24E-06	4,90E-06
<i>Sulfentrazone to soil</i>	kg	9,70E-06	8,28E-06	9,25E-06
<i>Sulfur dioxide to air</i>	kg	5,88E-06	7,73E-06	1,68E-06
<i>Water to water</i>	kg	1,44E-05	1,25E-05	1,44E-05
<i>zinc to soil</i>	kg	6,41E-07	5,04E-07	5,81E-07
<i>Zinc, ion to water</i>	kg	6,41E-11	5,04E-11	5,81E-11

<sup>1</sup>Inventário do processo a montante para o mercado brasileiro (BR); <sup>2</sup>Inventário do processo a montante para o mercado global (GLO); <sup>3</sup>Inventário do processo a montante para o mercado do resto do mundo (RoW); <sup>4</sup>Emissões para ar são em zonas de baixa população, emissões para água são para água superficial, e emissões para o solo são para solo agrícola. Os inventários de todos os processos a montante são dados na abordagem *Cutoff*. Peso de cada localidade: 0,5296 BR-GO, 0,3228 BR-MS, 0,1476 BR-MT;

<sup>A</sup>Metro ao quadrado vezes ano; <sup>B</sup>Tonelada vezes quilômetro. Fonte: EcoInvent v3.6.

Tabela A1.2. Consumo de diesel para produção de cana-de-açúcar por kg de cana-de-açúcar (retirada dos processos a montante da Tabela A1.1).

<b>Processo</b>	<b>Unidade</b>	<b>kg diesel/unidade funcional do processo</b>	<b>Unidade funcional processo/kg de cana-de-açúcar<sup>1</sup></b>	<b>kg diesel/kg de cana-de-açúcar</b>
<i>application of plant protection product, by field spray</i>	ha	0,32513	0.00002	6.73019E-06
<i>ash, from combustion of sugarcane bagasse</i>	kg	0,00014	0.00900	1.24666E-06
<i>carbon dioxide, in air (absorbed during photosynthesis)</i>	kg	0	0.499	0
<i>Energy, gross calorific value, in biomass</i>	MJ	0	4.95	0
<i>fertilising, by rig fertiliser, sugarcane</i>	ha	10,94177	0.000012	0.000129113
<i>fertilising, by stool splitter, sugarcane</i>	ha	12,11767	2.97E-06	3.59895E-05
<i>field leveling, sugarcane</i>	ha	8,53458	2.96E-06	2.52624E-05
<i>filter cake, from sugarcane juice filtration</i>	kg	0,000138517	0.0352	4.87581E-06
<i>furrow covering, sugarcane</i>	ha	10,24149	2.80E-07	2.86762E-06
<i>furrowing, sugarcane</i>	ha	6,87768	2.80E-07	1.92575E-06
<i>glyphosate</i>	kg	0,008676731	2.84E-06	2.46419E-08
<i>gypsum, mineral</i>	kg	0,000894823	0.00122	1.09168E-06
<i>harvesting, sugarcane</i>	ha	66,03564	1.42E-05	0.000937706
<i>land use change, perennial crop</i>	ha	0,01781204		0
<i>lime</i>	kg	0,00055407	0.00197	1.09152E-06
<i>limestone and gypsum application, by spreader</i>	ha	1,16829	1.97E-06	2.30153E-06
<i>occupation, permanent crop, non-irrigated</i>	m2a <sup>A</sup>	0	0.167	0
<i>packaging, for fertilisers</i>	kg	0,016566683	0.0117	0.00019383
<i>packaging, for pesticides</i>	kg	0,016566683	3.06E-05	5.0694E-07
<i>pesticide, unspecified</i>	kg	0,008676731	1.24E-05	1.07591E-07
<i>phosphate fertiliser, as P2O5</i>	kg	0,004113967	3.89E-04	1.60033E-06
<i>planting, sugarcane</i>	ha	9,62875	2.68E-06	2.58051E-05
<i>potassium chloride, as K2O</i>	kg	0,004113967	1.38E-03	5.67727E-06
<i>sugarcane loading, by loader</i>	ha	17,34009	6.33E-07	1.09763E-05
<i>sugarcane transfer, by dump cart</i>	ha	33,56377	1.42E-05	0.000476606
<i>sugarcane vinasse application, by wheel reel irrigation</i>	ha	7,9551	1.35E-06	1.07394E-05

Tabela A1.2. Consumo de diesel para produção de cana-de-açúcar por kg de cana-de-açúcar (retirada dos processos a montante da Tabela A1.1) (Continuada).

<b>Processo</b>	<b>Unidade</b>	<b>kg diesel/unidade funcional do processo</b>	<b>Unidade funcional processo/kg de cana-de-açúcar<sup>1</sup></b>	<b>kg diesel/kg de cana-de-açúcar</b>
<i>tap water</i>	kg	3,51261E-07	0.0134	4.7069E-09
<i>tillage, harrowing, by offset disk harrow</i>	ha	19,1247	2.96E-06	5.66091E-05
<i>tillage, harrowing, by offset leveling disc harrow</i>	ha	4,73157	2.96E-06	1.40054E-05
<i>tillage, subsoiling, by subsoiler plow</i>	ha	16,50643	2.96E-06	4.8859E-05
<i>transformation, from permanent crop, non-irrigated</i>	m2	0	0.00836	0
<i>transformation, to permanent crop, non-irrigated</i>	m2	0	0.00836	0
<i>transport, tractor and trailer, agricultural</i>	tkm <sup>B</sup>	0,0435961	0.000243	1.05939E-05
<i>urea, as N</i>	kg	0,004113967	0.00113	4.64878E-06
<i>vinasse, from fermentation of sugarcane</i>	kg	0,000138517	1.22	0.000168991
<i>market for transport, freight, lorry &gt; 32 metric ton, EURO 3 (transporte cana)</i>	tkm <sup>B</sup>	0,019585796	0.02547	0.00049885
<i>market for transport, freight, lorry &gt; 32 metric ton, EURO 3 (transporte palha)</i>	tkm <sup>B</sup>	0,019585796	0.00165	3.23166E-05
<b>Total (por kg cana-de-açúcar)</b>				<b>2,71E-3</b>

<sup>1</sup>Ponderado pelas quantidades dadas na Tabela A1.1 para cada localidade; <sup>A</sup>Metro ao quadrado vezes ano; <sup>B</sup>Tonelada vezes quilômetro. Fonte: EcoInvent v3.6.

Tabela A1.3. Inventário para a etapa agrícola do milho por kg de milho.

<b>Insumos/Entradas</b>	<b>Unidade</b>	<b>BR-MT</b>	<b>BR-MS</b>	<b>BR-GO</b>
<i>application of plant protection product, by field sprayer<sup>1</sup></i>	ha	0,00056	0,00056	0,00064
<i>Atrazine<sup>2</sup></i>	kg	0,00024	0,00028	0,00032
<i>carbon dioxide, in air</i>	kg	1,49366	1,47414	1,49302
<i>combine harvesting<sup>1</sup></i>	ha	0,00014	0,00019	0,00016
<i>drying of maize grain<sup>1</sup></i>	L	0	0,04878	0
<i>energy, gross calorific value, in biomass</i>	MJ	15,91	15,91	15,91
<i>fertilising, by broadcaster<sup>1</sup></i>	ha	0,00028	0	0,00016
<i>Glyphosate<sup>2</sup></i>	kg	7,50E-05	0	0,00033
<i>Lime<sup>3</sup></i>	kg	0,03047	0,04099	0,03507
<i>limestone and gypsum application, by spreader<sup>1</sup></i>	ha	1,52E-05	2,05E-05	1,75E-05
<i>maize seed, for sowing<sup>2</sup></i>	kg	0,00292	0,0045	0,00336
<i>occupation, annual crop, non-irrigated, intensive</i>	m <sup>2</sup> a <sup>A</sup>	0,45699	0,61479	0,52603
<i>packaging, for fertilisers<sup>2</sup></i>	kg	0,09983	0,13438	0,1425
<i>packaging, for pesticides<sup>2</sup></i>	kg	0,00112	0,00115	0,00321
<i>pesticide, unspecified<sup>2</sup></i>	kg	0,00024	0,0003	0,00096
<i>phosphate fertiliser, as P<sub>2</sub>O<sub>5</sub><sup>2</sup></i>	kg	0	0,00983	0,00961
<i>planting with starter fertiliser, by no till planter<sup>1</sup></i>	ha	0,00014	0,00019	0,00016
<i>potassium fertiliser, as K<sub>2</sub>O<sup>2</sup></i>	kg	0,00694	0,00983	0,00865
<i>tap water<sup>1</sup></i>	kg	0,1112	0,1122	0,128
<i>transformation, from annual crop, non-irrigated</i>	m <sup>2</sup>	1,39	1,87	1,6
<i>transformation, to annual crop, non-irrigated</i>	m <sup>2</sup>	1,39	1,87	1,6
<i>transport, tractor and trailer, agricultural<sup>3</sup></i>	tkm <sup>B</sup>	0,00052	0,00069	0,00059
<i>urea, as N<sup>2</sup></i>	kg	0,01251	0,00654	0,01792
<i>transport, freight, lorry &gt; 32 metric ton, EURO 3<sup>3</sup></i>	tkm <sup>B</sup>	0,07	0,07	0,07
<b>Emissões/Saídas<sup>4</sup></b>	<b>Unidade</b>	<b>BR-MT</b>	<b>BR-MS</b>	<b>BR-GO</b>
<i>Ammonia to air</i>	kg	0,00304	0,00159	0,00435
<i>Atrazine to soil</i>	kg	0,00024	0,00028	0,00032
<i>Azoxystrobin to soil</i>	kg	3,33E-06	0	9,61E-06
<i>Cadmium to soil</i>	kg	1,55E-09	8,25E-08	1,83E-07

Tabela A1.3. Inventário para a etapa agrícola do milho por kg de milho (Continuada).

<b>Emissões/Saídas<sup>4</sup></b>	<b>Unidade</b>	<b>BR-MT</b>	<b>BR-MS</b>	<b>BR-GO</b>
<i>Cadmium, ion to water</i>	kg	1,55E-13	8,26E-12	1,83E-11
<i>Carbon dioxide, fossil to air</i>	kg	0,0336	0,02906	0,04421
<i>Chromium to soil</i>	kg	3,63E-07	1,20E-06	2,08E-06
<i>Chromium, ion to water</i>	kg	3,63E-11	1,20E-10	2,08E-10
<i>Copper to soil</i>	kg	-2,07E-06	-1,39E-06	-5,50E-07
<i>Copper, ion to water</i>	kg	-2,07E-10	-1,39E-10	-5,50E-11
<i>Cyproconazole to soil</i>	kg	3,33E-06	0	7,69E-06
<i>Difenoconazole to soil</i>	kg	0	0	1,60E-05
<i>Dinitrogen monoxide to air</i>	kg	0,00033	0,00024	0,00047
<i>Glyphosate to soil</i>	kg	7,50E-05	0	0,00033
<i>Imidacloprid to soil</i>	kg	3,40E-05	4,59E-05	3,92E-05
<i>Lead to soil</i>	kg	7,75E-08	2,19E-06	4,76E-06
<i>Lead to water</i>	kg	7,75E-12	2,19E-10	4,76E-10
<i>Minerail oil to soil</i>	kg	0	0	2,10E-04
<i>Nickel to soil</i>	kg	5,84E-08	1,14E-06	2,51E-06
<i>Nickel, ion to water</i>	kg	5,84E-12	1,14E-10	2,51E-10
<i>Nicosulfuron to soil</i>	kg	0	1,50E-06	0
<i>Nitrate to water</i>	kg	0,00678	0,00963	0,0206
<i>Nitrogen oxides to air</i>	kg	6,98E-05	4,98E-05	9,97E-05
<i>Pesticides, unspecified to soil</i>	kg	0,00016	0,00025	4,00E-06
<i>Phosphorus to water</i>	kg	1,23E-05	1,66E-05	1,42E+05
<i>Pyraclostrobin to soil</i>	kg	1,62E-05	0	0
<i>Teflubenzuron to soil</i>	kg	2,08E-06	0	2,40E-06
<i>Thiodicarb to soil</i>	kg	1,88E-05	0	2,16E-05

Tabela A1.3. Inventário para a etapa agrícola do milho por kg de milho (Continuada).

<b>Emissões/Saídas</b>	<b>Unidade</b>	<b>BR-MT</b>	<b>BR-MS</b>	<b>BR-GO</b>
<i>Water to air</i>	kg	0	4,88E-05	0
<i>Water to water</i>	kg	0,00011	0,00011	0,00013
<i>Zinc to soil</i>	kg	-3,88E-05	-3,48E-05	-2,91E-05
<i>Zinc, ion to water</i>	kg	-3,89E-09	-3,48E-09	-2,91E-09

<sup>1</sup>Inventário do processo a montante para o mercado brasileiro (BR); <sup>2</sup>Inventário do processo a montante para o mercado global (GLO); <sup>3</sup>Inventário do processo a montante para o mercado do resto do mundo (RoW); <sup>4</sup>Emissões para ar são em zonas de baixa população, emissões para água são para água superficial, e emissões para o solo são para solo agrícola. Valores negativos indicam absorção da substância pela biomassa (milho). Os inventários de todos os processos a montante são dados na abordagem *Cutoff*. Peso de cada localidade: 0,5260 BR-MT, 0,2396 BR-MS, 0,2343 BR-GO; <sup>A</sup>Metro ao quadrado vezes ano; <sup>B</sup>Tonelada vezes quilômetro. Fonte: EcoInvent v3.6.

Tabela A1.4. Consumo de diesel para produção de milho por kg de milho (retirada dos processos a montante da Tabela A1.3).

Processo	Unidade	kg diesel/unidade funcional do processo	Unidade funcional processo/kg de milho <sup>1</sup>	kg diesel/kg de milho
<i>application of plant protection product, by field sprayer</i>	ha	0,32513	0,00058	0,000188
<i>Atrazine</i>	kg	0,00868	0,00027	2,33E-06
<i>carbon dioxide, in air</i>	kg	0	1,48883	0
<i>combine harvesting</i>	ha	0	0,00016	0
<i>drying of maize grain</i>	L	0	0,01169	0
<i>energy, gross calorific value, in biomass</i>	MJ	0	15,91	0
<i>fertilising, by broadcaster</i>	ha	0,7	0,00018	0,000129
<i>Glyphosate</i>	kg	0,00868	0,00012	1,01E-06
<i>Lime</i>	kg	5,54E-04	0,03407	1,89E-05
<i>limestone and gypsum application, by spreader</i>	ha	1,16829	1,70E-05	1,99E-05
<i>maize seed, for sowing</i>	kg	0	0,00340	0
<i>occupation, annual crop, non-irrigated, intensive</i>	m <sup>2</sup> a <sup>A</sup>		0,51098	0
<i>packaging, for fertilisers</i>	kg	0,01657	0,11811	0,001957
<i>packaging, for pesticides</i>	kg	0,01657	0,00162	2,68E-05
<i>pesticide, unspecified</i>	kg	0,00868	0,00042	3,67E-06
<i>phosphate fertiliser, as P2O5</i>	kg	0,00411	0,00461	1,9E-05
<i>planting with starter fertiliser, by no till planter</i>	ha	3,26681	0,00016	0,000512
<i>potassium fertiliser, as K2O</i>	kg	0,00411	0,00803	3,3E-05
<i>tap water</i>	kg	3,51E-07	0,11538	4,05E-08
<i>transformation, from annual crop, non-irrigated</i>	m <sup>2</sup>	0	1,55424	0
<i>transformation, to annual crop, non-irrigated</i>	m <sup>2</sup>	0	1,55424	0
<i>transport, tractor and trailer, agricultural</i>	tkm <sup>B</sup>	0,04360	0,00058	2,52E-05
<i>urea, as N</i>	kg	0,00411	0,01235	5,08E-05
<i>transport, freight, lorry &gt; 32 metric ton, EURO 3</i>	tkm <sup>B</sup>	0,01959	0,07000	0,001371
<b>Total (por kg milho)</b>				<b>4,36E-3</b>

<sup>1</sup>Ponderado pelas quantidades dadas na Tabela A1.3 para cada localidade; <sup>A</sup>Metro ao quadrado vezes ano; <sup>B</sup>Tonelada vezes quilômetro. Fonte: EcoInvent v3.6.

Tabela A1.5. Inventário para a etapa industrial por kg de matéria-prima.

Insumos/Entradas	Unidade	Safra	Entressafra		
		Autônoma s/ palha (por kg cana)	Autônoma c/ palha (por kg cana)	Flex convencional (por kg milho)	Flex simultânea (por kg milho)
<i>Acetic acid, without water, in 98% solution state<sup>A,1</sup></i>	kg	1,29E-07	4,74E-08	8,28E-07	9,53E-07
<i>Aluminium sulfate, powder<sup>B,2</sup></i>	kg	5,72E-06	2,1E-06	3,68E-05	4,23E-05
<i>Ammonium sulfate, as N (ammonia eq)<sup>A,1</sup></i>	kg	0	0	0,001998	0,001989
<i>Ash, from combustion of bagasse from sugarcane<sup>A,1</sup></i>	kg	0,005021	0,001347	0,023627	0,027933
<i>Building, hall, steel construction</i>	m2	0	0	0	0
<i>Calcium chloride<sup>B,2</sup></i>	kg	4,21E-07	1,55E-07	2,7E-06	3,11E-06
<i>Chemical, organic<sup>B,1</sup></i>	kg	3,8E-08	1,4E-08	2,44E-07	2,81E-07
<i>Concrete, normal</i>	m3	0	0	0	0
<i>dimethylamine<sup>B,2</sup></i>	kg	3,27E-07	1,2E-07	2,1E-06	2,42E-06
<i>dithiocarbamate-compound<sup>B,1</sup></i>	kg	5,89E-07	2,17E-07	3,79E-06	4,35E-06
<i>ethylene glycol<sup>A,1</sup></i>	kg	2,18E-05	0	6,19E-05	6,01E-05
<i>Filter cake, from sugarcane juice filtration<sup>A,1</sup></i>	kg	0,037	0	0,262881	0,233093
<i>formaldehyde<sup>B,2</sup></i>	kg	1,27E-08	4,67E-09	8,16E-08	9,39E-08
<i>Hydrochloric acid, without water, in 30% solution state<sup>B,2</sup></i>	kg	6,93E-08	2,55E-08	4,46E-07	5,13E-07
<i>iron (III) chloride, without water, in 40% solution state<sup>B,1</sup></i>	kg	3,36E-06	1,24E-06	2,16E-05	2,48E-05
<i>Magnesium sulfate<sup>B,1</sup></i>	kg	1,22E-08	4,5E-09	7,86E-08	9,04E-08
<i>Metal working, average for chromium steel production manufacturing</i>	kg	0	0	0	0
<i>Metal working, average for steel production manufacturing</i>	kg	0	0	0	0
<i>Monoethanolamine<sup>B,1</sup></i>	kg	1,16E-07	4,26E-08	7,44E-07	8,55E-07
<i>Occupation, industrial area<sup>C</sup></i>	m2a <sup>A</sup>	9,06E-06	0	0	0

Tabela A1.5. Inventário para a etapa industrial por kg de matéria-prima (Continuada).

Insumos/Entradas	Unidade	Safra	Entressafra		
		Autônoma s/ palha (por kg cana)	Autônoma c/ palha (por kg cana)	Flex convencional (por kg milho)	Flex simultânea (por kg milho)
<i>Paraffin -- flocculating polymer</i> <sup>A,1</sup>	kg	0,000377	0	0	0
<i>Pesticide, unspecified</i> <sup>B,1</sup>	kg	1,22E-08	4,5E-09	7,86E-08	9,04E-08
<i>Phosphane</i> <sup>B,1</sup>	kg	2,08E-07	7,65E-08	1,34E-06	1,54E-06
<i>Phosphoric Acid, industrial grade, 85%</i> <sup>A,1</sup>	kg	0,000574	0	0	0
<i>Quicklime, milled, packed</i> <sup>A,2</sup>	kg	0,000462	0	0,001196	0,001197
<i>Soda ash, dense</i> <sup>B,1</sup>	kg	4,08E-06	1,5E-06	2,62E-05	3,02E-05
<i>Sodium dichromate</i> <sup>B,1</sup>	kg	3,68E-07	1,35E-07	2,36E-06	2,72E-06
<i>Sodium hydroxide, without water, in 50% solution state (water treatment)</i> <sup>B,1</sup>	kg	2,1E-07	7,72E-08	1,35E-06	1,55E-06
<i>Sodium hydroxide, without water, in 50% solution state (ethanol)</i> <sup>A,1</sup>	kg	0	0	0,043113	0,050053
<i>Sodium hypochlorite, without water, in 15% solution state</i> <sup>B,2</sup>	kg	4,26E-05	1,57E-05	0,000274	0,000315
<i>Sodium metasilicate pentahydrate, 58% active substance, powder</i> <sup>B,2</sup>	kg	2,37E-07	8,72E-08	1,52E-06	1,75E-06
<i>Sodium sulfate, anhydrite</i> <sup>B,2</sup>	kg	5,82E-05	2,14E-05	0,000374	0,00043
<i>Sulfuric Acid</i> <sup>A,2</sup>	kg	2,09E-05	0	0,001998	0,001989
<i>Transformation, from arable land, unspecified use</i> <sup>C</sup>	m2	1,72E-07	0	0	0
<i>Transformation, to industrial area</i> <sup>C</sup>	m2	1,72E-07	0	0	0
<i>Vinasse from fermentation of sugarcane</i> <sup>A,1</sup>	kg	0,89977	0	0	0
<i>Water, well, in ground</i> <sup>A</sup>	m3	0,940503	0,345854	6,044953	6,952398

Tabela A1.5. Inventário para a etapa industrial por kg de matéria-prima (Continuada).

Emissões/Saídas <sup>3</sup>	Unidade	Safra		Entressafra	
		Autônoma s/ palha (por kg cana)	Autônoma c/ palha (por kg cana)	Flex convencional (por kg milho)	Flex simultânea (por kg milho)
<i>Carbon dioxide, non-fossil</i> <sup>A</sup>	kg	0,397106	0,114074	2,277115	2,642008
<i>Carbon monoxide, non-fossil</i> <sup>C,D</sup>	kg	0,000164	0,000826	0,014483	0,017122
<i>Dinitrogen monoxide</i> <sup>C,D</sup>	kg	9,06E-06	3,24E-06	5,68E-05	6,71E-05
<i>Ethanol</i> <sup>A</sup>	kg	0,000101	0	0,000373	0,00043
<i>Methane, non-fossil</i> <sup>C,D</sup>	kg	6,76E-05	2,46E-05	0,000432	0,00051
<i>Nitrogen oxides</i> <sup>C,D</sup>	kg	0,000164	8,22E-05	0,001443	0,001706
<i>NMVOCS</i> <sup>C</sup>	kg	1,15E-05	0	0	0
<i>Particulates, &lt; 2.5 um</i> <sup>C,D</sup>	kg	9,31E-05	0,000833	0,014608	0,01727
<i>Particulates, &gt; 2.5 um, and &lt; 10 um</i> <sup>C</sup>	kg	0,000185	0	0	0
<i>Sulfur dioxide</i> <sup>C</sup>	kg	9,06E-06	0	0	0

<sup>1</sup>Inventário do processo a montante para o mercado global (GLO); <sup>2</sup>Inventário do processo a montante para o mercado do resto do mundo (RoW); <sup>3</sup>Emissões são para o ar em zonas de baixa população, com exceção da emissão de SO<sub>2</sub>, que é para zona não especificada; <sup>A</sup>Metro ao quadrado vezes ano. Fonte: A – dados de simulação deste trabalho; B – insumos para tratamento da água captada, EcoInvent v3.6; C – emissões da queima de bagaço, entradas para ocupação e transformação no uso da terra para construção, EcoInvent v3.6; D – emissões da queima da palha, Leme (2005).