

**UNIVERSIDADE TECNOLÓGICA FEDERAL DO PARANÁ**

**MARCO ANTONIO NAVES LUCIO**

**SIMULAÇÃO DE PROCESSOS PARA OBTENÇÃO DE ETANOL: ROTAS DE  
CANA-DE-AÇÚCAR E MILHO**

**CAMPO MOURÃO**

**2025**

**MARCO ANTONIO NAVES LUCIO**

**SIMULAÇÃO DE PROCESSOS PARA OBTEÇÃO DE ETANOL: ROTAS DE  
CANA-DE-AÇÚCAR E MILHO**

**simulation of processes for obtaining ethanol: sugar cane and corn routes**

Trabalho de Conclusão de Curso de Graduação apresentado como requisito para obtenção do título de Bacharel em Engenharia Química, da Universidade Tecnológica Federal do Paraná (UTFPR).

Orientador: Prof. Dr. Osvaldo Valarini Junior

Coorientador: Prof. Dr. Lucas Bonfim Rocha

**CAMPO MOURÃO**

**2025**



Esta licença permite compartilhamento, remixe, adaptação e criação a partir do trabalho, mesmo para fins comerciais, desde que sejam atribuídos créditos ao(s) autor(es). Conteúdos elaborados por terceiros, citados e referenciados nesta obra não são cobertos pela licença.

**MARCO ANTONIO NAVES LUCIO**

**SIMULAÇÃO DE PROCESSOS PARA OBTENÇÃO DE ETANOL: UM ESTUDO  
COMPARATIVO ENTRE AS ROTAS DE CANA-DE-AÇÚCAR E MILHO**

Trabalho de Conclusão de Curso de Graduação  
apresentado como requisito para obtenção do título  
de Bacharel em Engenharia Química, da  
Universidade Tecnológica Federal do Paraná  
(UTFPR).

Data de aprovação: 15/dezembro/2025

---

Oswaldo Valarini Junior  
Doutor  
Universidade Tecnológica Federal do Paraná

---

Stephani Caroline Beneti  
Doutora  
Universidade Tecnológica Federal do Paraná

---

Raphael Menechini Neto  
Doutor  
Universidade Tecnológica Federal do Paraná

**CAMPO MOURÃO**

**2025**

## **AGRADECIMENTOS**

Agradeço primeiramente a Deus, por ter me dado o dom da vida e por até aqui ter me sustentado.

Ao meu orientador, Prof. Dr. Osvaldo Valarini Junior, por sua orientação, companheirismo e os inúmeros ensinamentos.

Aos meus pais, Sergio e Rosilda, por todo o apoio incondicional que sempre me deram.

Aos meus Irmãos, João e Isabelly, por tudo que já me ensinaram e por nossa amizade.

A minha namorada, Maria Eduarda, por seu cuidado e amor comigo.

Aos meus amigos, que me ajudaram nessa jornada.

A instituição Universidade Tecnológica Federal do Paraná, e a todos os professores que contribuíram para a construção do meu conhecimento.

## RESUMO

A indústria sucroenergética brasileira vivencia uma transformação estrutural com a consolidação do etanol de milho como complemento estratégico à rota tradicional da cana-de-açúcar. Este trabalho apresenta uma análise comparativa técnica da produção de etanol anidro a partir dessas duas matérias-primas, focando na avaliação de fluxogramas de processo, balanços de massa e rendimentos industriais. O objetivo principal consistiu no desenvolvimento e validação de modelos de simulação computacional em estado estacionário utilizando o software Aspen Plus, empregando o pacote termodinâmico NRTL para representar a não idealidade da mistura etanol-água e a abordagem de componentes não convencionais para as biomassas. A metodologia definiu uma capacidade produtiva anual base de aproximadamente 82 milhões de litros de etanol anidro para ambos os cenários, considerando a sazonalidade da cana com 220 dias de operação e o regime estendido do milho com 330 dias. Os resultados das simulações demonstraram que a planta de cana-de-açúcar, operando com moagem de 175.000 quilogramas por hora, atingiu uma produção anual de 82,3 milhões de litros, caracterizando-se pela geração de bagaço e grandes volumes de vinhaça. Em contrapartida, a rota de milho via moagem a seco, processando 25.000 quilogramas por hora, alcançou 83,1 milhões de litros, diferenciando-se pela necessidade de etapas de hidrólise enzimática, fermentação de mosto com alto teor de sólidos e recuperação de DDGS como coproduto proteico essencial. Ambas as rotas garantiram a especificação de pureza do produto acima de 99,5% mediante uso de peneiras moleculares. Conclui-se que, embora tecnologicamente distintas, as rotas são complementares em termos de engenharia e mercado, validando o milho como alternativa viável para maximizar o uso de ativos industriais durante a entressafra canavieira.

Palavras-chave: etanol, cana-de-açúcar, milho, Aspen Plus, simulação de processos.

## ABSTRACT

The Brazilian sugarcane industry is undergoing a structural transformation with the consolidation of corn ethanol as a strategic complement to the traditional sugarcane route. This work presents a comparative technical analysis of anhydrous ethanol production from these two raw materials, focusing on the evaluation of process flowcharts, mass balances, and industrial yields. The main objective was the development and validation of steady-state computational simulation models using Aspen Plus software, employing the NRTL thermodynamic package to represent the non-ideality of the ethanol-water mixture and the approach of unconventional components for biomass. The methodology defined a base annual production capacity of approximately 82 million liters of anhydrous ethanol for both scenarios, considering the seasonality of sugarcane with 220 operating days and the extended regime of corn with 330 days. The simulation results demonstrated that the sugarcane plant, operating at a milling rate of 175,000 kilograms per hour, achieved an annual production of 82.3 million liters, characterized by the generation of bagasse and large volumes of vinasse. In contrast, the corn route via dry milling, processing 25,000 kilograms per hour, reached 83.1 million liters, differing in the need for enzymatic hydrolysis steps, must fermentation with a high solids content, and recovery of DDGS as an essential protein co-product. Both routes guaranteed product purity specifications above 99.5% through the use of molecular sieves. It is concluded that, although technologically distinct, the routes are complementary in terms of engineering and market, validating corn as a viable alternative to maximize the use of industrial assets during the sugarcane off-season.

Keywords: ethanol, sugarcane, corn, Aspen Plus, process simulation.

## SUMÁRIO

<b>1</b>	<b>INTRODUÇÃO</b> .....	<b>8</b>
<b>2</b>	<b>OBJETIVOS</b> .....	<b>10</b>
<b>3</b>	<b>FUNDAMENTAÇÃO TEÓRICA</b> .....	<b>11</b>
<b>3.1</b>	<b>Produção de etanol a partir da cana-de-açúcar</b> .....	<b>11</b>
3.1.1	Composição da cana .....	11
3.1.2	Recepção, preparo e limpeza .....	12
3.1.3	Extração do caldo .....	14
3.1.4	Tratamento e clarificação do caldo .....	15
3.1.5	Fermentação alcoólica .....	16
3.1.6	Destilação fracionada .....	18
3.1.7	Obtenção do etanol anidro .....	19
<b>3.2</b>	<b>Produção de etanol a partir do milho</b> .....	<b>20</b>
3.2.1	Composição do milho .....	21
3.2.2	Tecnologias de processamento .....	22
3.2.3	Processamento do milho .....	23
3.2.4	Hidrólise .....	24
3.2.5	Fermentação .....	25
3.2.6	Destilação e coprodutos .....	27
<b>4</b>	<b>MATERIAIS E MÉTODOS</b> .....	<b>29</b>
<b>5</b>	<b>RESULTADOS E DISCUSSÕES</b> .....	<b>31</b>
<b>5.1</b>	<b>Simulação da obtenção de etanol anidro a partir da cana</b> .....	<b>31</b>
5.1.1	Caracterização da matéria-prima e etapa de embebição .....	33
5.1.2	Moagem .....	36
5.1.3	Tratamento térmico e clarificação .....	39
5.1.4	Resfriamento do mosto e fermentação alcoólica .....	41
5.1.5	Recuperação de leveduras e degaseificação .....	44
5.1.6	Destilação e desidratação final .....	48
<b>5.2</b>	<b>Simulação da obtenção de etanol anidro a partir do milho</b> .....	<b>53</b>
5.2.1	Caracterização do milho e preparo do mosto .....	57
5.2.2	Hidrólise enzimática: liquefação e sacarificação .....	61
5.2.3	Fermentação .....	64
5.2.4	Destilação e recuperação de DDGS .....	68
<b>6</b>	<b>CONCLUSÕES E SUGESTÕES</b> .....	<b>77</b>

<b>6.1</b>	<b>Conclusões .....</b>	<b>77</b>
<b>6.2</b>	<b>Sugestões .....</b>	<b>78</b>
	<b>REFERÊNCIAS.....</b>	<b>79</b>

## 1 INTRODUÇÃO

No cenário brasileiro de produção do etanol, o conceito moderno de unidade industrial começou a ser desenvolvido no final do século XIX, com o surgimento dos engenhos centrais, que mais tarde viriam a se tornar as usinas sucroalcooleiras, o desenvolvimento da indústria foi impulsionado pela necessidade de ganho de escala e aumento da eficiência termodinâmica frente à concorrência internacional (Szmrecsányi, 1979).

O século XX marcou a consolidação da vocação energética do setor, a criação do Instituto do Açúcar e do Alcool (IAA) em 1933 e o lançamento do Programa Nacional do Alcool (Proálcool) em 1975, em resposta à crise do petróleo, transformaram o Brasil no líder mundial em tecnologia de biocombustíveis tropicais. Segundo Moraes e Zilberman (2014), este período estabeleceu o conceito da destilaria autônoma de cana, caracterizada pela fermentação em batelada com reciclo de leveduras e autossuficiência energética via queima de bagaço.

No entanto, a última década inaugurou um novo ciclo na matriz de combustíveis renováveis do país, que foi a popularização do etanol de milho. Historicamente concentrada no modelo canavieiro, a produção nacional enfrentava o gargalo da sazonalidade, com parques industriais ociosos durante a entressafra, que é período entre o fim e o início de uma safra. A expansão da produção de milho safrinha no centro-oeste, aliada a dificuldades logísticas de exportação, criou um excedente de grãos com baixo custo local, viabilizando economicamente a sua conversão em etanol (Milanez *et al.*, 2014).

O crescimento desta nova rota tecnológica tem sido exponencial. Segundo dados da União Nacional do Etanol de Milho (UNEM, 2024), a produção de etanol de milho saltou de 37 milhões de litros na safra 2013/2014 para uma produção de quase 6 bilhões de litros na safra 2023/2024, representando cerca de 16% de todo o etanol produzido nessa safra. O cenário que antes era totalmente dominado pelas usinas de cana passa por uma mudança, o Brasil conta atualmente com 22 usinas operando com milho, sendo 13 plantas dedicadas exclusivamente ao grão, chamadas de usinas full e 9 plantas flex, que processam tanto cana quanto milho, e ainda mais 16 novas plantas foram autorizadas e outras 16 foram anunciadas (UNEM, 2024).

Segundo levantamento de dados da CONAB (2024) referentes a safra 2023/2024, os números indicam uma produção de 35,61 bilhões de litros de etanol,

um aumento de 15% quando comparado a safra anterior, desse total 21,32 bilhões de litros representam o etanol hidratado, enquanto 14,29 bilhões de litros representam o etanol anidro. Do total geral da produção de 2023/2024, o etanol a partir da cana representa um volume de 29,69 bilhões de litros, um aumento de 11,9% em relação à última safra, já a produção do etanol a partir do milho gerou um volume de 5,92 bilhões de litros, um expressivo aumento de 33,1% quando comparado ao volume da última safra. Com relação a exportação do etanol nacional, 2,57 bilhões de litros foram exportados, uma redução de 2,92% em relação a temporada passada.

Os dados demonstram a mudança estrutural no cenário das usinas de álcool, enquanto a produção de etanol de cana apresenta crescimento estável, o etanol de milho registrou um grande aumento. Essa nova configuração industrial introduz desafios de engenharia distintos, uma vez que o processamento do grão exige etapas de hidrólise enzimática e gestão de coprodutos sólidos, como o DDGS, que não fazem parte das tradicionais usinas de cana.

Diante do exposto, este trabalho propõe o desenvolvimento de simulações computacionais para comparar os processos de obtenção de etanol anidro a partir de cana-de-açúcar e de milho. O estudo foca na explanação das diferenças operacionais, nos rendimentos industriais e na análise dos subprodutos gerados, contribuindo para o entendimento técnico dessa nova realidade híbrida do setor sucroenergético brasileiro.

## 2 OBJETIVOS

O presente trabalho tem como objetivo realizar uma análise comparativa entre as etapas dos processos industriais de produção de etanol a partir de cana-de-açúcar e do milho, utilizando a ferramenta de simulação Aspen Plus, em sua versão 12.1, para elucidar as operações unitárias envolvidas em cada rota tecnológica, destacando as semelhanças e as diferenças fundamentais nas etapas de conversão da matéria-prima e gestão de coprodutos.

Para alcançar o objetivo geral, foram feitas descrições e simulações dos processos, análises das etapas de conversão de cada matéria-prima e avaliação dos rendimentos dos produtos e subprodutos.

### 3 FUNDAMENTAÇÃO TEÓRICA

#### 3.1 Produção de etanol a partir da cana-de-açúcar

A produção de etanol combustível no Brasil é baseada na conversão bioquímica dos açúcares presentes na biomassa, como sacarose, glicose e frutose, em etanol, através de ação metabólica de leveduras. O processo industrial convencional é consolidado e é caracterizado por alto grau de integração energética e eficiência de conversão (Cardoso *et al.*, 2019).

De acordo com Basso *et al.* (2011), o fluxograma típico de uma destilaria autônoma brasileira pode ser dividido em quatro macro etapas fundamentais, a primeira é o preparo e extração, etapa na qual a cana é desfibrada e moída para separar o caldo, fase líquida rica em açúcares, do bagaço, fase sólida fibrosa.

A segunda etapa é o tratamento do caldo, caracterizado pelo conjunto de operações físicas e químicas, como peneiramento, aquecimento e decantação, processos destinados a remover impurezas minerais e orgânicas que poderiam inibir a fermentação, que é a próxima etapa, a qual trata-se de uma etapa biológica onde ocorre a transformação dos açúcares em etanol e dióxido de carbono, gerando o vinho fermentado, a última etapa é a destilação e desidratação, onde ocorre a separação e purificação do etanol da mistura hidroalcoólica até atingir as especificações de grau hidratado ou anidro.

##### 3.1.1 Composição da cana

A cana-de-açúcar, *Saccharum officinarum*, é uma gramínea caracterizada por sua capacidade de armazenar sacarose em seus colmos, que é o caule da Cana. Para fins de processamento industrial, simplificando, a matéria-prima é dividida em dois componentes principais, o caldo, que é a fase líquida contendo açúcares e impurezas solúveis, e a fibra, caracterizada por ser a fase sólida insolúvel que contém celulose, hemicelulose e lignina (Ripoli; Ripoli, 2009).

A composição química da cana varia significativamente em função da variedade genética, estágio de maturação, condições climáticas e manejo agrícola. De acordo com Ripoli e Ripoli (2009), em média, a composição da cana madura entregue na indústria brasileira apresenta umidade de 65-75%, sacarose 11-16%, fibras 10-16%, açúcares redutores 0,5-2%, cinzas e impurezas 0,5-2%.

A fração de maior interesse econômico para a produção de etanol e açúcar é a sacarose (C<sub>12</sub>H<sub>22</sub>O<sub>11</sub>), um dissacarídeo que sob ação enzimática ou ácida, sofre hidrólise, transformando-se em açúcares redutores fermentescíveis, glicose e frutose (Moraes; Zilberman, 2014). A concentração de sacarose é frequentemente monitorada pelo parâmetro Pol, que significa a porcentagem de sacarose aparente, enquanto o teor total de sólidos solúveis no caldo é medido em graus Brix.

A fibra, que pode ser considerada um resíduo, assume papel central na viabilidade energética das usinas que utilizam cana como base, composta por celulose, hemicelulose e lignina, a fibra constitui majoritariamente o bagaço resultante da moagem. Sua combustão em caldeiras é responsável por gerar o vapor necessário para alimentar toda a indústria, como no acionamento das moendas e na destilação, e ainda ocorre uma geração de eletricidade excedente, tornando o ciclo produtivo autossuficiente (Dias *et al.*, 2011).

A relação entre a composição da cana e o rendimento industrial é direta, com relação ao teor de ATR, açúcar total recuperável, quanto maior o teor de sacarose e açúcares redutores, maior o potencial de produção de etanol por tonelada de cana moída. Com relação ao teor de fibra, é esse parâmetro que define a capacidade de geração de vapor, canas com fibras muito baixa, abaixo de 10%, podem resultar em déficit energético na planta, exigindo compra de combustível externo, enquanto canas fibrosas, acima de 14%, favorecem a cogeração de energia elétrica (Seabra *et al.*, 2010).

### 3.1.2 Recepção, preparo e limpeza

A etapa industrial é iniciada com a recepção da matéria-prima, onde a cana-de-açúcar transportada por caminhões é pesada e submetida a uma amostragem para avaliação da qualidade, que analisa fatores como teor de sacarose, fibra e impurezas, esses laboratórios são conhecidos como PCTS, que está relacionado com o sistema de pagamento de cana por teor de sacarose. Após a liberação, o descarregamento é realizado em mesas alimentadoras, que regularizam o fluxo de alimentação para a esteira principal (Hugot, 1986).

A presença de impurezas minerais, como terra e areia, impurezas vegetais, como palha e ponteiros são inerentes ao processo de colheita, especialmente na colheita mecanizada de cana crua. A remoção desses materiais estranhos é fundamental para evitar o desgaste prematuro dos equipamentos de moagem e a

contaminação do caldo. Historicamente, foi muito utilizado o método de lavagem da cana com água, onde a cana passava por mesas de lavagem sob jatos de água, no entanto, segundo Rein (2007), este método apresenta desvantagens significativas, como a perda de açúcar por lixiviação, que é o arraste de sacarose pela água, além da geração de grandes volumes de efluentes com alta carga orgânica e aumento da umidade da cana entregue à moenda.

Com o avanço da mecanização e uma importância maior para questões ambientais, o setor está migrando para o sistema de limpeza a seco, que ocorre por meio de ventilação. Conforme descrevem Hassuani *et al.* (2005), este sistema utiliza sopradores de ar de alta potência que separam as impurezas vegetais dos colmos da cana, por meio da diferença de densidade aerodinâmica, já que os colmos da cana são mais densos que muitas impurezas, dessa forma, além de eliminar o consumo de água e a perda de açúcar, a limpeza a seco permite a recuperação da palha, que é direcionada para as caldeiras, aumentando a cogeração de energia elétrica.

Após a limpeza, a cana segue para o conjunto de preparo, cujo objetivo é romper as células da cana onde o caldo rico em sacarose está armazenado, gerando o aumento da densidade do colchão de fibra para a extração. Um preparo eficiente é medido pelo índice de preparo, também conhecido como open cell, que em usinas modernas chegam a valores próximos de 85% ou 90% (Dias *et al.*, 2011).

O sistema de preparo é composto tipicamente por dois estágios sequenciais de redução de tamanho, picadores, que é um conjunto de niveladores e facas, no qual o primeiro estágio utiliza conjuntos de facas rotativas que giram em alta velocidade, sua função primária não é extrair caldo, mas sim cortar os colmos inteiros em pedaços menores, nivelar a camada de cana na esteira e facilitar a alimentação do estágio seguinte (Hugot, 1986). Os desfibradores, é o segundo e mais importante estágio, nessa etapa utiliza-se martelos oscilantes pesados, segundo Rein (2007), os desfibradores submetem a cana picada a um impacto intenso contra uma placa ou bigorna, pulverizando a fibra e expondo a maior quantidade possível de células abertas sem extrair o caldo.

A excelência nesta operação é crítica, uma cana mal preparada resulta em baixa extração nas moendas, pois o caldo permanece "preso" dentro de células íntegras, inacessível a compressão ou a água de embebição.

### 3.1.3 Extração do caldo

A etapa de extração tem por objetivo separar a fase líquida, que é o caldo que contém os açúcares dissolvidos, da fase sólida, que é a fibra, visando a máxima eficiência possível e o menor consumo energético. Na indústria sucroenergética moderna, duas tecnologias principais são empregadas para este fim, a extração por moagem, que consiste em um conjunto de ternos, e a extração por difusão, que é muito menos empregada (Rein, 2007).

Como visto acima, a extração por moagem é o método predominante no Brasil, o seu princípio fundamental consiste na aplicação de alta pressão mecânica sobre o colchão de cana desfibrada para expulsar o caldo contido nas células abertas. O equipamento básico é o terno de moenda, composto geralmente por três ou quatro rolos cilíndricos, sendo conhecidos como top, entrada e saída, esses rolos possuem frisos, dispostos triangularmente (Hugot, 1986).

Uma moenda industrial opera tipicamente com um conjunto de 4 a 6 ternos em série, segundo Basso *et al.* (2011), a eficiência da extração puramente mecânica é limitada, pois parte do caldo permanece retido na fibra devido a forças capilares e à estrutura celular não rompida. Para superar essa limitação, utiliza-se o processo de embebição.

A embebição é um processo que utiliza água quente, de 60°C a 80°C, ela é adicionada ao bagaço antes do último terno de moagem, o caldo diluído extraído nesse último estágio é recolhido e bombeado para aspersão no bagaço que entra no penúltimo terno, e assim sucessivamente, em contracorrente ao fluxo da cana. Esse mecanismo dilui o caldo residual na fibra, permitindo que uma maior quantidade de sacarose seja recuperada nas compressões subsequentes, podendo elevar a eficiência de extração para patamares de 94% a 97%.

Como alternativa à compressão mecânica, a tecnologia de difusão baseia-se no princípio de transferência de massa por lixiviação, neste processo, a cana preparada é transportada lentamente em um leito móvel e lavada sistematicamente com água quente e caldo em contracorrente (Dias *et al.*, 2011).

Diferente da moenda, que rompe as células por esmagamento, a difusão promove a lavagem dos açúcares através das paredes celulares permeabilizadas pelo calor ou por ruptura prévia. Segundo Rein (2007), as principais vantagens do difusor em relação à moenda incluem uma maior eficiência de extração, podendo atingir

valores superiores a 98%, um menor custo de manutenção, devido à ausência de grandes esforços mecânicos e desgaste abrasivo dos rolos, um menor consumo de energia mecânica, já que substitui os grandes acionamentos por bombas e correntes transportadoras.

Porém, o difusor apresenta desvantagens como o maior consumo de vapor devido a necessidade de aquecimento do leite, também é necessário um preparo de cana mais intenso, e mesmo assim ainda existe a exigência de pelo menos um terno de moenda final para desaguamento do bagaço, visando atingir a umidade de 50% necessária para a queima em caldeiras (Cortez *et al.*, 2019).

#### 3.1.4 Tratamento e clarificação do caldo

O caldo extraído nas moendas, é chamado de caldo misto, ele se caracteriza como um líquido turvo e com reação ácida, pH entre 4,8 e 5,5. Além dos açúcares dissolvidos, ele carrega uma quantidade significativa de impurezas, que podem ser classificadas em insolúveis, como terra, areia e bagacilho, e solúveis como proteínas, ceras, gomas e outras (Rein, 2007).

O envio direto deste material bruto para a fermentação acarretaria sérios problemas operacionais, como incrustações nos trocadores de calor, contaminação bacteriana e a consequente redução da eficiência das leveduras. Portanto, o objetivo do tratamento é obter um caldo clarificado, estéril e com condições físico-químicas adequadas para o processo biológico.

A primeira etapa é a remoção física dos sólidos grosseiros, principalmente fibras de bagaço, o bagacilho, que passou pelas moendas, para isso é utilizado peneiras estáticas ou rotativas. Após o peneiramento, o caldo é submetido ao tratamento químico, geralmente através do processo de caleagem, etapa na qual ocorre adição de leite de cal ( $\text{Ca}(\text{OH})_2$ ) para elevar o pH do caldo para valores mais próximos da neutralidade, de 6 a 7. Esse ajuste é fundamental para minimizar a corrosão dos equipamentos, evitar a inversão química da sacarose e promover a formação de fosfato de cálcio ( $\text{Ca}_3(\text{PO}_4)_2$ ), que é um precipitado gelatinoso que atua como agente coagulante, arrastando impurezas coloidais durante a decantação.

Em algumas unidades que produzem açúcar branco, utiliza-se também a sulfitação, que utiliza dióxido de enxofre ( $\text{SO}_2$ ) para tratamento do caldo, mas para a produção exclusiva de etanol, a caleagem simples é o padrão predominante. Após a adição dos agentes químicos, o caldo é bombeado para trocadores de calor,

geralmente do tipo casco-tubo ou placas, ele é aquecido até temperaturas entre 105°C e 110°C, esta etapa é denominada aquecimento, e desempenha múltiplas funções críticas descritas por Hugot (1986).

Como a esterilização, a temperatura elevada elimina a maior parte da flora microbiana contaminante, bactérias e leveduras selvagens provenientes do campo, que competiriam com a levedura selecionada na fermentação. A floculação, já que o calor acelera a coagulação das proteínas e o crescimento dos flocos de fosfato de cálcio formados na caleagem, também a remoção de gases, pois o aquecimento reduz a solubilidade dos gases dissolvidos, facilitando sua eliminação e auxiliando na decantação.

A separação final das impurezas ocorre nos decantadores, também chamados de clarificadores, o caldo aquecido entra no equipamento, onde é adicionado um polímero floculante para agregar as partículas em flocos maiores e mais pesados, por ação da gravidade esses flocos sedimentam no fundo do tanque, formando o "lodo", enquanto o caldo limpo, chamado de clarificado, que fica sobrenadante é recolhido na parte superior (Dias *et al.*, 2011).

Enquanto o caldo clarificado é encaminhado para as etapas de resfriamento e fermentação, o lodo sedimentado, que ainda retém uma parcela significativa de sacarose, é submetido a filtração para recuperação desse açúcar. Tradicionalmente, a indústria sucroenergética utiliza filtros rotativos a vácuo para esta operação, porém outras tecnologias também são aplicadas, como os filtros prensa, que são adotados devido à sua alta eficiência na separação sólido-líquido, resultando em menor perda de sacarose e menor umidade residual no sólido (Rein, 2007).

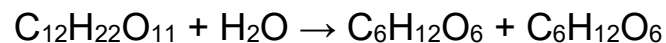
Independente da tecnologia empregada, o processo gera como coproduto a torta de filtro, um resíduo rico em fósforo, nitrogênio e matéria orgânica, que é devolvido ao campo como fertilizante, fechando o ciclo de nutrientes da lavoura (Macedo, 2005).

### 3.1.5 Fermentação alcoólica

A fermentação alcoólica é a etapa em que os açúcares presentes no caldo clarificado são convertidos em etanol e dióxido de carbono (CO<sub>2</sub>) através do metabolismo energético de leveduras, predominantemente da espécie *Saccharomyces cerevisiae*. No Brasil, o processo industrial consolidou-se através do

sistema de batelada alimentada com reciclo de células, conhecido mundialmente como processo Melle-Boinot (Amorim *et al.*, 2011).

Com relação a bioquímica da conversão, o caldo de cana é rico em sacarose, que não é diretamente fermentescível pela levedura, inicialmente ocorre a hidrólise da sacarose pela enzima invertase, secretada pela própria levedura, que é responsável pela quebra da molécula em dois monossacarídeos, a glicose e frutose, esta etapa é denominada inversão (Lima *et al.*, 2019).



Na sequência, ocorre a fermentação, descrita pela equação estequiométrica de Gay-Lussac, onde cada molécula de glicose ou frutose é convertida em duas de etanol e duas de gás carbônico, com liberação de calor, caracterizando uma reação exotérmica.



Diferentemente dos processos contínuos ou de batelada simples utilizados em outros processos, como no etanol de milho, o método Melle-Boinot baseia-se na recuperação da biomassa de leveduras ao final de cada ciclo fermentativo. O vinho fermentado é enviado para centrífugas, onde as células de levedura são separadas do líquido, que é conhecido como vinho centrifugado, o concentrado de células, denominado leite de levedura, é submetido a um tratamento ácido, no qual ocorre uma lavagem com ácido sulfúrico a pH de 2 a 2,5; para redução da carga bacteriana contaminante antes de retornar às dornas para um novo ciclo (Basso *et al.*, 2008).

Segundo Andrietta *et al.* (2007), as vantagens deste sistema incluem a alta densidade celular, pois permite operar com uma grande população de leveduras, o que acelera drasticamente a reação, reduzindo o tempo de fermentação para 6 a 10 horas, também ocorre a redução do desvio de açúcar, como a população de leveduras já está formada, o microrganismo consome menos açúcar para crescimento e reprodução, direcionando a maior parte do substrato para a produção de álcool. Outra vantagem é o controle de infecção, o tratamento ácido cíclico controla as bactérias que competem pelo açúcar.

Por se tratar de uma reação exotérmica, a fermentação libera cerca de 23 kcal por mol de glicose consumida, o controle rigoroso da temperatura, mantida idealmente entre 32°C e 34°C através de trocadores de calor externos ou serpentinas internas, é vital. Temperaturas superiores a 35°C podem causar a morte das leveduras, aumento da produção de subprodutos indesejáveis, como glicerol e ácidos orgânicos, além do favorecimento da contaminação bacteriana, resultando na queda do rendimento industrial (Della-Bianca *et al.*, 2013).

### 3.1.6 Destilação fracionada

Após a fermentação e recuperação das leveduras, o vinho centrifugado, uma mistura complexa contendo água, etanol (geralmente em torno de 8%), aldeídos, ésteres e álcoois superiores, é encaminhada para o setor de destilação. O objetivo dessa operação unitária é separar e concentrar o etanol, aproveitando as diferenças de volatilidade e ponto de ebulição dos componentes da mistura líquida.

O processo industrial convencional baseia-se na destilação fracionada contínua, realizada em colunas de pratos, ou bandejas, que promovem o contato entre o vapor ascendente e o líquido descendente. O calor fornecido na base da coluna, através de vapor direto ou por meio de refeedores, vaporiza os componentes mais voláteis, como o etanol, que sobem e se enriquecem ao longo dos estágios, enquanto os componentes menos voláteis, água e impurezas pesadas descem para o fundo.

Nas usinas brasileiras, o sistema de destilação é tipicamente composto por conjuntos de colunas que operam em série, denominados aparelhos de destilação, segundo Dias *et al.* (2011), a configuração mais comum envolve duas seções principais, sendo uma seção as colunas de esgotamento, colunas A, que recebem o vinho e possuem a função primária de extrair todo o álcool presente, garantindo que o resíduo de fundo, a vinhaça, saia com teor alcoólico desprezível, geralmente menor que 0,03%, o produto de topo dessa coluna é um vapor alcoólico de média concentração, cerca de 40 a 50%, denominado flegma. E a outra seção, as colunas de retificação, colunas B, que recebem o flegma e concentram o etanol até o grau comercial, nesta etapa também são retiradas as impurezas voláteis leves, como os aldeídos e as impurezas pesadas, como o óleo fúsel, através de sangrias laterais.

A destilação fracionada convencional encontra um limite físico termodinâmico na mistura etanol-água, em pressão atmosférica, estes componentes formam um azeótropo de mínimo ponto de ebulição, cerca de 78,15°C, com uma composição

aproximada de 95,6% de etanol e 4,4% de água. Neste ponto, a composição do vapor torna-se idêntica à do líquido, impossibilitando qualquer separação adicional por simples ebulição, portanto o produto desse processo é o Etanol Hidratado, utilizado principalmente como combustível veicular. Para a obtenção do etanol anidro, que é um etanol mais puro, próximo de 100%, etapas adicionais de desidratação são obrigatórias.

O principal efluente gerado na base das colunas de esgotamento é a vinhaça, que é um resíduo líquido ácido, rico em matéria orgânica e potássio, gerado em grandes volumes, a relação média é de 10 a 13 litros de vinhaça para cada litro de etanol produzido (Moraes *et al.*, 2015). Devido ao seu alto potencial poluidor, a vinhaça não pode ser descartada em cursos d'água, ela é rigorosamente aproveitada na fertirrigação dos canaviais, substituindo fertilizantes.

### 3.1.7 Obtenção do etanol anidro

O etanol hidratado obtido na destilação convencional não pode ser utilizado como aditivo na gasolina, pois a presença de água provocaria a separação de fases no tanque de combustível. Para atingir a especificação de etanol anidro, o teor alcoólico deve ser de no mínimo 99,3% conforme ANP (Agência Nacional do Petróleo, Gás Natural e Biocombustíveis), ou seja, é necessário romper a barreira do azeótropo binário etanol-água. Como a destilação simples é ineficaz neste ponto, empregam-se processos de separação não convencionais.

Historicamente, três tecnologias principais foram empregadas para obtenção do etanol anidro, a destilação azeotrópica heterogênea, a destilação extrativa e a adsorção por peneiras moleculares. O método tradicional, amplamente utilizado no século XX, é a destilação azeotrópica, esse processo envolve a adição de um terceiro componente, denominado arrastador, que é capaz de formar um novo azeótropo ternário de ponto de ebulição inferior ao azeótropo binário original. O benzeno foi o primeiro agente utilizado, mas foi banido devido ao seu potencial cancerígeno, sendo substituído pelo ciclohexano. Na coluna azeotrópica, a água é arrastada pelo topo junto com o ciclohexano, enquanto o etanol anidro sai pelo fundo.

Outra rota líquida é a destilação extrativa, que utiliza um solvente de alto ponto de ebulição e baixa volatilidade, como o monoetilenoglicol, também conhecido como MEG. Ao contrário da azeotrópica, o MEG não forma novo azeótropo, mas altera a volatilidade relativa da mistura, interagindo fortemente com a água e a mantendo na

fase líquida, permitindo que o etanol puro evapore pelo topo (Meirelles *et al.*, 1992). Embora eficiente, o uso de solventes como o MEG e o ciclohexano apresentam desvantagens ambientais e riscos de contaminação no produto.

Nas últimas décadas, a tecnologia de adsorção em fase vapor utilizando peneiras moleculares tornou-se o padrão ouro para novas usinas, substituindo os processos químicos. O princípio baseia-se na separação física por tamanho de molécula, as peneiras são compostas por zeólitas sintéticas com poros de diâmetro controlado, como a molécula de água é menor que a de etanol, ao passar o vapor alcoólico pelo leito de zeólita, a água penetra nos poros e fica retida, adsorvida, enquanto o etanol anidro passa livremente pelos interstícios (Bastidas *et al.*, 2010).

O processo opera em ciclos de PSA, que é adsorção com variação de pressão, enquanto uma coluna opera em alta pressão adsorvendo água, a outra opera em baixa pressão ou vácuo para dessorção das moléculas de água e regeneração do leito.

Segundo Dias *et al.* (2011), as vantagens das peneiras moleculares sobre a destilação azeotrópica incluem a eliminação de contaminantes químicos, pois o produto é isento de solventes, o aumento da eficiência energética, uma vez que o consumo de vapor é reduzido, pois elimina-se a necessidade de revaporizar grandes quantidades de solvente e outra vantagem é a estabilidade operacional do sistema, já que dessa forma o processo pode ser mais automatizado e responder rapidamente as variações.

### **3.2 Produção de etanol a partir do milho**

A produção mundial de etanol é historicamente polarizada entre dois grandes atores e duas matérias-primas distintas, o Brasil com a cana-de-açúcar e os Estados Unidos com o milho, enquanto o modelo brasileiro consolidou-se pela alta resistência da cana tropical, o modelo norte-americano baseou-se na abundância de grãos em zonas temperadas, utilizando predominantemente a tecnologia de moagem a seco.

No entanto, a última década marcou uma mudança estrutural na matriz de biocombustíveis brasileira, o que antes era considerado inviável economicamente, devido ao custo do grão de milho, tornou-se uma realidade competitiva impulsionada pelo fenômeno da segunda safra ou “safrinha”. Segundo aponta a Companhia Nacional de Abastecimento (CONAB, 2020), o aumento expressivo da produtividade do milho no Centro-Oeste, cultivado em sucessão à soja, gerou um excedente de

oferta que reduziu os preços regionais do cereal, criando assim uma janela de oportunidade para a sua conversão em energia.

A inserção do etanol de milho no Brasil não ocorreu como substituição à cana, mas como complementaridade, a grande desvantagem da indústria canavieira é a sazonalidade, pois as usinas operam em média apenas 220 dias por ano, mantendo o capital industrial ocioso durante a entressafra. O milho, por ser um grão passível de armazenamento por longos períodos, permite que a indústria opere em regime contínuo, operando em média 330 dias por ano.

Este cenário favoreceu o surgimento de dois modelos de negócios distintos no país, as usinas flex, que são unidades originalmente de cana que foram adaptadas para processar milho na entressafra, diluindo os custos fixos industriais e usinas full, que são unidades projetadas exclusivamente para o processamento de milho, operando com alta eficiência térmica e especialização na produção de coprodutos (EPE, 2019).

Essa expansão consolidou o milho não apenas como alimento, mas como um pilar estratégico da segurança energética nacional, diversificando a oferta de biocombustíveis e reduzindo a dependência climática da safra de cana. Além da segurança energética, a expansão do etanol de milho consolidou o mercado de nutrição animal. A produção gera o DDGS, dried distillers grains with solubles ou grãos secos de destilaria com solúveis, um concentrado proteico de alto valor agregado.

A venda do DDGS é fundamental para a sustentabilidade financeira dessas usinas, criando um ciclo virtuoso onde a produção de energia subsidia a produção de proteína para a pecuária local.

### 3.2.1 Composição do milho

Diferentemente da cana-de-açúcar, que acumula sacarose no colmo na forma de solução aquosa, o milho, *Zea mays*, é um cereal que armazena energia na forma de amido, localizado no endosperma do grão. Essa diferença fisiológica fundamental altera completamente a rota tecnológica industrial, enquanto o açúcar da cana está disponível e solúvel, o amido do milho é um polímero sólido e insolúvel, que necessita de processamento intensivo para ser convertido em açúcares fermentescíveis (Milanez *et al.*, 2014).

A composição do grão é o parâmetro que define o rendimento industrial, segundo Paes (2006), o grão brasileiro típico é composto majoritariamente por amido,

que representa de 70-73% do grão, seguido por proteínas, que representam 8-11%, óleo representa cerca de 3,5-4,5%, fibras em torno de 9-12% e cinzas que representam de 1-1,5%.

O amido é a fração de interesse para a produção de etanol, quimicamente trata-se de um polissacarídeo formado por cadeias de glicose organizadas em duas estruturas, a amilose e a amilopectina, na natureza essas moléculas estão compactadas em grânulos semicristalinos, que são insolúveis em água fria e resistentes ao ataque direto de microrganismos (Pereira, 2017).

Para viabilizar a fermentação, é necessário romper essa estrutura granular, de acordo com Bothast e Schlicher (2005), o processo industrial exige a aplicação de calor em meio aquoso, gerando a gelatinização, com o objetivo de inchar e romper os grânulos de amido, expondo assim as cadeias poliméricas. Na sequência, é obrigatória a utilização de enzimas específicas, como as amilases, para realizar a hidrólise, ou seja, a quebra das longas cadeias de amido em moléculas simples de glicose.

Essa necessidade de "cozinhar" o grão e utilizar insumos biológicos, como enzimas, torna a etapa de preparo do milho mais complexa e consumidora de energia térmica do que a simples extração física do caldo de cana, justificando as diferenças de layout industrial observadas entre as duas rotas.

### 3.2.2 Tecnologias de processamento

O processamento industrial do milho para a produção de etanol pode ser realizado através de duas rotas tecnológicas distintas, diferenciadas fundamentalmente pelo momento em que ocorre a separação dos componentes do grão, sendo elas a moagem úmida, wet milling, e a moagem a seco, dry milling. A escolha entre uma ou outra define o layout da planta, o custo de investimento, CAPEX, e o portfólio de produtos gerados (Milanez *et al.*, 2014).

O processo de moagem úmida caracteriza-se como uma verdadeira biorrefinaria, focada no fracionamento dos componentes do grão antes da etapa de fermentação. Segundo Pereira *et al.* (2012), o processo inicia-se com a maceração dos grãos em água sulfurosa e ácido láctico por 24 a 48 horas, visando amolecer o endosperma e romper as ligações proteicas.

Após a maceração, o grão é processado para separar fisicamente o germe, a fibra e o glúten, restando uma suspensão de amido de alta pureza, apenas este amido

puro é encaminhado para a hidrólise e fermentação, ou comercializado como amido nativo/modificado.

Embora permita a obtenção de múltiplos coprodutos de alto valor agregado, como óleo de milho refinado, farelo de glúten de milho e xaropes de glicose, a moagem úmida exige um investimento de capital elevado e apresenta maior complexidade operacional e consumo de água, sendo economicamente viável apenas para plantas de grande escala que visam mercados alimentícios e farmacêuticos, além do combustível (Pereira, 2017).

A tecnologia de moagem a seco é o padrão dominante na indústria mundial de etanol combustível, representando mais de 90% das usinas nos Estados Unidos e a totalidade das usinas autônomas no Brasil (Stulp, 2020). Neste processo, o grão de milho inteiro limpo é moído em moinhos de martelos ou rolos, sem separação prévia de seus constituintes. A farinha resultante é misturada com água e enzimas para o cozimento, assim como é detalhado por Santos *et al.* (2016), a principal característica deste método é que todos os componentes do grão, amido, proteínas, fibras e gorduras, passem pelos reatores de hidrólise e pelas dornas de fermentação.

A separação dos sólidos ocorre apenas após a destilação, processando a vinhaça de fundo da coluna. Os sólidos recuperados, contendo toda a proteína, fibra e óleo originais do grão, agora concentrados pela remoção do amido, são secos para formar o DDGS.

Segundo a análise econômica de Milanez *et al.* (2014), a rota de moagem a seco apresenta um custo de investimento industrial significativamente menor, cerca de metade a um terço do valor de uma planta com moagem úmida de mesma capacidade, além de possuir menor complexidade operacional.

### 3.2.3 Processamento do milho

Diferentemente da cana-de-açúcar, que exige processamento imediato após a colheita, sendo recomendado no máximo de 48 horas para evitar a degradação da sacarose, o milho é uma matéria-prima estocável. O processo industrial inicia-se com o recebimento dos grãos, que passam por uma pré-limpeza e secagem, quando necessário, antes de serem armazenados em silos, é essa característica logística que permite que a usina operar por tantos dias durante o ano, pois não depende das safras (Bothast; Schlicher, 2005).

Antes do processamento, o milho retirado dos silos passa por um sistema rigoroso de limpeza, a presença de materiais estranhos, como pedras, metais, restos de sabugo e palha, podem causar danos severos aos moinhos e contaminar o mosto fermentativo. Segundo Pereira (2017), esta etapa utiliza um conjunto de peneiras vibratórias para remoção de impurezas por tamanho e separadores magnéticos para remoção de metais ferrosos, a limpeza adequada é crucial para a proteção dos equipamentos mecânicos subsequentes e para a garantia da qualidade do DDGS.

A etapa de moagem é a operação unitária que visa reduzir o tamanho das partículas do grão para expor os grânulos de amido, no processo de moagem a seco, a tecnologia predominante é o uso de Moinhos de Martelos. De acordo com Paes (2006), o moinho de martelos opera por impacto, o grão entra em uma câmara onde martelos metálicos giram em alta velocidade, colidindo com o material até que as partículas atinjam um tamanho pequeno o suficiente para passar através de uma peneira calibrada na saída.

O objetivo da moagem não é apenas quebrar o milho, mas sim promover a ruptura física da matriz proteica e do pericarpo, a casca, que envolvem o amido. O aumento da área de contato da farinha resultante é diretamente proporcional à eficiência da hidrólise, quanto mais exposto o amido, mais fácil será o acesso da água e das enzimas durante o cozimento.

O controle da distribuição de tamanho de partícula, também conhecido como PSD, é um parâmetro crítico de processo, uma moagem muito grossa resulta em baixa conversão de amido, pois as enzimas não conseguem penetrar no centro das partículas maiores, causando perda de rendimento alcoólico. Uma moagem muito fina, favorece a hidrólise, no entanto gera problemas operacionais na etapa de separação final, dificultando a recuperação dos sólidos e aumentando a turbidez da vinhaça fina (Pereira, 2017).

Por conta desses fatores, a indústria busca um diâmetro médio de partícula otimizado, geralmente entre 0,5 mm e 2,0 mm, que equilibre a eficiência enzimática com a operabilidade da separação de sólidos.

#### 3.2.4 Hidrólise

A farinha de milho obtida na moagem não é diretamente fermentescível, pois o amido é uma macromolécula insolúvel, para convertê-lo em açúcares simples, é necessário submeter o mosto a um processo de hidrólise enzimática. No processo

industrial, esta etapa é realizada em dois estágios sequenciais com condições operacionais distintas, a liquefação e a sacarificação (Pereira, 2017).

A primeira etapa, denominada liquefação, ocorre em tanques de cozimento, o objetivo primário é a gelatinização do amido, segundo Milanez *et al.* (2014), quando a suspensão de farinha e água é aquecida acima de 65-70°C, os grânulos de amido absorvem água, incham e perdem sua estrutura cristalina, tornando-se acessíveis ao ataque enzimático.

Simultaneamente ao aquecimento, adiciona-se a enzima  $\alpha$ -amilase, esta enzima atua aleatoriamente nas ligações glicosídicas  $\alpha$ -1,4 internas da cadeia de amido. A sua ação reduz drasticamente a viscosidade do mosto e quebra as longas cadeias em fragmentos menores chamados dextrinas e oligossacarídeos (Paes, 2006).

Para garantir a máxima eficiência da enzima  $\alpha$ -amilase termoestável industrial, o processo opera tipicamente em temperaturas elevadas, na faixa de 85°C a 105°C, e pH controlado entre 5,5 e 6,0. Esta condição térmica elevada também auxilia na esterilização do mosto, eliminando contaminantes bacterianos antes da fermentação (Pereira, 2017).

O produto da liquefação é rico em dextrinas, mas pobre em glicose livre, a levedura *Saccharomyces cerevisiae* não consegue metabolizar dextrinas, portanto, é necessária uma segunda etapa enzimática, a sacarificação. Para esta fase, o mosto deve ser obrigatoriamente resfriado para temperaturas entre 60°C e 65°C, que correspondem à faixa ótima de atividade da segunda enzima, a glucoamilase. Diferentemente da primeira, a glucoamilase atua nas extremidades das cadeias, rompendo tanto as ligações  $\alpha$ -1,4 quanto as ramificações  $\alpha$ -1,6, assim liberando unidades de glicose simples.

O controle de temperatura nesta transição, de cerca de 90°C para 60°C é crítico, se a temperatura for muito alta, a glucoamilase é desativada, desnatura, se a temperatura for muito baixa, a reação torna-se lenta, exigindo tanques de volume excessivo. O produto desta etapa é um mosto rico em glicose e sólidos em suspensão, pronto para a fermentação.

### 3.2.5 Fermentação

Após a sacarificação, o mosto de milho apresenta-se como uma suspensão complexa contendo glicose dissolvida, água e uma carga elevada de sólidos

insolúveis, como fibras, proteínas, lipídios e cinzas provenientes do grão. Diferentemente do processo de cana-de-açúcar, onde o caldo é clarificado antes da fermentação, nessa rota o mosto é fermentado integralmente sem separação prévia de fases.

O mosto resfriado a aproximadamente 30°C-32°C é inoculado com leveduras selecionadas da espécie *Saccharomyces cerevisiae*, devido à presença dos sólidos e à impossibilidade de separá-los por centrifugação simples sem perder o material proteico, o processo industrial de milho opera tipicamente em regime de batelada sem reciclo de células.

Isso significa que ao contrário do processo empregado nas usinas de cana, onde a levedura é recuperada, no milho a levedura atravessa todo o processo, morre na etapa de destilação e incorpora-se à massa de DDGS, enriquecendo o subproduto com proteína unicelular. Conforme é observado por Milanez *et al.* (2014), essa característica exige que a usina mantenha um setor de propagação de fermento robusto, gerando inóculo novo, também chamado de pé-de-cuba, para cada ciclo fermentativo.

A fermentação de milho caracteriza-se por atingir teores alcoólicos finais significativamente superiores aos da cana. Enquanto o vinho de cana estabiliza em 7% a 9% de etanol, o vinho de milho pode atingir concentrações de 12% a 15% (Pereira, 2017).

Este alto teor alcoólico traz vantagens energéticas na destilação, pois é menos água para ser evaporada, mas impõe um estresse severo à levedura, segundo Basso *et al.* (2011), altas concentrações de etanol são tóxicas para o microrganismo, exigindo cepas geneticamente selecionadas ou adaptadas para suportar o ambiente hostil. Além disso, o controle de temperatura é crítico, a reação é exotérmica e a viscosidade do mosto, devido aos sólidos, dificulta a troca térmica, exigindo sistemas de resfriamento eficientes para manter a temperatura abaixo de 34°C e evitar o travamento da fermentação. O tempo de residência também é distinto, a fermentação de milho é mais lenta, durando entre 40 e 60 horas, comparado às 6 a 10 horas típicas da cana, devido à liberação gradual de glicose e à dificuldade de difusão no meio viscoso (Paes, 2006).

### 3.2.6 Destilação e coprodutos

A etapa de recuperação do etanol no processo dry mill apresenta uma diferença fundamental de engenharia em relação à indústria canavieira, a presença de sólidos insolúveis na alimentação da destilaria. Enquanto na cana o vinho é centrifugado antes, no milho o vinho integral contendo cerca de 10% a 15% de sólidos em suspensão é enviado diretamente para as colunas de destilação (Pereira, 2017).

O sistema de destilação deve ser projetado com tecnologias específicas anti-incrustantes, como bandejas de orifícios grandes ou válvulas fixas, para evitar o entupimento pelos sólidos. O processo ocorre em colunas de esgotamento e retificação similares as da cana, onde o etanol é vaporizado pelo topo, seguindo para desidratação, e a água remanescente, juntamente com todos os sólidos não fermentados sai pelo fundo.

Este resíduo de fundo, denominado vinhaça grossa, difere da vinhaça de cana, por ser extremamente rica em nutrientes, em vez de ser descartada ou usada apenas para fertirrigação, ela é a matéria-prima para a produção dos coprodutos de alto valor agregado. O processamento da vinhaça grossa inicia-se na centrifugação através de decantadores horizontais, que separam o fluxo em duas fases, a primeira é a torta úmida, que é a fração sólida, contendo cerca de 65% de umidade, composta majoritariamente por fibras e proteínas insolúveis. A segunda fase é a vinhaça fina, que corresponde a fração líquida, a qual contém água, sólidos solúveis e proteínas suspensas.

Segundo Milanez *et al.* (2014), a gestão da vinhaça fina é crítica para o balanço hídrico e energético da planta, uma parte dela (cerca de 15% a 30%) é reciclada para o início do processo como água de maceração, economizando água nova, o restante é enviado para evaporadores de múltiplo efeito, onde é concentrada até se tornar um xarope viscoso, rico em proteínas e gorduras solúveis.

A etapa final consiste na mistura da torta úmida com o xarope, essa mistura é enviada para secadores rotativos a tambor, geralmente aquecidos a gás natural ou biomassa, onde a umidade é reduzida para níveis entre 10% e 12%. O produto resultante é o DDGS.

Conforme destacam Bothast e Schlicher (2005), o DDGS não é um resíduo, mas sim um coproduto essencial, devido à remoção do amido durante a fermentação, os demais nutrientes do milho, proteínas, fibras e óleo, sofrem uma concentração de

aproximadamente três vezes no DDGS, tornando-o um ingrediente premium para a nutrição de ruminantes, suínos e aves. A receita obtida com a venda do DDGS é responsável por amortecer a volatilidade do preço do milho, sendo determinante para a competitividade das usinas brasileiras.

## 4 MATERIAIS E MÉTODOS

O desenvolvimento deste trabalho baseou-se na modelagem computacional de duas plantas industriais de produção de etanol anidro, visando a análise comparativa técnica entre as rotas de cana-de-açúcar e milho. As simulações foram realizadas utilizando o software Aspen Plus, na sua versão V12.1 (Aspen Technology, Inc.). A escolha deste simulador justifica-se pela sua robustez no cálculo de balanços de massa e energia em processos químicos complexos e pela extensa base de dados de propriedades físicas.

Para a predição das propriedades termodinâmicas e do equilíbrio líquido-vapor da mistura etanol-água, adotou-se o pacote de propriedades NRTL (Non-Random Two-Liquid), este modelo é o padrão industrial para sistemas que apresentam fortes desvios da idealidade e formação de azeótropo, como é o caso das soluções alcoólicas.

Devido à presença de biomassa sólida em ambos os processos, foram definidos componentes do tipo non-conventional (não-convencionais), que são componentes que não tem suas características listadas na base de dados do software, eles foram usados para representar a fibra, amido, proteínas e as cinzas. Para o cálculo de entalpia e densidade destes sólidos, foi utilizado, respectivamente, os modelos HCOALGEN e DCOALIGT, que são modelos genéricos que permitem definir os parâmetros dos componentes não convencionais, baseados nas análises imediata (proximate) e elementar (ultimate) dos componentes, são nessas análises que se insere as características dos componentes não convencionais.

A caracterização química das correntes de alimentação foi definida com base em parâmetros médios representativos da agroindústria brasileira, a fim de garantir a verossimilhança dos resultados de rendimento. Para a cana-de-açúcar, considerou-se a composição em base úmida, sendo a fração mássica de água de 71,4%, representando a umidade da cana, a sacarose com uma fração de 12,6%, fibras sendo de 13%, cinzas e impurezas 2%.

Para a simulação da rota do milho, a corrente de entrada foi definida considerando um grão com 15% de umidade. A fração sólida foi caracterizada sendo a fração mássica do amido 72%, a fibra englobando os componentes não fermentescíveis insolúveis com uma fração de 18% e proteínas com 10%.

Com o objetivo de estabelecer uma base de comparação equivalente entre as duas rotas tecnológicas, definiu-se como premissa de projeto uma capacidade produtiva anual próxima de 83 milhões de litros de etanol anidro para ambos os cenários.

O cálculo das vazões de alimentação considerou as características logísticas e a sazonalidade de cada matéria-prima, para a rota do milho, devido à possibilidade de estocagem dos grãos, considerou-se um período operacional estendido de 330 dias por ano, 7.920 horas. Em contrapartida, para a rota da cana-de-açúcar, o período de operação foi limitado à duração da safra, totalizando 220 dias por ano, 5.280 horas.

Dessa forma, as vazões mássicas de entrada foram ajustadas em cada simulação para que, respeitando os dias operacionais de cada cultura, o volume final acumulado chegasse próximo da meta estipulada. Adicionalmente, também foi definida a especificação de pureza do etanol em aproximadamente 99,6% (m/m) para ambas as simulações, garantindo que a comparação de rendimentos e insumos fosse realizada sobre produtos de qualidade equivalentes.

## 5 RESULTADOS E DISCUSSÕES

### 5.1 Simulação da obtenção de etanol anidro a partir da cana

A modelagem do processo produtivo de etanol a partir da cana-de-açúcar foi desenvolvida buscando representar as condições operacionais de uma destilaria autônoma típica do cenário brasileiro, operando sob o ciclo Melle-Boinot. O modelo computacional, implementado no simulador Aspen Plus V12.1, atingiu a convergência de massa e energia em todos os blocos operacionais, validando a topologia proposta.

Para garantir a representatividade dos resultados, a simulação considerou a complexidade termodinâmica da mistura etanol-água através do modelo NRTL, além de tratar a presença de biomassa, como fibras e impurezas, através de componentes não convencionais, os componentes que fizeram parte dessa simulação estão listados abaixo, na Figura 1:

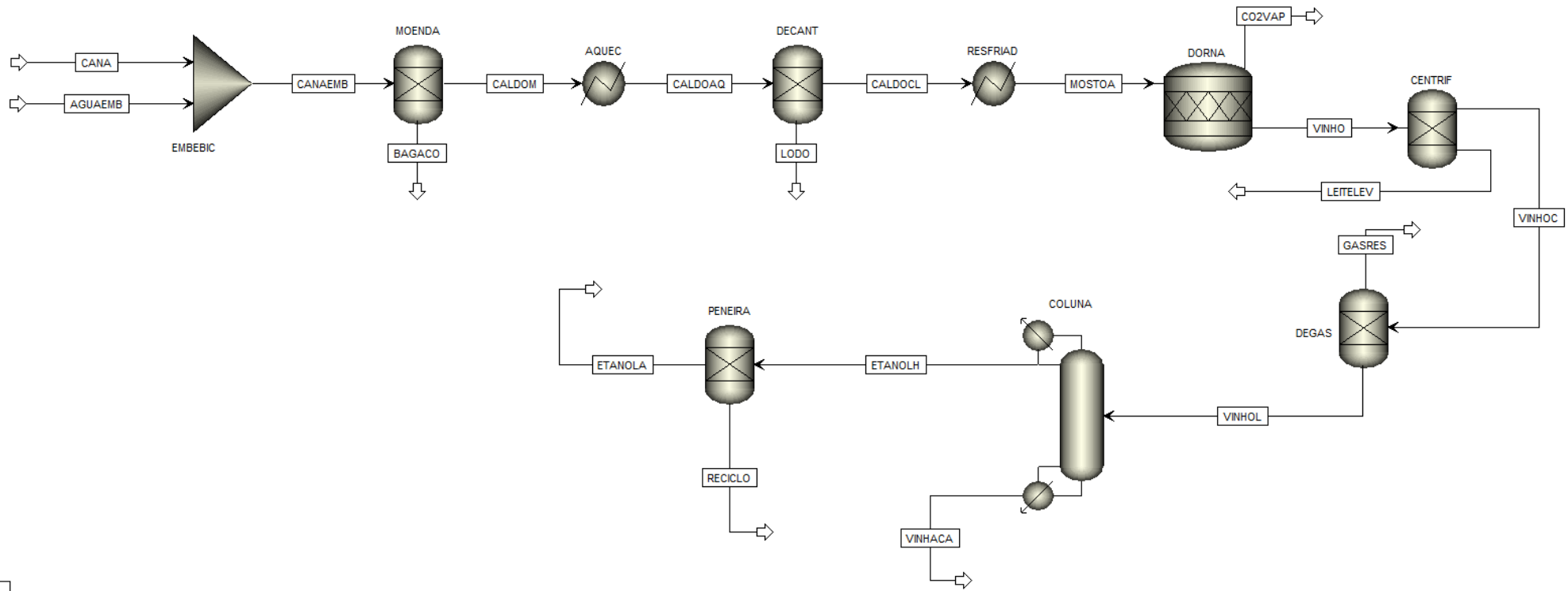
**Figura 1 - Componentes da produção de etanol a partir da cana**

Component ID	Type	Component name	Alias	CAS number
▶ ETANOL	<i>Conventional</i>	ETHANOL	C2H6O-2	64-17-5
▶ AGUA	<i>Conventional</i>	WATER	H2O	7732-18-5
▶ CO2	<i>Conventional</i>	CARBON-DIOXIDE	CO2	124-38-9
▶ GLICOSE	<i>Conventional</i>	DEXTROSE	C6H12O6	50-99-7
▶ FIBRA	<b>Nonconventional</b>			
▶ CINZAS	<b>Nonconventional</b>			
▶ FRUTOSE	<i>Conventional</i>	DEXTROSE	C6H12O6	50-99-7
▶ SACAROSE	<i>Conventional</i>	SUCROSE	C12H22O11	57-50-1

**Fonte: Autoria própria (2025)**

O fluxograma global do processo simulado, detalhando a interconexão entre as operações unitárias de extração, tratamento, fermentação e destilação, é apresentado abaixo, conforme apresentado na Figura 2:

Figura 2 - Vista geral simulação produção de etanol a partir da cana

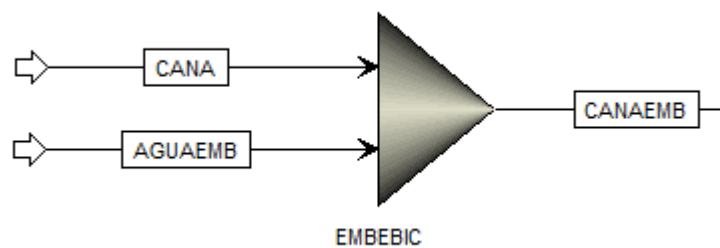


Fonte: Autoria própria (2025)

### 5.1.1 Caracterização da matéria-prima e etapa de embebição

A primeira operação unitária simulada consiste na recepção e preparo da cana-de-açúcar, representada no fluxograma pelo bloco EMBEBIC. Este misturador tem a função de homogeneizar a carga de alimentação com a água de embebição antes da entrada no terno de moagem, simulando o aumento da eficiência de extração por difusão e lavagem das fibras.

**Figura 3 - Etapa de recepção e preparo da cana**



**Fonte: Autoria própria (2025)**

A corrente de alimentação CANA foi definida com uma vazão mássica total de 175.000 kg/h, devido a particularidades do Aspen Plus, esta corrente foi modelada através de duas subcorrentes distintas para representar adequadamente as fases física e química da biomassa.

Fase líquida, composta pela água vegetativa e pelos açúcares dissolvidos, a Figura 4 apresenta a composição desta subcorrente, destacando a entrada de 22.000 kg/h de sacarose e 124.950 kg/h de água, totalizando uma vazão de fase líquida de 148.700 kg/h.

Fase sólida, composta pelas fibras e materiais inorgânicos insolúveis, conforme a Figura 5, a vazão de sólidos foi estabelecida em 26.300 kg/h, para o cálculo preciso das propriedades termodinâmicas entalpia e densidade destes componentes, foram definidos os atributos de análise imediata (PROXANAL) e elementar (ULTANAL). As cinzas foram modeladas como 100% material inorgânico, enquanto a fibra foi caracterizada por sua composição elementar de carbono, hidrogênio e oxigênio, permitindo o fechamento correto do balanço de massa e energia na queima do bagaço, conforme mostram as Figuras 6 e 7.

**Figura 4 – Alimentação CANA, componentes convencionais**

Specifications

Flash Type: **Temperature** Pressure

State variables

Temperature: 25 C

Pressure: 1 bar

Vapor fraction:

Total flow basis: **Mass**

Total flow rate: 175000 kg/hr

Solvent:

Reference Temperature

Volume flow reference temperature: C

Component concentration reference temperature: C

Composition: **Mass-Flow** kg/hr

Component	Value
ETANOL	0
AGUA	124950
CO2	0
GLICOSE	875
FRUTOSE	875
SACAROSE	22000
<b>Total</b>	<b>148700</b>

Fonte: Autoria própria (2025)

**Figura 5 – Alimentação CANA, componentes não-convencionais**

Specifications

State variables

Substream name: **NCPD**

Temperature: 25 C

Pressure: 1 bar

Total flow basis: **Mass**

Total flow rate: kg/hr

Composition: **Mass-Flow** kg/hr

Component	Value
FIBRA	22800
CINZAS	3500
<b>Total</b>	<b>26300</b>

Fonte: Autoria própria (2025)

**Figura 6 – Análise imediata fibra**

Component Attribute

Component ID  FIBRA

Attribute ID  PROXANAL

	Element	Value
>	MOISTURE	0
>	FC	12,5
>	VM	84,5
>	ASH	3

Fonte: Aatoria própria (2025)

**Figura 7 - Análise elementar fibra**

Component Attribute

Component ID  FIBRA

Attribute ID  ULTANAL

	Element	Value
>	ASH	3
>	CARBON	47
>	HYDROGEN	6,5
>	NITROGEN	0,5
>	CHLORINE	0
>	SULFUR	0
>	OXYGEN	43

Fonte: Aatoria própria (2025)

Para maximizar a extração da sacarose, adicionou-se uma corrente de água de embebição, AGUAEMB, com vazão de 40.000 kg/h. Conforme detalhado na Figura 8, esta corrente foi especificada a uma temperatura de 60°C. O aquecimento prévio da água é uma prática industrial padrão que visa diluir o caldo residual nas células da cana e reduzir a viscosidade, facilitando a transferência de massa na moenda, sem elevar excessivamente a temperatura a ponto de extrair ceras indesejáveis.

**Figura 8 - Corrente de água**

Flash Type: Temperature Pressure

State variables

Temperature:  C

Pressure:  bar

Vapor fraction:

Total flow basis: Mass

Total flow rate:  kg/hr

Solvent:

Reference Temperature

Volume flow reference temperature:  C

Component concentration reference temperature:  C

Composition: Mass-Frac

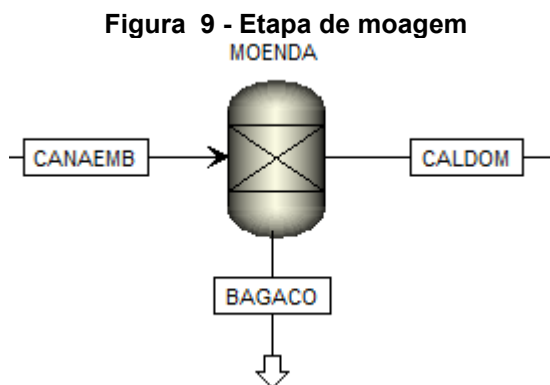
▶	Component	Value
▶	ETANOL	
▶	AGUA	1
▶	CO2	
▶	GLICOSE	
▶	FRUTOSE	
▶	SACAROSE	
Total		1

Fonte: Autoria própria (2025)

O produto deste bloco, a corrente CANAEMB, segue para o separador de moagem com uma vazão total de 215.000 kg/h, combinando a massa da cana integral e a água adicionada.

### 5.1.2 Moagem

Após a etapa de embebição, a massa integral segue para a unidade de separação física, representada no fluxograma pelo bloco MOENDA, apresentado pela Figura 9. Nesta operação unitária, simulou-se o efeito mecânico dos ternos de moagem, que aplicam pressão hidráulica para separar a fase líquida, rica em açúcares, da fase sólida, fibra.



Fonte: Autoria própria (2025)

A corrente de alimentação do moinho, denominada CANAEMB, cujo resultados são representados na Figura 10, apresentou uma vazão mássica total de 241.300 kg/h. Nota-se que devido à adição prévia de água, a fração mássica de água nesta corrente é de aproximadamente 77,5%, enquanto a carga total de sacarose disponível para extração é de 25.891,1 kg/h.

**Figura 10 - Composição CANAEMB**

<b>- Mass Flows</b>	<b>kg/hr</b>	<b>241300</b>
ETANOL	kg/hr	0
AGUA	kg/hr	187049
CO2	kg/hr	0
GLICOSE	kg/hr	1029,76
FIBRA	kg/hr	22800
CINZAS	kg/hr	3500
FRUTOSE	kg/hr	1029,76
SACAROSE	kg/hr	25891,1
<b>- Mass Fractions</b>		
ETANOL		0
AGUA		0,775174
CO2		0
GLICOSE		0,00426754
FIBRA		0,0944882
CINZAS		0,0145048
FRUTOSE		0,00426754
SACAROSE		0,107298

**Fonte: Autoria própria (2025)**

O processo de separação resultou em duas correntes de saída distintas, a primeira se refere ao resíduo sólido, é a corrente BAGACO, que representa o bagaço que é separado nas moendas para queima na caldeira, na qual seus resultados são apresentados na Figura 11. O balanço de massa aponta uma vazão de 52.669,7 kg/h, carreando a totalidade das fibras insolúveis (22.800 kg/h) e das cinzas (3.500 kg/h) que entraram no sistema. Um parâmetro crítico de qualidade observado nesta corrente é o teor de umidade. A simulação indicou a presença de 25.251,7 kg/h de água, resultando em uma umidade final de aproximadamente 47,9%. Este valor é tecnicamente ideal, situando-se na faixa de 48-52% recomendada pela literatura para

garantir o poder calorífico inferior (PCI) necessário para a combustão eficiente nas caldeiras. Observa-se ainda uma perda residual de sacarose no bagaço de 1.035,64 kg/h.

**Figura 11 - Composição BAGACO**

<b>- Mass Flows</b>	<b>kg/hr</b>	<b>52669,7</b>
ETANOL	kg/hr	0
AGUA	kg/hr	25251,7
CO2	kg/hr	0
GLICOSE	kg/hr	41,1903
FIBRA	kg/hr	22800
CINZAS	kg/hr	3500
FRUTOSE	kg/hr	41,1903
SACAROSE	kg/hr	1035,64
<b>- Mass Fractions</b>		
ETANOL		0
AGUA		0,479435
CO2		0
GLICOSE		0,00078205
FIBRA		0,432886
CINZAS		0,0664519
FRUTOSE		0,00078205
SACAROSE		0,019663

**Fonte: Autoria própria (2025)**

A segunda corrente gerada é o CALDOM, que representa o caldo misto, que contém o extrato líquido recuperado, conforme apresentado na figura 12, com uma vazão total de 188.630 kg/h, esta corrente transporta 24.855,4 kg/h de sacarose. Ao comparar a sacarose recuperada no caldo com a sacarose total alimentada, obtém-se uma eficiência de extração de 96%. Este resultado traz a validação da configuração do separador para simular uma moenda industrial de alta performance, maximizando a disponibilidade de açúcares para a fermentação subsequente.

Figura 12 - Composição CALDOM

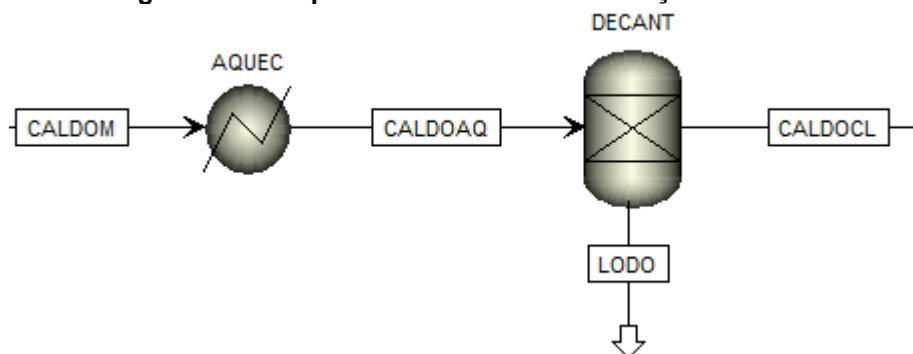
- Mass Flows		kg/hr	188630
ETANOL		kg/hr	0
AGUA		kg/hr	161798
CO2		kg/hr	0
GLICOSE		kg/hr	988,568
FIBRA		kg/hr	0
CINZAS		kg/hr	0
FRUTOSE		kg/hr	988,568
SACAROSE		kg/hr	24855,4
- Mass Fractions			
ETANOL			0
AGUA			0,857751
CO2			0
GLICOSE			0,00524077
FIBRA			0
CINZAS			0
FRUTOSE			0,00524077
SACAROSE			0,131768

Fonte: Autoria própria (2025)

### 5.1.3 Tratamento térmico e clarificação

O caldo misto extraído nas moendas, embora rico em sacarose, carrega uma quantidade significativa de impurezas coloidais, terra e carga microbiana que necessitam ser removidas antes da fermentação. A Figura 13 apresenta a seção de tratamento modelada, composta pelo trocador de calor AQUEC e pelo decantador DECANT.

Figura 13 – Etapa de tratamento e clarificação do caldo



Fonte: Autoria própria (2025)

Inicialmente, o caldo misto passa pelo bloco AQUEC, onde é submetido a um tratamento térmico até atingir a temperatura de 105°C. A corrente resultante, CALDOAQ, mantém a vazão mássica integral de 188.630 kg/h, alterando apenas suas propriedades energéticas.

Na sequência, o fluido entra no separador DECANT, que simula a ação gravitacional de um clarificador industrial, o equipamento divide o fluxo em duas fases. A fase densa, removida pelo fundo, é a corrente de LODO, conforme Figura 14. A simulação resultou em uma geração de lodo de 1.886,3 kg/h, o que corresponde a 1,0% da vazão de alimentação. A perda de sacarose associada a esta corrente foi de 248,55 kg/h, embora represente uma perda de processo, a remoção deste material é mandatária para evitar incrustações nos equipamentos de destilação e inibição da levedura.

**Figura 14 - Composição LODO**

<b>- Mass Flows</b>	<b>kg/hr</b>	<b>1886,3</b>
ETANOL	kg/hr	0
AGUA	kg/hr	1617,98
CO2	kg/hr	0
GLICOSE	kg/hr	9,88568
FIBRA	kg/hr	0
CINZAS	kg/hr	0
FRUTOSE	kg/hr	9,88568
SACAROSE	kg/hr	248,554
<b>- Mass Fractions</b>		
ETANOL		0
AGUA		0,857751
CO2		0
GLICOSE		0,00524077
FIBRA		0
CINZAS		0
FRUTOSE		0,00524077
SACAROSE		0,131768

**Fonte: Autoria própria (2025)**

O produto principal desta etapa é o caldo clarificado, representado pela corrente CALDOCL, o qual é representado na Figura 15, esta corrente apresenta uma

vazão mássica de 186.744 kg/h e carrega consigo 24.606,9 kg/h de sacarose, ao comparar com a entrada, observa-se que 99% do açúcar original foi recuperado nesta fase. O caldo clarificado nesta etapa encontra-se estéril e fisicamente limpo, pronto para ser resfriado e inoculado na etapa de fermentação.

**Figura 15 - Composição CALDOCL**

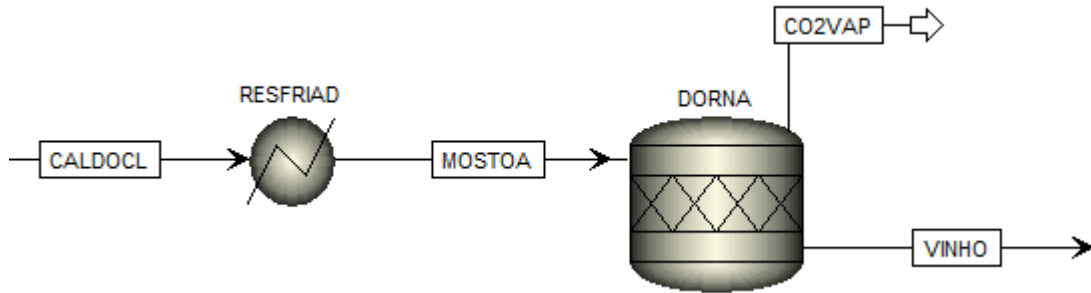
<b>- Mass Flows</b>	<b>kg/hr</b>	<b>186744</b>
ETANOL	kg/hr	0
AGUA	kg/hr	160180
CO2	kg/hr	0
GLICOSE	kg/hr	978,682
FIBRA	kg/hr	0
CINZAS	kg/hr	0
FRUTOSE	kg/hr	978,682
SACAROSE	kg/hr	24606,9
<b>- Mass Fractions</b>		
ETANOL		0
AGUA		0,857751
CO2		0
GLICOSE		0,00524077
FIBRA		0
CINZAS		0
FRUTOSE		0,00524077
SACAROSE		0,131768

**Fonte: Autoria própria (2025)**

#### 5.1.4 Resfriamento do mosto e fermentação alcoólica

Após a clarificação, o caldo encontra-se fisicamente limpo, porém em temperatura elevada, para viabilizar a atividade metabólica das leveduras, é mandatária a redução térmica do fluido. A Figura 16 ilustra a seção de fermentação, composta pelo trocador de calor RESFRIAD e pelo reator de conversão DORNA.

**Figura 16 - Etapa de resfriamento e fermentação**



Fonte: Autoria própria (2025)

O trocador de calor ajustou a temperatura da corrente de alimentação para 32°C, gerando a corrente denominada MOSTOA, que representa o mosto de alimentação. Conforme os dados apresentados na Figura 17, esta corrente entra no reator com uma vazão de 186.744 kg/h, transportando uma carga de carboidratos de aproximadamente 24.606 kg/h de sacarose e 1.957 kg/h de açúcares redutores. A manutenção da temperatura em 32°C é crítica, pois valores superiores a 34-35°C poderiam inibir a fermentação e favorecer contaminações bacterianas.

**Figura 17 - Composição MOSTOA**

<b>- Mass Flows</b>	<b>kg/hr</b>	<b>186744</b>
ETANOL	kg/hr	0
AGUA	kg/hr	160180
CO2	kg/hr	0
GLICOSE	kg/hr	978,682
FIBRA	kg/hr	0
CINZAS	kg/hr	0
FRUTOSE	kg/hr	978,682
SACAROSE	kg/hr	24606,9
<b>- Mass Fractions</b>		
ETANOL		0
AGUA		0,857751
CO2		0
GLICOSE		0,00524077
FIBRA		0
CINZAS		0
FRUTOSE		0,00524077
SACAROSE		0,131768

Fonte: Autoria própria (2025)

No reator DORNA, simulou-se a conversão estequiométrica dos açúcares, resultando na liberação de produtos gasosos e líquidos, a fase gasosa é representada pela corrente CO2VAP, dados apresentados na Figura 18, que apresentou uma vazão mássica total de 6963,18 kg/h.

A análise desta corrente indica uma produção de 6726,88 kg/h de dióxido de carbono, confirmando a eficiência da reação de Gay-Lussac, observa-se também uma perda de etanol por arraste de 102,765 kg/h.

**Figura 18 - Composição CO2VAP**

<b>- Mass Flows</b>	<b>kg/hr</b>	<b>6963,18</b>
ETANOL	kg/hr	102,765
AGUA	kg/hr	133,541
CO2	kg/hr	6726,88
GLICOSE	kg/hr	6,73721e-12
FIBRA	kg/hr	0
CINZAS	kg/hr	0
FRUTOSE	kg/hr	6,73721e-12
SACAROSE	kg/hr	3,19218e-08
<b>- Mass Fractions</b>		
ETANOL		0,0147583
AGUA		0,0191782
CO2		0,966064
GLICOSE		9,67548e-16
FIBRA		0
CINZAS		0
FRUTOSE		9,67548e-16
SACAROSE		4,58436e-12

**Fonte: Autoria própria (2025)**

O produto principal da reação é o vinho fermentado, representado pela corrente VINHO, cuja composição é apresentada na Figura 19, a simulação indicou o consumo quase total dos substratos, com teores residuais de sacarose, glicose e frutose virtualmente nulos, evidenciando uma eficiência de conversão próxima a 100% no modelo cinético adotado. A corrente de vinho apresentou uma vazão de 179.781

kg/h, contendo 12.601,3 kg/h de etanol. Ao calcular a concentração alcoólica da mistura, obtém-se um teor de aproximadamente 7% (m/m), este valor está em perfeita consonância com as práticas industriais de cana-de-açúcar, onde o teor alcoólico é tipicamente mantido entre 7% e 9% para evitar a toxidez do etanol às leveduras e garantir a fluidez do processo.

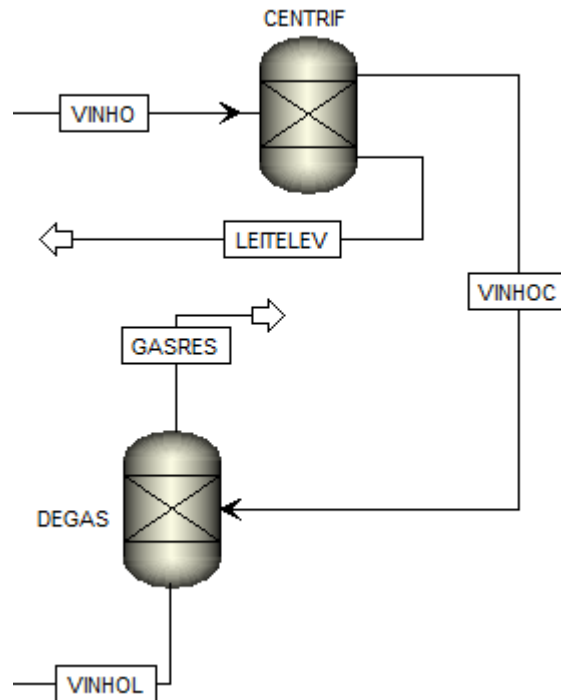
**Figura 19 - Composição VINHO**

<b>- Mass Flows</b>	<b>kg/hr</b>	<b>179781</b>
ETANOL	kg/hr	12601,3
AGUA	kg/hr	158764
CO2	kg/hr	5409,31
GLICOSE	kg/hr	1380,01
FIBRA	kg/hr	0
CINZAS	kg/hr	0
FRUTOSE	kg/hr	1380,01
SACAROSE	kg/hr	246,069
<b>- Mass Fractions</b>		
ETANOL		0,0700925
AGUA		0,883098
CO2		0,0300884
GLICOSE		0,00767609
FIBRA		0
CINZAS		0
FRUTOSE		0,00767609
SACAROSE		0,00136871

**Fonte: Autoria própria (2025)**

### 5.1.5 Recuperação de leveduras e degaseificação

Após a fermentação, o vinho bruto contém uma elevada carga de sólidos em suspensão, as células de levedura, e gases dissolvidos, a Figura 20 apresenta o fluxograma desta etapa, composta pelo separador centrífugo (CENTRIF) e pelo vaso de degaseificação (DEGAS).

**Figura 20 - Etapa de centrifugação e degaseificação do vinho**

**Fonte: Autoria própria (2025)**

A primeira operação é a centrifugação, característica central do processo Melle-Boinot, que permite a recuperação da biomassa para reutilização em ciclos subsequentes. O bloco CENTRIF separou a corrente de alimentação em duas fases, a fase densa, denominada LEITELEV, que é o leite de levedura, concentra a biomassa celular que retorna ao processo, com composição apresentada na Figura 20. Esta corrente de reciclo é fundamental para manter a alta densidade celular nas dornas, garantindo a velocidade da reação fermentativa e reduzindo a necessidade de propagação contínua de novo fermento.

Figura 21 - Composição LEITELEV

<b>– Mass Flows</b>	<b>kg/hr</b>	<b>9272,24</b>
ETANOL	kg/hr	63,0064
AGUA	kg/hr	793,821
CO2	kg/hr	5409,31
GLICOSE	kg/hr	1380,01
FIBRA	kg/hr	0
CINZAS	kg/hr	0
FRUTOSE	kg/hr	1380,01
SACAROSE	kg/hr	246,069
<b>– Mass Fractions</b>		
ETANOL		0,00679517
AGUA		0,0856126
CO2		0,583388
GLICOSE		0,148833
FIBRA		0
CINZAS		0
FRUTOSE		0,148833
SACAROSE		0,0265382

Fonte: Autoria própria (2025)

A fase leve é o vinho centrifugado, VINHOC, isento de sólidos, apresentado na Figura 22, a simulação indicou uma vazão de 170.509 kg/h para esta corrente. Nota-se que, embora livre de células, este fluido ainda se encontra saturado com dióxido de carbono dissolvido proveniente da fermentação.

Figura 22 - Composição VINHOC

<b>- Mass Flows</b>	<b>kg/hr</b>	<b>170509</b>
ETANOL	kg/hr	12538,3
AGUA	kg/hr	157970
CO2	kg/hr	0
GLICOSE	kg/hr	0
FIBRA	kg/hr	0
CINZAS	kg/hr	0
FRUTOSE	kg/hr	0
SACAROSE	kg/hr	0
<b>- Mass Fractions</b>		
ETANOL		0,0735346
AGUA		0,926465
CO2		0
GLICOSE		0
FIBRA		0
CINZAS		0
FRUTOSE		0
SACAROSE		0

Fonte: Autoria própria (2025)

A alimentação direta de um líquido saturado com gás em colunas de destilação pode ocasionar instabilidades hidráulicas severas e erros na leitura de temperatura dos pratos. Para mitigar esse risco, simulou-se um vaso flash, denominado DEGAS, operando à pressão atmosférica, o equipamento promoveu a liberação do gás residual pela corrente GASRES, removendo o CO<sub>2</sub> remanescente e traços de outros voláteis leves.

O produto desta seção é o vinho limpo e degaseificado, denominado VINHOL, composição apresentada na Figura 23, que constitui a carga efetiva da destilação, a vazão final obtida foi de 170.446 kg/h. Ao comparar com a entrada do degaseificador, observa-se uma perda de massa mínima, preservando a carga de etanol, 12.475 kg/h, e água para a etapa de separação térmica.

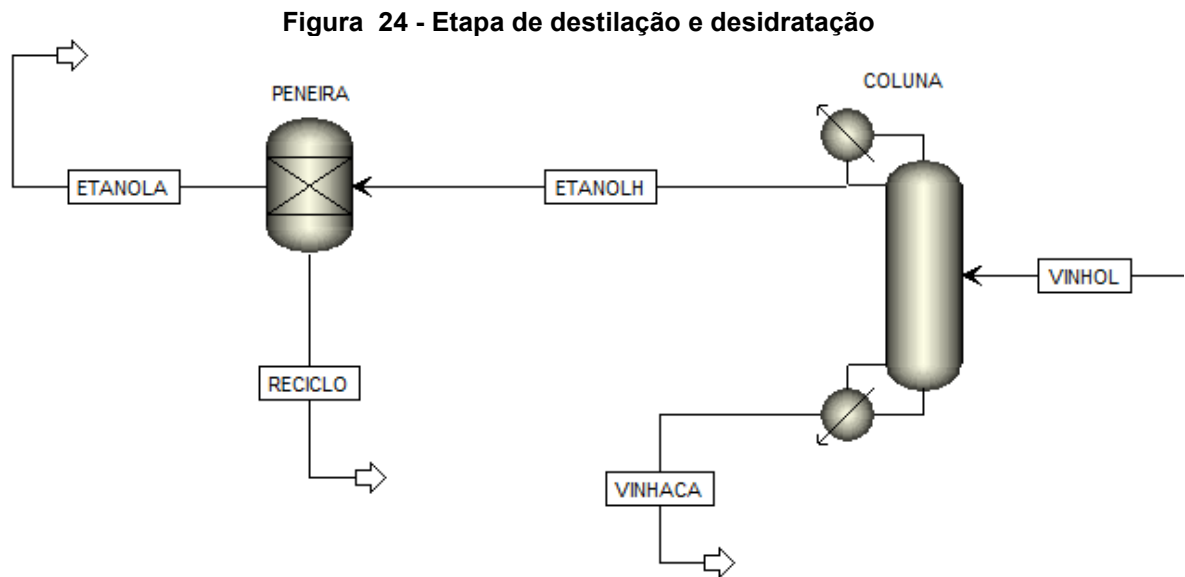
Figura 23 - Composição VINHOL

<b>- Mass Flows</b>	<b>kg/hr</b>	<b>170446</b>
ETANOL	kg/hr	12475,6
AGUA	kg/hr	157970
CO2	kg/hr	0
GLICOSE	kg/hr	0
FIBRA	kg/hr	0
CINZAS	kg/hr	0
FRUTOSE	kg/hr	0
SACAROSE	kg/hr	0
<b>- Mass Fractions</b>		
ETANOL		0,0731938
AGUA		0,926806
CO2		0
GLICOSE		0
FIBRA		0
CINZAS		0
FRUTOSE		0
SACAROSE		0

Fonte: Autoria própria (2025)

#### 5.1.6 Destilação e desidratação final

A etapa final do processo consiste na separação térmica dos componentes da mistura binária etanol-água, a Figura 24 apresenta o fluxograma desta seção, onde o vinho tratado, VINHOL, alimenta a coluna de destilação, COLUNA, cujo produto de topo segue para o sistema de desidratação por peneiras moleculares, representada pelo bloco PENEIRA.



Fonte: Autoria própria (2025)

O processo de destilação foi simulado utilizando o modelo rigoroso RadFrac, que considera o equilíbrio de fases não-ideal em múltiplos estágios. A eficiência da coluna pode ser comprovada pela análise da corrente de fundo, denominada VINHACA, apresentada na Figura 25.

A simulação indicou uma vazão de 157.457 kg/h para este resíduo, o dado mais relevante, é a fração mássica de etanol nesta corrente, que foi da ordem virtualmente zero, isso demonstra que a coluna foi capaz de realizar o esgotamento completo do álcool, não havendo perdas significativas do produto pelo fundo. A relação calculada de volume de vinhaça gerada por volume de etanol produzido situou-se próxima a 12,8 L/L, condizente com os valores típicos da indústria, que gira em torno de 10 a 13 L/L.

Figura 25 - Composição VINHACA

<b>- Mass Flows</b>	<b>kg/hr</b>	<b>157457</b>
ETANOL	kg/hr	0,202155
AGUA	kg/hr	157457
CO2	kg/hr	0
GLICOSE	kg/hr	0
FIBRA	kg/hr	0
CINZAS	kg/hr	0
FRUTOSE	kg/hr	0
SACAROSE	kg/hr	0
<b>- Mass Fractions</b>		
ETANOL		1,28387e-06
AGUA		0,999999
CO2		0
GLICOSE		0
FIBRA		0
CINZAS		0
FRUTOSE		0
SACAROSE		0

Fonte: Autoria própria (2025)

Pelo topo da coluna, obteve-se a corrente ETANOLH, que é o Etanol Hidratado, apresentada na Figura 26, com uma vazão de 13.006,1 kg/h, esta corrente atingiu uma pureza de 96,14% (m/m). Este valor encontra-se no ponto azeotrópico do sistema etanol-água à pressão atmosférica, confirmando o limite termodinâmico da destilação convencional, onde não é possível aumentar a concentração alcoólica apenas por fornecimento de calor.

**Figura 26 - Composição ETANOLH**

<b>- Mass Flows</b>	<b>kg/hr</b>	<b>13006,1</b>
ETANOL	kg/hr	12504
AGUA	kg/hr	502,067
CO2	kg/hr	0
GLICOSE	kg/hr	0
FIBRA	kg/hr	0
CINZAS	kg/hr	0
FRUTOSE	kg/hr	0
SACAROSE	kg/hr	0
<b>- Mass Fractions</b>		
ETANOL		0,961398
AGUA		0,0386025
CO2		0
GLICOSE		0
FIBRA		0
CINZAS		0
FRUTOSE		0
SACAROSE		0

**Fonte: Autoria própria (2025)**

Para a obtenção do etanol anidro, a corrente azeotrópica foi processada no bloco PENEIRA, que simula a adsorção seletiva da água em leito de zeólitas. O processo gera uma corrente residual denominada RECICLO, composição apresentada na Figura 27, composta pela água removida, 64,3%, e uma parcela de etanol arrastado na regeneração, 35,6%. Cabe ressaltar que, em uma planta industrial, esta corrente retornaria obrigatoriamente para a coluna de retificação para recuperação do álcool, porém nesta simulação, optou-se por configurar o RECICLO como uma corrente de saída aberta, esta estratégia de modelagem visa evitar problemas de convergência numérica em loops de reciclo complexos no simulador, permitindo quantificar a massa exata de água removida e etanol a recuperar sem introduzir instabilidade no balanço global.

**Figura 27 - Composição RECICLO**

<b>- Mass Flows</b>	<b>kg/hr</b>	<b>701,941</b>
ETANOL	kg/hr	250,08
AGUA	kg/hr	451,86
CO2	kg/hr	0
GLICOSE	kg/hr	0
FIBRA	kg/hr	0
CINZAS	kg/hr	0
FRUTOSE	kg/hr	0
SACAROSE	kg/hr	0
<b>- Mass Fractions</b>		
ETANOL		0,35627
AGUA		0,64373
CO2		0
GLICOSE		0
FIBRA		0
CINZAS		0
FRUTOSE		0
SACAROSE		0

**Fonte: Autoria própria (2025)**

O produto final do processo é a corrente ETANOLA, composição apresentada na Figura 28, que representa o Etanol Anidro comercial, a simulação resultou em uma produção de 12.304,1 kg/h com uma pureza final de 99,59% (m/m). Este resultado valida integralmente o modelo proposto, pois a especificação atingida supera o mínimo exigido pela ANP (99,3%), garantindo a qualidade do biocombustível para mistura na gasolina ou uso industrial, seguindo a métrica de 220 dias de funcionamento, essa planta teria uma produção de aproximadamente 82,34 milhões de litros de etanol anidro.

**Figura 28 - Composição ETANOLA**

<b>- Mass Flows</b>	<b>kg/hr</b>	<b>12304,1</b>
ETANOL	kg/hr	12253,9
AGUA	kg/hr	50,2067
CO2	kg/hr	0
GLICOSE	kg/hr	0
FIBRA	kg/hr	0
CINZAS	kg/hr	0
FRUTOSE	kg/hr	0
SACAROSE	kg/hr	0
<b>- Mass Fractions</b>		
ETANOL		0,99592
AGUA		0,00408047
CO2		0
GLICOSE		0
FIBRA		0
CINZAS		0
FRUTOSE		0
SACAROSE		0

Fonte: Autoria própria (2025)

## 5.2 Simulação da obtenção de etanol anidro a partir do milho

A segunda rota tecnológica avaliada neste estudo consiste na produção de etanol anidro a partir de grãos de milho, utilizando a tecnologia de moagem a seco, dry mill. O modelo computacional foi desenvolvido no Aspen Plus V12.1 e atingiu a convergência satisfatória, permitindo a análise dos balanços de massa e rendimentos desta matéria-prima amilácea, os componentes que fizeram parte dessa simulação estão listados abaixo, na Figura 29.

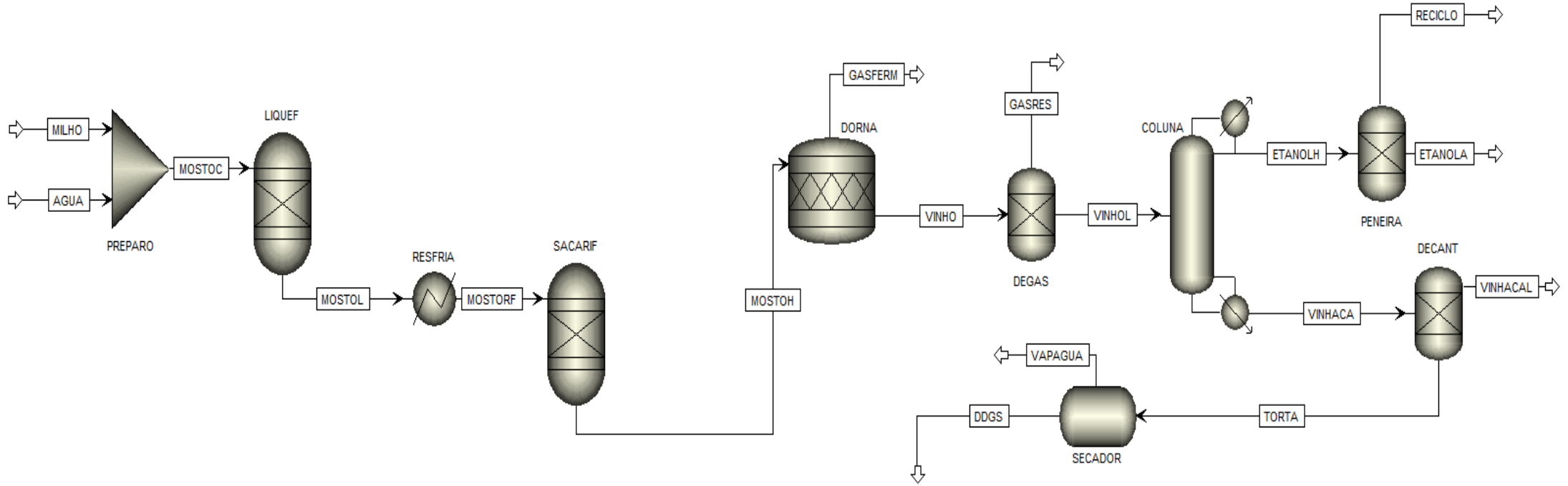
**Figura 29 - Componentes da produção de etanol a partir do milho**

Component ID	Type	Component name	Alias	CAS number
▶ ETHANOL	<i>Conventional</i>	ETHANOL	C2H6O-2	64-17-5
▶ WATER	<i>Conventional</i>	WATER	H2O	7732-18-5
▶ CO2	<i>Conventional</i>	CARBON-DIOXIDE	CO2	124-38-9
▶ GLUCOSE	<i>Conventional</i>	DEXTROSE	C6H12O6	50-99-7
▶ AMIDO	<b>Nonconventional</b>			
▶ FIBRA	<b>Nonconventional</b>			
▶ PROTEINA	<b>Nonconventional</b>			

**Fonte: Autoria própria (2025)**

Diferentemente da simulação da cana-de-açúcar, este modelo exigiu uma abordagem distinta para a conversão do substrato, foi necessário implementar etapas sequenciais de hidrólise enzimática, liquefação e sacarificação, para converter o amido granular em açúcares fermentescíveis. Além disso, a simulação considerou a fermentação de mosto integral, onde sólidos insolúveis, como fibras e proteínas, atravessam o processo até a etapa de separação final. O fluxograma global do processo simulado, detalhando as operações de preparo, conversão enzimática, fermentação e recuperação de coprodutos, como o DDGS, é apresentado abaixo na Figura 30.

Figura 30 - Vista geral simulação produção de etanol a partir do milho



Fonte: Autoria própria (2025)

### 5.2.1 Caracterização do milho e preparo do mosto

A etapa inicial da simulação consiste na recepção do grão e sua mistura com água de processo para a formação da suspensão que será hidrolisada. A Figura 31 apresenta o bloco misturador PREPARO, responsável por homogeneizar a farinha de milho com a água aquecida.



**Fonte: Autoria própria (2025)**

A corrente de alimentação MILHO foi definida com uma vazão mássica total de 25.000 kg/h, Figura 32. Para representar a complexidade do grão moído no simulador, utilizou-se a abordagem de subcorrentes não convencionais, onde a fração sólida foi especificada através de uma distribuição de massa. Conforme detalhado na Figura 33, a base seca do milho, 21.250 kg/h, foi caracterizada com a seguinte composição mássica: 72% de amido, 18% de fibra e 10% de proteína. Esta discriminação é fundamental, pois apenas a fração de amido participará das reações de conversão em etanol, enquanto as fibras e proteínas comportam-se como inertes na fermentação, compondo o volume do DDGS final.

**Figura 32 - Alimentação MILHO, componentes convencionais**

Specifications

Flash Type: **Temperature** | **Pressure**

State variables:

Temperature: 25 C

Pressure: 1 bar

Vapor fraction: [ ]

Total flow basis: **Mass**

Total flow rate: 25000 kg/hr

Solvent: [ ]

Reference Temperature:

Volume flow reference temperature: [ ] C

Component concentration reference temperature: [ ] C

Composition: **Mass-Frac**

Component	Value
ETHANOL	
WATER	0,15
CO2	
GLUCOSE	
<b>Total</b>	<b>0,15</b>

Fonte: Autoria própria (2025)

**Figura 33 - Alimentação MILHO, componentes não-convencionais**

State variables:

Substream name: **NCPSD**

Temperature: 25 C

Pressure: 1 bar

Total flow basis: **Mass**

Total flow rate: 21250 kg/hr

Composition: **Mass-Frac**

Component	Value
AMIDO	0,72
FIBRA	0,18
PROTEINA	0,1
<b>Total</b>	<b>1</b>

Fonte: Autoria própria (2025)

Para que o Aspen Plus calcule corretamente as propriedades termodinâmicas destes sólidos complexos, é obrigatória a definição de suas estruturas químicas através das análises imediata (PROXANAL) e elemental (ULTANAL), as Figuras 34 e 35 apresentam, respectivamente, os parâmetros inseridos para o componente amido. Cabe ressaltar que, por limitação da base de dados para biomassa específica, esta mesma estrutura analítica foi replicada para os componentes fibra e proteína, permitindo o fechamento do balanço de energia sem erros de estimativa de densidade sólida.

**Figura 34 - Análise imediata amido**

Component Attribute

Component ID  AMIDO

Attribute ID  PROXANAL

	Element	Value
>	MOISTURE	0
>	FC	15
>	VM	83,5
>	ASH	1,5

Fonte: Autoria própria (2025)

**Figura 35 - Análise elementar amido**

Component Attribute

Component ID  AMIDO

Attribute ID  ULTANAL

	Element	Value
>	ASH	1,5
>	CARBON	44,8
>	HYDROGEN	6,2
>	NITROGEN	1,4
>	CHLORINE	0
>	SULFUR	0
>	OXYGEN	46

Fonte: Autoria própria (2025)

A hidratação da farinha foi realizada pela corrente AGUA, composição apresentada na Figura 36, ela é injetada no misturador a uma temperatura de 60°C, o aquecimento prévio da água de processo visa favorecer o inchamento dos grânulos de amido e reduzir a carga térmica necessária no reator de liquefação subsequente.

**Figura 36 - Composição AGUA**

Specifications

Flash Type: **Temperature** | **Pressure**

State variables:

Temperature:  **C**

Pressure:  **bar**

Vapor fraction:

Total flow basis: **Mass**

Total flow rate:  **kg/hr**

Solvent:

Reference Temperature:

Volume flow reference temperature:  **C**

Component concentration reference temperature:  **C**

Composition: **Mass-Frac**

Component	Value
ETHANOL	
WATER	<b>1</b>
CO2	
GLUCOSE	

Total:

**Fonte: Autoria própria (2025)**

O produto desta etapa é a corrente MOSTOC, que representa um mosto cru, cujos resultados são apresentados na Figura 37, a vazão total obtida foi de 96.250 kg/h, a análise da corrente demonstra a consistência do balanço de massa, observa-se a presença de 15.300 kg/h de amido disponível para hidrólise, acompanhado por 3.825 kg/h de fibras e 2.125 kg/h de proteínas.

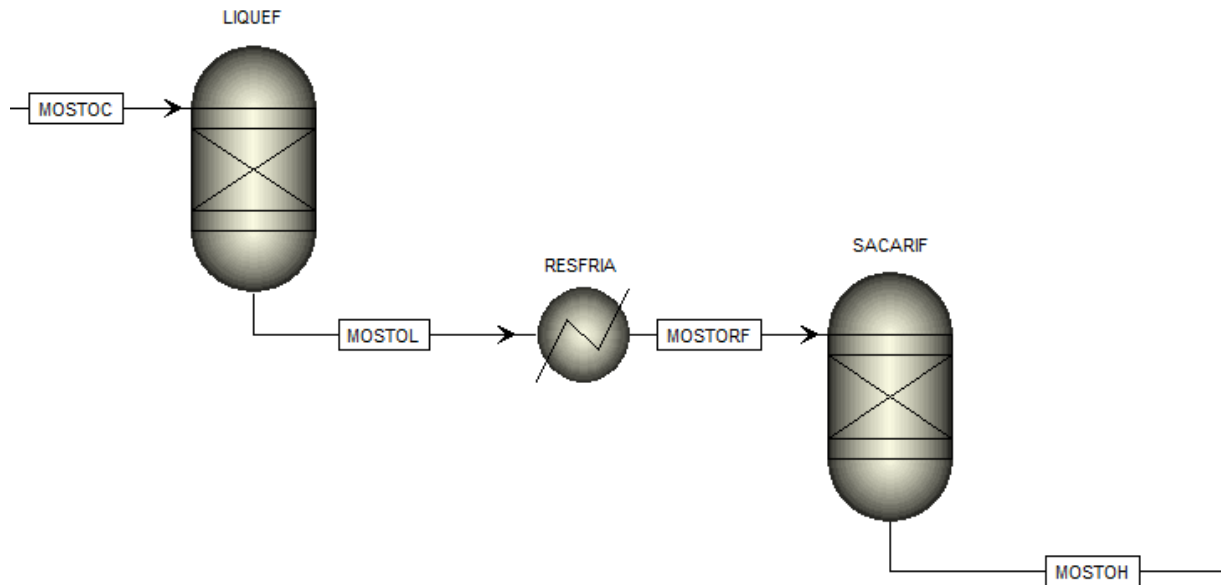
Figura 37 - Composição MOSTOC

<b>- Mass Flows</b>	<b>kg/hr</b>	<b>96250</b>
ETHANOL	kg/hr	0
WATER	kg/hr	75000
CO2	kg/hr	0
GLUCOSE	kg/hr	0
AMIDO	kg/hr	15300
FIBRA	kg/hr	3825
PROTEINA	kg/hr	2125
<b>- Mass Fractions</b>		
ETHANOL		0
WATER		0,779221
CO2		0
GLUCOSE		0
AMIDO		0,158961
FIBRA		0,0397403
PROTEINA		0,0220779

Fonte: Autoria própria (2025)

### 5.2.2 Hidrólise enzimática: liquefação e sacarificação

A suspensão de farinha hidratada, a corrente MOSTOC, não é fermentescível diretamente, pois o amido encontra-se em sua forma polimérica insolúvel, para disponibilizar os açúcares à levedura, simulou-se o processo de hidrólise em dois estágios térmicos e enzimáticos distintos. A Figura 38 apresenta o fluxograma desta seção, evidenciando os reatores LIQUEF e SACARIF intermediados pelo trocador de calor RESFRIA.

**Figura 38 - Etapa de liquefação e sacarificação**

**Fonte: Autoria própria (2025)**

A primeira etapa, denominada Liquefação, ocorre no reator LIQUEF, operando a 90°C, esta fase simulou a ação da enzima  $\alpha$ -amilase, responsável pela gelatinização dos grânulos de amido e quebra das cadeias longas em dextrinas. A Figura 39 apresenta a composição da corrente de saída MOSTOL, que é o Mosto Liquefeito, observa-se que a conversão é apenas parcial, dos 15.300 kg/h de amido que entraram, ainda restam 15.688 kg/h na forma de polímeros e uma fração inicial de glicose, 4.331 kg/h, começa a ser formada, o objetivo principal é reduzir a viscosidade e preparar o substrato.

**Figura 39 - Composição MOSTOL**

<b>- Mass Flows</b>	<b>kg/hr</b>	<b>96250</b>
ETHANOL	kg/hr	0
WATER	kg/hr	68530
CO2	kg/hr	0
GLUCOSE	kg/hr	4331,25
AMIDO	kg/hr	15688,8
FIBRA	kg/hr	4908,75
PROTEINA	kg/hr	2791,25
<b>- Mass Fractions</b>		
ETHANOL		0
WATER		0,712
CO2		0
GLUCOSE		0,045
AMIDO		0,163
FIBRA		0,051
PROTEINA		0,029

**Fonte: Autoria própria (2025)**

Para a segunda etapa enzimática, é obrigatório o ajuste térmico do fluido. O trocador de calor RESFRIA reduziu a temperatura da corrente para 60°C, gerando o MOSTORF, que representa um mosto resfriado. Esta correção é fundamental para atingir a faixa ótima de atividade da enzima glucoamilase e evitar sua desnaturação térmica.

O mosto condicionado entra então no reator SACARIF, que representa a etapa da sacarificação, diferente da etapa anterior, aqui a simulação projetou a conversão total das dextrinas em açúcares fermentescíveis. A eficácia desta operação é comprovada pelos resultados da corrente de saída MOSTOH, com composição conforme Figura 40. Nota-se uma mudança drástica no perfil químico, a massa de amido residual caiu para apenas 192,3 kg/h, muito baixa, enquanto a concentração de Glicose saltou para 21.442,3 kg/h.

Este resultado valida o modelo cinético de conversão adotado, demonstrando que o processo foi capaz de liberar mais de 21 toneladas de açúcar por hora a partir da farinha, mantendo as fibras (4.903 kg/h) e proteínas (2.788 kg/h) inalteradas para

compor o DDGS futuramente. O mosto agora encontra-se rico em glicose e na temperatura correta para seguir para a fermentação.

**Figura 40 - Composição MOSTOH**

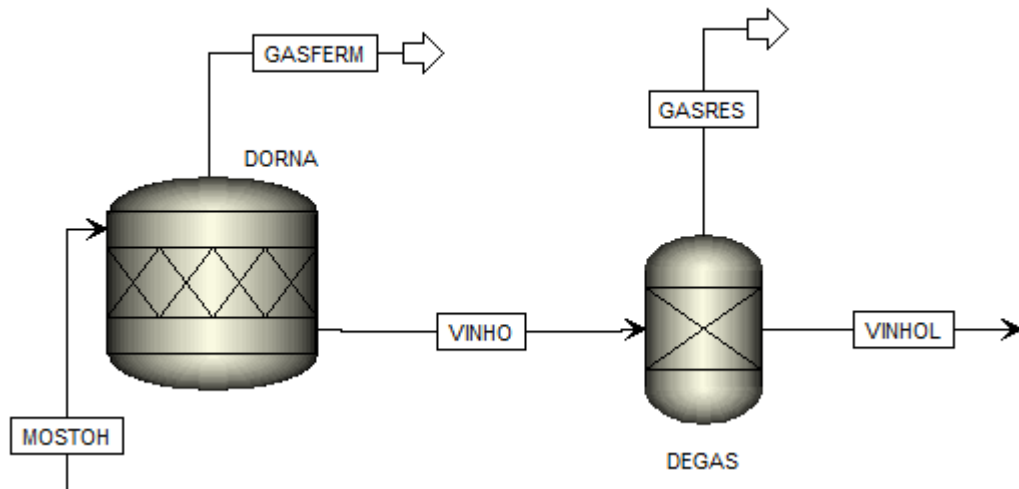
<b>- Mass Flows</b>	<b>kg/hr</b>	<b>96250</b>
ETHANOL	kg/hr	0
WATER	kg/hr	66923,1
CO2	kg/hr	0
GLUCOSE	kg/hr	21442,3
AMIDO	kg/hr	192,308
FIBRA	kg/hr	4903,85
PROTEINA	kg/hr	2788,46
<b>- Mass Fractions</b>		
ETHANOL		0
WATER		0,695305
CO2		0
GLUCOSE		0,222777
AMIDO		0,001998
FIBRA		0,0509491
PROTEINA		0,028971

**Fonte: Autoria própria (2025)**

### 5.2.3 Fermentação

Após a hidrólise, o mosto sacarificado contendo glicose e todos os sólidos insolúveis do grão é encaminhado para a etapa de fermentação, diferentemente da cana, onde o caldo é limpo, aqui fermenta-se uma suspensão espessa, o mosto integral, a Figura 41 apresenta o fluxograma desta seção.

**Figura 41 - Etapa de fermentação**



**Fonte: Autoria própria (2025)**

A reação ocorre no reator DORNA, onde as leveduras convertem a glicose em etanol e dióxido de carbono, a fase gasosa gerada é removida pelo topo do reator através da corrente GASFERM, com composição apresentada na Figura 42. A simulação indicou uma produção intensa de 7.309 kg/h de CO<sub>2</sub> nesta corrente, observa-se também a presença de 185,9 kg/h de Etanol e água na fase vapor. Industrialmente, essa corrente seria direcionada a uma torre de absorção, lavador de gases, com o objetivo de recuperar esse álcool arrastado, mas nessa simulação, este fluxo foi contabilizado como perda técnica inerente ao processo exotérmico.

Figura 42 - Composição GASFERM

<b>- Mass Flows</b>	<b>kg/hr</b>	<b>7638,2</b>
ETHANOL	kg/hr	185,925
WATER	kg/hr	143,19
CO2	kg/hr	7309,08
GLUCOSE	kg/hr	1,7697e-11
AMIDO	kg/hr	0
FIBRA	kg/hr	0
PROTEINA	kg/hr	0
<b>- Mass Fractions</b>		
ETHANOL		0,0243415
WATER		0,0187465
CO2		0,956912
GLUCOSE		2,3169e-15
AMIDO		0
FIBRA		0
PROTEINA		0

Fonte: Autoria própria (2025)

O produto líquido do reator é a corrente VINHO, a composição dessa corrente é apresentada na Figura 43, essa corrente carrega o etanol e o gás dissolvido para o sistema de separação, devido à alta viscosidade e saturação, esta corrente passa pelo vaso flash DEGAS para remoção de bolhas antes do bombeamento para a destilaria. A importância desta etapa é evidenciada pela corrente GASRES, apresentado na Figura 44, onde 2.433 kg/h de CO<sub>2</sub> residual foram removidos. Sem essa degaseificação prévia, esse gás seria liberado dentro da coluna de destilação, causando espuma e perda de eficiência.

Figura 43 - Composição VINHO

<b>- Mass Flows</b>	<b>kg/hr</b>	<b>88611,8</b>
ETHANOL	kg/hr	10012,7
WATER	kg/hr	66779,9
CO2	kg/hr	2433,66
GLUCOSE	kg/hr	1500,96
AMIDO	kg/hr	192,308
FIBRA	kg/hr	4903,85
PROTEINA	kg/hr	2788,46
<b>- Mass Fractions</b>		
ETHANOL		0,112995
WATER		0,753623
CO2		0,0274643
GLUCOSE		0,0169386
AMIDO		0,00217023
FIBRA		0,0553408
PROTEINA		0,0314683

Fonte: Autoria própria (2025)

Figura 44 - Composição GASRES

<b>- Mass Flows</b>	<b>kg/hr</b>	<b>2433,66</b>
ETHANOL	kg/hr	0
WATER	kg/hr	0
CO2	kg/hr	2433,66
GLUCOSE	kg/hr	0
AMIDO	kg/hr	0
FIBRA	kg/hr	0
PROTEINA	kg/hr	0
<b>- Mass Fractions</b>		
ETHANOL		0
WATER		0
CO2		1
GLUCOSE		0
AMIDO		0
FIBRA		0
PROTEINA		0

Fonte: Autoria própria (2025)

O resultado consolidado desta etapa é o vinho degaseificado, representado pela corrente VINHOL, apresentado na Figura 45, esta corrente constitui a carga efetiva da destilação e apresenta os indicadores de desempenho mais importantes da rota do milho, a vazão total foi de 86.178 kg/h, contendo 10.012,7 kg/h de Etanol. A análise da fração mássica revela um teor alcoólico de 11,61% (m/m).

**Figura 45 - Composição VINHOL**

<b>- Mass Flows</b>	<b>kg/hr</b>	<b>86178,1</b>
ETHANOL	kg/hr	10012,7
WATER	kg/hr	66779,9
CO2	kg/hr	0
GLUCOSE	kg/hr	1500,96
AMIDO	kg/hr	192,308
FIBRA	kg/hr	4903,85
PROTEINA	kg/hr	2788,46
<b>- Mass Fractions</b>		
ETHANOL		0,116186
WATER		0,774905
CO2		0
GLUCOSE		0,017417
AMIDO		0,00223151
FIBRA		0,0569036
PROTEINA		0,0323569

**Fonte: Autoria própria (2025)**

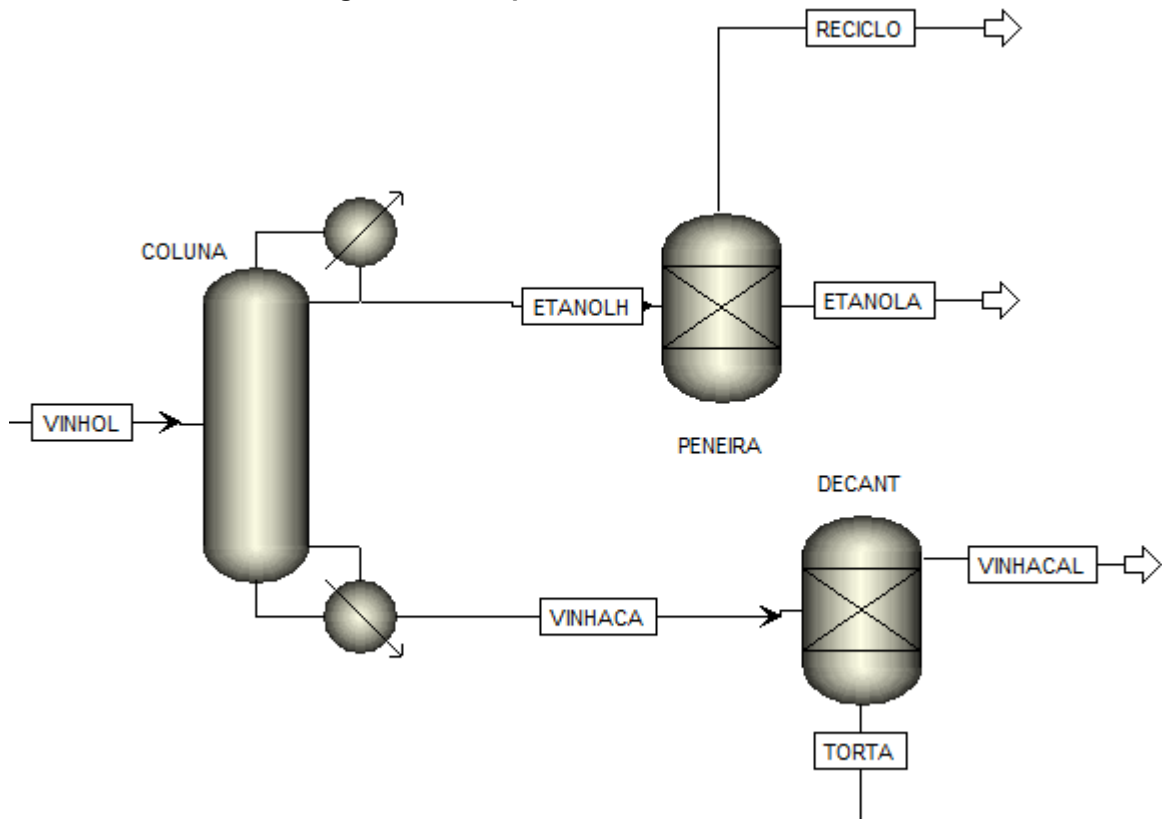
Este resultado confirma a característica de fermentação de alto teor alcoólico do milho, sendo significativamente superior aos 7% obtidos na simulação da cana-de-açúcar, além disso, nota-se a presença de 4.903 kg/h de fibra e 2.788 kg/h de proteína entrando na destilaria, esses sólidos que atravessaram a fermentação inertes, serão recuperados posteriormente como DDGS.

#### 5.2.4 Destilação e recuperação de DDGS

A etapa final do processamento do milho envolve a separação do etanol e o tratamento dos resíduos sólidos para a geração de coprodutos. A Figura 46 apresenta

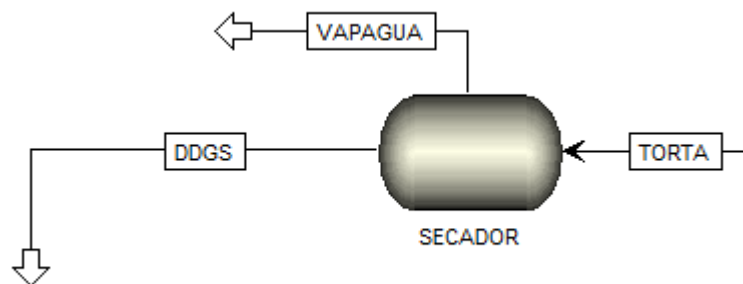
a topologia da área de destilação e desidratação, enquanto a Figura 47 detalha o setor de secagem de DDGS.

**Figura 46 – Etapa de destilação e desidratação**



Fonte: Autoria própria (2025)

**Figura 47 - Etapa de secagem DDGS**



Fonte: Autoria própria (2025)

O vinho degaseificado, VINHOL, alimenta a coluna de destilação, onde ocorre a separação térmica, diferente da cana, aqui a coluna opera com uma carga de sólidos em suspensão. Pelo topo, obteve-se a corrente ETANOLH, conforme mostra a Figura 48, com vazão de 9.000 kg/h e pureza de 93,56% (m/m). Nota-se que a graduação

alcoólica de saída da coluna ficou ligeiramente abaixo do ponto azeotrópico (96%). Isso é característico de simulações com mosto integral, onde a presença de sólidos altera o equilíbrio líquido-vapor nos pratos da coluna, mas essa pureza é suficiente para a alimentação das peneiras moleculares.

**Figura 48 – Composição ETANOLH**

<b>– Mass Flows</b>	<b>kg/hr</b>	<b>9000</b>
ETHANOL	kg/hr	8420,77
WATER	kg/hr	579,23
CO2	kg/hr	0
GLUCOSE	kg/hr	2,53317e-170
AMIDO	kg/hr	0
FIBRA	kg/hr	0
PROTEINA	kg/hr	0
<b>– Mass Fractions</b>		
ETHANOL		0,935641
WATER		0,0643589
CO2		0
GLUCOSE		2,81463e-174
AMIDO		0
FIBRA		0
PROTEINA		0

**Fonte: Autoria própria (2025)**

O etanol hidratado segue para o bloco PENEIRA, onde a água residual é adsorvida. O sistema gera uma corrente de regeneração denominada RECICLO, apresentado na Figura 49, composta por água, cerca de 76%, e uma fração de etanol, cerca de 23%, arrastada no processo. Assim como na simulação da cana, esta corrente foi configurada como saída aberta para fins de convergência numérica, embora industrialmente ela retorne à retificação.

**Figura 49 - Composição RECICLO**

<b>- Mass Flows</b>	<b>kg/hr</b>	<b>718,684</b>
ETHANOL	kg/hr	168,415
WATER	kg/hr	550,269
CO2	kg/hr	0
GLUCOSE	kg/hr	0
AMIDO	kg/hr	0
FIBRA	kg/hr	0
PROTEINA	kg/hr	0
<b>- Mass Fractions</b>		
ETHANOL		0,234339
WATER		0,765661
CO2		0
GLUCOSE		0
AMIDO		0
FIBRA		0
PROTEINA		0

**Fonte: Autoria própria (2025)**

O produto do processo é o Etanol Anidro, representado pela corrente ETANOLA, composição apresentada na Figura 50, a simulação alcançou uma vazão de produção de 8.281,3 kg/h com uma pureza final de 99,65% (m/m), atendendo com folga às especificações de qualidade da ANP (mínimo de 99,3%). Considerando o funcionamento dessa usina por 330 dias, o volume de produção anual seria de aproximadamente 83,13 milhões de litros de etanol anidro.

Figura 50 - Composição ETANOLA

<b>- Mass Flows</b>	<b>kg/hr</b>	<b>8281,31</b>
ETHANOL	kg/hr	8252,35
WATER	kg/hr	28,9615
CO2	kg/hr	0
GLUCOSE	kg/hr	0
AMIDO	kg/hr	0
FIBRA	kg/hr	0
PROTEINA	kg/hr	0
<b>- Mass Fractions</b>		
ETHANOL		0,996503
WATER		0,00349721
CO2		0
GLUCOSE		0
AMIDO		0
FIBRA		0
PROTEINA		0

Fonte: Autoria própria (2025)

Simultaneamente, o fundo da coluna gera a corrente VINHACA, apresentada na Figura 51, com vazão de 77.178 kg/h, esta corrente carrega toda a água não evaporada e os sólidos do grão, fibras e proteínas, o teor de etanol residual é desprezível, indicando bom esgotamento.

**Figura 51 - Composição VINHACA**

<b>- Mass Flows</b>	<b>kg/hr</b>	<b>77178,1</b>
ETHANOL	kg/hr	1591,91
WATER	kg/hr	66200,7
CO2	kg/hr	0
GLUCOSE	kg/hr	1500,96
AMIDO	kg/hr	192,308
FIBRA	kg/hr	4903,85
PROTEINA	kg/hr	2788,46
<b>- Mass Fractions</b>		
ETHANOL		0,0206265
WATER		0,857764
CO2		0
GLUCOSE		0,019448
AMIDO		0,00249174
FIBRA		0,0635393
PROTEINA		0,0361302

**Fonte: Autoria própria (2025)**

Para a recuperação dos sólidos, a vinhaça passa pelo decantador centrífugo DECANT, que separa as fases, a fase líquida, denominada VINHACAL, representa a maior parte do volume, cerca de 55.660 kg/h, sendo composta majoritariamente por água, mais de 95%, e sólidos solúveis, conforme aponta Figura 52. Industrialmente, parte dessa corrente retornaria para o preparo do mosto e o restante seria evaporado, mas esta simulação, focou-se na recuperação da fase sólida.

**Figura 52 - Composição VINHACAL**

<b>- Mass Flows</b>	<b>kg/hr</b>	<b>55660</b>
ETHANOL	kg/hr	1273,53
WATER	kg/hr	52960,5
CO2	kg/hr	0
GLUCOSE	kg/hr	1425,91
AMIDO	kg/hr	0
FIBRA	kg/hr	0
PROTEINA	kg/hr	0
<b>- Mass Fractions</b>		
ETHANOL		0,0228805
WATER		0,951501
CO2		0
GLUCOSE		0,0256183
AMIDO		0
FIBRA		0
PROTEINA		0

**Fonte: Autoria própria (2025)**

A fase sólida separada é a TORTA, com a composição apresentada na Figura 53, com vazão de 21.518 kg/h, esta corrente concentra as fibras (4.903 kg/h) e proteínas (2.788 kg/h), mas ainda possui uma umidade elevada de aproximadamente 61,5%.

Figura 53 - Composição Torta

<b>- Mass Flows</b>	<b>kg/hr</b>	<b>21518,2</b>
ETHANOL	kg/hr	318,382
WATER	kg/hr	13240,1
CO2	kg/hr	0
GLUCOSE	kg/hr	75,0481
AMIDO	kg/hr	192,308
FIBRA	kg/hr	4903,85
PROTEINA	kg/hr	2788,46
<b>- Mass Fractions</b>		
ETHANOL		0,014796
WATER		0,6153
CO2		0
GLUCOSE		0,00348766
AMIDO		0,00893699
FIBRA		0,227893
PROTEINA		0,129586

Fonte: Autoria própria (2025)

Para obter o produto comercial, a torta é enviada ao SECADOR, o processo remove 13.030 kg/h de água na forma de vapor pela corrente VAPAGUA, composição apresentada na Figura 54, resultando no coproduto final DDGS, com composição conforme Figura 55. A vazão de DDGS obtida foi de 8.487,7 kg/h. A composição final apresenta 57,7% de fibras, 32,8% de proteínas e uma umidade residual de apenas 6,2%, caracterizando um produto de altíssimo teor proteico e excelente estabilidade para armazenamento.

Figura 54 - Composição VAPAGUA

<b>– Mass Flows</b>	<b>kg/hr</b>	<b>13030,5</b>
ETHANOL	kg/hr	317,289
WATER	kg/hr	12713,2
CO2	kg/hr	0
GLUCOSE	kg/hr	3,27409e-05
AMIDO	kg/hr	0
FIBRA	kg/hr	0
PROTEINA	kg/hr	0
<b>– Mass Fractions</b>		
ETHANOL		0,0243498
WATER		0,97565
CO2		0
GLUCOSE		2,51265e-09
AMIDO		0
FIBRA		0
PROTEINA		0

Fonte: Autoria própria (2025)

Figura 55 - Composição DDGS

<b>– Mass Flows</b>	<b>kg/hr</b>	<b>8487,71</b>
ETHANOL	kg/hr	1,09375
WATER	kg/hr	526,953
CO2	kg/hr	0
GLUCOSE	kg/hr	75,048
AMIDO	kg/hr	192,308
FIBRA	kg/hr	4903,85
PROTEINA	kg/hr	2788,46
<b>– Mass Fractions</b>		
ETHANOL		0,000128863
WATER		0,0620843
CO2		0
GLUCOSE		0,00884197
AMIDO		0,0226572
FIBRA		0,577758
PROTEINA		0,328529

Fonte: Autoria própria (2025)

## 6 CONCLUSÕES E SUGESTÕES

### 6.1 Conclusões

O presente trabalho atingiu seu objetivo principal ao desenvolver e comparar, através de simulação computacional no software Aspen Plus V12.1, as rotas tecnológicas de produção de etanol anidro a partir da cana-de-açúcar e do milho. A utilização do pacote termodinâmico NRTL e a modelagem de componentes sólidos não convencionais mostraram-se adequadas para representar o comportamento real das biorrefinarias, permitindo o fechamento satisfatório dos balanços de massa em ambos os cenários.

A análise dos resultados quantitativos demonstrou uma equivalência produtiva das plantas simuladas, para a rota da cana-de-açúcar, operando em regime de safra, por 220 dias, obteve-se uma produção anual de aproximadamente 82,3 milhões de litros, processando 175.000 kg/h de matéria-prima. Já para a rota do milho, operando em regime estendido, por 330 dias, a produção alcançou 83,1 milhões de litros, consumindo cerca de 25.000 kg/h de grãos. Em ambos os casos, o produto final atendeu às especificações da ANP para etanol anidro, com pureza superior a 99,5% (m/m) garantida pelo uso de peneiras moleculares.

Sob a ótica operacional, o estudo evidenciou diferenças fundamentais de engenharia, a simulação da cana-de-açúcar confirmou ser um processo de movimentação intensiva de massa líquida, gerando grandes volumes de vinhaça, cerca de 12 L por litro de etanol, e caracterizando-se por um teor alcoólico fermentativo mais baixo, em torno de 7%. Em contrapartida, a rota do milho revelou-se um processo quimicamente mais complexo, exigindo etapas estritas de hidrólise enzimática, como a liquefação e sacarificação, mas resultando em mostos de alta gravidade, com teor alcoólico final superior a 11,6%, o que favorece a eficiência energética da destilação.

A comparação dos coprodutos destacou a vocação distinta de cada matriz, enquanto a cana-de-açúcar sustenta sua viabilidade na autossuficiência energética através da queima do bagaço, o milho consolida-se pela agregação de valor via proteína animal. A simulação da recuperação do DDGS demonstrou que os sólidos não fermentescíveis, fibras e proteínas, que seriam um passivo operacional, transformam-se em um subproduto essencial para a sustentabilidade econômica da planta.

Conclui-se que tecnicamente não há sobreposição, mas sim complementaridade entre as tecnologias, o etanol de milho apresenta-se como a solução ideal para ocupar a ociosidade industrial das usinas de cana durante a entressafra, maximizando o uso dos ativos instalados. As ferramentas de simulação empregadas neste trabalho provaram ser indispensáveis para o dimensionamento e otimização desses processos integrados, oferecendo uma base sólida para a tomada de decisão em projetos de engenharia no setor sucroenergético.

## **6.2 Sugestões**

Visando o aprofundamento do estudo aqui iniciado, sugerem-se as seguintes abordagens para pesquisas futuras:

- Realizar a integração energética entre as correntes de processo, avaliando o uso do vapor da destilação para o aquecimento na etapa de hidrólise do milho.
- Desenvolver uma análise econômica detalhada, CAPEX e OPEX, comparando o custo de produção do litro de etanol nas diferentes tecnologias.

## REFERÊNCIAS

- AMORIM, H. V. *et al.* Scientific challenges of bioethanol production in Brazil. **Applied Microbiology and Biotechnology**, v. 91, n. 5, p. 1267-1275, 2011.
- ANDRIETTA, S. R. *et al.* **Bioethanol – Brazil, 30 years of Proálcool**. International Sugar Journal, v. 109, n. 1299, p. 195-200, 2007.
- BASSO, T. P.; BASSO, T. O.; ROCHA, S. N. Ethanol production in Brazil: The industrial process and its impact on yeast fermentation. In: BERNARDES, M. A. S. (Ed.). **Biofuel production-recent developments and prospects**, v. 1530, n. 3, p. 85-100, 2011.
- BASSO, T. P. *et al.* Yeast selection for fuel ethanol production in Brazil. **FEMS Yeast Research**, p. 1155-1163, 2008.
- BASTIDAS, P. A.; GIL, I. D.; RODRÍGUEZ, G. Comparison of the main ethanol dehydration technologies through process simulation. In: **European Symposium on Computer Aided Process Engineering, 20th**. 2010.
- BOTHAST, R. J.; SCHLICHER, M. A. Biotechnological processes for conversion of corn into ethanol. **Applied microbiology and biotechnology**, v. 67, n. 1, p. 19-25, 2005.
- CARDOSO, T. F. *et al.* Economic, environmental, and social impacts of different sugarcane production systems. **Biofuels, Bioproducts and Biorefining**, v. 12, n. 1, p. 68-82, 2018.
- CONAB – COMPANHIA NACIONAL DE ABASTECIMENTO. **Acompanhamento da safra brasileira de cana-de-açúcar: safra 2023/24 - Quarto levantamento**. Brasília: Conab, 2024.
- CORTEZ, L.; LEAL, M. R. L. V.; NOGUEIRA, L. **Sugarcane Bioenergy for Sustainable Development**. Routledge, 2019.
- DELLA-BIANCA, B. E.; BASSO, T. O.; STAMBUK, B. U.; BASSO, L. C.; GOMBERT, A. K. What do we know about the yeast strains from the Brazilian fuel ethanol industry, **Applied Microbiology and Biotechnology**, v. 97, n. 3, p. 979-991, 2013.
- DIAS, M. O. S. *et al.* Simulation of integrated first and second generation bioethanol production from sugarcane: comparison between different biomass pretreatment methods. **Journal of Industrial Microbiology & Biotechnology**, v. 42, p. 955–966, 2011.
- EPE – EMPRESA DE PESQUISA ENERGÉTICA. **Análise de Conjuntura dos Biocombustíveis: Ano 2018**. Rio de Janeiro: EPE, 2019.
- HASSUANI, S. J.; LEAL, M. R. L. V.; MACEDO, I. C. **Biomass power generation: sugar cane bagasse and trash**. Piracicaba: PNUD/CTC, 2005.

HUGOT, E. **Handbook of Cane Sugar Engineering**. 3. ed. Amsterdam: Elsevier, 1166 p. 1986.

LIMA, U. A. *et al.* **Biotecnologia industrial: processos fermentativos e enzimáticos**. v. 3. São Paulo: Edgard Blücher, 2019.

MACEDO, I. C. **A energia da cana-de-açúcar: doze estudos sobre a agroindústria da cana-de-açúcar no Brasil e a sua sustentabilidade**. São Paulo: Berlendis e Vertecchia; UNICA, 2005.

MEIRELLES, A.; WEISS, S.; HERFURTH, H. Ethanol dehydration by extractive distillation. **Journal of Chemical Technology & Biotechnology**, v. 53, n. 2, p. 181-188, 1992.

MILANEZ, A. Y. *et al.* A produção de etanol pela integração do milho-safrinha às usinas de cana-de-açúcar: avaliação Ambiental, econômica e sugestões de política. *Revista do BNDES*, Rio de Janeiro, n. 41, p. 147-208, jun. 2014.

MORAES, B. S.; ZAIAT, M.; BONOMI, A. Anaerobic digestion of vinasse from sugarcane ethanol production in Brazil: Challenges and perspectives. **Renewable and Sustainable Energy Reviews**, v. 44, p. 888-903, 2015.

MORAES, M. A. F. D.; ZILBERMAN, D. **Production of ethanol from sugarcane in Brazil: from state intervention to a free market**. New York: Springer, 2014.

PAES, M. C. D. Aspectos físicos, químicos e tecnológicos do grão de milho. **Embrapa Milho e Sorgo. Circular Técnica**, v. 75, 2006.

PEREIRA, W. V. S. **Usina flex de etanol: estudo de viabilidade técnica e econômica do uso do milho na entressafra da cana-de-açúcar**. 2017. Trabalho de Conclusão de Curso (Graduação em Engenharia Química) – Universidade Federal de Viçosa, Viçosa, 2017.

REIN, P. **Cane Sugar Engineering**. Berlin: Bartens, 772 p. 2007.

RIPOLI, T. C. C.; RIPOLI, M. L. C. **Biomassa de cana-de-açúcar: colheita, energia e ambiente**. Piracicaba: Barros & Marques Editoração Eletrônica, 2009.

SEABRA, J. E. A. *et al.* A techno-economic evaluation of the effects of centralized cogeneration plants on the Brazilian sugarcane ethanol sector. **Energy**, v. 35, n. 1, p. 63-73, 2010.

SZMRECSÁNYI, T. **O planejamento da agroindústria canavieira no Brasil, 1930-1975**. São Paulo: Hucitec/Unicamp, 1979.

UNEM – UNIÃO NACIONAL DO ETANOL DE MILHO. **Cenário do Etanol de Milho no Brasil: Safra 23/24**. UNEM, 2024.