

PROJETO INDUSTRIAL E ANÁLISE ECONÔMICA DE UMA PLANTA DE PRODUÇÃO DE ETANOL DE SEGUNDA GERAÇÃO UTILIZANDO A PALHA DE MILHO COMO MATÉRIA-PRIMA

Naomi Borges Felisberto¹

Rogério Martins Symalla²

Gustavo Henrique Santos Flores Ponce³

Resumo: A produção de etanol de segunda geração a partir de resíduos lignocelulósicos apresenta-se como alternativa para a valorização de subprodutos agrícolas e a ampliação da oferta de combustíveis renováveis. Este trabalho teve como objetivo projetar e avaliar a viabilidade econômica de uma planta industrial de etanol de segunda geração com capacidade de 300 m³·dia⁻¹ de etanol hidratado combustível a 96,8 °GL, utilizando a palha de milho como matéria-prima. Foram realizados os balanços de massa e energia das etapas de pré-tratamento ácido, neutralização, hidrólise enzimática, fermentação e destilação. Os equipamentos foram dimensionados segundo Towler e Sinnott (2021), utilizando o método Fenske-Underwood-Gilliland para as colunas de destilação e o método de Kern (1950) para os trocadores de calor. O investimento foi estimado pelo método modular de Turton *et al.* (2018) e a viabilidade econômica avaliada pelo modelo de anuidade descontada, adotando-se a taxa mínima de atratividade pela média histórica da taxa Selic. Obteve-se rendimento volumétrico de 379 litros de etanol por tonelada de palha seca, investimento total de capital de R\$ 627,5 milhões, valor presente líquido de R\$ -33,4 milhões, taxa interna de retorno de 9,3% ao ano e período de retorno de aproximadamente oito anos. Conclui-se que a rota é tecnicamente viável, porém economicamente inviável nas condições adotadas, com o resultado dependente do preço do produto, do custo da enzima e dos incentivos de descarbonização. As etapas de hidrólise enzimática e a integração energética destacam-se como as principais oportunidades de aprimoramento do processo.

Palavras-Chave: Etanol de segunda geração. Palha de milho. Viabilidade econômica. Análise técnico-econômica. Dimensionamento de equipamentos.

1 INTRODUÇÃO

Os combustíveis fósseis têm sido a principal fonte energética utilizada ao longo das últimas décadas, impulsionando o crescimento econômico e industrial em escala mundial. Entretanto, sua utilização está diretamente relacionada à elevada emissão de gases de efeito estufa (GEE), contribuindo para o agravamento das mudanças climáticas e dos impactos ambientais. A queima desses combustíveis é responsável por cerca de 82% das emissões globais de gases poluentes. Nesse

¹ Acadêmico(a) do curso de Engenharia Química do Instituto Federal de Santa Catarina – Câmpus Lages; naomiborges.f@outlook.com

² Acadêmico(a) do curso de Engenharia Química do Instituto Federal de Santa Catarina – Câmpus Lages; rogeriomartinssymalla@gmail.com

³ Orientador(a) - Docente do curso de Engenharia Química do Instituto Federal de Santa Catarina – Câmpus Lages; gustavo.ponce@ifsc.edu.br

contexto, os biocombustíveis surgem como alternativas renováveis capazes de reduzir parcialmente a dependência de fontes fósseis e contribuir para a mitigação dessas emissões (Lal, 2004; Demirbas, 2005).

Entre as alternativas renováveis disponíveis, o etanol destaca-se pela ampla utilização no setor de transportes, especialmente no Brasil, que ocupa posição de destaque na produção mundial desse biocombustível (ANP, 2024). Tradicionalmente, o etanol é produzido a partir de matérias-primas ricas em açúcares ou amido, como a cana-de-açúcar e o milho, caracterizando o chamado etanol de primeira geração (E1G) (Satari; Karimi; Kumar, 2019). Contudo, o aumento da demanda energética e das preocupações relacionadas à segurança alimentar impulsionaram o desenvolvimento do etanol de segunda geração (E2G), obtido a partir de biomassas lignocelulósicas residuais, como bagaço e palha de culturas agrícolas (Assumpção, 2015). Diferentemente do E1G, o E2G utiliza resíduos agrícolas que não competem diretamente com a produção de alimentos, além de possibilitar melhor aproveitamento da biomassa residual disponível (Carvalho *et al.*, 2013). Além disso, o aproveitamento desses resíduos também contribui para a redução dos impactos ambientais associados ao descarte inadequado da biomassa, promovendo maior eficiência no uso dos recursos naturais e fortalecendo os princípios da economia circular (Ofori-Boateng; Lee, 2014; Montes, 2017).

Nesse cenário, o milho (*Zea mays L.*), pertencente à família Poaceae, destaca-se por sua capacidade de adaptação, importância econômica e valor nutricional (Cabral *et al.*, 2012; Coser, 2010). Além de sua ampla utilização na alimentação humana e animal, o milho apresenta múltiplas possibilidades de aproveitamento, incluindo aplicações industriais e a produção de biocombustíveis (Ndimba *et al.*, 2013; Boschiero, 2025). Segundo dados da Companhia Nacional de Abastecimento, a produção de milho no Brasil atingiu cerca de 115 milhões de toneladas na safra de 2023/2024 (CONAB, 2025). Paralelamente à produção de grãos, o cultivo também gera quantidades significativas de resíduos agrícolas, como folhas, colmos, sabugos e palha. Esses materiais são classificados como biomassas lignocelulósicas e apresentam potencial para aplicação na produção de E2G devido aos elevados teores de celulose e hemicelulose presentes em sua composição (Silveira, 2010; Preto; Mortoza, 2010; Meyer *et al.*, 2013).

A palha de milho é um resíduo agrícola abundante no contexto rural brasileiro. Apesar de ser uma fonte significativa de biomassa, esse material é frequentemente descartado por incineração ou utilizado na cobertura do solo e, em menor escala, destinado para produção de artesanato (Paes; Teixeira; Martins, 2008). Entretanto, devido à sua composição lignocelulósica rica em celulose e hemicelulose, a palha de milho apresenta elevado potencial para aplicação na produção de etanol de segunda geração. Além disso, quando comparada a outras biomassas lignocelulósicas, a palha de milho apresenta menor teor de lignina, característica que favorece as etapas de pré-tratamento e hidrólise enzimática, contribuindo para maior eficiência na conversão da biomassa em açúcares fermentescíveis (Durán; Zamora; Reyes, 1998; Ogeda; Petri, 2010; Santos *et al.*, 2012).

A produção de etanol de segunda geração a partir da palha de milho envolve etapas como pré-tratamento da biomassa, hidrólise enzimática, fermentação e destilação, necessárias para a conversão dos materiais lignocelulósicos em etanol (Humbird *et al.*, 2011). Apesar do potencial de aplicação desse biocombustível, a produção em escala industrial ainda apresenta limitações decorrentes da complexidade do processamento da biomassa lignocelulósica e dos elevados custos

operacionais envolvidos, especialmente nas etapas de pré-tratamento e hidrólise (Teodoro *et al.*, 2011; Catolico *et al.*, 2015), tornando-se necessários estudos de viabilidade técnica e econômica.

Dessa forma, o potencial da palha de milho para a produção de etanol de segunda geração foi avaliado por meio do projeto de uma planta industrial com capacidade de produção de 300 m³·dia⁻¹ de etanol hidratado combustível a 96,8 °GL, mediante a realização de balanços de massa e energia, o dimensionamento dos principais equipamentos e a avaliação da viabilidade econômica do processo.

2 METODOLOGIA

Para o desenvolvimento deste trabalho, foram realizadas as etapas de elaboração do fluxograma do processo, balanços de massa e energia, dimensionamento dos equipamentos e análise da viabilidade econômica da planta.

2.1 Diagrama de fluxo do processo

O diagrama foi desenvolvido com o auxílio do software Draw.io versão 30.0.4 (JGraph Ltd., 2026), tendo como referência o processo de produção de etanol de segunda geração descrito por Humbird *et al.* (2011). A partir dessa referência, foram definidas as principais operações unitárias e correntes do processo, servindo de base para os cálculos de balanço de massa e energia, dimensionamento dos equipamentos e a análise econômica da planta proposta.

2.2 Balanço de massa

Os balanços de massa foram realizados considerando o processo em regime permanente/estado estacionário, assumindo-se ausência de acúmulo de massa no sistema. Dessa forma, utilizou-se a equação geral de balanço de massa apresentada por Felder, Rousseau e Bullard (2017) para determinar as vazões mássicas de entrada e saída de cada componente. O balanço mássico pode ser representado pela Equação 1.

$$\dot{m}_{\text{entrada}} + \dot{m}_{\text{geração}} = \dot{m}_{\text{saída}} + \dot{m}_{\text{consumo}} \quad (1)$$

Os termos de geração e consumo aplicam-se exclusivamente às espécies que participam de reações químicas, sendo nulos para os componentes inertes, para os quais a vazão de entrada é igual à vazão de saída.

Para a realização do balanço, a biomassa e os compostos envolvidos no processo foram representados pelos componentes: água, celulose, hemicelulose, lignina, inertes, glicose, xilose, etanol, dióxido de carbono, ácido sulfúrico, amônia e sulfato de amônio. Os cálculos foram conduzidos inicialmente em base molar para aplicação das relações estequiométricas e posteriormente convertidos para base mássica para o fechamento dos balanços de massa.

Para a realização dos cálculos, foram estabelecidos os parâmetros relacionados ao produto final e à capacidade produtiva da planta. Considerou-se uma produção de 300 m³·dia⁻¹ de etanol hidratado combustível (EHC) a 96,8 °GL, em conformidade com a Resolução ANP nº 907/2022. A vazão volumétrica de

produto foi inicialmente convertida em vazão mássica por meio da densidade do etanol hidratado ($809 \text{ kg}\cdot\text{m}^{-3}$). Em seguida, utilizando-se a fração mássica de etanol igual a 0,95, determinou-se a massa de etanol presente na corrente de produto. A partir dessa informação, a vazão foi convertida para base molar, possibilitando a aplicação das relações estequiométricas utilizadas nos balanços de massa.

A partir da produção-alvo definida, foi possível determinar a quantidade de matéria-prima necessária para atender à capacidade de produção estabelecida. Considerou-se que a palha de milho apresentava umidade de 20% em base úmida, sendo os 80% restantes correspondentes à matéria seca. A composição da fração seca da biomassa foi adotada conforme apresentado na Tabela 1. Essas informações foram utilizadas na determinação das vazões de água e dos principais constituintes da biomassa alimentada no processo.

Tabela 1 - Composição da palha de milho em base seca e massas molares

Componente	Fração mássica (b.s.)	Massa molar (g/mol)
Celulose	0,371	162,14
Hemicelulose	0,256	132,12
Lignina	0,153	152,15
Inertes	0,220	100,00

Nota: b.s. - Base seca.

Fonte: Humbird *et al.* (2011); Santos *et al.* (2012).

Além da composição da biomassa, foram consideradas as principais reações químicas envolvidas nas etapas de pré-tratamento, neutralização, hidrólise enzimática e fermentação. As reações adotadas, bem como suas respectivas conversões, são apresentadas na Tabela 2.

Tabela 2 - Reações químicas e conversões adotadas

Etapa	Reação	Conversão
Pré-tratamento	$\text{Celulose} + \text{H}_2\text{O} \rightarrow \text{Glicose}$	9,9 %
Pré-tratamento	$\text{Hemicelulose} + \text{H}_2\text{O} \rightarrow \text{Xilose}$	90 %
Neutralização	$\text{H}_2\text{SO}_4 + 2 \text{NH}_3 \rightarrow (\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$	100 %
Hidrólise enzimática	$\text{Celulose} + \text{H}_2\text{O} \rightarrow \text{Glicose}$	90 %
Fermentação	$\text{Glicose} \rightarrow 2 \text{Etanol} + 2 \text{CO}_2$	95 %
Fermentação	$3 \text{Xilose} \rightarrow 5 \text{Etanol} + 5 \text{CO}_2$	85 %

Fonte: Humbird *et al.* (2011).

As conversões apresentadas na Tabela 2 foram aplicadas sobre o reagente limitante de cada reação. Com base na estequiometria e nos valores de conversão adotados, foram calculadas as quantidades consumidas de reagentes e geradas de produtos em cada etapa do processo. Esses resultados foram então utilizados para determinar as vazões molares e mássicas das correntes ao longo da planta, possibilitando o fechamento dos balanços em cada operação unitária.

2.3 Balanço de energia

Em sistemas abertos, operando em regime permanente, a primeira lei da

termodinâmica pode ser aplicada na forma simplificada (tal como a seguir), uma vez que não há acúmulo de energia no sistema. Dessa forma, o balanço de energia é dado pelo equilíbrio entre as taxas de transferência de calor e trabalho e o transporte de energia associado às correntes de entrada e saída (Felder; Rousseau; Bullard, 2017). A forma geral do balanço de energia para sistemas abertos em regime permanente é expressa pela Equação 2.

$$Q + \dot{W} = \sum_{Saída} \dot{m} \cdot \left(h + \frac{u^2}{2} + gz \right) - \sum_{Entrada} \dot{m} \cdot \left(h + \frac{u^2}{2} + gz \right) \quad (2)$$

Em processos químicos industriais envolvendo variação de temperatura entre as correntes de entrada e saída, as variações de energia cinética e potencial são geralmente desprezíveis quando comparadas às demais parcelas energéticas. Além disso, considerou-se a ausência de trabalho de eixo nas operações analisadas, uma vez que a demanda energética das bombas foi contabilizada posteriormente na etapa de dimensionamento dos equipamentos. Dessa forma, o balanço de energia foi simplificado conforme apresentado na Equação (2.1).

$$Q = \sum_{Saída} \dot{m} \cdot h - \sum_{Entrada} \dot{m} \cdot h \quad (2.1)$$

Os balanços de energia foram conduzidos em base molar, uma vez que as propriedades termodinâmicas utilizadas nos cálculos encontram-se nessa base. Assim, a Equação (2.1) pode ser reescrita em termos das vazões molares e das entalpias molares dos componentes, conforme a Equação (2.2).

$$Q = \sum_{Saída} \dot{n} \cdot \hat{H} - \sum_{Entrada} \dot{n} \cdot \hat{H} \quad (2.2)$$

Considerou-se que todas as operações do processo ocorrem em regime permanente, sem acúmulo de energia, adotando-se como estado de referência a temperatura de 25 °C e a pressão de 1 atm para todos os componentes.

A entalpia molar dos componentes foi calculada pelo método do calor de formação, considerando-se a soma da entalpia padrão de formação e da entalpia sensível em relação ao estado de referência, conforme a Equação 2.3. Nas operações sem reação química, os termos de entalpia de formação se cancelam entre as correntes de entrada e saída, permanecendo apenas a contribuição da entalpia sensível.

$$\hat{H} = \Delta H_f^0 + \Delta H_{Sensível} \quad (2.3)$$

A entalpia sensível foi obtida pela integração da capacidade calorífica a pressão constante em função da temperatura, conforme apresentado na Equação 2.4 (Smith *et al.*, 2019).

$$\Delta H_{Sensível} = \int_{T1}^{T2} Cp \, dT \quad (2.4)$$

Para o dióxido de carbono e a amônia, cujo calor específico apresenta dependência significativa com a temperatura, adotou-se a correlação polinomial apresentada na Equação (2.5). Para os demais componentes, foram utilizados valores médios de capacidade calorífica, correspondendo à anulação dos coeficientes de ordem superior.

$$Cp = a + bT + cT^2 + dT^3 \quad (2.5)$$

Substituindo a capacidade calorífica na Equação (2.4) e integrando-a entre a temperatura de referência e a temperatura da corrente, obtém-se a expressão para a entalpia molar apresentada na Equação 2.6.

$$\hat{H} = \Delta H_f^0 + a(T2 - T1) + \frac{b}{2} (T2^2 - T1^2) + \frac{c}{3} (T2^3 - T1^3) + \frac{d}{4} (T2^4 - T1^4) \quad (2.6)$$

Em que ΔH_f^0 corresponde à entalpia padrão de formação do componente, T2 é a temperatura da corrente e T1 é a temperatura de referência adotada. Os coeficientes do calor específico e as entalpias padrão de formação utilizados nos cálculos foram obtidos de Green e Southard (2019) e Felder et al. (2017), sendo apresentados na Tabela 3. Após a determinação das entalpias e das cargas térmicas das operações, os resultados foram convertidos para base mássica para as etapas subsequentes do projeto.

Tabela 3 - Coeficientes do calor específico e entalpias de formação

Componentes	a	b	c	d	ΔH_f^0
Água	0,0754	0	0	0	-285,49
Glicose	0,2255	0	0	0	-1.257,0
Etanol	0,1588	0	0	0	-277,30
CO ₂	0,03611	4,23×10 ⁻⁵	-2,89×10 ⁻⁸	7,46×10 ⁻¹²	-393,25
NH ₃	0,03515	2,95×10 ⁻⁵	4,42×10 ⁻⁹	-6,69×10 ⁻¹²	-45,94

Nota: ΔH_f^0 (kJ/mol).

Fonte: Felder *et al.* (2017); Green e Southard (2019).

As temperaturas de operação das correntes e equipamentos foram definidas com base no processo de produção de etanol de segunda geração descrito por Humbird *et al.* (2011). Os valores adotados para cada etapa do processo são apresentados na Tabela 4 e foram utilizados nos cálculos das entalpias e das cargas térmicas das operações.

Tabela 4 - Condições operacionais das etapas do processo

Etapa	Equipamento	T (°C)	P (kPa)
Pré-tratamento ácido	R-101	160	557
Neutralização	R-102	130	101
Resfriamento	E-103	48	101
Hidrólise enzimática	R-103	48	101
Fermentação	R-104	32	101
Destilação (topo da retificadora)	T-102	78	101
Resfriamento final	E-110	35	101

Nota: T - Temperatura; P - Pressão.

Fonte: Aatoria (2026).

2.4 Dimensionamento dos equipamentos

A partir das vazões das correntes e das cargas térmicas determinadas nos balanços de massa e energia, realizou-se o dimensionamento dos equipamentos da planta. Para os reatores e tanques, foram utilizados os critérios propostos por Towler e Sinnott (2021), para as colunas de destilação, empregou-se o método de Fenske-Underwood-Gilliland (FUG) (Turton *et al.* (2018), para os trocadores de calor, por sua vez, adotaram-se os procedimentos de Kern (1950) e Green e Southard (2019) e por fim, para as bombas, utilizaram-se as correlações apresentadas por Turton *et al.* (2018). As espessuras de parede dos equipamentos foram determinadas de acordo com o código ASME, Seção VIII, Divisão 1 (ASME, 2010).

O dimensionamento foi realizado considerando operação em regime permanente. Os volumes úteis dos reatores e tanques foram calculados a partir das vazões de processo e dos respectivos tempos de residência adotados para cada operação. Adicionalmente, foi considerada uma folga de 20% sobre o volume útil dos reatores e de 10% sobre o volume útil dos tanques, conforme recomendado por Towler e Sinnott (2021).

Para o cálculo dos volumes, foram adotadas densidades de $1.080 \text{ kg}\cdot\text{m}^{-3}$ para as correntes de pré-tratamento e neutralização, $1.050 \text{ kg}\cdot\text{m}^{-3}$ para o mosto de hidrólise e $1.020 \text{ kg}\cdot\text{m}^{-3}$ para o mosto de fermentação, de acordo com Humbird *et al.* (2011). Também foram consideradas relações altura/diâmetro de 1,5 para os equipamentos verticais de processo e de 0,8 para os tanques de armazenamento.

Não obstante, no dimensionamento das bombas centrífugas, adotou-se eficiência de 70%.

2.4.1 Reatores

Os reatores foram dimensionados a partir da vazão volumétrica das correntes de processo e dos respectivos tempos de residência adotados para cada operação. O volume útil foi calculado pela razão entre a vazão mássica e a densidade da corrente, multiplicada pelo tempo de residência, conforme a Equação (3).

$$V_{\text{útil}} = \frac{\dot{m}}{\rho} \cdot \tau \quad (3)$$

O volume total foi obtido pela aplicação de uma folga de projeto de 20% sobre o volume útil, conforme recomendado por Towler e Sinnott (2021) (Equação 3.1).

$$V_{total} = V_{\acute{u}til} \cdot (1 + folga) \quad (3.1)$$

Para os reatores de hidrólise enzimática e fermentação, o volume requerido foi atendido por meio da utilização de múltiplos tanques agitados operando em paralelo, conforme a configuração industrial adotada por Humbird *et al.* (2011). O número de reatores foi determinado pela razão entre o volume total requerido e a capacidade unitária adotada para cada vaso.

Os materiais de construção foram selecionados de acordo com as condições operacionais de cada etapa. Para os equipamentos em contato com correntes ácidas, adotou-se aço inoxidável 316L, enquanto para as etapas de hidrólise e fermentação, realizadas em meio neutralizado, adotou-se aço carbono.

2.4.2 Colunas de destilação

A determinação das pressões de vapor dos componentes foi realizada por meio da equação de Antoine. As constantes utilizadas nos cálculos foram obtidas a partir de Felder, Rousseau e Bullard (2018), conforme apresentado na Tabela 5.

Tabela 5 - Constantes de Antoine utilizadas no cálculo da pressão de vapor

Componente	A	B	C
Água	7,966	1668,21	228,000
Etanol	8,11220	1592,864	226,1843

Fonte: Felder, Rousseau e Bullard (2018).

As colunas de destilação foram dimensionadas pelo método de Fenske-Underwood-Gilliland (FUG). O número mínimo de estágios teóricos foi determinado pela equação de Fenske, a razão mínima de refluxo pela equação de Underwood e o número de estágios teóricos de operação pela correlação de Gilliland. Para a obtenção do número de estágios reais, foi aplicada a eficiência global da coluna (85%), convertendo o número de estágios teóricos em estágios reais. Com base na distribuição dos estágios, foram definidas a localização do estágio de alimentação e as seções de enriquecimento e esgotamento da coluna.

Os diâmetros das colunas foram adaptados de Humbird *et al.* (2011) e ajustados conforme Turton *et al.* (2018). A altura total foi determinada a partir do número de estágios reais e do espaçamento entre os pratos de 0,60 m (Humbird *et al.*, 2011).

2.4.3 Trocadores de calor

Os trocadores de calor foram dimensionados a partir das cargas térmicas determinadas nos balanços de energia. A área de troca térmica foi calculada pela equação fundamental de projeto (Equação 4), utilizando o coeficiente global de transferência de calor e a diferença média logarítmica de temperatura (DMLT), considerando o escoamento em contracorrente.

$$A = \frac{Q}{U \cdot \Delta T_{lm}} \quad (4)$$

Os coeficientes globais de transferência de calor foram obtidos de Kern (1950) e Green e Southard (2019), de acordo com a característica peculiar de utilização de cada equipamento. Para os refeedores e condensadores das colunas de destilação, admitiu-se operação isotérmica devido à ocorrência de mudança de fase a temperatura aproximadamente constante. As utilidades empregadas foram vapor de média e baixa pressão para aquecimento e água de resfriamento e água gelada (abaixo de 10 °C) para resfriamento.

2.4.4 Bombas

As bombas foram dimensionadas a partir da vazão volumétrica requerida, da altura manométrica e da eficiência do equipamento, conforme a Equação 5, baseada em Turton *et al.* (2018) e Green e Southard (2019).

$$P = \frac{Q \cdot \rho \cdot g \cdot H}{\eta} \quad (5)$$

Para fins de padronização, as bombas foram agrupadas de acordo com o aumento de pressão requerido em cada serviço. Adotou-se eficiência de 70% para as bombas centrífugas, valor típico para essa classe de equipamentos (Towler; Sinnott, 2021), enquanto, para as bombas de deslocamento positivo, foram utilizadas eficiências compatíveis com suas respectivas condições de operação (Towler; Sinnott, 2021).

2.4.5 Tanques de armazenamento

Os tanques de armazenamento foram dimensionados considerando uma autonomia operacional de três dias, com exceção do tanque pulmão, cuja capacidade foi definida para garantir 24 horas de operação contínua. O volume de armazenamento foi calculado a partir da vazão volumétrica da corrente e do tempo de estocagem adotado, aplicando-se uma folga de projeto de 10%, conforme recomendado por Towler e Sinnott (2021). Para a definição das dimensões geométricas, adotou-se uma relação altura/diâmetro igual a 0,8 (Towler; Sinnott, 2021).

2.5 Estimativa de custos e análise econômica

A avaliação econômica da planta foi realizada por meio da estimativa do investimento de capital (CAPEX), dos custos de manufatura (OPEX) e dos indicadores de viabilidade econômica. Os custos dos equipamentos foram obtidos a partir dos resultados do dimensionamento da planta, enquanto os custos operacionais foram calculados com base nos balanços de massa e energia. Os custos foram estimados com base em preços de mercado e índices econômicos referentes ao ano-base adotado, sendo todos os valores expressos em reais (R\$). Para a conversão dos valores em dólar para reais, adotou-se uma taxa de câmbio correspondente a cinco reais por dólar.

2.5.1 Estimativa do investimento de capital (CAPEX)

O investimento de capital foi estimado pelo método modular proposto por Turton *et al.* (2018), no qual o custo de cada equipamento é calculado a partir de um custo de compra base, corrigido por fatores de material e de pressão. Os custos foram atualizados pelo índice *Chemical Engineering Plant Cost Index* (CEPCI) e convertidos para moeda nacional pela taxa de câmbio adotada.

O custo de compra base de cada equipamento foi calculado por meio da Equação 6.

$$\log_{10}(Cp^{\circ}) = K1 + K2 \cdot (\log_{10}(A)) + K3 \cdot (\log_{10}(A))^2 \quad (6)$$

Em que Cp° corresponde ao custo de compra de base do equipamento, A é o parâmetro característico de capacidade e $K1$, $K2$ e $K3$ são constantes específicas para cada tipo de equipamento, conforme Turton *et al.* (2018) e apresentadas na Tabela A.1 do Anexo A. O custo *bare module* (CBM) (*módulo básico*) foi obtido pela Equação 7.

$$CBM = Cp^{\circ} \cdot FBM \quad (7)$$

O fator *bare module* foi calculado através da Equação 8.

$$FBM = B1 + B2 \cdot FM \cdot FP \quad (8)$$

Em que CBM é o custo *bare module*, FBM o fator *bare module*, FM o fator de material, FP o fator de pressão onde $B1$ e $B2$ constantes características do equipamento, cujos valores são apresentados na Tabela A.3 do Anexo A. Para vasos e reatores sujeitos à pressão interna, o fator de pressão foi calculado a partir da espessura de parede determinada conforme o código ASME, Seção VIII, Divisão 1 (ASME, 2010).

Os custos obtidos na base do ano de referência (2001) das correlações foram atualizados para o ano-base desse projeto (2024) por meio do índice *Chemical Engineering Plant Cost Index* (CEPCI, 2024), tal como apresentado na Equação 9.

$$CBM_{2024} = CBM_{2001} \cdot \left(\frac{CEPCI_{2024}}{CEPCI_{2001}} \right) \quad (9)$$

A partir do somatório dos custos *bare module* dos equipamentos foram estimados os investimentos derivados segundo a metodologia de Turton *et al.* (2018). O investimento fixo (Fixed Capital Investment – FCI) foi calculado pela Equação 10.

$$FCI = 1,18 \cdot \Sigma CBM \quad (10)$$

O custo *grass roots* (CGR), que considera a infraestrutura necessária para implantação da planta em um terreno novo, foi obtido pela Equação 11.

$$CGR = FCI + 0,50 \cdot \Sigma CBM \quad (11)$$

O capital de giro (*Working Capital* – WC) foi estimado como uma fração do

investimento fixo, conforme a Equação 12 (Turton *et al.*, 2018).

$$WC = 0,15 \cdot FCI \quad (12)$$

O investimento total de capital (Total Capital Investment – TCI) foi determinado pela soma do investimento fixo e do capital de giro (Equação 13).

$$TCI = FCI + WC \quad (13)$$

2.5.2 Estimativa do custo de manufatura (OPEX)

O custo operacional da planta foi estimado a partir dos custos de matéria-prima, insumos, utilidades, mão de obra, manutenção, tratamento de resíduos e demais despesas operacionais. As quantidades anuais de consumo foram determinadas com base nas vazões obtidas nos balanços de massa e energia e no tempo anual de operação da planta.

2.5.2.1 Matéria-prima e insumos (CRM)

O custo de matéria-prima e insumos foi estimado a partir das quantidades anuais consumidas de cada componente do processo e dos respectivos preços de mercado. As vazões anuais foram obtidas a partir dos balanços de massa, multiplicando-se as vazões pelo tempo anual de operação da planta.

As quantidades consumidas dos insumos foram determinadas com base nos balanços de massa e nos parâmetros adotados por Humbird *et al.* (2011). A quantidade de palha de milho foi determinada a partir do balanço de massa global do processo. O consumo de ácido sulfúrico foi calculado considerando uma dosagem equivalente a 1,8% da massa de palha seca, enquanto a demanda de amônia foi obtida pela estequiometria da reação de neutralização. A carga de enzima celulase foi adotada na proporção de 20 mg por grama de celulose, conforme recomendado por Humbird *et al.* (2011), e o consumo de inóculo de *Z. mobilis* foi determinado com base no balanço de massa da etapa de fermentação. O custo anual de cada insumo foi obtido pelo produto entre a vazão anual e o respectivo preço unitário. Os preços da amônia e do ácido sulfúrico foram baseados, respectivamente, nas cotações internacionais de amônia reportadas pela S&P Global Commodity Insights (Burgess, 2025) e no patamar de cerca de US\$ 300 por tonelada praticado no mercado spot brasileiro (Bertão Filho, 2026). Os insumos considerados, os preços adotados e as bases utilizadas para determinação das vazões são apresentados na Tabela 6.

Tabela 6 - Insumos, preços adotados e base de cálculo da vazão

Insumo	Preço (R\$/t)	Base da vazão
Palha de milho seca	100	Balanço de massa global
Ácido sulfúrico 98%	1.800	1,8% da palha seca
Amônia aquosa	3.000	Estequiometria da neutralização
Enzima celulase	4.000	20 mg por g de celulose
<i>Zymomonas mobilis</i>	280	Balanço da fermentação

Nota: Preço referente à tonelada do produto adquirido.

Fonte: Humbird *et al.* (2011).

2.5.2.2 Utilidades (CUT)

O custo das utilidades foi estimado a partir das demandas de vapor, água de resfriamento, água gelada e energia elétrica determinadas nos balanços de energia e no dimensionamento dos equipamentos. A vazão de vapor necessária para suprir as demandas de aquecimento foi calculada a partir da carga térmica requerida e do calor latente de condensação do vapor, conforme o balanço de energia aplicado à mudança de fase (Kern, 1950; Green e Southard, 2019), de acordo com a Equação 14.

$$\dot{m}_{\text{vapor}} = \frac{Q}{\lambda} \quad (14)$$

Em que $\dot{m}$ é a vazão mássica de vapor, Q é a carga térmica de aquecimento e λ é o calor latente de condensação do vapor.

As vazões de água de resfriamento e de água gelada foram obtidas a partir das respectivas cargas térmicas de resfriamento, utilizando a relação entre calor sensível, capacidade calorífica e variação de temperatura. Para os cálculos, adotou-se uma elevação de temperatura de 10 °C para a água de resfriamento e de 5 °C para a água gelada.

O consumo de energia elétrica foi calculado com base na potência requerida pelas bombas, determinada durante o dimensionamento dos equipamentos, na potência requerida pelos agitadores e demais equipamentos auxiliares. Para estes últimos, adotou-se uma demanda equivalente a cinco vezes a potência total das bombas, conforme recomendado por Humbird *et al.* (2011).

Os custos anuais das utilidades foram calculados pela multiplicação dos consumos anuais pelos respectivos preços unitários, apresentados na Tabela 7.

Tabela 7 - Utilidades, preços adotados e origem da vazão

Utilidade	Preço (R\$)	Origem da vazão
Vapor de baixa pressão	60,00/t	Carga de aquecimento / calor latente
Água de resfriamento	0,50/m³	Carga de resfriamento sensível ($\Delta T = 10$ °C)
Água gelada	2,00/m³	Isolante do fermentador ($\Delta T = 5$ °C)
Energia elétrica	0,40/kWh	Bombas e agitadores

Fonte: Turton *et al.* (2018).

2.5.2.3 Tratamento de resíduos (CWT)

O custo de tratamento de resíduos foi estimado a partir das vazões das correntes residuais geradas no processo e dos respectivos métodos de destinação adotados. As principais correntes residuais consideradas foram a vinhaça, as cinzas provenientes da combustão da biomassa e os sólidos separados na etapa de centrifugação.

Para o cálculo do CWT, a vinhaça foi considerada destinada à fertirrigação agrícola, sendo o custo de seu tratamento nulo, dispensando custos associados ao descarte convencional. As cinzas geradas na caldeira de biomassa foram destinadas a aterro de classe II, enquanto os sólidos separados na etapa de centrifugação foram considerados como combustível para a caldeira da planta. Os custos anuais

de tratamento foram calculados pela multiplicação das quantidades geradas de cada resíduo pelos respectivos custos unitários de destinação.

As correntes residuais consideradas, suas destinações e os custos adotados são apresentados na Tabela 8.

Tabela 8 - Resíduos, destinação e custo de tratamento

Resíduo	Destinação	Custo (R\$/t)
Vinhaça	Fertirrigação da lavoura	0
Cinzas da caldeira	Aterro de classe II (não perigoso)	180
Sólidos da centrífuga	Queima como combustível interno	0

Fonte: Turton *et al.* (2018).

2.5.2.4 Mão de obra operacional (COL)

O custo anual de mão de obra operacional foi estimado por meio da correlação proposta por Turton *et al.* (2018), que relaciona a quantidade de equipamentos que demandam supervisão aos custos de operação da planta, conforme a Equação 15.

$$\text{Custo de mão de obra (R\$/ano)} = (6,29 + 0,23 \cdot N)^{0,5} \cdot 360.000 \cdot 4,5 \quad (15)$$

Em que N corresponde ao número de equipamentos que demandam operação (trocadores de calor, reatores e colunas de destilação), excluindo-se as bombas e válvulas.

2.5.2.5 Custos fixos e depreciação

Os custos fixos foram estimados por fatores aplicados ao investimento fixo e ao custo de mão de obra, conforme Turton *et al.* (2018) e Humbird *et al.* (2011). A depreciação foi calculada pelo método linear, considerando uma vida útil de 10 anos para os equipamentos, sendo o valor anual de depreciação obtido pela razão entre o investimento depreciável e a vida útil adotada. Os fatores utilizados são apresentados na Tabela 9.

Tabela 9 - Fatores de custos fixos e depreciação

Item	Fator
Manutenção	3% do investimento fixo
Seguros	0,7% do investimento fixo
Impostos prediais	1% do investimento fixo
Administração	5% da mão de obra
Depreciação	10 anos

Fonte: Turton *et al.* (2018) e Humbird *et al.* (2011).

2.5.2.6 Métodos de estimativa do custo de manufatura

O custo anual de manufatura foi estimado por três métodos distintos, com o objetivo de comparar os resultados obtidos e verificar a abordagem mais adequada para a análise econômica da planta.

Inicialmente, o custo de manufatura foi determinado pela soma direta dos custos de matérias-primas e insumos, utilidades, tratamento de resíduos, mão de obra operacional, manutenção, custos indiretos de fabricação e depreciação, conforme apresentado na Equação 16.

$$COM = CRM + CUT + CWT + COL + CM + CO + D \quad (16)$$

Em que (COM) é o custo anual de manufatura, (CRM) corresponde ao custo de matérias-primas e insumos, (CUT) ao custo de utilidades, (CWT) ao custo de tratamento de resíduos, (COL) ao custo de mão de obra operacional, (CM) ao custo de manutenção, (CO) aos custos indiretos de fabricação e (D) à depreciação.

Adicionalmente, o custo de manufatura foi estimado por meio da correlação proposta por Towler e Sinnott (2021), apresentada na Equação 17, que relaciona o custo de manufatura ao investimento fixo, à mão de obra operacional e aos custos variáveis do processo.

$$COM = 0,05 \cdot FCI + 2,3 \cdot COL + 1,15 \cdot (CRM + CUT + CWT) \quad (17)$$

Em que (FCI) corresponde ao investimento fixo da planta.

Também foi empregada a correlação proposta por Turton *et al.* (2018), apresentada na Equação 18, para fins de comparação entre os métodos de estimativa.

$$COM = 0,180 \cdot FCI + 2,73 \cdot COL + 1,23 \cdot (CRM + CUT + CWT) \quad (18)$$

Após a estimativa dos custos de manufatura pelos diferentes métodos, procedeu-se à avaliação dos indicadores econômicos do processo. A geração de caixa operacional foi determinada por meio do EBITDA (Earnings Before Interest, Taxes, Depreciation and Amortization), calculado pela diferença entre a receita anual e o custo de manufatura desconsiderando a parcela referente à depreciação, conforme a Equação 19.

$$EBITDA = Receita - (COM - D) \quad (19)$$

As receitas consideradas na análise econômica provêm de duas fontes: a venda do etanol hidratado combustível (EHC) e a emissão de Créditos de Descarbonização (CBIO), no âmbito do Programa RenovaBio (Lei nº 13.576/2017).

2.6 Análise de viabilidade econômica

A viabilidade econômica do processo foi avaliada por meio dos indicadores Valor Presente Líquido (VPL) e Taxa Interna de Retorno (TIR), utilizando o método de anuidade descontada proposto por Turton *et al.* (2018). O VPL foi calculado a partir do investimento inicial, da geração de caixa anual, do horizonte de análise e do valor residual dos equipamentos, conforme a Equação 20.

$$VPL = -I + R_d \cdot \frac{(1+i)^n - 1}{i \cdot (1+i)^n} \cdot \frac{1}{1+i} + \frac{V_{res}}{(1+i)^{n+1}} \quad (20)$$

Em que I corresponde ao investimento total de capital, R_d à geração de caixa anual, i à taxa mínima de atratividade, n o horizonte de análise e V_{res} ao valor residual (estimativa de recuperação ao desativar ou vender a planta no fim do horizonte analisado).

A taxa interna de retorno (TIR) foi determinada como a taxa de desconto capaz de anular o valor presente líquido do projeto, conforme a Equação 21.

$$VPL(i = TIR) = 0 \quad (21)$$

Para a análise econômica, adotou-se uma taxa mínima de atratividade de 10% ao ano, horizonte de análise de 20 anos e valor residual correspondente a 5% do investimento fixo.

3 RESULTADOS E DISCUSSÃO

Nesta seção são apresentados e discutidos os resultados obtidos para o projeto da planta de produção de etanol de segunda geração a partir da palha de milho, com capacidade de $300 \text{ m}^3 \cdot \text{dia}^{-1}$ de etanol hidratado combustível.

3.1 Diagrama de fluxo do processo

O processo proposto para a produção de etanol de segunda geração a partir da palha de milho foi estruturado em seis etapas principais: pré-tratamento ácido, neutralização, hidrólise enzimática, fermentação, separação sólido-líquido e destilação. O fluxograma do processo e a identificação das correntes utilizadas neste trabalho são apresentados no Apêndice A (Figuras A.1 e A.2)

Inicialmente, a palha de milho teve sua umidade ajustada e posteriormente foi misturada ao ácido sulfúrico diluído para a etapa de pré-tratamento, na qual ocorreu a solubilização da hemicelulose com formação predominante de xilose e uma conversão parcial da celulose em glicose. Em seguida, a corrente foi neutralizada com amônia, formando sulfato de amônio, e encaminhada à hidrólise enzimática.

Na hidrólise, a celulose remanescente foi convertida em glicose pela ação da enzima celulase. O hidrolisado obtido foi então alimentado à fermentação com a bactéria *Zymomonas mobilis*, etapa esta responsável pela conversão dos açúcares fermentescíveis em etanol e dióxido de carbono. Posteriormente, os sólidos (celulose, hemicelulose, lignina e inertes) foram removidos por centrifugação e o vinho clarificado foi encaminhado à destilação.

A recuperação do etanol foi realizada em um sistema composto por uma coluna de esgotamento e uma coluna retificadora, obtendo-se etanol hidratado combustível (EHC) com graduação alcoólica de $96,8^\circ\text{GL}$, em conformidade com a Resolução ANP nº 907/2022. Após o resfriamento, o produto foi encaminhado para o armazenamento.

3.2 Balanço de massa e rendimento

O balanço de massa foi realizado para todas as etapas do processo, desde a alimentação da palha de milho até a obtenção do EHC. As vazões mássicas das

principais correntes são apresentadas na Tabela 10. As variações observadas nas vazões refletem tanto a adição de água e reagentes nas etapas iniciais quanto as transformações químicas promovidas no pré-tratamento, na hidrólise e na fermentação, além das operações de separação.

Tabela 10 - Vazões mássicas das principais correntes do processo

Corrente	Vazão (kg/h)
Palha de milho úmida (C1)	41.220,65
Pré-tratamento (C4)	110.515,07
Neutralizado (C6)	110.725,41
Hidrolisado (C8)	110.946,18
Mosto fermentado (C11)	101.953,11
Vinho clarificado (C13)	87.152,73
EHC 96,8°GL (C16)	10.112,50
Vinhaça total (C15)	77.040,23

Fonte: Aatoria (2026).

O balanço global por componente é apresentado na Tabela 11. Verifica-se o consumo da maior parte da celulose e da hemicelulose ao longo do processo, evidenciando a efetividade das etapas de pré-tratamento, hidrólise e fermentação. Entretanto, a conversão da xilose em etanol ocorre com menor eficiência que a da glicose, resultando na permanência de parte dos açúcares nas correntes de saída. Também se observa o consumo integral do ácido sulfúrico e da amônia, com formação de sulfato de amônio durante a etapa de neutralização. Por ser altamente solúvel e não volátil, esse sal permanece na fase líquida ao longo do processo, sendo removido na corrente de fundo da destilação juntamente com a vinhaça.

Tabela 11 - Balanço de massa global por componente

Componente	Entrada (kg/h)	Saída (kg/h)
Água	76.933,11	74.660,28
Celulose	12.234,29	1.102,31
Hemicelulose	8.441,99	844,20
Lignina	5.045,41	5.045,41
Inertes	7.254,84	7.254,84
Glicose	0	618,46
Xilose	0	1.295,02
Etanol	0	9.763,94
Dióxido de carbono	0	9.326,40
Ácido sulfúrico	605,69	0
Amônia	210,34	0
Sulfato de amônio	0	816
Total	110.725,66	110.725,88

Fonte: Aatoria (2026).

Os principais indicadores de rendimento do processo são apresentados na Tabela 12.

Tabela 12 - Indicadores de rendimento

Corrente / indicador	Valor
Desvio do balanço de massa global	0,0002 %
Rendimento mássico (EHC / palha seca)	0,307 kg/kg
Rendimento mássico (etanol / palha seca)	0,292 kg/kg
Rendimento volumétrico	379 L/t

Fonte: Aatoria (2026).

Conforme observado, o balanço de massa global apresentou desvio inferior a 0,001%, demonstrando a consistência dos resultados obtidos. O desvio percentual foi determinado pela diferença entre as vazões mássicas totais de entrada e saída do processo, dividida pela vazão de entrada e multiplicada por 100. Considerando uma vazão de entrada de $110.725,66 \text{ kg}\cdot\text{h}^{-1}$ e uma vazão de saída de $110.725,88 \text{ kg}\cdot\text{h}^{-1}$, obteve-se um desvio de 0,0002%.

O rendimento volumétrico de etanol obtido foi de $379 \text{ L}\cdot\text{t}^{-1}$ de biomassa seca, valor superior aos aproximadamente $330 \text{ L}\cdot\text{t}^{-1}$ reportados por Humbird *et al.* (2011) para uma planta de referência de etanol de segunda geração. Sharma, Larroche e Dussap (2020), por sua vez, indicam rendimentos entre 300 e $350 \text{ L}\cdot\text{t}^{-1}$ para biomassas lignocelulósicas. O rendimento obtido pode ser atribuído às conversões adotadas para as etapas de pré-tratamento, hidrólise e fermentação. Nesse contexto, Chemmés *et al.* (2013) destacam que o pré-tratamento constitui uma das etapas mais importantes do processo de produção de etanol de segunda geração, uma vez que sua eficiência influencia diretamente a disponibilidade dos carboidratos para as etapas subsequentes. Ainda assim, a conversão da xilose permanece como uma das principais limitações do processo, pois esse açúcar representa parcela significativa da fração hemicelulósica da biomassa. Segundo Sharma *et al.* (2018), a utilização eficiente da xilose é fundamental para aumentar o aproveitamento da biomassa e a viabilidade econômica do etanol lignocelulósico.

3.3 Demanda térmica e potencial de integração energética

Os resultados do balanço de energia são apresentados na Tabela 13, que detalha as cargas térmicas dos principais equipamentos do processo. Observa-se que a demanda energética está fortemente concentrada na etapa de destilação, cujos refeedores e condensadores representam a maior parcela das necessidades de aquecimento e resfriamento da planta. Esse comportamento é esperado uma vez que a separação do sistema etanol-água requer elevadas quantidades de energia devido à baixa concentração de etanol na corrente de alimentação e à proximidade entre as volatilidades dos componentes.

Tabela 13 - Cargas térmicas por equipamento

Equipamento	Serviço	Q (kW)	Demanda
E-101	Aquecedor do pré-tratamento	13.469	Aquecimento
E-106	Refervedor da coluna T-101	29.353	Aquecimento
E-108	Refervedor da coluna T-102	12.943	Aquecimento
E-102	Camisa do neutralizador R-102	3.266	Resfriamento
E-103	Resfriador pré-hidrólise	8.215	Resfriamento
E-105	Camisa do fermentador R-104	4.088	Resfriamento
E-104	Serpentina da hidrólise R-103	45	Resfriamento
E-107	Condensador da coluna T-101	23.034	Resfriamento
E-109	Condensador da coluna T-102	12.653	Resfriamento
E-110	Resfriador final do EHC	421	Resfriamento
Total (aquecimento)		55.765	
Total (resfriamento)		51.722	

Nota: Q - Carga térmica.

Fonte: Autoria (2026).

Além da destilação, o pré-tratamento da biomassa também se destaca entre as operações de maior demanda energética do processo, sendo representado pelo aquecedor E-101, cuja carga térmica foi de 13.469 kW. Esse consumo está associado à necessidade de elevar a temperatura da mistura até as condições operacionais do pré-tratamento ácido. Em contrapartida, as etapas subsequentes de neutralização, hidrólise e fermentação apresentam demandas térmicas menores, contribuindo de forma reduzida para o consumo energético total da planta.

As demandas totais de aquecimento e resfriamento foram de 55.765 kW e 51.722 kW, respectivamente. A proximidade entre esses valores indica potencial para recuperação interna de calor (integração energética), uma vez que parte da energia das correntes quentes pode ser aproveitada para atender necessidades de aquecimento em outras etapas do processo. Entre as principais oportunidades de integração térmica destacam-se o pré-aquecimento das correntes de alimentação das colunas de destilação e da corrente destinada ao pré-tratamento da biomassa.

Uma avaliação mais detalhada desse potencial pode ser realizada por meio da análise *pinch*, que permite determinar a máxima recuperação de calor e definir as trocas térmicas entre as correntes do processo, estabelecendo uma configuração energeticamente mais eficiente para os trocadores de calor (Towler e Sinnott, 2021). Segundo Vidal *et al.* (2024), aplicações dessa metodologia em processos do setor sucroenergético possibilitam reduções de aproximadamente 30% no consumo de utilidades de aquecimento e 7% nas demandas de resfriamento. Dessa forma, a integração térmica desponta como a intervenção de maior retorno potencial sobre a eficiência da planta.

3.4 Dimensionamento dos equipamentos

3.4.1 Reatores

A Tabela 14 apresenta os resultados do dimensionamento dos reatores. Os maiores volumes foram obtidos para as etapas de hidrólise enzimática e

fermentação, em decorrência dos elevados tempos de residência requeridos. Como os volumes calculados superam a faixa de aplicação das correlações de custo para reatores agitados propostas por Turton *et al.* (2018), os equipamentos foram representados como vasos/tanques verticais de processo, com os sistemas de agitação estimados separadamente. Dessa forma, a etapa de hidrólise enzimática foi representada por 18 tanques de 520 m³, operando em paralelo, enquanto a fermentação foi representada por 7 tanques paralelos.

Tabela 14 - Dimensionamento dos reatores

Reator	Operação	τ	V útil (m ³)	Configuração	Material
R-101	Pré-tratamento ácido	5 min	8,5	1 × 10,2 m ³	Inox 316L
R-102	Neutralização	15 min	25,6	1 × 30,8 m ³	Inox 316L
R-103	Hidrólise enzimática	84 h	8.876	18 × 520 m ³	Aço carbono
R-104	Fermentação	36 h	3.598	7 × 520 m ³	Aço carbono

Nota: τ - Tempo de residência; V - Volume.

Fonte: Aatoria (2026).

Os resultados indicam a influência do tempo de residência sobre o dimensionamento dos reatores, especialmente na hidrólise enzimática, que demandou o maior volume instalado da planta. Assim, reduções na duração dessa etapa poderiam diminuir significativamente os volumes requeridos.

3.4.2 Colunas de destilação

Os resultados do dimensionamento das colunas de destilação são apresentados na Tabela 15. A coluna T-101, destinada à etapa de esgotamento, apresentou 19 estágios (pratos), enquanto a coluna T-102, responsável pela retificação do etanol, demandou 23 estágios. O maior número de estágios na T-102 está associado à necessidade de obtenção de um produto com maior grau de pureza, exigindo uma separação mais rigorosa entre etanol e água.

Tabela 15 - Dimensionamento das colunas de destilação

Coluna	Função	N _{real}	R	H (m)	D (m)	Eficiência
T-101	Esgotamento	19	4,4	11,24	4	0,85
T-102	Retificação	23	4,4	13,68	3	0,85

Nota: N_{real} - Número real de pratos; R - Refluxo; H - Altura; D - Diâmetro.

Fonte: Aatoria (2026).

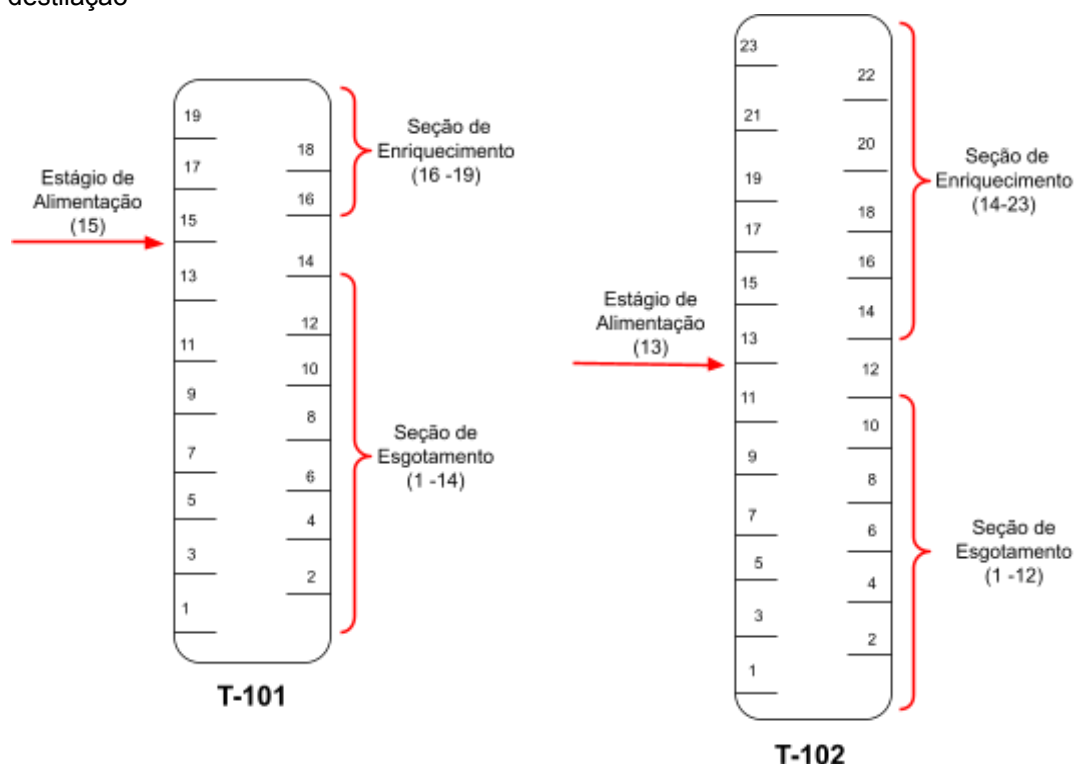
A razão de refluxo de 4,4 foi obtida pelo método FUG para ambas as colunas. Esse parâmetro influencia diretamente a eficiência da separação, uma vez que maiores razões de refluxo reduzem o número de estágios necessários, porém aumentam a demanda energética dos refeedores e condensadores (Turton *et al.*, 2018).

Os diâmetros das colunas foram adaptados dos valores reportados por Humbird *et al.* (2011) e ajustados conforme os critérios de projeto propostos por Turton *et al.* (2018). Dessa forma, a T-101 apresentou diâmetro de 4 metros e a T-102 diâmetro de 3 metros. A diferença observada está relacionada às características operacionais de cada coluna e às vazões processadas em suas respectivas seções.

A eficiência dos pratos foi considerada igual a 85% para ambas as colunas. Esse parâmetro relaciona o número de estágios teóricos ao número de estágios reais e é utilizado para representar as limitações da transferência de massa que ocorrem em equipamentos industriais. Valores de eficiência global entre 70% e 90% são comumente reportados para colunas de pratos operando com misturas hidroalcoólicas, sendo 85% um valor frequentemente adotado em estudos de projeto preliminar (Turton *et al.*, 2018; Towler; Sinnott, 2021).

A distribuição dos estágios teóricos e a localização dos estágios de alimentação são apresentadas na Figura 1.

Figura 1 - Distribuição dos estágios e localização do estágio de alimentação nas colunas de destilação



Fonte: Autoria (2026).

Conforme observado, o estágio de alimentação foi localizado no prato 15 da coluna T-101 e no prato 13 da coluna T-102. Na T-101, a alimentação dividiu a coluna em uma seção de enriquecimento composta por quatro estágios e uma seção de esgotamento composta por quatorze estágios. A predominância de estágios na seção de esgotamento está associada à necessidade de recuperar o etanol presente na alimentação e minimizar suas perdas na corrente de fundo. Como essa coluna produz um destilado com concentração intermediária de aproximadamente 40% de etanol, a separação é direcionada principalmente à recuperação do etanol e à redução de suas perdas na vinhaça, justificando a maior quantidade de estágios abaixo do prato de alimentação.

Para a coluna T-102, foram obtidos dez estágios na seção de enriquecimento e doze estágios na seção de esgotamento, resultando em uma distribuição mais equilibrada ao longo da coluna. Esse comportamento é característico da etapa de retificação, na qual é necessária uma separação mais rigorosa para concentrar o etanol do destilado proveniente da coluna de esgotamento. Nessa etapa, a presença

de estágios em ambas as seções da coluna favorece o contato entre as fases vapor e líquido, aumentando a eficiência da separação e contribuindo para a obtenção de um produto com maior grau de pureza (Turton *et al.*, 2018; Towler; Sinnott, 2021). Dessa forma, a distribuição dos estágios na T-102 contribuem para a especificação de pureza estabelecida para o produto final.

3.4.3 Trocadores de calor

Os resultados do dimensionamento dos trocadores de calor, apresentados na Tabela 16, corroboram a distribuição das cargas térmicas obtidas no balanço de energia. As maiores áreas de troca térmica foram observadas nos equipamentos associados à destilação (E-106, E-107, E-108 e E-109), bem como no aquecedor do pré-tratamento (E-101), etapas que concentraram as maiores demandas de aquecimento e resfriamento da planta. Em contrapartida, os equipamentos empregados nas etapas de neutralização, hidrólise, fermentação e resfriamento final apresentaram áreas significativamente menores, resultado das menores demandas energéticas verificadas no balanço de energia.

Além disso, a área requerida é influenciada pelo coeficiente global de troca térmica e pela diferença média logarítmica de temperatura. Como exemplo, os equipamentos E-108 e E-109 apresentam cargas térmicas semelhantes, porém áreas de aproximadamente 146 m² e 331 m², respectivamente. Essa diferença evidencia a influência desses parâmetros sobre o dimensionamento dos trocadores de calor.

Tabela 16 - Dimensionamento dos trocadores de calor

Trocador de calor	Q (kW)	U (W/m ² K)	A (m ²)
E-101	13.469	850	174
E-102	3.266	500	57
E-103	8.215	700	231
E-104	45	500	5
E-105	4.088	500	365
E-106	29.353	1.100	452
E-107	23.034	800	555
E-108	12.943	1.100	146
E-109	12.653	800	331
E-110	421	700	27

Nota: Q - Carga térmica; U - Coeficiente global de troca térmica; A - Área.

Fonte: Aatoria (2026).

3.4.4 Bombas

As diferentes etapas do processo requerem sistemas de bombeamento com características distintas, em função das correntes transportadas e das condições operacionais adotadas. Os resultados do dimensionamento são apresentados na Tabela 17.

Tabela 17 - Dimensionamento das bombas

Bombas	$\dot{m}$ (kg/h)	H (m)	η (%)	P (kW)	Especificação
P-101	41.221	19	85	2,49	Deslocamento positivo
P-102	606	11	85	0,022	Dosadora
P-103	110.515	66	75	26,53	Centrífuga
P-104	210	29	85	0,020	Dosadora
P-105	110.725	19	70	8,14	Centrífuga
P-106	220	19	85	0,013	Dosadora
P-107	110.946	19	70	8,39	Centrífuga
P-108	554	20	85	0,035	Deslocamento positivo
P-109	101.953	20	70	7,93	Centrífuga
P-110	87.153	20	70	6,85	Centrífuga
P-111	24.285	21	70	2,03	Centrífuga
P-112	62.867	20	70	4,99	Centrífuga
P-113	77.040	10	70	3,06	Centrífuga
P-114	10.113	13	75	0,46	Centrífuga

Nota: $\dot{m}$ - Vazão mássica; H - Altura manométrica; η - Eficiência; P - Potência.

Fonte: Autoria (2026).

Destaca-se a bomba P-103, responsável pelo transporte da mistura de palha úmida e solução ácida até a etapa de pré-tratamento, que apresentou a maior potência requerida. Esse resultado está associado à elevada vazão processada e à maior altura manométrica necessária para essa operação.

Observa-se ainda a utilização de diferentes tipos de bombas de acordo com a aplicação. As bombas dosadoras foram empregadas na alimentação de reagentes, permitindo maior precisão no controle de vazões reduzidas, enquanto as bombas de deslocamento positivo foram adotadas para correntes contendo sólidos ou características que dificultam o bombeamento por bombas centrífugas. Já as bombas centrífugas foram empregadas no transporte das correntes principais do processo, concentrando as maiores capacidades de bombeamento da planta.

3.4.5 Tanques de armazenamento

O tanque de armazenamento, correspondente ao armazenamento da palha de milho úmida (TK-101), foi dimensionado na forma de galpão coberto, em substituição a um tanque convencional, resultando em um volume de 3.023 m³. Para essa estrutura, foi adotada uma altura total de 8 m e uma altura útil de empilhamento de 6 m para a biomassa, o que resultou em uma área de armazenamento de aproximadamente 504 m². Para os demais tanques do processo, as dimensões geométricas foram definidas a partir da relação proposta por Towler e Sinnott (2021). Os resultados do dimensionamento dos tanques de armazenamento são apresentados na Tabela 18.

Tabela 18 - Dimensionamento dos tanques de armazenamento

Tanque	Conteúdo	Volume (m³)	H (m)	D (m)	Área (m²)
TK-101	Palha de milho (galpão)	3.023	-	-	504
TK-102	Ácido sulfúrico 98%	26	2,77	3,46	-
TK-103	Solução de amônia	24	2,60	3,36	-
TK-104	Enzima celulase	16	2,27	2,93	-
TK-105	Inóculo de <i>Z. mobilis</i>	43	3,17	4,09	-
TK-106	Vinho clarificado (beer well)	2.256	11,87	15,31	-
TK-107	EHC (produto)	990	9,02	11,64	-

Nota: H - Altura; D - Diâmetro.

Fonte: Aatoria (2026).

Entre os tanques do processo, destaca-se o TK-106, destinado ao armazenamento do vinho clarificado antes da destilação, que apresentou o maior volume requerido (2.256 m³). Este volume está relacionado não apenas à vazão processada, mas também à função do equipamento como tanque pulmão, para o qual foi adotada autonomia de 24 horas. Essa configuração contribui para assegurar a alimentação contínua das colunas de destilação. O tanque de armazenamento do etanol hidratado combustível (TK-107) também apresentou volume expressivo, compatível com a capacidade produtiva da planta.

Adicionalmente, observa-se que os tanques operando com grandes volumes poderiam ser distribuídos em tanques dispostos em série, o que permitiria a redução da altura dos equipamentos. Essa alternativa tende a facilitar aspectos estruturais e operacionais, como manutenção, estabilidade mecânica e integração ao layout da planta, sem comprometer o desempenho dos sistemas de armazenamento.

3.5 Investimento de capital (CAPEX)

A Tabela 19 apresenta o investimento estimado pelo método modular de Turton *et al.* (2018). Observa-se que a maior parte dos custos está concentrada nos reatores, que representam quase três quartos do custo de módulo básico, resultado dos volumes elevados discutidos anteriormente. Os trocadores de calor aparecem em segundo plano, devido à demanda térmica do processo de destilação. Essa distribuição indica que a competitividade do projeto está mais relacionada à etapa de hidrólise do que a melhorias pontuais nos demais equipamentos. Para a análise econômica, adotou-se o investimento total de capital, incluindo o capital de giro para uma planta dedicada à produção de um único produto.

Tabela 19 - Investimento de capital (CAPEX) pelo método modular de Turton

Categoria	CBM (MM US\$)	CBM (MM R\$)	% do total
Reatores (vasos)	70,81	354,05	76,57
Trocadores de calor	10,68	53,40	11,55
Tanques e galpão	5,46	27,29	5,90
Colunas de destilação	1,82	9,10	1,97
Agitadores	1,67	8,36	1,81
Centrífuga (V-102)	1,21	6,04	1,31
Bombas	0,82	4,11	0,89
Total CBM	92,48	462,39	100,0
FCI (1,18 × CBM)	109,12	545,61	
<i>Grass roots</i>	155,36	776,80	
TCI (FCI + capital de giro)	125,49	627,50	

Nota: CBM - Custo *bare module* (*módulo básico*); MM - Milhões; FCI - Fixed Capital Investment (investimento fixo).

Fonte: Aatoria (2026).

3.6 Custo de manufatura (OPEX)

O custo de manufatura, apresentado detalhadamente na Tabela 20, distribui-se de forma menos concentrada que o investimento. As utilidades, matéria-prima e os insumos são as parcelas dominantes, seguidas da depreciação. A porcentagem das utilidades (34,54%) reforça o argumento da subseção 3.3, de que a integração energética é a via mais promissora de redução do custo operacional. Quando expresso por unidade de produto, o custo total de manufatura é de aproximadamente R\$2,11 por litro de EHC, valor muito próximo ao preço de venda adotado (R\$2,50), indicando uma margem de viabilidade reduzida, discutida na sequência.

Tabela 20 - Componentes do custo de manufatura (COM)

Componente	MM R\$/ano	% do COM
CRM, matéria-prima e insumos	50,00	23,7
CUT, utilidades	72,84	34,54
CWT, tratamento de resíduos	2,37	1,13
COL, mão de obra	5,23	2,48
CM, manutenção	16,34	7,76
CO, overhead e seguros	9,53	4,52
D, depreciação	54,56	25,87
COM total (soma direta)	210,91	100,0

Nota: MM - Milhões.

Fonte: Aatoria (2026).

A escolha do método de estimativa influencia significativamente o resultado, conforme apresentado na Tabela 21. A formulação de Turton *et al.* (2018), ajustada para a indústria norte-americana, tende a elevar os custos fixos a ponto de reduzir a

geração de caixa, enquanto a soma direta dos componentes representa a abordagem mais otimista. Adotou-se a metodologia de Sinnott e Towler (2021), por apresentar embasamento teórico e compatibilidade ao contexto nacional, reconhecendo-se que a variação entre os métodos representam incertezas sobre a viabilidade.

Tabela 21 - Comparação dos métodos de estimativa do COM

Método	COM (MM R\$/ano)	EBITDA (MM R\$/ano)
Soma direta dos componentes	210,91	103,24
Sinnott e Towler (2021), adotado	237,87	76,28
Turton <i>et al.</i> (2018)	321,07	-6,92

Fonte: Aatoria (2026).

3.7 Receitas

A receita do EHC foi obtida pelo produto entre a produção anual e o preço de venda, adotado em R\$2,50 por litro, com base nas cotações da ANP para 2025 em cenário conservador (CEPEA, 2026). A receita proveniente do Programa RenovaBio (Lei nº 13.576/2017) foi estimada a partir da geração de créditos de descarbonização (CBIO), sendo cada CBIO equivalente a uma tonelada de dióxido de carbono (CO₂) evitada e comercializado em bolsa de valores, com emissão em função da Nota de Eficiência Energético-Ambiental da rota. Para a estimativa, adotou-se o fator médio de 1,2 CBIO por metro cúbico de etanol produzido (Silva *et al.*, 2023) e o preço de R\$80,00 por CBIO, correspondente à média negociada na B3 (bolsa de valores oficial do Brasil) em 2024.

A receita anual provém majoritariamente da comercialização de EHC, sendo complementada pelos créditos de descarbonização, os quais representam cerca de 3,7% da receita total, equivalentes a aproximadamente R\$0,10 por litro de EHC. Embora contribuam para a geração de caixa, seu impacto econômico é insuficiente para cobrir a diferença entre os custos de produção e o preço de venda, de modo que o processo não se sustenta no atual cenário de incentivo à descarbonização. Esse resultado evidencia que a viabilidade do etanol de segunda geração depende de políticas públicas mais estruturadas e de preços de comercialização superiores aos adotados. A venda de CO₂ não foi monetizada, devido à ausência de uma unidade de captura e purificação no investimento.

3.8 Análise de viabilidade econômica

A Tabela 22 apresenta os indicadores de viabilidade, obtidos pelo modelo de anuidade descontada com a taxa mínima de atratividade, estimada pela média histórica da taxa Selic, de 10% ao ano (BCB, 2025).

Tabela 22 - Indicadores de viabilidade econômica

Indicador	Valor
Investimento total de capital (TCI)	R\$ 627,5 milhões
Receita anual bruta	R\$ 259,6 milhões
EBITDA anual (Sinnott e Towler)	R\$ 76,3 milhões
Taxa mínima de atratividade (TMA)	10 %a.a.
Horizonte de análise	20 anos
Valor residual	R\$ 27,3 milhões
Valor Presente Líquido (VPL)	R\$ -33,4 milhões
Taxa Interna de Retorno (TIR)	9,3 %a.a.
Payback simples	8 anos

Nota: Payback simples - Tempo necessário para recuperar o valor investido.

Fonte: Autoria (2026).

O projeto não se mostrou economicamente viável nas condições adotadas. O valor presente líquido, utilizado para avaliar a lucratividade de um investimento ao longo do tempo, resultou negativo em R\$33,4 milhões, indicando que o fluxo de caixa descontado não é suficiente para remunerar o capital investido. A taxa interna de retorno, que representa a taxa de rentabilidade esperada do investimento, foi de 9,3% ao ano, situando-se abaixo da taxa mínima de atratividade de 10% ao ano, indicando inviabilidade econômica nas condições analisadas.

O período de retorno simples (Payback simples), de aproximadamente oito anos, supera o intervalo usual de três a cinco anos para empreendimentos industriais de grande porte e reflete a baixa geração de caixa frente ao investimento inicial. Cabe ressaltar que a análise possui caráter pré-imposto (sem considerar a incidência de impostos), de modo que a inclusão de tributos tenderia a piorar os resultados econômicos. Nesse contexto, observa-se que o desempenho econômico é influenciado pelas premissas adotadas para o preço do produto, custo da enzima e incentivos.

3.9 Limitações e oportunidades de melhoria

A recuperação da viabilidade dependerá de mudanças estruturais nas premissas adotadas, em especial no preço do produto, no custo da enzima e nos incentivos fiscais, não sendo suficientes ajustes pontuais no processo. Cabe ainda uma ressalva sobre a base de investimento empregada, uma vez que a análise considerou o investimento total de capital, composto pelo investimento fixo (relativo à construção e instalação da planta) e pelo capital de giro (recursos necessários para viabilizar a operação inicial do processo). Embora o investimento tenha sido estimado pela abordagem *grass roots*, os indicadores econômicos (VPL e TIR) foram calculados com base no investimento total de capital. Dessa forma, a utilização da estimativa *grass roots* também no cálculo dos indicadores econômicos resultaria em uma análise mais abrangente do investimento total do projeto.

No campo das melhorias, destacam-se a integração energética por meio da análise de *pinch* e a recuperação da enzima associada à venda do inóculo excedente. A integração energética permite a redução do consumo de utilidades,

enquanto a recuperação de enzimas contribui para a redução do custo de insumos, ainda que envolva um investimento adicional.

Quanto às premissas, observa-se que o preço de venda do EHC exerce a maior influência sobre o valor presente líquido (VPL). Adicionalmente, o preço da enzima *celulase*, adotado em R\$4.000 por tonelada com base em Humbird et al. (2011), constitui um dos principais riscos de insumo, visto que as cotações comerciais podem ser significativamente superiores, comprometendo a margem econômica do projeto.

4 CONCLUSÕES

Conclui-se que o projeto demonstra que a produção de etanol de segunda geração a partir da palha de milho, na capacidade de $300 \text{ m}^3 \cdot \text{dia}^{-1}$ de etanol hidratado combustível a 96,8 °GL, é tecnicamente viável, pois os balanços de massa e energia fecham de forma consistente e o rendimento obtido é compatível com valores reportados na literatura para a conversão bioquímica de biomassa lignocelulósica.

A análise econômica, contudo, indica que o empreendimento não é viável nas condições adotadas, com valor presente líquido negativo e taxa interna de retorno inferior à taxa mínima de atratividade. Como a avaliação foi realizada em base pré-imposto, conclui-se que a viabilidade do projeto depende de mudanças expressivas nas condições econômicas consideradas, especialmente no preço de venda do produto, no custo da enzima e nos incentivos fiscais.

O investimento concentra-se principalmente nos reatores de hidrólise enzimática e fermentação, consequência direta dos tempos de residência provenientes dessas etapas. A competitividade do processo depende, portanto, de avanços na etapa enzimática, capazes de reduzir o tempo de hidrólise e o número de tanques, em vez de otimizações específicas nos demais equipamentos.

Ademais, embora a palha de milho seja uma matéria-prima tecnicamente promissora para a produção de etanol de segunda geração, sua exploração comercial ainda não se mostra viável nas condições avaliadas.

Para trabalhos futuros, recomenda-se a utilização de estratégias que possam aproximar o processo da viabilidade econômica, como a integração energética por análise *pinch*, a co-localização com plantas de etanol de primeira geração de milho, com compartilhamento de energia e infraestrutura (Ou et al., 2014), e a incorporação de incentivos governamentais à descarbonização. Adicionalmente, sugere-se a utilização de simuladores de processo para refinar os balanços e os indicadores econômicos, bem como a análise de diferentes cenários econômicos. Também recomenda-se a atribuição da carga tributária e a avaliação do investimento sob a base *grass roots*, de forma a ampliar as análises.

REFERÊNCIAS

AGÊNCIA NACIONAL DO PETRÓLEO, GÁS NATURAL E BIOCOMBUSTÍVEIS. Resolução ANP nº 907, de 22 de novembro de 2022: estabelece as especificações do etanol anidro combustível e do etanol hidratado combustível. Brasília, DF: ANP, 2022.

ASME. ASME Boiler and Pressure Vessel Code, Section VIII, Division 1: pressure

vessels. New York: American Society of Mechanical Engineers, 2010.

ASSUMPÇÃO, S. M. N. Pré-tratamento químico combinado do bagaço da cana visando a produção de etanol de segunda geração. 2015. Dissertação (Mestrado em Engenharia Química) – Universidade Federal da Bahia, Salvador, 2015.

BANCO CENTRAL DO BRASIL (BCB). Histórico das taxas de juros: meta Selic definida pelo Copom. Brasília, DF: BCB, 2025. Disponível em: <https://www.bcb.gov.br/controleinflacao/historicotaxasjuros>. Acesso em: 3 jun. 2026.

BERTÃO FILHO, I. Alta do enxofre preocupa indústria de fertilizantes, que vê risco de desabastecimento. AgFeed, [s. l.], 6 abr. 2026. Disponível em: <https://agfeed.com.br/economia/alta-do-enxofre-preocupa-industria-de-fertilizantes-q-ue-ve-risco-de-desabastecimento/>. Acesso em: 2 jun. 2026.

BOSCHIERO, B. N. Produtos derivados do milho e seus subprodutos: destinos e usos no mercado brasileiro. Agroadvance, [s. l.], 2025. Disponível em: <https://agroadvance.com.br/blog-produtos-derivados-do-milho-e-subprodutos/>. Acesso em: 11 nov. 2025.

BRASIL. Lei nº 13.576, de 26 de dezembro de 2017: dispõe sobre a Política Nacional de Biocombustíveis (RenovaBio) e dá outras providências. Brasília, DF: Presidência da República, 2017.

BURGESS, J. Interactive: ammonia price chart. S&P Global Commodity Insights, [s. l.], 17 dez. 2025. Disponível em: <https://www.spglobal.com/energy/en/news-research/latest-news/energy-transition/051023-interactive-ammonia-price-chart-natural-gas-feedstock-europe-usgc-black-sea>. Acesso em: 02 jun. 2026.

CABRAL, A. C. *et al.* Milho (*Zea mays*): uma cultura energética. Acta Iguazu, Cascavel, v. 1, n. 4, p. 47-54, 2012.

CARVALHO, L. C. *et al.* Cana-de-açúcar e álcool combustível: histórico, sustentabilidade e segurança energética. Enciclopédia Biosfera, v. 9, n. 16, p. 530-542, 2013.

CATOLICO, A. C. *et al.* Análise de sustentabilidade do etanol 2g e bioenergia da cana. Periódico Eletrônico Fórum Ambiental da Alta Paulista, v. 11, n. 9, 2015.

CENTRO DE ESTUDOS AVANÇADOS EM ECONOMIA APLICADA (CEPEA). Indicador semanal do etanol hidratado combustível. Piracicaba: ESALQ/USP, 2026. Disponível em: <https://www.cepea.esalq.usp.br/br/indicador/etanol.aspx>. Acesso em: 3 jun. 2026.

CHEMICAL ENGINEERING. Chemical Engineering Plant Cost Index (CEPCI). Nova York: Access Intelligence, 2024. Disponível em: <https://www.chemengonline.com/pci-home/>. Acesso em: 3 jun. 2026.

CHEMMÉS, C. S. *et al.* Estudo de métodos físico-químicos no pré-tratamento de resíduos lignocelulósicos para produção de etanol de segunda geração. 2013.

COMPANHIA NACIONAL DE ABASTECIMENTO (CONAB). Milho: série histórica. Brasília, DF: CONAB, 2025. Disponível em: <https://www.gov.br/conab/pt-br/atuacao/informacoes-agropecuarias/safras/series-historicas/graos/milho/milhototal.xls>. Acesso em: 12 set. 2025.

COSER, E. Avaliação da incidência de pragas e moléstias na cultura do milho (*Zea mays* L.) crioulo e convencional no município de Xaxim–SC. 2010. Trabalho de Conclusão de Curso (Graduação em Agronomia) – Universidade Comunitária da Região de Chapecó, Chapecó, 2010.

DURÁN, N.; ZAMORA, P. P.; REYES, L. Hidrólise enzimática de casca de arroz utilizando-se celulasas: efeito de tratamentos químicos e fotoquímicos. *Química Nova*, v. 21, n. 2, p. 140-143, 1998.

FELDER, R. M.; ROUSSEAU, R. W.; BULLARD, L. G. Princípios elementares dos processos químicos. 4. ed. Rio de Janeiro: LTC, 2017. E-book. ISBN 9788521634935.

GREEN, D. W.; SOUTHARD, M. Z. Perry's chemical engineers' handbook. 9. ed. New York: McGraw-Hill, 2019.

HUMBERT, D. *et al.* Process design and economics for biochemical conversion of lignocellulosic biomass to ethanol: dilute-acid pretreatment and enzymatic hydrolysis of corn stover. Golden: National Renewable Energy Laboratory, 2011. (Technical Report NREL/TP-5100-47764).

JGRAPH LTD. Draw.io. Versão 30.0.4.2026. Disponível em: <https://www.drawio.com/>. Acesso em: 1 mai. 2026.

KERN, D. Q. Process heat transfer. New York: McGraw-Hill, 1950.

LAL, R. Soil carbon sequestration impacts on global climate change and food security. *Science*, v. 304, n. 5677, p. 1623-1627, 2004.

MEYER, P. A.; TEWS, I. J.; MAGNUSON, J. K.; KAROGIOSIS, S. A.; JONES, S. B. Techno-economic analysis of corn stover fungal fermentation to ethanol. *Applied Energy*, v. 111, p. 657-668, 2013.

MONTES, A. C. R. Avaliação do processo de obtenção de etanol de 2ª geração utilizando bagaço de cana. 2017. Trabalho de Conclusão de Curso (Graduação em Engenharia Química) – Universidade Federal de Uberlândia, Uberlândia, 2017. Disponível em: <https://repositorio.ufu.br/handle/123456789/20371>. Acesso em: 7 nov. 2025.

NDIMBA, B. K. *et al.* Biofuels as a sustainable energy source: an update of the applications of proteomics in bioenergy crops and algae. *Journal of Proteomics*, v.

93, p. 234-244, 2013. DOI: 10.1016/j.jprot.2013.05.041.

OFORI-BOATENG, C.; LEE, K. T. An oil palm-based biorefinery concept for cellulosic ethanol and phytochemicals production: sustainability evaluation using exergetic life cycle assessment. *Applied Thermal Engineering*, v. 62, n. 1, p. 90-104, 2014.

OGEDA, T. L.; PETRI, D. F. S. Hidrólise enzimática de biomassa. *Química Nova*, v. 33, n. 7, p. 1549-1558, 2010. DOI: 10.1590/S0100-40422010000700023.

OU, L.; BROWN, T. R.; THILAKARATNE, R.; HU, G.; BROWN, R. C. Techno-economic analysis of co-located corn grain and corn stover ethanol plants. *Biofuels, Bioproducts and Biorefining*, v. 8, n. 3, p. 412-422, 2014. DOI: 10.1002/bbb.1475.

PAES, M. C. D.; TEIXEIRA, F. F.; MARTINS, I. S. Composição química da palha de milho com qualidade para artesanato. Sete Lagoas: Embrapa, 2008. Disponível em: <https://www.alice.cnptia.embrapa.br/alice/bitstream/doc/491365/1/Composicaoquimica.pdf>. Acesso em: 14 nov. 2025.

PRETO, E. V.; MORTOZA, G. L. Geração de energia elétrica utilizando biomassa. 2010. Trabalho de Conclusão de Curso (Graduação em Engenharia Elétrica) – Universidade de Brasília, Brasília, 2010. DOI: 10.26512/2010.08.TCC.1381.

SANTOS, F. A. *et al.* Potencial da palha de cana-de-açúcar para produção de etanol. *Química Nova*, v. 35, n. 5, p. 1004-1010, 2012. Disponível em: <https://www.scielo.br/j/qn/a/39pFr9k5VPS9hqhs4yTjdbr/?format=pdf&lang=pt>. Acesso em: 9 set. 2025.

SATARI, B.; KARIMI, K.; KUMAR, R. Cellulose solvent-based pretreatment for enhanced second-generation biofuel production: a review. *Sustainable Energy & Fuels*, v. 3, n. 1, p. 11-62, 2019. DOI: 10.1039/C8SE00287H.

SHARMA, B.; LARROCHE, C.; DUSSAP, C.-G. Comprehensive assessment of 2G bioethanol production. *Bioresource Technology*, v. 313, art. 123630, 2020. DOI: 10.1016/j.biortech.2020.123630.

SHARMA, N. K.; BEHERA, S.; ARORA, R.; KUMAR, S.; SANI, R. K. Xylose transport in yeast for lignocellulosic ethanol production: current status. *Journal of Bioscience and Bioengineering*, v. 125, n. 3, p. 259-267, 2018. DOI: 10.1016/j.jbiosc.2017.10.006.

SILVA, U. S. da; SILVA, M. S.; MARTINS, L. O. S.; HOCEVAR, L. S.; ROCHA, Â. M.; TORRES, E. A. Análise da certificação do etanol pela RenovaBio sob aspectos regionais no Brasil. In: *ENGENHARIAS: automação, robótica, metrologia e energia: estudos e tendências – Volume 1*. [S. l.]: Editora Científica Digital, 2023. cap. 17, p. 265-282. DOI: 10.37885/230211998.

SILVEIRA, R. F. M. Atividades biológicas de xilana de sabugo de milho. 2010. Dissertação (Mestrado em Bioquímica e Biologia Molecular) – Universidade Federal

do Rio Grande do Norte, Natal, 2010. Disponível em:
<https://repositorio.ufrn.br/jspui/handle/123456789/12555>. Acesso em: 14 nov. 2025.

SMITH, J. M.; VAN NESS, H. C.; ABBOTT, M. M. Introdução à termodinâmica da engenharia química. 8. ed. Rio de Janeiro: LTC, 2019. E-book. ISBN 9788521636854.

TEODORO, J. *et al.* Aproveitamento de Bagaço e Palha de Cana-de-Açúcar para Produção de Etanol Celulósico a partir de Fermentações em Batelada Alimentada. 2011. SINAIFERM, 2011.

TOWLER, G.; SINNOTT, R. K. Chemical engineering design: principles, practice and economics of plant and process design. 3. ed. Oxford: Butterworth-Heinemann, 2021.

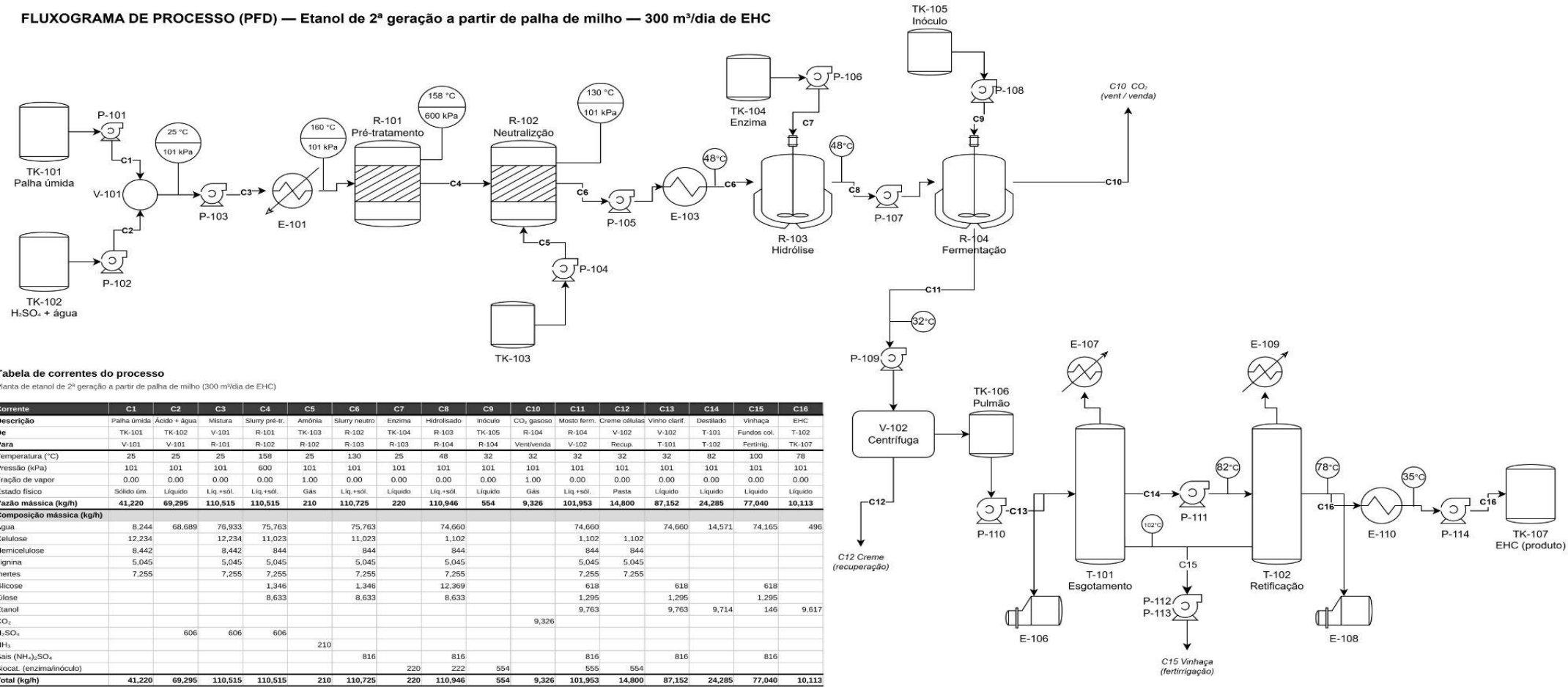
TURTON, R. *et al.* Analysis, synthesis, and design of chemical processes. 5. ed. Boston: Prentice Hall, 2018.

VIDAL, J. R.; RODRÍGUEZ, A. F.; PÉREZ, J.; LÓPEZ, Y. U. Thermal integration in sugar production using pinch analysis. *Ingeniería y Competitividad*, v. 26, n. 3, e-21114315, 2024. DOI: 10.25100/iyv.v26i3.14315.

APÊNDICES

Apêndice A - Fluxograma de processo

Figura A.1 - Fluxograma detalhado do processo de produção de etanol de segunda geração



Fonte: Autoria (2026).

Figura A.2 - Especificação das correntes de processo utilizadas nos balanços de massa e energia

Corrente	C1	C2	C3	C4	C5	C6	C7	C8	C9	C10	C11	C12	C13	C14	C15	C16
Descrição	Palha úmida	Ácido + água	Mistura	Slurry pré-tr.	Amônia	Slurry neutro	Enzima	Hidrolisado	Inóculo	CO ₂ gasoso	Mosto ferm.	Creme células	Vinho clarif.	Destilado	Vinhaça	EHC
De	TK-101	TK-102	V-101	R-101	TK-103	R-102	TK-104	R-103	TK-105	R-104	R-104	V-102	V-102	T-101	Fundos col.	T-102
Para	V-101	V-101	R-101	R-102	R-102	R-103	R-103	R-104	R-104	Vent/venda	V-102	Recup.	T-101	T-102	Fertirrig.	TK-107
Temperatura (°C)	25	25	25	158	25	130	25	48	32	32	32	32	32	82	100	78
Pressão (kPa)	101	101	101	600	101	101	101	101	101	101	101	101	101	101	101	101
Fração de vapor	0.00	0.00	0.00	0.00	1.00	0.00	0.00	0.00	0.00	1.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Estado físico	Sólido úm.	Líquido	Líq.+sól.	Líq.+sól.	Gás	Líq.+sól.	Líquido	Líq.+sól.	Líquido	Gás	Líq.+sól.	Pasta	Líquido	Líquido	Líquido	Líquido
Vazão mássica (kg/h)	41,220	69,295	110,515	110,515	210	110,725	220	110,944	554	9,326	101,952	14,800	87,152	24,285	77,040	10,113
Composição mássica (kg/h)																
Água	8,244	68,689	76,933	75,763		75,763		74,660			74,660		74,660	14,571	74,165	496
Celulose	12,234		12,234	11,023		11,023		1,102			1,102	1,102				
Hemicelulose	8,442		8,442	844		844		844			844	844				
Lignina	5,045		5,045	5,045		5,045		5,045			5,045	5,045				
Inertes	7,255		7,255	7,255		7,255		7,255			7,255	7,255				
Glicose				1,346		1,346		12,369			618		618		618	
Xilose				8,633		8,633		8,633			1,295		1,295		1,295	
Etanol											9,763		9,763	9,714	146	9,617
CO ₂										9,326						
H ₂ SO ₄		606	606	606												
NH ₃					210											
Sais (NH ₄) ₂ SO ₄						816		816			816		816		816	
Biocat. (enzima/inóculo)							220	220	554		554	554				
Total (kg/h)	41,220	69,295	110,515	110,515	210	110,725	220	110,944	554	9,326	101,952	14,800	87,152	24,285	77,040	10,113

Fonte: Autoria (2026).

ANEXOS

A – Coeficientes de custo de equipamentos (Turton *et al.*, 2018)

Reúnem-se neste anexo as constantes do método modular de Turton *et al.* (2018) empregadas na estimativa de investimento, restritas aos tipos de equipamento utilizados no projeto. A Tabela A.1 traz os coeficientes do custo de compra de base, a Tabela A.2 as constantes do fator de pressão para trocadores e bombas, a Tabela A.3 as constantes do fator de módulo e a Tabela A.4, os fatores de material adotados.

Tabela A.1 - Coeficientes do custo de compra de base ($\log_{10} C_p^o = K_1 + K_2 \cdot \log_{10} A + K_3 \cdot (\log_{10} A)^2$)

Equipamento	K ₁	K ₂	K ₃	Capacidade A
Vaso vertical de processo	3,4974	0,4485	0,1074	Volume (m ³)
Trocador casco e tubos (tubo fixo)	4,3247	-0,3030	0,1634	Área (m ²)
Refervedor tipo kettle	4,4646	-0,5277	0,3955	Área (m ²)
Bomba centrífuga	3,3892	0,0536	0,1538	Potência (kW)
Bomba de deslocamento positivo	3,4771	0,1350	0,1438	Potência (kW)
Prato perfurado (sieve)	2,9949	0,4465	0,3961	Área (m ²)
Agitador (turbina)	3,4092	0,4896	0,0030	Potência (kW)
Centrífuga decanter	4,9700	1,1690	0,0040	Diâmetro (m)

Fonte: Turton *et al.* (2018).

Tabela A.2 - Constantes do fator de pressão ($\log_{10} F_P = C_1 + C_2 \cdot \log_{10} P + C_3 \cdot (\log_{10} P)^2$), com P em bar manométrico

Equipamento	C ₁	C ₂	C ₃
Trocador casco e tubos	0,0388	-0,1127	0,0818
Bomba centrífuga	-0,3935	0,3957	-0,0023
Bomba de deslocamento positivo	-0,2454	0,2590	-0,0136

Nota: Para vasos e reatores, o fator de pressão decorre da espessura da parede pelo código ASME, e não destas constantes.

Fonte: Turton *et al.* (2018).

Tabela A.3 - Constantes do fator de módulo ($F_{BM} = B_1 + B_2 \cdot F_M \cdot F_P$)

Equipamento	B ₁	B ₂
Vaso e reator de processo	2,25	1,82
Trocador de calor	1,63	1,66
Bomba	1,89	1,35

Fonte: Turton *et al.* (2018)

Tabela A.4 - Fatores de material (F_M) adotados

Material / equipamento	F_M
Aço carbono (vasos, reatores, tanques)	1,0
Inox 304L (vasos, colunas, tanques)	3,0
Inox 316L (vasos e reatores)	3,11
Trocador casco e tubos, inox/inox	2,73
Bomba, inox	2,30
Bomba, Hastelloy	3,80

Fonte: Turton *et al.* (2018)