



Universidade Federal de São Carlos
Centro de Ciências Exatas e de Tecnologia
Programa de Pós-Graduação em Engenharia Química



SIMON YUKIITI KANEMATSU

**ANÁLISE TÉCNICO-ECONÔMICA E AMBIENTAL DE
BIORREFINARIAS DE MACROALGAS**

São Carlos/SP

Março de 2026



Universidade Federal de São Carlos
Centro de Ciências Exatas e de Tecnologia
Programa de Pós-Graduação em Engenharia Química



SIMON YUKIITI KANEMATSU

**ANÁLISE TÉCNICO-ECONÔMICA E AMBIENTAL DE
BIORREFINARIAS DE MACROALGAS**

Tese apresentada ao Programa de Pós-Graduação em Engenharia Química da Universidade Federal de São Carlos, como requisito para obtenção do título de Doutor em Engenharia Química

Orientador: Prof. Dr. Antonio José Gonçalves da Cruz

São Carlos/SP

Março de 2026

Kanematsu, Simon Yukiiti

Análise técnico-econômica e ambiental de biorrefinarias de macroalgas / Simon Yukiiti Kanematsu -- 2026. 158f.

Tese (Doutorado) - Universidade Federal de São Carlos, campus São Carlos, São Carlos

Orientador (a): Antonio José Gonçalves da Cruz

Banca Examinadora: Antonio José Gonçalves da Cruz, Renata Maria Rosas Garcia Almeida, Gustavo Batista, Cristiane Sanchez Farinas, Felipe Fernando Furlan

Bibliografia

1. Biorrefinaria de macroalgas. 2. Análise técnico-econômica . 3. Avaliação do ciclo de vida . I. Kanematsu, Simon Yukiiti. II. Título.

Ficha catalográfica desenvolvida pela Secretaria Geral de Informática (SIn)

DADOS FORNECIDOS PELO AUTOR

Bibliotecário responsável: Arildo Martins - CRB/8 7180

Folha de Aprovação

Defesa de tese de doutorado do candidato Simon Yukiiti Kanematsu, realizada em 11/03/2026.

Comissão Julgadora:

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

Profa. Dra. Renata Maria Rosas Garcia Almeida (UFAL)

Dr. Gustavo Batista (Radix Engenharia)

Profa. Dra. Cristiane Sanchez Farinas (EMBRAPA Instrumentação)

Prof. Dr. Felipe Fernando Furlan (UFSCar)

“Tudo vale a pena, se a alma não é pequena”

Fernando Pessoa

AGRADECIMENTOS

Agradeço ao Programa de Pós-Graduação em Engenharia Química da Universidade Federal de São Carlos pela oportunidade de realizar este curso de doutorado e pela formação acadêmica de excelência que culmina neste trabalho. Agradeço também ao Instituto Federal de Mato Grosso pela concessão do afastamento integral, condição essencial para que eu pudesse me dedicar plenamente a esta etapa tão importante da minha trajetória profissional e acadêmica.

Expresso minha profunda gratidão ao meu orientador, Prof. Dr. Antonio José Gonçalves da Cruz, pela confiança depositada em mim desde o início, pela orientação sempre disponível e pela abertura ao diálogo, fundamentais nos momentos de maior incerteza ao longo deste percurso. Sua orientação foi além do aspecto técnico: muitas vezes, apenas ouvir com atenção já era suficiente para clarear caminhos e resolver problemas. A orientação humana, os cafés e a constante disposição em ajudar fizeram toda a diferença. Sem sua presença e apoio, este trabalho não teria sido possível.

Agradeço à Profa. Dra. Cristiane Sanchez Farinas por submeter e coordenar o projeto no qual este trabalho está inserido, bem como pelas contribuições iniciais, sugestões e orientações estratégicas. Sua experiência foi fundamental para o direcionamento e amadurecimento deste estudo.

Agradeço à Profa. Dra. Renata Almeida e à Rosana Lima Araújo pela disponibilização dos dados laboratoriais, que serviram de base para a modelagem desenvolvida nesta tese, bem como pela constante disponibilidade em esclarecer dúvidas e pelo apoio técnico sempre que necessário.

Agradeço ao Gustavo Batista, que teve um papel fundamental no desenvolvimento deste trabalho, especialmente em sua fase inicial. Com grande generosidade e disponibilidade, ajudou-me a encontrar o direcionamento necessário para estruturar e dar continuidade à pesquisa, oferecendo orientação clara e segura nos momentos em que mais precisei. Sou profundamente grato pelas inúmeras horas dedicadas a reuniões, discussões técnicas e à cuidadosa revisão do manuscrito, muitas vezes conciliando esse apoio com uma agenda já bastante atarefada. Sua contribuição foi essencial para o amadurecimento e a qualidade final deste trabalho.

Agradeço ao João Pedro Gaudêncio pelo trabalho preliminar desenvolvido, que teve papel importante no início desta pesquisa, bem como por todo o apoio e disponibilidade nos momentos iniciais.

Agradeço, com todo o meu carinho, à minha namorada, Aline Medeiro Ferreira, pelo apoio incondicional ao longo de toda essa jornada. Obrigado pela paciência nos momentos de ausência, pela compreensão nos dias difíceis e por sempre me incentivar a seguir em frente, mesmo quando o cansaço parecia maior que a motivação. Seu cuidado, companheirismo e presença tornaram esse caminho mais leve, mais feliz e cheio de sentido. Ter você ao meu lado fez toda a diferença. Te amo!

Agradeço a todos os meus amigos do Kyatera e agregados pelas conversas descontraídas, pelo convívio diário e pelos momentos de leveza.

Agradeço de forma especial ao Christian Oliveira Martins, pela constante disponibilidade em ajudar sempre que surgiam dúvidas ou dificuldades. Muitas vezes, apenas a troca de ideias já era suficiente para esclarecer problemas. Sou especialmente grato pelas aulas e discussões sobre Aspen, que contribuíram de maneira decisiva para o desenvolvimento deste trabalho.

Agradeço à minha família, que sempre esteve ao meu lado, torcendo, apoiando e acreditando em mim, mesmo à distância. O incentivo de vocês foi essencial para que eu chegasse até aqui.

APOIO FINANCEIRO

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

Agradeço ao Conselho Nacional de Desenvolvimento Científico e Tecnológico (CNPq) pelo apoio financeiro concedido por meio do processo nº 170239/2023-3.

O projeto insere-se no contexto dos projetos “Produção de nanocelulose a partir de macroalgas marinhas do litoral alagoano via rota enzimática: obtenção, caracterização e viabilidade econômica” (Processo FAPESP 2019/25261-8, Acordo de Cooperação CONFAP - Conselho Nacional das Fundações Estaduais de Amparo à Pesquisa), coordenado pela Dra. Cristiane Sanchez Farinas (EMBRAPA Instrumentação, São Carlos, SP) e Profa. Dra. Renata Maria Rosas Garcia Almeida (PPGEQ/UFAL, Maceió, Alagoas) e “Simulação e análise do potencial da produção de etanol de terceira geração empregando macroalgas marinhas” (Processo FAPESP 2023/13330-0), iniciação científica do estudante Lucas de Melo Rocha, orientado pelo Prof. Dr. Antonio José Gonçalves da Cruz.

RESUMO

O desenvolvimento de biorrefinarias de macroalgas é uma alternativa promissora para a produção sustentável de biocombustíveis e bioprodutos. Esta tese avaliou, de forma independente, duas rotas em escala industrial: produção de CNC a partir de *Sargassum* sp. e de etanol a partir de *Kappaphycus alvarezii*. Os processos foram modelados via escalação de dados experimentais e literatura, permitindo balanços de massa e energia, dimensionamento e estimativas de CAPEX e OPEX. A viabilidade econômica foi analisada por PMV, VPL e TIR, com sensibilidade e Monte Carlo, enquanto a avaliação ambiental seguiu as normas ISO 14040/14044. Para a produção de CNC a partir de *Sargassum* sp., quatro cenários foram avaliados: S1) produção de seiva, ácido algínico, proteína e CNC; S2) produção de seiva, ácido algínico e CNC; S3) produção de seiva e CNC e S4) produção de CNC somente. O CAPEX variou entre aproximadamente 113,72 – 141,29 milhões de US\$, enquanto o PMV dos CNCs foi de US\$14.805,67/ton de CNC para S1, e para S2, S3 e S4, US\$11.098,54/ton, US\$3.521,02/ton e US\$8.546,04/ton respectivamente. Os cenários com maior diversificação de produtos apresentaram aumento de CAPEX, sem redução proporcional do PMV. O cenário mais favorável, focado na produção de CNC e seiva, apresentou o menor PMV e melhor desempenho ambiental. A análise de sensibilidade indicou que a eficiência na hidrólise, Taxa mínima de atratividade e o CAPEX são as variáveis mais críticas para o PMV. A análise de incerteza mostrou, com intervalo de confiança de 95%, o PMV para S1 pode oscilar de US\$7.694,07/ton de CNC até US\$22.102,52/ton de CNC; US\$5.405,69/ton– US\$16.936,40/ton para S2; US\$1.915,80/ton–US\$5.105,39/ton para S3 e US\$6.199,59/ton–US\$10.695,37/ton para S4. Do ponto de vista ambiental, a ACV evidenciou impactos líquidos negativos para o Potencial de Eutrofização (EP), de -0,144 a -0,05 kg PO₄³⁻ eq/kg CNC, atribuídos ao sequestro de CO₂ e à assimilação de nutrientes durante o cultivo das macroalgas e potencial de aquecimento global entre 1,52 a 10,53kg CO₂ eq/kg CNC. De forma independente, a produção de etanol a partir de *Kappaphycus alvarezii* foi avaliada em um segundo estudo. O processo apresentou CAPEX estimado de 148 milhões de US\$, TIR de 57,77% e VPL de 1.028,69 milhões de US\$, vendendo a seiva, leveduras e crédito de carbono (CBios). A ATE demonstrou que a produção de somente etanol resulta em VPL negativo (US\$ -2.003,07 milhões) e TIR inferior à taxa mínima de atratividade. A análise de sensibilidade indicou que a viabilidade do projeto tem grande dependência do preço de venda da seiva e da quantidade de algas processadas. A análise de Monte Carlo revelou a probabilidade de VPL positivo de 90,64%. Em contraste, a ACV da produção de etanol apresentou desempenho ambiental altamente favorável, com GWP negativo de -0,6kg CO₂ eq/kg e EP de -0,14 PO₄³⁻ eq/kg, reforçando o potencial das macroalgas como matéria-prima sustentável. Biorrefinarias de macroalgas apresentam forte desempenho ambiental, porém sua viabilidade econômica depende do produto e da integração do processo, sendo favorecida por produtos de alto valor como CNCs, enquanto o etanol exige coprodutos, evidenciando que o principal entrave é econômico, não técnico ou ambiental.

Palavras-chaves: Biorrefinaria de macroalgas; Análise técnico-econômica (ATE); Avaliação do ciclo de vida (ACV); Nanocristais de celulose; Etanol de terceira geração; Sustentabilidade; Descarbonização.

ABSTRACT

Techno-Economic and Environmental Assessment of a Macroalgae Biorefinery

The development of macroalgae-based biorefineries has emerged as a promising pathway for the sustainable production of biofuels and high-value bioproducts. This thesis evaluates, independently, two industrial-scale routes: cellulose nanocrystals (CNC) production from *Sargassum* sp. and ethanol production from *Kappaphycus alvarezii*. The processes were modeled based on the scale-up of experimental data and literature sources, enabling the establishment of mass and energy balances, equipment sizing, and estimation of capital (CAPEX) and operating (OPEX) costs. Economic feasibility was assessed through the Minimum Selling Price (MSP), Net Present Value (NPV), and Internal Rate of Return (IRR), complemented by sensitivity and uncertainty analyses using Monte Carlo simulation, while environmental performance was evaluated following ISO 14040/14044 standards. For CNC production from *Sargassum* sp., four scenarios were assessed: S1) sap, alginic acid, protein, and CNC; S2) sap, alginic acid, and CNC; S3) sap and CNC; and S4) CNC only. CAPEX ranged from approximately US\$113.72 to 141.29 million, while the MSP values were US\$14,805.67/ton (S1), US\$11,098.54/ton (S2), US\$3,521.02/ton (S3), and US\$8,546.04/ton (S4). Scenarios with higher product diversification exhibited increased CAPEX without proportional reductions in MSP. The most favorable configuration (S3), focused on CNC and sap production, showed the lowest MSP and best environmental performance. Sensitivity analysis indicated that hydrolysis efficiency, minimum attractive rate of return, and CAPEX are the most critical variables affecting MSP. Uncertainty analysis (95% confidence interval) showed MSP ranges of US\$7,694.07–22,102.52/ton (S1), US\$5,405.69–16,936.40/ton (S2), US\$1,915.80–5,105.39/ton (S3), and US\$6,199.59–10,695.37/ton (S4). From an environmental perspective, Life Cycle Assessment (LCA) indicated negative eutrophication potential (EP) values ranging from -0.144 to -0.05 kg PO₄³⁻ eq/kg CNC, associated with nutrient uptake during cultivation, and global warming potential (GWP) values between 1.52 and 10.53 kg CO₂ eq/kg CNC. Independently, ethanol production from *Kappaphycus alvarezii* was evaluated. The integrated process (including sap, yeast, and carbon credits—CBIOs) presented a CAPEX of US\$148 million, IRR of 57.77%, and NPV of US\$1,028.69 million. However, ethanol production as a standalone product resulted in a negative NPV (US\$-2,003.07 million) and IRR below the minimum attractive rate of return, indicating economic infeasibility. Sensitivity analysis showed strong dependence on sap selling price and biomass throughput, while Monte Carlo simulation indicated a 90.64% probability of positive NPV under integrated conditions. In contrast, LCA results showed highly favorable environmental performance, with negative GWP (-0.6 kg CO₂ eq/kg) and EP (-0.14 kg PO₄³⁻ eq/kg). Overall, macroalgae biorefineries demonstrate strong environmental performance; however, their economic viability is highly dependent on product portfolio and process integration. High-value products such as CNCs improve feasibility, whereas ethanol production requires coproduct valorization, indicating that the main barrier to industrial implementation is economic rather than technical or environmental.

Keywords: Macroalgae biorefinery; Techno-economic analysis; Life cycle assessment; Cellulose nanocrystals; Third-generation ethanol; Sustainability; Decarbonization.

LISTA DE FIGURAS

Figura 3.1- Estrutura metodológica da Avaliação do Ciclo de Vida (ACV)	10
Figura 3.2- Evolução da produção mundial de combustível etanol por país ou região entre 2007 e 2022	15
Figura 3.3- Evolução da moagem de cana-de-açúcar e da produção de açúcar e etanol no Brasil entre as safras 2000/2001 e 2023/2024.....	15
Figura 3.4- Fluxograma simplificado da produção de etanol a partir da cana-de-açúcar	18
Figura 3.5- Etapas da produção de etanol de milho via seca.....	20
Figura 3.6- Etapas para a produção do etanol 2G	21
Figura 3.7- Estimativa das emissões evitadas de CO ₂ por ano devido ao uso de etanol	23
Figura 3.8- Evolução histórica e projeção do mercado global de nanocelulose (2018-2035) em milhões de dólares (US\$).....	30
Figura 3.9- Evolução da produção mundial de macroalgas por país (2017-2023).....	35
Figura 3.10- Produção de macroalgas em águas da União no Brasil, em toneladas de alga fresca, por estado (2021-2024).....	36
Figura 4.1- Etapas de produção de CNCs utilizando <i>Sargassum sp.</i> em um processo em escala laboratorial.	56
Figura 4.2- Etapas do processamento da alga <i>Sargassum sp.</i> para a produção de seiva, ácido algínico, proteína e celulose em um processo em escala laboratorial	56
Figura 4.3- Fluxograma do cenário S1 da biorrefinaria industrial modelada para o processamento de macroalgas (<i>Sargassum sp.</i>).....	65
Figura 4.4- Fluxograma dos cenários S3 e S4 da biorrefinaria industrial modelada para o processamento de macroalgas (<i>Sargassum sp.</i>)	66
Figura 4.5- Representação do <i>spray dryer</i> e das variáveis empregadas na simulação do processo	69
Figura 4.6- Ilustração dos fluxos da integração energética entre o ar seco e o ar úmido	72
Figura 4.7- Fluxograma do evaporador de múltiplos efeitos, modelado no simulador Aspen Plus® v14 para concentração de solução aquosa de H ₂ SO ₄ , com reaproveitamento de vapor e aquecimento indireto	77
Figura 4.8- Esquema simplificado do sistema de fornecimento de calor da planta, incluindo caldeira, válvulas redutoras de pressão, evaporador e trocador de calor para aquecimento de correntes de processo	78
Figura 4.9 - Custos de CAPEX para cada cenário da biorrefinaria para a produção de CNCs a partir da macroalga <i>Sargassum sp.</i> , em US\$ milhões.....	88
Figura 4.10 - Análise de sensibilidade para os cenários (a) S1, (b) S2, (c) S3 e (d) S4 de uma biorrefinaria para processamento de macroalgas	93
Figura 4.11- Resultado de uma análise de incerteza de Monte Carlo com 10.000 iterações para os cenários (a) S1, (b) S2, (c) S3 e (d) S4.....	95

Figura 4.12- Contribuição de cada matéria-prima ou material para os impactos ambientais no cultivo da macroalga <i>Sargassum</i> sp. por kg de algas cultivadas.....	98
Figura 4.13- Contribuição dos insumos e produtos do processo para os impactos ambientais na biorrefinaria simulada de macroalgas <i>Sargassum</i> para a produção de CNC (por kg de CNC seco produzido) para cada cenário	100
Figura 5.1- Representação das etapas do processo da biorrefinaria proposta	115
Figura 5.2- Detalhamento (a) do CAPEX e (b) do OPEX do processo. O CAPEX ilustra os custos de aquisição e instalação de equipamentos	121
Figura 5.3- Gráfico de tornado ilustrando a sensibilidade do Valor Presente Líquido (VPL) do projeto a uma variação de $\pm 50\%$ nos principais parâmetros de entrada.....	123
Figura 5.4- Distribuição de probabilidade do Valor Presente Líquido (VPL) da simulação de Monte Carlo com 10.000 tentativas, assumindo (a) distribuições triangulares e (b) distribuições uniformes para os principais parâmetros de entrada	124
Figura 5.5- Impactos ambientais da biorrefinaria proposta para a produção de etanol combustível (por kg de etanol produzido).....	126

LISTA DE TABELAS

Tabela 3.1- Quantidade de celulose em algas verdes, baseado em massa seca para macroalgas (a) verdes; (b)vermelhas; e (c) marrons	38
Tabela 3.2- Exemplos de classificação das biorrefinarias por plataforma, indicando o intermediário químico principal	43
Tabela 3.3- Síntese dos principais estudos sobre biorrefinarias e suas contribuições.....	45
Tabela 3.4- Estudos recentes sobre biorrefinarias de macroalgas: sustentabilidade, integração e viabilidade	47
Tabela 4.1- Resumo de estudos técnico-econômicos e ambientais para a produção de nanocristais de celulose a partir de diferentes matérias-primas e rotas.....	50
Tabela 4.2- Compilação de estudos sobre a extração de nanocristais de celulose (CNC) a partir de biomassa algal	53
Tabela 4.3- Premissas utilizadas para realizar o balanço de massa do processo.....	58
Tabela 4.4- Premissas econômicas aplicadas à ATE	60
Tabela 4.5- Vazões dos principais fluxos de processo para os cenários simulados S1, S2, S3 e S4.....	67
Tabela 4.6- Resultados dos balanços de massa e energia dos <i>spray dryers</i> e do secador	72
Tabela 4.7- Parâmetros de dimensionamento e operação dos reatores nos cenários S1-S4.....	74
Tabela 4.8- Volumes de projeto dos tanques de processo nos cenários S1-S4	75
Tabela 4.9- Resultados da simulação do evaporador de múltiplos efeitos no Aspen Plus® v14, apresentando vazões mássicas, concentrações de H ₂ SO ₄ , condições de operação por efeito e parâmetros energéticos do processo de concentração	77
Tabela 4.10- Carga térmica requerida da caldeira para os diferentes cenários do processo	79
Tabela 4.11- Resultados do dimensionamento térmico dos trocadores de calor nos cenários S1-S4	81
Tabela 4.12- Parâmetros para a Equação 4.18 para a estimativa do custo de trocadores de calor	82
Tabela 4.13- Custo direto de instalação (CDI) do CAPEX para os cenários (a) S1; (b) S2; (c) S3 e (d) S4	83
Tabela 4.14- (a) Custos de insumos e utilidades associados ao OPEX em milhões de dólares por ano; (b) Preço de venda de subprodutos	89
Tabela 4.15- Alguns PMV de CNCs relatados na literatura	91
Tabela 4.16- Participação na receita de cada produto da biorrefinaria de algas	99
Tabela 5.1- Rendimentos de cada estágio na produção de EHC a partir da macroalga <i>Kappaphycus alvarezii</i>	107
Tabela 5.2- Principais premissas utilizadas na realização do balanço de massa	107
Tabela 5.3- Principais premissas para o balanço de energia	108
Tabela 5.4- Principais parâmetros adotados na análise econômica.....	110

Tabela 5.5- Principais pressupostos do processo para determinar o fator de escala na estimativa do custo de aquisição de equipamentos	111
Tabela 5.6- Inventário de ciclo de vida para o cultivo de algas (adaptado de Aitken et al. (2014)) e produção de celulase (adaptado de Gilpin; Andrae (2017)).....	113
Tabela 5.7- Dados completos de balanço de massa para a biorrefinaria proposta	117
Tabela 5.8- Fluxos de entrada e saída do processo	119
Tabela 5.9- Custos diretos de instalação do CAPEX	120
Tabela 5.10- Resultados do ACV	128

LISTA DAS PRINCIPAIS SIGLAS

ACV: Avaliação de Ciclo de Vida

AFC: Análise de Fluxo de Caixa

ANP: Agência Nacional do Petróleo, Gás Natural e Biocombustíveis

AP: Potencial de acidificação (do inglês *Acidification Potential*)

BNC: Nanocelulose bacteriana

CAPEX: Investimento em Bens de Capital (do inglês *Capital Expenditure*)

CBIO: Crédito de Descarbonização

CD: Custo Direto do OPEX

CDI: Custos Diretos De Instalação do CAPEX

CEE: Consumo Específico de Energia

CEPCI: Índice De Custo De Plantas De Engenharia Química (do inglês *Chemical Engineering Plant Cost Index*)

CI: Custos Indiretos do OPEX

CII: Custos Indiretos De Instalação do CAPEX

CNC: Nanocristais de celulose

CNF: Nanofibras de celulose

CO₂: Dióxido de Carbono

CTI: Capital Total Investido

DDGS: Grãos secos de destilaria com solúveis (do inglês *Distillers Dried Grains with Solubles*)

EBIT: Lucro Antes dos Juros e Impostos (do inglês *Earnings Before Interest and Taxes*)

EHC: Etanol hidratado combustível

EP: Potencial de eutrofização (do inglês *Eutrophication Potential*)

GWP: Potencial de Aquecimento Global (do inglês *Global Warming Potential*)

HCl: Ácido clorídrico

HTP: Potencial de toxicidade humana (do inglês *Human Toxicity Potential*)

H₂SO₄: Ácido sulfúrico

ICV: Inventário de Ciclo de Vida

MAEP: Potencial de Ecotoxicidade Marinha e Aquática (do inglês *Marine Aquatic Ecotoxicity Potential*)

NaOH: Hidróxido de sódio

Na₂CO₃: Carbonato de sódio

NaClO₂: Clorito de sódio

ODP: Potencial de Destruição da Camada de Ozônio (do inglês *Ozone Layer Depletion Potential*)

OPEX: Despesas operacionais (do inglês *Operational Expenditure*)

PCI: Poder Calorífico Inferior

PMV: Preço Mínimo de Venda

ROI: Retorno sobre o Investimento (do inglês *Return on Investment*)

ATE: Análise Técnico-Econômica

TIR: Taxa Interna de Retorno

TMA: Taxa Mínima de Atratividade

TRI: Tempo de Retorno do Investimento

UNICA: União da Indústria de Cana-de-Açúcar e Bioenergia

VPL: Valor Presente Líquido

R: Constante dos gases $R = 8,314462 \text{ J/mol/K}$

SUMÁRIO

CAPÍTULO 1. INTRODUÇÃO	1
CAPÍTULO 2. OBJETIVOS	5
2.1 Objetivo geral.....	5
2.2 Objetivos específicos.....	5
CAPÍTULO 3. FUNDAMENTAÇÃO TEÓRICA.....	6
3.1 Análise técnico-econômica (ATE).....	6
3.1.1 Definição e Escopo da ATE	6
3.1.2 Modelagem de Processos e Balanço de Massa e Energia.	6
3.1.3 Estimativa de Capital (CAPEX) e Custos Operacionais (OPEX)	7
3.1.4 Indicadores de Rentabilidade e Avaliação Financeira.....	8
3.1.5 Análise de Incertezas e Sensibilidade	8
3.2 Avaliação de ciclo de vida (ACV)	9
3.2.1 Histórico e Definição de ACV	9
3.2.2 Estrutura Metodológica (ISO 14040/14044).....	10
3.2.3 Unidade Funcional e Fronteiras do Sistema.....	11
3.2.4 Categorias de Impacto e Métodos de Avaliação	12
3.2.5 Alocação e Créditos Ambientais	12
3.3 Etanol	12
3.3.1 Definição e propriedades.....	12
3.3.2 Histórico e dados de produção	13
3.3.3 Classificação por geração.....	16
3.3.4 Rotas de conversão e processamento	17
3.3.5 Aspectos econômicos, impactos ambientais e sustentabilidade	22
3.4 Nanocelulose	24
3.4.1 A Nanocelulose no Contexto da Sustentabilidade e Bioeconomia.....	24
3.4.2 Definições e classificação	25
3.4.3 Rotas de obtenção.....	27
3.4.4 Aplicações	28
3.4.5 Panorama Econômico e Mercado Global de Nanocelulose	29
3.5 Algas	31
3.5.1 Definição Biológica e Características Gerais	31
3.5.2 Classificação das algas	31
3.5.3 Funções Ecológicas e Benefícios Ecosistêmicos	32
3.5.4 Produção da macroalga	33
3.5.5 Composição da macroalga	37
3.5.6 Potencial Biotecnológico e Valoração da Biomassa de Macroalgas	40

3.6 Biorrefinaria	42
3.7 Biorrefinaria de algas	44
CAPÍTULO 4. PRODUÇÃO DE NANOCRISTAIS DE CELULOSE EM UMA BIORREFINARIA POR MEIO DO PROCESSAMENTO DE MACROALGAS MARINHAS (<i>Sargassum</i> sp.): ANÁLISE TÉCNICO-ECONÔMICA E AVALIAÇÃO AMBIENTAL	48
4.1 Introdução	48
4.2 Metodologia	55
4.2.1 Processo industrial.....	55
4.2.2 Análise Econômica.....	59
4.2.3 Análise de Sensibilidade e Análise de Incerteza da análise econômica	62
4.2.4 Avaliação do Ciclo de Vida.....	63
4.3 Resultados e Discussão	63
4.3.1 Configuração da biorrefinaria	63
4.3.2 Balanço de massa do processo	66
4.3.3 Demanda energética do processo e dimensionamento dos principais equipamentos.....	68
4.3.4 Análise Econômica.....	82
4.3.5 Análises de sensibilidade e incerteza da análise econômica	92
4.3.6 Avaliação de Ciclo de Vida.....	97
4.4 Conclusões do Capítulo 4.....	102
CAPÍTULO 5. AVALIAÇÃO TÉCNICO-ECONÔMICA E DO CICLO DE VIDA DA PRODUÇÃO DE ETANOL A PARTIR DA BIOMASSA DE MACROALGA <i>Kappaphycus alvarezii</i>	104
5.1 Introdução	104
5.2 Metodologia	106
5.2.1 Processo Industrial	106
5.2.2 Análise Econômica.....	109
5.2.3 Análises de sensibilidade e incerteza na análise econômica	112
5.2.4 Avaliação do Ciclo de Vida.....	113
5.3 Resultados e discussões.....	115
5.3.1 Processo Industrial	115
5.3.2 Análise Econômica.....	121
5.3.3 Avaliação de Ciclo de Vida.....	125
5.4 Conclusões do Capítulo 5.....	129
CAPÍTULO 6. CONCLUSÕES	130
REFERÊNCIAS	133
APÊNDICE	146

CAPÍTULO 1. INTRODUÇÃO

A busca por soluções que conciliem o desenvolvimento humano com a preservação ambiental tem colocado as algas no centro do debate científico contemporâneo. A escolha deste grupo de organismos como objeto de estudo justifica-se, primordialmente, por três pilares fundamentais: a promoção da sustentabilidade através da substituição de recursos fósseis e terrestres, a posse de uma composição química única e a prestação de serviços ecossistêmicos essenciais, especialmente na mitigação das mudanças climáticas.

No contexto energético, as algas consolidaram-se como a matéria-prima de "terceira geração" para biocombustíveis. Diferente das culturas terrestres (1ª e 2ª gerações), as algas não competem por terras aráveis ou água doce, evitando o dilema ético e econômico entre "alimento vs. combustível" (Chen et al. (2015); Sudhakar et al. (2018); Wei et al. (2013)). Além de possuírem taxas de crescimento e eficiência fotossintética superiores às plantas terrestres, as macroalgas apresentam uma vantagem estrutural significativa: a ausência ou baixa concentração de lignina, o que simplifica o processo de conversão em açúcares fermentáveis para a produção de bioetanol e biogás (Chen et al. (2015); Sudhakar et al. (2018); Wei et al. (2013)). Espécies específicas, como as macroalgas verdes dos gêneros *Ulva* e *Enteromorpha*, destacam-se pela abundância anual e alto teor de celulose, representando uma biomassa ainda subexplorada para a segurança energética (Ramachandra; Hebbale, 2020).

Para além do setor energético, a biodiversidade marinha apresenta uma ampla diversidade de compostos bioativos com elevado potencial para aplicações nas áreas farmacêutica e nutricional. A crescente demanda por substituir compostos sintéticos por alternativas naturais tem impulsionado a investigação de metabólitos secundários exclusivos do ambiente marinho, como os polissacarídeos sulfatados, ausentes em vegetais terrestres (Biris-Dorhoi et al., 2020; Leandro; Pereira; Gonçalves, 2019; Priyanka; Rajaram; Sivakumar, 2025). Adaptadas a condições ambientais severas, incluindo elevada radiação ultravioleta e ciclos de dessecação em zonas entremarés, as algas desenvolveram sistemas antioxidantes eficientes e compostos com reconhecidas atividades antitumorais e antivirais (Cornish; Garbary, 2010). Nesse contexto, moléculas como fucoïdan e laminarina destacam-se pelo alto valor biológico e comercial, reforçando a necessidade de aprimoramento das tecnologias de extração voltadas à indústria de nutracêuticos (Garcia-Vaquero et al., 2017).

A importância das algas estende-se também ao equilíbrio do sistema Terra através do conceito de "Carbono Azul". Tradicionalmente, as estratégias de sequestro de carbono focavam-se em manguezais e ervas marinhas; contudo, estudos recentes demonstram que as macroalgas são "doadoras de carbono" cruciais, exportando matéria orgânica para o mar profundo e sedimentos, atuando como um sumidouro global de CO₂ anteriormente subestimado pelas políticas climáticas (Krause-Jensen; Duarte, 2016; Pessarrodona et al., 2023; Raven, 2018). Essa capacidade de biorremediação, aliada à alta produtividade e ao potencial no tratamento de águas residuais, posiciona as algas como ferramentas biológicas fundamentais para a mitigação do aquecimento global (Gao; McKinley, 1994).

Na agricultura, a seiva obtida das algas (biofertilizante) surge como uma alternativa ecológica aos pesticidas químicos. Suas propriedades biocidas naturais e a presença de reguladores de crescimento auxiliam na proteção de colheitas e na melhoria da qualidade do solo, promovendo práticas agrícolas mais limpas (Hamed et al., 2018). Do ponto de vista da ecofisiologia, entender como esses organismos sésseis gerenciam a aquisição de carbono inorgânico e a luz é vital para compreender a produtividade primária global (Häder; Figueroa, 1997; Raven; Hurd, 2012). Por fim, o avanço em áreas como a genômica reforça a necessidade de uma base taxonômica e ecológica atualizada, consolidando a ficologia como uma disciplina essencial para a ciência moderna (Lee, 2018).

Embora o potencial biológico das algas seja vasto, a transição para uma escala industrial exige a superação das limitações observadas nas gerações anteriores de biocombustíveis. Conforme discutido por Trivedi et al. (2015), o uso da biomassa de terceira geração (algas) justifica-se como uma resposta direta às falhas críticas da primeira geração, que compete com a segurança alimentar, e da segunda geração, que enfrenta gargalos de disponibilidade de biomassa e impactos indiretos no uso da terra, como o desmatamento e a chamada "dívida de carbono". As algas superam esses desafios através de vantagens intrínsecas, como um rendimento lipídico por unidade de biomassa significativamente superior ao de plantas terrestres e a capacidade de cultivo em águas marinhas ou residuais, o que preserva os estoques de água doce (Trivedi et al., 2015). Além disso, sua alta eficiência na captura de CO₂ reforça o caráter de neutralidade de carbono do processo, integrando a limpeza ambiental à produção de energia.

Contudo, a justificativa mais contundente para a adoção deste objeto de estudo reside na necessidade econômica do conceito de biorrefinaria. Segundo Trivedi et al. (2015), a

produção isolada de biocombustíveis a partir de algas ainda não é comercialmente competitiva. Para que a tecnologia se torne viável, é obrigatório o processamento integral da biomassa em um espectro de coprodutos de alto valor agregado, como pigmentos, produtos químicos e alimentos, simultaneamente à geração de energia. Nesse modelo, a integração com outras indústrias, como o tratamento de efluentes, atua como uma estratégia fundamental para a redução de custos operacionais, transformando um desafio biotecnológico em uma solução econômica e ecologicamente sustentável.

Dentro da estrutura de uma biorrefinaria integral, a extração de materiais avançados surge como uma estratégia fundamental para converter biomassa em produtos de alto valor agregado. Nesse cenário, as algas consolidam-se como uma matéria-prima alternativa de excelência para a produção de nanocelulose (Majumdar et al., 2021). A escolha das algas para este fim justifica-se, primordialmente, pela estrutura simplificada de sua parede celular. Ao contrário das fontes lignocelulósicas terrestres, a maioria das algas carece de redes complexas de lignina, o que torna os processos de extração mais simples, econômicos e ambientalmente amigáveis, reduzindo a demanda por energia e reagentes químicos agressivos (Abdel-Hakim; Mourad, 2023; Majumdar et al., 2021).

Além da facilidade de processamento, a nanocelulose de origem algal apresenta propriedades físico-químicas superiores às de resíduos florestais ou agrícolas. Estudos indicam que a partir de espécies de algas marinhas, especialmente as verdes e vermelhas como *Cladophora* e *Valonia*, é possível produzir nanocelulose com estabilidade térmica elevada e um grau de cristalinidade excepcional, que pode atingir até 95% (Abdel-Hakim; Mourad, 2023; Yu et al., 2021). Essas características conferem ao material propriedades mecânicas diferenciadas, essenciais para aplicações em biocompósitos de alta performance e novas tecnologias de materiais.

Sob a ótica da sustentabilidade e da bioeconomia circular, a produção de nanocelulose também oferece uma solução para desafios ecológicos. O aproveitamento de biomassas provenientes de surtos de algas invasoras permite transformar um resíduo causador de eutrofização e danos aos ecossistemas aquáticos em um recurso valioso (Majumdar et al., 2021; Yu et al., 2021). Assim, a integração da produção de nanocelulose no contexto de uma biorrefinaria não apenas otimiza a eficiência econômica do processo, mas também atua como uma ferramenta de remediação ambiental, reforçando o papel das algas como pilares de uma

indústria sustentável e tecnologicamente avançada. No Capítulo 3 serão abordadas mais detalhadamente estes temas.

A presente tese está estruturada para abordar de forma lógica a viabilidade técnica e ambiental das rotas de valorização da biomassa algal. No Capítulo 2, são apresentados os objetivos gerais e específicos que nortearam o desenvolvimento deste trabalho. O Capítulo 3 estabelece a fundamentação teórica necessária, aprofundando os conceitos de biorrefinaria, etanol de algas e nanocelulose, além de fornecer as bases conceituais para as análises de Avaliação de Ciclo de Vida (ACV) e Análise de Viabilidade Econômica (ATE). A parte aplicada deste trabalho divide-se em duas frentes: No Capítulo 4, descreve-se a realização da ATE e ACV de uma biorrefinaria voltada à produção de nanocelulose, no Capítulo 5 apresentam-se as análises de ATE e ACV focadas na produção de etanol de algas.

CAPÍTULO 2. OBJETIVOS

2.1 Objetivo geral

O objetivo geral deste trabalho é desenvolver a modelagem, simulação, análise técnica, econômica e ambiental de uma biorrefinaria para produção de bioetanol e nanocelulose a partir de macroalgas marinhas.

2.2 Objetivos específicos

Os objetivos específicos do trabalho são:

- Sistematizar o estado da arte por meio de uma revisão crítica da literatura sobre as rotas tecnológicas de conversão de macroalgas e as metodologias de análise técnico-econômica e ambiental (ATE/ACV) aplicáveis;
- Definir e modelar a rota tecnológica para a produção de etanol e nanocelulose, realizando o “scale-up” dos parâmetros laboratoriais para uma escala industrial;
- Elaborar os balanços de massa e energia do processo, fundamentados no fluxograma de engenharia, para quantificar consumos e rendimentos;
- Estimar os indicadores econômicos de capital (CAPEX) e operacionais (OPEX), considerando o levantamento de custos de equipamentos, insumos, utilidades e encargos tributários.
- Avaliar a viabilidade econômica do empreendimento por meio da projeção do fluxo de caixa e do cálculo de indicadores de desempenho, como Valor Presente Líquido (VPL), Taxa Interna de Retorno (TIR) e Preço Mínimo de Venda (PMV);
- Analisar a robustez dos resultados econômicos através de análise de sensibilidade univariada e análise de incerteza (empregando a Simulação de Monte Carlo), identificando o impacto das variáveis críticas na rentabilidade do projeto;
- Avaliar o desempenho ambiental da planta via Avaliação de Ciclo de Vida (ACV), identificando os "pontos críticos" (*hotspots*) e os impactos potenciais associados à produção.

CAPÍTULO 3. FUNDAMENTAÇÃO TEÓRICA

3.1 Análise técnico-econômica (ATE)

3.1.1 Definição e Escopo da ATE

A Análise Técnico-Econômica (ATE) é uma ferramenta central da engenharia de processos, empregada para avaliar a viabilidade econômica de tecnologias industriais por meio da integração entre desempenho técnico, estimativa de custos e análise financeira. Seu objetivo principal é subsidiar a tomada de decisão quanto à alocação de capital, permitindo verificar se um determinado processo apresenta potencial para gerar retornos econômicos compatíveis com os investimentos requeridos.

Segundo Peters et al. (2004), a ATE pode ser entendida como uma análise de rentabilidade de investimentos, na qual o engenheiro consolida custos de capital, custos operacionais e despesas gerais, de modo a avaliar se um projeto deve ou não ser implementado, visando à maximização do retorno econômico no longo prazo. Seider et al. (2009) complementam essa definição ao caracterizar a ATE como um processo iterativo de síntese e avaliação, no qual um projeto base é progressivamente desenvolvido, dimensionado e avaliado economicamente, possibilitando a comparação entre diferentes alternativas tecnológicas.

Para Turton et al. (2012), o foco central da ATE reside na capacidade do processo de gerar fluxo de caixa positivo ao longo de sua vida útil, integrando o investimento inicial e os custos operacionais em critérios financeiros consistentes. De forma análoga, Towler; Sinnott (2008) enfatizam que a análise econômica não deve ser encarada apenas como um critério de aceitação ou rejeição de projetos, mas também como uma ferramenta de otimização do design do processo, permitindo ajustes entre o investimento de capital e o desempenho econômico futuro, com vistas à competitividade do empreendimento.

3.1.2 Modelagem de Processos e Balanço de Massa e Energia.

A base de qualquer análise econômica confiável reside no rigor do balanço de massa e energia. A literatura converge para a utilização de pacotes de simulação comercial, como Aspen Plus, HYSYS, CHEMCAD e UniSim, como padrão industrial para processos complexos (Peters et al., 2004; Towler; Sinnott, 2008). Conforme salientado por Seider et al. (2009) e Turton et al. (2012), esses simuladores resolvem balanços acoplados ao equilíbrio de fases e cinética química através de extensos bancos de dados de propriedades físicas. A precisão destes modelos, no entanto, é dependente da seleção correta dos modelos termodinâmicos (equações

de estado ou modelos de coeficiente de atividade) pelo usuário, especialmente em sistemas não ideais. Enquanto os simuladores garantem o rigor necessário para o Diagrama de Fluxo de Processo (PFD), (Towler; Sinnott, 2008). Peters et al. (2004) reforça a importância de verificações manuais ou via planilhas para validar os resultados da simulação e garantir que a lei da conservação da matéria (entrada + geração = saída + consumo) seja rigorosamente obedecida em cada operação unitária.

3.1.3 Estimativa de Capital (CAPEX) e Custos Operacionais (OPEX)

As metodologias de estimativa do CAPEX variam conforme o nível de maturidade do projeto. A AACE International classifica as estimativas de custo em cinco classes, variando desde a Classe 5, correspondente a estimativas conceituais de ordem de grandeza, com incertezas superiores a $\pm 30\%$, até a Classe 1, associada a projetos com engenharia detalhada, apresentando incertezas da ordem de $\pm 5\%$ (Towler; Sinnott, 2008; Turton et al., 2012). Essa classificação fornece um referencial importante para a interpretação da confiabilidade dos resultados econômicos.

Entre os métodos clássicos de estimativa de CAPEX, destacam-se o Fator de Lang, que permite estimar o custo total da planta a partir do custo de aquisição dos equipamentos principais, e a regra dos seis décimos, amplamente empregada para ajustes de capacidade (Peters et al., 2004). Métodos mais detalhados, como o Método de Custo de Módulo desenvolvido por Guthrie e Ulrich, utilizam o custo do módulo nu (*Bare Module Cost* - C_{BM}) ajustado por fatores de material, pressão e condições operacionais, sendo frequentemente implementados por meio de ferramentas computacionais especializadas (Turton et al., 2012). Para garantir consistência temporal, custos históricos devem ser atualizados por meio de índices econômicos, sendo o *Chemical Engineering Plant Cost Index* (CEPCI) um dos mais utilizados na indústria química (Towler; Sinnott, 2008).

Os custos operacionais (*Operational Expenditures* - OPEX) compreendem os custos recorrentes associados à operação da planta ao longo de sua vida útil. Esses custos incluem tanto os custos diretos de manufatura - como matérias-primas, utilidades, mão de obra operacional e tratamento de resíduos - quanto os custos indiretos, que abrangem manutenção, supervisão, despesas administrativas, seguros e impostos (Peters et al., 2004; Seider et al., 2009). Turton et al. (2012) propõem abordagens consolidadas para a estimativa do custo de manufatura, correlacionando diferentes parcelas de custo ao investimento de capital fixo e à taxa de produção.

3.1.4 Indicadores de Rentabilidade e Avaliação Financeira

A avaliação financeira de projetos industriais pode ser realizada por meio de indicadores estáticos e dinâmicos. Os indicadores estáticos, como o Retorno sobre o Investimento (*Return on Investment* - ROI) e o Período de *Payback* Simples, são frequentemente utilizados em análises preliminares devido à sua simplicidade, embora não considerem o valor do dinheiro no tempo (Peters et al., 2004; Seider et al., 2009).

Para decisões de investimento mais robustas, os métodos dinâmicos baseados em fluxo de caixa descontado são amplamente recomendados. O Valor Presente Líquido (VPL) corresponde à soma dos fluxos de caixa futuros descontados a uma Taxa Mínima de Atratividade (TMA), sendo o projeto considerado economicamente viável quando $VPL > 0$ (Turton et al., 2012). A Taxa Interna de Retorno (TIR) representa a taxa de desconto que torna o VPL igual a zero e é considerada atrativa quando superior ao custo de capital do empreendimento.

Adicionalmente, Towler; Sinnott (2008) e Turton et al. (2012) destacam o uso do custo anualizado como métrica complementar, especialmente útil para a comparação entre alternativas com diferentes vidas úteis. Essa abordagem converte o investimento inicial em uma anuidade, a qual é somada ao custo operacional anual, permitindo uma análise econômica mais equânime entre diferentes opções tecnológicas.

3.1.5 Análise de Incertezas e Sensibilidade

A robustez de uma análise técnico-econômica é fortalecida pelo tratamento explícito das incertezas associadas aos parâmetros de entrada. A análise de sensibilidade consiste na variação individual de variáveis-chave, como preços de insumos, rendimentos de processo ou investimento de capital, com o objetivo de identificar aquelas que exercem maior influência sobre os indicadores econômicos. Os resultados dessa análise são frequentemente apresentados por meio de diagramas de tornado, que permitem a hierarquização visual das variáveis mais impactantes (Towler; Sinnott, 2008).

Entretanto, a análise de sensibilidade univariada não captura os efeitos combinados das incertezas. Para uma avaliação probabilística mais abrangente do risco econômico, a Simulação de Monte Carlo é amplamente utilizada. Conforme descrito por Turton et al. (2012), esse método consiste na atribuição de distribuições de probabilidade às variáveis incertas e na execução de um grande número de iterações por amostragem aleatória. O resultado não é um valor único, mas uma distribuição de probabilidade dos indicadores econômicos,

frequentemente representada por curvas de probabilidade acumulada, permitindo quantificar a chance de sucesso financeiro do projeto frente às variações simultâneas de mercado e de processo (Towler; Sinnott, 2008).

Embora a ATE permita avaliar a atratividade financeira de um empreendimento, a análise isolada de custos e rentabilidade é insuficiente frente às crescentes exigências regulatórias e ambientais. Assim, a integração entre a ATE e a Avaliação do Ciclo de Vida (ACV) torna-se fundamental para assegurar que soluções economicamente viáveis não resultem em impactos ambientais desproporcionais, fornecendo uma base mais abrangente para a avaliação da sustentabilidade das tecnologias analisadas.

3.2 Avaliação de ciclo de vida (ACV)

3.2.1 Histórico e Definição de ACV

A Avaliação de Ciclo de Vida consolidou-se como a única ferramenta de gestão ambiental padronizada internacionalmente para a avaliação ecológica de produtos e processos (Klöppfer; Grahl, 2014). Sua origem remonta à década de 1960 motivados pela preocupação com a escassez de recursos e a degradação ambiental (Guinee et al., 2004; Hauschild; Rosenbaum; Olsen, 2018). Conforme definido pela norma ISO 14040 (2006) e pela *European Commission, Institute for Environment and Sustainability (2010)* (Comissão Europeia, Instituto de Meio Ambiente e Sustentabilidade), a ACV é um método estruturado para compilar e avaliar as entradas, saídas e os impactos ambientais potenciais de um sistema ao longo de todo o seu ciclo de vida. O conceito central da ACV é a perspectiva do berço ao túmulo (*cradle-to-grave*). Essa abordagem é fundamental para evitar a transferência de impactos ambientais entre etapas do ciclo de vida, situação na qual a mitigação de um impacto em uma fase do sistema (por exemplo, a redução de emissões no processo produtivo) resulta no aumento de impactos em outras fases, como na extração de matérias-primas ou na etapa de disposição final (ISO 14040, 2006; Hauschild; Rosenbaum; Olsen, 2018). Quanto às abordagens, a literatura distingue dois modelos principais: a ACV Atribucional, focada na contabilidade dos impactos que podem ser atribuídos a um sistema existente usando dados médios, e a ACV Consequencial, que estuda as mudanças nos impactos ambientais geradas por uma decisão, modelando reações de mercado e utilizando dados marginais (Comissão Europeia, 2010; Hauschild; Rosenbaum; Olsen, 2018).

3.2.2 Estrutura Metodológica (ISO 14040/14044)

Com base nas diretrizes das normas internacionais ISO 14040 (2006) e ISO 14044 (2006), bem como na literatura de referência (Guinee et al., 2004; Hauschild; Rosenbaum; Olsen, 2018), um estudo de Avaliação de Ciclo de Vida (ACV) é estruturado em quatro fases distintas, interdependentes e, fundamentalmente, iterativas (Figura 3.1). Esta natureza iterativa implica que os resultados de uma fase, como a avaliação de impacto, podem exigir o refinamento das fronteiras do sistema no escopo ou a coleta de dados adicionais no inventário, garantindo que os objetivos finais sejam atingidos com o rigor necessário (Klöppfer; Grahl, 2014).

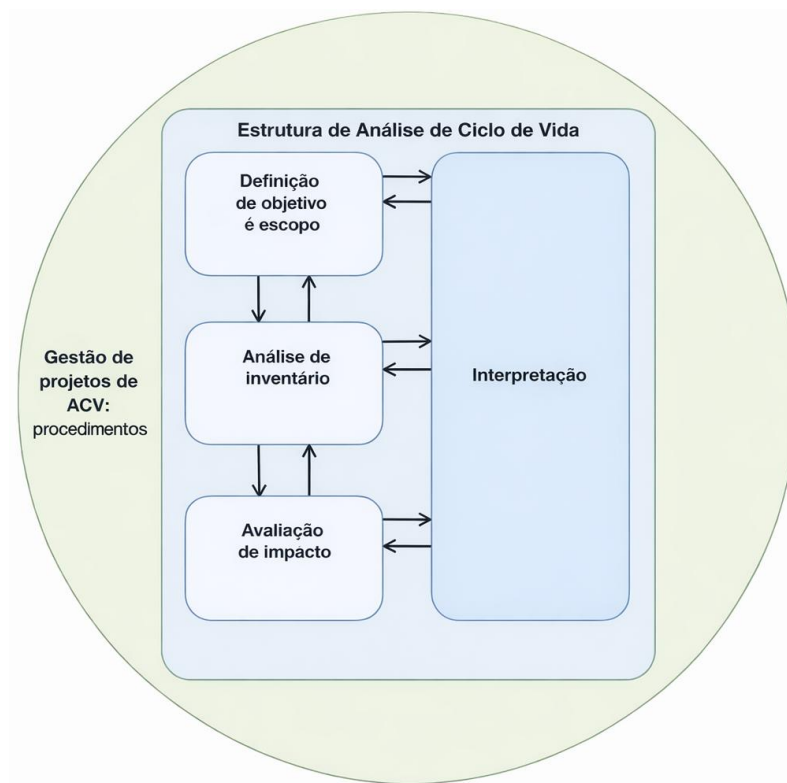


Figura 3.1- Estrutura metodológica da Avaliação do Ciclo de Vida (ACV).

Fonte: Adaptado de Guinee et al. (2004).

A primeira fase, denominada Definição de Objetivo e Escopo, estabelece o plano de trabalho e a profundidade do estudo. A definição do objetivo deve declarar de forma inequívoca a aplicação pretendida, as razões para a realização da pesquisa e o público-alvo (ISO 14040, 2006). Paralelamente, a definição do escopo delimita a amplitude do sistema, incluindo os requisitos de qualidade dos dados, as categorias de impacto selecionadas e as fronteiras do sistema, que determinam quais processos unitários serão analisados. Um elemento crítico nesta etapa é a Unidade Funcional, que quantifica o desempenho do sistema de produto. Ela serve como referência para a normalização de todos os dados de entrada e saída, permitindo uma

comparação técnica e justa entre diferentes sistemas ou tecnologias alternativas (Hauschild; Rosenbaum; Olsen, 2018).

A segunda fase consiste na Análise de Inventário do Ciclo de Vida (ICV), na qual ocorre a coleta de dados e os procedimentos de cálculo para quantificar as entradas e saídas relevantes. Segundo Guinée et al. (2004), esta etapa envolve a compilação de fluxos de energia e matérias-primas, bem como de emissões para o ar, água, solo e a geração de resíduos. Após a coleta, os dados são validados e relacionados aos processos unitários e à unidade funcional estabelecida, resultando em uma tabela de inventário detalhada que consolida todos os fluxos elementares do sistema.

Na sequência, a Avaliação de Impacto do Ciclo de Vida (AICV) busca avaliar a significância dos impactos ambientais potenciais gerados pelos fluxos identificados no inventário (ISO 14044, 2006). Esta fase é composta por elementos obrigatórios, que incluem a seleção das categorias de impacto (como mudança climática ou acidificação), a classificação (atribuição dos resultados do inventário às categorias correspondentes) e a caracterização, que utiliza modelos científicos para calcular os resultados dos indicadores (Hauschild; Rosenbaum; Olsen, 2018). Elementos opcionais, como a normalização e a ponderação, podem ser aplicados para facilitar a comparação entre impactos, embora a ponderação seja restrita em estudos comparativos divulgados publicamente devido à sua subjetividade.

Por fim, a fase de Interpretação consolida os resultados do inventário e da avaliação de impacto para fundamentar conclusões e recomendações (ISO 14040, 2006). Nesta etapa, avalia-se a consistência e a completude do estudo, verificando se as suposições metodológicas foram aplicadas de forma uniforme. Os resultados são então analisados à luz das incertezas e limitações identificadas, assegurando que as conclusões sejam robustas e estejam estritamente alinhadas aos objetivos definidos no início do estudo (Guinee et al., 2004).

3.2.3 Unidade Funcional e Fronteiras do Sistema

A Unidade Funcional é a base de cálculo da ACV, definindo a quantificação do desempenho do sistema de produto para garantir uma comparação justa entre alternativas (ISO 14040, 2006). Segundo a Comissão europeia (2010) e Hauschild; Rosenbaum; Olsen (2018), ela deve responder a cinco perguntas fundamentais: "o quê", "quanto", "por quanto tempo", "onde" e "quão bem" a função é entregue. As Fronteiras do Sistema definem quais processos unitários serão incluídos no estudo. Elas estabelecem o limite entre a tecnosfera (atividades

humanas) e a ecossfera (meio ambiente), determinando critérios de corte para excluir fluxos considerados irrelevantes para o resultado final (Guinee et al., 2004; Klöpffer; Grahl, 2014).

3.2.4 Categorias de Impacto e Métodos de Avaliação

A fase de Avaliação de Impacto (AICV) converte milhares de fluxos de inventário em categorias gerenciáveis. A literatura divide esses indicadores em dois níveis: *Midpoint* (orientado ao problema), que avalia indicadores ao longo da cadeia de causa-efeito (ex: kg de CO₂ equivalente), e *Endpoint* (orientado ao dano), que foca nos danos finais à saúde humana, qualidade do ecossistema e recursos naturais (Hauschild; Rosenbaum; Olsen, 2018). *Softwares* como SimaPro, GaBi e OpenLCA, operando com bases de dados globais como a *ecoinvent*, são as ferramentas padrão para realizar esses cálculos complexos (Guinee et al., 2004). Klöpffer; Grahl (2014) observam que, enquanto a caracterização é baseada em modelos científicos, etapas como a "valoração" (*weighting*) permanecem opcionais por envolverem julgamentos de valor.

3.2.5 Alocação e Créditos Ambientais

Um dos desafios mais sensíveis da ACV é a multifuncionalidade, que ocorre quando um processo gera coprodutos. A ISO 14044 (2006) estabelece uma hierarquia rígida para lidar com isso: primeiro, deve-se tentar evitar a alocação através da subdivisão do processo ou expansão do sistema (incluindo as funções adicionais). Caso não seja possível, deve-se realizar a alocação baseada em relações físicas (como massa ou energia) ou, em última instância, outras relações como o valor econômico. A Comissão Europeia (2010) e Hauschild; Rosenbaum; Olsen (2018) detalham que, em modelos consequenciais, a multifuncionalidade é resolvida preferencialmente pela expansão do sistema, creditando o processo pela produção evitada de um produto concorrente no mercado. Para casos de reciclagem, a discussão envolve circuitos fechados (*closed-loop*) ou abertos (*open-loop*), onde a responsabilidade ambiental é dividida entre o produtor original e o reciclador (Guinee et al., 2004).

3.3 Etanol

3.3.1 Definição e propriedades

O etanol, ou álcool etílico (C₂H₆O), consolidou-se como um biocombustível estratégico devido às suas propriedades químicas e versatilidade de aplicação. No Brasil, sua especificação para uso automotivo é regulamentada pela Agência Nacional do Petróleo, Gás Natural e Biocombustíveis (ANP), que classifica o produto em duas categorias principais de acordo com o teor de água: o etanol anidro, com teor máximo de água de 0,6% em massa (destinado à

mistura com a gasolina), e o etanol hidratado, que apresenta um teor de água entre 6,2% e 7,4% em massa para uso direto em motores de combustão interna. As características termodinâmicas do etanol o distinguem significativamente dos combustíveis fósseis. De acordo com dados compilados por Goldemberg e Macedo (1994), o etanol possui uma densidade de 0,792 kg/litro e um calor latente de vaporização elevado, variando entre 842 e 930 kJ/kg. Este alto calor de vaporização favorece o resfriamento da mistura ar-combustível na câmara de combustão, melhorando a eficiência volumétrica. Embora seu poder calorífico inferior (22.350 kJ/litro ou 28.225 kJ/kg) seja menor que o da gasolina, o etanol compensa parcialmente essa diferença por meio de uma alta resistência à detonação. Seus índices de octanagem são superiores, com o Número de Octano de Pesquisa (*Research Octane Number* - RON) situando-se entre 102 e 130 e o Número de Octano Motor (*Motor Octane Number* - MON) entre 89 e 96, permitindo a operação sob maiores taxas de compressão. A interação do etanol em misturas com a gasolina altera significativamente as propriedades do combustível final. A adição de etanol em proporções de 5% a 20% promove um aumento progressivo na octanagem da mistura (BNDES; CGEE, 2008). No entanto, essa adição impacta a volatilidade; conforme observado por Furey (1985), a pressão de vapor da mistura sofre um incremento, atingindo um pico com cerca de 5% de adição (chegando a 7 kPa). Outro aspecto crítico é a higroscopicidade do álcool. A solubilidade do sistema ternário água/etanol/gasolina é complexa, e a estabilidade da mistura depende da proporção de etanol para evitar a separação de fases (BNDES; CGEE, 2008).

3.3.2 Histórico e dados de produção

A trajetória do etanol no Brasil é marcada por um pioneirismo que antecede as crises energéticas modernas. O interesse pelo combustível remonta a 1903, com as recomendações do I Congresso Nacional sobre Aplicações Industriais do Álcool para a criação de uma infraestrutura automotiva. Durante a década de 1920, testes emblemáticos como as corridas de Heraldo de Souza Mattos com etanol puro e as demonstrações do Instituto Nacional de Tecnologia com veículos adaptados validaram a viabilidade técnica do combustível (Cortez, 2010). No entanto, a oficialização do setor ocorreu apenas em 1931, através do Decreto 19.717 de Getúlio Vargas, que estabeleceu a obrigatoriedade da mistura de 5% de etanol anidro à gasolina, visando reduzir a dependência externa e equilibrar os excedentes da indústria açucareira. O grande salto tecnológico e produtivo ocorreu com o lançamento do Programa Nacional do Álcool (Proálcool) em 1975, instituído pelo Decreto nº 76.593 em resposta ao primeiro choque do petróleo. Inicialmente voltado para aproveitar a capacidade ociosa das usinas, o programa foi intensificado após o segundo choque em 1979, fomentando o

desenvolvimento de veículos movidos exclusivamente a etanol hidratado. O sucesso dessa política foi absoluto: em 1985, a produção nacional atingiu 11,7 bilhões de litros, e os carros a álcool representavam cerca de 90% das vendas de veículos novos no país (Goldemberg; Macedo, 1994).

Contudo, entre o final da década de 1980 e o início dos anos 2000, o setor enfrentou um período de profunda instabilidade. A queda nos preços internacionais do petróleo, somada à valorização do açúcar no mercado externo, desestimulou a produção de combustível, resultando em uma severa crise de abastecimento em 1989. Esse cenário minou a confiança do consumidor e as vendas de veículos a álcool despencaram em 1990. Concomitantemente, a década de 1990 foi marcada pela desregulamentação do setor, com a extinção do Instituto do Açúcar e do Alcool (IAA) e a progressiva liberação dos preços, concluída em 1997 (UNICA, 2010). A retomada da confiança e do crescimento do consumo ocorreu em 2002, um marco histórico impulsionado pelo lançamento comercial dos veículos bicomcombustíveis (*flex-fuel*). Esta inovação tecnológica permitiu ao consumidor alternar entre gasolina e etanol conforme a conveniência econômica, eliminando o risco associado à falta de um combustível específico. No cenário atual, o etanol consolidou-se como um pilar da matriz energética nacional, substituindo aproximadamente metade da gasolina que seria consumida no país (UNICA, 2010).

A Figura 3.2 ilustra a trajetória da produção mundial de etanol entre os anos de 2007 e 2022, segmentada pelas principais nações e regiões produtoras. Os dados reforçam a posição de liderança absoluta de dois protagonistas globais: os Estados Unidos e o Brasil, que juntos dominam a maior parcela da oferta mundial deste biocombustível. O gráfico mostra que o Brasil tem grande relevância na produção de etanol. A Figura 3.3 mostra a produção de etanol, açúcar e a quantidade de cana-de-açúcar moída. A indústria brasileira de biocombustíveis fundamenta-se na cultura da cana-de-açúcar, destacando-se pela flexibilidade produtiva das usinas, que ajustam o mix entre açúcar e etanol conforme as oscilações do mercado global. A série histórica (2000-2024) revela um crescimento robusto na moagem, que saltou de aproximadamente 300 milhões para mais de 700 milhões de toneladas na safra 2023/2024. Entre 2010 e 2019, mesmo com a estabilização da moagem, a produção de etanol registrou picos significativos, impulsionada pela competitividade frente à gasolina e pela consolidação da frota *flex-fuel*. O recorde produtivo de 2023/2024 reafirma o protagonismo do Brasil na transição energética.

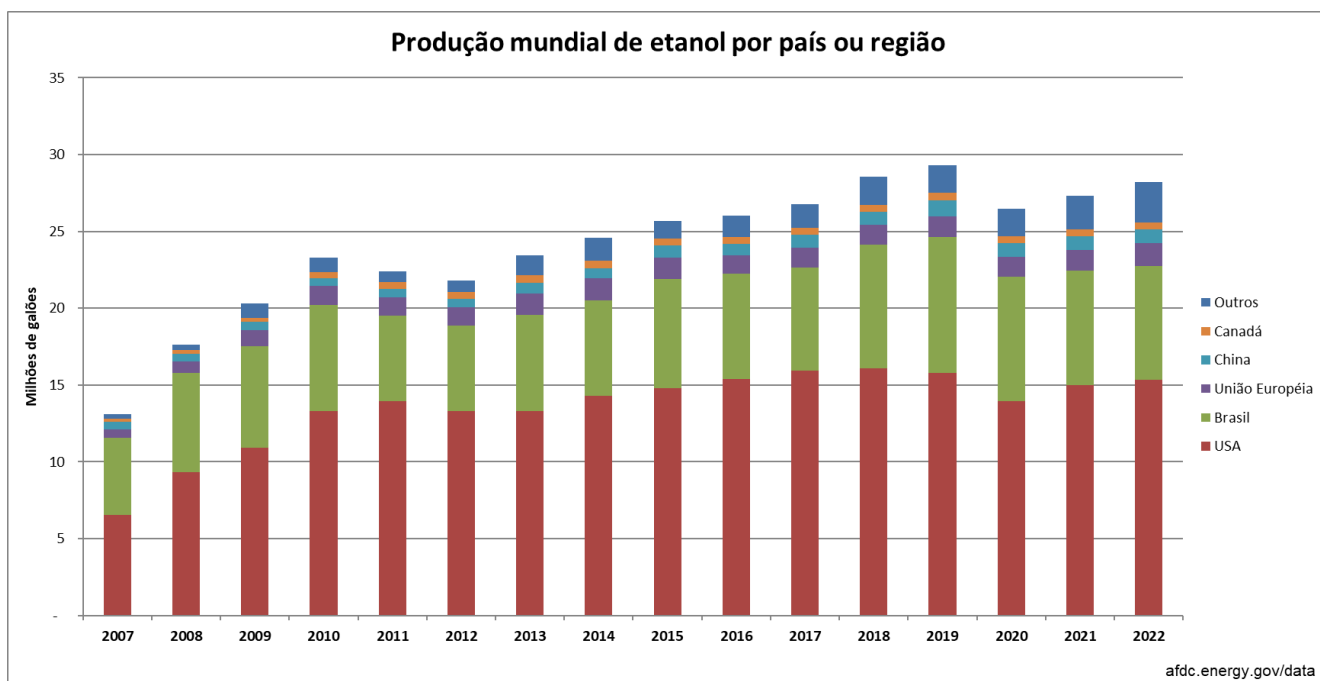


Figura 3.2- Evolução da produção mundial de etanol combustível por país ou região entre 2007 e 2022.

Fonte: Departamento de energia dos Estados Unidos da América (DOE). Dados disponíveis em https://afdc-energy.gov.translate.google.com/data/10331?x_tr_sl=en&x_tr_tl=pt&x_tr_hl=pt&x_tr_pto=tc

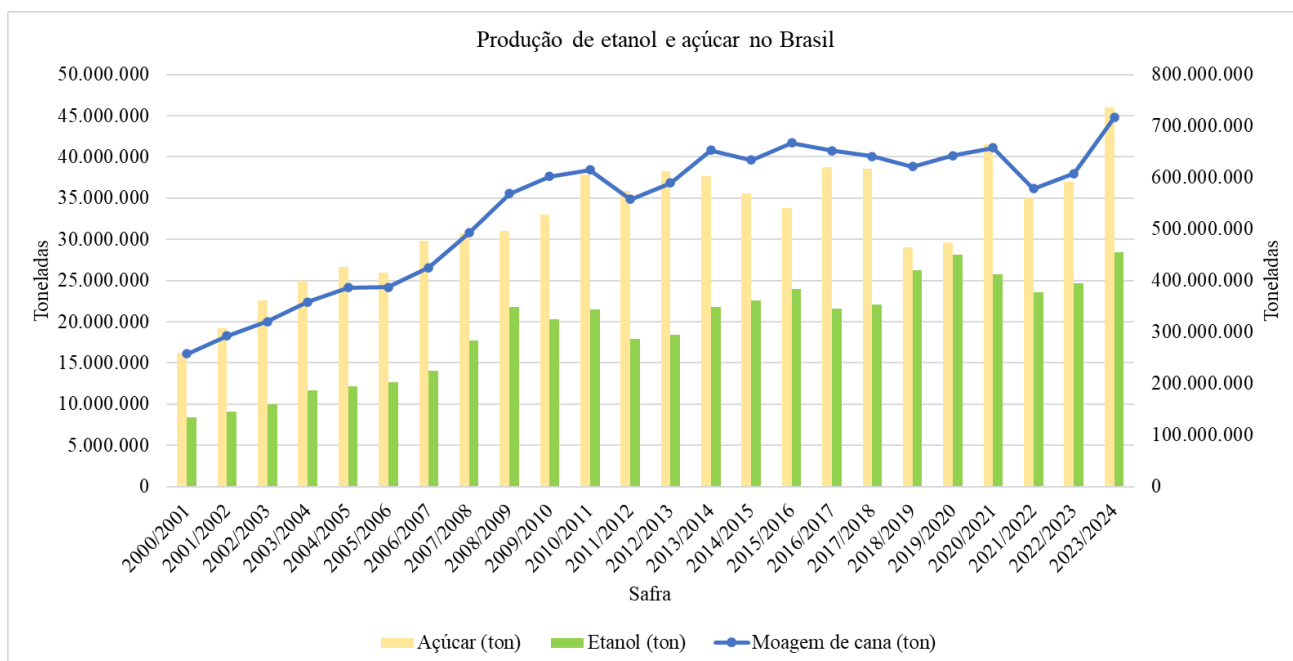


Figura 3.3- Evolução da moagem de cana-de-açúcar e da produção de açúcar e etanol no Brasil entre as safras 2000/2001 e 2023/2024. A leitura do valor da quantidade de açúcar e etanol deve ser feita no eixo y da esquerda. A leitura da quantidade de cana-de-açúcar moída deve ser realizada no eixo y da direita.

Fonte: UNICA (2025a) data. Dados disponíveis em <https://unicadata.com.br/listagem.php?idMn=4>

3.3.3 Classificação por geração

Os biocombustíveis, e o etanol em particular, são classificados em gerações distintas com base no tipo de biomassa utilizada e no nível tecnológico do processo produtivo (Silva; da Silva, 2019). Esta classificação é essencial para compreender a evolução da matriz energética e o posicionamento das novas fontes em relação à segurança alimentar e eficiência de terras. O etanol de primeira geração é obtido diretamente de culturas alimentares ricas em açúcares ou amido, sendo a soja, o milho e a cana-de-açúcar as fontes mais difundidas globalmente. No cenário brasileiro, além da hegemonia da cana-de-açúcar, o milho emergiu como matéria-prima relevante a partir de 2012, especialmente na região Centro-Oeste (BNDES; CGEE, 2008). A produção de etanol de milho no Brasil apresentou um crescimento notável: de 791 milhões de litros na safra 2018/2019 para 4,4 bilhões de litros na temporada 2022/2023, um aumento de 556% (Viana, 2021). A produção do etanol de milho saltou 30,7% em 2024/25, para 8,19 bilhões de litros (NovaCana, 2025).

O etanol de segunda geração (2G) é produzido a partir de biomassa vegetal e resíduos lignocelulósicos, como o bagaço e a palha da cana-de-açúcar, amplamente disponíveis no Brasil. Diferentemente da rota de primeira geração (1G), o processo 2G requer etapas adicionais de pré-tratamento e hidrólise (química ou enzimática) para romper a estrutura recalcitrante da biomassa e liberar açúcares fermentáveis. Apesar de seu potencial, a tecnologia ainda enfrenta desafios econômicos significativos para competir com o etanol 1G (Pratto et al., 2019). No Brasil, a implementação industrial dessa tecnologia é liderada pela Raízen, que opera unidades com capacidade da ordem de 82 milhões de litros por ano, utilizando bagaço e palha de cana-de-açúcar (Raízen, 2024).

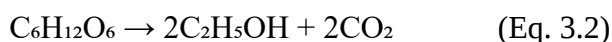
O etanol de terceira geração (3G) é derivado de biomassas aquáticas, especificamente microalgas e macroalgas. Esta geração é considerada altamente promissora para o contexto desta tese, pois as algas possuem alta produtividade de carboidratos, não competem por terras aráveis e, no caso das macroalgas, apresentam baixo teor de lignina, o que simplifica o processo de hidrólise em relação à biomassa 2G. Adicionalmente, a literatura já aponta para os biocombustíveis de quarta geração (4G), que buscam integrar a produção de energia com tecnologias de captura e armazenamento de carbono, visando um balanço de emissões negativo. No entanto, essas rotas ainda se encontram em estágios iniciais de pesquisa e desenvolvimento (Sudhakar et al., 2018).

3.3.4 Rotas de conversão e processamento

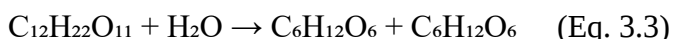
O etanol combustível pode ser obtido por rotas de síntese química ou por rotas de síntese bioquímica, conforme abordado por Walker (2010). Na rota química, destaca-se a hidratação do etileno, processo amplamente empregado na indústria petroquímica, conforme representado pela Equação 3.1.



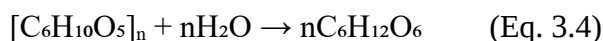
A rota bioquímica, por sua vez, baseia-se na fermentação alcoólica, isto é, na conversão de monossacarídeos em etanol e dióxido de carbono por ação microbiana. A reação global da fermentação da glicose pode ser descrita pela Equação 3.2.



Os monossacarídeos utilizados na fermentação podem ter diferentes origens, sendo frequentemente obtidos a partir da hidrólise de carboidratos mais complexos. Entre essas fontes, destacam-se os dissacarídeos, como a sacarose e a lactose, presentes em matérias-primas como a cana-de-açúcar e o soro de queijo. A hidrólise da sacarose em glicose e frutose pode ser representada pela Equação 3.3.

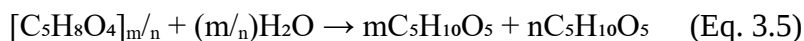


Outra fonte importante de monossacarídeos é o amido, encontrado principalmente em culturas como o milho. O amido é um polímero de glicose e, após hidrólise, libera unidades fermentescíveis, conforme descrito na Equação 3.4.

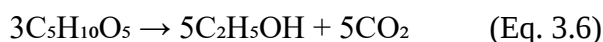


De forma análoga, a celulose, principal constituinte da biomassa lignocelulósica, como o bagaço de cana-de-açúcar, pode ser hidrolisada para a obtenção de glicose. Embora as equações estequiométricas sejam equivalentes (Eq. 3.4), a hidrólise da celulose apresenta maior complexidade devido à sua estrutura cristalina e às ligações β -1,4, exigindo etapas de pré-tratamento mais severas.

Além da celulose, a hemicelulose é outro polímero relevante presente na biomassa vegetal. Sua hidrólise resulta majoritariamente em açúcares de cinco carbonos, como a arabinose e a xilose, conforme ilustrado na Equação 3.5.



Esses açúcares pentoses podem, por meio de rotas fermentativas específicas, ser convertidos em etanol, como representado genericamente pela Equação 3.6.



No contexto industrial brasileiro, a produção de etanol a partir da cana-de-açúcar pode ser representada pelo fluxograma apresentado na Figura 3.4. Inicialmente, a cana é colhida de forma mecanizada e transportada até a usina, onde passa pelas etapas de lavagem e moagem. Nesse processo, obtém-se o caldo açucarado e o bagaço, sendo este último um subproduto com elevado potencial para a produção de etanol de segunda geração. O caldo extraído é submetido a etapas de tratamento, incluindo aquecimento, decantação e filtração, com o objetivo de melhorar a eficiência fermentativa. Em seguida, ocorre a hidrólise da sacarose em glicose e frutose, conforme descrito pela Equação 3.3.

A fermentação é realizada em dornas, nas quais a levedura *Saccharomyces cerevisiae* converte os açúcares fermentescíveis em etanol, de acordo com a Equação 3.2. Ao final desse processo, parte das leveduras é reciclada para novas fermentações, enquanto o excedente é removido como resíduo. O produto da fermentação, conhecido como vinho, é então submetido à destilação, etapa responsável pela concentração do etanol. Como subproduto dessa etapa, gera-se a vinhaça, composta majoritariamente por água e por uma fração de sais minerais e matéria orgânica. O produto da destilação é o etanol hidratado, com teor aproximado de 95% (v/v), que pode ser posteriormente desidratado para a obtenção de etanol anidro, com pureza superior a 99%, conforme descrito por Walker (2011).

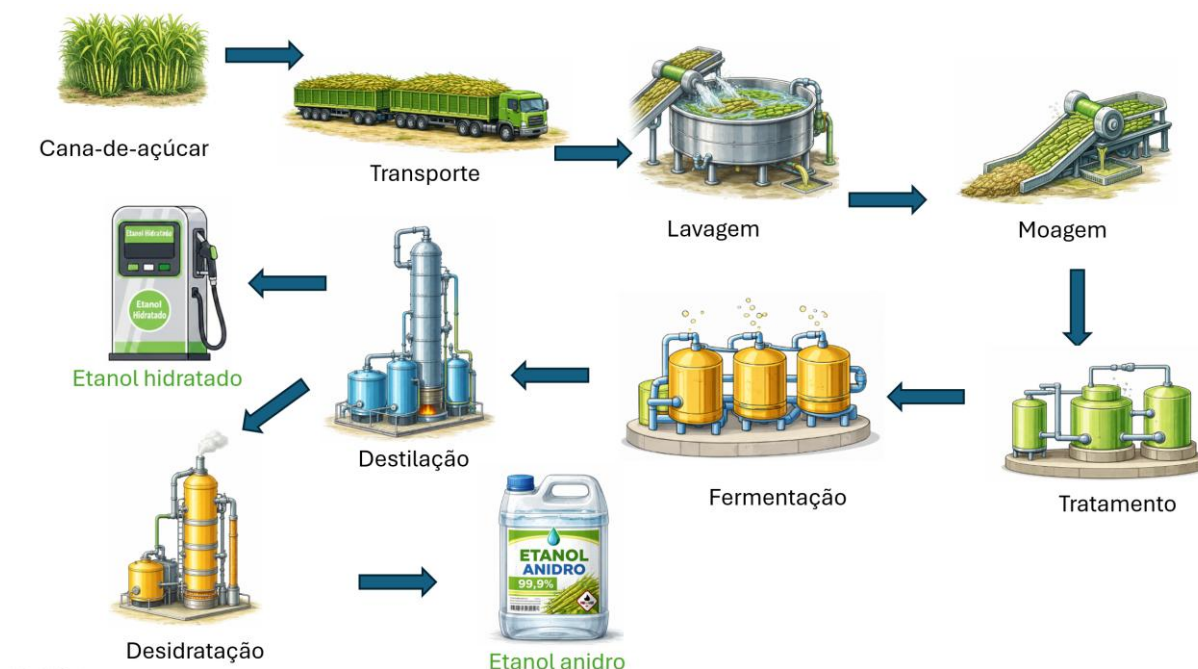


Figura 3.4- Fluxograma simplificado da produção de etanol a partir da cana-de-açúcar.

Fonte: adaptado de Cortez, 2010.

Recentemente a produção de etanol de milho têm crescido porque a cana-de-açúcar não pode ser armazenada por mais do que poucos dias (no corte manual) ou algumas horas (no corte

mecanizado) sem sofrer degradação e perda de sacarose (BNDES; CGEE, 2008). Isso obriga as usinas a operarem apenas durante o período de safra. Então, o milho permite ser estocado e estender o período de produção industrial ou produzir durante a entressafra da cana. Isso resulta em uma melhor utilização da capacidade de produção instalada e reduz a necessidade de formar grandes estoques físicos de etanol para atender ao mercado durante os meses em que não há colheita de cana. O bioetanol pode ser produzido de milho por meio de dois processos, adotando moagem úmida ou seca. A via úmida era a opção mais comum até os anos 1990, mas, hoje em dia, a via seca se consolidou como o processo mais utilizado para a produção do bioetanol (BNDES; CGEE, 2008).

A Figura 3.5 representa o diagrama de bloco das etapas de produção do etanol de milho pelo processo de moagem a seco, baseado na descrição de Wyman (1996). A produção de etanol de milho por moagem a seco destaca-se pela simplicidade operacional, processando o grão integralmente para gerar combustível e ração animal. O processo inicia-se com a moagem, onde os grãos são triturados para expor o amido. Na sequência, ocorre a liquefação, fase em que a farinha é misturada com água e aquecida sob a ação da enzima alfa-amilase, que quebra o amido em cadeias menores chamadas dextrinas. A etapa seguinte é a sacarificação (Equação 3.4), na qual a enzima glico-amilase converte essas dextrinas em glicose, um açúcar simples pronto para ser fermentado. Durante a fermentação, as leveduras transformam a glicose em etanol e dióxido de carbono. O líquido fermentado é então submetido à destilação, que separa o etanol da água e dos sólidos residuais. Para a obtenção de etanol anidro, o combustível passa por uma desidratação final, garantindo um teor de água inferior a 0,6%. Por fim, os resíduos sólidos que permanecem após a destilação são processados para a recuperação de coprodutos, resultando no Grãos secos de destilaria com solúveis (DDGS- *distillers dried grains with solubles*). Este material é um farelo seco com alta concentração de proteínas, essencial para a viabilidade econômica do setor devido ao seu valor no mercado de nutrição animal. É importante ressaltar que, diferentemente do setor sucroenergético, esta rota demanda o uso de fontes externas de energia para o funcionamento da planta industrial.

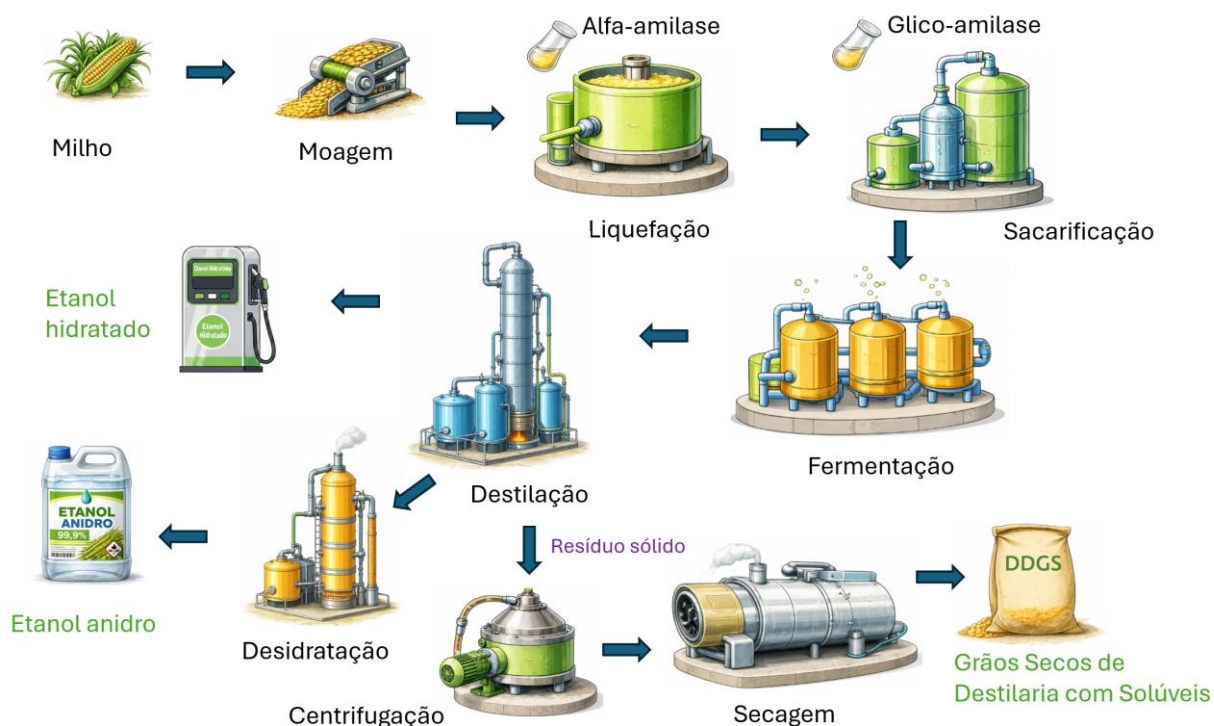


Figura 3.5- Etapas da produção de etanol de milho via seca.

Fonte: Adaptado de Wyman (1996).

A busca por alternativas sustentáveis na matriz de biocombustíveis impulsionou o desenvolvimento do etanol de segunda geração (2G), obtido a partir de biomassas lignocelulósicas. Diferente da primeira geração, esta rota utiliza materiais compostos majoritariamente por celulose, hemicelulose e lignina. O fluxograma produtivo baseado na descrição de Cortez (2010), conforme ilustrado na Figuras 3.6, exige uma etapa inicial de pré-tratamento, cujo objetivo central é desestruturar o complexo lignocelulósico para viabilizar a separação de seus constituintes e aumentar a acessibilidade às frações poliméricas. Os métodos de pré-tratamento são classificados em quatro categorias principais (Sun; Cheng, 2002):

Físico: utiliza energia mecânica (moagem ou trituração) para reduzir a granulometria da biomassa e romper cadeias longas. Apesar da simplicidade, apresenta elevado consumo energético e baixa eficácia na remoção da lignina.

Químico: emprega agentes como ácidos, bases ou ozônio. Embora eficiente na solubilização de frações, pode apresentar custos elevados e gerar efluentes que demandam tratamento ambiental rigoroso.

Físico-químico: combina ação mecânica e reagentes químicos. Um exemplo proeminente é a explosão a vapor, na qual a biomassa é submetida a altas pressões e temperaturas sob injeção de vapor, seguida de uma descompressão súbita. Esse processo rompe as ligações entre a

lignina, a hemicelulose e a celulose, resultando em altos rendimentos de açúcares, embora possa degradar parte da fração de hemicelulose e exija etapas posteriores para a remoção da lignina. Biológico: utiliza microrganismos, como fungos e bactérias, para a degradação enzimática das frações. Caracteriza-se pelo baixo consumo energético e remoção seletiva de lignina, contudo, exige elevados tempos de residência e pode reduzir o rendimento global devido ao consumo parcial de carboidratos pelos microrganismos.



Figura 3.6- Etapas para a produção do etanol 2G.

Fonte: Adaptado de Cortez (2010).

Após o pré-tratamento, a etapa subsequente consiste na hidrólise da celulose, visando a sua conversão em glicose. Este processo pode ocorrer via rota química, como a hidrólise ácida ou o processo organosolv, que frequentemente geram subprodutos inibidores (como o hidroximetilfurfural e o furfural) decorrentes da degradação de açúcares. Alternativamente, a hidrólise enzimática tem se consolidado como a via mais viável devido à sua elevada especificidade e redução histórica nos custos dos biocatalisadores. Nesta etapa, destacam-se as celulases, responsáveis pela hidrólise da celulose em glicose, e as xilanases, que degradam a hemicelulose em pentoses, como arabinose e xilose. Finalmente, a glicose obtida é submetida à fermentação alcoólica por métodos tradicionais. Contudo, um dos desafios técnicos persistentes na rota 2G é a fermentação das pentoses derivadas da hemicelulose. Embora existam pesquisas avançadas, a implementação de condições industriais eficientes para a

fermentação simultânea de hexoses e pentoses permanece como um gargalo para a maximização do rendimento energético desta tecnologia.

A produção de etanol 3G segue uma lógica de processamento análoga à do etanol 2G, fundamentando-se na desconstrução de polímeros para a obtenção de açúcares fermentáveis. Contudo, a biomassa algal apresenta uma vantagem estrutural significativa: a baixa quantidade de lignina em sua composição. Essa característica reduz a recalcitrância do material, tornando as etapas de pré-tratamento e hidrólise menos severas do que as exigidas pelo complexo lignocelulósico terrestre. Assim como na rota 2G, o fluxo produtivo inicia-se com a limpeza da biomassa, secagem e um pré-tratamento, sendo a via química (ácida) a mais comum para macroalgas como a *Kappaphycus alvarezii*. Dependendo da alga, este pré-tratamento pode ser físico (água quente) ou biológicos (enzimas). O uso de ácidos minerais, como o ácido nítrico ou sulfúrico, associado ao tratamento térmico, promove o rompimento da parede celular e a solubilização de polissacarídeos específicos (como a carragenina), que são posteriormente submetidos à sacarificação enzimática. Nesta fase, o emprego de complexos enzimáticos similares às celulasas e hemicelulasas mencionadas anteriormente garante a conversão final da biomassa em monômeros de glicose e galactose. A etapa final de fermentação utiliza os métodos tradicionais de conversão alcoólica, embora demande leveduras capazes de metabolizar eficientemente a mistura de hexoses liberada pela alga. Após a fermentação, o processo é concluído com a destilação e desidratação, seguindo os mesmos padrões técnicos e especificações de pureza exigidos para o etanol convencional (Sunwoo et al., 2019).

3.3.5 Aspectos econômicos, impactos ambientais e sustentabilidade

Segundo o relatório técnico-informativo publicado pela UNICA (2025b), o setor sucroenergético desempenha um papel estratégico no Brasil, gerando benefícios econômicos, sociais e ambientais que consolidam o país como protagonista na transição energética global. Com 345 unidades produtoras em atividade, a cadeia movimenta um valor bruto superior a US\$ 100 bilhões, contribuindo com aproximadamente 2% do PIB nacional.

A relevância econômica do setor sucroenergético reflete-se expressivamente na pauta de exportações, sendo o quarto maior segmento do agronegócio brasileiro, superado apenas pelo complexo da soja, carnes e produtos florestais. No ciclo 2024/2025, as exportações de açúcar e etanol geraram US\$ 17,6 bilhões em divisas, com o açúcar respondendo por 50% das exportações mundiais. No âmbito social, a cadeia da cana-de-açúcar é responsável pela geração de cerca de 2,2 milhões de empregos, entre diretos e indiretos. A instalação de unidades

produtoras exerce um impacto direto no desenvolvimento regional; estudos indicam que a presença de uma planta de etanol eleva o PIB médio per capita do município sede em US\$ 1.098 no ano de instalação, com reflexos positivos que persistem e se expandem para cidades vizinhas ao longo das décadas.

Do ponto de vista ambiental, o etanol apresenta-se como uma solução eficaz para a descarbonização do setor de transportes. A substituição da gasolina pelo biocombustível em veículos *flex* pode reduzir as emissões de gases de efeito estufa em até 90%. Desde o lançamento da tecnologia *flex* em 2003, o consumo de etanol no Brasil evitou a emissão de mais de 730 milhões de toneladas de CO₂ eq (Veja Figura 3.7). Para fins comparativos, essa economia ambiental equivale ao plantio de mais de 5,1 bilhões de árvores nativas nos próximos 20 anos. Além disso, a cultura da cana ocupa apenas 1,2% do território brasileiro, demonstrando uma ocupação de solo otimizada frente ao seu alto rendimento energético.

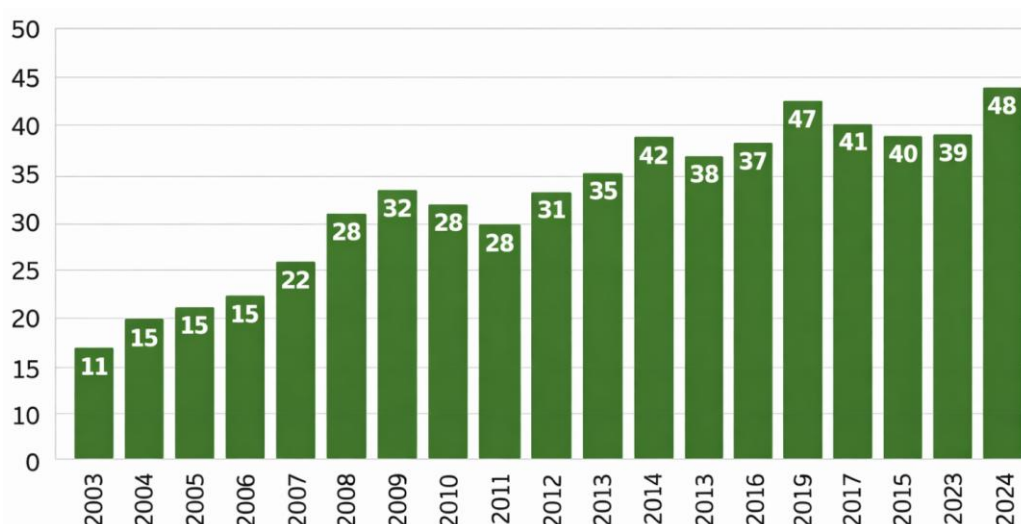


Figura 3.7- Estimativa das emissões evitadas de CO₂ por ano devido ao uso de etanol (milhões de toneladas).

Fonte: UNICA (2025b). Disponível em <https://unica.com.br/setor-sucroenergetico/etanol/>

O relatório da UNICA (2025b) também menciona que o uso do etanol gera benefícios diretos à saúde pública, especialmente em grandes centros urbanos. Na Região Metropolitana de São Paulo, o uso do biocombustível é responsável pela redução anual de 1.400 mortes e mais de 9.000 internações por problemas respiratórios e cardiovasculares associados a combustíveis fósseis. Além do combustível líquido, o setor contribui para a segurança elétrica por meio da bioeletricidade gerada a partir da biomassa da cana. Em 2024, a oferta de bioeletricidade para a rede nacional foi de 21,4 TWh, montante capaz de atender 11 milhões de unidades residenciais e que atua de forma complementar à geração hídrica durante os períodos secos.

3.4 Nanocelulose

3.4.1 A Nanocelulose no Contexto da Sustentabilidade e Bioeconomia

A busca por materiais que conciliem alto desempenho tecnológico com responsabilidade ambiental tem impulsionado a ciência em direção a recursos renováveis. Este movimento é uma resposta direta aos impactos ambientais associados ao uso intensivo de combustíveis fósseis, bem como às restrições climáticas impostas pelas emissões de gases de efeito estufa, além dos graves problemas ecológicos causados pelo acúmulo de polímeros sintéticos não biodegradáveis, que hoje se apresentam como poluentes persistentes em ecossistemas globais (Abdel-Hakim; Mourad, 2023; Majumdar et al., 2021). Nesse cenário, a celulose - o polímero natural mais abundante e quase inesgotável da Terra - reafirma sua posição como uma matéria-prima fundamental para o desenvolvimento de tecnologias ecoamigáveis (Klemm et al., 2005).

A transição para uma economia de base biológica exige uma intensificação do aproveitamento da biomassa, conforme discutido por Moon et al. (2011). Segundo os autores, isso implica utilizar a biomassa de forma eficiente e integrada para a produção de blocos de construção em escala nanométrica, com potencial de neutralidade em carbono e baixo risco à saúde humana. A nanocelulose emerge, portanto, como um dos materiais "verdes" mais proeminentes da atualidade, unindo a sustentabilidade inerente da celulose a propriedades físicas excepcionais (Noremylia; Hassan; Ismail, 2022; Trache et al., 2020).

A justificativa para o uso da nanocelulose em substituição aos materiais de origem fóssil é multifacetada. Sob a ótica ambiental, sua principal vantagem reside na biodegradabilidade e biocompatibilidade, permitindo que produtos ao final de sua vida útil retornem ao ciclo natural ou sejam incinerados para geração de energia sem a liberação de resíduos tóxicos (Dufresne, 2012; Leong et al., 2023). Além disso, a produção de nanocelulose a partir de resíduos agrícolas, florestais e algas promove a economia circular, transformando o que seria descartado em produtos de alto valor agregado e evitando a poluição secundária decorrente da queima desses resíduos (Yu et al., 2021; Zanchetta et al., 2021).

Do ponto de vista tecnológico, a nanocelulose - seja na forma de nanocristais (CNC), nanofibrilas (CNF) ou celulose bacteriana (BNC) - oferece uma alternativa sustentável para o reforço de matrizes poliméricas. Sua baixa densidade, aliada a propriedades mecânicas superiores, permite a criação de nanocompósitos com uma pegada ecológica reduzida ("*greener footprint*") e alta eficiência (Abitbol et al., 2016; Siró; Plackett, 2010). Como pontuado por Habibi; Lucia; Rojas (2010), a abundância e o baixo custo desses materiais, somados à sua

capacidade de auto-organização, os tornam candidatos ideais para inovações que vão desde embalagens sustentáveis até dispositivos biomédicos avançados e manufatura aditiva (Poulose et al., 2022; Randhawa et al., 2022).

Finalmente, a relevância da nanocelulose ultrapassa a mera substituição de plásticos, alcançando funções ativas na recuperação ambiental. Sua estrutura versátil possibilita aplicações em biorremediação, atuando na remoção de contaminantes e metais pesados de solos e corpos hídricos (Jacob et al., 2022). Assim, a consolidação desta "nova família de nanomateriais verdes" reflete um compromisso da ciência e da indústria com os objetivos de desenvolvimento sustentável, visando um equilíbrio entre o progresso tecnológico e a preservação do ecossistema (Klemm et al., 2011; Zanchetta et al., 2021).

3.4.2 Definições e classificação

A terminologia aplicada aos nanomateriais derivados da celulose apresenta variações na literatura, embora exista um consenso fundamental de que a nanocelulose é definida como qualquer material celulósico que possua pelo menos uma de suas dimensões estruturais na escala nanométrica, tipicamente entre 1 e 100 nm (Abitbol et al., 2016; Noremylia; Hassan; Ismail, 2022). De acordo com Moon et al. (2011), esses materiais podem ser agrupados sob o termo amplo de "nanopartículas de celulose" (CNs), servindo como uma categoria que abrange diferentes morfologias e estruturas cristalinas dependendo do método de processamento e da fonte biológica.

A classificação mais amplamente adotada pela comunidade científica divide a nanocelulose em três categorias principais, baseadas tanto nas dimensões quanto na estratégia de obtenção (seja por degradação mecânica/química *top-down* ou por síntese biológica *bottom-up*): Nanofibrilas de Celulose (CNF), Nanocristais de Celulose (CNC) e Nanocelulose Bacteriana (BNC) (Abdel-Hakim; Mourad, 2023; Jacob et al., 2022; Leong et al., 2023).

As CNF, também referidas como celulose microfibrilada (MFC) ou nanocelulose nanofibrilada (NFC), são produzidas predominantemente via tratamento mecânico de alto cisalhamento, como a homogeneização (Klemm et al., 2011). O resultado são fibras longas, flexíveis e emaranhadas, que preservam tanto as regiões cristalinas quanto as amorfas da celulose original (Yu et al., 2021). Alguns autores, como Siró e Plackett (2010), refinam essa distinção ao diferenciar a "microfibrila", uma unidade biológica elementar de 2 a 10 nm da "celulose microfibrilada" comercial, que consiste em agregados dessas microfibrilas com diâmetros maiores. Devido ao alto consumo energético do processo mecânico, pré-tratamentos

químicos como a oxidação mediada por 2,2,6,6-tetrametilpiperidina-1-oxila (TEMPO) são frequentemente empregados para facilitar a desfibrilação (Zanchetta et al., 2021).

Por outro lado, os CNCs, historicamente conhecidos como *whiskers* ou cristalitos, são obtidos através da hidrólise ácida controlada (Dufresne, 2012). Este processo químico remove preferencialmente as regiões amorfas da celulose, deixando estruturas rígidas, em formato de haste (*rod-like*) e com elevadíssima cristalinidade (Habibi; Lucia; Rojas, 2010; Randhawa et al., 2022). Enquanto as CNFs são valorizadas pela sua capacidade de formar redes e géis, os CNCs destacam-se pela sua rigidez e propriedades de auto-organização em cristais líquidos (Moon et al., 2011).

A BNC, embora quimicamente idêntica à celulose vegetal, diferencia-se pelo seu método de produção *bottom-up*, onde bactérias como as do gênero *Komagataeibacter* sintetizam o polímero diretamente a partir de açúcares (Klemm et al., 2011). A BNC é caracterizada por uma rede tridimensional de fibras de alta pureza, naturalmente livre de lignina e hemicelulose, o que a torna especialmente atraente para aplicações biomédicas (Randhawa et al., 2022).

Além desta tríade clássica, propostas de classificação mais granulares surgiram para acomodar a diversidade do campo. Trache et al. (2020) sugerem uma divisão entre materiais nanoestruturados (incluindo microcristais) e nanofibras, introduzindo formas menos convencionais como a nanocelulose amorfa, que apresenta morfologia esférica. Adicionalmente, Moon et al. (2011) destacam que fontes biológicas específicas, como tunicados e algas, produzem nanocristais (t-CNC e AC) com características morfológicas tão distintas das fibras vegetais que merecem subcategorias próprias. Outros autores, como Poulou et al. (2022), chegam a incluir a celulose microcristalina (MCC) na discussão, embora esta se situe usualmente na escala micrométrica, servindo como um precursor ou termo de comparação para as formas nanométricas.

Em suma, embora nomenclaturas como Nanocelulose Cristalina (NCC) e Nanofibras de Celulose (CNF) sejam por vezes utilizadas de forma equivalente para descrever os mesmos materiais, a padronização sugerida por órgãos como a *Technical Association of the Pulp and Paper Industry* (TAPPI) e seguida por autores contemporâneos (Majumdar et al., 2021; Noremylia; Hassan; Ismail, 2022) consolida a divisão baseada no binômio "forma-processamento", garantindo uma base teórica sólida para a investigação de suas propriedades e aplicações.

3.4.3 Rotas de obtenção

As rotas de produção da nanocelulose são geralmente divididas em duas abordagens principais: a desconstrução da biomassa lignocelulósica, denominada *top-down*, e a síntese bacteriana, conhecida como *bottom-up*. Os autores detalham estes percursos focando em métodos mecânicos, químicos e biológicos, bem como em combinações estratégicas para aumentar a eficiência e reduzir o consumo de energia (Dufresne, 2012). No processamento *Top-Down*, a Extração é realizada a partir de Biomassa. A maioria das pesquisas concentra-se na extração a partir de fontes vegetais, madeira ou resíduos agrícolas, processo que geralmente envolve pré-tratamentos para a remoção de lignina e hemicelulose. A hidrólise ácida é estabelecida como o método padrão para a produção de Nanocristais de Celulose (CNC), atuando na remoção das regiões amorfas. Abdel-Hakim; Mourad (2023) detalham o uso de ácido sulfúrico para este fim, destacando também métodos avançados como o uso de Líquidos Iônicos (ILs), Solventes Eutéticos Profundos (DES) e oxidação via TEMPO ou Persulfato de Amônio (APS). De forma complementar, Trache et al. (2020) citam métodos emergentes como a hidrólise com água subcrítica para superar desvantagens dos ácidos minerais. Noremylia; Hassan; Ismail (2022) discutem a aplicação de ácidos fortes (H_2SO_4 , HCl) e fracos (ácido fosfórico e orgânicos como cítrico e fórmico). O uso de ILs e DES também é reforçado por Poulouse et al. (2022) e Leong et al. (2023). Em termos de conversão físico-química, Majumdar et al. (2021) incluem em seus diagramas a eletrofiação (*electrospinning*) como um método relevante.

As rotas mecânicas e físicas aplicam altas forças de cisalhamento para desintegrar as fibras em CNF. Siró; Plackett (2010) e Klemm et al. (2011) focam na homogeneização de alta pressão (HPH), microfluidização, moagem e criotrituração, enfatizando pré-tratamentos para reduzir o gasto energético. Outros métodos descritos incluem o ultrassom de alta intensidade, moagem de bolas (*ball-milling*) e a explosão a vapor (*steam explosion*) como um pré-tratamento físico-químico. Leong et al. (2023) acrescentam a extrusão de dupla rosca como técnica útil para altos teores de sólidos. Yu et al. (2021) defendem o uso de abordagens combinadas (ex: físico-químicas) para maximizar a eficiência em resíduos de biomassa. A hidrólise enzimática, utilizando celulasas e endoglucanases, é apresentada como uma alternativa ecológica por Jacob et al. (2022). Noremylia; Hassan; Ismail (2022) destacam que esta rota opera em condições suaves sem gerar resíduos tóxicos. Além disso, Zanchetta et al. (2021) mencionam o uso de enzimas para purificação e auxílio na produção de CNF a partir de algas.

O processamento *Bottom-up* (Síntese Bacteriana -BNC) fundamenta-se na construção da celulose por microrganismos, sem a necessidade de desestruturar tecidos vegetais. Abdel-Hakim; Mourad (2023) descrevem a produção de BNC via fermentação por bactérias como *Komagataeibacter*, utilizando culturas estáticas para películas ou agitadas para esferas e fibras dispersas. Klemm et al. (2011) detalham a "biofabricação", ressaltando o controle *in situ* que permite moldar tubos e implantes diretamente no reator. Jacob et al. (2022) reforçam que a BNC é naturalmente livre de lignina e contaminantes, enquanto Leong et al. (2023) analisam a viabilidade dessa produção em biorreatores com diferentes meios de cultura.

3.4.4 Aplicações

A versatilidade da nanocelulose permite que este material atue em diversas frentes tecnológicas, desde o reforço de matrizes convencionais até o desenvolvimento de dispositivos biomédicos avançados. No setor industrial e de engenharia, a nanocelulose é amplamente reconhecida como um agente de reforço excepcional em nanocompósitos e compósitos termoplásticos, elevando a rigidez e a resistência mecânica de plásticos, resinas e látex (Dufresne, 2012; Habibi; Lucia; Rojas, 2010; Moon et al., 2011; Siró; Plackett, 2010). Suas propriedades reológicas também beneficiam o setor da construção civil, onde é utilizada em misturas de cimento para controlar a hidratação e prevenir microfissuras (Abdel-Hakim; Mourad, 2023), além de servir como reforço em adesivos de madeira, reduzindo inclusive a emissão de gases tóxicos (Trache et al., 2020). Nos setores automotivo e aeroespacial, o material contribui para a fabricação de peças leves e resistentes (Poulose et al., 2022).

No campo da eletrônica e energia, a nanocelulose destaca-se pela sua flexibilidade e baixo coeficiente de expansão térmica, servindo como substrato para displays flexíveis, sensores de deformação e temperatura, eletrodos vestíveis e supercapacitores (Abdel-Hakim; Mourad, 2023; Moon et al., 2011; Yu et al., 2021). Suas propriedades ópticas únicas permitem a criação de filmes iridescentes para papéis de segurança e filtros ópticos (Abitbol et al., 2016; Habibi; Lucia; Rojas, 2010), enquanto sua aplicação em sistemas de áudio, como diafragmas de alto-falantes, aproveita sua alta rigidez e baixa densidade (Dufresne, 2012; Klemm et al., 2011). Na área ambiental, o material é empregado na purificação de água e biorremediação, atuando como adsorvente e membrana para a remoção de metais pesados, corantes, óleos e poluentes orgânicos (Jacob et al., 2022; Majumdar et al., 2021; Noremylia; Hassan; Ismail, 2022).

As aplicações biomédicas configuram-se como um dos campos mais promissores para a nanocelulose, em razão de sua elevada biocompatibilidade. Nesse contexto, a nanocelulose tem sido empregada no desenvolvimento de arcabouços tridimensionais (*scaffolds*) para a engenharia de tecidos ósseos, neurais e cutâneos, atuando na mimetização da matriz extracelular (Jacob et al., 2022; Leong et al., 2023). Na medicina vascular, destaca-se na criação de vasos sanguíneos artificiais e enxertos para microcirurgia (Klemm et al., 2011; Randhawa et al., 2022). Além disso, é amplamente aplicada em curativos para feridas e queimaduras, mantendo a umidade e permitindo a liberação controlada de fármacos e agentes antimicrobianos (Leong et al., 2023; Noremylia; Hassan; Ismail, 2022; Yu et al., 2021). Biossensores para diagnósticos médicos, como a detecção de colesterol e DNA, também se beneficiam da capacidade de imobilização de moléculas biológicas nestas superfícies (Noremylia; Hassan; Ismail, 2022; Randhawa et al., 2022).

Por fim, a indústria de alimentos e embalagens utiliza a nanocelulose para produzir filmes biodegradáveis com propriedades de barreira superiores contra gases, óleos e radiação UV (Abdel-Hakim; Mourad, 2023; Poulose et al., 2022). Além de substituir plásticos de origem fóssil (Zanchetta et al., 2021), a nanocelulose pode atuar como estabilizante de emulsões do tipo Pickering, nas quais partículas sólidas promovem a estabilidade do sistema, bem como como aditivo alimentar com função espessante (Noremylia; Hassan; Ismail, 2022; Trache et al., 2020). No setor de papel, sua adição melhora significativamente a resistência mecânica e a qualidade dos revestimentos de barreira (Dufresne, 2012; Siró; Plackett, 2010).

3.4.5 Panorama Econômico e Mercado Global de Nanocelulose

A análise do panorama econômico global revela que o mercado de nanocelulose atravessa uma fase de expansão robusta, impulsionada pela transição para uma economia de base biológica e pela busca por materiais de alto desempenho com baixo impacto ambiental. Conforme ilustrado na Figura 3.8, o setor demonstrou resiliência e crescimento contínuo ao longo da última década. Os dados históricos, compilados pela Grand View Research, indicam que entre 2018 e 2023 o mercado consolidou sua base tecnológica e comercial, superando a marca dos US\$ 400 milhões. Para o ano de 2024, estimativas da Data Bridge Market Research posicionam o valor de mercado em aproximadamente US\$ 490,67 milhões, refletindo a crescente adoção de nanocristais de celulose e nanofibrilada em setores estratégicos como embalagens sustentáveis, biomedicina e compósitos automotivos. A partir de 2026 (barras azuis da Figura 3.8), as projeções da Precedence Research apontam para uma aceleração ainda mais

acentuada, com uma Taxa de Crescimento Anual Composta (CAGR) estimada em 19,60% até o ano de 2035. Sob essa trajetória, estima-se que o mercado global atinja o patamar de US\$ 3.024,23 milhões ao final do período projetado. É importante ressaltar que os valores apresentados podem sofrer variações significativas dependendo da casa de análise consultada. Essas discrepâncias derivam de diferentes metodologias de segmentação, que podem incluir ou excluir subprodutos (como a celulose bacteriana) ou focar em diferentes métricas, como volume de produção versus receita líquida de vendas. No entanto, a tendência de crescimento exponencial é um consenso entre as principais consultorias de inteligência de mercado, validando a nanocelulose como um dos biomateriais mais promissores da atualidade.

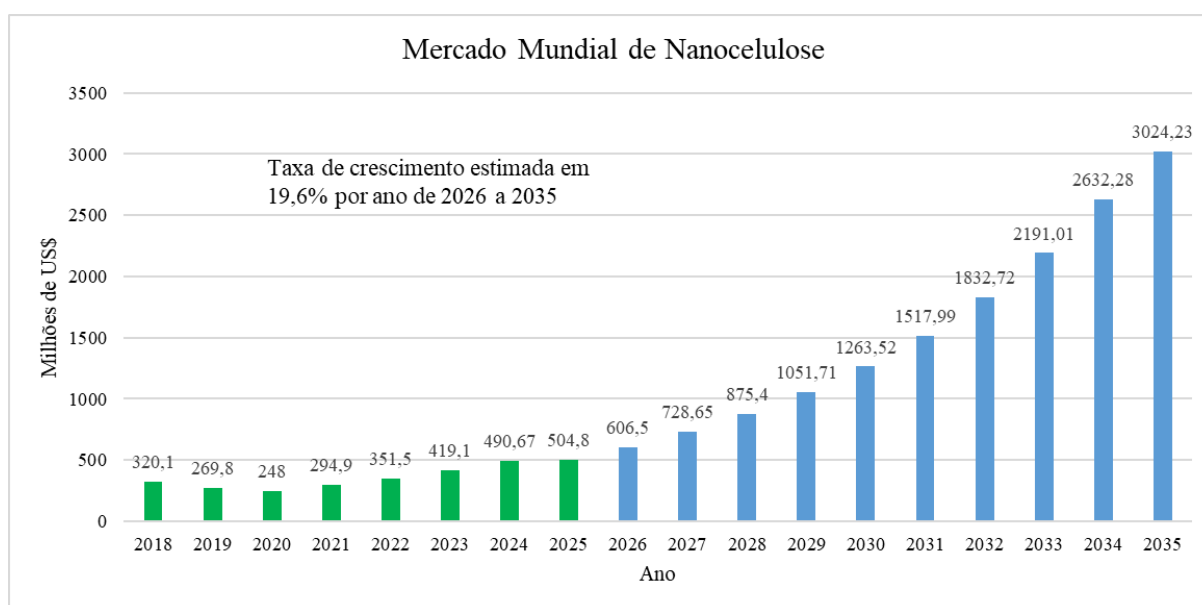


Figura 3.8- Evolução histórica e projeção do mercado global de nanocelulose (2018-2035) em milhões de dólares (US\$).

Fonte: Dados históricos (2018-2023) obtidos da Grand View Research; valor de mercado de 2024 baseado em Data Bridge Market Research; projeções para o período de 2026 a 2035 estimadas a partir de Precedence Research. Elaboração própria.

A configuração deste mercado é sustentada pela atuação de diversas empresas que operam na produção comercial e no desenvolvimento de tecnologias em escala global. Entre as principais organizações envolvidas na cadeia produtiva, destacam-se a Nippon Paper Industries Co., Ltd. (Japão), Borregaard AS (Noruega), Kruger INC (Canadá), Stora Enso Biomaterials (Finlândia) e a GranBio Technologies (Brasil) (Grand View Research, 2023). A presença de empresas em diferentes regiões, incluindo também a FiberLean (França), CelluComp (Escócia) e Melodea Ltd (Israel), reflete o esforço internacional para viabilizar a transição para bens de consumo baseados em recursos renováveis.

Em termos de capacidade produtiva específica para CNC, a empresa CelluForce, sediada em Montreal, no Canadá, é registrada como um dos principais agentes na produção comercial deste material, com uma capacidade de manufatura de aproximadamente 300 toneladas por ano (Imarc Group, 2023). Adicionalmente, empresas como a Blue Goose Refineries (Canadá) contribuem para o fornecimento de materiais que buscam transpor o estágio de desenvolvimento laboratorial para a escala industrial, atendendo a setores que vão desde a engenharia de materiais até a biomedicina (Grand View Research, 2023).

3.5 Algas

3.5.1 Definição Biológica e Características Gerais

As algas constituem um grupo polifilético de organismos fotossintéticos, predominantemente aquáticos, que inclui diferentes linhagens eucarióticas, como algas verdes (*Chlorophyta*), vermelhas (*Rhodophyta*) e pardas (*Phaeophyceae*), distribuídas em distintos domínios filogenéticos. Esses organismos possuem clorofila a como pigmento fotossintético essencial, podendo apresentar outros pigmentos acessórios. Diferentemente das plantas terrestres, não apresentam tecidos vasculares diferenciados (Lee, 2018).

3.5.2 Classificação das algas

A classificação das algas ocorre em diferentes níveis, sendo os principais baseados na morfologia, na pigmentação e na estrutura celular evolutiva (Lee, 2018). Quanto à classificação morfológica, as algas são agrupadas com base no seu tamanho e estrutura celular: Microalgas são organismos unicelulares microscópicos, que podem viver isolados ou em colônias, frequentemente designados como fitoplâncton (Lee, 2018). Estes grupos demonstram ser fotossinteticamente mais eficientes do que as plantas terrestres e são eficazes na captura de CO₂. Em contraste, as Macroalgas são organismos multicelulares, macroscópicos (visíveis a olho nu), muitas vezes referidos como *seaweeds*, que possuem estruturas diferenciadas como o talo (corpo), lâmina (semelhante a folhas), estipe (semelhante a caule) e rizóide (usado para fixação, não absorção de nutrientes). Outro critério fundamental é a pigmentação, especialmente relevante para as macroalgas, que são organizadas em três grandes filos com base na coloração do talo e na composição dos pigmentos fotossintéticos: as Algas Castanhas (*Phaeophyceae*), cuja cor (do verde-azeitona ao castanho-escuro) resulta da alta concentração de fucoxantina, um pigmento que mascara a clorofila a e c. As algas vermelhas (*Rhodophyceae*), o grupo mais numeroso (cerca de 6000 a 7500 espécies), caracterizam-se pela presença de ficobilinas (ficoeritrina e ficocianina), permitindo-lhes crescer em águas mais profundas. Por fim, as algas

verdes (*Chlorophyceae*), que possuem clorofilas a e b semelhantes às plantas terrestres superiores (sendo consideradas suas ancestrais), vivem predominantemente em águas rasas devido à sua maior necessidade de luz (Lee, 2018).

A classificação das algas, com base na estrutura celular e na evolução dos plastídeos (cloroplastos), organiza as linhagens primárias em quatro grupos principais (Lee, 2018). Inicialmente, distingue-se o Grupo 1 (Procariontes), que abrange as cianobactérias (*Cyanophyta*). Estes organismos procarióticos, precursores evolutivos de toda a fotossíntese eucariótica, são estruturalmente mais próximos das bactérias e não pertencem aos reinos eucarióticos subsequentes. As algas eucarióticas, por sua vez, são distribuídas em grupos definidos pelo evento de endossimbiose que originou seus cloroplastos. O Grupo 2 corresponde ao Reino *Archaeplastida*, o qual agrupa as algas cujos plastídeos resultaram de uma endossimbiose primária, sendo delimitados por apenas duas membranas. Este grupo abrange as algas vermelhas (*Rhodophyta*) e as algas verdes (*Chlorophyta*) - estas últimas integradas ao grupo *Viridiplantae* juntamente com as plantas terrestres. Em contraste, as algas que adquiriram seus plastídeos por endossimbiose secundária estão dispersas nos demais grupos. O Grupo 4 está amplamente associado ao Reino *Chromista*, o qual compreende algas cujos cloroplastos são envolvidos por quatro membranas (duas do cloroplasto e duas do Retículo Endoplasmático cloroplastidial). Este reino inclui as algas castanhas (*Phaeophyceae*), as diatomáceas e as algas douradas, frequentemente reunidas sob o filo *Ochrophyta* (ou *Heterokontophyta*). Por fim, o Grupo 3, caracterizado por cloroplastos com três membranas (como as *Euglenophyta* e os *Dinophyta*), representa linhagens eucarióticas independentes com origem secundária. É relevante mencionar que, em contextos mais tradicionais, as macroalgas são por vezes classificadas de forma mais geral como "plantas inferiores" da divisão *Thallophytes* do Reino *Plantae*, devido à sua capacidade fotossintética e organização multicelular (Lee, 2018).

3.5.3 Funções Ecológicas e Benefícios Ecossistêmicos

As algas desempenham funções ecológicas e ambientais cruciais para a manutenção da vida na Terra, atuando como o motor primário dos ecossistemas aquáticos e a base da teia alimentar que sustenta diversas comunidades de animais marinhos (Häder; Figueroa, 1997). Reconhecidas como os "pulmões do planeta", estima-se que forneçam até 80% do oxigênio atmosférico, apresentando uma eficiência fotossintética (6-8%) consideravelmente superior à das plantas terrestres (1,8-2,2%) na remoção de CO₂ (Aresta; Dibenedetto; Barberio, 2005).

Essa alta produtividade primária, frequentemente comparada ou superior à de culturas como a cana-de-açúcar (Gao; McKinley, 1994), é sustentada por uma complexa fotoecofisiologia.

A capacidade das algas de adaptar a fotossíntese às variações luminosas de seu habitat envolve mecanismos sofisticados de proteção contra o estresse radiativo e a radiação ultravioleta (UV), incluindo a fotoinibição dinâmica e a síntese de pigmentos fotoprotetores, como os aminoácidos tipo micosporina e o ciclo das xantofilas (Häder; Figueroa, 1997). Além da adaptação cromática, a sobrevivência e a zonação vertical das macroalgas são determinadas pela eficiência na aquisição de carbono inorgânico. Elas utilizam desde a difusão passiva de CO_2 , comum em águas frias, até mecanismos de concentração de carbono baseados na utilização de bicarbonato (HCO_3^-), cuja regulação é vital para a adaptação metabólica (Raven; Hurd, 2012). No contexto das mudanças climáticas, tais mecanismos fundamentam o papel das macroalgas como componentes essenciais do "carbono azul". Diferente de manguezais ou pradarias de ervas marinhas, o sequestro de carbono pelas macroalgas ocorre majoritariamente através da exportação de carbono orgânico particulado e dissolvido para o mar profundo e sedimentos oceânicos (Krause-Jensen; Duarte, 2016). Estima-se que este processo remova anualmente cerca de 173 TgC da atmosfera, contribuindo para estratégias globais de mitigação climática (Krause-Jensen; Duarte, 2016; Raven, 2018).

Adicionalmente, as algas auxiliam na regulação térmica global através da produção de dimetilsulfoniopropionato; sua transformação em sulfureto de dimetilo gera aerossóis que aumentam o albedo planetário e a formação de nuvens (Lee, 2018). Contudo, a integração plena das macroalgas em políticas de créditos de carbono exige intervenções de gestão que comprovem a "adicionalidade" na remoção de carbono (Pessarrodona et al., 2023). Para tanto, a investigação futura deve superar desafios como a incerteza metodológica no rastreamento de fluxos e compreender os impactos da acidificação oceânica e do aquecimento global sobre os mecanismos de aquisição de carbono e a distribuição dessas espécies (Pessarrodona et al., 2023; Raven, 2018), especialmente em ecossistemas como as florestas de macroalgas pardas, que fornecem habitat e abrigo essenciais para a biodiversidade marinha (Raven; Hurd, 2012; Sudhakar et al., 2018).

3.5.4 Produção da macroalga

A Figura 3.9 apresenta a evolução da produção mundial de macroalgas no período de 2017 a 2023, expressa em milhões de toneladas de biomassa fresca (peso úmido), discriminada por principais países produtores. Observa-se um crescimento contínuo da produção global ao

longo do período analisado, passando de aproximadamente 32,6 milhões de toneladas em 2017 para cerca de 37,7 milhões de toneladas em 2023, o que evidencia a expansão e a consolidação do setor aquícola de macroalgas em escala mundial. A China destaca-se de forma dominante como o maior produtor global de macroalgas em todos os anos avaliados, respondendo por mais da metade da produção mundial. Esse protagonismo está associado à ampla escala de cultivo marinho, ao elevado nível de organização da cadeia produtiva e à diversidade de aplicações industriais e alimentícias das macroalgas no país. A produção chinesa apresenta tendência crescente ao longo do período, reforçando seu papel central no suprimento global desse recurso.

A Indonésia figura como o segundo maior produtor mundial, com participação expressiva e relativamente estável, sustentada principalmente pelo cultivo de espécies utilizadas na produção de hidrocolóides, como carragenanas. Em conjunto, China e Indonésia concentram a maior parcela da produção mundial, evidenciando a forte concentração geográfica da atividade no Sudeste Asiático e no Leste Asiático. Outros países asiáticos, como Coreia do Sul, Filipinas, Coreia do Norte, Japão e Malásia, contribuem com parcelas menores, porém relevantes, da produção global. Esses países apresentam sistemas produtivos mais especializados, frequentemente voltados a mercados específicos, seja para consumo alimentar, seja para aplicações industriais de maior valor agregado.

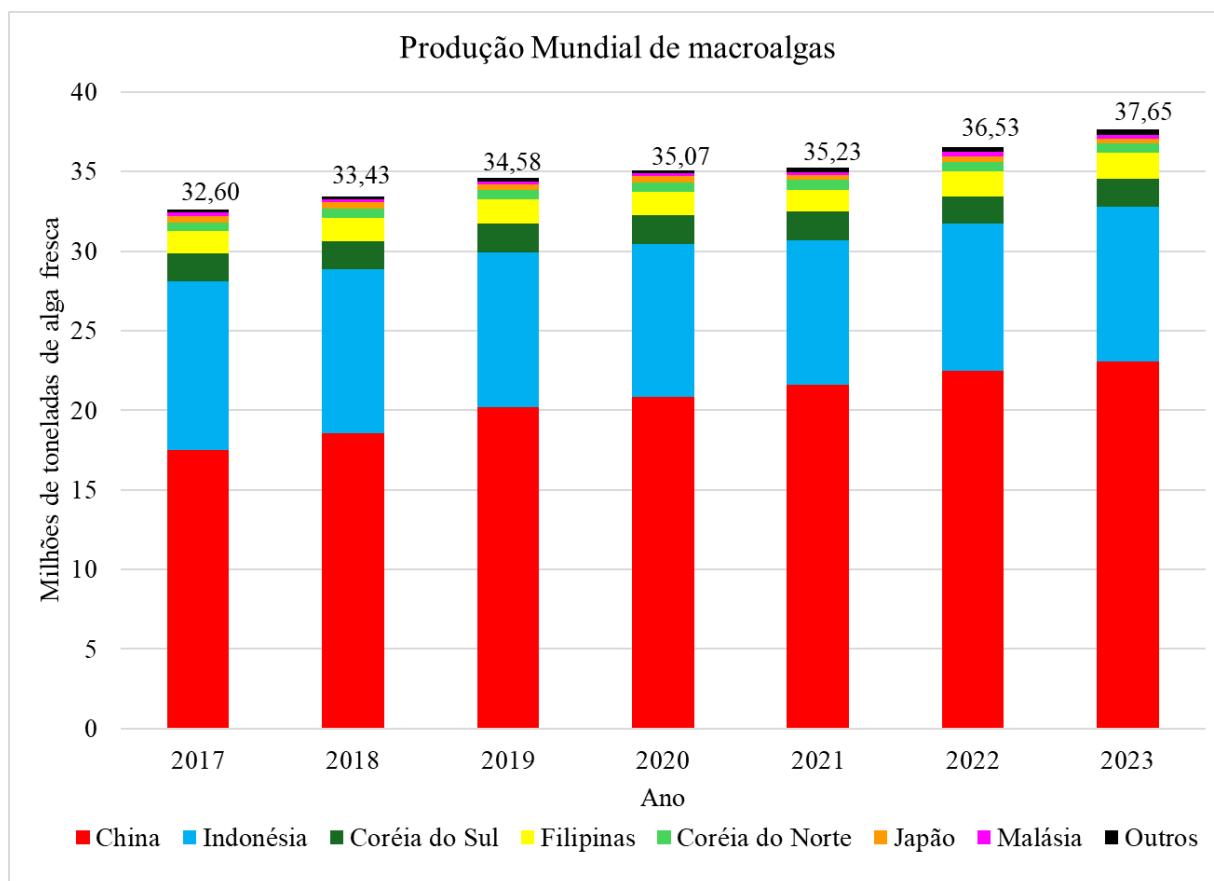


Figura 3.9- Evolução da produção mundial de macroalgas por país (2017-2023).

Fonte: FAO, 2025. FishStat: Global aquaculture production.

A Figura 3.10 apresenta a produção de macroalgas em águas da União no Brasil no período de 2021 a 2024, discriminada por estado. Observa-se que a produção nacional ainda é incipiente e de baixa magnitude, especialmente quando comparada aos principais produtores mundiais, evidenciando o caráter embrionário da algicultura marinha no país. Os maiores volumes registrados concentram-se nos estados do Rio de Janeiro e de Santa Catarina, com crescimento mais expressivo a partir de 2022, embora os valores absolutos permaneçam reduzidos. Cabe destacar que os dados apresentados se referem exclusivamente à produção aquícola oficialmente declarada, não incluindo as algas coletadas em bancos naturais, que não entram no cômputo da produção aquícola nacional. Além disso, os valores reportados podem subestimar a produção real, uma vez que nem todos os produtores entregaram os respectivos Relatórios Anuais de Produção (RAP) no período analisado. No contexto nacional, a espécie *Kappaphycus alvarezii* destaca-se como a macroalga mais produzida no Brasil, sendo cultivada principalmente com finalidade industrial para extração de carragenanas. Apesar de sua relevância produtiva, o cultivo dessa espécie permanece fortemente limitado por restrições regulatórias e institucionais.

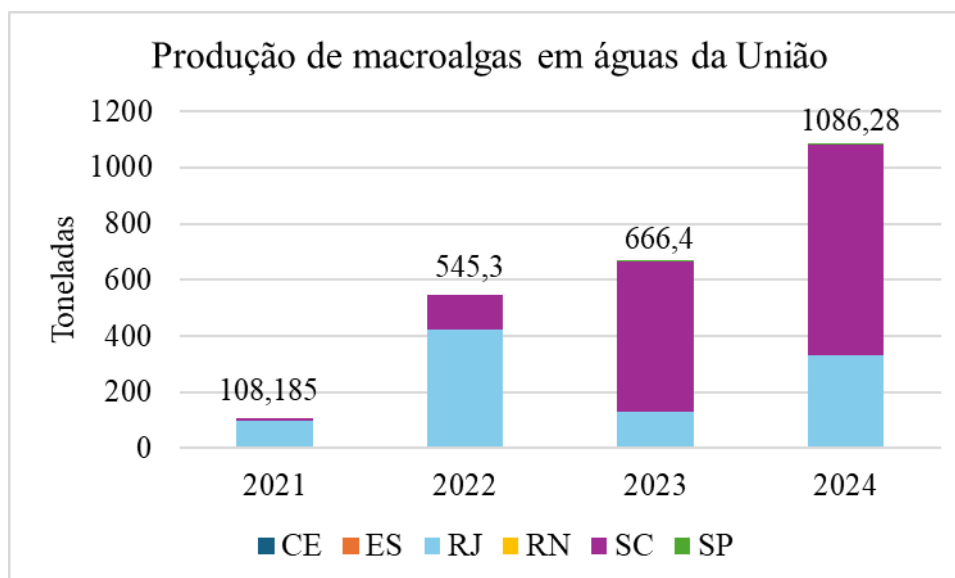


Figura 3.10- Produção de macroalgas em águas da União no Brasil, em toneladas de alga fresca, por estado (2021–2024).

Fonte: Elaboração própria com base nos Boletins da Aquicultura em Águas da União, Ministério da Pesca e Aquicultura (2025).

A produção incipiente de macroalgas no Brasil está associada a um conjunto de fatores estruturais, técnicos e institucionais. Segundo Reis; Castelar; Santos (2017), entre os principais entraves destacam-se: (i) questões culturais e de mercado, refletidas no baixo consumo de algas pela população brasileira e no limitado conhecimento sobre seus benefícios e aplicações; (ii) entraves burocráticos e legislativos, incluindo a forte restrição ao cultivo comercial de espécies exóticas como *Kappaphycus alvarezii*, a inexistência de protocolos oficiais de quarentena e a fiscalização insuficiente da coleta em bancos naturais; (iii) gestão ineficiente e ausência de cooperativismo, o que dificulta a mecanização, o processamento e a comercialização da produção; (iv) carência de recursos humanos e de pesquisa aplicada, marcada pela desconexão entre academia e setor produtivo e pela descontinuidade das ações de capacitação; e (v) limitações técnicas e financeiras, como a baixa disponibilidade de investimentos públicos, a dependência de importação de hidrocoloides e a inexistência de dados estatísticos consolidados sobre a produção nacional. Esse conjunto de fatores ajuda a explicar por que, apesar do elevado potencial ambiental e produtivo, a algicultura marinha brasileira permanece pouco desenvolvida, reforçando a necessidade de políticas públicas integradas, avanços regulatórios e maior articulação entre pesquisa, setor produtivo e mercado.

3.5.5 Composição da macroalga

A composição química das macroalgas apresenta elevada diversidade e variabilidade, refletindo diferenças taxonômicas, morfológicas e fisiológicas entre os distintos grupos, bem como a influência de fatores ambientais e operacionais, como espécie, estágio de crescimento, condições de cultivo, sazonalidade, disponibilidade de nutrientes, salinidade e intensidade luminosa (Lee, 2018). De modo geral, as macroalgas são constituídas majoritariamente por água, seguida por frações variáveis de carboidratos, proteínas, lipídios, minerais e compostos bioativos, sendo a proporção relativa desses componentes fortemente dependente do grupo taxonômico considerado.

Entre os principais grupos, as algas pardas (*Phaeophyceae*) caracterizam-se pela elevada presença de polissacarídeos como alginatos, laminarina e fucoïdanos; as algas vermelhas (*Rhodophyceae*) apresentam altos teores de agar e carragenanas; enquanto as algas verdes (*Chlorophyceae*) possuem paredes celulares estruturalmente mais semelhantes às das plantas terrestres, com maior participação de celulose como polímero estrutural (Siddhanta et al., 2009; Trivedi et al., 2015).

Nesse contexto, o teor, a organização estrutural e a acessibilidade da celulose assumem papel central na avaliação das macroalgas como matéria-prima para a produção de bioetanol e nanocelulose. Nas algas, a celulose constitui o principal componente fibroso da parede celular, desempenhando função estrutural análoga à observada em plantas terrestres, estando associada à resistência mecânica e à manutenção da integridade do talo. No entanto, diferentemente da biomassa lignocelulósica terrestre, a matriz polimérica das algas apresenta características estruturais distintas, como a ausência de lignina e a presença de polissacarídeos sulfatados e amorfos, o que resulta em maior acessibilidade da celulose e menor recalcitrância à hidrólise. Essa característica representa uma vantagem significativa para processos de conversão bioquímica, uma vez que reduz a severidade necessária nas etapas de pré-tratamento, diminuindo o consumo energético e de reagentes químicos. Por outro lado, a organização da celulose nas algas pode variar consideravelmente entre espécies, especialmente em termos de grau de cristalinidade, arranjo microfibrilar e interação com outros polissacarídeos da parede celular.

Além disso, a variabilidade no teor de celulose entre diferentes espécies, estágios de crescimento e condições ambientais influencia diretamente o rendimento dos processos de hidrólise e, consequentemente, a viabilidade econômica das rotas de biorrefinaria. Embora

diversos estudos reportem valores expressivos de teor de celulose em algas, esses valores podem variar amplamente em função da espécie, da ordem taxonômica e das condições de cultivo (Siddhanta et al., 2009, 2013). Essa heterogeneidade reforça a necessidade de seleção criteriosa da biomassa, considerando não apenas o teor de celulose, mas também sua estrutura e disponibilidade para conversão.

Adicionalmente, a presença reduzida ou ausência de lignina nas macroalgas implica diferenças significativas na cinética de hidrólise enzimática quando comparadas à biomassa terrestre, favorecendo maiores taxas de conversão e menor formação de inibidores. Dessa forma, a caracterização detalhada da composição e da estrutura da celulose em macroalgas torna-se essencial para o desenvolvimento e otimização de processos em biorrefinarias integradas, tanto para a produção de biocombustíveis quanto de materiais avançados, como os nanocristais de celulose. A Tabela 3.1 apresenta valores de teor de celulose, expressos em base seca, reportados na literatura para diferentes espécies de algas, compilados por Baghel; Reddy; Singh, 2021, evidenciando a variabilidade composicional e sua relevância na definição das rotas tecnológicas mais adequadas.

Tabela 3.1- Quantidade de celulose em algas verdes, baseado em massa seca para macroalgas (a) verdes; (b)vermelhas; e (c) marrons.

(a)

Ordem	Espécie	Celulose (%)	Referências
<i>Ulva</i>	<i>Ulva fasciata</i>	11–14,7	Trivedi et al., 2016; Bhutiya et al., 2018; Lakshmi et al., 2017
	<i>Ulva lactuca</i>	5,6–16,3	Siddhanta et al., 2011; Doh, Lee, & Whiteside, 2020
	<i>Ulva rigida</i>	7,5	Siddhanta et al., 2011
	<i>Ulva prolifera</i>	15,3	Gao et al., 2015
	<i>Ulva compressa</i>	3,5	Siddhanta et al., 2011
	<i>Ulva prolifera</i>	5	
<i>Cladophorales</i>	<i>Valoniopsis pachynema</i>	6,8	Siddhanta et al., 2009
	<i>Chamaedoris auriculata</i>	9	
	<i>Chaetomorpha antennina</i>	8–34	Siddhanta et al., 2011; Bhutiya et al., 2018
	<i>Chaetomorpha aerea</i>	20	Siddhanta et al., 2011
	<i>Cladophora glomerata</i>	21,6	Xiang et al., 2016
	<i>Boodlea composite</i>	5,2	Siddhanta et al., 2011
<i>Bryopsidales</i>	<i>Codium dwarkense</i>	1,5	
	<i>Codium tomentosum</i>	7	
	<i>Caulerpa taxifolia</i>	11	

	<i>Caulerpa imbricate</i>	7,4	
	<i>Bryopsis hypnoides</i>	4,3	
	<i>Halimeda macroloba</i>	3,7	
<i>Ulotrichales</i>	<i>Acrosiphonia orientalis</i>	10,4	

(b)

Ordem	Espécie	Celulose (%)	Referências
<i>Nemaliales</i>	<i>Scinaia carnososa</i>	1,2	Siddhanta et al., 2011
	<i>Liagora ceranoides</i>	0,85	
	<i>Liagora indica</i>	0,9	Siddhanta et al., 2013
	<i>Galaxaura oblongata</i>	1,8	
<i>Halymeniales</i>	<i>Grateloupia indica</i>	4,2	Siddhanta et al., 2011
	<i>Grateloupia lithophila</i>	2,9	Siddhanta et al., 2013
	<i>Grateloupia filicina</i>	2,9	
	<i>Halymenia venusta</i>	3,6	
<i>Corallinales</i>	<i>Cheilosporum spectabile</i>	2,5	
<i>Gigartinales</i>	<i>Solieria robusta</i>	2,1	Siddhanta et al., 2011
	<i>Hypnea valentiae</i>	2	
	<i>Hypnea pannosa</i>	2	
	<i>Kappaphycus alvarezii</i>	2	
	<i>Sarconema scinaoides</i>	2,1	
	<i>Sarconema filiforme</i>	4	
<i>Rhodymeniales</i>	<i>Champia parvula</i>	2,1	
	<i>Champia indica</i>	2,25	
	<i>Champia globulifera</i>	2,5	
<i>Ceramiales</i>	<i>Laurencia majuscula</i>	3,4	Siddhanta et al., 2013
	<i>Ceramium cruciatum</i>	2,4	
	<i>Dasya naccarioides</i>	2,6	
	<i>Neurymenia fraxinifolia</i>	3	
	<i>Nitophyllum marginale</i>	1,4	Siddhanta et al., 2011
	<i>Acanthophora dendroides</i>	3,3	
	<i>Haloplegma duperreyi</i>	3,4	
	<i>Laurencia nana</i>	3	
<i>Gracilariales</i>	<i>Gracilaria millardetii</i>	3,8	Siddhanta et al., 2013
	<i>Gracilaria pudumadamensis</i>	2	
	<i>Gracilaria dura</i>	2,4–3,7	Baghel et al., 2014; Siddhanta et al., 2011
	<i>Gracilaria edulis</i>	4,88–5,3	
	<i>Gracilaria debilis</i>	4,2	
	<i>Gracilaria textorii</i>	3,6–4,62	
	<i>Gracilaria fergusonii</i>	4,2–4,3	Baghel et al., 2014
	<i>Gracilaria salicornia</i>	4,9	
	<i>Gracilaria corticata</i>	5,27	
	<i>Gracilaria. c. v. cylindrica</i>	6,08	

	<i>Gracilaria foliifera</i>	3,77	Kumar et al., 2013
	<i>Gracilaria crassa</i>	7,21	
	<i>Gracilaria verrucosa</i>	14–18	
<i>Gelidiales</i>	<i>Gelidium micropterum</i>	10,63	Baghel et al., 2014
	<i>Gelidium variabilis</i>	11,38	
	<i>Gelidium amansii</i>	9,09	Gao et al., 2015
	<i>Gelidium elegans</i>	17,2	Chen et al., 2016
	<i>Gelidium pusillum</i>	9,3–12,20	Siddhanta et al., 2011; Baghel et al., 2014
	<i>Gelidiella acerosa</i>	9,77–13,6	Baghel et al., 2014; Siddhanta et al., 2011
	<i>Pterocladia heteroplotos</i>	8,7	Siddhanta et al., 2013
<i>Bangiales</i>	<i>Porphyra umbilicalis</i>	9,84	Gao et al., 2015

(c)

Ordem	Espécie	Celulose (%)	Referências
<i>Dictyotales</i>	<i>Dictyota dichotoma</i>	9,5	Siddhanta et al., 2011
	<i>Dictyota bartayresianac</i>	9,3	
	<i>Padina tetrastrumatica</i>	9,5	
	<i>Dictyota divaricata</i>	5,2	Siddhanta et al., 2013
	<i>Padina pavonica</i>	6,1	
	<i>Spatoglossum asperum</i>	2,2	
	<i>Stoechospermum marginatum</i>	4,5	
	<i>Pocockiella variegata</i>	9,5	
<i>Fucales</i>	<i>Hormophysa triquerta</i>	8,2	Siddhanta et al., 2011
	<i>Sargassum tenerrimum</i>	10	
	<i>Cystoseira indica</i>	9	
	<i>Iyengaria stellata</i>	9,2	
<i>Laminariales</i>	<i>Macrocystis pyrifera</i>	5,9	Gao et al., 2015
	<i>Saccharina japonica</i>	9,9	He et al., 2018
<i>Scytosiphonales</i>	<i>Hydroclathrus clathratus</i>	10,2	Siddhanta et al., 2013

Fonte: Baghel; Reddy; Singh (2021).

3.5.6 Potencial Biotecnológico e Valoração da Biomassa de Macroalgas

A composição química das macroalgas, discutida na seção anterior, fundamenta seu elevado potencial biotecnológico e econômico, posicionando essa biomassa como um biorrecurso estratégico para diferentes setores industriais. A diversidade de metabólitos primários e secundários presentes nas macroalgas tem despertado crescente interesse científico e tecnológico, especialmente no contexto da bioeconomia e do desenvolvimento de processos sustentáveis (Leandro; Pereira; Gonçalves, 2019; Sudhakar et al., 2018). Do ponto de vista composicional, as macroalgas apresentam frações relevantes de proteínas, carboidratos e

compostos bioativos, cuja distribuição varia entre os diferentes grupos taxonômicos. As algas vermelhas, por exemplo, destacam-se pelo elevado teor proteico, enquanto algas pardas e verdes são ricas em polissacarídeos estruturais e de reserva, como alginatos, laminarina, carragenanas e celulose (Biris-Dorhoi et al., 2020). Essa diversidade química confere ampla versatilidade de aplicações, desde usos alimentícios até aplicações industriais de maior valor agregado.

Diversos estudos reportam atividades biológicas expressivas associadas a extratos de macroalgas, incluindo propriedades antioxidantes, antivirais, anticancerígenas e antimicrobianas, com eficácia comprovada contra microrganismos patogênicos como *Staphylococcus aureus* e *Escherichia coli* (Biris-Dorhoi et al., 2020; Priyanka; Rajaram; Sivakumar, 2025). Esses efeitos são frequentemente atribuídos à presença de polifenóis, carotenoides e outros metabólitos secundários, os quais desempenham papel relevante na mitigação do estresse oxidativo e na redução de riscos associados a doenças cardiovasculares (Cornish; Garbary, 2010).

Além das aplicações na área da saúde, as macroalgas vêm sendo exploradas na agricultura sustentável como fontes de biofertilizantes e biopesticidas, contribuindo para práticas de manejo integrado de pragas com menor impacto ambiental. A atividade antifúngica e inseticida de extratos algais permite a redução do uso de insumos químicos sintéticos, alinhando-se a estratégias agrícolas mais ecológicas (Hamed et al., 2018). Contudo, a viabilidade dessas aplicações depende fortemente da eficiência e seletividade dos processos de extração empregados.

Nesse contexto, tecnologias de intensificação de processos, como extração assistida por ultrassom, micro-ondas e hidrólise enzimática, têm sido propostas como alternativas aos métodos convencionais, permitindo maior rendimento e preservação da atividade biológica dos compostos extraídos (Garcia-Vaquero et al., 2017). A escolha da tecnologia de extração influencia diretamente a viabilidade técnica e econômica das rotas biotecnológicas associadas às macroalgas.

No setor energético, as macroalgas são consideradas matérias-primas promissoras para a chamada terceira geração de biocombustíveis, em função de sua elevada produtividade por área, rápido crescimento e baixo teor de lignina, o que facilita os processos de conversão bioquímica sem competir por terras aráveis (Gao; McKinley, 1994). Enquanto as microalgas são frequentemente direcionadas à produção de biodiesel, as macroalgas mostram-se

particularmente adequadas para a produção de bioetanol e biogás, devido ao seu alto teor de carboidratos fermentescíveis (Chen et al., 2015).

Rotas como digestão anaeróbia e processos de sacarificação e fermentação simultâneas têm demonstrado bom desempenho na conversão da biomassa de macroalgas em energia (Ramachandra; Hebbale, 2020). Para biomassa processada em base úmida, tecnologias termoquímicas como a liquefação hidrotermal apresentam vantagens adicionais, uma vez que permitem a conversão direta sem a necessidade de secagem prévia, resultando em bio-óleos de qualidade elevada (Sudhakar et al., 2018).

Apesar do elevado potencial, a conversão eficiente de macroalgas ainda enfrenta desafios técnicos e econômicos, especialmente devido à complexidade estrutural de alguns carboidratos, como alginatos e manitol, que exigem estratégias específicas de engenharia metabólica para sua assimilação microbiana (Wei; Quarterman; Jin, 2013). Além disso, os custos associados ao cultivo, colheita e processamento da biomassa permanecem como entraves à viabilidade comercial em larga escala (Ghadiryanfar et al., 2016).

Diante desse cenário, a adoção do conceito de biorrefinaria integrada emerge como a estratégia mais competitiva e sustentável para a valorização da biomassa de macroalgas. Esse modelo busca maximizar o aproveitamento da matéria-prima por meio da extração sequencial de produtos de alto valor agregado, como compostos bioativos, seguida da conversão dos resíduos em biocombustíveis ou energia (Chen et al., 2015; Ramachandra; Hebbale, 2020). Estratégias complementares, como a aquicultura multitrófica integrada e a integração com infraestruturas *offshore*, são apontadas como alternativas para reduzir custos operacionais e viabilizar a produção em escala industrial (Ghadiryanfar et al., 2016).

3.6 Biorrefinaria

A biorrefinaria representa um modelo industrial crucial para a transição de uma economia baseada em combustíveis fósseis para uma economia baseada em fontes renováveis. Sua definição mais aceita a caracteriza como a instalação sustentável que integra o processamento de biomassa e sua conversão em um portfólio diversificado de produtos, como alimentos, rações, energia (eletricidade e calor), biocombustíveis e bioprodutos de alto valor agregado (Kamm; Gruber; Kamm, 2006). A analogia com a refinaria de petróleo é fundamental para a compreensão do conceito: assim como o petróleo é fracionado em diversos derivados, a biomassa deve ser totalmente utilizada para maximizar o retorno econômico e minimizar o descarte (Cherubini, 2010). Essa integração é o que distingue o conceito de biorrefinaria de

processos de produção de commodities únicas, como o etanol de primeira geração, visando a valorização total da matéria-prima.

As biorrefinarias podem ser classificadas de várias maneiras, dependendo dos critérios utilizados, como a matéria-prima, as plataformas intermediárias, os produtos finais ou os processos de conversão. A abordagem de classificação mais detalhada e flexível das biorrefinarias é baseada em quatro características principais, segundo o IEA Bioenergy Task 42 (grupo de trabalho colaborativo internacional focado no desenvolvimento e promoção do conceito de Biorrefinarias Integradas) (Cherubini et al., 2009; Takkellapati; Li; Gonzalez, 2018): Plataformas, Produtos, Matéria-prima e Processos. Dentre estas, a plataforma é a mais fundamental e se baseia no intermediário chave gerado a partir da biomassa, que servirá como insumo para a produção final de combustíveis e produtos químicos. A Tabela 3.2 ilustra alguns exemplos de plataformas.

Tabela 3.2- Exemplos de classificação das biorrefinarias por plataforma, indicando o intermediário químico principal.

Plataforma	Descrição	Exemplos de Intermediários
Açúcares / Carboidratos	Conversão de açúcares simples (sacarose) ou polissacarídeos (celulose, hemicelulose) em açúcares fermentáveis.	Glicose, Xilose, Ácido succínico, Etanol
Óleos / Lipídios	Utilização de óleos vegetais, gorduras animais ou lipídios de algas.	Biodiesel, Glicerol (subproduto), Ácidos graxos
Gás de síntese	Biomassa convertida termicamente em uma mistura de CO e H ₂ (gás de síntese ou <i>syngas</i>).	Metanol, Hidrogênio, Combustíveis FT (<i>Fischer–Tropsch</i>)
Bio-óleo (Pirólise)	Conversão termoquímica rápida da biomassa em um líquido complexo (<i>bio-oil</i>), que requer refinamento posterior.	Combustíveis sintéticos (após refino), Produtos químicos aromáticos

Fonte: Adaptado de Cherubini et al. (2009).

Quanto ao produto, a biorrefinaria pode produzir energia (biocombustíveis, eletricidade, calor) e/ou bioprodutos (biomateriais, lubrificantes, produtos químicos de plataforma, alimentos, etc.). A biorrefinaria com foco primário em energia pode utilizar os seus fluxos secundários para gerar produtos de maior valor agregado, assim como as biorrefinarias focadas em bioprodutos podem empregar os seus coprodutos na geração de bioenergia para uso interno ou comercialização externa (Cherubini et al., 2009). A classificação por processos se baseia na tecnologia de conversão primária utilizada para transformar a matéria-prima nos intermediários da plataforma, podendo ser: biológico/bioquímico (uso de microrganismos e/ou enzimas para

decomposição da biomassa, como fermentação e hidrólise), termoquímico (uso de calor e pressão para decompor a biomassa, como gaseificação, pirólise ou combustão), químico (uso de catalisadores, solventes ou reações químicas) e mecânico/físico (moagem e prensagem) (Cherubini et al., 2009). As matérias-primas categorizadas pela IEA Bioenergy Task 42 incluem gramíneas (materiais vegetais verdes), culturas de amido/açúcar (trigo, milho, cana e beterraba), culturas lignocelulósicas (madeira), culturas oleaginosas (soja, óleo de palma), biomassa marinha (micro e macro algas), resíduos lignocelulósicos (colheita, serraria), resíduos oleaginosos (gordura animal, óleo de cozinha usado) e resíduos orgânicos (resíduos urbanos, esterco) (Takkellapati; Li; Gonzalez, 2018). Para fins de ilustração, a biorrefinaria de cana-de-açúcar no Brasil se enquadra em múltiplas categorias: Matéria-prima (sacarídica e lignocelulósica, utilizando caldo, palha e bagaço). Em relação às plataformas, gera a de açúcares/carboidratos (sacarose e glicose, fermentadas para etanol 1G ou cristalizadas para açúcar) e a lignocelulósica (bagaço/palha para açúcares 2G ou energia). Quanto ao Processo, envolve o bioquímico (fermentação e hidrólise enzimática), o termoquímico (combustão para eletricidade/calor) e o químico/físico-químico (clarificação e cristalização do açúcar). Na classificação por produtos, o portfólio é diversificado: combustíveis (etanol), energia (bioeletricidade, vapor), alimentos (açúcar) e materiais (levedura).

A literatura científica recente tem se concentrado na obtenção de produtos via abordagem de biorrefinaria, com ênfase em artigos de revisão e estudos de viabilidade. A Tabela 3.3 apresentada alguns exemplos relevantes.

3.7 Biorrefinaria de algas

Diferentes estudos evidenciam o potencial das macroalgas como uma matéria-prima promissora e sustentável para biorrefinarias, visando a obtenção de uma vasta gama de compostos químicos e biocombustíveis. A principal vantagem técnica reside na sua composição: as macroalgas não contêm lignina, ou a contêm em concentrações muito baixas. Esta característica singular simplifica drasticamente a conversão de carboidratos em açúcares fermentáveis, eliminando a necessidade de pré-tratamentos complexos e caros tipicamente exigidos pela biomassa lignocelulósica terrestre. Adicionalmente, elas exibem uma taxa de crescimento rápido e alta eficiência fotossintética, tornando-as uma fonte de biomassa renovável e de alto rendimento (Ansub Khan; Abbas; Dickson, 2023, 2023, 2023).

Tabela 3.3- Síntese dos principais estudos sobre biorrefinarias e suas contribuições

Referência	Tipo de estudo	Matéria-prima / Sistema	Produtos principais	Principais resultados	Limitações / Desafios
Bello et al. (2024); Chew et al. (2017)	Revisão	Microalgas (lagoas abertas e fotobiorreatores)	Biocombustíveis e bioprodutos	Biorrefinarias de microalgas são promissoras; ACV indica potencial ambiental favorável	Baixo EROI (0,13–0,71); necessidade de EROI > 3; desafios de escala, custo e balanço energético
Reshmy et al. (2022)	Revisão	Biomassa lignocelulósica (resíduos agrícolas, florestais e algas)	Biocombustíveis, químicos de plataforma e biomateriais	Integração de produtos aumenta viabilidade; importância de pré-tratamentos e processos como SSF e CBP	Alto custo de enzimas e equipamentos; dependência do preço da biomassa
Chen et al. (2021)	Revisão (conspectus)	Biomassa rica em oxigênio e quitina	Compostos organonitrogenados	Diversas rotas químicas viáveis para produção de aminas, nitrilas e N-heterocíclicos	Complexidade das rotas e necessidade de controle reacional
Katakojwala & Mohan (2021)	Revisão crítica	Biorrefinarias em geral	Energia, químicos e materiais	ACV é essencial para avaliação real; necessidade de padronização metodológica	Resultados dependem da escolha de fronteiras e alocação; risco de impactos ambientais ocultos
Ortigueira et al. (2020)	Experimental + simulação	Resíduos alimentares	Biohidrogênio, eletricidade, ácidos orgânicos	Produção de $6,1 \pm 1,3 \text{ L H}_2 \cdot \text{L}^{-1} \cdot \text{dia}^{-1}$; integração com célula a combustível eficiente	Sustentabilidade depende da fonte de nitrogênio; impacto ambiental sensível ao processo
Apprich et al. (2014)	Avaliação econômica	Farelo de trigo	Ácidos orgânicos, etanol, compostos fenólicos, proteínas	Alta versatilidade; maior valor econômico quando direcionado a produtos de alto valor	Necessidade de tecnologias de processamento adequadas
Lari et al. (2018)	Modelagem + ACV	Glicerol	Ácido láctico, acrílico, propanodióis, carbonatos	Integração térmica reduz CO ₂ (15%) e energia (32%); aumento de lucro (5%)	Dependência de catalisadores e condições operacionais
Takkellapati et al. (2018)	Revisão	Biomassa lignocelulósica e glicerol	Etanol, ácidos orgânicos, sorbitol, FDCA	Produção de químicos renováveis já é realidade industrial	Desafios de seletividade e rendimento; necessidade de biorrefinarias integradas
Zhang et al. (2016)	Revisão	Resíduos da mandioca (bagaço, vinhaça, efluentes)	Etanol, H ₂ , CH ₄ , ácidos orgânicos, biossurfactantes	Melhor desempenho em sistemas integrados (produção em cascata)	Alto consumo de água e custo de pré-tratamento; baixa viabilidade de rotas isoladas

No entanto, a conversão industrial das macroalgas em produtos de alto valor é frequentemente limitada por desafios técnico-econômicos que devem ser superados. O primeiro obstáculo é o alto teor de água, que pode atingir até 90%, exigindo tecnologias eficientes de secagem ou processamento úmido para evitar gastos excessivos de energia e mitigar o impacto ambiental do processo (Romagnoli et al., 2024). Economicamente, a viabilidade da macroalga como matéria-prima está sensivelmente condicionada à coprodução de múltiplos produtos (o conceito de biorrefinaria) para compensar os custos de processamento, além de ser sensível ao preço da matéria-prima, ao teor de sólidos durante o processamento e ao rendimento da conversão de açúcares (Hashemi et al., 2025; Konda et al., 2015; Nazemi et al., 2021).

O uso das macroalgas em sistemas de biorrefinaria se alinha aos princípios da sustentabilidade devido às suas contribuições ativas para a melhoria ambiental. O cultivo de macroalgas funciona como um sistema de mitigação de poluentes, pois elas absorvem grandes quantidades de dióxido de carbono (CO₂), nitrogênio e fósforo da água, auxiliando na mitigação da eutrofização e da acidificação dos oceanos (Ansub Khan; Abbas; Dickson, 2023; Romagnoli et al., 2024). Em contraste com as culturas terrestres, as macroalgas não consomem terras aráveis, água doce ou fertilizantes químicos para crescer, evitando o desmatamento e a escassez hídrica. Finalmente, os derivados de macroalgas, como bioplásticos, biocombustíveis e outros químicos, podem substituir produtos de origem fóssil, contribuindo diretamente para a redução da pegada de carbono global e a diminuição da dependência de recursos não renováveis.

O potencial da biorrefinaria de algas para mitigar impactos ambientais e aumentar a viabilidade econômica é uma premissa central na literatura recente. A Tabela 3.4 resume o trabalho de vários autores sobre biorrefinarias de macroalgas.

Diante do que foi exposto, fica evidente a importância de realizar estudos para avaliar técnica, econômica (ATE) e ambientalmente (ACV) a utilização de macroalgas para a produção de nanocelulose e etanol no contexto de uma biorrefinaria.

Tabela 3.4- Estudos recentes sobre biorrefinarias de macroalgas: sustentabilidade, integração e viabilidade

Referência	Tipo de estudo	Biomassa / Sistema	Produtos principais	Principais resultados	Implicações / Conclusões
Hashemi et al. (2025)	Simulação + ACV	<i>Nizimuddinina zanardini</i>	Etanol, eletricidade vs proteína, manitol, alginato, fertilizante	Biorrefinaria superou cenário de produto único em todas as categorias ambientais	Diversificação de produtos melhora desempenho ambiental de forma consistente
Romagnoli et al. (2024)	ACV (berço ao portão)	<i>Furcellaria lumbricalis</i>	Pigmentos, proteínas, carragenana, fertilizante, biogás	Uso do resíduo para fertilizante gera maior benefício ambiental que cogeração	Valorização de resíduos finais é mais relevante que energia adicional
Azcorra-May et al. (2024)	Experimental + conceitual	<i>Sargassum</i> (Caribe Mexicano)	Alginato, biocombustíveis, fucoídano, fenóis	Extração de alginato (25%) reduz metais pesados e viabiliza uso seguro	Biorrefinaria como solução ambiental para biomassa problemática
Ansub Khan et al. (2023)	ATE + ACV	<i>Saccharina japonica</i>	Etanol vs etanol + ácido succínico + DDS	VPL: -US\$60,16 mi (etanol) vs +US\$144,60 mi (integrado); redução de 45% no PMV	Integração transforma inviabilidade em viabilidade econômica
Andrade et al. (2022)	Experimental (lab-scale)	<i>Ulva lactuca</i>	Oligossacarídeos, proteínas	Hidrólise ácida diluída permite separação eficiente em frações de alto valor	Processos suaves podem maximizar valor sem alta severidade
Baghel et al. (2020)	Experimental (lab-scale)	<i>Sargassum tenerrimum</i>	Seiva, alginato, proteína, celulose	Aproveitamento de 93% da biomassa; produção de múltiplas frações	Modelo prático de biorrefinaria “resíduo zero”

CAPÍTULO 4. PRODUÇÃO DE NANOCRISTAIS DE CELULOSE EM UMA BIORREFINARIA POR MEIO DO PROCESSAMENTO DE MACROALGAS MARINHAS (*Sargassum* sp.): ANÁLISE TÉCNICO-ECONÔMICA E AVALIAÇÃO AMBIENTAL

4.1 Introdução

O aumento das emissões de dióxido de carbono (CO₂) e a necessidade de descarbonização têm impulsionado o desenvolvimento de biorrefinarias baseadas em macroalgas, devido à elevada produtividade desses organismos e à sua capacidade de assimilação de carbono durante a fotossíntese, permitindo a conversão da biomassa em produtos de alto valor agregado (IPCC, 2023; Johnston et al., 2023; Kostas et al., 2021; Krause-Jensen; Duarte, 2016). Entre esses produtos, a nanocelulose, em especial os nanocristais de celulose (CNCs), tipicamente obtidos por hidrólise sulfúrica, destaca-se por sua alta cristalinidade, estabilidade coloidal e propriedades funcionais, viabilizando aplicações em compósitos, filmes e biomateriais avançados (Abitbol et al., 2016; Klemm et al., 2011; Poulou et al., 2022).

Nesse contexto, diversos estudos têm empregado abordagens de Análise Técnico-Econômica (ATE) e Avaliação do Ciclo de Vida (ACV) para quantificar a viabilidade econômica e os impactos ambientais das rotas de produção de CNC em escala industrial e piloto. Conforme sintetizado na Tabela 4.1, essas análises comparam diferentes configurações de processo, como o uso de agentes neutralizantes alternativos, sistemas de recuperação de ácidos e integração em biorrefinarias, visando determinar o Preço Mínimo de Venda (PMV) e o Potencial de Aquecimento Global (GWP) de nanomateriais derivados de fontes como polpa solúvel, resíduos florestais e agroindustriais.

Contudo, observa-se que a modelagem dessas rotas industriais ainda depende majoritariamente de biomassas lignocelulósicas terrestres, cujo pré-tratamento exige elevado consumo energético e uso intensivo de reagentes químicos (Wahlström et al., 2020), tornando as macroalgas uma alternativa promissora devido ao seu baixo teor de lignina e menores exigências de recursos (Zanchetta et al., 2021). Nesse sentido, o desenvolvimento de protocolos experimentais tem sido fundamental para validar a reatividade das macroalgas e otimizar a extração de nanocelulose. O artigo de revisão de Priya e Prabha (2025) e Baghel (2021) abordam o grande potencial da nanocelulose extraída de algas como um recurso renovável, de alta

qualidade e sustentável para o desenvolvimento de materiais avançados. A Tabela 4.2 resume as técnicas utilizadas por vários autores para extrair CNC a partir de diversas espécies de algas.

Embora o estágio laboratorial seja fundamental, a análise técnico-econômica (ATE) e a avaliação do ciclo de vida (ACV) da produção de nanocelulose em escala comercial a partir de macroalgas ainda são pouco exploradas na literatura. Diante dessa lacuna, o objetivo deste capítulo é avaliar a viabilidade técnica, econômica e ambiental de uma biorrefinaria baseada na macroalga *Sargassum* sp. em quatro cenários de produção: S1) seiva (biofertilizante), ácido algínico, proteína e nanocristais de celulose (CNC); S2) seiva, ácido algínico e CNC; S3) seiva e CNC; e S4) apenas CNC. A biomassa considerada corresponde a uma espécie nativa de *Sargassum* sp., abundante no litoral do Nordeste brasileiro, cuja escolha é estratégica por evitar riscos de biossegurança e entraves regulatórios associados à introdução de espécies exóticas (Marinho-Soriano, 2017). Além disso, sua ampla ocorrência e adaptação às condições ambientais locais favorecem a viabilidade operacional do cultivo e asseguram um fornecimento sustentável de biomassa para a biorrefinaria.

Tabela 4.1- Resumo de estudos técnico-econômicos e ambientais para a produção de nanocristais de celulose a partir de diferentes matérias-primas e rotas tecnológicas

Autores	Objetivo	Matéria-prima	Produtos	Principais resultados	Conclusão
De Assis et al. (2017)	Realizar uma análise técnico-econômica (TEA) para a produção de nanocristais de celulose (CNC) via hidrólise ácida, com o intuito de estimar os custos de produção em cenários de instalações construídas do zero (greenfield) e instalações co-localizadas com fábricas já existentes.	Polpa solúvel de grau viscosa	CNC (seco e úmido)	PMV entre US\$ 4.829 e 6.070/ton. Secagem aumenta PMV em 35%.	Co-localização sem recuperação de ácido é a mais atrativa; A produção de CNC úmido é mais economicamente mais vantajoso.
Bondancia et al. (2020)	Viabilidade da hidrólise com ácido cítrico vs. ácido sulfúrico.	Polpa Kraft de eucalipto.	CNC	PMV de US\$ 16.460/ton (cítrico) vs. US\$ 12.540/ton (sulfúrico). Ácido cítrico representa 40% do OPEX.	Os CNCs obtidos via hidrólise com ácido cítrico apresentaram um preço mínimo de venda superior aos produzidos com ácido sulfúrico. Contudo, as distintas características físico-químicas resultantes de cada rota de síntese direcionam os materiais a nichos de mercado específicos, o que pode mitigar a disparidade econômica e justificar as variações de preço.
Bondancia e Batista et al. (2022)	Comparar rotas sulfúrica, cítrica e híbrida em biorrefinaria de 2G.	Bagaço de cana-de-açúcar.	CNC e Etanol 2G.	Menor PMV (US\$ 6.897/ton) e menor GWP (389 g CO ₂ /kg) na rota sulfúrica.	Rota sulfúrica é simultaneamente a mais competitiva e favorável ambientalmente.

Tabela 4.1 (continuação)

Autores	Objetivo	Matéria-prima	Produtos	Principais resultados	Conclusão
Blair & Mabee (2021)	Analisar o processo AVAP (SO ₂ -etanol-água) para CNC.	Cavacos de madeira macia.	CNC, açúcares e lignina.	PMV de US\$ 1.656/ton. CAPEX de US\$ 319 milhões.	Tecnologias emergentes como a SEW-M (AVAP) e TMP-Bio permitem a produção de CNC e lignina de alta pureza com custos significativamente inferiores aos métodos convencionais, tornando-os economicamente competitivos no cenário atual.
Rosales-Calderon et al. (2021)	Comparar rotas ácida e enzimática em plantas independentes.	Polpa Kraft de eucalipto (BEKP).	CNC	PMV Ácido: US\$ 10.031/ton (68% rendimento). PMV Enzimático: US\$ 65.740/ton (5,8% rendimento).	Hidrólise ácida é a rota de maior maturidade comercial; rota enzimática depende de melhores sistemas enzimáticos.
Zhang et al. (2022)	Comparar diferentes abordagens para a separação do ácido sulfúrico e dos nanocristais de celulose (CNCs) após a etapa de hidrólise, visando projetar um processo mais limpo e econômico para a produção de CNCs em escala piloto	Algodão	CNC	Microfiltração reduziu custo em 26% (US\$ 13-14/kg) e GWP em 40%.	Membranas cerâmicas são a alternativa mais limpa e eficiente para escala industrial.
Penloglou et al. (2023)	Estudo de viabilidade preliminar de planta de 2.000 ton/ano.	<i>Phalaris aquatica</i> L.	CNC	Custo de produção de US\$ 3,67/kg; PMV de US\$ 6,43/kg. ROI > 20%.	Produção é viável com matérias-primas de alta celulose e rendimentos otimizados.
Rajendran et al. (2023)	Modelagem de planta de grande porte (100 t/dia) com/sem recuperação de ácido sulfúrico.	Polpa de madeira	CNC	Recuperação de ácido sulfúrico no processo reduziu PMV (US\$ 4,69/kg), mas aumentou GWP pelo uso de vapor.	Recuperação melhora o financeiro, mas o ganho ambiental depende de energia renovável.

Tabela 4.1 (continuação)

Autores	Objetivo	Matéria-prima	Produtos	Principais resultados	Conclusão
Lan et al. (2024)	Propõe uma estrutura de modelagem integrada (LCA, TEA, Química Verde e Eco-eficiência) para identificar rotas de produção de nanomateriais celulósicos em larga escala que maximizem a rentabilidade e a sustentabilidade.	Polpa solúvel.	CNC	PMV de US\$ 4.286/ton e GWP de 2,6 kg CO ₂ /kg no melhor cenário (CaO + recuperação).	O estudo valida o framework integrado ao identificar que a rota mais ecoeficiente para CNC utiliza hidrólise sulfúrica com recuperação de ácido e neutralização por CaO. Conclui-se que o uso de energias renováveis reduz drasticamente os impactos ambientais, embora a viabilidade econômica do CNF ainda seja limitada pelos custos do pré-tratamento enzimático
Zhu et al. (2025)	O objetivo do estudo é demonstrar a viabilidade técnica e econômica do uso de resíduos agrícolas em substituição à madeira virgem para a produção sustentável de bionanomateriais de alto valor agregado	Resíduos de batata-doce.	CNC	PMV de US\$ 6,00/kg. CAPEX inferior ao processo convencional com madeira.	O estudo comprova que a produção de CNCs a partir de resíduos de batata-doce em escala piloto é tecnicamente superior e financeiramente mais rentável que o processo convencional com madeira, promovendo uma economia circular com menor impacto ambiental.
Bangalore Ashok et al. (2026)	Avaliação ATE-ACV integrada de resíduos florestais.	Bordo-açucareiro (<i>sugar maple</i>).	CNC	PMV de US\$ 16,03/kg; GWP de 28,60 kg CO ₂ /kg. Alto impacto do NaOH e vapor.	Sustentabilidade depende criticamente da recuperação de químicos e energia renovável.

Tabela 4.2- Compilação de estudos sobre a extração de nanocristais de celulose (CNC) a partir de biomassa algal

Autores	Alga	Método de extração	Conclusão
Liu et al. (2017)	<i>Laminaria japonica</i>	Hidrólise ácida	Foi possível alcançar um rendimento ideal de CNC de 52,3%. As dispersões aquosas de CNC de macroalgas exibiram efeitos ópticos e de gel característicos.
Singh et al. (2017)	<i>Gelidiella aceroso</i>	Tratamento alcalino assistido por micro-ondas, Branqueamento e Hidrólise ácida	Foi possível separar o CNC em formato de bastão com um diâmetro médio de 32 nm, que pode ser aplicado em compósitos poliméricos.
Suciyati et al. (2022)	<i>Cladophora glomerata</i>	Hidrólise ácida	Imagens de MEV e MET revelaram uma rede de nanocristais em forma de malha com um diâmetro médio de 30,6 ($\pm 0,85$) nm. A análise de DRX revelou que a nanocelulose derivada da <i>Cladophora</i> exibiu um alto índice de cristalinidade de 94,0%.
Mihhels et al. (2023)	<i>Cladophora glomerata</i>	Tratamento químico e hidrólise ácida	CNCs foram derivados da celulose de algas via hidrólise com ácido sulfúrico (H_2SO_4), explorando diversos parâmetros de reação como temperatura, concentração do ácido e duração da reação. O estudo revelou que o rendimento foi significativamente influenciado pela concentração do ácido, enquanto variações de temperatura e tempo de reação tiveram efeitos insignificantes.
Steven et al. (2021)	<i>Cladophora sp.</i>	Hidrólise ácida	CNC foi sintetizada a partir da celulose da alga <i>Cladophora</i> via hidrólise com ácido sulfúrico sob temperaturas elevadas. As condições de hidrólise incluíram ácido sulfúrico 2 M e 3 M por 15 horas, bem como ácido sulfúrico 5 M por 5, 10 e 15 horas, categorizando efetivamente o material resultante como CNC.

Autores	Alga	Método de extração	Conclusão
Chen et al. (2016)	<i>Gelidium elegans</i>	Alcalinização (NaOH), Branqueamento (H ₂ O ₂) e Hidrólise ácida (H ₂ SO ₄)	A nanocelulose isolada apresentou um diâmetro médio de 21,8 nm, estrutura em forma de rede e alta cristalinidade (73%), possuindo também boa estabilidade térmica que a torna adequada para materiais nanocompósitos.
Doh et al. (2020a)	<i>Laminaria japonica</i> , <i>Sargassum fluitans</i> , <i>Palmaria palmata</i> , <i>Porphyra umbilicalis</i> , <i>Ulva lactuca</i>	Despolimerização ácido-base, Branqueamento, Hidrólise ácida e Dispersão mecânica	Os CNCs extraídos apresentaram formato de bastão (comprimento de 21–248 nm) e alta estabilidade térmica. O índice de cristalinidade aumentou em 21,5% em comparação à celulose isolada, sugerindo grande potencial de uso como agentes de reforço em embalagens.
Doh, Dunno e Whiteside (2020b)	<i>Laminaria japonica</i> e <i>Sargassum natans</i>	Tratamento com KOH, Branqueamento (NaClO, H ₂ O ₂) e Hidrólise ácida	Os CNCs foram isolados a partir dos resíduos do processo de formulação de filmes poliméricos e revelaram alta cristalinidade (98,85% para a <i>L. japonica</i>). A incorporação destes CNCs melhorou drasticamente as propriedades físicas, mecânicas, térmicas e de barreira dos filmes nanocompósitos.

Fonte: Adaptado de Priya e Prabha (2025) e Baghel (2021)

4.2 Metodologia

4.2.1 Processo industrial

A biorrefinaria proposta neste estudo baseia-se no *scale-up* para escala industrial de rotas laboratoriais de processamento de macroalgas para a produção de nanocristais de celulose (CNC), conforme descrito por Araújo (2024) (Figura 4.1), e das etapas de extração de seiva, ácido algínico e proteínas reportadas por Baghel et al. (2020) (Figura 4.2). O procedimento de *scale-up* seguiu a metodologia em cinco etapas proposta por Piccinno et al. (2016), que compreende: (i) definição de um protocolo laboratorial de referência, (ii) elaboração do fluxograma de processo com especificação de equipamentos e condições operacionais, (iii) ampliação individual de cada etapa unitária, (iv) integração de todas as etapas em um processo contínuo e (v) avaliação ambiental por meio de Avaliação do Ciclo de Vida (ACV). Adicionalmente, este trabalho incorporou uma Análise Técnico-Econômica (ATE) para quatro cenários de produção (S1–S4), permitindo a avaliação integrada da viabilidade técnica, econômica e ambiental do sistema. A descrição detalhada do processo industrial proposto encontra-se na Seção 4.3.1.

A capacidade de processamento da biorrefinaria foi fixada em 22.125 kg/h de macroalgas frescas, operando 8.000 h por ano, o que corresponde a aproximadamente 177.000 ton/ano de biomassa úmida. Com base em Pan et al. (2019), que avaliaram o cultivo sazonal de *Sargassum confusum*, foi adotado um rendimento médio anual de 8,9 ton/ha em base seca. Considerando uma demanda anual de 22.125 ton/ano de biomassa seca, a área requerida para o cultivo das macroalgas é de aproximadamente 2.528 ha (25,28 km²), o que corresponde a uma área quadrada de cerca de 5,03 × 5,03 km. Esse valor encontra-se dentro de uma ordem de grandeza realista para sistemas de aquicultura marinha em larga escala. A factibilidade desta extensão é evidenciada pela escala produtiva do condado de Xiapu, na China, onde as áreas de cultivo totalizam cerca de 230 km², o que torna a demanda deste projeto equivalente a apenas 11% da área produtiva daquela região (Fujian Provincial People's Government, 2025). Uma estratégia viável para o suprimento dessa biomassa seria a organização de cooperativas de produtores locais, permitindo a aquisição descentralizada e contínua de macroalgas para a biorrefinaria.

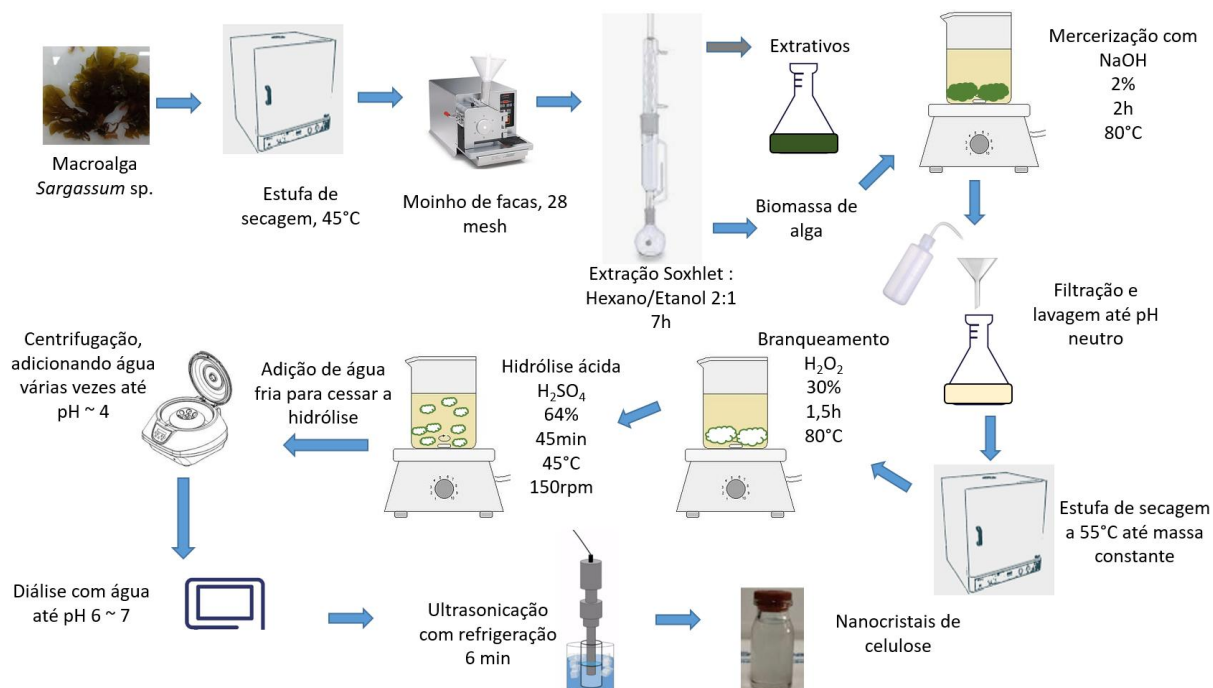


Figura 4.1- Etapas de produção de CNCs utilizando *Sargassum sp.* em um processo em escala laboratorial.

Fonte: Araújo (2024).

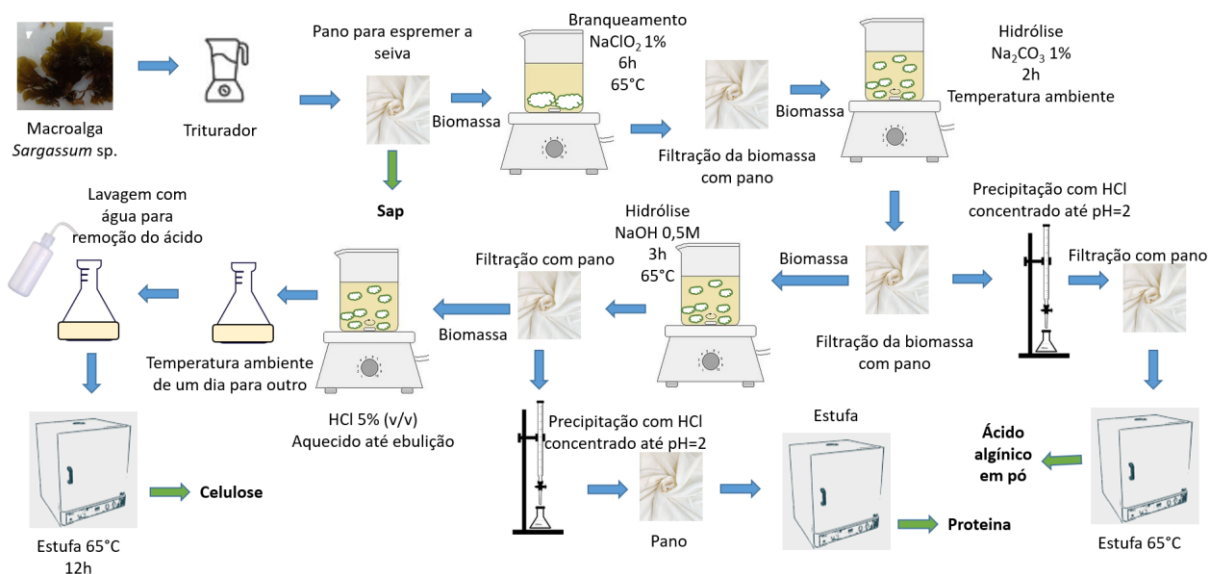


Figura 4.2- Etapas do processamento da alga *Sargassum sp.* para a produção de seiva, ácido alginico, proteína e celulose em um processo em escala laboratorial.

Fonte: Baghel et al. (2020).

A produção de nanocristais de celulose (CNC) foi modelada a partir da macroalga *Sargassum sp.* por meio de hidrólise ácida utilizando ácido sulfúrico a 64% (m/m), incluindo uma etapa de recuperação e reciclo do ácido. Os balanços de massa e energia do processo industrial foram obtidos por meio de simulação determinística, utilizando dados laboratoriais e condições de processo reportadas na literatura como base para o escalonamento. Os cálculos

foram implementados em planilhas eletrônicas seguindo a metodologia proposta por Batista (2021), com dados termodinâmicos extraídos do Aspen Plus v14. As equações de projeto, propriedades físicas e correlações para as operações unitárias foram obtidas a partir de textos clássicos de engenharia química, incluindo Perry; Green (2008), Geankoplis; Hersel; Lepe (2018) e Smith et al. (2018). As principais premissas operacionais adotadas na etapa de balanço de massa são apresentadas na Tabela 4.3.

Na ausência de dados industriais específicos para o consumo de reagentes nas etapas de branqueamento e extração (NaClO_2 e Na_2CO_3), foi adotada a abordagem de *scale-up* proposta por Piccinno et al. (2016), que recomenda uma redução relativa de 20% no consumo de solventes e reagentes em relação à escala laboratorial, visando maior eficiência de uso em escala industrial, exceto quando concentrações específicas são quimicamente requeridas. Para limitar o volume dos reatores, assumiu-se o aumento da concentração dos reagentes (NaClO_2 , Na_2CO_3 e NaOH) e a redução dos tempos de residência, mantendo-se, contudo, as proporções estequiométricas globais de reagentes em relação à biomassa conforme reportado por Baghel et al. (2020).

A quantidade de ácido clorídrico concentrado (HCl , 36% m/m) necessária para a precipitação do ácido algínico foi calculada em duas etapas: (i) neutralização estequiométrica do carbonato de sódio (Na_2CO_3), conforme a Equação 4.1, e (ii) acidificação da solução até pH final igual a 2,0, valor que corresponde a uma concentração de hidrônio $[\text{H}_3\text{O}^+]$ de 0,01 mol/L, conforme a relação $\text{pH} = -\log[\text{H}_3\text{O}^+]$, garantindo condições adequadas para a precipitação do polímero. Um procedimento análogo foi adotado para a precipitação das proteínas, considerando a neutralização do hidróxido de sódio (NaOH) pela adição de HCl (Eq. 4.2) e o subsequente ajuste do pH para 2,0.

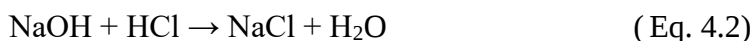
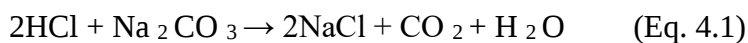


Tabela 4.3- Premissas utilizadas para realizar o balanço de massa do processo.

Premissa	Valor	Referência
Composição de algas		
Água na biomassa úmida (%)	87,50%	Baghel et al. (2020)
Carboidratos na biomassa em base seca (%)	43%	Baghel et al. (2020)
Proteína na biomassa em base de peso seco (%)	12%	Baghel et al. (2020)
Teor de lipídios na biomassa em base seca (%)	2%	Baghel et al. (2020)
Cinzas na biomassa em base seca (%)	36%	Baghel et al. (2020)
Outros componentes da biomassa em base de peso seco (%)	7%	Baghel et al. (2020)
Extração de seiva		
Processamento de algas úmidas (kg/h)	22.125	Suposto
Relação água de lavagem/algas úmidas (kg/kg)	2	Araújo (2024)
Rendimento de seiva (mL/kg de algas úmidas)	540	Baghel et al. (2020)
Proteína na seiva (g/mL de seiva)	0,006182	Baghel et al. (2020)
Carboidratos na seiva (g/mL de seiva)	0,003639	Baghel et al. (2020)
Minerais na seiva (g/mL de seiva)	0,022035	Baghel et al. (2020)
Extração de ácido algínico		
Concentração da solução de NaClO ₂ (%m/m)	5%	Baghel et al. (2020)
Razão biomassa/solução de NaClO ₂ (kg/L)	1	Baghel et al. (2020)
% de sólidos insolúveis que passam pelo filtro	0,50%	Suposto
% de sólidos solúveis iônicos restantes no retentado	0,50%	Suposto
Umidade em toda a torta de filtração	80%	Araújo (2022)
Concentração da solução de Na ₂ CO ₃ (%m/m)	5%	Baghel et al. (2020)
Razão biomassa/ solução de Na ₂ CO ₃ (kg / L)	0,125	Baghel et al. (2020)
Densidade da biomassa (kg/L)	0,8665	Rahman (2009)
Rendimento de ácido algínico (kg/kg de algas úmidas)	0,032	Baghel et al. (2020)
Pureza do ácido algínico (% em peso)	95%	Suposto
Extração de Proteínas		
Concentração da solução de NaOH (mol/L)	1	Baghel et al. (2020)
Relação solução de NaOH/kg de algas úmidas (L/kg)	0,25	Baghel et al. (2020)
Rendimento de proteína (kg/kg de algas úmidas)	0,0038	Baghel et al. (2020)
Pureza da proteína (% em peso)	95%	Suposto
Relação água de lavagem/biomassa (kg/kg)	2	Araújo (2024)
Extração CNC		
Pureza do CNC (% em peso)	95%	Batista (2021)
Relação água de lavagem/biomassa (kg/kg)	2	Araújo (2024)
Hidrólise		
Razão quantidade de solução de H ₂ SO ₄ /biomassa (kg/ kg)	4,2	Batista (2021)
Concentração da solução de H ₂ SO ₄ (%m/m)	64%	Araújo (2024)
Rendimento de CNC na hidrólise ácida (% em peso)	62,30%	Araújo (2024)
Sistema de decantação		
Quantidade de água (kg/ kg H ₂ SO ₄)	10	Batista (2021)
Perda de CNC para a fase líquida	0,5%	Batista (2021)

Perda de biomassa para a fase líquida	1,56%	Batista (2021)
Perda de H ₂ SO ₄ para a fase sólida	1,56%	Batista (2021)
% de H ₂ O na fase sólida	2%	Batista (2021)
Microfiltração		
Quantidade de água para ultrafiltração (kg/kg CNC)	20	Batista (2021)
Remoção de impurezas	95%	Suposto
Perda CNC	0,5%	Batista (2021)
Umidade na torta de CNC	80%	Araújo (2022)
Diálise		
Abastecimento de água para diálise (kg/kg de CNC)	50	Batista (2021)
Remoção de impurezas (% da entrada total de impurezas)	99%	Suposto
Perda de CNC na diálise (% em peso)	1%	Batista (2021)
Umidade na torta de CNC	80%	Araújo (2022)
Sistema de recuperação de H₂SO₄		
H ₂ SO ₄ no efluente do sistema de membrana (% da entrada total de H ₂ SO ₄)	5%	Suposto
Umidade no efluente do sistema de membrana (% em peso)	90%	Batista (2021)
% do H ₂ SO ₄ recuperado no evaporador (% em peso)	99,5%	Aspen Plus v14

O balanço de energia é apresentado em maior detalhe na Seção 4.3.5, na qual são explicitadas as premissas adotadas, os procedimentos de cálculo e os resultados obtidos, de modo a permitir sua compreensão sem a necessidade de retornar a esta seção metodológica.

4.2.2 Análise Econômica

A análise econômica da biorrefinaria de nanocristais de celulose foi conduzida com base na metodologia de Análise Técnico-Econômica descrita na Seção 3.1. De acordo com a Prática Recomendada nº 18R-97 da *Association for the Advancement of Cost Engineering International* (AACE), este estudo enquadra-se como uma estimativa de Classe 4, adequada para estudos de viabilidade em estágio preliminar, em função da ausência de um layout detalhado da planta e de especificações completas de tubulações, instrumentação e sistemas elétricos. As operações unitárias do processo foram dimensionadas a partir dos balanços de massa e energia, permitindo a estimativa consistente dos equipamentos principais e do consumo de matérias-primas e utilidades. As principais premissas adotadas na modelagem econômica do processo estão resumidas na Tabela 4.4.

A viabilidade econômica do processo foi avaliada por meio da determinação do Preço Mínimo de Venda (PMV) dos nanocristais de celulose, considerando tanto o investimento de capital (CAPEX) quanto os custos operacionais (OPEX). O PMV foi obtido por meio de análise

de fluxo de caixa descontado, sendo definido como o valor que torna o Valor Presente Líquido (VPL) igual a zero quando a Taxa Interna de Retorno (TIR) é numericamente igual à Taxa Mínima de Atratividade (TMA), conforme a Equação 4.3.

$$VPL = \sum_{i=-3}^{n=24} \frac{AFC_i}{(1 + TIR)^i} \quad (\text{Eq. 4.3})$$

Os custos diretos de instalação (CDI) que compõem o CAPEX foram estimados a partir de equações de custo do tipo módulo básico em função da capacidade dos equipamentos, obtidas de Batista (2021) e da literatura clássica de engenharia de processos (Peters et al., 2004; Seider et al., 2009; Towler; Sinnott, 2008; Turton et al., 2012). Na ausência de equações específicas, foram adotados custos base associados a capacidades de referência, ajustados pela regra dos seis décimos. Os custos foram atualizados para a base de janeiro de 2025 por meio do *Chemical Engineering Plant Cost Index* (CEPCI), conforme a Equação 4.4.

$$\text{Cost}_{2025/01} = \text{Cost}_{\text{base year}} \cdot \left(\frac{\text{CEPCI}_{2025/01}}{\text{CEPCI}_{\text{base year}}} \right) \quad (\text{Eq. 4.4})$$

O custo de aquisição dos equipamentos foi calculado de acordo com a Equação 4.5, que incorpora o número de unidades, o fator de localização (tropicalização) e o fator de material para construção em aço inoxidável, adotado em função do manuseio de ácidos e bases corrosivos.

$$C_{\text{equipamentos}} = C_b \cdot n \cdot F_t \cdot F_{BM} \quad (\text{Eq. 4.5})$$

onde $C_{\text{equipamentos}}$ é o custo base de uma única unidade na escala de processo necessária, ajustado pelo CEPCI; n é o número de unidades; F_t é o fator de localização, que considera frete e instalação; e F_{BM} é o fator de material para construção em aço inoxidável. A Tabela 4.2 ilustra as principais premissas da análise econômica utilizadas no estudo ATE.

Tabela 4.4- Premissas econômicas aplicadas à ATE.

Premissa	Valor	Referência
Material para construção em aço inoxidável		
F_{BM} para trocador de calor	6,278	Turton et al. (2012)
F_{BM} para reatores	4.000	Turton et al. (2012)
F_{BM} para Evaporador	5.100	Turton et al. (2012)
F_{BM} para tanques	4.074	Turton et al. (2012)
F_{BM} para Despolpador	1.120	Turton et al. (2012)
Produção		
Produção anual de horas	8.000 horas	Suposto

Produção no ano zero	80%	Batista (2021)
Aumento anual da produção	0,5%	Batista (2021)
Parâmetros financeiros gerais		
CEPCI 2006	499,6	Towering Skills (2026)
CEPCI 2016	541,7	Towering Skills (2026)
CEPCI 2025/12	836,0	Chemical Engineering Magazine (2026)
Conversão de reais para dólares (31 de dezembro de 2025)	1 US\$ = R\$ 5,50	Brasil. Banco Central (2026a)
Inflação do Brasil em 2022	9,30%	FMI (2026)
Inflação do Brasil em 2023	4,60%	FMI (2026)
Inflação do Brasil em 2024	4,30%	FMI (2026)
Inflação do Brasil em 2025	5,20%	FMI (2026)
Inflação média esperada para o Brasil	4,17% ao ano	Brasil. Banco Central (2026b)
Taxa Mínima de Atratividade de Retorno (TMA)	11% ao ano	Batista (2021)
Impostos sobre o EBIT	34% ao ano	Batista (2021)
Horizonte de planejamento	25 anos	Batista (2021)
Tempo total para a construção da planta	3 anos	Batista (2021)
Capital de giro (em relação à receita do próximo ano)	10%	Batista (2021)
Manutenção de capital	1% do Capital Total Investido (CTI)	Batista (2021)
Custos operacionais do negócio	2% da receita bruta	Batista (2021)
CAPEX		
Custos diretos de instalação pagos pelos primeiros anos	50%, 50% nos primeiros 2 anos	Batista (2021)
Custos indiretos de instalação pagos pelos primeiros anos	35%, 35%, 30% nos primeiros 3 anos	Batista (2021)
OPEX		
Treinamentos de trabalhadores (antes do ano zero)	0,43 milhões de US\$	Batista (2021)
Custos anuais com mão de obra (S1)	1,47 milhões de US\$/ano	Brasil. Ministério do Trabalho e Emprego (2025)
Custos anuais com mão de obra (S2)	1,41 milhões de US\$/ano	Brasil. Ministério do Trabalho e Emprego (2025)
Custos anuais com mão de obra (S3)	1,27 milhões de US\$/ano	Brasil. Ministério do Trabalho e Emprego (2025)
Custos anuais com mão de obra (S4)	1,27 milhões de US\$/ano	Brasil. Ministério do Trabalho e Emprego (2025)
Depreciação Linear	10 anos	Batista (2021)
Serviço de manutenção regular	1,5% do TIC	Batista (2021)

Outros custos fixos (seguro da fábrica, impostos sobre a propriedade, emissões, etc)	1,2% do TIC	Batista (2021)
--	-------------	----------------

Os custos indiretos de instalação (CII) do CAPEX foram estimados como 49% dos custos diretos de instalação, contemplando execução do projeto, engenharia básica e detalhada, contingência e construção, conforme Batista (2021).

4.2.3 Análise de Sensibilidade e Análise de Incerteza da análise econômica

Foram realizadas análises de sensibilidade e incerteza para avaliar o impacto dos principais parâmetros no Preço Mínimo de Venda (PMV) dos CNCs em cada cenário de produção (S1 a S4) e para avaliar a robustez do modelo técnico-econômico sob diferentes condições de entrada. Essas análises são utilizadas para identificar os fatores mais críticos que influenciam os resultados econômicos e para verificar a confiabilidade dos cenários propostos.

A análise de sensibilidade foi realizada variando cada parâmetro de entrada chave (selecionado manualmente) em $\pm 25\%$, enquanto os demais parâmetros de entrada foram mantidos nos valores originais fornecidos pelos balanços de massa e energia. Isso permitiu avaliar a influência individual de cada parâmetro específico no PMV. A análise de incerteza foi conduzida utilizando simulações de Monte Carlo. Foram executadas 10.000 iterações para cada cenário utilizando o software Oracle Crystal Ball®, um suplemento para o Microsoft Excel.

Nas análises de sensibilidade e incerteza, o parâmetro quantidade de algas processadas foi selecionada para avaliar o impacto da escalabilidade no PMV. Além disso, o preço da macroalga *Sargassum* sp. foi selecionado por representar o maior custo no OPEX. A eficiência da hidrólise na produção de CNCs foi escolhida por ser o principal produto da biorrefinaria. O CAPEX também foi selecionado como um parâmetro de sensibilidade devido à sua variabilidade, dependendo da fonte bibliográfica consultada. A Taxa Mínima de Atratividade (TMA) também foi incluída por ser um parâmetro chave para a tomada de decisões de investimento em empreendimentos comerciais.

Por fim, para cada cenário de S1 a S4, considerou-se a sensibilidade às flutuações no preço de venda dos subprodutos. Na análise de incerteza, cada parâmetro foi modelado utilizando uma distribuição triangular, comumente aplicada quando dados estatísticos detalhados sobre a distribuição de um parâmetro não estão disponíveis (Turton et al., 2012). Os valores mínimo e máximo foram definidos em -25% e +25% do caso base para cada cenário

(conforme utilizado na análise de sensibilidade), sendo a moda correspondente ao valor do caso base encontrado no balanço de massa e energia para cada cenário.

4.2.4 Avaliação do Ciclo de Vida

Para realizar a Avaliação do Ciclo de Vida (ACV), o inventário de matérias-primas, produtos e emissões, foi baseada nos resultados da etapa de modelagem do processo. Devido à longa vida útil esperada para a biorrefinaria de macroalgas proposta, os materiais de CAPEX utilizados para a construção da planta industrial simulada (construção de equipamentos, edifícios, laboratórios, escritórios, etc.) não foram incluídos na ACV deste trabalho. O Inventário do Ciclo de Vida (ICV) para o cultivo da alga *Sargassum* sp. descrito por Aitken et al. (2014), que considera a infraestrutura do cultivo de algas, foi adotado neste trabalho. O ICV do processamento da biorrefinaria foi realizado utilizando dados obtidos na simulação do processo, enquanto os dados do score de Potencial de Aquecimento Global (GWP) foram obtidos no banco de dados EcoInvent® v3.3 disponível no software Simapro® v9.0.0.35PhD. O método CML 2 baseline 2000 v2.05 foi utilizado para analisar as seguintes categorias de impacto: Potencial de Acidificação (AP), Potencial de Eutrofização (EP), Potencial de Aquecimento Global (GWP), Potencial de Destruição da Camada de Ozônio (ODP) e Potencial de Ecotoxicidade Marinha e Aquática (MAEP). A avaliação de AP, EP e MAEP foi considerada apropriada neste trabalho para avaliar os impactos potenciais do cultivo de algas marinhas e os efeitos do processo no ambiente marinho. Adicionalmente, o GWP e o ODP foram analisados devido à sua relevância para as preocupações ambientais e de mudanças climáticas. A avaliação seguiu uma abordagem *cradle-to-gate* (do berço ao portão), com a unidade funcional definida como 1 kg de nanocristais de celulose secos produzidos.

A avaliação do ciclo de vida (ACV) da biorrefinaria de macroalgas foi realizada para cada cenário analisado (S1 a S4). Como o clorito de sódio (NaClO_2) não estava disponível no banco de dados EcoInvent v.3.3, o hipoclorito de sódio (NaClO) foi usado como um indicador no inventário (Rajendran et al., 2023).

4.3 Resultados e Discussão

4.3.1 Configuração da biorrefinaria

A modelagem da biorrefinaria industrial baseou-se no escalonamento das rotas laboratoriais propostas por Baghel et al. (2020) e Araújo (2024), conforme representado nos diagramas de processo das Figuras 4.3 e 4.4. Em escala industrial, os equipamentos de bancada

utilizados por Baghel et al. (2020), como liquidificador e filtração em pano de musselina, foram substituídos por equipamentos industriais equivalentes. Para os cenários S1, S2 e S3, nos quais a biomassa é processada em meio úmido, a moagem foi realizada em um despoldador, adequado para materiais fibrosos e de alta umidade. Já no cenário S4, no qual a biomassa é previamente seca, foi adotado um moinho de martelos reversível, operando com peneira de 28 mesh, apropriado para sólidos secos e quebradiços.

As etapas de branqueamento, hidrólise alcalina, mercerização e hidrólise sulfúrica foram modeladas em reatores agitados contínuos (CSTRs), permitindo a transposição direta dos dados laboratoriais de reatores batelada para um regime contínuo, conforme recomendado por Piccinno et al. (2016). O tanque de lavagem utilizado para interromper a hidrólise em escala laboratorial foi eliminado, pois, em escala industrial, a conversão máxima da celulose em CNC é desejável. A recuperação do ácido sulfúrico por evaporação em múltiplos efeitos foi incluída no processo, conforme a abordagem proposta por Rajendran et al. (2023), reduzindo significativamente o consumo de ácido fresco. A secagem dos produtos (CNC, ácido algínico e proteína) foi realizada em *spray dryers* industriais, substituindo as estufas de laboratório.

O fornecimento energético da planta foi realizado por meio da queima de bagaço de cana-de-açúcar em uma caldeira para geração de vapor em todos os cenários. Esse vapor é utilizado tanto no evaporador de múltiplos efeitos quanto no aquecimento das correntes de processo e dos reatores. Com base nos dados do SINDAÇÚCAR-AL e considerando que 10% do bagaço gerado em usinas da região é comercialmente disponível, essa fonte de energia é suficiente para atender às demandas térmicas dos cenários S1, S2 e S3. No entanto, no cenário S4, a elevada demanda térmica associada à secagem da biomassa no secador rotativo e à maior produção de CNC torna o bagaço insuficiente. Assim, o biogás foi incorporado como combustível suplementar, sendo utilizado para alimentar o secador e os *spray dryers*, conforme indicado no fluxograma da Figura 4.4 e na Tabela 4.5.

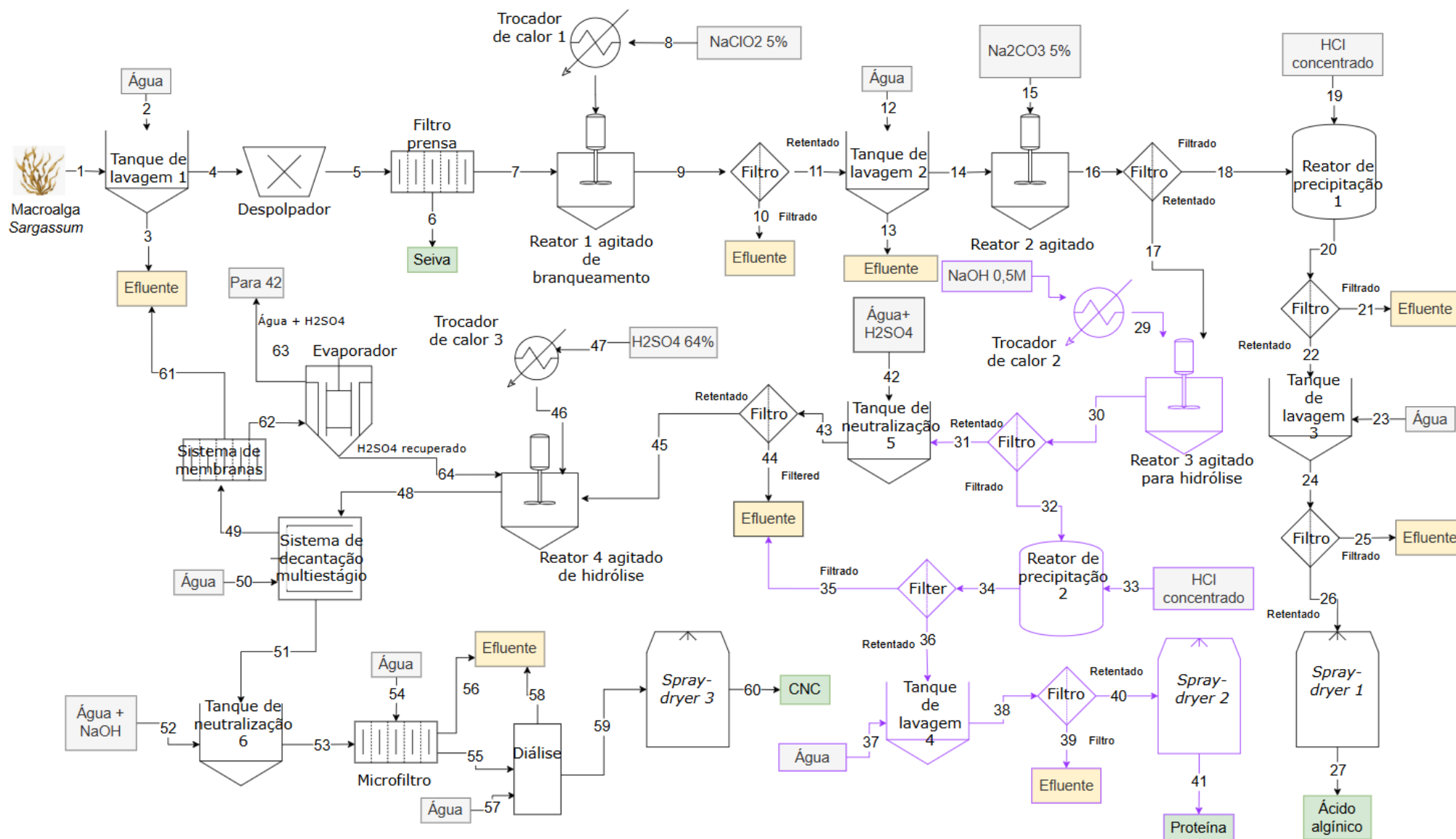


Figura 4.3- Fluxograma do cenário S1 da biorrefinaria industrial modelada para o processamento de macroalgas (*Sargassum* sp.). O cenário S2 corresponde a todos os equipamentos, exceto o destacado em roxo, pois o cenário S2 não considera a fase de extração de proteínas.

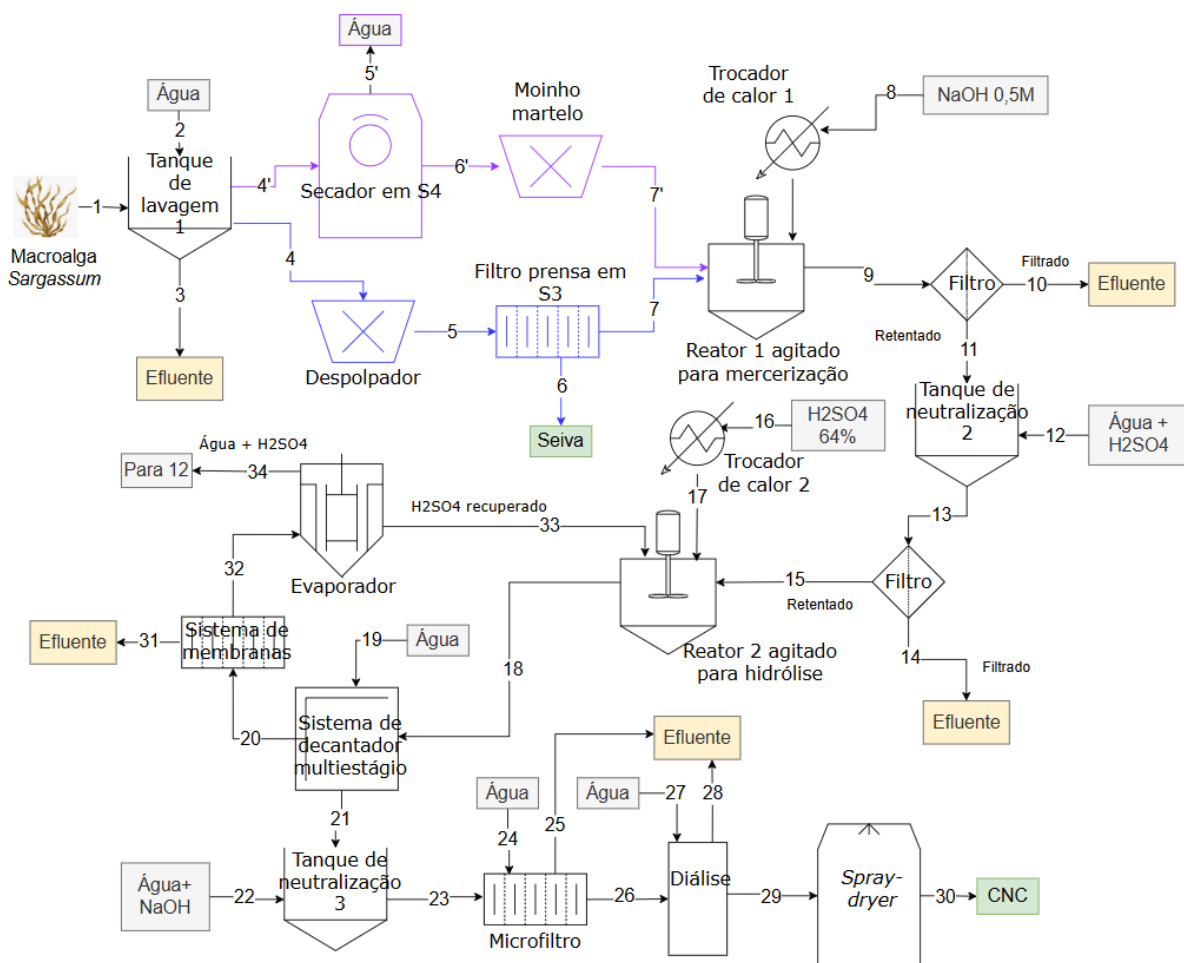


Figura 4.4- Fluxograma dos cenários S3 e S4 da biorrefinaria industrial modelada para o processamento de macroalgas (*Sargassum* sp.). Após o triturador (Corrente 5), o cenário S3 inclui uma prensa de filtro seguida de um trocador de calor. Em contraste, o cenário S4 substitui a prensa de filtro por um secador e não inclui um trocador de calor.

4.3.2 Balanço de massa do processo

O balanço de massa do processo foi obtido a partir da simulação das correntes unitárias de cada cenário, utilizando as premissas da Tabela 4.3. A Tabela 4.3 mostra a somatória dos fluxos do processo para cada cenário. O balanço de massa completo está disponível no Apêndice A1, na Tabela A1.1. Essas tabelas descrevem a distribuição detalhada dos principais componentes da biomassa (carboidratos, proteínas, lipídios, cinzas e frações solúveis), bem como dos reagentes químicos, água e produtos ao longo das etapas do processo.

Em todos os cenários, a vazão de alimentação de macroalgas úmidas foi mantida constante em 22.125 kg/h. As diferenças entre os cenários decorrem da presença ou ausência das etapas de extração de seiva, ácido algínico e proteína, que determinam a fração de carboidratos disponível para conversão em nanocristais de celulose (CNC). No cenário S1, parte significativa dos carboidratos é desviada para a produção de ácido algínico e proteína,

resultando na menor produção de CNC. Em S2, a exclusão da etapa de extração de proteínas reduz o consumo de NaOH e libera uma fração adicional de carboidratos, aumentando levemente a produção de CNC. Nos cenários S3 e S4, a não realização das etapas de extração de ácido algínico e proteína faz com que praticamente toda a fração carboidratada da biomassa seja direcionada à produção de CNC. Em S4, adicionalmente, a ausência da etapa de extração de seiva libera ainda mais carboidratos para a rota de hidrólise sulfúrica, resultando na maior produção de CNC entre todos os cenários.

A Tabela 4.5 consolida os principais fluxos globais de matérias-primas, utilidades e produtos derivados do balanço de massa dos quatro cenários simulados (S1 a S4), constituindo a base quantitativa tanto para a análise energética quanto para a Avaliação do Ciclo de Vida (ACV). Observa-se que o consumo de NaOH em S2 (87,9 kg/h) é substancialmente inferior ao de S1 (305,0 kg/h), refletindo a exclusão da etapa de extração de proteínas neste cenário. Em contraste, nos cenários S3 e S4, o consumo de NaOH aumenta de forma expressiva (1.354,0 e 1.575,2 kg/h, respectivamente), em função da etapa de mercerização alcalina da biomassa antes da hidrólise ácida.

Tabela 4.5- Vazões dos principais fluxos de processo para os cenários simulados S1, S2, S3 e S4

Componente	S1	S2	S3	S4
Macroalgas úmidas (kg/h)	22.125,0	22.125,0	22.125,0	22.125,0
Solução de NaClO ₂ a 5% (kg/h)	2.552,0	2.552,0	-	-
Solução de Na ₂ CO ₃ a 5 % (kg/h)	20.446,6	20.446,6	-	-
HCl concentrado a 36% (kg/h)	2.648,2	2.085,4	-	-
NaOH puro (kg/h)	305,0	87,9	1.354,0	1.575,2
H ₂ SO ₄ 98 % (kg/h)	453,0	479,7	673,2	783,2
Eletricidade (kWh)	448,9	391,5	374,2	408,8
Bagaço de cana-de-açúcar (kg/h)	5.121,8	5.039,8	11.185,9	9.604,2
Biogás (m ³ /h)	-	-	-	2.708,7
Água (m ³ /h)	130,9	127,4	154,2	161,3
Efluente (m ³ /h)	139,6	134,6	173,9	181,5
Produção de seiva (kg/h)	11.947,5	11.947,5	11.947,5	-
Produção de ácido algínico 95% (kg/h)	745,3	745,3	-	-
Produção de proteína 95% (kg/h)	88,5	-	-	-
Produção CNC 95% (kg/h)	270,4	271,7	714,0	741,6

O consumo de H₂SO₄ 98% aumenta progressivamente de S1 para S4, acompanhando o crescimento da fração de biomassa efetivamente convertida em CNC. Como consequência direta, a demanda de vapor para a recuperação do ácido no sistema de evaporação também se

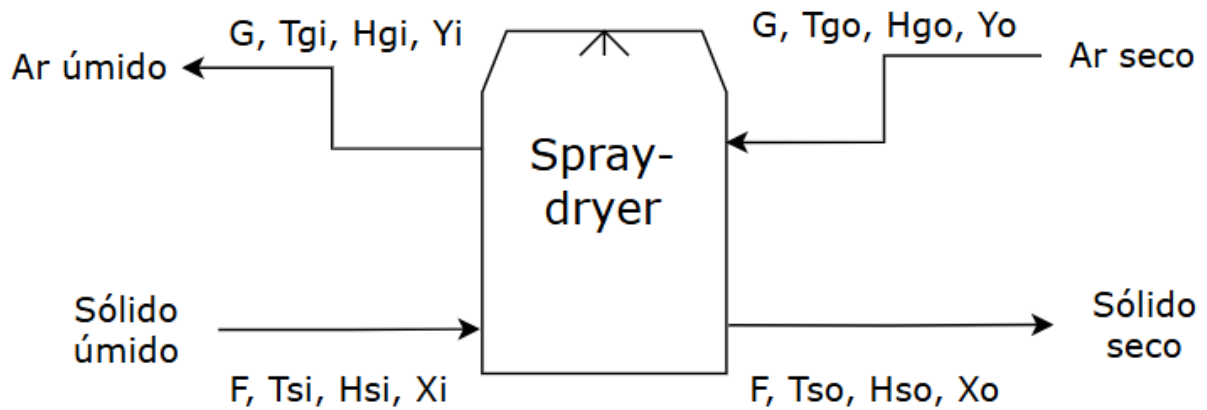
eleva, o que se reflete no maior consumo de bagaço de cana-de-açúcar nos cenários S3 e S4, quando comparados aos cenários S1 e S2. A vazão de bagaço apresentada na Tabela 4.3 foi calculada a partir da carga térmica requerida pela caldeira (ver Seção 4.3.3.5), considerando o poder calorífico inferior (PCI) do bagaço de cana-de-açúcar com 50% de umidade igual a 7.629 kJ/kg (Cortez & Gomes, 1998). O cenário S4 apresenta ainda uma demanda energética adicional associada à secagem da biomassa e à maior carga térmica dos *spray dryers*, sendo o único cenário que emprega biogás (2.708,7 m³/h) como combustível complementar. A vazão de biogás requerida nesses equipamentos foi estimada de maneira análoga, a partir da demanda térmica dos secadores, adotando-se um poder calorífico do biogás de 8.851 kcal/m³ (EPE, 2018). O consumo de água também aumenta de forma significativa em S3 e S4, em consonância com a maior produção de CNC, que requer elevados volumes de água nas etapas de microfiltração e diálise, estimados no modelo de processo em aproximadamente 20 kg de água/kg de CNC e 50 kg de água/kg de CNC, respectivamente. Finalmente, a produção de CNC cresce de 270,4 kg/h em S1 para 741,6 kg/h em S4, refletindo quantitativamente as diferenças estruturais entre os cenários de processo.

4.3.3 Demanda energética do processo e dimensionamento dos principais equipamentos

A demanda energética da biorrefinaria é dominada pelas operações de secagem (secador e *spray dryers*), evaporação, aquecimento das correntes de processo e manutenção da temperatura dos reatores. Nos *spray dryers* e no secador do cenário S4, o aporte térmico é fornecido por geradores de ar quente equipados com fornalhas para a combustão de biomassa (cenários S1, S2 e S3) e de biogás (cenário S4). Para o evaporador, o aquecimento das correntes de processo e o controle térmico dos reatores, o fornecimento de energia térmica é realizado por meio de vapor gerado em uma caldeira. A seguir, são apresentadas a demanda energética dos principais equipamentos e os respectivos critérios de dimensionamento.

4.3.3.1 *Spray dryers*

O balanço de energia dos *spray dryers* foi realizado de acordo com a metodologia apresentada por Perry; Green (2008), página 12-26 e 12-27 e esquema apresentado na Figura 4.5.



Sigla	Detalhes	Equação ou valor considerado
F	Vazão de sólido, kg/h	Calculado no balanço de massa
Tsi	Temperatura de entrada do sólido	25,2°C (temperatura ambiente)
Hsi	Entalpia de entrada do sólido	$H_{si} = F \cdot Cp_{\text{sólido entra}} \cdot T_{si}$
Xi	Umidade em base seca do sólido na entrada, kg água no sólido/kg sólido seco (BM)	$X_i = \frac{m_{\text{água entra S}}}{F}$
Tso	Temperatura de saída do sólido	100°C (Assumido vaporização da água)
Hso	Entalpia de saída do sólido	$H_{so} = F \cdot Cp_{\text{sólido sai}} \cdot T_{so}$
Xo	Umidade em base seca do sólido na saída, kg água no sólido/kg sólido seco (BM)	$X_o = \frac{m_{\text{água sai S}}}{F}$
G	Vazão de gás, kg/h	
Tgi	Temperatura de entrada do gás	150°C (assumido)
Hgi	Entalpia de entrada do gás seco	$H_{gi} = G \cdot Cp_{\text{ar entra}} \cdot T_{gi}$
Yi	Umidade em base seca do ar na entrada, kg água/kg ar seco	Carta psicométrica, para o ar de Maceió (T=25,2°C e umidade relativa de 79%) Yi=0,0162
Tgo	Temperatura de saída do gás	Calculado (solver Excel)
Hgo	Entalpia de saída do gás seco	$H_{go} = G \cdot Cp_{\text{ar sai}} \cdot T_{go}$
Yo	Umidade em base seca do ar na saída, kg água/kg ar seco	Yo = 0,036kg água/kg de ar seco (valor assumido, sendo palpável)

Figura 4.5- Representação do *spray dryer* e das variáveis empregadas na simulação do processo.

Fonte: Adaptado de Perry; Green (2008).

As Equações (4.6) foram utilizadas para o cálculo da capacidade calorífica (C_p) das correntes de processo (Smith et al., 2018). As Equações (4.7) descrevem a capacidade calorífica da biomassa, modelada como uma mistura de proteínas, lipídios, carboidratos, fibras e cinzas, de Choi e Okos (1986).

$$C_{p_{ar}} \left(\frac{kJ}{kg \cdot K} \right) = 0,963 + 1,65 \cdot 10^{-4} \cdot T - 4,59 \cdot 10^{-2} \cdot T^{-2} \quad (Eq. 4.6(a))$$

$$C_{p_{vapor}} \left(\frac{kJ}{kg \cdot K} \right) = 1,601 + 6,69 \cdot 10^{-4} \cdot T - 5,58 \cdot 10^{-3} \cdot T^{-2} \quad (Eq. 4.6(b))$$

$$C_{p_{água}} \left(\frac{kJ}{kg \cdot K} \right) = 4,020 + 5,77 \cdot 10^{-4} \cdot T - 8,30 \cdot 10^{-8} \cdot T^2 \quad (Eq. 4.6(c))$$

$$C_{p_{NaClO_3}} \left(\frac{cal}{mol \cdot K} \right) = 9,48 + 0,0468 \cdot T \quad (Eq. 4.6(d))$$

$$\frac{C_{p_{NaOH}}}{R} = 0,121 + 16,316 \cdot 10^{-3} \cdot T + 1,948 \cdot 10^5 \cdot T^{-2} \quad (Eq. 4.6(e))$$

$$C_{p_{proteína}} \left(\frac{kJ}{kg \cdot ^\circ C} \right) = 2,0082 + 1,2089 \cdot 10^{-3} \cdot T - 1,3129 \cdot 10^{-6} \cdot T^2 \quad (Eq. 4.7(a))$$

$$C_{p_{lipídio}} \left(\frac{kJ}{kg \cdot ^\circ C} \right) = 1,9842 + 1,4733 \cdot 10^{-3} \cdot T - 4,8008 \cdot 10^{-6} \cdot T^2 \quad (Eq. 4.7(b))$$

$$C_{p_{carboidrato}} \left(\frac{kJ}{kg \cdot ^\circ C} \right) = 1,5488 + 1,9625 \cdot 10^{-3} \cdot T - 5,9399 \cdot 10^{-6} \cdot T^2 \quad (Eq. 4.7(c))$$

$$C_{p_{cinza}} \left(\frac{kJ}{kg \cdot ^\circ C} \right) = 1,0926 + 1,8896 \cdot 10^{-3} \cdot T - 3,6817 \cdot 10^{-6} \cdot T^2 \quad (Eq. 4.7(d))$$

$$C_{p_{fibras}} \left(\frac{kJ}{kg \cdot ^\circ C} \right) = 1,8459 + 1,8306 \cdot 10^{-3} \cdot T - 4,6509 \cdot 10^{-6} \cdot T^2 \quad (Eq. 4.7(e))$$

Para o cálculo de G , reescrevem-se as equações da umidade do ar em base, conforme a Equação 4.8.

$$Y_i = \frac{m_{água \text{ entra } g}}{G} \quad e \quad Y_o = \frac{m_{água \text{ entra } g} + m_{água \text{ evapora}}}{G} \quad (Eq. 4.8)$$

em que $m_{água \text{ entra } g}$ é a massa de água que entra no sistema associada à umidade do ar de alimentação; $m_{água \text{ evapora}}$ é a massa de água removida do sólido durante a secagem, a qual é transferida para o ar. $m_{água \text{ evapora}}$ é obtido a partir do balanço de massa do processo,

correspondendo à quantidade de água que deve ser removida do produto. Isolando-se $m_{\text{água entra } g}$ nas duas expressões da Equação 4.8 e substituindo-se entre si, obtém -se:

$$m_{\text{água entra } g} = \frac{m_{\text{água evapora}} \cdot Y_i}{(Y_o - Y_i)} \quad (\text{Eq. 4.9})$$

Substituindo (4.9) em (4.8), calcula-se a vazão mássica de ar seco, G, a partir da qual é possível determinar a entalpia do ar de entrada (H_{gi}).

O balanço de energia para o *spray dry* é dado pela Equação 4.10.

$$\begin{aligned} H_{gi} + H_{\text{vapor entra}} + H_{si} + H_{\text{água entra}} \\ = H_{go} + H_{\text{vapor sai}} + H_{so} + H_{\text{água sai}} + \text{perdas} \end{aligned} \quad (\text{Eq. 4.10})$$

Desconsiderando as perdas de calor e reescrevendo a Equação 4.10 em termos de diferença (Δ),

$$\Delta H_g + \Delta H_{\text{vapor}} + \Delta H_s + \Delta H_{\text{água}} + H_{\text{evap}} = 0 \quad (\text{Eq. 4.11})$$

em que H_{evap} é o calor necessário para evaporar a água, dado pela Equação 4.12.

$$H_{\text{evap}} = m_{\text{água evapora}} \cdot \lambda \quad (\text{Eq. 4.12})$$

em que λ é o calor latente de evaporação da água e $\lambda = 2256,9 \text{ kJ/kg}$.

A partir do balanço de energia, determina-se a temperatura de saída do ar (T_{go}) por meio do Solver do Excel. Com o objetivo de aumentar a eficiência térmica do processo, considerou-se a recuperação de calor do ar úmido de exaustão do *spray dryer* para o pré-aquecimento do ar de entrada, conforme ilustrado na Figura 4.6. As cargas térmicas totais dos sistemas de secagem foram estimadas em 4,2 GJ/h (S1), 4,0 GJ/h (S2), 12,6 GJ/h (S3) e 100 GJ/h (S4).

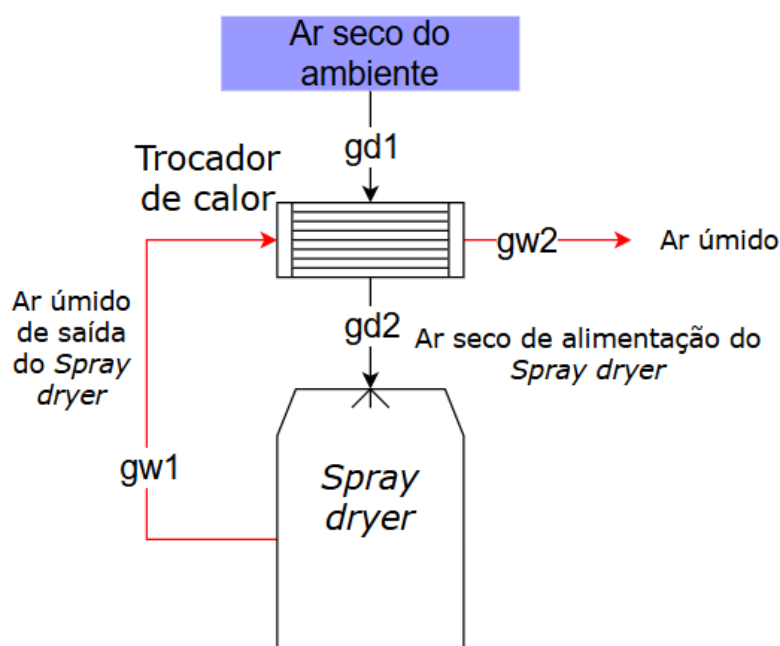


Figura 4.6- Ilustração dos fluxos da integração energética entre o ar seco e o ar úmido.
O balanço de energia do trocador de calor é dado pela Equação 4.13.

$$H_{gd1} + H_{gw1} + H_{gd2} + H_{gw2} = 0 \quad (Eq. 4.13)$$

em que H de cada corrente é dado por $H = m \cdot cp \cdot T$.

A simulação foi realizada assumindo-se que a temperatura da corrente de gás de saída do trocador de calor (gw2) é 5 °C superior à temperatura da corrente gd2, de modo a garantir uma força motriz térmica para a transferência de calor.

A Tabela 4.6 apresenta o resumo dos resultados dos *spray dryers* para os cenários S1, S2 e S3, bem como os resultados do secador do cenário S4, cujos cálculos seguem a mesma metodologia empregada para os *spray dryers*.

Tabela 4.6- Resultados dos balanços de massa e energia dos *spray dryers* e do secador.

Cenário		Quantidade de água evaporada (kg/h)	G (kg/h)	Tgo (°C)
S1	<i>Spray dryer 1</i>	540,12	27.278,99	101,06
	<i>Spray dryer 2</i>	68,82	3.475,58	101,08
	<i>Spray dryer 3</i>	1.017,43	51.385,31	104,96
S2	<i>Spray dryer 1</i>	540,12	27.278,99	101,06
	<i>Spray dryer 3</i>	1.022,77	51.654,93	104,96
S3	<i>Spray dryer</i>	2.681,84	135.446,28	104,95
S4	Secador	18.671,04	942.981,90	105,76
	<i>Spray dryer</i>	2.786,54	140.734,13	104,95

4.3.3.2 Reatores

O volume dos reatores foi determinado a partir da equação do tempo de residência, expressa por:

$$V = \dot{v} \cdot t \quad (Eq. 4.14)$$

em que V é o volume do reator; $\dot{v}$ é a vazão volumétrica dos reagentes que entram no reator e t o tempo de residência.

A vazão volumétrica foi obtida a partir da vazão mássica ($\dot{m}$) e da densidade da corrente (d).

$$\dot{v} = \frac{\dot{m}}{d}$$

Conforme recomendado por Piccinno et al., 2016, o tamanho dos reatores foi considerado 10% maior que o tamanho nominal. Baseado nestes autores, foi estimado o diâmetro do reator e a perda de calor, que pode ser dada pela Equação 4.15.

$$Q_{perda} = A \cdot \frac{k_a}{s} \cdot (T_r - T_{fora}) \cdot t \quad (Eq. 4.15)$$

em que Q_{perda} é a perda de calor no reator; A é a área superficial do reator; k_a é a condutividade térmica do material de isolamento; s é a espessura do isolamento; T_{fora} é a temperatura do lado de fora do reator; T_r é a temperatura no interior do reator e t é o tempo de reação.

Para garantir a homogeneidade da mistura nos reatores agitados, recomenda-se que a razão entre a altura do reator e o seu diâmetro (H/D) esteja no intervalo de 0,8 a 1,5 (Perry, 2008). Neste estudo, adotou-se H/D =1, conforme também considerado por Piccinno et al. (2016). Assumindo o reator como um cilindro, os valores de H e D foram determinados a partir da equação do volume cilíndrico, expressa pela Equação (4.16), e a área lateral de troca térmica foi obtida pela Equação (4.17). Considerou-se que a perda de calor ocorre predominantemente pela superfície lateral do reator.

$$V = \left(\frac{D}{2}\right)^2 \cdot \pi \cdot H \quad (Eq. 4.16)$$

$$A = \pi \cdot D \cdot H \quad (Eq. 4.17)$$

De acordo com Piccinno et al. (2016), os reatores foram considerados isolados termicamente com fibra de vidro de espessura s = 0,075 m e condutividade térmica $k_a = 0,042$ W/m/K.

Para o reator de neutralização, o volume foi calculado assumindo que as reações ácido-base são praticamente instantâneas. Nesse caso, o dimensionamento é governado principalmente pelo tempo necessário para garantir mistura homogênea e controle estável de pH. Em aplicações industriais, tempos de residência entre 5 e 15 minutos são geralmente suficientes para operação segura (Perry; Green, 2008; Towler; Sinnott, 2008).

Para o reator de precipitação do ácido algínico, o dimensionamento não depende apenas da estequiometria da reação, mas também do tempo necessário para a formação, agregação e consolidação da fase sólida polimérica, resultante da protonação do alginato. Como o objetivo é obter partículas de ácido algínico com tamanho e propriedades adequados para a separação sólido-líquido subsequente, a literatura recomenda tempos de residência mais elevados, tipicamente na faixa de 10 a 60 minutos (McCabe et al., 2005; Myerson, 2002). Neste trabalho, foram utilizados os valores médios dos intervalos recomendados, correspondendo a 10 min para os reatores de neutralização e 35 min para os reatores de precipitação.

Tabela 4.7- Parâmetros de dimensionamento e operação dos reatores nos cenários S1-S4.

Cenário	Reator	Vazão volumétrica (m³/h)	Tempo de residência (h)	Volume (m³)	Temperatura de operação (°C)	Diâmetro (m)	Área superficial* (m²)	Perda de calor (kJ/h)
S1	R1	12,88	3,00	42,50	65	18,04	1022,34	82029,21
	R2	24,04	1,00	26,44	T ambiente	3,23	-	-
	R3	8,75	3,00	28,86	65	12,25	471,46	38018,75
	R4	16,22	0,75	13,38	45	5,68	101,34	4086,20
	RP1	22,11	0,58	14,19	T ambiente	2,62	-	-
	RP2	7,18	0,58	4,61	T ambiente	1,80	-	-
S2	R1	12,88	3,00	42,50	65	18,04	1022,34	82029,21
	R2	24,04	1,00	26,44	T ambiente	3,23	-	-
	R4	17,18	0,75	14,17	45	6,01	113,64	4581,87
	RP1	22,11	0,58	14,19	T ambiente	2,62	-	-
S3	R1	33,35	1,00	36,69	80	15,57	761,72	84151,96
	R2	22,19	0,75	18,31	45	7,77	189,61	7645,23
S4	R1	30,53	1,00	33,58	80	14,25	638,04	70488,58
	R2	25,81	0,75	21,30	45	9,04	256,63	10347,25

*Área superficial considerada para a troca térmica com o ambiente (perda de calor).

A Tabela 4.7 apresenta os parâmetros adotados e os volumes calculados para os reatores dos diferentes cenários. Nos cenários S1 e S2, o reator R1 corresponde à etapa de branqueamento; o R2 ao reator agitado de hidrólise com Na_2CO_3 para extração do ácido algínico; o R3 ao reator de hidrólise com NaOH para a extração de proteína; e o R4 ao reator de hidrólise com H_2SO_4 para a produção de CNC. O reator RP1 refere-se à etapa de precipitação do ácido algínico, enquanto o RP2 corresponde ao reator de precipitação da proteína. Nos

cenários S3 e S4, o reator R1 corresponde à etapa de mercerização com NaOH, enquanto o R2 é o reator de hidrólise com H_2SO_4 para a produção de CNC.

4.3.3.3 Tamanho dos tanques de mistura e de lavagem

Para misturas líquidas totalmente miscíveis e de baixa viscosidade, o tempo necessário para atingir homogeneização adequada é significativamente reduzido quando comparado a sistemas multifásicos ou contendo sólidos. Valores típicos de tempo de residência para tanques de mistura contínuos nessas condições situam-se entre 5 e 20 minutos, podendo ser adotados valores próximos ao limite inferior dessa faixa quando se emprega agitação eficiente e geometrias industriais convencionais (McCabe et al., 2005). Novamente, vamos utilizar o tempo de residência médio (10min). Segundo Turton et al. (2012), a razão ótima de L/D (comprimento/diâmetro) é de 3. Para maior segurança, o tamanho dos tanques foi considerado 20% maior do que nominal.

Tabela 4.8- Volumes de projeto dos tanques de processo nos cenários S1-S4.

Cenário	Tanque	Volume (m³)	Cenário	Tanque	Volume (m³)
S1	Tanque de lavagem 1	15,32	S2	Tanque de lavagem 1	10,21
	Tanque de lavagem 2	2,08		Tanque de lavagem 2	2,08
	Tanque de lavagem 3	0,63		Tanque de lavagem 3	0,63
	Tanque de lavagem 4	0,08		Tanque de lavagem e neutralização 5	6,84
	Tanque de lavagem e neutralização 5	6,23		Tanque de lavagem e neutralização 6	1,19
	Tanque de lavagem e neutralização 6	1,12		Tanque de mistura 1	0,47
	Tanque de mistura 1	0,47		Tanque de mistura 2	0,19
	Tanque de mistura 2	0,19		Tanque de mistura 3	1,41
	Tanque de mistura 3	1,11	S4	Tanque de lavagem 1	15,12
	Tanque de mistura 4	1,33		Tanque de lavagem e neutralização 1	14,76
S3	Tanque de lavagem 1	15,12		Tanque de lavagem e neutralização 2	4,17
	Tanque de lavagem e neutralização 1	12,69		Tanque de mistura 1	5,42
	Tanque de lavagem e neutralização 2	3,55		Tanque de mistura 2	0,23
	Tanque de mistura 1	4,66			
	Tanque de mistura 2	0,20			

A Tabela 4.8 mostra o volume dos tanques de mistura e lavagem. Os tanques de mistura, embora não representados explicitamente nas figuras 4.3 e 4.4, são utilizados para o preparo das soluções químicas empregadas nas diferentes etapas da biorrefinaria. No cenário S1, o tanque de mistura 1 é destinado à dissolução de NaClO_2 sólido para a preparação da solução oxidante, enquanto os tanques 2, 3 e 4 são utilizados, respectivamente, para o preparo das soluções de Na_2CO_3 , NaOH 0,5 M e H_2SO_4 . No cenário S2, os tanques 1 e 2 mantêm as mesmas funções do cenário S1, ao passo que o tanque 3 é empregado para a preparação de uma solução de H_2SO_4 a 64% em massa, utilizada na etapa de hidrólise. Nos cenários S3 e S4, a configuração é simplificada, sendo o tanque de mistura 1 utilizado para o preparo da solução de NaOH destinada à etapa de mercerização, enquanto o tanque 2 é empregado para o preparo da solução de H_2SO_4 .

4.3.3.4 Evaporador

A Figura 4.6 apresenta o fluxograma do sistema de evaporação modelado no software Aspen Plus® versão 14, configurado como um evaporador de múltiplos efeitos em série, destinado à concentração de uma solução aquosa de ácido sulfúrico (H_2SO_4). A corrente de alimentação (Corrente ENT) consiste em uma mistura de água e H_2SO_4 , com concentração entre 15% a 18% em massa de ácido sulfúrico, a qual é introduzida no primeiro efeito do evaporador. O sistema é composto por três vasos de evaporação (B1, B2 e B3), que representam o primeiro, segundo e terceiro efeitos, respectivamente. Ao longo do processo, ocorre a evaporação progressiva do solvente, promovendo o aumento da concentração da solução à medida que esta é transferida sequencialmente entre os efeitos, até atingir uma concentração final de aproximadamente 64% em massa de H_2SO_4 na corrente de saída do terceiro efeito (Corrente H2SO4-3). Para a modelagem termodinâmica do sistema de evaporação, foi adotado o modelo ELECNRTL, adequado para representar soluções eletrolíticas não ideais e a dissociação do ácido sulfúrico em meio aquoso.

O fornecimento de energia térmica ao sistema é realizado por vapor saturado produzido em uma caldeira a 6 bar, modelada no Aspen Plus® por meio do pacote termodinâmico STEAM-TA, específico para a descrição das propriedades termofísicas da água e do vapor. O vapor gerado passa por uma válvula redutora de pressão, sendo expandido até 4 bar antes de ser utilizado como fluido de aquecimento no primeiro efeito do evaporador. O calor liberado pela condensação do vapor promove a evaporação da fração volátil da solução no vaso B1. O vapor gerado em cada efeito é reaproveitado como meio de aquecimento no efeito subsequente por meio de trocadores de calor intermediários, caracterizando a operação em múltiplos efeitos.

Essa configuração permite uma redução significativa do consumo específico de vapor quando comparada a sistemas de efeito simples, resultando em maior eficiência energética global do processo.

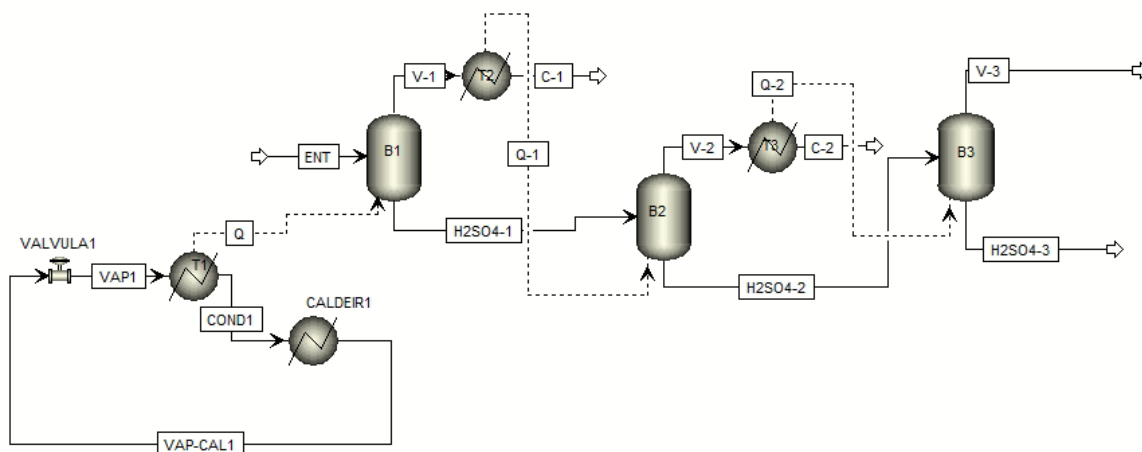


Figura 4.7- Fluxograma do evaporador de múltiplos efeitos, modelado no simulador Aspen Plus® v14 para concentração de solução aquosa de H₂SO₄, com reaproveitamento de vapor e aquecimento indireto. As linhas cheias são as correntes de material e as linhas pontilhadas representam a transferência de calor.

Fonte: Aspen Plus® v14

Tabela 4.9- Resultados da simulação do evaporador de múltiplos efeitos no Aspen Plus® v14, apresentando vazões mássicas, concentrações de H₂SO₄, condições de operação por efeito e parâmetros energéticos do processo de concentração

Parâmetro		S1	S2	S3	S4
1° efeito	Massa H ₂ SO ₄ entra	5882,73	6240,96	9059,26	10539,26
	Massa H ₂ O entra	22993,71	24393,17	47877,04	55694,06
	Vapor vivo (kg/h)	11733,41	12442,87	24733,88	27649,55
	Q necessário (GJ/h)	25,01	26,52	52,71	61,33
	kg vapor/kg água evaporada	0,60	0,60	0,58	0,56
2° efeito	P (bar)	2,5	2,5	2,5	2,5
	T (°C)	129	129	129	129
	Vapor gerado (kg/h)	6181,73	6553,44	13544,74	15761,69
	% H ₂ SO ₄ saída	25,9%	25,9%	20,9%	20,9%
	P (bar)	1,5	1,5	1,5	1,5
3° efeito	T (°C)	114	114	114	114
	Vapor gerado(kg/h)	6677,24	7079,35	14492,20	16863,58
	% H ₂ SO ₄ saída	36,7%	36,7%	31,3%	31,4%
	P (bar)	1,0	1,0	1,0	1,0
	T (°C)	108	108	108	108
	Vapor gerado(kg/h)	6834,37	7246,57	14743,74	17155,45
	% H ₂ SO ₄ saída	64%	64%	64%	64%

Fonte: Aspen Plus® v14

A Tabela 4.9 apresenta os principais resultados da simulação do sistema de evaporação de múltiplos efeitos, incluindo balanços de massa, condições operacionais e indicadores de desempenho energético obtidos a partir do Aspen Plus.

4.3.3.5 Energia térmica necessária no processo e caldeira

O vapor produzido sai da caldeira saturado à pressão de 6 bar. Parte deste vapor, após redução de pressão, alimenta o evaporador, enquanto outra parte é utilizada em um trocador de calor para aquecimento de água líquida inicialmente a aproximadamente 63 °C (calculada pelo balanço de energia). A água aquecida sai do trocador a cerca de 100 °C, em estado líquido, sendo utilizada para aquecer correntes de processo e manter a temperatura dos reatores. O vapor que alimenta o evaporador e o trocador de calor condensa-se, sendo descarregado como líquido saturado à pressão de 1 bar (veja Figura 4.7). A Tabela 4.10 sintetiza a demanda de energia exigida pela caldeira.

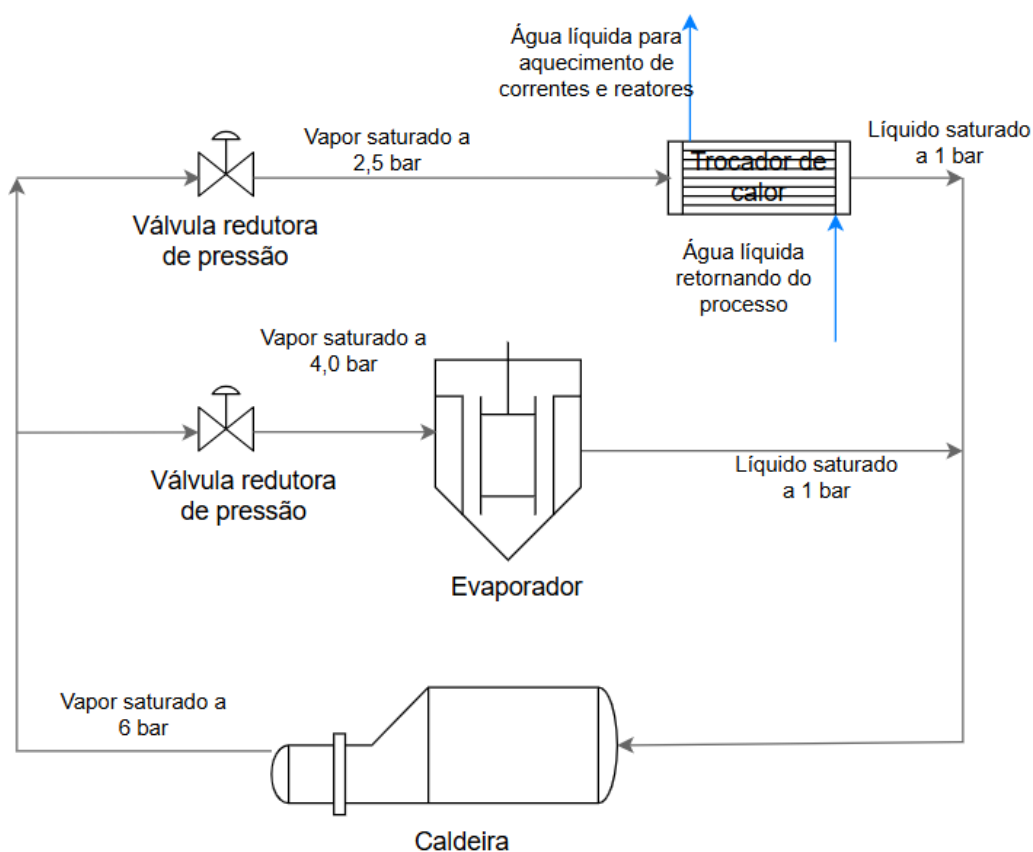


Figura 4.8- Esquema simplificado do sistema de fornecimento de calor da planta, incluindo caldeira, válvulas redutoras de pressão, evaporador e trocador de calor para aquecimento de correntes de processo.

Tabela 4.10- Carga térmica requerida da caldeira para os diferentes cenários do processo.

Cenário	Equipamento	GJ/h	Cenário	Equipamento	GJ/h
S1	Aquecimento da biomassa em R1	1,46	S2	Aquecimento da biomassa em R1	1,46
	Aquecimento da solução NaClO ₂ em R1	1,46		Aquecimento da solução NaClO ₂ em R1	0,41
	Perda de calor em R1	0,08		Perda de calor em R1	0,08
	Aquecimento da biomassa em R3	0,09		Aquecimento da biomassa em R4	0,16
	Aquecimento da solução NaOH em R3	2,15		Aquecimento da solução H ₂ SO ₄ em R4	0,45
	Perda de calor em R3	0,04		Perda de calor em R4	4,58.10 ⁻³
	Aquecimento da biomassa em R4	0,15		Evaporador	26,52
	Aquecimento da solução H ₂ SO ₄ em R4	0,43	S4	Aquecimento da solução NaOH em R1	6,42
	Perda de calor em R4	4,09.10 ⁻³		Perda de calor em R1	0,07
	Evaporador	25,01		Aquecimento da biomassa em R2	0,99
S3	Aquecimento da biomassa em R1	1,92		Aquecimento da solução H ₂ SO ₄ em R2	0,08
	Aquecimento da solução NaOH em R1	5,52		Perda de calor em R2	1,03.10 ⁻²
	Perda de calor em R1	0,08		Evaporador	61,33
	Aquecimento da biomassa em R2	0,85			
	Aquecimento da solução H ₂ SO ₄ em R2	0,07			
	Perda de calor em R2	7,65.10 ⁻³			
	Evaporador	52,71			

O calor requerido na caldeira foi calculado como a diferença entre a entalpia do vapor saturado a 6 bar ($h_{g,6\text{bar}} = 2756\text{kJ/kg}$) e a entalpia da água líquida saturada à pressão atmosférica ($h_{f,1\text{bar}} = 419\text{kJ/kg}$) (Smith et al., 2018), multiplicada pela vazão mássica total de alimentação, resultando em um requisito específico de 2337kJ/kg, sendo a vazão mássica de vapor requerida pelo processo de 16,1 ton/h em S1, 16,2 ton/h em S2, 31,2 ton/h e 31,4 ton/h em S3 e S4 respectivamente. Para estimativa do custo de instalação da caldeira foram utilizados os dados de custos da Tabela 6.6 de Towler; Sinnott (2008), considerando uma caldeira empacotada. A Equação 4.18 foi utilizada para a estimativa do custo.

$$c_e = a + b.S^n \quad (Eq. 4.18)$$

sendo c_e o custo do equipamento; a e b constantes para cada equipamento (para a caldeira considerada $a = 4600$ e $b = 62$); n o expoente para o equipamento (0,8 para a caldeira considerada) e S o parâmetro de tamanho, no caso da caldeira, é a vazão mássica de vapor gerada em kg/h. Os custos da caldeira estão demonstrados nas Tabelas 4.13.

4.3.3.6 Trocadores de calor

Conforme indicado no fluxograma do processo (Figura 4.3 e 4.4), a numeração e a função dos trocadores de calor variam de acordo com o cenário de simulação considerado. Nos

cenários S1 e S2, o trocador de calor 1 é responsável pelo aquecimento da corrente de NaClO_2 até 65 °C, antes de sua alimentação ao reator. O trocador de calor 2, presente apenas no cenário S1, promove o aquecimento da corrente de NaOH até 65 °C, condição necessária para a etapa de extração de proteínas. O trocador de calor 3 aquece a solução de H_2SO_4 até 45 °C, temperatura requerida para a etapa de extração da nanocelulose. O trocador de calor 4 realiza a integração energética entre as correntes de ar úmido e ar seco dos *spray dryers* (ver Figura 4.6), enquanto o trocador de calor 5 corresponde ao trocador no qual a água de aquecimento do processo recebe calor do vapor gerado na caldeira (ver Figura 4.8).

Nos cenários S3 e S4, o trocador de calor 1 é utilizado para o aquecimento da solução de NaOH na etapa de mercerização, enquanto o trocador de calor 2 promove o aquecimento da solução de H_2SO_4 utilizada na hidrólise. Os trocadores de calor 3 e 4 são destinados, respectivamente, à integração térmica entre o ar úmido e o ar seco dos *spray dryers*, e ao aquecimento da água do processo por meio da troca de calor com o vapor da caldeira.

A estimativa do custo dos trocadores de calor foi realizada com base na Tabela 6.6 de Towler; Sinnott (2008). Para esse fim, foi inicialmente necessário estimar a área de troca térmica, a partir da taxa de transferência de calor, conforme a Equação 4.19.

$$q = U \cdot A \cdot F \cdot \Delta T_{lm} \quad (\text{Eq. 4.19})$$

em que q é o calor trocado no trocar de calor; U é a coeficiente global de transferência de calor; A é a área de troca térmica; F é o fator de correção; e ΔT_{lm} é a diferença média logarítmica de temperatura, dado pela Equação 4.20:

$$\Delta T_{lm} = \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{\ln \left(\frac{\Delta T_1}{\Delta T_2} \right)} \quad (\text{Eq. 4.20})$$

Para escoamento em contracorrente entre o fluido quente e o fluido frio, as diferenças de temperatura são dados por:

$$\Delta T_1 = T_{q,ent} - T_{f,sai} \text{ e } \Delta T_2 = T_{q,sai} - T_{f,ent} \quad (\text{Eq. 4.21})$$

em que $T_{q,ent}$ é a temperatura de entrada do fluido quente; $T_{f,sai}$ é a temperatura de saída do fluido frio; $T_{q,sai}$ é a temperatura de saída do fluido quente; $T_{f,ent}$ é a temperatura de entrada do fluido frio.

Os valores do coeficiente global de transferência de calor (U) e do fator de correção (F) foram estimados a partir das heurísticas apresentadas na Tabela 11.11 de Turton et al. (2012). Para uma estimativa conservadora, os autores recomendam valores de F no intervalo de 0,85 a 0,90; sendo adotado $F= 0,85$ neste trabalho. Quanto ao coeficiente global de transferência de calor, foram utilizados os valores de $U= 850 \text{ W/m}^2/^{\circ}\text{C}$ para trocas térmicas entre água e líquidos e para condensadores, $U= 60 \text{ W/m}^2/^{\circ}\text{C}$ para trocas térmicas entre gás e líquido, e $U= 30 \text{ W/m}^2/^{\circ}\text{C}$ para trocas térmicas entre gases, conforme recomendado por Turton et al. (2012). A Tabela 4.11 resume os valores calculados para os trocadores de calor.

Após a estimativa da área de troca térmica, A , o custo de aquisição dos trocadores de calor foi calculado por meio da Equação 4.18, utilizando os parâmetros específicos para trocadores de calor apresentados na Tabela 4.12. Para áreas de troca térmica de até 180 m^2 , foram considerados trocadores de calor do tipo placas e quadros. Para áreas superiores a esse valor, adotaram-se trocadores de calor casco e tubos com tubos em U , com área máxima individual limitada a 1000 m^2 . Quando a área requerida excede esse limite, o sistema é dimensionado por meio da instalação de múltiplos trocadores de calor em paralelo, de forma a atender à área total necessária. Os custos dos trocadores são apresentados na Tabela 4.13.

Tabela 4.11- Resultados do dimensionamento térmico dos trocadores de calor nos cenários S1-S4.

Cenário	Trocador de calor	T q,ent ($^{\circ}\text{C}$)	T f,ent ($^{\circ}\text{C}$)	T q,sai ($^{\circ}\text{C}$)	T f,sai ($^{\circ}\text{C}$)	$\Delta T \text{ lm}$	Q trocado (kJ/h)	U (kJ/h/ $\text{m}^2/^{\circ}\text{C}$)	A (m^2)
S1	Trocador de calor 1	90	25,2	75	65	35,99	402792	3060	4,30
	Trocador de calor 2	90	25,2	75	65	35,99	2200126	3060	23,51
	Trocador de calor 3	90	25,2	55	45	36,88	28797	3060	0,30
	Trocador de calor 4	102,4	25,2	69,6	59,6	43,57	2858948	108	714,73
	Trocador de calor 5	127,4	64,5	100	90	36,43	4413401	216	659,90
S2	Trocador de calor 1	90	25,2	75	65	35,99	402792	3060	4,30
	Trocador de calor 3	90	25,2	55	45	36,88	30550	3060	0,32
	Trocador de calor 4	103,0	25,2	70,0	60,0	43,90	2770062	108	687,40
	Trocador de calor 5	127,4	63,9	100	90	36,73	2073261	216	307,43
S3	Trocador de calor 1	90	25,2	85	80	27,85	5521938,05	3060	76,24
	Trocador de calor 2	90	25,2	55	45	36,88	44346,15	3060	0,46
	Trocador de calor 3	127,4	78,8	100	90	28,55	23839749,10	216	4548,37
	Trocador de calor 4	105,0	25,2	71,0	61,0	44,87	5077261,59	108	1232,61
S4	Trocador de calor 1	90	25,2	85	80	27,85	6424046,99	3060	88,70
	Trocador de calor 2	90	25,2	55	45	36,88	51590,90	3060	0,54
	Trocador de calor 3	127,4	78,1	100	90	28,99	8111469,82	216	1523,90
	Trocador de calor 4	105,4	25,2	71,2	61,2	45,07	40860934,24	108	9875,56

Tabela 4.12- Parâmetros para a Equação 4.18 para a estimativa do custo de trocadores de calor.

Equipamento	Unidade de tamanho, S	S inferior	S superior	a	b	n
Trocador de calor casco e tubos com tubos em U	Área, m ²	10	1000	10000	88	1
Trocador de calor de placa e quadros	Área, m ²	1	180	1100	850	0,4

Fonte: Towler; Sinnott (2008)

4.3.3.7 Estimativa de energia elétrica requerida no processo

O consumo de energia elétrica do processo foi estimado por meio de uma abordagem híbrida baseada em dados de literatura e balanços de processo, combinando consumos específicos, potências nominais e correlações de engenharia. Os valores de consumo específico de energia (CEE) utilizados para tanques de lavagem, tanques de neutralização, reatores agitados, misturadores e demais operações auxiliares foram extraídos de Batista (2021). De forma análoga, o consumo do despulpador foi estimado a partir do trabalho de Gaudêncio (2023), que apresentou a modelagem da moagem utilizando a lei de Bond, relacionando a energia específica de cominuição à variação de granulometria do sólido. Neste trabalho, essa correlação foi aplicada à vazão mássica e à faixa granulométrica do material (por exemplo, de 10 mesh para 28 mesh), permitindo estimar de forma fisicamente fundamentada a potência elétrica requerida pelo equipamento. O resultado completo da aplicação dessa metodologia para os equipamentos do processo está disponível no Apêndice A1 (Tabela A1.2).

4.3.4 Análise Econômica

A Tabela 4.13 mostra de forma detalhada o cálculo dos custos diretos de instalação para o CAPEX. A Figura 4.9 ilustra a distribuição do CAPEX nos cenários S1 a S4. Os reatores de agitação contínua representam uma parcela significativa do CAPEX em todos os cenários, correspondendo a 44% em S1, 39% em S2, 23% em S3 e 20% em S4. A remoção do conjunto de equipamentos necessários para a produção de proteínas reduziu o CAPEX total em aproximadamente US\$ 27,6 milhões entre os cenários S1 e S2, dos quais US\$ 13,5 milhões correspondem ao reator de hidrólise com NaOH. Comparando os cenários S2 e S3, os custos dos reatores são 41,7% menores no cenário S3, pois este inclui apenas reatores para mercerização e hidrólise ácida. O custo dos reatores no cenário S4 é ligeiramente superior ao do cenário S3, porque o reator de hidrólise S4 é maior, gerando uma quantidade maior de CNCs na produção. Os custos de contingência, definidos como um fundo de reserva adicionado ao orçamento base do projeto para contabilizar riscos e incertezas, têm um impacto significativo no CAPEX. Representam 16,78% do CAPEX total, o equivalente a 25% dos custos diretos totais de instalação (CDI). O custo do sistema de recuperação de H₂SO₄ aumenta com o aumento

do volume de produção de CNCs devido ao maior consumo de ácido sulfúrico necessário para a hidrólise. No sistema de recuperação de H_2SO_4 , o evaporador apresenta o maior custo em todos os cenários, representando 11,7%, 15,1%, 23,0% e 22,1% do CAPEX nos cenários S1, S2, S3 e S4, respectivamente.

Os custos dos trocadores de calor no cenário S4 são notavelmente mais elevados do que nos outros cenários. Este aumento pode ser atribuído ao trocador de calor utilizado para a integração energética entre o ar seco de entrada e o ar úmido de saída do secador. O elevado custo deste é justificado não apenas pela alta vazão de ar quente requerida pelo secador (942.981,9 kg/h), mas também pelo baixo coeficiente de transferência de calor global característico para gases (aproximadamente $30 \text{ W/m}^2/^{\circ}\text{C}$).

Tabela 4.13- Custo direto de instalação (CDI) do CAPEX para os cenários (a) S1; (b) S2; (c) S3 e (d) S4.

(a)

	Equipamento	Unidade para escalonamento	Tamanho na biorrefinaria	Custo Simples (US\$)-2025, Dez.	País	Custo (milhões de US\$) ¹	Referência
Extração da seiva	Tanque de lavagem 1	Volume (m ³)	15,32	94205,58	BR	0,37	Batista, 2021
	Despolpador (em aço inoxidável)	Alimentação (ton/h)	22,13	78322,11	EUA	0,59	Towler & Sinnott, 2008
	Filtro prensa	Alimentação (ton/h)		250000,00	EUA	1,12	Chem READY, 2024
Extração do ácido algínico	Trocador de calor 1 (em aço inoxidável)	Área (m ²)	14,30	4390,56	EUA	0,12	Towler & Sinnott, 2008
	Tanque de mistura 1	Volume (m ³)	4,15	11540,30	BR	0,05	Batista, 2021
	Reator agitado 1 para branqueamento (em aço inoxidável)	Volume (m ³)	0,46	475022,18	EUA	16,79	Batista, 2021
	Filtro 1	Alimentação (ton/h)	40,84	61851,48	EUA	0,28	Batista, 2021
	Tanque de lavagem 2	Volume (m ³)	12,23	28044,81	BR	0,11	Batista, 2021
	Tanque de mistura 2	Volume (m ³)	2,03	6665,71	BR	0,03	Batista, 2021
	Reator agitado 2 para hidrólise (em aço inoxidável)	Volume (m ³)	0,19	360862,26	EUA	12,76	Batista, 2021
	Filtro 2	Alimentação (ton/h)	25,83	93034,15	EUA	0,42	Batista, 2021
	Reator de precipitação 1 (em aço inoxidável)	Volume (m ³)	24,15	248600,94	EUA	8,79	Batista, 2021
	Tanque de lavagem 3 (em aço inoxidável)	Volume (m ³)	13,88	13909,08	BR	0,23	Batista, 2021
	Filtro 3	Alimentação (ton/h)	0,63	88713,57	EUA	0,40	Batista, 2021
	Filtro 4	Alimentação (ton/h)	22,31	25197,98	EUA	0,11	Batista, 2022
	Spray-dryer 1	Alimentação (ton/dia)	2,74	208055,51	EUA	0,93	Batista, 2021
	Trocador de calor 2 (em aço inoxidável)	Área (m ²)	0,95	6869,51	EUA	0,19	Towler & Sinnott, 2008
	Tanque de mistura 3 (em aço inoxidável)	Volume (m ³)	22,65	19463,86	BR	0,32	Batista, 2021
	Reator agitado 3 para hidrólise (em aço inoxidável)	Volume (m ³)	1,11	382904,11	EUA	13,54	Batista, 2021
	Filtro 5	Alimentação (ton/h)	28,51	50252,06	EUA	0,23	Batista, 2021

	Reator de precipitação 2 (em aço inoxidável)	Volume (m³)	8,65	127812,57	EUA	4,52	Batista, 2021
	Tanque de lavagem 4 (em aço inoxidável)	Volume (m³)	4,58	4045,21	BR	0,07	Batista, 2021
	Filtro 6	Alimentação (ton/h)	0,08	45603,74	EUA	0,20	Batista, 2021
	Filtro 7	Alimentação (ton/h)	7,36	7328,38	EUA	0,03	Batista, 2022
	<i>Spray-dryer</i> 2	Alimentação (ton/dia)	0,35	58946,45	EUA	0,26	Batista, 2021
Extração do CNC	Tanque de lavagem 5 (em aço inoxidável)	Volume (m³)	3,77	47882,17	BR	0,78	Batista, 2021
	Filtro 8	Alimentação (ton/h)	4,96	86744,34	EUA	0,39	Batista, 2021
	Trocador de calor 3 (em aço inoxidável)	Área (m²)	1,61	2719,63	EUA	0,08	Towler & Sinnott, 2008
	Tanque de mistura 4 (em aço inoxidável)	Volume (m³)	0,32	4291,26	BR	0,07	Batista, 2021
	Reator agitado 4 para hidrólise (em aço inoxidável)	Volume (m³)	0,09	177829,64	EUA	6,29	Batista, 2021
	Tanque de lavagem 6 (em aço inoxidável)	Volume (m³)	7,94	30947,28	BR	0,50	Batista, 2021
	Sistema de decantadores multiestágio (centrífugas e tanques)	Água adicionada (m³/h)	2,40	1050332,07	EUA	4,71	Batista, 2021
	Diálise	Alimentação de água (ton/dia)	30,82	59109,98	EUA	0,26	Batista, 2021
	Microfiltração	Alimentação (ton/h)	12,25	70770,70	EUA	0,32	Batista, 2021
	<i>Spray-dryer</i> 3	Alimentação (ton/dia)	15,31	78896,27	EUA	0,35	Batista, 2021
	Sistema de membranas	Sólidos removidos (ton/dia)	6,13	24542,29	EUA	0,11	Batista, 2021
	Evaporador (em aço inoxidável)	Água removida (ton/dia)	0,50	814662,61	BR	16,54	Batista, 2021
	Condensador (em aço inoxidável)	Área (m²)	472,83	63435,72	EUA	0,00	Towler & Sinnott, 2008
Fornecimento de calor	Caldeira	Vazão de vapor (kg/h)	296,69	207281,78	EUA	0,93	Towler & Sinnott, 2008
	Trocador de calor 4	Área (m²)	0,00	121980,77	EUA	0,55	Towler & Sinnott, 2008
	Trocador de calor 5	Área (m²)	12989,35	113906,19	EUA	0,51	Towler & Sinnott, 2008

¹Custo (milhões de US\$) = Custo Simples (US\$)*quantidade*Fator de localização*Fator de material

(b)

	Equipamento	Unidade para escalonamento	Tamanho na biorrefinaria	Custo Simples (US\$)- 2025, Dez.	País	Custo (milhões de US\$) ¹	Referência
Extração da seiva	Tanque de lavagem 1	Volume (m³)	15,32	94205,58	BR	0,37	Batista, 2021
	Despolpador (em aço inoxidável)	Alimentação (ton/h)	22,13	78322,11	EUA	0,59	Towler & Sinnott, 2008
	Filtro prensa	Alimentação (ton/h)	0,00	250000,00	EUA	1,12	Chem READY, 2024
Extração do ácido algínico	Trocador de calor 1 (em aço inoxidável)	Área (m²)	4,15	4390,56	EUA	0,12	Towler & Sinnott, 2008
	Tanque de mistura 1	Volume (m³)	0,46	11540,30	BR	0,05	Batista, 2021
	Reator agitado 1 para branqueamento (em aço inoxidável)	Volume (m³)	40,84	475022,18	EUA	16,79	Batista, 2021
	Filtro 1	Alimentação (ton/h)	12,23	61851,48	EUA	0,28	Batista, 2021
	Tanque de lavagem 2	Volume (m³)	2,03	28044,81	BR	0,11	Batista, 2021
	Tanque de mistura 2	Volume (m³)	0,19	6665,71	BR	0,03	Batista, 2021
	Reator agitado 2 para hidrólise (em aço inoxidável)	Volume (m³)	25,83	360862,26	EUA	12,76	Batista, 2021
	Filtro 2	Alimentação (ton/h)	24,15	93034,15	EUA	0,42	Batista, 2021
	Reator de precipitação 1 (em aço inoxidável)	Volume (m³)	13,88	248600,94	EUA	8,79	Batista, 2021
	Tanque de lavagem 3 (em aço inoxidável)	Volume (m³)	0,63	13907,02	BR	0,23	Batista, 2021
	Filtros 3 e 4	Alimentação (ton/h)	22,72	114888,45	EUA	0,51	Batista, 2021
	Spray-dryer 1	Alimentação (ton/dia)	30,84	208055,51	EUA	0,93	Batista, 2021
Extração do CNC	Tanque de lavagem 4 (em aço inoxidável)	Volume (m³)	5,50	50927,28	BR	0,83	Batista, 2021
	Filtro 6	Alimentação (ton/h)	23,81	92260,93	EUA	0,41	Batista, 2021
	Trocador de calor 3 (em aço inoxidável)	Área (m²)	0,34	2740,66	EUA	0,08	Towler & Sinnott, 2008
	Tanque de mistura 4 (em aço inoxidável)	Volume (m³)	0,09	4446,19	BR	0,07	Batista, 2021
	Reator agitado 4 para hidrólise (em aço inoxidável)	Volume (m³)	8,42	184249,92	EUA	6,51	Batista, 2021
	Tanque de lavagem 5 (em aço inoxidável)	Volume (m³)	2,55	32110,85	BR	0,52	Batista, 2021
	Sistema de decantadores multiestágio (centrífugas e tanques)	Água adicionada (m³/h)	32,70	1088253,33	EUA	4,88	Batista, 2021
	Diálise	Alimentação de água (ton/dia)	12,31	59288,02	EUA	0,27	Batista, 2021
	Microfiltração	Alimentação (ton/h)	15,99	72650,04	EUA	0,33	Batista, 2021
	Spray-dryer 2	Alimentação (ton/dia)	6,16	79133,91	EUA	0,35	Batista, 2021
	Sistema de membranas	Sólidos removidos (ton/dia)	0,53	25529,85	EUA	0,11	Batista, 2021
	Evaporador (em aço inoxidável)	Água removida (ton/dia)	501,60	844057,29	BR	17,13	Batista, 2021
	Condensador (em aço inoxidável)	Área (m²)	314,75	66277,89	EUA	0,00	Towler & Sinnott, 2008
Fornecimento de calor	Caldeira	Vazão de vapor (kg/h)	12832,28	205326,13	EUA	0,92	Towler & Sinnott, 2008
	Trocador de calor 4	Área (m²)	782,70	117955,97	EUA	0,53	Towler & Sinnott, 2008
	Trocador de calor 5	Área (m²)	357,51	62004,03	EUA	0,28	Towler & Sinnott, 2008

(c)

	Equipamento	Unidade para escalonamento	Tamanho na biorrefinaria	Custo Simples (US\$)-2025, Dez.	País	Custo (milhões de US\$) ¹	Referência
Extração da seiva	Tanque de lavagem 1	Volume (m³)	15,12	93449,92	BR	0,37	Batista, 2021
	Despolpador (em aço inoxidável)	Alimentação (ton/h)	21,68	77538,95	EUA	0,58	Towler & Sinnott, 2008
	Filtro prensa	Alimentação (ton/h)	21,68	250000,00	EUA	1,12	Chem READY, 2024
Pré-tratamento	Trocador de calor 1 (em aço inoxidável)	Área (m²)	61,49	9892,22	EUA	0,28	Towler & Sinnott, 2008
	Tanque de mistura 1	Volume (m³)	15,12	93449,92	BR	0,37	Batista, 2021
	Reator agitado 1 (em aço inoxidável)	Volume (m³)	36,69	445445,69	EUA	15,75	Batista, 2021
	Filter 1	Alimentação (ton/h)	34,35	114943,70	EUA	0,51	Batista, 2021
	Tanque de lavagem 2 (em aço inoxidável)	Volume (m³)	12,57	83670,00	BR	1,36	Batista, 2021
	Filtro 2	Alimentação (ton/h)	54,47	151578,32	EUA	0,68	Batista, 2021
	Trocador de calor 2 (em aço inoxidável)	Área (m²)	0,49	2885,33	EUA	0,08	Towler & Sinnott, 2008
	Tanque de mistura 2 (em aço inoxidável)	Volume (m³)	0,14	5560,23	BR	0,09	Batista, 2021
	Reator agitado 2 para hidrólise (em aço inoxidável)	Volume (m³)	18,31	293506,56	EUA	10,38	Batista, 2021
	Sistema de decantadores multiestágio (centrífugas e tanques)	Água adicionada (m³/h)	47,47	1360927,79	EUA	6,10	Batista, 2021
	Diálise	Alimentação de água (ton/dia)	822,13	737475,48	EUA	3,30	Batista, 2021
	Microfiltração	Alimentação (ton/h)	15,39	71007,44	EUA	0,32	Batista, 2021
	<i>Spray-dryer</i>	Alimentação (ton/dia)	81,50	372717,54	EUA	1,67	Batista, 2021
	Sistema de membranas	Sólidos removidos (ton/dia)	0,69	29822,42	EUA	0,13	Batista, 2021
	Evaporador (em aço inoxidável)	Água removida (ton/dia)	1027,36	1297743,36	BR	26,34	Batista, 2021
Fornecimento de calor	Caldeira	Vazão de vapor (kg/h)	31138,57	514170,88	EUA	2,30	Towler & Sinnott, 2008
	Trocador de calor 4	Área (m²)	1398,97	163987,19	EUA	1,47	Towler & Sinnott, 2008
	Trocador de calor 3	Área (m²)	3585,48	163987,19	EUA	3,67	Towler & Sinnott, 2008

(d)

	Equipamento	Unidade para escalonamento	Tamanho na biorrefinaria	Custo Simples (US\$)-2025, Dez.	País	Custo (milhões de US\$) ¹	Referência
Pré-tratamento	Tanque de lavagem 1	Volume (m³)	15,12	93449,92	BR	0,37	Batista, 2021
	Moinho martelo reversível	Alimentação (ton/h)	21,68	77538,95	EUA	0,35	Towler & Sinnott, 2008
	Secador	Alimentação (ton/dia)	520,38	1133655,65	EUA	5,08	Batista, 2021
	Trocador de calor 1 (em aço inoxidável)	Área (m²)	71,54	10394,61	EUA	0,29	Towler & Sinnott, 2008
	Tanque de mistura 1	Volume (m³)	15,12	93449,92	BR	0,37	Batista, 2021
	Reator agitado 1 (em aço inoxidável)	Volume (m³)	33,58	422387,56	EUA	14,93	Batista, 2021
	Filtro 1	Feed (ton/h)	31,65	109428,84	EUA	0,49	Batista, 2021
	Tanque de lavagem 2 (em aço inoxidável)	Volume (m³)	14,63	91618,10	BR	1,49	Batista, 2021
	Filtro 2	Alimentação (ton/h)	63,36	165977,26	EUA	0,74	Batista, 2021
	Trocador de calor 2 (em aço inoxidável)	Área (m²)	0,58	2950,52	EUA	0,08	Towler & Sinnott, 2008
	Tanque de mistura 2 (em aço inoxidável)	Volume (m³)	0,16	6088,68	BR	0,10	Batista, 2021
	Reator agitado 2 para hidrólise (em aço inoxidável)	Volume (m³)	21,30	321401,67	EUA	11,36	Batista, 2021
	Sistema de decantadores multiestágio (centrífugas e tanques)	Água adicionada (m³/h)	55,22	1490271,48	EUA	6,68	Batista, 2021
	Diálise	Alimentação de água (ton/dia)	853,98	754491,68	EUA	3,38	Batista, 2021
	Microfiltração	Alimentação (ton/h)	18,07	78185,71	EUA	0,35	Batista, 2021
	<i>Spray-dryer</i>	Alimentação (ton/dia)	84,68	381367,77	EUA	1,71	Batista, 2021
	Sistema de membranas	Sólidos removidos (ton/dia)	0,82	33190,29	EUA	0,15	Batista, 2021
	Evaporador (em aço inoxidável)	Água removida (ton/dia)	1195,09	1421003,69	BR	28,84	Batista, 2021
Fornecimento de calor	Caldeira	Vazão de vapor (kg/h)	31352,49	464665,05	EUA	2,08	Towler & Sinnott, 2008
	Trocador de calor 4	Área (m²)	11201,20	163987,19	EUA	7,35	Towler & Sinnott, 2008
	Trocador de calor 3	Área (m²)	1689,43	163987,19	EUA	1,47	Towler & Sinnott, 2008

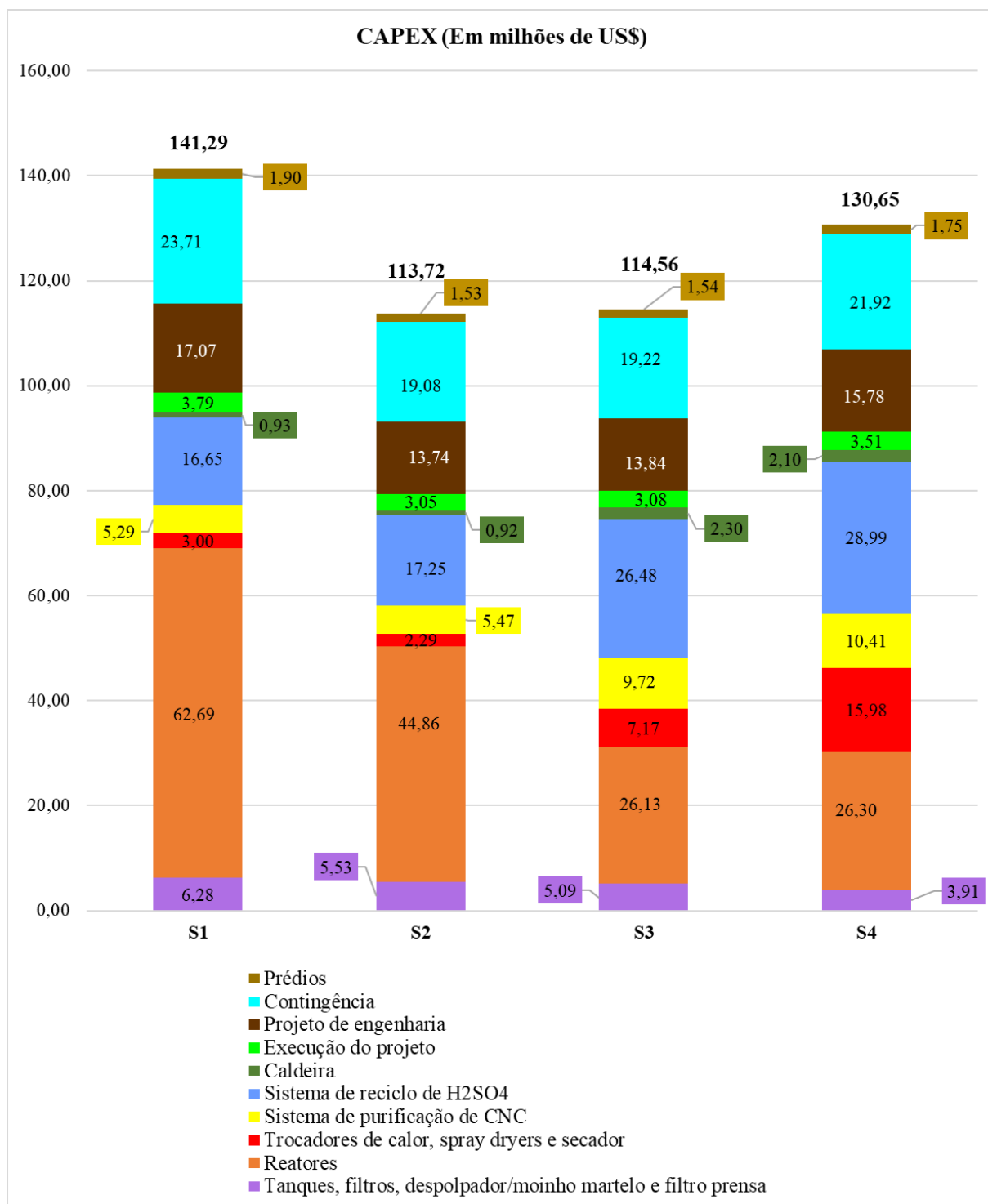


Figura 4.9 - Custos de CAPEX para cada cenário da biorrefinaria para a produção de CNCs a partir da macroalga *Sargassum* sp., em US\$ milhões.

A Tabela 4.14(a) apresenta os custos de insumos e utilidades associados aos custos operacionais (OPEX). Esses custos são baseados nos valores de consumo descritos na Tabela 4.5. O cenário S3 apresenta o menor custo total para matérias-primas e utilidades, pois envolve menos fases de processo, focando-se exclusivamente na produção de seiva e CNC. O cenário

S4 apresentou o maior custo, impulsionado principalmente pela grande demanda energética na etapa de secagem. Consequentemente, o gasto com biogás, queimado no secador e no *spray dry*, representou uma fração significativa dos custos operacionais totais.

Tabela 4.14- (a) Custos de insumos e utilidades associados ao OPEX em milhões de dólares por ano; (b) Preço de venda de subprodutos.

(a)

	Preço (Jan. 2025)	Referência	Custo (milhões de US\$ por ano)			
			S1	S2	S3	S4
Macroalga	53,27 US\$/ton	Caxiano et al. (2022)	9,43	9,43	9,43	9,43
NaClO ₂ puro	818,00 US\$/ton	Market Research Future	0,82	0,82	0,00	0,00
Na ₂ CO ₃ puro	358,00 US\$/ton	IMARC	2,86	2,86	0,00	0,00
HCl concentrado 36%	224,00 US\$/ton	Chemanalyst	4,66	3,65	0,00	0,00
NaOH puro	415,00 US\$/ton	Chemanalyst	1,00	0,28	4,50	5,23
H ₂ SO ₄ 98%	213,28 US\$/ton	Ycharts	0,75	0,79	1,15	1,34
Água	2,89 US\$/ton	CASAL.gov	2,96	2,87	3,56	3,72
Eletricidade	143,86 US\$/MWh	Equatorial Energia	0,51	0,45	0,43	0,47
Bagaço de cana	17,40 US\$/ton	Batista (2021)	0,69	0,68	1,56	1,34
Biogás	0,43 US\$/m ³	EPE (2018)	0,00	0,00	0,00	9,21
Tratamento de Efluente	0,74 US\$/m ³	Batista (2021)	0,81	0,78	1,03	1,07
TOTAL			24,48	22,61	21,65	31,81

(b)

Produto	Preço de venda	Referência
Seiva	179,04 US\$/tonelada	Um quarto dos valores reportados por Baghel et al. (2020), corrigidos pela inflação
Ácido algínico com 95% de pureza	298,40 US\$/tonelada	
Proteína com 95% de pureza	713,17 US\$/tonelada	
CNC com 95% de pureza	PMV US\$/tonelada	

Na análise de fluxo de caixa (AFC), as receitas da venda de subprodutos também foram consideradas. Os preços de venda foram baseados nos valores relatados por Baghel et al. (2020), mas em um cenário mais conservador para se adequar à escala de produção e às condições de mercado. Nesse sentido, os preços de venda foram considerados como 25% dos relatados por Baghel et al. (2020). Os preços dos subprodutos são apresentados na Tabela 4.14(b). O método de fluxo de caixa utilizado para calcular o Preço Mínimo de Venda (PMV) foi baseado em Batista (2021). Considerou-se que a vida útil da planta seria de 25 anos. Aplicando a Equação 4.5 e igualando a TIR à TMA, o PMV foi de US\$ 14.805,67 por tonelada de pó de CNC com 95% de pureza para o cenário S1. Da mesma forma, os PMV para CNCs nos cenários S2, S3 e S4 foram de US\$ 11.098,54/ton de CNC, US\$ 3.521,02/ton e US\$ 8.567,07/ton, respectivamente.

A Tabela 4.15 reúne valores de Preço Mínimo de Venda (PMV) de CNC seco reportados na literatura, atualizados para valores de dezembro de 2025 com base na inflação global do Fundo Monetário Internacional. Esses estudos abrangem diferentes matérias-primas, rotas de hidrólise e escalas de produção, fornecendo base para comparação com os resultados obtidos neste trabalho. O cenário S1 apresentou o maior PMV entre os cenários avaliados neste estudo, atingindo US\$ 14.805,67/ton de CNC, valor próximo ao reportado por Rosales-Calderon; Pereira; Arantes (2021) para a produção de CNC por hidrólise sulfúrica a partir de polpa *kraft* de eucalipto (US\$ 13.404/ton, valor atualizado) e por Bondancia e Batista et al. (2022) para a rota baseada em ácido cítrico (US\$ 13.339/ton, valor atualizado). Essa similaridade reflete o caráter intensivo em reagentes químicos e energia das rotas baseadas em hidrólise ácida convencional, especialmente quando integradas a múltiplos coprodutos. O cenário S2 resultou em um PMV de US\$ 11.098,54/ton de CNC. A exclusão da etapa de extração de proteína em S2 aumentou a fração de celulose disponível para a produção de CNC, elevando a produtividade do produto principal e reduzindo seu PMV em relação ao cenário S1.

O cenário S3 apresentou o melhor desempenho econômico entre todos os cenários avaliados neste estudo, com um PMV de US\$ 3.521,02/ton de CNC. Esse valor situa-se na mesma ordem de grandeza dos melhores resultados reportados na literatura recente, como os de Lan et al. (2024), que obtiveram um PMV atualizado de US\$ 5.052/ton para uma rota sulfúrica otimizada com recuperação de ácido e energia renovável, e de Blair; Mabee (2021), que reportaram US\$ 2.213/ton utilizando o processo AVAP integrado a uma biorrefinaria florestal. Além disso, o PMV do S3 é inferior aos valores reportados por Rajendran et al. (2023)

(US\$ 5.512/ton), mesmo esse estudo sendo baseado em planta de grande porte e matéria-prima lignocelulósicas convencionais; Zhu et al. (2025) e Penloglou et al. (2023).

Tabela 4.15- Alguns PMV de CNCs relatados na literatura*.

Autores	Matéria-prima	Hidrólise	PMV CNC seco (US\$/ton)	PMV atualizado (US\$/ton)
Zhu et al. (2025)	Resíduos de batata-doce	Ácido clorídrico	6.000	6.246
Lan et al. (2024)	Polpa celulósica	Ácido sulfúrico	4.587	5.052
Rajendran et al. (2023)	Polpa de madeira	Ácido sulfúrico	4.690	5.512
Penloglou et al. (2023)	<i>Phalaris aquatica</i> L.	Ácido sulfúrico	6.430	7.556
Zhang et al. (2022)	Algodão	Ácido sulfúrico	13.380	17.076
Bondancia et al. (2022)	Bagaço de cana-de-açúcar	Ácido cítrico	10.452	13.339
Calderon-Rosales et al. (2021)	Polpa Kraft branqueada de eucalipto	Ácido sulfúrico	10.031	13.404
Calderon-Rosales et al. (2021)	Polpa Kraft branqueada de eucalipto	Enzimática	65.740	87.843
Batista (2021)	Bagaço de cana-de-açúcar	Ácido sulfúrico	6.029	8.056
Blair e Mabee (2021)	Cavacos de madeira macia	Enzimática	1.656	2.213

* Os valores do PMV foram atualizados para valores de janeiro de 2025 com base na inflação global do Fundo Monetário Internacional (FMI).

O cenário S4 apresentou um PMV de US\$ 8.567,07/ton, valor próximo ao reportado por Batista (2021). Nesse caso, a principal penalização econômica está associada à etapa de secagem térmica da alga, que domina o consumo de energia e o OPEX do processo. Caso a biomassa algal fosse previamente desaguada por meio de um filtro prensa, removendo a maior parte da água livre antes da secagem, como realizado no cenário S3, e a seiva fosse tratada como efluente em vez de coproduto, o PMV seria reduzido para US\$ 6.803,84/ton de CNC, aproximando-se dos melhores valores reportados para rotas sulfúricas convencionais.

No que diz respeito às rotas enzimáticas, Rosales-Calderon; Pereira; Arantes (2021) reportaram um PMV extremamente elevado, de US\$ 87.843/ton de CNC (valor atualizado), resultado diretamente associado ao baixo rendimento da hidrólise enzimática, de apenas 5,8%, o que leva a uma utilização ineficiente da matéria-prima e a elevados custos por unidade de produto. Em contraste, Blair; Mabee (2021) demonstraram que rotas baseadas em enzimas podem ser altamente competitivas quando integradas a biorrefinarias avançadas. Utilizando a tecnologia AVAP (*American Value Added Pulping*), baseada no fracionamento SO₂-etanol-água (SEW), os autores obtiveram um PMV de apenas US\$ 2.213 /ton (valor atualizado), o

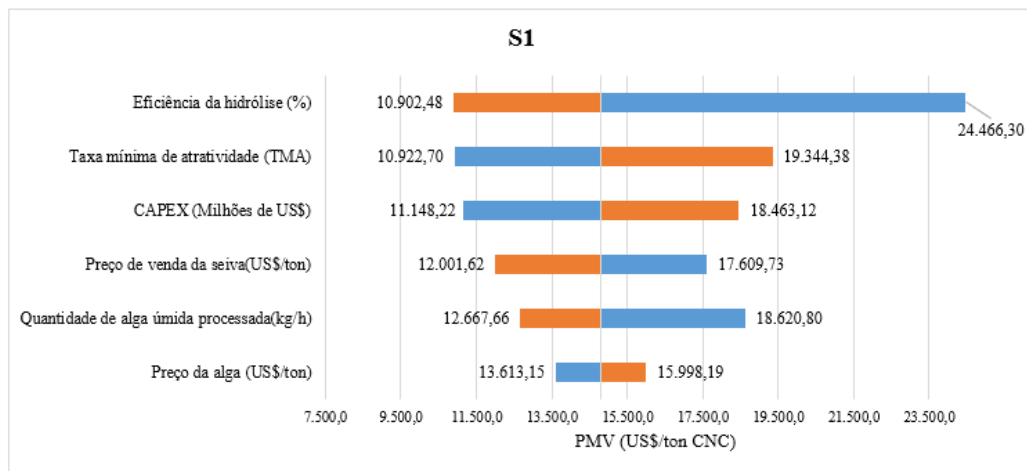
menor entre todos os estudos comparados. Esse desempenho é atribuído à remoção prévia da celulose amorfa durante o fracionamento, à produção simultânea de coprodutos de alto valor (açúcares, lignossulfonato e lignina nativa) e ao baixo consumo energético do tratamento mecânico, da ordem de 500 kWh/ton, significativamente inferior aos métodos convencionais.

Esses resultados indicam que os cenários baseados em macroalgas, particularmente o S3, apresentam competitividade econômica comparável ou superior às rotas lignocelulósicas mais avançadas descritas na literatura, posicionando a biorrefinaria proposta como uma alternativa promissora para a produção sustentável de nanocristais de celulose.

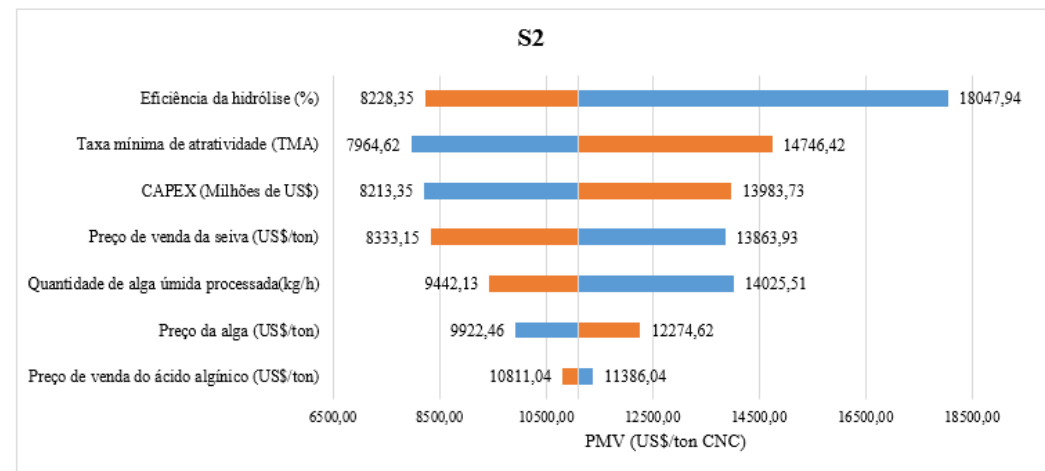
4.3.5 Análises de sensibilidade e incerteza da análise econômica

A análise de sensibilidade, representada pelos diagramas de tornado na Figura 4.10, indica variação nos determinantes do Preço Mínimo de Venda (PMV) entre os cenários avaliados, em função da configuração da biorrefinaria. Nos cenários S1 e S2 a eficiência da hidrólise apresenta a maior contribuição para a variação do PMV. A assimetria observada, em que reduções no rendimento resultam em aumentos mais intensos do PMV do que os ganhos obtidos por incrementos equivalentes, indica maior sensibilidade a perdas operacionais. Esse comportamento reflete a dependência do sistema em relação ao desempenho da etapa de conversão da biomassa, na qual variações no rendimento afetam diretamente a quantidade de produto gerado e, conseqüentemente, o custo unitário.

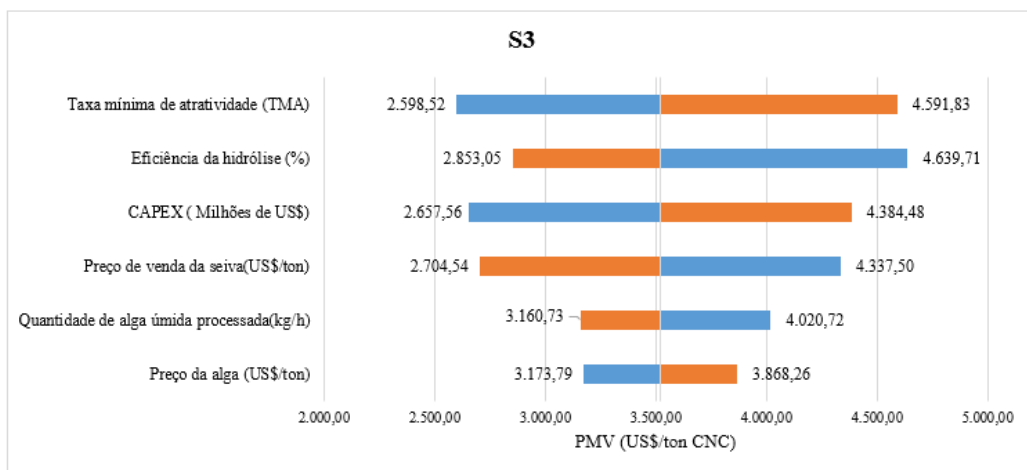
No cenário S3 observa-se aumento da influência relativa da Taxa Mínima de Atratividade (TMA) em comparação aos cenários S1 e S2. Esse resultado indica maior participação de variáveis financeiras na determinação do PMV, sem eliminar a relevância da eficiência de hidrólise. A maior sensibilidade à TMA sugere dependência das condições de financiamento e do custo de capital, especialmente em contextos com maior variabilidade econômica. No cenário S4, que considera apenas a produção de CNC, observa-se que variações nos parâmetros resultam em mudanças menores no PMV, indicando menor sensibilidade do sistema e maior previsibilidade do custo. Ainda assim, a eficiência de hidrólise permanece entre as variáveis mais relevantes.



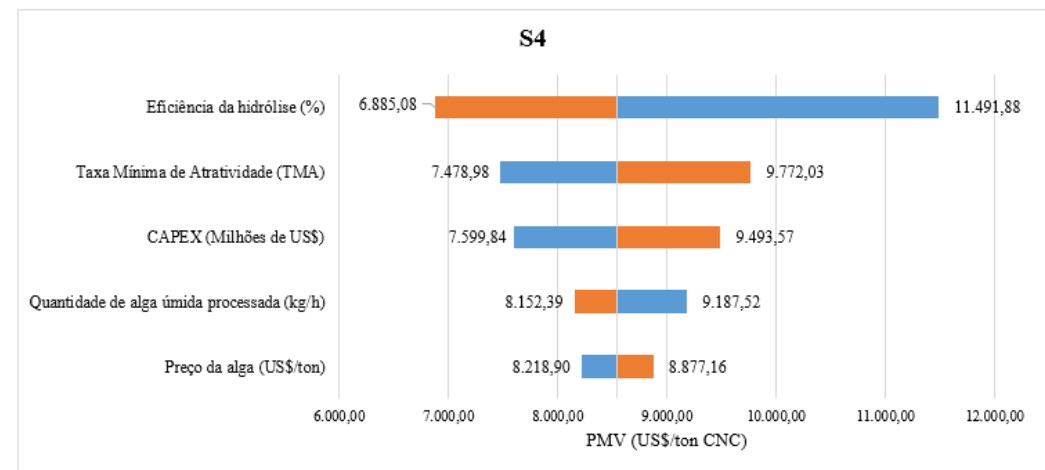
(a)



(b)



(c)



(d)

Figura 4.10 - Análise de sensibilidade para os cenários (a) S1, (b) S2, (c) S3 e (d) S4 de uma biorrefinaria para processamento de macroalgas. As barras laranjas representam a resposta sensível do PMV de CNCs quando o parâmetro original foi aumentado em 25%, e as barras azuis representam a resposta sensível do PMV de CNCs quando o parâmetro original foi reduzido em 25%.

Em todos os cenários, o preço da macroalga apresenta contribuição consistente para a variação do PMV, indicando dependência do custo de matéria-prima. Esse resultado sugere exposição à disponibilidade de biomassa, sazonalidade e condições de suprimento. Nos cenários S1 e S2, essa dependência ocorre em um sistema com maior número de etapas e fluxos de produto, no qual o custo da biomassa impacta simultaneamente diferentes linhas de processamento. Dessa forma, variações no preço da matéria-prima podem comprometer o balanço econômico global, tornando a estabilidade do suprimento um fator relevante para a manutenção do PMV dentro de faixas competitivas.

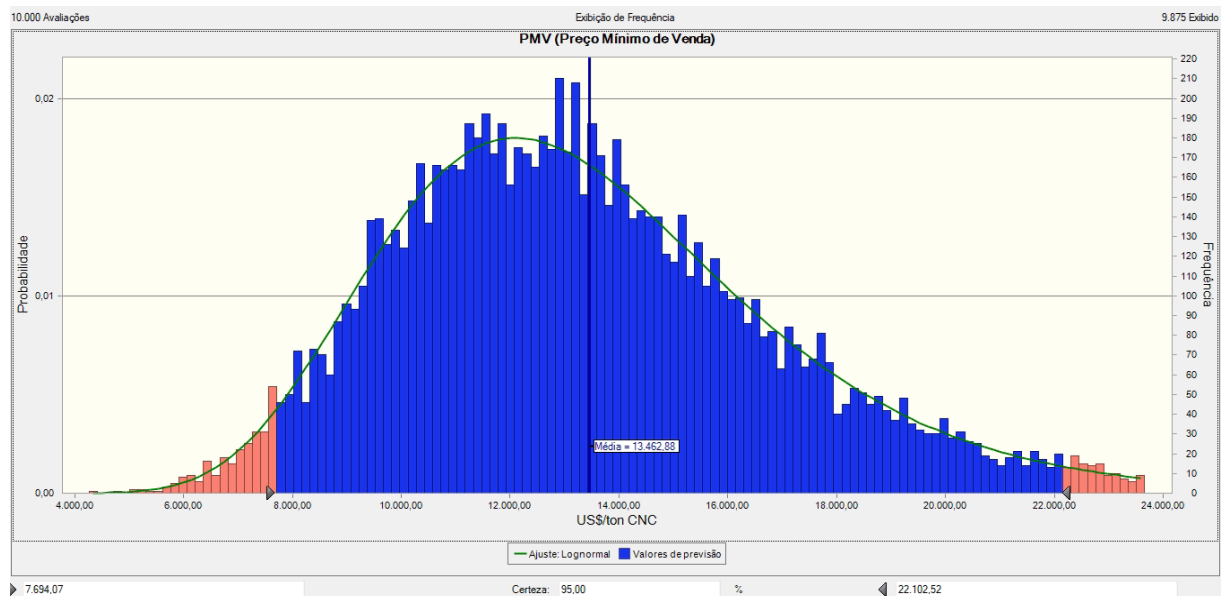
A análise de incerteza baseada em simulação de Monte Carlo evidencia que a viabilidade econômica do CNC de origem algal é fortemente dependente não apenas do valor médio do PMV, mas da sua distribuição probabilística e do posicionamento em diferentes segmentos de mercado. Diferentemente de commodities, o mercado de nanocelulose é altamente segmentado. Estudos de análise técnico-econômica reportam ampla variação nos preços mínimos de venda para CNC, com valores em torno de US\$ 10.031/ton para rotas ácidas otimizadas e podendo atingir até US\$ 65.740/ton em processos enzimáticos ainda não consolidados (Mordor Intelligence, 2025). Esses valores não representam diretamente preços de mercado, mas refletem a forte dependência da viabilidade econômica em relação à rota tecnológica e ao grau de maturidade do processo. Em paralelo, relatórios de mercado indicam que a nanocelulose é comercializada em diferentes segmentos, desde aplicações industriais intermediárias até nichos de alto valor agregado, o que resulta em uma ampla faixa de preços praticados (Mordor Intelligence, 2025; Grand View Research, 2024; Data Bridge Market Research, 2024; Precedence Research, 2025).

O cenário S1, com média de US\$ 13.462,88/ton e limite superior de US\$ 22.102,52/ton (veja Figura 4.11a), não pode ser classificado genericamente como inviável. No entanto, sua distribuição posiciona o produto predominantemente fora da faixa competitiva de aplicações industriais de médio valor, restringindo sua inserção a nichos de alto valor agregado, como aplicações biomédicas ou funcionais avançadas. Além disso, a elevada dispersão indica forte sensibilidade a variáveis operacionais, o que aumenta o risco de inviabilidade econômica sob condições adversas. Esse comportamento é consistente com estudos de TEA para nanocelulose, que apontam a intensidade de CAPEX e os custos de processamento como principais limitantes à competitividade em larga escala.

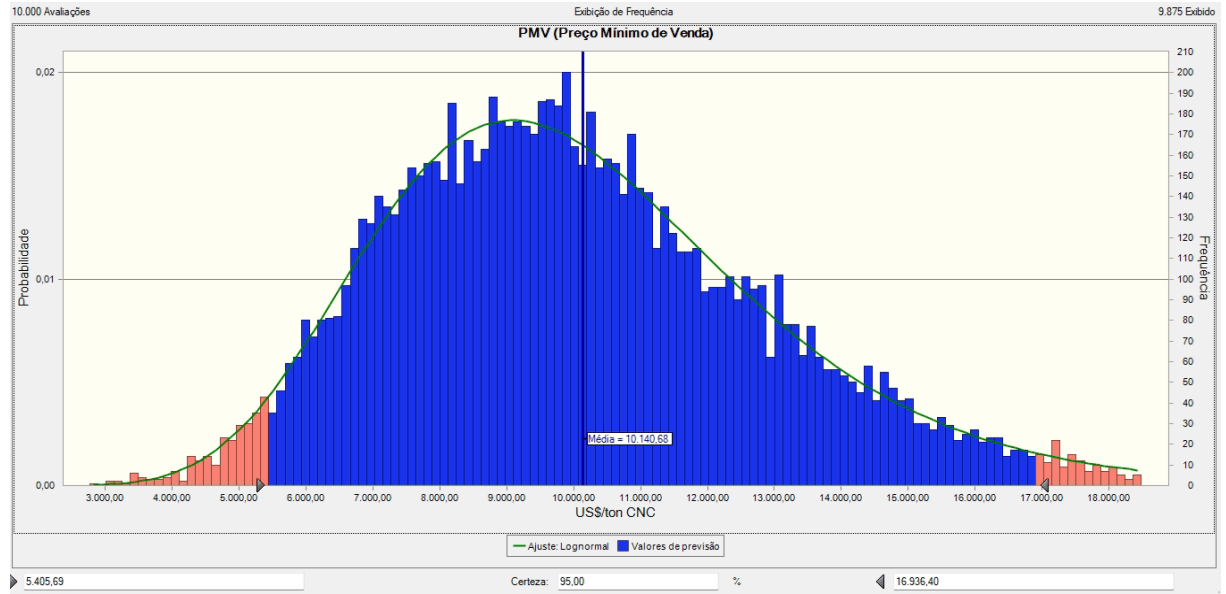
Por outro lado, o cenário S3 apresenta uma faixa de PMV entre US\$ 1.915,80 e US\$ 5.105,39/ton (Figura 4.11c), posicionando-se integralmente abaixo dos valores

tipicamente associados a aplicações industriais intermediárias. Esse resultado indica não apenas viabilidade econômica robusta, mas também alta probabilidade de competitividade em mercados mais sensíveis a preço, reduzindo a dependência de nichos premium. Sob a ótica de risco, trata-se do cenário com maior dominância estocástica, uma vez que mantém competitividade mesmo em condições desfavoráveis.

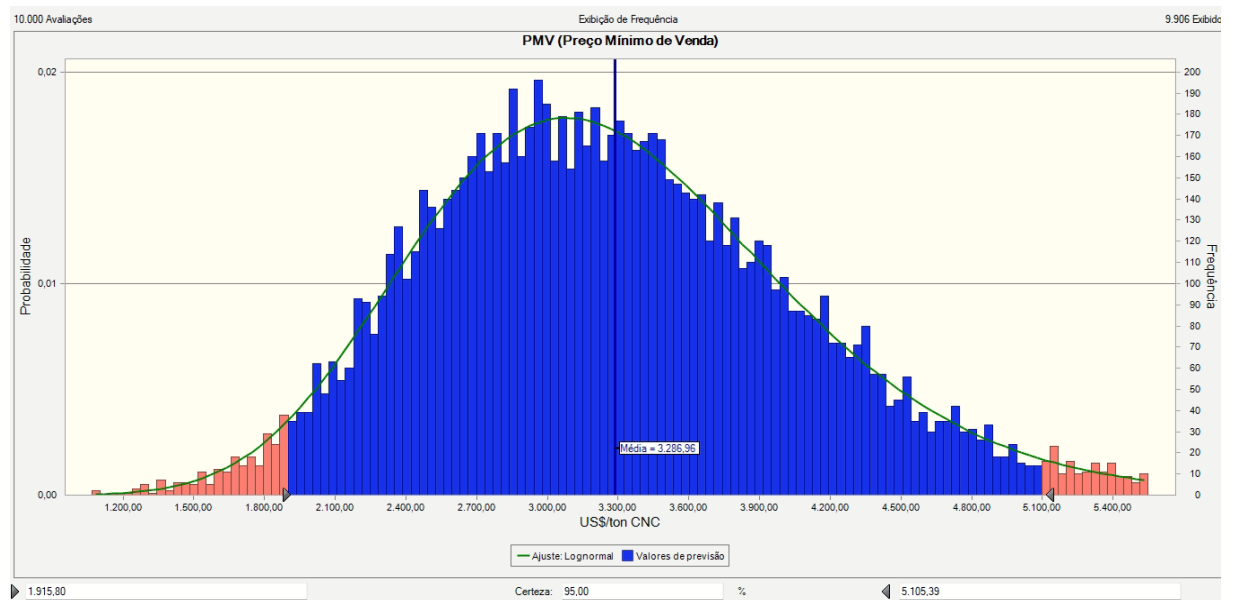
Os cenários intermediários S2 e S4 evidenciam um trade-off entre redução de custo e controle de incerteza. O S2, embora apresente redução no PMV médio, mantém uma cauda superior significativa (até US\$ 16.936,40/ton), indicando probabilidade não desprezível de perda de competitividade em segmentos de menor valor agregado. Em contraste, o S4 apresenta menor dispersão e limite superior de US\$ 10.695,37/ton, sugerindo maior previsibilidade econômica. Esse comportamento indica que a redução da variabilidade pode ser tão relevante quanto a redução do custo médio, especialmente sob a perspectiva de investidores avessos ao risco.



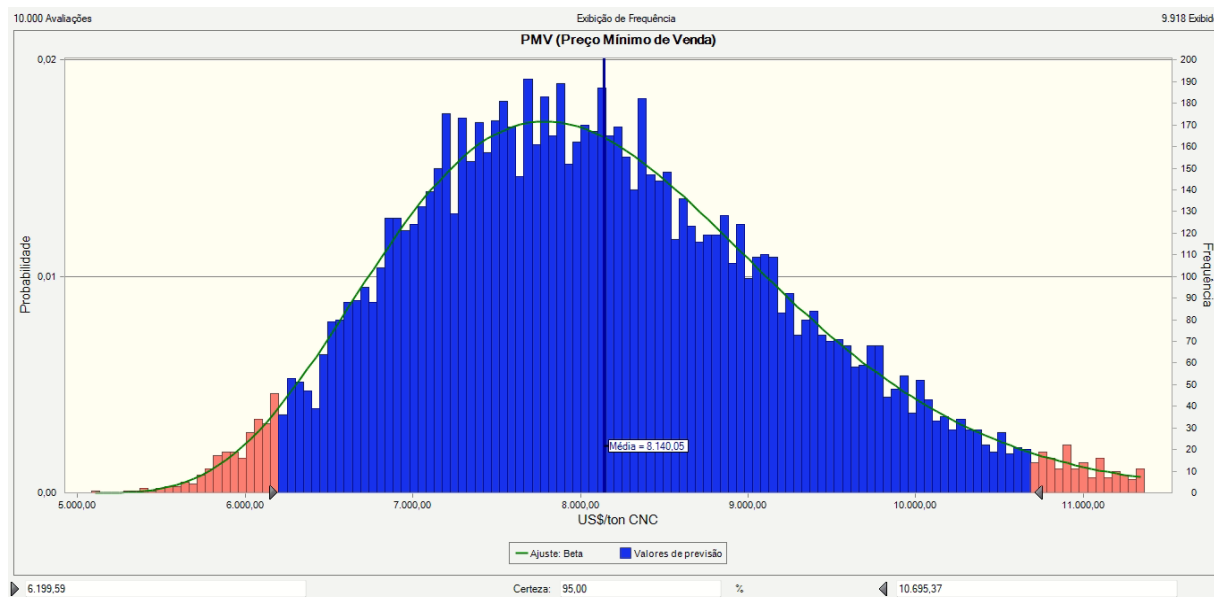
(a)



(b)



(c)



(d)

Figura 4.11- Resultado de uma análise de incerteza de Monte Carlo com 10.000 iterações para os cenários (a) S1, (b) S2, (c) S3 e (d) S4.

Fonte: Oracle Crystal Ball

4.3.6 Avaliação de Ciclo de Vida

Conforme mostrado na Figura 4.12, o cultivo de macroalgas apresenta valores negativos para o Potencial de Eutrofização (EP) e o Potencial de Aquecimento Global (GWP), o que indica a ocorrência de créditos ambientais. Esses valores decorrem da assimilação biológica de nutrientes dissolvidos na água do mar e da remoção de CO₂ atmosférico durante o crescimento das algas, refletindo o papel do cultivo de macroalgas como um mecanismo de remoção temporária de carbono da atmosfera (Aitken et al., 2014). Esse comportamento reforça o potencial das macroalgas como matéria-prima para sistemas de biorrefinaria voltados à descarbonização.

Os impactos associados ao Potencial de Acidificação (AP) e ao Potencial de Depleção da Camada de Ozônio (ODP) foram baixos, atingindo $3,13 \cdot 10^{-4}$ kg SO₂ eq/kg e $3,60 \cdot 10^{-9}$ kg CFC-11 eq/kg de algas cultivadas, respectivamente. Em contraste, o Potencial de Ecotoxicidade Marinha e Aquática (MAEP) apresentou valor elevado, de 80,67 kg 1,4-DB eq/kg de algas, sendo aproximadamente 49,1 kg 1,4-DB eq atribuídos à produção de aço cromo, principalmente devido ao tratamento de resíduos contendo níquel, e cerca de 26,6 kg 1,4-DB eq associados aos materiais de construção do galpão, em especial o cobre, cuja produção envolve rejeitos sulfetados. A fabricação de metais e o tratamento de seus resíduos são reconhecidos como importantes fontes de ecotoxicidade aquática, em função da liberação potencial de metais

pesados e compostos tóxicos (Pizzol et al., 2011; Rossini; Napolano; Matteucci, 2019). Resultados de mesma ordem de grandeza foram reportados por (Moradiya; Marathe, 2023) para o cultivo e colheita de microalgas na Índia em abordagem do berço ao portão, que encontraram um AP de $1,39 \cdot 10^{-2}$ kg SO₂ eq/kg e identificaram o MAEP como a categoria de maior impacto, atingindo 612 kg 1,4-DB eq/kg de biomassa, o que evidencia a relevância das infraestruturas e dos insumos metálicos na ecotoxicidade de sistemas baseados em algas.

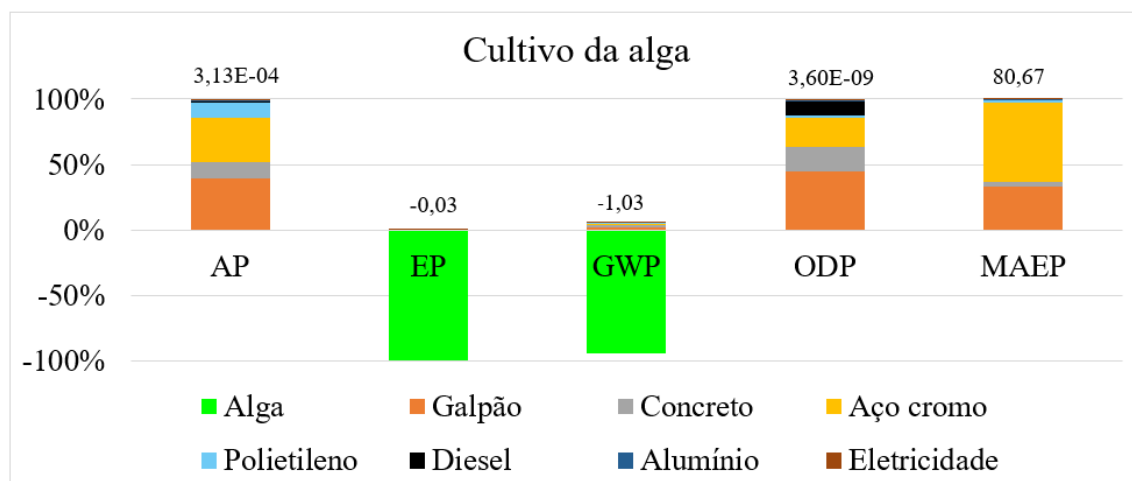


Figura 4.12- Contribuição de cada matéria-prima ou material para os impactos ambientais no cultivo da macroalga *Sargassum* sp. por kg de algas cultivadas (baseado no trabalho de Aitken et al. (2014)). AP - Potencial de Acidificação (kg SO₂ eq); EP - Potencial de Eutrofização (kg PO₄ eq); GWP - Potencial de Aquecimento Global (kg CO₂ eq); ODP - Potencial de Depleção da Camada de Ozônio (kg CFC-11 eq); MAEP - Potencial de Ecotoxicidade Marinha e Aquática (kg 1,4-DBeq).

A Avaliação do Ciclo de Vida (ACV) da biorrefinaria de macroalgas foi conduzida com base nos inventários de entradas e saídas apresentados na Tabela 4.5. Os impactos ambientais foram alocados entre produtos e coprodutos por meio de alocação econômica, utilizando a participação de cada produto na receita total da biorrefinaria (Tabela 4.16). A alocação por massa foi considerada inadequada, pois atribuiria a maior parte dos impactos à seiva, em função de seu elevado volume de produção. Em contraste, a alocação econômica permite atribuir a maior fração dos impactos ao principal produto de interesse, os nanocristais de celulose (CNC), ao mesmo tempo em que distribui os impactos remanescentes entre os coprodutos. A tabela completa com os impactos ambientais distribuídos por produtos está disponível no Apêndice A1 (Tabela A1.4).

A Figura 4.12 apresenta os impactos ambientais por kg de CNC seco produzido para os quatro cenários avaliados (S1 a S4). No caso do Potencial de Acidificação (AP), os maiores valores foram observados nos cenários S1 e S2, nos quais o uso de HCl é significativo, sendo este o principal contribuinte para essa categoria, seguido por Na₂CO₃ e H₂SO₄. A ausência de

HCl nos cenários S3 e S4 resulta em valores de AP substancialmente menores, de 0,0794 e 0,1059 kg SO₂ eq/kg de CNC, respectivamente. Esses valores são da mesma ordem de grandeza dos reportados por Batista (2021) (0,058 kg SO₂ eq/kg) e Rajendran et al. (2023) (0,0504 kg SO₂ eq/kg), confirmando a consistência do modelo proposto.

Tabela 4.16- Participação na receita de cada produto da biorrefinaria de algas.

Produto	S1	S2	S3	S4
Seiva	34,99%	40,93%	46,70%	0,00%
Algínico Ácido	3,64%	4,26%	0,00%	0,00%
Proteína	1,03%	0,00%	0,00%	0,00%
CNC	60,34%	54,81%	53,30%	100,00%

Todos os cenários apresentaram valores negativos para o Potencial de Eutrofização (EP), refletindo os créditos ambientais associados à assimilação de nutrientes durante o cultivo das macroalgas, em concordância com os resultados reportados por Tian et al. (2023) para sistemas de aquicultura marinha. Para o Potencial de Depleção da Camada de Ozônio (ODP), os valores obtidos foram comparáveis aos da literatura, situando-se na mesma ordem de grandeza dos relatados por Rajendran et al. (2023) ($9,77 \cdot 10^{-6}$ kg CFC-11 eq/kg) e Batista (2021) ($3,09 \cdot 10^{-7}$ kg CFC-11 eq/kg). Mais uma vez, a ausência de HCl nos cenários S3 e S4 contribuiu para os menores impactos nessa categoria.

Os resultados obtidos neste trabalho indicam um desempenho ambiental significativamente superior ao de várias rotas convencionais de produção de CNC. Zhang et al. (2022), por exemplo, relataram valores de GWP da ordem de 30 kg CO₂ eq/kg de CNC mesmo para sua rota otimizada com microfiltração, enquanto Bangalore Ashok et al. (2026) obtiveram 28,60 kg CO₂ eq/kg de CNC para uma planta baseada em resíduos florestais. Em comparação, os cenários S1 a S4 deste estudo apresentaram valores substancialmente menores, variando de aproximadamente 3 a 14 kg CO₂ eq/kg de CNC. Além disso, os valores de GWP obtidos situam-se na mesma ordem de grandeza dos melhores cenários reportados por Lan et al. (2024), que variaram entre 2,6 e 6,5 kg CO₂ eq/kg de CNC para rotas sulfúricas otimizadas com recuperação de ácido, neutralização com CaO e uso de energia renovável. Essa proximidade de desempenho indica que a rota baseada em macroalgas, aliada à valorização de coprodutos e ao uso de fontes renováveis de energia, permite alcançar níveis de impacto climático comparáveis aos das rotas lignocelulósicas mais avançadas descritas na literatura.

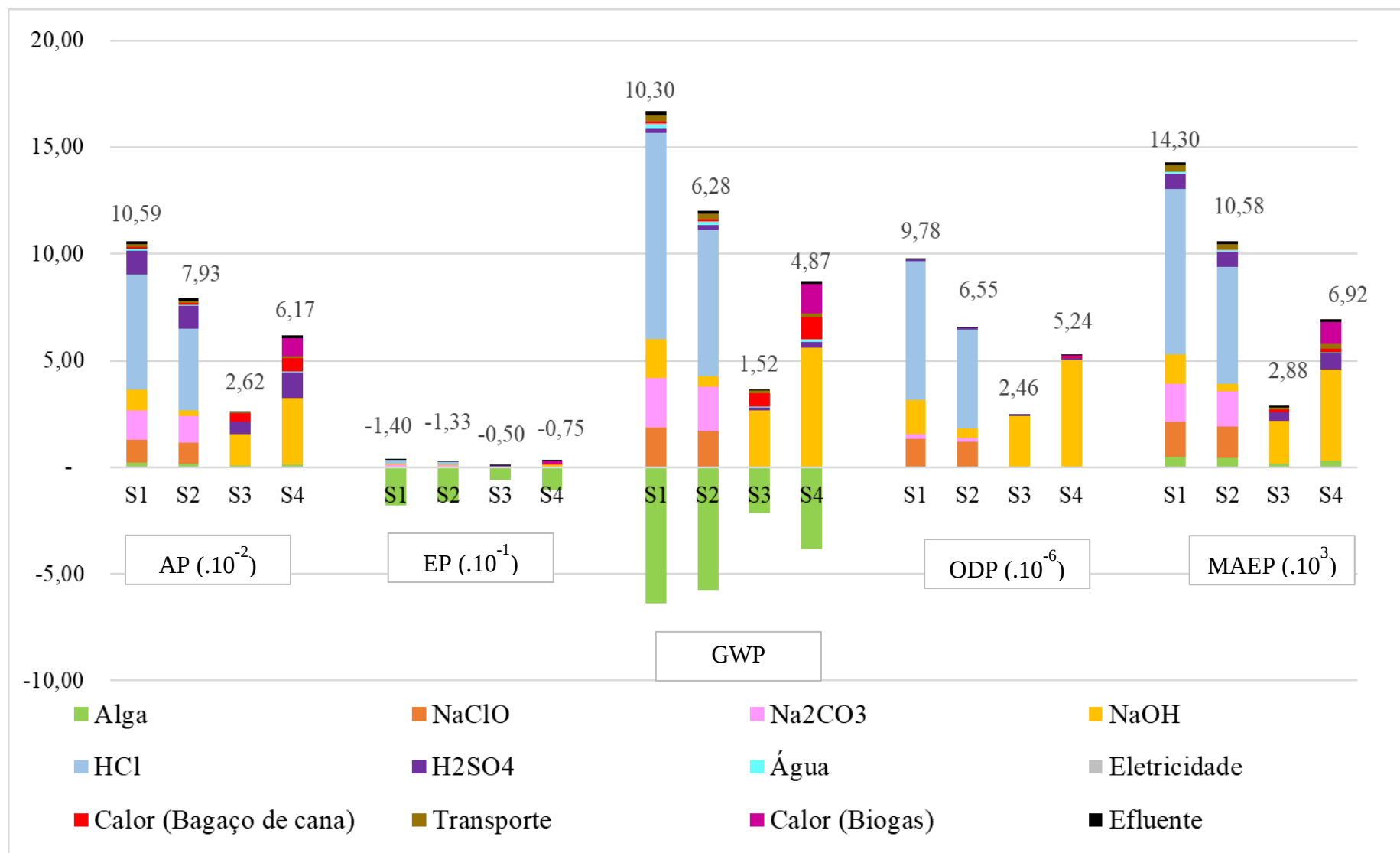


Figura 4.13- Contribuição dos insumos e produtos do processo para os impactos ambientais na biorrefinaria simulada de macroalgas *Sargassum* para a produção de CNC (por kg de CNC seco produzido) para cada cenário. AP - Potencial de Acidificação (kg SO₂ eq); EP - Potencial de Eutrofização (kg PO₄ eq); GWP - Potencial de Aquecimento Global (kg CO₂ eq); ODP - Potencial de Depleção da Camada de Ozônio (kg CFC-11 eq); MAEP - Potencial de Ecotoxicidade Marinha e Aquática (kg 1,4-DB eq).

Uma das categorias de impacto que mais se destaca na Figura 4.12 para o cenário S1 é o Potencial de Ecotoxicidade Marinha e Aquática (MAEP), que atingiu 14.310 kg 1,4-DB eq/kg de CNC. Como a etapa de cultivo das macroalgas apresenta uma participação pouco significativa nessa categoria, os principais responsáveis pelo MAEP em S1 são os reagentes químicos utilizados nas etapas de extração de ácido algínico e proteína, em particular o HCl (54,1%), seguido por Na_2CO_3 (12,65%), NaClO (11,31%) e NaOH (9,57%). O valor de MAEP do cenário S4 foi comparável ao reportado por Batista (2021), que obteve 4.425,46 kg 1,4-DB eq/kg de CNC. De forma consistente com as demais categorias de impacto, o cenário S3 apresentou o melhor desempenho ambiental, com um MAEP aproximadamente duas vezes inferior ao de S4 e cerca de cinco vezes menor que o observado para S1.

4.4 Conclusões do Capítulo 4

Este capítulo avaliou quatro cenários para a produção de nanocristais de celulose (CNCs) em uma biorrefinaria utilizando 177.000 toneladas de macroalgas frescas da espécie *Sargassum* sp. como matéria-prima. Os resultados mostraram que a produção de uma gama mais ampla de produtos de alto valor agregado exigiu maiores investimentos financeiros e maior consumo de insumos, o que resultou em preços mínimos de venda (PMV) do CNC mais elevados e maiores impactos ambientais. Dentre os cenários avaliados, o cenário S3 apresentou o resultado mais favorável, com a extração da seiva da alga e a subsequente produção de CNCs. A análise econômica indicou PMVs de US\$ 14.805,67/ton para o cenário S1, US\$ 11.098,54/ton para o S2, US\$ 3.521,02/ton para o S3 e US\$ 8.567,07/ton para o S4, evidenciando que cenários com maior diversificação de produtos não necessariamente resultam em melhor desempenho econômico. O cenário S3 destacou-se por apresentar o menor PMV, indicando maior competitividade do produto final.

A análise de sensibilidade evidenciou que o PMV é fortemente influenciado por um conjunto restrito de variáveis críticas, sendo a eficiência da hidrólise, a taxa mínima de atratividade (TMA) e o CAPEX os principais direcionadores do desempenho econômico em todos os cenários. No cenário S1, por exemplo, variações na eficiência da hidrólise resultaram em oscilações do PMV entre aproximadamente US\$ 10.902 e US\$ 24.466/ton de CNC, evidenciando elevada dependência do rendimento do processo. Tendência semelhante foi observada nos demais cenários, com destaque para o S3, no qual a TMA e a eficiência da hidrólise apresentaram maior impacto relativo, refletindo a maior sensibilidade de sistemas economicamente mais otimizados. Além disso, variáveis operacionais como a quantidade de biomassa processada e o preço da seiva também apresentaram influência relevante, indicando que tanto parâmetros técnicos quanto de mercado são determinantes para a viabilidade do processo.

A análise de incerteza, conduzida por simulação de Monte Carlo com 10.000 iterações, confirmou a tendência observada na análise determinística e permitiu quantificar o risco associado a cada cenário. Para o cenário S1, o PMV apresentou intervalo de confiança de 95% variando entre aproximadamente US\$ 7.694 e US\$ 22.102/ton de CNC, enquanto para o S2 esse intervalo foi de US\$ 5.405 a US\$ 16.936/ton. O cenário S3 apresentou a menor faixa de variação, entre US\$ 1.915 e US\$ 5.105/ton, indicando maior robustez econômica, enquanto o cenário S4 apresentou valores intermediários, variando de US\$ 6.199 a US\$ 10.695/ton. Esses

resultados demonstram que, embora o cenário S3 seja o mais competitivo, ainda existe dispersão significativa nos resultados, evidenciando a presença de incertezas associadas aos parâmetros de entrada e às condições de mercado.

A Avaliação do Ciclo de Vida (ACV) revelou que a produção de ácido algínico e proteína contribuiu significativamente para os impactos ambientais gerais, particularmente para o Potencial de Ecotoxicidade Marinha e Aquática (MAEP). Além disso, a análise econômica indicou que a venda desses subprodutos não justificou o investimento necessário devido aos seus baixos volumes de produção. Em contrapartida, a ACV da fase de cultivo de macroalgas demonstrou créditos ambientais significativos, refletidos por valores negativos para o Potencial de Aquecimento Global (GWP) e o Potencial de Eutrofização (EP). O GWP negativo é atribuído ao sequestro de CO₂ atmosférico durante o crescimento da biomassa, enquanto o EP negativo decorre da assimilação de nutrientes marinhos (como nitrogênio e fósforo). Consequentemente, o cultivo de macroalgas não apenas apresenta potencial para mitigação de gases de efeito estufa e contribuição para a descarbonização, mas também para a melhoria da qualidade ambiental de ecossistemas marinhos, por meio da redução da eutrofização.

Em síntese, os resultados demonstram que a viabilidade técnico-econômica da biorrefinaria está diretamente associada à escolha da configuração de processo e à estabilidade dos parâmetros críticos. A análise integrada de sensibilidade e incerteza evidencia que o cenário S3 combina melhor desempenho econômico e maior robustez frente às variabilidades do sistema, enquanto cenários mais complexos apresentam maior exposição a riscos econômicos sem ganhos proporcionais em desempenho ambiental.

CAPÍTULO 5. AVALIAÇÃO TÉCNO-ECONÔMICA E DO CICLO DE VIDA DA PRODUÇÃO DE ETANOL A PARTIR DA BIOMASSA DE MACROALGA *Kappaphycus alvarezii*

5.1 Introdução

Os combustíveis fósseis ainda dominam as matrizes energéticas globais e constituem uma das principais fontes de emissões de gases de efeito estufa, sendo, portanto, um dos fatores centrais associados às mudanças climáticas antropogênicas (OWD, 2023; Ghadiryanfar et al., 2016; Ramachandra; Hebbale, 2020). Embora esses recursos sejam finitos, avaliações recentes indicam que as reservas de petróleo tecnicamente e economicamente exploráveis são suficientes para suprir a demanda energética global por várias décadas (IEA, 2023). Assim, o principal fator limitante para a continuidade do uso intensivo de combustíveis fósseis não é o seu esgotamento geológico, mas as restrições ambientais impostas pelas emissões associadas à sua queima (IEA, 2023). De acordo com o Painel Intergovernamental sobre Mudanças Climáticas, a utilização integral das reservas fósseis conhecidas resultaria em níveis de aquecimento global incompatíveis com a estabilidade dos ecossistemas naturais e com a manutenção de sistemas socioeconômicos resilientes (IPCC, 2021; IPCC, 2022). Dessa forma, os impactos climáticos severos decorrentes do uso continuado de combustíveis fósseis ocorreriam muito antes do esgotamento físico do petróleo, evidenciando que o desafio contemporâneo da transição energética é de natureza climática e ambiental, e não de disponibilidade de recursos.

Nesse contexto, a busca por fontes renováveis de energia, como os biocombustíveis, emerge como uma estratégia central para a descarbonização do setor energético e, em particular, do setor de transportes, responsável por parcela expressiva das emissões globais de dióxido de carbono (IPCC, 2022). Além de contribuir para a mitigação das mudanças climáticas, os biocombustíveis apresentam potencial para diversificação da matriz energética e fortalecimento de cadeias produtivas locais, sobretudo quando avaliados sob a perspectiva do ciclo de vida (Hauschild; Rosenbaum; Olsen, 2018).

No cenário brasileiro, o etanol destaca-se como um dos principais biocombustíveis, resultado de uma trajetória histórica marcada por políticas públicas estruturantes, como o Programa Nacional do Álcool (ProÁlcool) e, mais recentemente, o RenovaBio (Andrade et al., 2010). Apesar dessa liderança, o país enfrenta uma crescente lacuna entre a oferta e a demanda por etanol baseada em matérias-primas convencionais, especialmente aquelas oriundas de

culturas terrestres, como a cana-de-açúcar e o milho (Ministério de Minas e Energia do Brasil, 2023; UNICA, 2023a, 2023b). Esse cenário impõe desafios adicionais à expansão sustentável da produção de biocombustíveis e reforça a necessidade de diversificação das fontes de biomassa.

Diante do potencial técnico e ambiental do etanol de terceira geração a partir de macroalgas, diversos autores têm investigado sua viabilidade econômica e ambiental por meio de Análises Tecno-econômicas (ATE) e Avaliações do Ciclo de Vida (ACV), frequentemente no contexto de biorrefinarias integradas. Ansub Khan; Abbas; Dickson (2023), ao avaliarem uma biorrefinaria baseada em *Saccharina japonica* para a coprodução de etanol e ácido biossucciânico, demonstraram que a viabilidade econômica é fortemente dependente da redução dos custos de capital e da biomassa e da maximização da receita de coprodutos, reduzindo o preço mínimo de venda (PMV) do etanol de US\$ 0,35/L para US\$ 0,21/L sob condições otimizadas. De forma consistente, Nazemi et al. (2021) mostraram que um cenário focado apenas na produção de combustível a partir de *Nizimuddinina zanardini* é economicamente inviável (PMV equivalente a -US\$ 64/ton de alga seca), enquanto uma biorrefinaria integrada que coproduz alginato, manitol, proteína, fertilizante e etanol alcança um PMV equivalente a US\$ 374/ton de alga seca, evidenciando a importância da valorização de coprodutos. Resultados semelhantes foram reportados por Llano et al. (2023) para *Ulva rigida*, que obtiveram taxas internas de retorno de 36% para a coprodução de etanol e ulvana e de 27% para uma rota acetona-butanol-etanol (ABE), confirmando o papel estratégico de produtos de maior valor agregado na atratividade econômica.

No âmbito ambiental, Albert Yogie Widjaja et al. (2019) demonstraram que a produção de etanol a partir de *Kappaphycus alvarezii* pode apresentar balanço climático fortemente negativo, com potenciais de aquecimento global variando de -66 a -177 kg CO₂eq/L de etanol, dependendo do consumo de enzimas e da carga de biomassa. Aitken et al. (2014) reforçaram esse resultado ao avaliarem biorrefinarias de *Gracilaria chilensis* e *Macrocystis pyrifera*, obtendo potenciais de aquecimento global negativos e retornos energéticos elevados, com EROI de até 10,26 em sistemas integrados de etanol, fertilizante e biogás. De forma similar, Alvarado-Morales et al. (2013) mostraram que, embora a inclusão da etapa de etanol aumente o consumo energético, sistemas baseados em *Laminaria digitata* permanecem carbono-negativos, com GWP de -184,6 kg CO₂ eq/ton de alga seca quando combinados com biogás. Essa sinergia entre desempenho ambiental e integração de coprodutos foi quantificada por Hashemi et al. (2025), que compararam rotas “fuel-only” e biorrefinaria integrada para

Nizimuddin zanardini: enquanto o cenário apenas energético apresentou GWP positivo de 148 kg CO₂ eq/ton de alga seca, o sistema integrado atingiu -886 kg CO₂ eq/ton de alga seca, devido principalmente às emissões evitadas pela substituição de proteína, fertilizantes e alginato convencionais.

De acordo com Meinita et al. (2012), a macroalga *Kappaphycus alvarezii* é a espécie mais promissora para a produção de etanol de terceira geração, devido à grande quantidade de biomassa e de galactose presente em sua estrutura. Após a realização de testes, os autores concluíram que essa espécie possuía a maior quantidade de carboidratos em sua estrutura dentre as 55 espécies que foram testadas. Em estudos mais recentes, além da galactose, a glicose também se apresenta como um monossacarídeo fermentescível obtido a partir da biomassa da alga (Sunwoo et al., 2019), o que a torna ainda mais promissora para a produção.

Em conjunto, a literatura demonstra que, embora biorrefinarias de macroalgas para etanol de terceira geração apresentem desempenho ambiental altamente favorável, frequentemente com emissões líquidas negativas, sua viabilidade econômica depende criticamente de esquemas integrados que maximizem a valorização de coprodutos. Apesar dos avanços reportados para diferentes espécies e configurações de processo, ainda há uma lacuna quanto a avaliações integradas de ATE e ACV em escala industrial para *Kappaphycus alvarezii*, particularmente em rotas que priorizam a coprodução de biofertilizante (seiva) e levedura. Assim, o objetivo deste estudo é avaliar, de forma integrada, a viabilidade técnico-econômica e os impactos ambientais da produção de etanol hidratado combustível (94% m/m) em escala industrial a partir da macroalga *Kappaphycus alvarezii* em um sistema de biorrefinaria.

5.2 Metodologia

5.2.1 Processo Industrial

O processo industrial foi sistematicamente dividido em quatro seções principais: pré-tratamento, extração de açúcares, fermentação e separação/purificação. Ele foi desenvolvido com base no *scale up* dos resultados obtidos em experimentos realizados em laboratório por Baghel et al. (2020) para a extração de seiva (biofertilizante) e por Sunwoo et al. (2019) para as etapas de hidrólise e fermentação de açúcares obtidos da macroalga *Kappaphycus alvarezii*. Os rendimentos de cada etapa são apresentados na Tabela 5.1.

Tabela 5.1- Rendimentos de cada estágio na produção de EHC a partir da macroalga *Kappaphycus alvarezii*.

Seção	Rendimento	Unidade	Referências
Pré-tratamento	0,141	kg carboidrato/kg alga fresca	Farah Nurshahida et al. (2020); Sunwoo et al. (2019); Baghel et al. (2020)
Extração de açúcares	0,591	kg açúcares fermentáveis/kg carboidratos	Sunwoo et al. (2019)
Fermentação	0,444	kg etanol/kg açúcares fermentáveis	Sunwoo et al. (2019)
Separação	1,064	Kg EHC/kg Etanol	ANP (2022)
Global	0,040	Kg EHC/kg alga fresca	Calculado

A simulação da biorrefinaria foi realizada utilizando planilhas do Microsoft Excel. Os principais dados utilizados na análise técnico-econômica foram extraídos de referências clássicas na área de engenharia química e projeto químico (Perry; Green, 2008; Seider et al., 2009; Towler; Sinnott, 2008; Turton et al., 2012). O simulador de processos Aspen Plus v10.1 foi utilizado para estimar as propriedades termodinâmicas. As principais hipóteses utilizadas nos balanços de massa e energia são apresentadas nas tabelas 5.2 e 5.3, respectivamente.

Tabela 5.2- Principais premissas utilizadas na realização do balanço de massa.

Premissa	Valor	Referência
Pré-tratamento		
Água/alga fresca	0,800 kg/kg	Farah Nurshahida et al. (2020)
Biomassa/alga fresca	0,200 kg/kg	Farah Nurshahida et al. (2020)
Carboidrato/biomassa seca	0,717 kg/kg	Sunwoo et al. (2019)
Areia/alga fresca	0,020 kg/kg	Santos (2023)
Água de lavagem/alga fresca	10,00 kg/kg	Araújo (2024)
Seiva/alga fresca	0,627 kg/kg	Baghel et al. (2020)
Água/seiva	0,915 kg/kg	Baghel et al. (2020)
Biomassa seca/seiva	0,085 kg/kg	Baghel et al. (2020)
Carboidrato/seiva	0,003 kg/kg	Baghel et al. (2020)
Hidrólise térmica ácida		
Temperatura	90 °C	Sunwoo et al. (2019)
Densidade da água (90°C)	0,96534 kg/L	Geankoplis; Hersel; Lepek (2018)
Densidade da biomassa	0,500 kg/L	Raman; Doble (2014)
Concentração de alga seca	0,10 kg/L	Sunwoo et al. (2019)
Concentração do H ₂ SO ₄	0,35 mol/L	Sunwoo et al. (2019)
Massa molar do H ₂ SO ₄	98,08 g/mol	Perry; Green (2008)
Galactose/Carboidratos	0,272 kg/kg	Sunwoo et al. (2019)
Glicose/Carboidratos	0,190 kg/kg	Sunwoo et al. (2019)

Sacarificação enzimática		
Temperatura	40 °C	Sunwoo et al. (2019)
pH	5	Sunwoo et al. (2019)
Atividade da Viscozyme L	100000 U/kg	Merck, 2024a
Atividade da Celluclast 1.5 L	700000 U/kg	Novonesis, 2024
Concentração de Viscozyme L	16000 U/kg	Amorim et al. (2011)
Concentração de Celluclast 1.5 L	16000 U/kg	Amorim et al. (2011)
Galactose/Carboidrato	0,035 kg/kg	Sunwoo et al. (2019)
Glicose/Carboidrato	0,095 kg/kg	Sunwoo et al. (2019)
Fermentação		
Temperatura	30 °C	Sunwoo et al. (2019)
Concentração de leveduras	0,050 kg/L	Amorim et al. (2011)
Densidade média da solução	1,08297 kg/L	Perry; Green (2008)
Etanol/Açúcares	0,444 kg/kg	Sunwoo et al. (2019)
CO ₂ produzido	0,955 kg/kg	Perry; Green (2008)
Galactose/Açúcares remanescentes	0,044 kg/kg	Sunwoo et al. (2019)
Separação		
Etanol/EHC	0,94 kg/kg	ANP (2022)
Água/EHC	0,06 kg/kg	ANP (2022)

Tabela 5.3- Principais premissas para o balanço de energia.

Premissa	Valor	Referência
Reatores		
Temperatura inicial do Reator 1	30 °C	Sunwoo et al. (2019)
Cp água (30 °C)	4,19 kJ/kg K	Perry; Green (2008)
Cp Biomassa (30 °C)	1,60 kJ/kg °C	Choi e Okos (1986)
Cp H ₂ SO ₄ (30 °C)	1,38 kJ/kg K	EXHEAT (2024)
Temperatura final do Reator 1	90 °C	Sunwoo et al. (2019)
Cp água (90 °C)	4,22 kJ/kg K	Perry; Green (2008)
Cp Biomassa (90 °C)	1,68 kJ/kg °C	Choi e Okos (1986)
Cp H ₂ SO ₄ (30 °C)	1,38 kJ/kg K	EXHEAT (2024)
Condutividade térmica do isolamento (ka)	0,042 W/m °C	Piccinno et al. (2016)
Espessura do isolamento (s)	0,075 m	Piccinno et al. (2016)
Número de potência (Np)	3,44	Piccinno et al. (2016)
Velocidade de agitação (N)	0,5 s ⁻¹	Piccinno et al. (2016)
Eficiência da agitação (η_{stir})	0,9	Piccinno et al. (2016)
Evaporador		
Calor latente (λ)	2075 kJ/kg	Geankoplis; Hersel; Lepek (2018)
Filtros		
Consumo de energia	5,0 kWh/ton	Seider et al. (2009)

Trocador de calor		
Cp água (90 °C)	4,22 kJ/kg K	Perry; Green (2008)
Cp Biomassa (90 °C)	1,68 kJ/kg °C	Choi e Okos (1986)
Cp H ₂ SO ₄ (90 °C)	1,38 kJ/kg K	EXHEAT (2024)
Cp Galactose (90°C)	1,47 kJ/kg K	Cheméo (2023)
Cp Glicose (90 °C)	1,47 kJ/kg K	Cheméo (2023)
Cp water (40 °C)	4,20 kJ/kg K	Perry; Green (2008)
Cp Biomassa (40 °C)	1,62 kJ/kg °C	Choi e Okos (1986)
Cp H ₂ SO ₄ (40 °C)	1,38 kJ/kg K	EXHEAT (2024)
Cp Galactose (40 °C)	1,26 kJ/kg K	Cheméo (2023)
Cp Glicose (40 °C)	1,26 kJ/kg K	Cheméo (2023)
Cp água (30 °C)	4,19 kJ/kg K	Perry; Green (2008)
Cp Galactose (30 °C)	1,21 kJ/kg K	Cheméo (2023)
Cp Glicose (30 °C)	1,21 kJ/kg K	Cheméo (2023)

Neste estudo, assumiu-se que a biorrefinaria de etanol a partir de algas encontra-se integrada a uma usina de etanol existente, localizada em região litorânea, permitindo o fornecimento de vapor de aquecimento por meio da infraestrutura já disponível no complexo industrial. Essa configuração representa um cenário industrial plausível, no qual a integração de novas biorrefinarias a unidades consolidadas possibilita o aproveitamento de sinergias energéticas e operacionais.

5.2.2 Análise Econômica

A análise econômica da produção de etanol a partir de *Kappaphycus alvarezii* foi conduzida seguindo a mesma metodologia de Análise Técnico-Econômica descrita na Seção 3.1 e aplicada no Capítulo 4. Foram considerados tanto o investimento de capital (CAPEX) quanto os custos operacionais (OPEX), os quais foram utilizados para a elaboração da análise de fluxo de caixa do projeto. Os principais parâmetros econômicos adotados nesta análise estão resumidos na Tabela 5.4, enquanto os valores estimados de investimento de capital e custos operacionais são apresentados na Tabela 5.5.

A viabilidade econômica do processo foi avaliada por meio das métricas do Valor Presente Líquido (VPL) e da Taxa Interna de Retorno (TIR). O projeto foi considerado economicamente viável quando a TIR foi igual ou superior à Taxa Mínima de Atratividade (TMA) e, de forma equivalente, quando o VPL apresentou valor positivo. Um VPL igual a zero indica que os fluxos de caixa descontados do projeto são suficientes para cobrir o investimento inicial, correspondendo ao ponto de equilíbrio financeiro.

Tabela 5.4- Principais parâmetros adotados na análise econômica.

Premissa	Valor	Referência
CEPCI 2006	499,60	Towering Skills (2026)
CEPCI 2016	541,60	Towering Skills (2026)
CEPCI 2019	607,50	Towering Skills (2026)
CEPCI 2020	541,70	Towering Skills (2026)
CEPCI 2025/Dez	836,00	Chemical Engineering Magazine (2026)
Custos Indiretos de Instalação		
Execução do projeto	4% do CDI	Batista (2021)
Projeto básico de engenharia	6% do CDI	Batista (2021)
Projeto detalhado de engenharia	12% do CDI	Batista (2021)
Contingência	25% do CDI	Batista (2021)
Prédios	2% do CDI	Batista (2021)
Custo da Matéria-prima, utilidades e tratamento de efluente		
<i>Kappaphycus alvarezii</i>	US\$ 614,23/ton	Santos (2023)
Água	US\$ 3,44/ton	CASAL (2026)
H ₂ SO ₄	US\$ 249,00/ton	Camachem (2024)
Ca(OH) ₂	US\$ 550,00/ton	LojaQuímica (2024)
Viscozyme L	US\$ 15.000/ton	Molina-Peñate; Artola; Sánchez (2024)
Celluclast 1.5 L	US\$ 48.813,00/ton	Proficient Lab (2024)
Vapor (aquecimento)	US\$ 19,25/GJ	Turton et al. (2012)
Água (refrigeração)	US\$ 6,07/GJ	Turton et al. (2012)
Eleticidade	US\$ 23,02/GJ	Turton et al. (2012)
Utilidades (Coluna de destilação)	US\$ 145,92/h	Aspen Plus v10.1
Efluente	US\$ 58,91/ton	Turton et al. (2012)
Efluente sólido	US\$ 49,32/ton	Turton et al. (2012)
Preço de Venda dos produtos		
EHC	US\$ 529,77/ton	CEPEA (2024)
Seiva	US\$ 2.590,10/ton	Santos (2023)
Levaduras	US\$ 2.266,77/ton	Merck (2024b)
CBIOS	US\$ 13,33/ton (CO ₂ capturado)	B3 (2024)
Fluxo de caixa		
Vida útil	25 anos	Batista (2021)
Inflação média esperada do Brasil	4,17%	Brasil, Banco Central (2026a)
Conversão de R\$ para US\$	R\$ 5,50	Brasil, Banco Central (2026b)

Tempo de construção da planta	3 anos	Batista (2021)
CDI do CAPEX pagos nos primeiros anos	50%, 50%, primeiros 2 anos	Batista (2021)
CII do CAPEX pagos nos primeiros anos	35%, 35%, 30%, primeiros 3 anos	Batista (2021)
Manutenção do capital	1% do TIC (capital total investido)	Batista (2021)
Serviço de manutenção regular	1,5% TIC	Batista (2021)
Custos operacionais do negócio	2% da receita bruta	Batista (2021)
Treinamento de funcionários (antes do ano zero)	US\$ 430.000,00	Batista (2021)
Custo anual com mão de obra	US\$ 860.000,00/ano	Brasil. Ministério do trabalho e emprego (2025)
Depreciação linear	10 anos	Batista (2021)
Outros custos fixos (impostos sobre a propriedade, impostos, etc.)	1,2% do TIC	Batista (2021)
Produção no ano zero	80% da capacidade total	Batista (2021)
Aumento da produção anual	0,50% por ano	Batista (2021)
Taxas no EBIT	34% por ano	Batista (2021)
Capital de giro	10% do lucro previsto do próximo ano	Batista (2021)

Tabela 5.5- Principais pressupostos do processo para determinar o fator de escala na estimativa do custo de aquisição de equipamentos.

Premissa	Valor	Referência
Tanques e reatores		
Tempo de residência (Tanque)	1 h	Assumido
Tempo de residência (Reator 1)	1 h	Sunwoo et al. (2019)
Tempo de residência (Reator 2)	1 h	Assumido
Tempo de residência (Reator 3)	24 h	Ahmed et al. (2021)
Tempo de residência (Fermentador)	12 h	Amorim et al. (2011)
Razão L/D reator	1,5	Perry; Green (2008)
Densidade da água (30 °C)	0,99568 kg/L	Geankoplis; Hersel; Lepek (2018)
Densidade da água (90 °C)	0,96534 kg/L	Geankoplis; Hersel; Lepek (2018)
Densidade da biomassa	0,500 kg/L	Raman; Doble (2014)
Densidade do Ca(OH) ₂	2,24 kg/L	Perry; Green (2008)
Densidade do CaSO ₄	2,32 kg/L	Perry; Green (2008)
Filtros		
Taxa de filtração	6.000 lb/dia ft ²	Seider et al. (2009)
Trocadores de calor		
Coefficiente global de transferência de calor (U)	850 W/m ² °C	Turton et al. (2012)
Fator de eficiência de transferência de calor (F)	0,9	Turton et al. (2012)

Tq,ent (Trocador 1)	90 °C	Sunwoo et al. (2019)
Tq,sai (Trocador 1)	40 °C	Sunwoo et al. (2019)
Tf,ent (Trocador 1)	5 °C	Turton et al. (2012)
Tf,sai (Trocador 1)	15 °C	Turton et al. (2012)
Tq,ent (Trocador 2)	40 °C	Sunwoo et al. (2019)
Tq,sai (Trocador 2)	30 °C	Sunwoo et al. (2019)
Tf,ent (Trocador 2)	5 °C	Turton et al. (2012)
Tf,sai (Trocador 2)	15 °C	Turton et al. (2012)
Evaporador		
Coeficiente global de transferência de calor (U)	2.550 W/m ² °C	Geankoplis; Hersel; Lepek (2018)
Temperatura do vapor (Tv)	160 °C	Turton et al. (2012)
Temperatura da água (Ta)	100 °C	Geankoplis; Hersel; Lepek (2018)

A análise de fluxo de caixa incorporou receitas provenientes não apenas da comercialização do etanol, mas também da venda de coprodutos e do potencial geração de Créditos de Descarbonização (CBIOS). A estimativa da geração de CBIOS foi realizada com base na Planilha RenovaCalc V.7 (ANP, 2020), que é ferramenta de cálculo da intensidade de carbono dos biocombustíveis e geração da Nota de Eficiência Energético-Ambiental (NEEA). A intensidade de carbono (kg CO₂ eq/kg etanol) do etanol produzido a partir de algas, foi considerado como sendo o GWP do processo calculado na ACV (veja a Seção 5.3.3). O poder calorífico inferior (PCI) do etanol considerado foi de 26,33MJ/kg (ANP, 2019). A intensidade de carbono do fóssil substituto (gasolina) considerado foi de 87,4 g CO₂ eq/MJ.

5.2.3 Análises de sensibilidade e incerteza na análise econômica

As análises de sensibilidade e de incerteza foram realizadas com o objetivo de avaliar a robustez econômica do processo de produção de etanol a partir de *Kappaphycus alvarezii* e quantificar o impacto das principais variáveis econômicas sobre os indicadores financeiros do projeto. A metodologia empregada foi a mesma utilizada no Capítulo 4, no Item 4.2.3. Inicialmente, foi conduzida uma análise de sensibilidade univariada, do tipo “um de cada vez”, na qual os principais parâmetros de entrada foram variados individualmente em uma faixa de $\pm 50\%$ em relação ao caso base, mantendo-se constantes os demais parâmetros. Com base nos parâmetros identificados como mais influentes, foi realizada uma análise de incerteza por meio de Simulação de Monte Carlo. Um total de 10.000 iterações foi executado utilizando o software Oracle Crystal Ball®. As variáveis de entrada foram modeladas por distribuições triangulares e uniformes, com valores mínimo e máximo definidos em -50% e +50% do caso base.

5.2.4 Avaliação do Ciclo de Vida

A Avaliação do Ciclo de Vida (ACV) foi conduzida por meio do desenvolvimento de um inventário abrangente de matérias-primas, produtos e emissões, derivado da modelagem do processo. Considerando a longa vida útil operacional da biorrefinaria proposta, os materiais associados à construção da planta industrial, incluindo infraestrutura, equipamentos, edifícios, laboratórios e escritórios, foram excluídos do escopo deste estudo.

Para o Inventário do Ciclo de Vida (ICV) referente ao cultivo de algas, os dados da macroalga *Kappaphycus alvarezii* foram adaptados de Aitken et al. (2014), que levam em consideração a infraestrutura de cultivo. O inventário da produção de enzimas foi baseado no trabalho de Gilpin; Andrae (2017), considerando a madeira macia pré-tratada como fonte de carbono para a produção de celulase (Tabela 5.6). A ACV da biorrefinaria (Tabela 5.8) foi compilada a partir de dados de processo obtidos dos balanços de massa e energia, complementados por dados secundários provenientes do banco de dados Ecoinvent v3.3, acessado por meio do software SimaPro v9.0.0.35PhD.

Tabela 5.6- Inventário de ciclo de vida para o cultivo de algas (adaptado de Aitken et al. (2014)) e produção de celulase (adaptado de Gilpin; Andrae (2017)). Valores negativos denotam absorção (por exemplo, sequestro de CO₂).

Cultivo da macroalga <i>Kappaphycus alvarezii</i> (em base seca). Quantidade: 10.100kg		
Galpão	1,33	m ³
Concreto	0,4	m ³
Aço	38,4	kg
Polietileno	52,5	kg
Diesel	5,46	kg
Alumínio	0,36	kg
Eletricidade	22,4	kWh
<i>Emissões no ar:</i>		
Dióxido de carbono	- 11.120	kg
<i>Emissões na água:</i>		
Fosfatos	- 296,70	kg
Amônia, com N	-363,68	kg
Sulfato	-969,44	kg
Potássio	-1.151,40	kg
Produção de celulase. Quantidade: 1kg		
Biomassa de madeira macia pré-tratada	28,3	kg
Sulfato de amônia	0,095	kg
Fosfato de potássio	0,135	kg
Sulfato de magnésio	0,02	kg
Cloreto de cálcio	0,027	kg
Surfactante	0,014	kg

Licor de milho	0,692	kg
Dióxido de enxofre, líquida	0,022	kg
Amônia líquida	0,254	kg
Óleo bruto de gérmen de milho, obtido por moagem úmida (solvente)	0,068	kg
Eleticidade	26,5	kWh
Água	0,0355	m³
<i>Emissões no ar:</i>		
Dióxido de carbono	4,4	kg
Produção de biomassa de madeira macia pré-tratada. Quantidade: 1000kg		
Água	0,759	m³
Amônia, líquida	3,14	kg
Cal	1,97	kg
Lascas de madeira macia	441	kg
Vapor	177	kg
Ácido sulfúrico	5,15	kg
Eleticidade	5,93	kWh
Produção de fosfato de potássio. Quantidade: 1kg		
Hidróxido de potássio	1,29	kg
Ácido fosfórico	0,56	kg
Produção de lascas de madeira macia. Quantidade: 1kg		
Lascas de madeira, seco	1	kg
Transporte, caminhão articulado movido a diesel, curta distância	0,02	tkm
Produção de vapor. Quantidade: 1kg		
Calor, centralizado ou de pequena escala, cogeração de calor e energia, biogás.	3,07	kg
Água deionizada de água de torneira	1,17	kg

Fonte: Adaptado de Aitken et al. (2014) e Gilpin; Andrae (2017).

A avaliação de impacto foi realizada utilizando o método CML 2 baseline 2000 v2.05, abrangendo as seguintes categorias de impacto: potencial de acidificação (AP), potencial de eutrofização (EP), potencial de aquecimento global (GWP), potencial de destruição da camada de ozônio (ODP), potencial de ecotoxicidade marinha e aquática (MAEP) e potencial de toxicidade humana (HTP). Essas categorias de impacto foram selecionadas com o objetivo de fornecer uma avaliação abrangente nas esferas global, regional e de saúde humana.

O GWP e o ODP foram avaliados devido à sua relevância crítica no contexto das mudanças climáticas. Considerando a interação direta da biorrefinaria com o ecossistema marinho, o EP e o MAEP foram priorizados, sendo o EP essencial para quantificar os efeitos associados à absorção de nutrientes pelo cultivo de algas marinhas, enquanto o MAEP avalia a ecotoxicidade local direta. Além disso, o AP foi incluído para contabilizar as emissões atmosféricas provenientes do consumo de energia e utilidades, e o HTP foi considerado para

avaliar os potenciais impactos à saúde humana ao longo da cadeia de valor do processo. Esta avaliação seguiu uma abordagem do berço ao portão, com a unidade funcional definida como 1 kg de etanol produzido.

5.3 Resultados e discussões

5.3.1 Processo Industrial

O fluxograma do processo da biorrefinaria proposta é apresentado na Figura 5.1. A etapa de pré-tratamento (Correntes 1 a 7) foi responsável por preparar a biomassa bruta de *Kappaphycus alvarezii* para a extração de açúcares fermentáveis. Essa etapa envolveu a moagem das algas, com o objetivo de facilitar a hidrólise, seguida de prensagem para a extração da seiva, a qual representa um potencial coproduto do processo (Baghel et al., 2020).

Para este estudo, foi calculada uma taxa de alimentação de algas frescas de 46.667 kg/h, considerando 300 dias de operação por ano. A escala de produção foi definida com base em uma área de cultivo de algas de 1.500 ha (aproximadamente $3,9 \times 3,9$ km), valor considerado factível. Considerando uma produtividade de 224 ton/ha/ano (Santos; Hayashi, 2022), a alimentação anual de algas na biorrefinaria foi estimada em 336.000 toneladas.

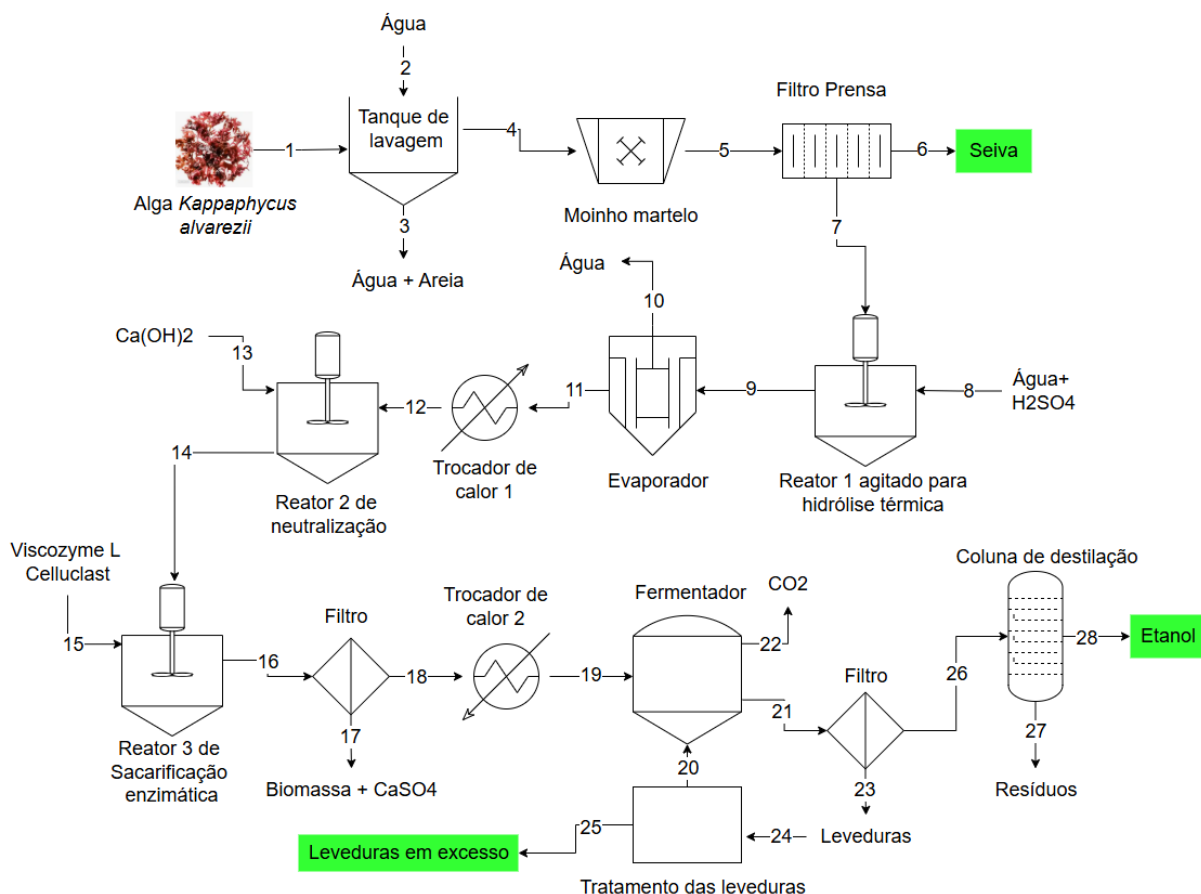


Figura 5.1- Representação das etapas do processo da biorrefinaria proposta.

Na etapa de extração de açúcares fermentáveis (Correntes 7 a 18), Sunwoo et al. (2019) reportaram que o ácido nítrico apresentou a maior eficiência de hidrólise térmica e maior concentração de monossacarídeos, sem a formação de subprodutos inibidores detectáveis, como ácido levulínico ou 5-hidroximetilfurfural. No entanto, neste trabalho, foi utilizado ácido sulfúrico na etapa de pré-tratamento, devido ao seu uso amplamente disseminado em métodos consolidados (Gengiah et al., 2023a; Hargreaves et al., 2013; Llano et al., 2023), além de apresentar menor impacto ambiental em sua produção quando comparado ao ácido nítrico, conforme avaliação baseada no banco de dados SimaPro-Ecoinvent v3.3.

A extração de açúcares fermentáveis foi iniciada por meio de hidrólise térmica ácida da biomassa de algas, utilizando uma concentração de 350 mmol/L de H_2SO_4 , a 121 °C, durante 1 hora (Sunwoo et al., 2019). Para os cálculos, assumiu-se que apenas a água e a biomassa seca influenciaram o volume do hidrolisado. Em seguida, o hidrolisado foi resfriado a 40 °C e seu pH foi ajustado para 5 com $\text{Ca}(\text{OH})_2$, assumindo-se a precipitação completa de CaSO_4 , conforme adaptação de Sunwoo et al. (2019).

A etapa subsequente consistiu na sacarificação enzimática, utilizando uma mistura de 16 U/mL de Viscozyme L e 16 U/mL de Celluclast 1.5 L, conduzida a 40 °C, sob agitação de 150 rpm, durante 24 horas (adaptado para a escala industrial, conforme Ahmed et al., 2021). Após a sacarificação, o hidrolisado líquido foi filtrado para separar os açúcares fermentáveis dos sólidos não hidrolisados e do sal precipitado. Ao longo dessa etapa, assumiu-se que o volume do hidrolisado permaneceu constante e que não houve formação de compostos inibidores da fermentação.

A etapa de fermentação (Correntes 19 a 22) foi dedicada à biossíntese de etanol, utilizando a levedura *Saccharomyces cerevisiae*. Essa cepa foi submetida previamente a um processo de adaptação à galactose antes de sua inoculação no fermentador. A fermentação foi iniciada com uma concentração de levedura de 50 g/L e foi conduzida a 30 °C, sob agitação contínua de 200 rpm, durante 12 horas (adaptado para a escala industrial, conforme Amorim et al., 2011). Nessa etapa, assumiu-se que os açúcares fermentáveis não convertidos em etanol e dióxido de carbono (CO_2) foram majoritariamente assimilados para o crescimento celular da levedura, com exceção de uma pequena fração residual de galactose.

Tabela 5.7 (continuação)

COMPONENTES	CORRENTES													
	15	16	17	18	19	20	21	22	23	24	25	26	27	28
Temperatura (°C)	40	40	40	40	30	30	30	30	30	30	30	30	30	30
Pressão (atm)	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1
Fração de sólidos (m/m)	0,00	0,24	1,00	0,00	0,00	1,00	0,07	0,00	1,00	1,00	1,00	0,00	0,00	0,00
Vazão mássica total (kg/h)	697	25514	6226	19288	19288	891	18523	1656	1232	1232	341	17291	15448	1844
Vazão mássica por componentes (kg/h)														
Biomassa		2957	2957											
Água		14688		14688	14688		14688					14688	14577	111
Areia														
H ₂ SO ₄		0,03		0,03	0,03		0,03					0,03	0,03	
Ca(OH) ₂														
CaSO ₄		3269	3269											
Viscozyme L	610	610		610	610		610					610	610	
Celluclast 1.5 L	87	87		87	87		87					87	87	
Galactose		2025		2025	2025		173					173	173	
Glicose		1878		1878	1878									
Levaduras						891	1232		1232	1232	341			
Etanol							1733					1733		1733
CO ₂								1656						

A etapa de separação (Correntes 23 a 28) correspondeu ao processo final para a obtenção do produto desejado, etanol combustível hidratado (ECH). Inicialmente, o caldo fermentado foi submetido à centrifugação, promovendo a separação das células de levedura da fração líquida destinada à destilação. A biomassa de levedura separada (Correntes 23 e 24) foi tratada e recirculada no processo. A destilação da fase líquida da Corrente 26 foi realizada de modo a atender aos requisitos de pureza estabelecidos pela Agência Nacional do Petróleo, Gás Natural e Biocombustíveis (ANP, 2022) para o produto final. A Tabela 5.7 apresenta o balanço de massa completo do processo.

Foram realizados balanços energéticos com o objetivo de determinar a alocação das utilidades do processo, as quais foram classificadas em três categorias principais: vapor de aquecimento, água de resfriamento e energia elétrica. A mesma metodologia empregada na Seção 4.3.3 foi aplicada para a estimativa da área dos trocadores de calor, da energia requerida pelos reatores, das perdas térmicas nos reatores, do consumo energético do evaporador, da energia necessária para o aquecimento das correntes de processo e da estimativa do consumo de energia elétrica. O balanço energético e o cálculo das utilidades associadas à coluna de destilação foram realizados utilizando o software Aspen Plus v10.1. A Tabela 5.8 apresenta as vazões de entrada e saída do processo, bem como a quantidade total de energia requerida.

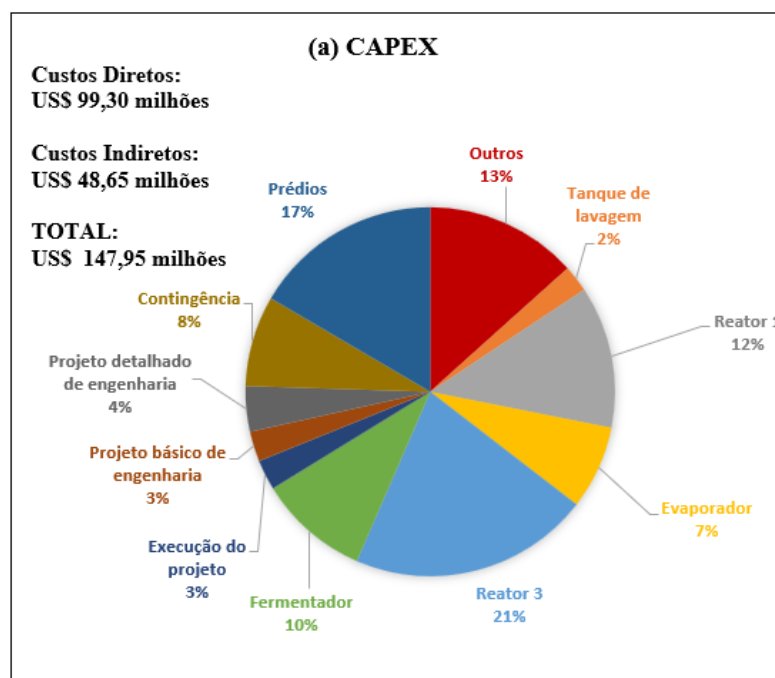
Tabela 5.8- Fluxos de entrada e saída do processo.

Entradas do processo			Saídas do processo		
Matéria-prima			Produtos		
Macroalgas (base seca)	9.333,33	kg/h	Levedura	341,08	kg/h
Água	546.431,19	kg/h	Seiva	29.260,00	kg/h
H ₂ SO ₄	2.354,90	kg/h	Etanol 94%	1.843,53	kg/h
Ca(OH) ₂	1.778,88	kg/h	Fluxos de resíduos		
Enzimas	697,25	kg/h	Água	547,30	m ³ /h
Utilidades			Biomassa	2.957,03	kg/h
Vapor de aquecimento	50,56	kg/h	CaSO ₄	3.268,67	kg/h
Água de resfriamento	115,15	m ³ /h	H ₂ SO ₄	0,03	kg/h
Eleticidade	3.820,54	kWh/h	Enzimas	697,25	kg/h
			Galactose	173,47	kg/h
			Emissões para atmosfera		
			CO ₂	1.655,50	kg/h

5.3.2 Análise Econômica

A Tabela 5.9 mostra o resultado detalhado do custo direto de instalação do CAPEX. A análise técnico-econômica indicou um alto potencial de retorno econômico positivo, com uma Taxa Interna de Retorno (TIR) estimada em 57,77% e um Valor Presente Líquido (VPL) de US\$ 1.028,69 milhões. Esses valores foram calculados com base nos preços de venda dos produtos detalhados na Tabela 5.4, correspondendo a uma receita anual de US\$ 486,7 milhões no ano zero. A discriminação do CAPEX e do OPEX é apresentada na Figura 5.2. O reator de sacarificação enzimática e o reator de hidrólise foram identificados como os principais fatores de CAPEX. Isso se deve aos grandes volumes operacionais necessários.

Em relação ao OPEX, as macroalgas e as enzimas foram os principais fatores de custo. Embora as enzimas sejam utilizadas em quantidades relativamente pequenas, seu alto custo unitário (US\$/ton) resulta em uma contribuição substancial para o custo anual de produção. Consequentemente, o aumento da viabilidade econômica da biorrefinaria simulada depende de estratégias para mitigar os impactos financeiros associados a esses custos críticos de equipamentos e matérias-primas.



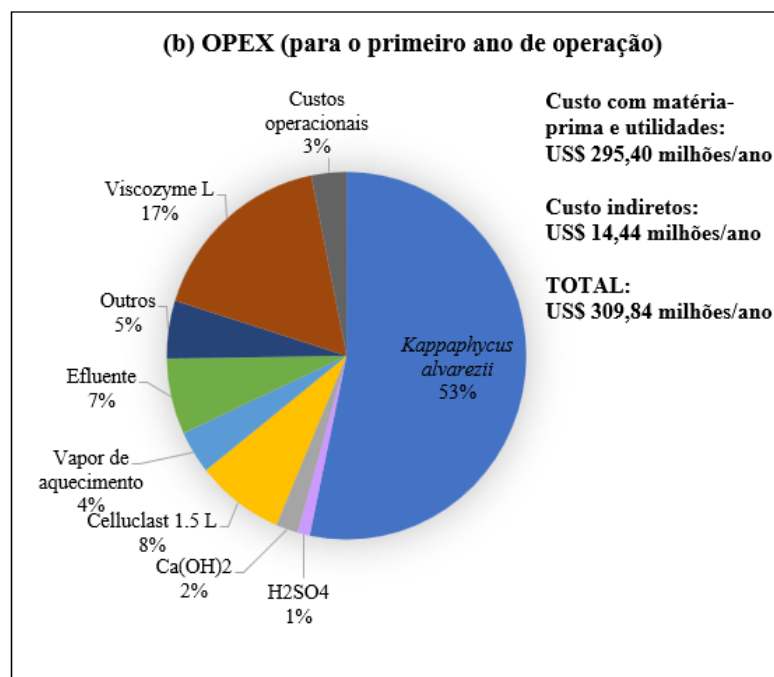


Figura 5.2- Detalhamento (a) do CAPEX e (b) do OPEX do processo. O CAPEX ilustra os custos de aquisição e instalação de equipamentos. O OPEX mostra a distribuição de matérias-primas, serviços públicos e outros custos operacionais.

Uma análise de sensibilidade univariada foi realizada variando cada parâmetro-chave em $\pm 50\%$ em relação ao seu valor de referência. O Valor Presente Líquido (VPL), em milhões de dólares americanos, foi selecionado como a principal métrica econômica para esta análise. O VPL fornece uma medida de viabilidade mais estável do que a Taxa Interna de Retorno (TIR), visto que o cálculo da TIR pode não convergir ou apresentar resultados ambíguos em cenários altamente pessimistas (por exemplo, fluxos de caixa totalmente negativos) ou altamente otimistas. Os resultados da análise são visualizados no Gráfico de Tornado (Figura 5.3), que classifica os parâmetros com base em sua influência no VPL do projeto. É evidente que o preço de venda do biofertilizante (seiva) é o parâmetro mais influente. Uma redução de 50% nesse preço, para US\$ 1.295/ton, torna o projeto economicamente inviável (ou seja, resulta em um VPL negativo). Essa acentuada sensibilidade é diretamente atribuída ao alto volume de produção anual do biofertilizante (210.672 toneladas/ano). Uma análise de ponto de equilíbrio foi conduzida para determinar o limiar mínimo de viabilidade para esse parâmetro crítico. A simulação identificou que um VPL de zero, onde a TIR é igual à TMA de 12%, é alcançado a um preço de venda do biofertilizante de US\$ 1.857,87/ton. Portanto, esse valor representa o preço mínimo necessário para garantir a viabilidade econômica do processo proposto, mesmo com a coprodução de CBIOS e levedura.

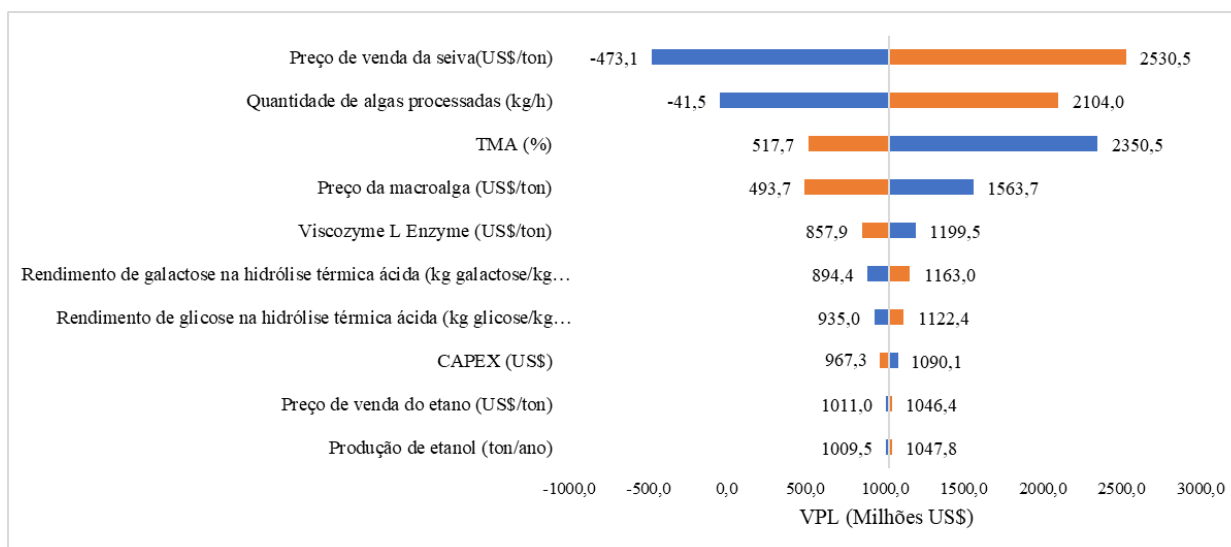


Figura 5.3- Gráfico de tornado ilustrando a sensibilidade do Valor Presente Líquido (VPL) do projeto a uma variação de $\pm 50\%$ nos principais parâmetros de entrada. As barras laranja e azul indicam a resposta do VPL a um aumento de 50% e a uma diminuição de 50% em cada parâmetro, respectivamente.

A capacidade de processamento de algas frescas foi identificada como outro parâmetro crítico que impacta significativamente o VPL (Valor Presente Líquido) do projeto. A análise de sensibilidade (Figura 5.3) indicou que uma redução de 50% nessa capacidade, para 23,33 toneladas/hora, torna o projeto economicamente inviável. Mantendo todos os outros parâmetros constantes, a taxa mínima de processamento de algas necessária para atingir um VPL não negativo foi de 24,24 toneladas/hora.

A Figura 5.4 ilustra a distribuição de probabilidade do VPL quando distribuições triangulares foram aplicadas às principais variáveis de entrada. Nesse cenário, a simulação revelou uma probabilidade de 90,64% de o projeto ser economicamente viável. A previsão do VPL resultante (distribuição de saída) se aproxima de uma distribuição normal. Esse resultado é estatisticamente esperado e é uma consequência direta do Teorema do Limite Central, que postula que a soma de um grande número de variáveis aleatórias independentes tenderá a uma distribuição normal, independentemente da forma das distribuições de entrada originais.

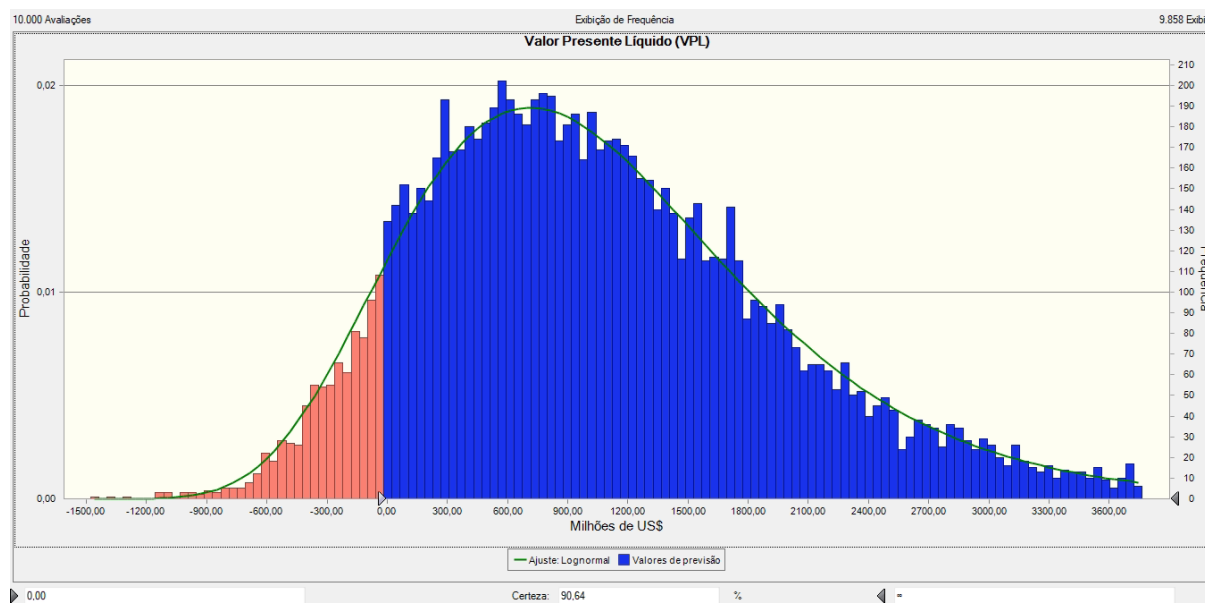


Figura 5.4- Distribuição de probabilidade do Valor Presente Líquido (VPL) da simulação de Monte Carlo com 10.000 simulações, assumindo distribuições triangulares para os principais parâmetros de entrada.

Fonte: Oracle Crystal Ball.

As análises precedentes demonstram que a biorrefinaria projetada não é economicamente viável se depender exclusivamente da produção de etanol. Essa constatação está em consonância com os desafios econômicos amplamente identificados na literatura para biorrefinarias de etanol de terceira geração (3G) autônomas. Por exemplo, um estudo de Nazemi et al. (2021), que, como mencionado anteriormente na introdução, também concluiu que seu cenário de "apenas combustível" era inviável, relatando um Preço Médio de Venda inferior a US\$ 0/tonelada. Uma revisão de Müller et al. (2023) reforça ainda mais essa perspectiva, sugerindo que a produção de etanol 3G provavelmente não terá um balanço de massa e energia positivo. Para superar esse obstáculo, os autores enfatizam a importância de uma abordagem de biorrefinaria, na qual instalações industriais são utilizadas para produzir diversos bioprodutos a partir de resíduos de biomassa. A geração de produtos de maior valor agregado pode tornar o uso de biomassa de alga mais atrativo, mesmo quando os balanços de massa e energia são matematicamente desfavoráveis. Isso sugere fortemente que uma estratégia baseada exclusivamente em etanol não é viável nem atrativa do ponto de vista econômico e energético.

Embora alguns estudos relatem viabilidade econômica positiva para a produção de bioetanol, eles frequentemente se baseiam em modelos integrados de biorrefinaria. Chong et al. (2020), por exemplo, apresentaram dados econômicos favoráveis para a produção de bioetanol (Preço Mínimo de Venda de US\$ 0,54/kg, período de retorno de 8 anos e TIR de 23,17%), mas seu modelo utilizou resíduos celulósicos de macroalgas e os resíduos sólidos foram utilizados

para produzir fertilizantes. O balanço energético total incluiu a receita tanto do bioetanol quanto do biofertilizante, indicando que não se tratava de um cenário estritamente "somente etanol". De forma semelhante, Gengiah et al. (2023) utilizaram biomassa residual (após a extração de óleo para biodiesel) e afirmaram explicitamente que o processo integrado e a produção de múltiplos produtos a partir de uma única fonte ajudam a reduzir o PMV dos produtos. Eles também observaram que a biomassa residual restante, que pode ser usada como ração animal ou como adubo orgânico, gerou o aumento de aproximadamente 12,5% do faturamento total da planta, ressaltando o papel crucial da coprodução na viabilidade econômica de seu processo de bioetanol.

Todos os cenários explorados por Llano et al. (2023) são abordagens integradas de biorrefinaria que produzem múltiplos produtos, como ulvana e butanol/acetona/etanol, ou ulvana e bioetanol. O estudo concluiu que essas plantas multiproduto são economicamente viáveis, mas não avaliou a viabilidade de uma planta de etanol de produto único. Da mesma forma, Seghetta et al. (2016) avaliou um sistema de biorrefinaria de macroalga que produzia bioetanol, ração para peixes rica em proteínas e fertilizante líquido, mas não modelou nem defendeu um cenário de produção exclusiva de etanol.

5.3.3 Avaliação de Ciclo de Vida

A Figura 5.5 apresenta os resultados da ACV com unidade funcional de 1 kg de etanol produzido. O sistema considera a coprodução de 15,86 kg de seiva (biofertilizante) e 0,18 kg de levedura por quilograma de etanol. Duas descobertas particularmente relevantes desta ACV são os impactos negativos líquidos observados tanto para o Potencial de Eutrofização (EP) quanto para o Potencial de Aquecimento Global (GWP). O valor negativo do EP é atribuído à etapa de cultivo de algas, que sequestra o excesso de nutrientes do ambiente marinho, proporcionando assim um efeito mitigador contra a eutrofização. Da mesma forma, o negativo do GWP é um resultado direto da atividade fotossintética das algas, que remove dióxido de carbono atmosférico a uma taxa que excede as emissões do processo. Essas descobertas são consistentes com a literatura. O GWP líquido negativo, por exemplo, está em consonância com os relatos de Aitken et al. (2014) e Alvarado-Morales et al. (2013), que também demonstraram um potencial significativo de carbono negativo para biorrefinarias de macroalgas. O estudo de Aitken et al. (2014) relatou valores de potencial de eutrofização de $3,22 \cdot 10^{-5}$ kg PO₄ eq /MJ (caso base) e $8,38 \cdot 10^{-6}$ kg PO₄ eq /MJ (cenário otimista). De forma semelhante, Seghetta et al. (2016) avaliaram uma biorrefinaria que produz bioetanol, fertilizante líquido e proteína a partir

da alga *Laminaria digitata*, relatando um GWP de -0,1 kg CO₂ eq/ha de mar cultivado e um impacto de eutrofização marinha de -16,3 kg N eq /ha.

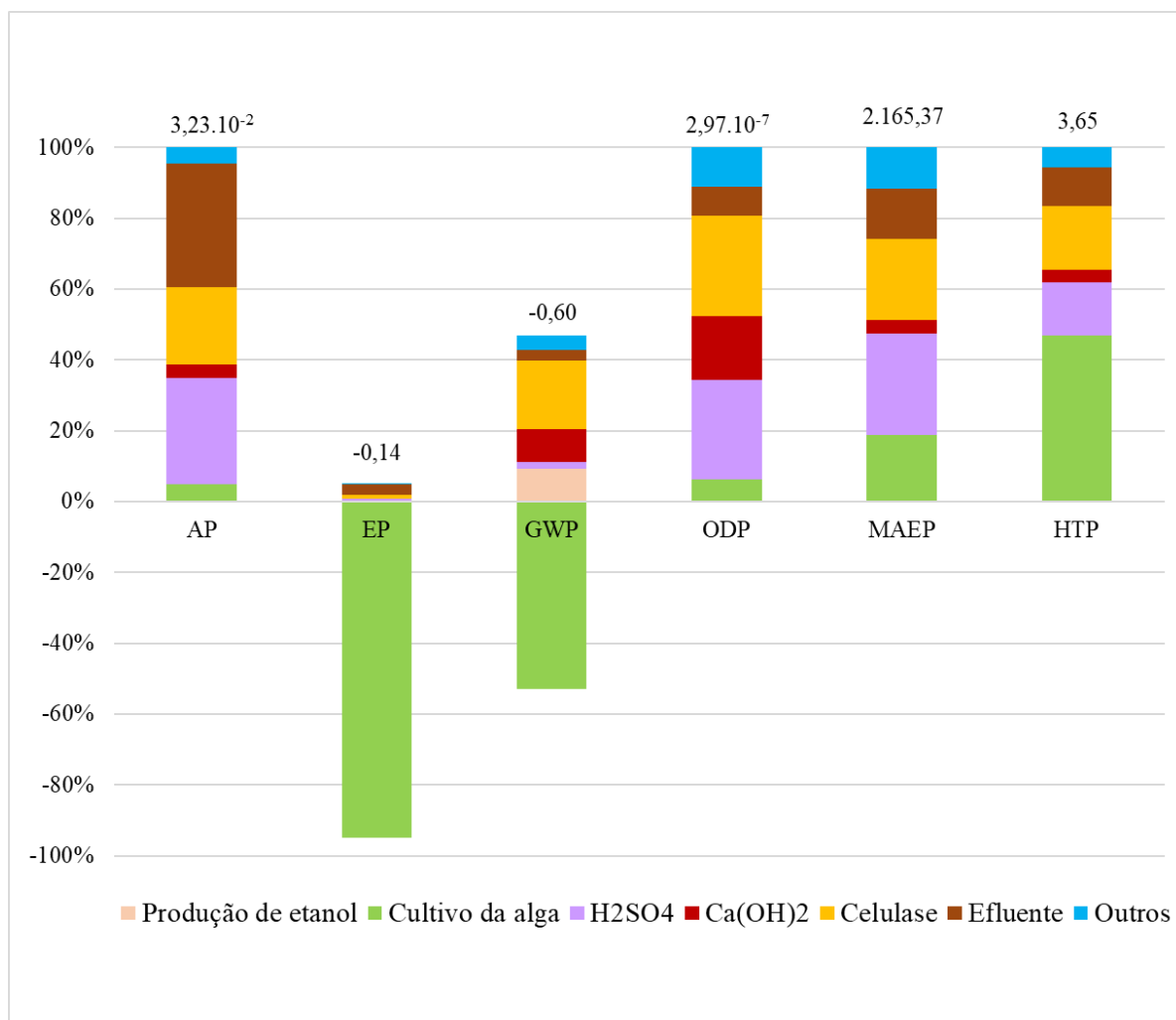


Figura 5.5- Impactos ambientais da biorrefinaria proposta para a produção de etanol combustível (por kg de etanol produzido). A categoria "outros" engloba os impactos associados à água, eletricidade, transportes e vapor. AP - potencial de acidificação (kg SO₂ eq); EP - potencial de eutrofização (kg PO₄eq); GWP - potencial de aquecimento global (kg CO₂ eq); ODP - potencial de destruição da camada de ozônio (kg CFC-11 eq); MAEP - potencial de ecotoxicidade marinha e aquática (kg 1,4-DBeq); HTP - potencial de toxicidade humana (kg 1,4-DBeq)

A etapa de cultivo de algas apresenta um claro dilema ambiental, caracterizando um deslocamento de impactos ambientais. Embora essa etapa seja a única fonte de benefícios ambientais líquidos para o GWP e EP (por meio do sequestro de carbono e nutrientes), ela é simultaneamente a maior contribuinte individual tanto para o Potencial de Toxicidade Humana (HTP) quanto para o potencial de ecotoxicidade marinha e aquática (MAEP). Uma análise detalhada dos pontos críticos dentro dessa etapa revela que esses impactos adversos não provêm do processo biológico em si, mas de seus bens de capital. O processo de fabricação do aço cromo foi identificado como o ponto crítico dominante, contribuindo com 88,1% da HTP da

etapa de cultivo e 60,9% de sua MAEP. Além disso, a construção do galpão, especificamente seus componentes de cobre, foi a segunda maior contribuinte, representando 10,3% da HTP e 33,0% da MAEP nessa etapa.

O Potencial de Acidificação (AP) ($3,23 \cdot 10^{-2}$ kg SO₂ eq /kg etanol) é dominado por duas etapas do processo: tratamento de efluentes (34,9%) e produção da enzima celulase (21,8%). Para comparar este resultado com a literatura, o valor foi convertido de kg SO₂ eq /kg de etanol para kg NO_x eq /MJ. Com base no fator de caracterização de 1 kg NO_x eq $\approx$ 0,7 kg SO₂ eq (Guinee et al., 2002) e em um Poder Calorífico Inferior (PCI) assumido de 26,33 MJ/kg para o etanol hidratado (ANP, 2019), o AP para este estudo é equivalente a $1,75 \cdot 10^{-3}$ kg NO_x eq /MJ. Este valor é aproximadamente uma ordem de magnitude maior do que os relatados por Aitken et al. (2014), que encontraram um AP de $1,7 \cdot 10^{-4}$ kg NO_x eq /MJ (caso base) e $4,35 \cdot 10^{-5}$ kg NO_x eq /MJ (melhor caso). A principal fonte dessa diferença reside no ponto crítico do efluente. Uma análise detalhada revela que o descarte de resíduos de gesso é o principal fator, representando 28,9% do AP total.

O Potencial de Destruição da Camada de Ozônio (ODP) foi calculado em $2,97 \cdot 10^{-7}$ kg CFC-11 eq/kg de etanol. Como ilustrado na análise de contribuição (Figura 5.5), esse impacto não é dominado por uma única fonte, mas é impulsionado principalmente pela produção a montante de H₂SO₄ (barras roxas) e da enzima celulase (barras amarelas). Para comparar esse resultado, ele foi convertido para uma base energética usando o PCI do produto, resultando em um impacto de $1,12 \cdot 10^{-8}$ kg CFC-11 eq/MJ. Esse valor é aproximadamente uma ordem de magnitude maior do que os relatados por Aitken et al. (2014), que encontraram um ODP de $7,7 \cdot 10^{-10}$ kg CFC-11 eq/MJ (caso base) e $3,94 \cdot 10^{-10}$ kg CFC-11 eq/MJ (melhor cenário). Outros impactos ambientais estão disponíveis na Tabela 5.10.

Tabela 5.10- Resultados do ACV
Método: CML 2 baseline 2000 V2.05 / the Netherlands, 1997

Categoria de impacto	Unidade	Total	Produção de etanol	Cultivo da alga	Água	H2SO4	Ca(OH)2	Celulase	Transporte	Vapor	Eletricidade	Água residual	Resíduo de gesso	Bioresíduo
Depleção Abiótica	kg Sb eq	0,018127	0,00E+00	2,37E-03	1,13E-03	3,88E-03	2,15E-03	6,28E-03	7,09E-04	3,66E-06	5,88E-05	9,54E-04	1,92E-04	3,98E-04
Acidificação	kg SO ₂ eq	0,032344	0,00E+00	1,59E-03	8,85E-04	9,66E-03	1,25E-03	7,05E-03	5,78E-04	5,74E-06	4,97E-05	1,42E-03	9,35E-03	5,12E-04
Eutrofização	kg PO ₄ ³⁻ eq	-0,14028	0,00E+00	-1,48E-01	3,26E-04	1,02E-03	1,96E-04	1,72E-03	1,02E-04	8,92E-06	1,65E-05	4,00E-03	2,62E-05	5,34E-04
Aquecimento global (GWP100)	kg CO ₂ eq	- 0,601163	8,99E-01	- 5,23E+00	1,65E-01	2,05E-01	9,07E-01	1,91E+00	1,18E-01	9,07E-04	1,29E-01	1,69E-01	1,79E-02	1,09E-01
Destrução da camada de ozônio	kg CFC-11 eq	2,97E-07	0,00E+00	1,82E-08	3,18E-08	8,40E-08	5,36E-08	8,40E-08	3,90E-12	7,94E-11	8,29E-10	1,16E-08	4,46E-09	8,78E-09
Toxicidade humana	kg 1,4-DB eq	3,649928	0,00E+00	1,71E+00	9,21E-02	5,42E-01	1,33E-01	6,54E-01	9,29E-02	4,58E-04	2,16E-02	2,79E-01	2,13E-02	9,90E-02
Ecotoxicidade aquática de água doce	kg 1,4-DB eq	1,244284	0,00E+00	3,38E-01	7,11E-02	2,34E-01	2,53E-02	2,82E-01	3,31E-02	1,21E-03	5,97E-03	1,17E-01	1,39E-02	1,24E-01
Ecotoxicidade aquática marinha	kg 1,4-DB eq	2165,371	0,00E+00	4,08E+02	1,21E+02	6,18E+02	8,39E+01	4,97E+02	1,21E+02	6,79E-01	8,17E+00	1,50E+02	4,41E+01	1,14E+02
Ecotoxicidade terrestre	kg 1,4-DB eq	0,018924	0,00E+00	2,86E-03	1,44E-03	1,61E-03	2,32E-03	6,43E-03	4,52E-06	1,02E-05	6,34E-05	3,42E-03	9,92E-05	6,65E-04
Oxidação fotoquímica	kg C ₂ H ₄ eq	0,001764	0,00E+00	9,71E-05	4,78E-05	3,89E-04	1,87E-04	5,29E-04	2,67E-05	3,60E-07	1,95E-05	5,46E-05	3,75E-04	3,79E-05

5.4 Conclusões do Capítulo 5

Este estudo avaliou a viabilidade técnico-econômica (ATE) e ambiental (ACV) de uma biorrefinaria em escala industrial para a produção de etanol a partir da macroalga *Kappaphycus alvarezii*. A análise integrada revelou um forte contraste entre a viabilidade econômica e o desempenho ambiental. A ATE confirmou que um modelo de produção isolado, focado exclusivamente em etanol, não é economicamente viável, sendo sua viabilidade totalmente dependente da valorização de coprodutos, particularmente o biofertilizante (seiva). Por outro lado, a ACV demonstrou benefícios ambientais significativos, registrando impactos líquidos negativos tanto para o Potencial de Aquecimento Global (GWP) quanto para o Potencial de Eutrofização (EP).

As vantagens ambientais desse processo são notáveis. A biorrefinaria funciona como um sumidouro de carbono, atingindo um GWP líquido negativo (-0,60 kg CO₂ eq /kg de etanol) ao sequestrar o CO₂ atmosférico durante o cultivo a uma taxa que excede as emissões do processo. Simultaneamente, o processo mitiga ativamente a poluição marinha ao remover o excesso de nutrientes da água, resultando em um EP negativo (-0,14 kg PO₄ eq /kg de etanol). Esse desempenho positivo, no entanto, é acompanhado por uma compensação de "transferência de ônus". A própria fase de cultivo, embora seja a fonte dos benefícios de GWP e EP, foi identificada como a principal contribuinte para a Toxicidade Humana (HTP) e a Ecotoxicidade Marinha e Aquática (MAEP). Esses impactos adversos foram atribuídos não aos insumos do processo, mas aos bens de capital (por exemplo, aço cromo) utilizados na infraestrutura de cultivo. Portanto, embora a biorrefinaria de *K. alvarezii* seja uma via ambientalmente promissora, os esforços futuros devem se concentrar em mitigar os impactos da toxicidade e otimizar a valorização dos coprodutos para garantir a sustentabilidade holística.

CAPÍTULO 6. CONCLUSÕES

A presente tese teve como objetivo avaliar, de forma integrada, a viabilidade técnica, econômica e ambiental de biorrefinarias baseadas em macroalgas marinhas. Para isso, foram conduzidos dois estudos independentes, cada um estruturado a partir de uma rota tecnológica distinta e de uma espécie específica de macroalga. No Capítulo 4, foi analisada uma biorrefinaria dedicada ao processamento de *Sargassum* sp. para a produção de nanocristais de celulose (CNC) e coprodutos associados. No Capítulo 5, foi avaliada, de forma separada, uma biorrefinaria voltada à produção de etanol a partir de *Kappaphycus alvarezii*. Ressalta-se que essas análises foram realizadas de maneira independente, não correspondendo a uma única biorrefinaria integrada, mas sim a dois sistemas distintos, concebidos com objetivos e configurações próprias.

Sob a ótica ambiental, os resultados obtidos por meio da Avaliação do Ciclo de Vida indicaram um desempenho altamente favorável em ambos os estudos. Tanto para o sistema baseado em *Sargassum* sp. quanto para aquele baseado em *Kappaphycus alvarezii*, foram observados impactos líquidos negativos para categorias como o Potencial de Aquecimento Global (GWP) e o Potencial de Eutrofização (EP), resultado diretamente associado à capacidade das macroalgas de sequestrar dióxido de carbono e assimilar nutrientes durante a fase de cultivo. Esse comportamento evidencia uma característica estrutural das macroalgas como matéria-prima, independentemente da rota de processamento considerada, reforçando seu potencial como recurso estratégico para mitigação de impactos ambientais.

Apesar dessa convergência no desempenho ambiental, os resultados econômicos evidenciaram diferenças relevantes entre os dois sistemas analisados. No caso da biorrefinaria baseada em *Sargassum* sp., voltada à produção de nanocristais de celulose, verificou-se que a viabilidade econômica é fortemente dependente da configuração do processo. A comparação entre os diferentes cenários mostrou que o aumento da diversificação de produtos implica elevação significativa do investimento de capital (CAPEX) e da complexidade operacional, sem ganhos econômicos proporcionais. O cenário mais favorável foi aquele com foco na produção de CNC e seiva, indicando a existência de um ponto ótimo de integração, no qual há equilíbrio entre geração de receita e custo do sistema. Por outro lado, a biorrefinaria baseada em *Kappaphycus alvarezii*, analisada no Capítulo 5, apresentou limitações econômicas mais pronunciadas. A produção isolada de etanol mostrou-se inviável sob as condições avaliadas, sendo fortemente dependente da valorização de coprodutos para alcançar indicadores

econômicos positivos. Esse resultado reforça que, diferentemente do sistema baseado em *Sargassum* sp., no qual produtos de maior valor agregado sustentam a viabilidade, a rota focada em etanol carece de estratégias adicionais de integração e diversificação para se tornar competitiva.

A análise de sensibilidade, aplicada separadamente em cada um dos estudos, demonstrou que a viabilidade econômica de ambos os sistemas é altamente dependente de variáveis críticas como o preço de venda dos produtos, o custo da biomassa, o CAPEX, os rendimentos de processo e os custos de insumos e utilidades. A elevada sensibilidade a esses parâmetros indica que os resultados econômicos são pouco robustos frente a variações de mercado ou de desempenho operacional, sendo particularmente relevante no caso da produção de etanol. De forma complementar, a análise de incerteza baseada em simulações de Monte Carlo evidenciou uma ampla dispersão nos resultados econômicos, refletindo o elevado nível de risco associado à implementação industrial de ambos os sistemas. Essa incerteza é intensificada pelo fato de que os modelos desenvolvidos se baseiam em dados de laboratório e literatura, estando sujeitos às limitações inerentes ao escalonamento de processos. Nesse contexto, tanto a biorrefinaria de *Sargassum* sp. quanto a de *Kappaphycus alvarezii* devem ser interpretadas como tecnologias em estágio de desenvolvimento, com viabilidade condicionada a avanços técnicos e econômicos adicionais. A análise conjunta dos dois estudos permite estabelecer uma conclusão central: embora as macroalgas apresentem desempenho ambiental consistente e favorável independentemente da rota tecnológica, a viabilidade econômica é fortemente dependente do tipo de produto obtido e do nível de valorização da biomassa. Produtos de maior valor agregado, como os nanocristais de celulose, apresentam maior potencial de viabilização econômica, enquanto produtos energéticos, como o etanol, requerem necessariamente estratégias complementares para se tornarem competitivos.

Diante desse cenário, torna-se evidente que o desenvolvimento de biorrefinarias de macroalgas deve priorizar abordagens integradas de aproveitamento da biomassa, ainda que os estudos aqui apresentados tenham sido conduzidos de forma independente. A incorporação de múltiplas rotas de conversão em um mesmo sistema, a produção de coprodutos de alto valor e a monetização de serviços ambientais emergem como fatores-chave para a viabilidade futura dessas tecnologias. Nesse contexto, trabalhos futuros devem concentrar-se, em primeiro lugar, no aprofundamento da análise dos custos associados ao cultivo, colheita e logística de macroalgas em escala industrial, considerando variabilidades operacionais e regionais. Adicionalmente, a aplicação de técnicas de síntese e otimização de processos pode contribuir

para a definição de configurações mais eficientes de biorrefinarias, explorando diferentes combinações de produtos e rotas tecnológicas. A incorporação de abordagens mais avançadas de análise econômica, incluindo métodos estocásticos e modelos de decisão sob incerteza, representa outra frente relevante, permitindo uma avaliação mais robusta do risco associado a esses sistemas. Paralelamente, a integração das biorrefinarias com outras cadeias produtivas, como sistemas de tratamento de efluentes, fontes industriais de CO₂ e sistemas de aquicultura integrada, pode contribuir para a redução de custos operacionais e ampliação dos benefícios ambientais.

Do ponto de vista tecnológico, destaca-se a necessidade de validação experimental em escala piloto dos processos modelados, bem como o desenvolvimento de rotas de conversão mais eficientes, especialmente para a produção de etanol, que ainda apresenta limitações econômicas significativas. Adicionalmente, a ampliação das análises ambientais, incluindo abordagens consequenciais de Avaliação do Ciclo de Vida, pode fornecer uma compreensão mais abrangente dos impactos associados à implementação dessas tecnologias. Por fim, estudos voltados à análise de mercado e à viabilidade comercial dos produtos derivados de macroalgas, em especial os de maior valor agregado, são essenciais para reduzir as incertezas econômicas identificadas nesta tese.

Em síntese, os resultados obtidos demonstram que biorrefinarias baseadas em macroalgas constituem uma alternativa promissora do ponto de vista ambiental, mas cuja viabilidade econômica depende fortemente da estratégia de valorização da biomassa e da configuração do processo. A análise independente das rotas baseadas em *Sargassum* sp. e *Kappaphycus alvarezii* evidencia que diferentes produtos e diferentes espécies resultam em desempenhos econômicos distintos, reforçando a necessidade de abordagens específicas e integradas para o desenvolvimento dessa tecnologia no contexto da bioeconomia e da transição energética.

REFERÊNCIAS

- AACE INTERNATIONAL. **Cost estimate classification system – As applied in engineering, procurement, and construction for the process industries**. Recommended Practice No. 18R-97. Morgantown, WV: AACE International, 2020.
- ABDEL-HAKIM, A.; MOURAD, R. Nanocellulose and its polymer composites: preparation, characterization, and applications. **Russian Chemical Reviews**, v. 92, n. 4, p. RCR5076, abr. 2023.
- ABITBOL, Tiffany *et al.* Nanocellulose, a tiny fiber with huge applications. **Current Opinion in Biotechnology**, v. 39, p. 76–88, jun. 2016.
- AGÊNCIA NACIONAL DO PETRÓLEO, GÁS NATURAL E BIOCOMBUSTÍVEIS (ANP). **Fatores de conversão, densidades e poderes caloríficos inferiores**. Rio de Janeiro: ANP, 2019. Disponível em: <https://www.gov.br/anp/pt-br/centrais-de-conteudo/publicacoes/anuario-estatistico/arquivos-anuario-estatistico-2019/anuario-2019-fatores-de-conversao.pdf>. Acesso em: 19 jan. 2026.
- AGÊNCIA NACIONAL DO PETRÓLEO, GÁS NATURAL E BIOCOMBUSTÍVEIS (ANP). **RenovaCalc**. Rio de Janeiro: ANP, 2020. Disponível em: <https://www.gov.br/anp/pt-br/assuntos/renovabio/renovabio/renovacalc> Acesso em: 01 maio. 2026.
- AGÊNCIA NACIONAL DO PETRÓLEO, GÁS NATURAL E BIOCOMBUSTÍVEIS (ANP). **Resolução ANP nº 907, de 18 de novembro de 2022**. Diário Oficial da União, Brasília, 23 nov. 2022. Disponível em: <https://atosoficiais.com.br/anp/resolucao-n-907-2022-dispoe-sobre-as-especificacoes-do-etanol-combustivel-e-suas-regras-de-comercializacao-em-todo-o-territorio-nacional>. Acesso em: 19 jan. 2026.
- AHMED, Naveed *et al.* A cookbook for bioethanol from macroalgae: Review of selecting and combining processes to enhance bioethanol production. **Current Pollution Reports** (2021) 7:476–493, Sept. 2021. <https://doi.org/10.1007/s40726-021-00202-7>
- AITKEN, Douglas *et al.* Life cycle assessment of macroalgae cultivation and processing for biofuel production. **Journal of Cleaner Production**, v. 75, p. 45–56, jul. 2014.
- ALBERT YOGIE WIDJAJA *et al.* Fermentation of *Kappaphycus alvarezii* to Produce Bioethanol with Low Cost and Low CO₂ Release. **臺灣水產學會刊**, v. 46, n. 1, 1 mar. 2019.
- ALVARADO-MORALES, Merlin *et al.* Life cycle assessment of biofuel production from brown seaweed in Nordic conditions. **Bioresource Technology**, v. 129, p. 92–99, fev. 2013.
- AMORIM, Henrique V. *et al.* Scientific challenges of bioethanol production in Brazil. **Appl Microbiol Biotechnol** (2011) 91:1267–1275, 2011. DOI 10.1007/s00253-011-3437-6
- ANDRADE, Cristiana *et al.* Development of an innovative macroalgae biorefinery: Oligosaccharides as pivotal compounds. **Fuel**, v. 320, p. 123780, jul. 2022.
- ANDRADE, E. T. D.; CARVALHO, S. R. G. D.; SOUZA, L. F. D. **Programa do Proálcool e o etanol no Brasil**. *Engevista*, v. 11, n. 2, 2010. DOI: 10.22409/engevista.v11i2.236.

ANSUB KHAN, Mohammad; ABBAS, Abiha; DICKSON, Rofice. A strategy for commercialization of macroalga biorefineries. **Renewable and Sustainable Energy Reviews**, v. 187, p. 113703, nov. 2023.

APPRICH, Silvia *et al.* Wheat bran-based biorefinery 2: Valorization of products. **LWT - Food Science and Technology**, v. 56, n. 2, p. 222–231, maio 2014.

ARAÚJO, Rosana R. Lima. **Estudo do potencial das macroalgas *Sargassum sp.* e *Padina sp.* para extração de nanocelulose**. Tese de doutorado—Maceió- AL: Universidade Federal de Alagoas, 2024.

ARESTA, Michele; DIBENEDETTO, Angela; BARBERIO, Grazia. Utilization of macroalgae for enhanced CO₂ fixation and biofuels production: Development of a computing software for an LCA study. **Fuel Processing Technology**, v. 86, n. 14–15, p. 1679–1693, out. 2005.

AZCORRA-MAY, Karla J. *et al.* Sargassum biorefineries: potential opportunities towards shifting from wastes to products. **Biomass Conversion and Biorefinery**, v. 14, n. 2, p. 1837–1845, jan. 2024.

B3 – BRASIL, BOLSA, BALCÃO. **CBIO – Consultas**. São Paulo: B3, 2024. Disponível em: https://www.b3.com.br/pt_br/b3/sustentabilidade/produtos-e-servicos-esg/credito-de-descarbonizacao-cbio/cbio-consultas/. Acesso em: 19 jan. 2026.

BAGHEL, Ravi S. *et al.* Seaweed biorefinery: A sustainable process for valorising the biomass of brown seaweed. **Journal of Cleaner Production**, v. 263, p. 121359, ago. 2020.

BAGHEL, Ravi S.; REDDY, C. R. K.; SINGH, Ravindra Pal. Seaweed-based cellulose: Applications, and future perspectives. **Carbohydrate Polymers**, v. 267, p. 118241, set. 2021.

BANGALORE ASHOK, Rahul Prasad *et al.* Cellulose nanocrystals from forest residues: An integrated techno-economic analysis and life cycle assessment. **Resources, Conservation and Recycling**, v. 227, p. 108778, mar. 2026.

BATISTA, Gustavo. **Análise Técnico-econômica-ambiental da produção de nanocelulose em biorrefinarias de cana-de-açúcar**. São Carlos-SP: Universidade Federal de São Carlos, 2021.

BELLO, Muhammadu *et al.* Sustainable algal biorefinery: A review on current perspective on technical maturity, supply infrastructure, business and industrial opportunities. **Journal of Environmental Management**, v. 370, p. 122208, nov. 2024.

BIRIS-DORHOI, Elena-Suzana *et al.* Macroalgae—A Sustainable Source of Chemical Compounds with Biological Activities. **Nutrients**, v. 12, n. 10, p. 3085, 11 out. 2020.

BLAIR, M. Jean; MABEE, Warren E. Techno-economic and market analysis of two emerging forest biorefining technologies. **Biofuels, Bioproducts and Biorefining**, v. 15, n. 5, p. 1301–1317, set. 2021.

BNDES; CGEE. **Bioetanol De Cana-De-Açúcar: Energia Para O Desenvolvimento Sustentável**. [S.l.]: BNDES, 2008.

BONDANCIA, Thalita J. *et al.* Production of Nanocellulose Using Citric Acid in a Biorefinery Concept: Effect of the Hydrolysis Reaction Time and Techno-Economic Analysis. **Industrial & Engineering Chemistry Research**, v. 59, n. 25, p. 11505–11516, 24 jun. 2020.

BONDANCIA, Thalita J. *et al.* Cellulose Nanocrystals from Sugar Cane Bagasse Using Organic and/or Inorganic Acids: Techno-Economic Analysis and Life Cycle Assessment. **ACS Sustainable Chemistry & Engineering**, v. 10, n. 14, p. 4660–4676, 11 abr. 2022.

BRASIL. BANCO CENTRAL DO BRASIL. **Cotações e boletins**. Brasília: BCB, 2026a. Disponível em: <https://www.bcb.gov.br/estabilidadefinanceira/historicocotacoes>. Acesso em: 01 jan. 2026.

BRASIL. BANCO CENTRAL DO BRASIL. **Relatório Focus**. Brasília: BCB, 2026b. Disponível em: <https://www.bcb.gov.br/publicacoes/focus>. Acesso em: 19 jan. 2026.

BRASIL. MINISTÉRIO DA PESCA E AQUICULTURA. **Boletins da aquicultura em águas da União**. Brasília: MPA, 2025. Disponível em: <https://www.gov.br/mpa/pt-br/assuntos/aquicultura/aquicultura-em-aguas-da-uniao/boletins>. Acesso em: 19 jan. 2026.

BRASIL. MINISTÉRIO DE MINAS E ENERGIA. **RenovaBio**. Brasília: MME, 2023. Disponível em: <https://www.gov.br/mme/pt-br/assuntos/secretarias/petroleo-gas-natural-e-biocombustiveis/renovabio-1>. Acesso em: 19 jan. 2026.

BRASIL. MINISTÉRIO DO TRABALHO E EMPREGO. **Painel de informações do mercado de trabalho**. [Painel online]. Brasília: Ministério do Trabalho e Emprego, 2025. Disponível em: <https://app.powerbi.com/view?r=eyJrIjoiY2QxYWWM4YWWEtYTllOS00NDA4LTgzZGItMWUM5MWY2MGI2OTZkIiwidCI6IjNlYzkyOTY5LTVhNTEtNGYxOC04YWWM5LWVmOThmYmFmYTk3OCJ9>. Acesso em: 19 jan. 2026.

CAMACHEM. **Sulfuric acid (98%)**. 2024. Disponível em: <https://camachem.com/en/sulfuric-acid-98.html>. Acesso em: 19 jan. 2026.

CASAL – COMPANHIA DE SANEAMENTO DE ALAGOAS. **Estrutura tarifária**. Maceió: CASAL, 2026. Disponível em: <https://www.casal.al.gov.br/estrutura-tarifaria/>. Acesso em: 19 jan. 2026.

CAXIANO, Igor N. *et al.* Continuous design and economic analysis of a Sargassum muticum biorefinery process. **Bioresource Technology**, v. 343, p. 126152, jan. 2022.

CENTRO DE ESTUDOS AVANÇADOS EM ECONOMIA APLICADA (CEPEA). **Indicador semanal do etanol hidratado combustível CEPEA/ESALQ**. São Paulo: CEPEA, 2024. Disponível em: <https://www.cepea.org.br/br/indicador/etanol.aspx>. Acesso em: 19 jan. 2026.

CHEM READY. **How much does a dewatering filter press cost to install?** 2024. Disponível em: <https://www.getchemready.com/water-facts/how-much-does-a-dewatering-filter-press-cost-to-install/>. Acesso em: 19 jan. 2026.

CHEMANALYST. **Hydrochloric acid price trend and forecast**. 2025a. Disponível em: <https://www.chemanalyst.com/Pricing-data/hydrochloric-acid-61>. Acesso em: 19 jan. 2026.

CHEMANALYST. **Caustic soda price trend and forecast**. 2025b. Disponível em: <https://www.chemanalyst.com/Pricing-data/caustic-soda-3>. Acesso em: 19 jan. 2026.

CHEMÉO. **Chemical properties of D-galactose (CAS 59-23-4)**. 2023. Disponível em: <https://www.chemeo.com/cid/28-751-7/D-Galactose>. Acesso em: 19 jan. 2026.

CHEMICAL ENGINEERING MAGAZINE. **Plant Cost Index Beta**. 2026. Disponível em <https://www.chemengonline.com/plant-cost-index-beta/>. Acesso em: 01 mai. 2026.

CHEN, Huihui *et al.* Macroalgae for biofuels production: Progress and perspectives. **Renewable and Sustainable Energy Reviews**, v. 47, p. 427–437, jul. 2015.

CHEN, Xi *et al.* Expanding the Boundary of Biorefinery: Organonitrogen Chemicals from Biomass. **Accounts of Chemical Research**, v. 54, n. 7, p. 1711–1722, 6 abr. 2021.

CHERUBINI, Francesco *et al.* Toward a common classification approach for biorefinery systems. **Biofuels, Bioproducts and Biorefining**, v. 3, n. 5, p. 534–546, set. 2009.

CHERUBINI, Francesco. The biorefinery concept: Using biomass instead of oil for producing energy and chemicals. **Energy Conversion and Management**, v. 51, n. 7, p. 1412–1421, jul. 2010.

CHEW, Kit Wayne *et al.* Microalgae biorefinery: High value products perspectives. **Bioresource Technology**, v. 229, p. 53–62, abr. 2017.

CHOI, Y.; OKOS, M. R. **Effects of temperature and composition on the thermal properties of foods**. In: MAGUER, M.; JELEN, P. (eds.). *Food engineering and process applications*. London: Elsevier Applied Science, 1986.

CHONG, Ting Yen *et al.* Techno-economic evaluation of third-generation bioethanol production utilizing the macroalgae waste: A case study in Malaysia. **Energy**, v. 210, p. 118491, nov. 2020.

CORNISH, M. Lynn; GARBARY, David J. Antioxidants from macroalgae: potential applications in human health and nutrition. **ALGAE**, v. 25, n. 4, p. 155–171, 1 dez. 2010.

CORTEZ, Luís Augusto Barbosa. **Bioetanol de cana-de-açúcar - P&D para produtividade**. São Paulo: Editora Edgard Blucher, 2010.

DATA BRIDGE MARKET RESEARCH. **Relatório de análise do mercado global de nanocelulose**. 2024. Disponível em: <https://www.databridgemarketresearch.com/pt/reports/global-nanocellulose-market>. Acesso em: 19 jan. 2026.

DE ASSIS, Camilla Abbati *et al.* Conversion Economics of Forest Biomaterials: Risk and Financial Analysis of CNC Manufacturing. **Biofuels, Bioproducts and Biorefining**, v. 11, n. 4, p. 682–700, jul. 2017.

DUFRESNE, Alain. **Nanocellulose: from nature to high performance tailored materials**. Berlin: De Gruyter, 2012.

EMPRESA DE PESQUISA ENERGÉTICA (EPE). **Estudo sobre a economicidade do aproveitamento dos resíduos sólidos urbanos em aterro para produção de biometano.** Nota Técnica DEA 019/2018. Rio de Janeiro: EPE, 2018.

EQUATORIAL ENERGIA. **Valor de tarifas e serviços.** 2024. Disponível em: <https://al.equatorialenergia.com.br/informacoes-gerais/valor-de-tarifas-e-servicos/>. Acesso em: 19 jan. 2026.

EUROPEAN COMMISSION. JOINT RESEARCH CENTRE. INSTITUTE FOR ENVIRONMENT AND SUSTAINABILITY. **General guide for Life Cycle Assessment : provisions and action steps.** LU: Publications Office, 2010.

EXHEAT. **Thermal properties of liquids.** 2024. Disponível em: https://www.exheat.com/technical/thermal_properties_of_liquids. Acesso em: 19 jan. 2026.

FAO – FOOD AND AGRICULTURE ORGANIZATION OF THE UNITED NATIONS. **FishStat: Global aquaculture production.** Rome: FAO, 2025. Disponível em: https://www.fao.org/fishery/statistics-query/en/trade_pp/trade_pp_quantity. Acesso em: 19 jan. 2026.

FARAH NURSHAHIDA, M. S. *et al.* Physicochemical, Physical Characteristics and Antioxidant Activities of Three Edible Red Seaweeds (*Kappaphycus alvarezii*, *Eucheuma spinosum* and *Eucheuma striatum*) from Sabah, Malaysia. **IOP Conference Series: Materials Science and Engineering**, v. 991, n. 1, p. 012048, 1 dez. 2020.

FUJIAN PROVINCIAL PEOPLE'S GOVERNMENT. China's 'Seaweed Capital' Xiapu county begins annual harvest. 2025. Disponível em https://fujian.gov.cn/english/news/202504/t20250422_6903589.htm Acesso em 01 maio 2026.

FUREY, R. L. **Volatility characteristics of gasoline-alcohol and gasoline-ether fuel blends.** Warrendale: Society of Automotive Engineers, 1985. SAE Technical Paper 852116.

GAO, Kunshan; MCKINLEY, Kelton R. Use of macroalgae for marine biomass production and CO2 remediation: a review. **Journal of Applied Phycology**, v. 6, n. 1, p. 45–60, fev. 1994.

GARCIA-VAQUERO, M. *et al.* Polysaccharides from macroalgae: Recent advances, innovative technologies and challenges in extraction and purification. **Food Research International**, v. 99, p. 1011–1020, set. 2017.

GAUDÊNCIO, João Pedro. **Análise técnico-econômica preliminar da produção de nanocelulose a partir de algas do gênero Sargassum sp. via hidrólise ácida.** Trabalho de conclusão de curso—São Carlos- SP: Universidade Federal de São Carlos, 2023.

GEANKOPLIS, Christie John; HERSEL, A. Allen; LEPEK, Daniel H. **Transport processes and separation process principles.** Fifth edition ed. Boston Columbus Indianapolis: Prentice Hall, 2018.

GENGIAH, Kalavathy *et al.* Process and technoeconomic analysis of bioethanol production from residual biomass of marine macroalgae *Ulva lactuca*. **Science of The Total Environment**, v. 868, p. 161661, abr. 2023a.

GENGIAH, Kalavathy *et al.* Process and technoeconomic analysis of bioethanol production from residual biomass of marine macroalgae *Ulva lactuca*. **Science of The Total Environment**, v. 868, p. 161661, abr. 2023b.

GHADIRYANFAR, Mohsen *et al.* A review of macroalgae production, with potential applications in biofuels and bioenergy. **Renewable and Sustainable Energy Reviews**, v. 54, p. 473–481, fev. 2016.

GILPIN, Geoffrey S.; ANDRAE, Anders S. G. Comparative attributional life cycle assessment of European cellulase enzyme production for use in second-generation lignocellulosic bioethanol production. **The International Journal of Life Cycle Assessment**, v. 22, n. 7, p. 1034–1053, jul. 2017.

GOLDEMBERG, Jose; MACEDO, Isaias C. Brazilian alcohol program: an overview. **Energy for Sustainable Development**, v. 1, n. 1, p. 17–22, maio 1994.

GRAND VIEW RESEARCH. **Nanocellulose market (2023–2030)**. 2023. Disponível em: <https://www.grandviewresearch.com/industry-analysis/nanocellulose-market>. Acesso em: 19 jan. 2026.

GUINEE, Jeroen B. *et al.* **Handbook on Life Cycle Assessment: Operational Guide to the ISO Standards**. Dordrecht: Kluwer Academic Publishers, 2004.

HABIBI, Youssef; LUCIA, Lucian A.; ROJAS, Orlando J. Cellulose Nanocrystals: Chemistry, Self-Assembly, and Applications. **Chemical Reviews**, v. 110, n. 6, p. 3479–3500, 9 jun. 2010.

HÄDER, Donat-P.; FIGUEROA, Felix L. Photoecophysiology of Marine Macroalgae. **Photochemistry and Photobiology**, v. 66, n. 1, p. 1–14, jul. 1997.

HAMED, Seham M. *et al.* Role of marine macroalgae in plant protection & improvement for sustainable agriculture technology. **Beni-Suef University Journal of Basic and Applied Sciences**, v. 7, n. 1, p. 104–110, mar. 2018.

HARGREAVES, Paulo Iiboshi *et al.* Production of ethanol 3G from *Kappaphycus alvarezii*: Evaluation of different process strategies. **Bioresource Technology**, v. 134, p. 257–263, abr. 2013.

HASHEMI, Maryam *et al.* Life cycle assessment of bioenergy and value-added biochemical production from *Nizimudinia zanardini* brown macroalgae. **Science of The Total Environment**, v. 976, p. 179225, maio 2025.

HAUSCHILD, Michael Z.; ROSENBAUM, Ralph K.; OLSEN, Stig Irving (ORGS.). **Life Cycle Assessment: Theory and Practice**. Cham: Springer International Publishing, 2018.

IMARC GROUP. **Soda ash prices, trend and forecast**. 2025. Disponível em: <https://www.imarcgroup.com/soda-ash-pricing-report>. Acesso em: 19 jan. 2026.

INTERNATIONAL MONETARY FUND (IMF). **Inflation rate, average consumer prices**. 2025. Disponível em: <https://www.imf.org/external/datamapper/PCPIPCH@WEO/OEMDC/ADVEC/WEOWORLD/BRA>. Acesso em: 19 jan. 2026.

INTERNATIONAL ORGANIZATION FOR STANDARDIZATION. **ISO 14040: Environmental management – Life cycle assessment – Principles and framework**. Geneva: ISO, 2006.

INTERNATIONAL ORGANIZATION FOR STANDARDIZATION. **ISO 14044: Environmental management – Life cycle assessment – Requirements and guidelines**. Geneva: ISO, 2006.

IPCC – INTERGOVERNMENTAL PANEL ON CLIMATE CHANGE. **Climate change 2021: The physical science basis**. Cambridge: Cambridge University Press, 2021.

IPCC – INTERGOVERNMENTAL PANEL ON CLIMATE CHANGE. **Climate change 2022: Mitigation of climate change**. Cambridge: Cambridge University Press, 2022.

IPCC – INTERGOVERNMENTAL PANEL ON CLIMATE CHANGE. **Climate change 2023: Synthesis report – Summary for policymakers**. Geneva: IPCC, 2023. DOI: 10.59327/IPCC/AR6-9789291691647.001.

JACOB, Sherin *et al.* Nanocellulose in tissue engineering and bioremediation: mechanism of action. **Bioengineered**, v. 13, n. 5, p. 12823–12833, 2 maio 2022.

JOHNSTON, Katherine G. *et al.* Recent Advances in Seaweed Biorefineries and Assessment of Their Potential for Carbon Capture and Storage. **Sustainability**, v. 15, n. 17, p. 13193, 1 set. 2023.

KAMM, Edited Birgit; GRUBER, Patrick R.; KAMM, Michael. **Biorefineries – Industrial Processes and Products**. Weinheim, GE: WILEY-VCH, 2006. v. 1

KATAKOJWALA, Ranaprathap; MOHAN, S. Venkata. A critical view on the environmental sustainability of biorefinery systems. **Current Opinion in Green and Sustainable Chemistry**, v. 27, p. 100392, fev. 2021.

KLEMM, Dieter *et al.* Cellulose: Fascinating Biopolymer and Sustainable Raw Material. **Angewandte Chemie International Edition**, v. 44, n. 22, p. 3358–3393, 30 maio 2005.

KLEMM, Dieter *et al.* Nanocelluloses: A New Family of Nature-Based Materials. **Angewandte Chemie International Edition**, v. 50, n. 24, p. 5438–5466, 6 jun. 2011.

KLÖPPFER, Walter; GRAHL, Birgit (ORGS.). Front Matter. *In: Life Cycle Assessment (LCA)*. 1. ed. [S.l.]: Wiley, 2014.

KONDA, N. V. S. N. Murthy *et al.* An Investigation on the Economic Feasibility of Macroalgae as a Potential Feedstock for Biorefineries. **BioEnergy Research**, v. 8, n. 3, p. 1046–1056, set. 2015.

KOSTAS, Emily T. *et al.* Macroalgal biorefinery concepts for the circular bioeconomy: A review on biotechnological developments and future perspectives. **Renewable and Sustainable Energy Reviews**, v. 151, p. 111553, nov. 2021.

KRAUSE-JENSEN, Dorte; DUARTE, Carlos M. Substantial role of macroalgae in marine carbon sequestration. **Nature Geoscience**, v. 9, n. 10, p. 737–742, out. 2016.

LAN, Kai *et al.* A modeling framework to identify environmentally greener and lower-cost pathways of nanomaterials. **Green Chemistry**, v. 26, n. 6, p. 3466–3478, 2024.

LARI, Giacomo M. *et al.* Environmental and economical perspectives of a glycerol biorefinery. **Energy & Environmental Science**, v. 11, n. 5, p. 1012–1029, 2018.

LEANDRO, Adriana; PEREIRA, Leonel; GONÇALVES, Ana M. M. Diverse Applications of Marine Macroalgae. **Marine Drugs**, v. 18, n. 1, p. 17, 24 dez. 2019.

LEE, Robert Edward. **Phycology**. 5ed. ed. United Kingdom: Cambridge University Press, 2018.

LEONG, M. Y. *et al.* Current advances of nanocellulose application in biomedical field. **Carbohydrate Research**, v. 532, p. 108899, out. 2023.

LLANO, Tamara *et al.* Techno-Economic Analysis of Macroalgae Biorefineries: A Comparison between Ethanol and Butanol Facilities. **Fermentation**, v. 9, n. 4, p. 340, 29 mar. 2023.

LOJAQUÍMICA. **Cal hidratada (hidróxido de cálcio)**. 2024. Disponível em: <https://www.lojaquimica.com.br/materia-prima/nacional/cal-hidratada>. Acesso em: 19 jan. 2026.

MAJUMDAR, Ria *et al.* Recovery of Cellulose Nanofiber from Lignocellulosic Biomass: Recent Trends and Applications. **Current Analytical Chemistry**, v. 17, n. 7, p. 917–935, 7 jul. 2021.

MCCABE, W. L.; SMITH, J. C.; HARRIOTT, P. **Unit operations of chemical engineering**. 7. ed. New York: McGraw-Hill, 2005.

MEINITA, M.D.N., KANG, J.Y., JEONG, G.T. *et al.* Bioethanol production from the acid hydrolysate of the carrageenophyte *Kappaphycus alvarezii* (cottonii). **J Applied Phycology** 24, 857–862, 2012. <https://doi.org/10.1007/s10811-011-9705-0>

MERCK. **Viscozyme® L**. 2024a. Disponível em: <https://www.sigmaaldrich.com/BR/pt/product/sigma/v2010>. Acesso em: 19 jan. 2026.

MERCK. **Yeast from *Saccharomyces cerevisiae***. 2024b. Disponível em: <https://www.sigmaaldrich.com/BR/pt/product/sigma/ysc2>. Acesso em: 19 jan. 2026.

MOLINA-PENATE, Esther; ARTOLA, Adriana; SÁNCHEZ, Antoni. Exploring biorefinery alternatives for biowaste valorization: a techno-economic assessment of enzymatic hydrolysis coupled with anaerobic digestion or solid-state fermentation for high-value bioproducts. **Bioengineered**, v. 15, n. 1, p. 2307668, 31 dez. 2024.

MOON, Robert J. *et al.* Cellulose nanomaterials review: structure, properties and nanocomposites. **Chemical Society Reviews**, v. 40, n. 7, p. 3941, 2011.

MORADIYA, Keyur K.; MARATHE, Kumudinee V. Life cycle assessment (LCA) of marine microalgae cultivation and harvesting process for the Indian context. **Sustainable Energy Technologies and Assessments**, v. 56, p. 103063, mar. 2023.

MORDOR INTELLIGENCE. **Global Nanocellulose - Market Share Analysis, Industry Trends & Statistics, Growth Forecast (2025-2023)**. 2025. Disponível em <https://www.giiresearch.com/report/moi1851624-global-nanocellulose-market-share-analysis.html#:~:text=Even%20with%20hydrolysis%20optimization%2C%20minimum,markets%20that%20lack%20patient%20capital>. Acesso em: 01 maio 2026.

MÜLLER, Caroline *et al.* Challenges and opportunities for third-generation ethanol production: A critical review. **Engineering Microbiology**, v. 3, n. 1, p. 100056, mar. 2023.

MYERSON, A. S. **Handbook of industrial crystallization**. 2. ed. Oxford: Butterworth-Heinemann, 2002.

NAZEMI, Farshid *et al.* Techno-economic aspects of different process approaches based on brown macroalgae feedstock: A step toward commercialization of seaweed-based biorefineries. **Algal Research**, v. 58, p. 102366, out. 2021.

NOREMYLIA, M. B.; HASSAN, Mohamad Zaki; ISMAIL, Zarini. Recent advancement in isolation, processing, characterization and applications of emerging nanocellulose: A review. **International Journal of Biological Macromolecules**, v. 206, p. 954–976, maio 2022.

NOVACANA. **Produção de etanol de milho dispara e deve superar 25% do total em 2025**. 2025. Disponível em <https://www.novacana.com/noticias/producao-etanol-milho-dispara-superar-25-total-2025-unem-230625>. Acesso em 01 maio 2026.

NOVONESIS. **Celluclast® 1.5 L**. 2024. Disponível em: <https://www.novonesis.com/en/biosolutions/food-and-beverages/beverages/juice-fruit-vegetables/vegetables/celluclast-15-l>. Acesso em: 19 jan. 2026.

ORTIGUEIRA, Joana *et al.* Food waste biorefinery: Stability of an acidogenic fermentation system with carbon dioxide sequestration and electricity generation. **Journal of Cleaner Production**, v. 270, p. 122040, out. 2020.

OUR WORLD IN DATA. **Energy production and consumption**. 2023. Disponível em: <https://ourworldindata.org/energy-production-consumption>. Acesso em: 19 jan. 2026.

PENLOGLOU, Giannis *et al.* Techno-Economic Considerations on Nanocellulose's Future Progress: A Short Review. **Processes**, v. 11, n. 8, p. 2312, 1 ago. 2023.

PERRY, Robert; GREEN, Don. **Perry's Chemical Engineers' Handbook**. 8th edition ed. [S.l.]: McGraw-Hill, 2008.

PESSARRODONA, Albert *et al.* Carbon sequestration and climate change mitigation using macroalgae: a state of knowledge review. **Biological Reviews**, v. 98, n. 6, p. 1945–1971, dez. 2023.

PETERS, Max Stone *et al.* **Plant design and economics for chemical engineers**. 5. ed, international ed. 2004 ed. Boston: McGraw-Hill, 2004.

PICCINNO, Fabiano *et al.* From laboratory to industrial scale: a scale-up framework for chemical processes in life cycle assessment studies. **Journal of Cleaner Production**, v. 135, p. 1085–1097, nov. 2016.

PIZZOL, M. *et al.* Eco-toxicological impact of “metals” on the aquatic and terrestrial ecosystem: A comparison between eight different methodologies for Life Cycle Impact Assessment (LCIA). **Journal of Cleaner Production**, v. 19, n. 6–7, p. 687–698, abr. 2011.

POULOSE, Aiswarya *et al.* Nanocellulose: A Fundamental Material for Science and Technology Applications. **Molecules**, v. 27, n. 22, p. 8032, 19 nov. 2022.

PRATTO, B.; SANTOS-ROCHA, M. S. R.; LONGATI, A. A.; SOUSA JÚNIOR, R.; CRUZ, A. J. G. **Experimental optimization and techno-economic analysis of bioethanol production by simultaneous saccharification and fermentation using sugarcane straw.** *Bioresource Technology*, v. 1, p. 122494, 2019.

PRECEDENCE RESEARCH. Nanocellulose market Size, Share, and Trends 2026 to 2035. 2025 Disponível em <https://www.precedenceresearch.com/nanocellulose-market> Acesso em 01 maio 2026.

PRIYA, M.; PRABHA, P. **Algae-derived nanocellulose: A sustainable resource for advanced material applications.** *J. Environ. Nanotechnol.*, vol 14(3), 96-107, 2025. <https://doi.org/10.13074/jent.2025.09.2521554>

PRIYANKA, K. R.; RAJARAM, R.; SIVAKUMAR, S. R. A critical review on pharmacological properties of marine macroalgae. **Biomass Conversion and Biorefinery**, v. 15, n. 20, p. 26921–26945, out. 2025.

RA, Chae Hun *et al.* Effects of galactose adaptation in yeast for ethanol fermentation from red seaweed, *Gracilaria verrucosa*. **Bioprocess and Biosystems Engineering**, v. 38, n. 9, p. 1715–1722, set. 2015.

RAÍZEN. Raízen inaugura maior planta de etanol de segunda geração do mundo. 2024. Disponível em <https://www.raizen.com.br/sala-de-imprensa/raizen-inaugura-maior-planta-de-etanol-de-segunda-geracao-do-mundo>. Acesso em: 01 maio 2026.

RAJENDRAN, Naveenkumar *et al.* Techno-economic analysis and life cycle assessment of cellulose nanocrystals production from wood pulp. **Bioresource Technology**, v. 377, p. 128955, jun. 2023.

RAMACHANDRA, T. V.; HEBBALE, Deepthi. Bioethanol from macroalgae: Prospects and challenges. **Renewable and Sustainable Energy Reviews**, v. 117, p. 109479, jan. 2020.

RAHMAN, M. S. **Food properties handbook**. 2. ed. Boca Raton: CRC Press, 2009. DOI: 10.1201/9781420003093.

RAMAN, Maya; DOBLE, Mukesh. Physicochemical and structural characterisation of marine algae *Kappaphycus alvarezii* and the ability of its dietary fibres to bind mutagenic amines. **Journal of Applied Phycology**, v. 26, n. 5, p. 2183–2191, out. 2014.

RANDHAWA, Aayushi *et al.* A Review of Properties of Nanocellulose, Its Synthesis, and Potential in Biomedical Applications. **Applied Sciences**, v. 12, n. 14, p. 7090, 14 jul. 2022.

RAVEN, John. Blue carbon: past, present and future, with emphasis on macroalgae. **Biology Letters**, v. 14, n. 10, p. 20180336, out. 2018.

RAVEN, John A.; HURD, Catriona L. Ecophysiology of photosynthesis in macroalgae. **Photosynthesis Research**, v. 113, n. 1–3, p. 105–125, set. 2012.

REIS, Renata Perpetuo; CASTELAR, Beatriz; SANTOS, Alex Alves Dos. Why is algaculture still incipient in Brazil? **Journal of Applied Phycology**, v. 29, n. 2, p. 673–682, abr. 2017.

RESHMY, R. *et al.* Updates on high value products from cellulosic biorefinery. **Fuel**, v. 308, p. 122056, jan. 2022.

ROMAGNOLI, Francesco *et al.* Furcellaria lumbricalis macroalgae cascade biorefinery: a Life Cycle Assessment study in the Baltic Sea Region. **Journal of Cleaner Production**, v. 478, p. 143861, nov. 2024.

ROSALES-CALDERON, Oscar; PEREIRA, Bárbara; ARANTES, Valdeir. Economic assessment of the conversion of bleached eucalyptus Kraft pulp into cellulose nanocrystals in a stand-alone facility via acid and enzymatic hydrolysis. **Biofuels, Bioproducts and Biorefining**, v. 15, n. 6, p. 1775–1788, nov. 2021.

ROSSINI, Paolo; NAPOLANO, Loredana; MATTEUCCI, Gabriele. Biototoxicity and life cycle assessment of two commercial antifouling coatings in marine systems. **Chemosphere**, v. 237, p. 124475, dez. 2019.

SANTOS, A. A. **Produção da macroalga *Kappaphycus alvarezii* em Santa Catarina, safra 2022/2023**. *Agropecuária Catarinense*, v. 36, n. 2, p. 7–9, 2023. DOI: 10.52945/rac.v36i2.1746.

SANTOS, A. A.; HAYASHI, L. **Sistema de cultivo da macroalga *Kappaphycus alvarezii* em Santa Catarina**. Florianópolis: Epagri, 2022. (Sistemas de Produção, 55).

SEGHETTA, Michele *et al.* Life cycle assessment of macroalgal biorefinery for the production of ethanol, proteins and fertilizers – A step towards a regenerative bioeconomy. **Journal of Cleaner Production**, v. 137, p. 1158–1169, nov. 2016.

SEIDER, Warren D. *et al.* **Product and Process Design Principles: Synthesis, Analysis and Evaluation**. 3ed. ed. Hoboken, NJ, United States of America: John Wiley & Sons, Inc., 2009.

SIDDHANTA, A. K. *et al.* Profiling of cellulose content in Indian seaweed species. **Bioresource Technology**, v. 100, n. 24, p. 6669–6673, dez. 2009.

SIDDHANTA, Arup K. *et al.* Cellulose Contents of Some Abundant Indian Seaweed Species. **Natural Product Communications**, v. 8, n. 4, p. 1934578X1300800423, abr. 2013.

SILVA, B. M.; SILVA, W. S. D. **Um panorama da implantação do etanol de 3ª geração como fonte de energia sustentável**. *Engevista*, v. 21, n. 1, p. 176–192, 2019.

SINDAÇÚCAR-AL – SINDICATO DA INDÚSTRIA DO AÇÚCAR E DO ÁLCOOL NO ESTADO DE ALAGOAS. **Boletim quinzenal de cana – Safra 2025/2026, Boletim 02**. Maceió: SINDAÇÚCAR-AL, 2025.

SIRÓ, István; PLACKETT, David. Microfibrillated cellulose and new nanocomposite materials: a review. **Cellulose**, v. 17, n. 3, p. 459–494, jun. 2010.

SMITH, J. M. *et al.* **Introduction to chemical engineering thermodynamics**. 8ed. ed. New York: McGraw-Hill Education, 2018.

SUDHAKAR, K. *et al.* An overview of marine macroalgae as bioresource. **Renewable and Sustainable Energy Reviews**, v. 91, p. 165–179, ago. 2018.

SUN, Ye; CHENG, Jiayang. Hydrolysis of lignocellulosic materials for ethanol production: a review. **Bioresource Technology** **83** (2002) 1–11, 2002.

SUNWOO, In Yung *et al.* Enhancement of galactose consumption rate in *Saccharomyces cerevisiae* CEN.PK2-1 by CRISPR Cas9 and adaptive evolution for fermentation of *Kappaphycus alvarezii* hydrolysate. **Journal of Biotechnology**, v. 297, p. 78–84, maio 2019a.

SUNWOO, In Yung *et al.* Enhancement of galactose consumption rate in *Saccharomyces cerevisiae* CEN.PK2-1 by CRISPR Cas9 and adaptive evolution for fermentation of *Kappaphycus alvarezii* hydrolysate. **Journal of Biotechnology**, v. 297, p. 78–84, maio 2019b.

TAKKELLAPATI, Sudhakar; LI, Tao; GONZALEZ, Michael A. An overview of biorefinery-derived platform chemicals from a cellulose and hemicellulose biorefinery. **Clean Technologies and Environmental Policy**, v. 20, n. 7, p. 1615–1630, set. 2018.

TIAN, Shuaipeng *et al.* Are there environmental benefits derived from coastal aquaculture of *Sargassum fusiforme*? **Aquaculture**, v. 563, p. 738909, jan. 2023.

TOWERING SKILLS. **Cost indices**. 2026. Disponível em: <https://toweringskills.com/financial-analysis/cost-indices/>. Acesso em: 19 jan. 2026.

TOWLER, Gavin; SINNOTT, Ray (ORGS.). **Chemical engineering design: principles, practice and economics of plant and process design**. Amsterdam Boston: Elsevier/Butterworth-Heinemann, 2008.

TRACHE, Djalal *et al.* Nanocellulose: From Fundamentals to Advanced Applications. **Frontiers in Chemistry**, v. 8, p. 392, 6 maio 2020.

TRIVEDI, Jayati *et al.* Algae based biorefinery—How to make sense? **Renewable and Sustainable Energy Reviews**, v. 47, p. 295–307, jul. 2015.

TURTON, Richard *et al.* **Analysis, synthesis, and design of chemical processes**. 4th ed ed. Upper Saddle River, NJ: Prentice Hall, 2012.

UNICA– UNIÃO DA INDÚSTRIA DE CANA-DE-AÇÚCAR E BIOENERGIA. **Etanol e Bioeletricidade: a cana-de-açúcar no futuro da matriz energética**. São Paulo: Luc Projetos de Comunicação, 2010.

UNICA – UNIÃO DA INDÚSTRIA DE CANA-DE-AÇÚCAR E BIOENERGIA. **Anuário estatístico da agroindústria canavieira brasileira**. São Paulo: UNICA, 2025a. Disponível em: <https://unicadata.com.br/listagem.php?idMn=4>. Acesso em: 19 jan. 2026.

UNICA– UNIÃO DA INDÚSTRIA DE CANA-DE-AÇÚCAR E BIOENERGIA. **Fotografia do setor sucroenergético no Brasil e os benefícios econômicos, ambientais e sociais gerados**. São Paulo: UNICA data, 2025b . Acesso em: 18 jan. 2026.

UNICA DATA. **Observatório da cana e energia: Frota de autoveículos e motocicletas.** 2023a. Disponível em: <https://unicadata.com.br/listagem.php?idMn=147>. Acesso em: 19 jan. 2026.

UNICA DATA. **Observatório da cana e energia: Produção de etanol.** 2023b. Disponível em: <https://unicadata.com.br/listagem.php?idMn=157>. Acesso em: 19 jan. 2026.

UNITED STATES DEPARTMENT OF ENERGY. **Global ethanol production by country or region.** Washington, DC: DOE, 2024. Disponível em: <https://afdc.energy.gov/data/10331>. Acesso em: 19 jan. 2026.

U.S. ENERGY INFORMATION ADMINISTRATION. **International energy outlook 2023.** Washington, DC: EIA, 2023. Disponível em: <https://www.eia.gov/tools/faqs/faq.php?id=38&t=6>. Acesso em: 19 jan. 2026.

WAHLSTRÖM, Niklas *et al.* Cellulose from the green macroalgae *Ulva lactuca*: isolation, characterization, optotracing, and production of cellulose nanofibrils. **Cellulose**, v. 27, n. 7, p. 3707–3725, maio 2020.

WALKER, Graeme M. **Bioethanol: Science and technology of fuel alcohol.** Dundee, Scotland: Ventus Publishing, 2010.

WYMAN, C. E. **Handbook on bioethanol: Production and utilization.** Washington, DC: Taylor & Francis, 1996.

WEI, Na; QUARTERMAN, Josh; JIN, Yong-Su. Marine macroalgae: an untapped resource for producing fuels and chemicals. **Trends in Biotechnology**, v. 31, n. 2, p. 70–77, fev. 2013.

YCHARTS. **US producer price index: Chemicals and allied products – Sulfuric acid.** 2025. Disponível em: https://ycharts.com/indicators/us_producer_price_index_chemicals_and_allied_products_sulfuric_acid. Acesso em: 19 jan. 2026.

YU, Sujie *et al.* Nanocellulose from various biomass wastes: Its preparation and potential usages towards the high value-added products. **Environmental Science and Ecotechnology**, v. 5, p. 100077, jan. 2021.

ZANCHETTA, Enio *et al.* Algal cellulose, production and potential use in plastics: Challenges and opportunities. **Algal Research**, v. 56, p. 102288, jun. 2021.

ZHANG, Lei *et al.* Greener production of cellulose nanocrystals: An optimised design and life cycle assessment. **Journal of Cleaner Production**, v. 345, p. 131073, abr. 2022.

ZHANG, Ming *et al.* Biorefinery approach for cassava-based industrial wastes: Current status and opportunities. **Bioresource Technology**, v. 215, p. 50–62, set. 2016.

ZHU, Shunshun *et al.* Characterization of physicochemical properties and techno-economic analysis of cellulose nanocrystals derived from pilot production of sweet potato residue. **Sustainable Materials and Technologies**, v. 43, p. e01232, abr. 2025.

APÊNDICE

A1-Tabelas do Capítulo 4

Tabela A1.1- Balanço de massa completo com as vazões mássicas (kg/h) do processo para as principais correntes para os cenários (a) S1; (b) S2; (c) S3; (d) S4.

(a)

Componente\ Corrente (kg/h)	1	2	4	6	7	8	9	11	12	14
Alga úmida	21682,50									
Areia	442,50									
Carboidrato		44250,00	19359,38	11566,90	7792,48		1145,74	1140,01		1140,01
Proteína			1189,22	43,48	1145,74		258,01	256,72		256,72
Lipídio			331,88	73,86	258,01		55,31	55,04		55,04
Cinzas			55,31		55,31		732,36	728,70		728,70
Outros			995,63	263,26	732,36		193,59	192,63		192,63
Água						2424,38	10216,85	1898,99	4746,20	1898,99
NaClO ₂						127,60	127,60	0,64		
Na ₂ CO ₃										
HCl										
Ácido algínico										
NaCl										
NaOH										

Componente\ Corrente (kg/h)	15	18	17	19	20	22	23	26	27
Carboidrato		715,13	424,88						
Proteína		1,28	255,44		1,28	1,28		1,27	1,27
Lipídio		0,28	54,76		0,28	0,27		0,27	0,27
Cinzas		3,64	725,06		3,64	3,63		3,61	3,61
Outros		0,96	191,66		0,96	0,96		0,95	0,95
Água	19424,29	19997,75	1325,53	1334,67	21332,42	581,65	1435,38	571,28	31,16
NaClO ₂									
Na ₂ CO ₃	1022,33	1017,22	5,11						
HCl				750,75	750,75	3,75			
Ácido algínico					715,13	711,56		708,00	708,00
NaCl					1122,78	5,61			
NaOH									

Componente\ Corrente (kg/h)	29	30	31	32	33	36	37	40	41
Água	5549,66	6875,19	250,22	6624,97	360,59	74,45	182,89	69,92	1,10
Carboidrato		424,88	422,76	2,12		2,11		2,10	2,10
Proteína		255,44	170,52	84,92		84,50		84,08	84,08
Lipídio		54,76	54,49	0,27		0,27		0,27	0,27
Cinzas		725,06	721,43	3,63		3,61			
Outros		191,66	190,70	0,96		0,95		0,95	0,95
NaOH	221,99	221,99	1,11	220,88					
HCl					202,19	0,01			
NaCl						1,62			

Componente\ Corrente (kg/h)	42	43	45	47	48	50	49	51	52
Água	24930,72	25180,94	1241,69	254,83	1.496,51	31.942,15	26.909,25	6.529,42	2.539,83
Carboidrato		422,76	420,64		158,58		2,47	156,11	
Proteína		170,52	169,66		169,66		2,65	167,02	
Lipídio		54,49	54,21		54,21		0,85	53,37	
Cinzas		721,43	717,83		717,83		11,20	706,63	
Outros		190,70	189,75		189,75		2,96	186,79	
NaOH					0,00				83,02
H ₂ SO ₄	243,85	242,49		453,03	6.518,81		6.417,11	101,69	
CNC					262,06		1,31	260,75	
Na ₂ SO ₄		1,97	0,01		0,01				

Componente\ Corrente (kg/h)	54	56	57	59	60	62	63	64
Água	5.214,99	12.963,00	12.972,28	1.030,24	12,81	23.828,63	20.416,63	3.412,00
Carboidrato		148,30		0,08	0,08			
Proteína		158,67		0,08	0,08			
Lipídio		50,70		0,03	0,03			
Cinzas		671,30		0,35	0,35			
Outros		177,45		0,09	0,09			
NaOH								
H2SO4						6.096,26	30,48	6.065,78
CNC		1,30		256,85	256,85			
Na2SO4		139,98		0,07	0,07			

(b)

Componente\ Corrente (kg/h)	1	2	4	6	7	8	9	11	12	14
Alga úmida	21682,50									
Areia	442,50									
Água		44250,00	19359,38	11566,90	7792,48	2424,38	10216,85	1898,99	4746,20	1898,99
Carboidrato			1189,22	43,48	1145,74		1145,74	1140,01		1140,01
Proteína			331,88	73,86	258,01		258,01	256,72		256,72
Lipídio			55,31		55,31		55,31	55,04		55,04
Cinzas			995,63	263,26	732,36		732,36	728,70		728,70
Outros			193,59		193,59		193,59	192,63		192,63
NaClO2						127,60	127,60	0,64		

Componente\ Corrente (kg/h)	15	18	17	19	21	22	23	25	26	27
Água	19424,29	19997,75	1325,53	1334,67	20753,57	578,85	1435,38	1442,95	571,28	31,16
Carboidrato		715,13	424,88							
Proteína		1,28	255,44		0,01	1,28		0,01	1,27	1,27
Lipídio		0,28	54,76		0,00	0,27		0,00	0,27	0,27
Cinzas		3,64	725,06		0,02	3,63		0,02	3,61	3,61
Outros		0,96	191,66		0,00	0,96		0,00	0,95	0,95
NaClO2										
Na2CO3	1022,33	1017,22	5,11							
HCl				750,75	49,96	0,25		0,25		
Ácido algínico					3,58	711,56		3,56	708,00	708,00
NaCl					1117,17	5,61		5,61		
NaOH										

Componente\ Corrente (kg/h)	42	43	46	48	50	49	51	52	53
Água	26398,20	27723,73	269,84	1584,68	33824,08	28495,24	6913,51	2717,27	9630,78
Carboidrato		424,88		159,38		2,49	156,89		156,89
Proteína		255,44		254,16		3,96	250,20		250,20
Lipídio		54,76		54,49		0,85	53,64		53,64
Cinzas		725,06		721,43		11,25	710,18		710,18
Outros		191,66		190,70		2,97	187,73		187,73
NaOH								87,91	
H2SO4	258,22	253,49	479,72	6902,87		6795,19	107,68		
CNC				263,38		1,32	262,06		262,06
Na2SO4		6,85		6,85					156,03

Componente\ Corrente (kg/h)	54	55	57	59	60	62	63	64
Água	5241,19	1345,93	13037,47	1035,60	12,83	25231,78	21618,76	3613,02
Carboidrato		7,84		0,08	0,08			
Proteína		12,51		0,13	0,13			
Lipídio		2,68		0,03	0,03			
Cinzas		35,51		0,36	0,36			
Outros		9,39		0,09	0,09			
NaOH								
H2SO4						6455,43	32,28	6423,15

CNC		260,75		258,14	258,14			
Na2SO4		7,80		0,08	0,08			

(c)

Componente\ Corrente (kg/h)	1	2	4	5	6	7	8	9	11
Água		43365,00		18972,19	11566,90	7405,29	23382,73	30788,02	9296,87
Alga úmida	21682,50		21682,50						
Areia	442,50								
Carboidrato				1165,43	43,48	1121,96		1121,96	1116,35
Proteína				325,24	73,86	251,38		251,38	250,12
Lipídio				54,21	0,00	54,21		54,21	53,94
Cinzas				975,71	263,26	712,45		712,45	708,89
Outros				189,72	0,00	189,72		189,72	188,77
NaOH							1230,67	1230,67	6,15
H2SO4									
CNC									
Na2SO4									

Componente\ Corrente (kg/h)	12	13	15	17	18	19	21	20	22
Água	42985,04	52281,91	9226,11	378,69	14675,15	47467,21	9715,79	52426,57	3178,56
Alga úmida									
Areia									
Carboidrato		1116,35	1110,77		418,76		412,23	6,53	
Proteína		250,12	248,87		248,87		244,99	3,88	
Lipídio		53,94	53,67		53,67		52,83	0,84	
Cinzas		708,89	705,34		705,34		694,34	11,00	
Outros		188,77	187,83		187,83		184,90	2,93	
NaOH									123,36
H2SO4	362,37	354,83		673,22	9687,19		151,12	9536,07	
CNC					692,01		688,55	3,46	
Na2SO4		10,92	0,05		0,05			0,05	

Componente\ Corrente (kg/h)	24	26	27	29	30	32	33	34
Água	13770,94	3102,07	34255,22	2716,63	34,79	47877,04	5070,36	42806,69
Alga úmida								
Areia								
Carboidrato		20,61	0,00	0,21	0,21			
Proteína		12,25	0,00	0,12	0,12			
Lipídio		2,64	0,00	0,03	0,03			
Cinzas		34,72	0,00	0,35	0,35			
Outros		9,24	0,00	0,09	0,09			
NaOH								
H2SO4						9059,26	9013,97	45,30
CNC		685,10	0,00	678,25	678,25			
Na2SO4		10,95	0,00	0,11	0,11			

(d)

Componente\ Corrente (kg/h)	1	2	4'	5'	6'	7'	8	9	11
Água		43365,00		18671,04	301,15	301,15	27202,73	27503,87	10815,68
Alga úmida	21682,50		21682,50						
Areia	442,50								
Carboidrato					1165,43	1165,43		1165,43	1159,61
Proteína					325,24	325,24		325,24	323,61
Lipídio					54,21	54,21		54,21	53,94
Cinzas					975,71	975,71		975,71	970,83
Outros					189,72	189,72		189,72	188,77
NaOH							1431,72	1431,72	7,16
H2SO4									
CNC									
Na2SO4									

Componente\ Corrente (kg/h)	12	13	15	17	18	19	21	20	22
Água	50002,86	60818,54	10733,36	440,55	17072,60	55221,84	11299,38	60995,06	3867,62
Alga úmida									
Areia									
Carboidrato		1159,61	1153,81		434,99		428,20	6,79	
Proteína		323,61	321,99		321,99		316,97	5,02	
Lipídio		53,94	53,67		53,67		52,83	0,84	
Cinzas		970,83	965,98		965,98		950,91	15,07	
Outros		188,77	187,83		187,83		184,90	2,93	
NaOH									143,52
H2SO4	421,57	412,80		783,20	11269,76		175,81	11093,96	
CNC					718,82		715,23	3,59	
Na2SO4		12,71	0,06		0,06		0,00	0,06	

Componente\ Corrente (kg/h)	24	26	27	29	30	32	33	34
Água	14304,58	3284,32	35582,64	2822,52	35,99	55694,06	5898,69	49795,37
Alga úmida								
Areia								
Carboidrato		21,41		0,21	0,21			
Proteína		15,85		0,16	0,16			
Lipídio		2,64		0,03	0,03			
Cinzas		47,55		0,48	0,48			
Outros		9,24		0,09	0,09			
NaOH								
H2SO4						10539,26	10486,56	52,70
CNC		711,65		704,54	704,54			
Na2SO4		12,74		0,13	0,13			

Tabela A1.2- Estimativa do consumo diário de energia elétrica dos equipamentos da biorrefinaria para o cenário (a) S1, (b) S2, (c) S3 e (d) S4.

(a)

Item	Potência	Unidade de potência	Energia	Unidade de energia	Detalhe	Setor
Tanque de lavagem 1		HP	1115	kWh / dia	0,7kWh/ton alimentada/dia	100
Agitadores	8	HP	143	kWh / dia	8 HP cada	
Despolpador	91	HP	1637	kWh / dia		
Tanque de mistura 1			43	kWh / dia	0,7kWh/ton alimentada/dia	200
Agitadores	8	HP	1002	kWh / dia	8 HP cada	
Reator 1	17	HP	306	kWh / dia	1kWh/ton alimentada/dia	
Tanque de lavagem 1			152	kWh / dia	0,7kWh/ton alimentada/dia	
Tanque de mistura 2			344	kWh / dia	0,7kWh/ton alimentada/dia	
Reator 2	33	HP	593	kWh / dia	1kWh/ton alimentada/dia	
Tanque de lavagem 3			22	kWh / dia	0,7kWh/ton alimentada/dia	
Reator de precipitação 1	22	HP	400	kWh / dia	0,7kWh/ton alimentada/dia	
<i>Spray dryer</i> 1		HP	476	kWh / dia	476kWh/dia	300
Tanque de mistura 3			97	kWh / dia	0,7kWh/ton alimentada/dia	
Agitadores	8	HP	573	kWh / dia	8 HP cada	
Reator 3	12	HP	210	kWh / dia	1kWh/ton alimentada/dia	
Reator de precipitação 2	7	HP	126	kWh / dia	0,7kWh/ton alimentada/dia	
Tanque de lavagem 4			6	kWh / dia	0,7kWh/ton alimentada/dia	
<i>Spray dryer</i> 2		HP	476	kWh / dia	476kWh/dia	400
Tanque de lavagem e neutralização 5			865	kWh / dia	0,7kWh/ton alimentada/dia	
Tanque de mistura 4			171	kWh / dia	0,7kWh/ton alimentada/dia	
Reator 4	17	HP	312	kWh / dia	1kWh/ton alimentada/dia	
Decantador multiestágio	16	HP	859	kWh / dia	16 HP cada	
Agitadores	8	HP	573	kWh / dia	8 HP cada	
Tanque de lavagem e neutralização 6			82	kWh / dia	0,7kWh/ton alimentada/dia	
Díálise			7	kWh / dia	9kWh/m ³ da corrente de CNC	
<i>Spray dryer</i> 3		-	476	kWh / dia	476kWh/dia	

Soma: 11063 kWh / dia

(b)

Item	Potência	Unidade de potência	Energia	Unidade de energia	Detalhe	Setor
Tanque de lavagem 1		HP	1115	kWh / dia	0,7kWh/ton alimentada/dia	100
Agitadores	8	HP	143	kWh / dia	8 HP cada	
Despolpador	91	HP	1637	kWh / dia		
Tanque de mistura 1			43	kWh / dia	0,7kWh/ton alimentada/dia	200
Agitadores	8	HP	1002	kWh / dia	8 HP cada	
Reator 1	17	HP	306	kWh / dia	1kWh/ton alimentada/dia	
Tanque de lavagem 2			152	kWh / dia	0,7kWh/ton alimentada/dia	
Tanque de mistura 2			344	kWh / dia	0,7kWh/ton alimentada/dia	
Reator 2	33	HP	593	kWh / dia	1kWh/ton alimentada/dia	
Tanque de lavagem 3			46	kWh / dia	0,7kWh/ton alimentada/dia	
Reator de precipitação 1	22	HP	400	kWh / dia	0,7kWh/ton alimentada/dia	
<i>Spray dryer</i> 1		HP	476	kWh / dia	476kWh/dia	400
Tanque de lavagem e neutralização 4			934	kWh / dia	0,7kWh/ton alimentada/dia	
Tanque de mistura 3			181	kWh / dia	0,7kWh/ton alimentada/dia	
Reator 4	18	HP	330	kWh / dia	1kWh/ton alimentada/dia	
Decantador multiestágio	16	HP	859	kWh / dia	16 HP cada	
Agitadores	8	HP	573	kWh / dia	8 HP cada	
Tanque de lavagem e neutralização 5			87	kWh / dia	0,7kWh/ton alimentada/dia	
Diálise			7	kWh / dia	9kWh/m ³ da corrente de CNC	
<i>Spray dryer</i> 2		-	476	kWh / dia	476kWh/dia	

Soma: 9703 kWh / dia

(c)

Item	Potência	Unidade de potência	Energia	Unidade de energia	Detalhe
Tanque de lavagem 1		HP	1100	kWh / dia	0,7kWh/ton alimentada/dia
Agitadores	8	HP	143	kWh / dia	8 HP cada
Despolpador	91	HP	1637	kWh / dia	
Tanque de mistura 1			414	kWh / dia	0,7kWh/ton alimentada/dia
Reator 1	46	HP	824	kWh / dia	1kWh/ton alimentada/dia
Tanque de lavagem e neutralização 2			915	kWh / dia	0,7kWh/ton alimentada/dia
Tanque de mistura 2			18	kWh / dia	0,7kWh/ton alimentada/dia
Reator 2	36	HP	640	kWh / dia	1kWh/ton alimentada/dia
Agitadores	8	HP	859	kWh / dia	8 HP cada
Tanque de lavagem e neutralização 3			259	kWh / dia	0,7kWh/ton alimentada/dia
Decantador multiestágio	16	HP	859	kWh / dia	16 HP cada
Diálise			838	kWh / dia	9kWh/m ³ da corrente de CNC
<i>Spray dryer</i>		-	476	kWh / dia	476kWh/dia

Soma: 8981 kWh / dia

(d)

Item	Potência	Unidade de potência	Energia	Unidade de energia	Detalhe
Tanque de lavagem 1		HP	1100	kWh / dia	0,7kWh/ton alimentada/dia
Agitadores	8	HP	143	kWh / dia	8 HP cada
Moinho martelo	91	HP	1637	kWh / dia	10 mesh para 28 mesh
Secador		HP	476	kWh / dia	476kWh/dia
Tanque de mistura 1			481	kWh / dia	0,7kWh/ton alimentada/dia
Agitadores	8	HP	859	kWh / dia	8 HP cada
Reator 1	42	HP	760	kWh / dia	1kWh/ton alimentada/dia
Tanque de lavagem e neutralização 2			1065	kWh / dia	0,7kWh/ton alimentada/dia
Tanque de mistura 2			21	kWh / dia	0,7kWh/ton alimentada/dia
Reator 2	42	HP	745	kWh / dia	1kWh/ton alimentada/dia
Tanque de lavagem e neutralização 3			304	kWh / dia	0,7kWh/ton alimentada/dia
Decantador multiestágio	16	HP	859	kWh / dia	16 HP cada
Diálise			887	kWh / dia	9kWh/m ³ da corrente de CNC
<i>Spray dryer</i>		-	476	kWh / dia	476kWh/dia

Soma: 9811 kWh / dia

Fonte: Batista (2021); Gaudêncio (2023)

Tabela A1.3- Custo mensal com trabalhadores nos cenários (a) S1; (b) S2; (c) S3 e S4.

(a)

Cargo	Quantidade	Salário (US\$/mês)	INSS	Seguro de acidente de trabalho	FGTS	13º salário	Férias	Custo por colaborador	Total
Operador de produção I	18	413,34	82,67	12,40	33,07	34,45	45,92	621,85	11.193,25
Operador de produção II	18	688,91	137,78	20,67	55,11	57,41	76,54	1.036,41	18.655,42
Supervisor de produção	3	1.510,67	302,13	45,32	120,85	125,89	167,83	2.272,70	6.818,09
Mecânico de manutenção	6	647,68	129,54	19,43	51,81	53,97	71,96	974,40	5.846,38
Eletricista de manutenção	6	699,85	139,97	21,00	55,99	58,32	77,75	1.052,88	6.317,26
Supervisor de manutenção	3	1.219,44	243,89	36,58	97,56	101,62	135,48	1.834,57	5.503,70
Operador de empilhadeira	6	543,60	108,72	16,31	43,49	45,30	60,39	817,81	4.906,84
Operador de recebimento de algas	6	578,33	115,67	17,35	46,27	48,19	64,25	870,05	5.220,33
Técnico de laboratório industrial	1	746,78	149,36	22,40	59,74	62,23	82,97	1.123,48	1.123,48
Inspetor de qualidade	6	344,45	68,89	10,33	27,56	28,70	38,27	518,21	3.109,24
Engenheiro	3	1.402,55	280,51	42,08	112,20	116,88	155,82	2.110,04	6.330,11
Técnico em segurança	3	762,55	152,51	22,88	61,00	63,55	84,72	1.147,20	3.441,60
Enfermeiro	1	762,55	152,51	22,88	61,00	63,55	84,72	1.147,20	1.147,20
Técnico em informática	1	566,16	113,23	16,98	45,29	47,18	62,90	851,75	851,75
Gerente de produção	1	2.560,83	512,17	25,61	204,87	213,40	284,51	3.801,38	3.801,38
Gerente de manutenção	1	2.560,83	512,17	25,61	204,87	213,40	284,51	3.801,38	3.801,38
Gerente de marketing e vendas	1	1.991,10	398,22	19,91	159,29	165,93	221,21	2.955,66	2.955,66

(c)

Cargo	Quantidade	Salário (US\$/mês)	INSS	Seguro de acidente de trabalho	FGTS	13º salário	Férias	Custo por colaborador	Total
Operador de produção I	9	413,34	82,67	12,40	33,07	34,43	45,92	621,83	5596,50
Operador de produção II	9	688,91	137,78	20,67	55,11	57,39	76,54	1036,39	9327,50
Supervisor de produção	3	1510,67	302,13	45,32	120,85	125,84	167,83	2272,65	6817,94
Mecânico de manutenção	6	647,68	129,54	19,43	51,81	53,95	71,96	974,38	5846,25
Eletricista de manutenção	6	699,85	139,97	21,00	55,99	58,30	77,75	1052,85	6317,12
Supervisor de manutenção	3	1219,44	243,89	36,58	97,56	101,58	135,48	1834,53	5503,58
Operador de empilhadeira	6	543,60	108,72	16,31	43,49	45,28	60,39	817,79	4906,73
Operador de recebimento de algas	6	578,33	115,67	17,35	46,27	48,17	64,25	870,04	5220,21
Técnico de laboratório industrial	1	746,78	149,36	22,40	59,74	62,21	82,97	1123,45	1123,45
Inspetor de qualidade	6	344,45	68,89	10,33	27,56	28,69	38,27	518,19	3109,17
Engenheiro	3	1402,55	280,51	42,08	112,20	116,83	155,82	2109,99	6329,97
Técnico em segurança	3	762,55	152,51	22,88	61,00	63,52	84,72	1147,17	3441,52
Enfermeiro	1	762,55	152,51	22,88	61,00	63,52	84,72	1147,17	1147,17
Técnico em informática	1	566,16	113,23	16,98	45,29	47,16	62,90	851,73	851,73
Gerente de produção	1	2560,83	512,17	25,61	204,87	213,32	284,51	3801,29	3801,29
Gerente de manutenção	1	2560,83	512,17	25,61	204,87	213,32	284,51	3801,29	3801,29
Gerente de marketing e vendas	1	1991,10	398,22	19,91	159,29	165,86	221,21	2955,59	2955,59
Gerente de RH	1	2078,11	415,62	20,78	166,25	173,11	230,88	3084,75	3084,75
Gerente administrativo e financeiro	1	1792,28	358,46	17,92	143,38	149,30	199,12	2660,46	2660,46
Assistente administrativo	8	457,68	91,54	4,58	36,61	38,13	50,85	679,39	5435,08
CEO	1	12571,71	2514,34	125,72	1005,74	1047,22	1396,72	18661,45	18661,45
TOTAL									105.938,77

Fonte: Brasil. Ministério do Trabalho e Emprego (2025)

Tabela A1.4- Impactos ambientais distribuídos entre os coprodutos com base em suas respectivas contribuições para a receita total (Tabela 4.16). Potencial de acidificação (kg SO₂ eq); EP - Potencial de eutrofização (kg PO₄ eq); GWP - Potencial de Aquecimento Global (kg CO₂ eq); ODP - Depleção da Camada de Ozônio (kg CFC-11 eq); MAEP - Potencial de Ecotoxicidade Marinha e Aquática (kg 1,4-DBeq).

			Algas	NaClO	Na ₂ CO ₃	NaOH	HCl	H ₂ SO ₄	Água	Eleticidade	Calor (Bagaço de cana- de- açúcar)	Transporte	Calor (biogás)	Efluente	Total
AP. 10 ⁻²	S1	Seiva	0,11	0,65	0,80	0,60	3,20	0,67	0,04	0,00	0,04	0,08	0,00	0,09	6,30
		Ácido algínico	0,01	0,07	0,08	0,06	0,33	0,07	0,00	0,00	0,00	0,01	0,00	0,01	0,66
		Proteína	0,00	0,02	0,02	0,02	0,09	0,02	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,19
		CNC	0,19	1,10	1,35	1,01	5,38	1,13	0,07	0,00	0,07	0,14	0,00	0,15	10,59
	S2	Seiva	0,13	0,78	0,97	0,21	3,03	0,86	0,05	0,00	0,05	0,10	0,00	0,10	6,27
		Ácido algínico	0,01	0,08	0,10	0,02	0,31	0,09	0,00	0,00	0,00	0,01	0,00	0,01	0,65
		CNC	0,17	0,99	1,22	0,26	3,82	1,08	0,06	0,00	0,06	0,12	0,00	0,13	7,91
	S3	Seiva	0,05	0,00	0,00	1,33	0,00	0,50	0,03	0,00	0,32	0,04	0,00	0,05	2,34
		CNC	0,06	0,00	0,00	1,49	0,00	0,56	0,03	0,00	0,36	0,05	0,00	0,06	2,61
	S4	CNC	0,12	0,00	0,00	3,14	0,00	1,17	0,06	0,00	0,61	0,09	0,87	0,12	6,18
EP.10 ⁻¹	S1	Seiva	-1,08	0,02	0,04	0,02	0,12	0,01	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,02	-0,84
		Ácido algínico	-0,11	0,00	0,00	0,00	0,01	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	-0,09
		Proteína	-0,03	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	-0,02
		CNC	-1,81	0,04	0,07	0,04	0,20	0,01	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,04	-1,41
	S2	Seiva	-1,29	0,03	0,05	0,01	0,11	0,01	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,03	-1,05
		Ácido algínico	-0,13	0,00	0,00	0,00	0,01	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	-0,11
		CNC	-1,63	0,04	0,06	0,01	0,14	0,01	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,04	-1,33
	S3	Seiva	-0,54	0,00	0,00	0,05	0,00	0,01	0,00	0,00	0,02	0,00	0,00	0,02	-0,44
		CNC	-0,60	0,00	0,00	0,06	0,00	0,01	0,00	0,00	0,02	0,00	0,00	0,02	-0,49

	S4	CNC	-1,09	0,00	0,00	0,12	0,00	0,01	0,00	0,00	0,03	0,00	0,14	0,03	-0,76
GWP	S1	Seiva	-3,79	1,10	1,40	1,07	5,76	0,14	0,08	0,04	0,08	0,17	0,00	0,11	6,14
		Ácido algínico	-0,39	0,11	0,15	0,11	0,60	0,01	0,01	0,00	0,01	0,02	0,00	0,01	0,64
		Proteína	-0,11	0,03	0,04	0,03	0,17	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,18
		CNC	-6,37	1,84	2,35	1,80	9,67	0,24	0,13	0,06	0,13	0,28	0,00	0,18	10,31
	S2	Seiva	-4,56	1,32	1,68	0,37	5,45	0,18	0,09	0,04	0,09	0,20	0,00	0,12	4,97
		Ácido algínico	-0,47	0,14	0,17	0,04	0,57	0,02	0,01	0,00	0,01	0,02	0,00	0,01	0,52
		CNC	-5,76	1,66	2,12	0,47	6,88	0,23	0,11	0,05	0,11	0,25	0,00	0,15	6,27
	S3	Seiva	-1,91	0,00	0,00	2,38	0,00	0,11	0,04	0,02	0,55	0,10	0,00	0,06	1,36
		CNC	-2,13	0,00	0,00	2,66	0,00	0,12	0,05	0,02	0,62	0,11	0,00	0,07	1,52
	S4	CNC	-3,85	0,00	0,00	5,60	0,00	0,25	0,10	0,03	1,04	0,19	1,37	0,14	4,87
ODP.10 ⁻⁶	S1	Seiva	0,01	0,77	0,13	0,95	3,88	0,05	0,01	0,00	0,00	0,00	0,00	0,01	5,81
		Ácido algínico	0,00	0,08	0,01	0,10	0,40	0,01	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,60
		Proteína	0,00	0,02	0,00	0,03	0,11	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,17
		CNC	0,02	1,30	0,21	1,60	6,52	0,09	0,01	0,00	0,00	0,00	0,00	0,01	9,76
	S2	Seiva	0,02	0,93	0,15	0,33	3,68	0,07	0,01	0,00	0,00	0,00	0,00	0,01	5,19
		Ácido algínico	0,00	0,10	0,02	0,03	0,38	0,01	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,54
		CNC	0,02	1,17	0,19	0,42	4,64	0,09	0,01	0,00	0,00	0,00	0,00	0,01	6,55
	S3	Seiva	0,01	0,00	0,00	2,12	0,00	0,04	0,00	0,00	0,02	0,00	0,00	0,01	2,20
		CNC	0,01	0,00	0,00	2,37	0,00	0,05	0,00	0,00	0,02	0,00	0,00	0,01	2,46
	S4	CNC	0,01	0,00	0,00	5,00	0,00	0,10	0,01	0,00	0,03	0,00	0,08	0,01	5,24