INSTITUTO LATINO-AMERICANO DE TECNOLOGIA, INFRAESTRUTURA E TERRITÓRIO (ILATIT)

ENGENHARIA QUÍMICA

BIOETANOL DE CASCA DE ARROZ: VIABILIDADE TÉCNICA E ECONÔMICA DE IMPLANTAÇÃO DE UMA PLANTA PILOTO

LAURA IVONNE NUÑEZ MARECOS

Foz do Iguaçu - PR
2024

Versão Final Homologada
01/09/2025 16:37

INSTITUTO LATINO-AMERICANO DE TECNOLOGIA, INFRAESTRUTURA E TERRITÓRIO (ILATIT)

ENGENHARIA QUÍMICA

BIOETANOL DE CASCA DE ARROZ: VIABILIDADE TÉCNICA E ECONÔMICA DE IMPLANTAÇÃO DE UMA PLANTA PILOTO

LAURA IVONNE NUÑEZ MARECOS

Trabalho de Conclusão de Curso apresentado ao Instituto Latino-Americano de Tecnologia, Infraestrutura e Território da Universidade Federal da Integração Latino-Americana, como requisito parcial à obtenção do título de Bacharel em Engenharia Química.

Orientadora: Dra. Kátya Regina de Freitas Zara
Coorientadora: Dra. Andreia Cristina Furtado

Foz do Iguaçu - PR
2024

Versão Final Homologada
01/09/2025 16:37

LAURA IVONNE NUÑEZ MARECOS

BIOETANOL DE CASCA DE ARROZ: VIABILIDADE TÉCNICA E ECONÔMICA DE IMPLANTAÇÃO DE UMA PLANTA PILOTO

Trabalho de Conclusão de Curso apresentado ao Instituto Latino-Americano de Tecnologia, Infraestrutura e Território da Universidade Federal da Integração Latino-Americana, como requisito parcial à obtenção do título de Bacharel em Engenharia Química.

BANCA EXAMINADORA

_____

Orientadora: Dra. Kátya Regina de Freitas Zara
UNILA

_____

Coorientadora: Dra. Andreia Cristina Furtado
UNILA

_____

Dra. Claudia Leites Luchese
UNILA

_____

Dr. Daniel Ferreira de Oliveira
UNILA

Foz do Iguaçu, 17 de abril de 2024.

Versão Final Homologada
01/09/2025 16:37

TERMO DE SUBMISSÃO DE TRABALHOS ACADÊMICOS

Nome completo do autor(a): Laura Ivonne Nuñez Marecos

Curso: Engenharia Química	Tipo de Documento
(X.) graduação	(…..) artigo
(…..) especialização	(X) trabalho de conclusão de curso
(…..) mestrado	(…..) monografia
(…..) doutorado	(…..) dissertação
	(…..) tese
	(…..) CD/DVD – obras audiovisuais
	(…..) _____

Título do trabalho acadêmico: Bioetanol de casca de arroz: Viabilidade técnica e econômica de implantação de uma planta piloto

Nome do orientador(a): Kátya Regina de Freitas Zara

Data da Defesa: 17 de abril de 2024

Licença não-exclusiva de Distribuição

O referido autor(a):

a) Declara que o documento entregue é seu trabalho original, e que o detém o direito de conceder os direitos contidos nesta licença. Declara também que a entrega do documento não infringe, tanto quanto lhe é possível saber, os direitos de qualquer outra pessoa ou entidade.

b) Se o documento entregue contém material do qual não detém os direitos de autor, declara que obteve autorização do detentor dos direitos de autor para conceder à UNILA – Universidade Federal da Integração Latino-Americana os direitos requeridos por esta licença, e que esse material cujos direitos são de terceiros está claramente identificado e reconhecido no texto ou conteúdo do documento entregue.

Se o documento entregue é baseado em trabalho financiado ou apoiado por outra instituição que não a Universidade Federal da Integração Latino-Americana, declara que cumpriu quaisquer obrigações exigidas pelo respectivo contrato ou acordo.

Na qualidade de titular dos direitos do conteúdo supracitado, o autor autoriza a Biblioteca Latino-Americana – BIUNILA a disponibilizar a obra, gratuitamente e de acordo com a licença pública *Creative Commons* **Licença 3.0 Unported.**

Foz do Iguaçu, 14 de outubro de 2024.

_____

Assinatura do Responsável

Versão Final Homologada
01/09/2025 16:37

Dedico este trabalho à minha família, amigos
e professores, pelo apoio e ajuda
inestimáveis na realização dos meus
objetivos.

Versão Final Homologada
01/09/2025 16:37

“O sucesso é a soma de pequenos esforços feitos dia após dia”

Robert Collier

Versão Final Homologada
01/09/2025 16:37

MARECOS, Laura Ivonne Nuñez. **Bioetanol de casca de arroz: viabilidade técnica e econômica de implantação de uma planta piloto.** 2024. 157f. Trabalho de Conclusão de Curso (Graduação) – Curso de Engenharia Química, Universidade Federal da Integração Latino-americana, Foz do Iguaçu, 2024.

RESUMO

A crescente demanda por fontes de energia renovável impulsiona o desenvolvimento de tecnologias de produção de biocombustíveis. Este trabalho analisa a viabilidade técnica e econômica da implantação de uma planta piloto para produção de bioetanol a partir da casca de arroz. A rota tecnológica utilizada contemplou as etapas de pré-tratamento mecânico, hidrólise básica e ácida, fermentação e destilação, visando otimizar a liberação de açúcares fermentescíveis e alcançar maior rendimento do processo. Foi utilizada como base de cálculo para uma batelada, 2.715 kg de casca de arroz, que após 59 horas produz 17.088,5 L de bioetanol. A avaliação econômica estimou um investimento inicial de US$ 87,39 milhões, com retorno anual de aproximadamente US$ 4,65 milhões após o período de payback de aproximadamente 19 anos. A otimização tecnológica e a redução de custos podem tornar o projeto economicamente atrativo no futuro. Além disso, possui potencial para geração de negócios e desenvolvimento em Villeta, região Central do Paraguai, onde ficará localizada a planta piloto.

Palavras-chave: Resíduo de agroindústria; Etanol de segunda geração; Otimização; Biomassa residual.

Versão Final Homologada
01/09/2025 16:37

MARECOS, Laura Ivonne Nuñez. **Bioetanol de cascarilla de arroz: viabilidad técnica y económica de implementación de una planta piloto.** 2024. 157h. Trabajo de Finalización de Curso (Pregrado) – Curso de Ingeniería Química, Universidad Federal de la Integración Latinoamericana, Foz do Iguaçu, 2024.

RESUMEN

La creciente demanda de fuentes de energía renovables impulsa el desarrollo de tecnologías de producción de biocombustibles. Este trabajo analiza la viabilidad técnica y económica de la implementación de una planta piloto para la producción de bioetanol a partir de la cascarilla de arroz. La ruta tecnológica utilizada contempló las etapas de pretratamiento mecánico, hidrólisis básica y ácida, fermentación y destilación, con el objetivo de optimizar la liberación de azúcares fermentables y alcanzar un mayor rendimiento del proceso. Como base de cálculo para un lote, se emplearon 2.715 kg de cascarilla de arroz, que tras 59 horas produjeron 17.088,5 L de bioetanol. La evaluación económica estimó una inversión inicial de US$ 87,39 millones, con un retorno anual de aproximadamente US$ 4,65 millones después de un período de recuperación de alrededor de 19 años. La optimización tecnológica y la reducción de costos pueden hacer que el proyecto sea económicamente atractivo en el futuro. Además, posee potencial para la generación de negocios y el desarrollo en Villeta, región Central de Paraguay, donde se ubicará la planta piloto.

Palabras clave: Residuo agroindustrial; Etanol de segunda generación; Optimización; Biomasa residual.

Versão Final Homologada
01/09/2025 16:37

MARECOS, Laura Ivonne Nuñez. **Bioethanol from rice hulls: technical and economic feasibility of implementing a pilot plant.** 2024. 157p. Course Completion Work (Undergraduate) – Chemical Engineering Course, Federal University of Latin American Integration, Foz do Iguaçu, 2024.

ABSTRACT

The growing demand for renewable energy sources drives the development of biofuel production technologies. This study analyzes the technical and economic feasibility of implementing a pilot plant to produce bioethanol from rice husk. The technological route employed included the stages of mechanical pretreatment, basic and acid hydrolysis, fermentation, and distillation, aiming to optimize the release of fermentable sugars and achieve higher process yields. As the calculation basis for one batch, 2,715 kg of rice husk were used, which after 59 hours produced 17,088.5 L of bioethanol. The economic assessment estimated an initial investment of US$ 87.39 million, with an annual return of approximately US$ 4.65 million after a payback period of around 19 years. Technological optimization and cost reduction may render the project economically attractive in the future. Furthermore, it has potential for business generation and development in Villeta, Central Paraguay, where the pilot plant will be located.

Key words: Agro-industrial residue; Second-generation ethanol; Optimization; Residual biomass.

Versão Final Homologada
01/09/2025 16:37

LISTA DE FIGURAS

Figura 1 - Fluxograma de processo de obtenção de bioetanol de segunda geração de origem lignocelulósica 21
Figura 2 - Estrutura da celulose.....23
Figura 3 - Estrutura de hemicelulose.....24
Figura 4 - Estrutura da lignina 25
Figura 5 - Sequência do processo SHF para produção de bioetanol 35
Figura 6 - Sequência do processo SSF para produção de bioetanol 35
Figura 7 - Fluxograma de etapas de escalonamento 37
Figura 8 - Fluxograma ilustrativo do lucro do empreendimento.....38
Figura 9 - Aparência visual da amostra de casca de arroz.....47
Figura 10 - Processo experimental de obtenção de bioetanol.....48
Figura 11 - Etapa de hidrólise básica 55
Figura 12 - Biomassa após a Hidrólise Ácida.....56
Figura 13 - Diagrama de blocos 63
Figura 14 - Fluxograma de processo de produção de bioetanol de segunda geração da casca de arroz.....64
Figura 15 - Transportador helicoidal.....69
Figura 16 - Moinho tipo facas martelo com peneira cilíndrica.....69
Figura 17 - Tanque de diluição de hidróxido de sódio 70
Figura 18 - Tanque de diluição de ácido sulfúrico.....71
Figura 19 - Reator CSTR encamisado 71
Figura 20 - Filtro de tambor rotativo 71
Figura 21 - Fermentador com agitação 71
Figura 22 - Centrifuga para separação de sólido e líquidos 72
Figura 23 - Coluna de destilação.....73

LISTA DE GRÁFICOS

Gráfico 1 - Comportamento do pH em função da lavagem com água destilada ..55
Gráfico 2 - Comportamento do pH em função da lavagem com água destilada ..57
Gráfico 3 - Temperatura e tempo necessário para iniciar a evaporação do álcool60
Gráfico 4 - Rendimento do bioetanol de segunda geração após a destilação 60

Versão Final Homologada
01/09/2025 16:37

LISTA DE QUADROS

Quadro 1 - Taxa de riscos.....44
Quadro 2 - Reagentes e microrganismo utilizados.....47
Quadro 3 - Controle e instrumentação utilizados no processo de produção de etanol de segunda geração.....75

LISTA DE TABELAS

Tabela 1 - Percentual dos componentes de diferentes matérias-primas lignocelulósicas 22
Tabela 2 - Características físico-químicas da casca de arroz.....26
Tabela 3 - Fator de Lang para 3 tipos de processamentos.....40
Tabela 4 - Investimento Alternativo 43
Tabela 5 - Valores de pH das amostras após lavagem com água destilada.....55
Tabela 6 - Valores de pH das amostras após lavagem com água destilada.....57
Tabela 7 - Temperatura de destilação em função do tempo 59
Tabela 8 - Volume do bioetanol de segunda geração obtido após a destilação....60
Tabela 9 - Densidade das amostras analisadas 61
Tabela 10 - Massa específica e grau alcoólico de bioetanol.....61
Tabela 11 - Dados do processo definidos por balanço de massa 66
Tabela 12 - Resultados do balanço de energia.....66
Tabela 13 - Capacidade produtiva para produção de bioetanol de 2ª geração.....67
Tabela 14 - Operação e equipamentos requeridos 68
Tabela 15- Time-Sheet dos equipamentos no processo produtivo presentes.....74
Tabela 16 - Time-Sheet das operações envolvidas na produção.....74
Tabela 17 - Total do investimento.....77
Tabela 18 - Preço do bioetanol 92% 77
Tabela 19 - Custos.....78
Tabela 20 - Lucro do empreendimento 79

Versão Final Homologada
01/09/2025 16:37

LISTA DE SIGLAS E SÍMBOLOS

ABNT	Associação Brasileira de Normas Técnicas
AFEX	*Fiber Explosion with Ammonia*
CBP	*Consolidated Bioprocessing* – Bioprocesso Consolidado
CEPCI	*Chemical Engineering Plant Cost Index* – Índice de Custo de Planta de Engenharia Química
C_{adm}	Custos de administração
$C_{diretos}$	Custos diretos
C_{fixos}	Custos fixos
C_{gerais}	Custos gerais
C_{lab}	Custos com a utilização de laboratórios
$C_{matprim}$	Custos de matérias-primas e insumo
C_{mo}	Custos de mão de obra
C_{prod}	Custos de produção
CR	Compensação pelo Risco
C_{roy}	Custos com patentes e "royalties"
C_{total}	Custos total
D	Depreciação
f	Fator de atrito de Darcy-Weisbach
FO	Fator de Operação
HMF	Hidroximetilfurfural
I_{giro}	Investimento do Capital de Giro
I_{Ei}	Preço da compra do equipamento
I_{fixo}	Investimento fixo
INTM	*Instituto Nacional de Tecnología, Normalización y Metrología* - Instituto de Normas Tecnológicas e Metrologia (Paraguai)
IR	Imposto de Renda
ISBL	*InSide Battery Limits*
I_{total}	Investimento na implantação e no início da operação do processo
LA	Lucro Líquido Antes do Imposto da Renda
LB	Lucro Bruto
LE	Lucro do Empreendimento

Versão Final Homologada
01/09/2025 16:37

LIC	Indicador Controlador de nível
LT	Transmissor de Nível
ODS	Objetivos de Desenvolvimento Sustentável
ONU	Organização das Nações Unidas
OSBL	*OutSide Battery Limits*
PSSF	*Pre-Simultaneous Saccharification Fermentation* – Fermentação de Sacarificação Pré-Simultânea
RI	Retorno sobre o Investimento Alternativo
SCF	*Simultaneous Co-Fermentation* – Co-fermentação simultânea
SHF	*Separate Hydrolysis and Fermentation - Hidrólise e Fermentação Separadas*
SSCF	*Simultaneous Saccharification and Co-fermentation* – Sacarificação e Co-Fermentação Simultâneas
SSF	*Simultaneous Saccharification Fermentation* – Fermentação de Sacarificação Simultânea

Versão Final Homologada
01/09/2025 16:37

LISTA DE SÍMBOLOS

Di	Diâmetro (m)
$D_{nominal}$	Diâmetro Nominal (m)
D_1	Densidades superiores mais próximas da densidade medida na tabela alcoométrica da ABNT (g/cm³)
D_2	Densidades inferiores mais próximas da densidade medida na tabela alcoométrica da ABNT (g/cm³)
ER	Erro relativo (%)
GA	Graduação alcoólica desejada (%)
p	Preço de venda do produto ($/ton)
Prod	Taxa de produção prevista no ano (ton/ano)
Q	Calor (J)
$\dot{Q}$	Vazão (kg/s)
RPM	Rotação Por Minuto (rpm)
TIC	Indicador Controlador de Temperatura (°C)
TT	Transmissor de Temperatura (°C)
V	Volume (L)
$\boldsymbol{\rho}$	Densidade (kg/m³)
$\boldsymbol{\varepsilon}$	Rugosidade (mm)
$\boldsymbol{\mu}$	Viscosidade (Pa.s)
$\boldsymbol{\Delta}$P	Perda de Carga (Pa)
$\boldsymbol{\Delta}$T	Diferença de Temperatura (°C)
cp	Calor específico (J/kg·K)
g	Força da gravidade (9,8 m/s²)
m	Massa (kg)
$\dot{m}$	Vazão mássica (kg/s)
p	Preço de venda do produto ($)

Versão Final Homologada
01/09/2025 16:37

SUMÁRIO

1 INTRODUÇÃO 17
2 OBJETIVOS 18
2.1 OBJETIVO GERAL 18
2.2 OBJETIVOS ESPECÍFICOS 18
3 REFERENCIAL TEÓRICO 19
3.1 BIOCOMBUSTÍVEIS 19
3.2 MATÉRIA-PRIMA LIGNOCELULÓSICA 21
3.2.1 Celulose 23
3.2.2 Hemicelulose 23
3.2.3 Lignina 24
3.2.4 Casca de Arroz 25
3.3 PRÉ- TRATAMENTO APLICADO A BIOMASSA LIGNOCELULÓSICA 27
3.3.1 Pré-tratamento Físico 27
3.3.2 Pré-tratamento Químico 28
3.3.3 Pré-Tratamento Físico-Químico 29
3.3.4 Pré-Tratamento Biológico 30
3.4 HIDRÓLISE 31
3.5 FERMENTAÇÃO 33
3.6 PROCESSOS DE HIDRÓLISE E FERMENTAÇÃO 34
3.7 ESCALONAMENTO 36
3.8 AVALIAÇÃO ECONÔMICA PRELIMINAR 38
4 METODOLOGIA 46
4.1 MATERIAIS E REAGENTES 46
4.1.1 Equipamentos 46
4.1.2 Matéria-prima Lignocelulósica 46
4.1.3 Reagentes e Microrganismo 47
4.2 PRODUÇÃO DE BIOETANOL A PARTIR DA CASCA DE ARROZ 47
4.3 AVALIAÇÃO DO BIOETANOL E RENDIMENTO DO PROCESSO 49
4.4 ESCALONAMENTO 51
4.4.1 Planta Piloto 52
4.4.2 Viabilidade Técnica e Econômica 52
5 RESULTADOS E DISCUSSÃO 54

Versão Final Homologada
01/09/2025 16:37

5.1 PRODUÇÃO DO BIOETANOL A PARTIR DA CASCA DE ARROZ 54
5.1.1 Hidrólise Básica 54
5.1.2 Hidrólise Ácida 56
5.1.3 Fermentação e Destilação 57
5.2 ESCALONAMENTO 61
5.2.1 Diagrama De Blocos 62
5.2.2 Fluxograma De processo 63
5.2.3 Balanço De Massa E Energia 65
5.2.4 Fator De Produção E Capacidade Produtiva 65
5.2.5 Dimensionamento De Equipamentos, Bombas E Tubulações 67
5.2.6 *Time Sheet* 73
5.2.7 Instrumentação e T+I 74
5.2.8 Tratamento de Efluentes 75
5.3 VIABILIDADE TÉCNICA E ECONÔMICA 76
5.3.1 Investimento 76
5.3.2 Receita 77
5.3.3 Custo 78
5.3.4 Lucro de empreendimento 78
6 CONCLUSÃO 80
REFERÊNCIAS 81
APÊNDICE A - MEMORIAL DE CÁLCULO: BALANÇO DE MASSA E ENERGIA 94
APÊNDICE B - MEMORIAL DE CÁLCULO: FATOR DE OPERAÇÃO E CAPACIDADE PRODUTIVA 117
APÊNDICE C - MEMORIAL DE CÁLCULOS: DIMENSIONAMENTO DOS EQUIPAMENTOS 118
APÊNDICE D - MEMORIAL DE CÁLCULOS: DIMENSIONAMENTO DE TUBULAÇÕES 133
APÊNDICE E - MEMORIAL DE CÁLCULOS: PERDA DE CARGA 134
APÊNDICE F - MEMORIAL DE CÁLCULOS: DIMENSIONAMENTO BOMBAS 136
APÊNDICE G - FLUXOGRAMA DE TUBULAÇÃO E INSTRUMENTAÇÃO (T+I) 137
APÊNDICE H - MEMORIAL DE CÁLCULOS: AVALIAÇÃO ECONÔMICA 138
APÊNDICE I - FICHA DE ESPECIFICAÇÃO TÉCNICA 144
APÊNDICE J – LAYOUT 157

Versão Final Homologada
01/09/2025 16:37

1 INTRODUÇÃO

A busca por alternativas energéticas sustentáveis tem impulsionado o uso de matérias-primas naturais para a produção de biocombustíveis, com destaque para o bioetanol. Esta abordagem, centrada na exploração dos recursos agrícolas e seus subprodutos, requer gestão ambiental desses resíduos. Desta forma, a produção de bioetanol se destaca ao transformar esses subprodutos em uma fonte renovável de energia, reduzindo assim seu impacto ambiental e contribuindo para a preservação do ecossistema.

O bioetanol é o biocombustível mais utilizado para transporte em todo o mundo (Balat et al., 2010). Pode ser obtido tanto da fermentação alcoólica de produtos com alto teor de açúcar, conhecido então como bioetanol de primeira geração, bem como de tecnologias sustentáveis que utilizam resíduos lignocelulósicos (biomassa), como a casca de arroz, denominado bioetanol de segunda geração, eliminando a controvérsia existente entre alocar alimentos para consumo humano ou para geração de energia.

A casca de arroz tem uma estrutura celulósica cristalina complexa (Arismendy et al., 2017). Esta característica dificulta a hidrólise e fermentação dos açúcares fermentáveis deste resíduo. Entre os fatores que limitam a etapa de hidrólise é mencionado a cristalinidade da celulose e seu grau de polimerização, a área de superfície disponível para ataque, teor de enzimas e lignina, entre outros. Por esta razão, para a produção de bioetanol, ao contrário de cana de açúcar e cereais, é necessário um pré-tratamento químico anterior às etapas de hidrólise, fermentação e destilação (Dagnino et al., 2013).

A produção de etanol de segunda geração inicialmente requer o pré-tratamento da matéria-prima com uma solução aquosa ácida para aumentar a área de contato da biomassa com as enzimas na etapa posterior de hidrólise, visto que os polissacarídeos, celulose e hemicelulose, estão contidos em uma estrutura complexa, a lignina (Camesasca, 2013). Nesse contexto, este trabalho consiste em fazer o estudo de viabilidade técnica e econômica para a implantação de uma planta piloto de produção de etanol de segunda geração a partir de casca de arroz.

Versão Final Homologada
01/09/2025 16:37

2 OBJETIVOS

2.1 OBJETIVO GERAL

O objetivo geral deste trabalho é analisar a viabilidade técnica e econômica da implantação de uma planta piloto de produção de etanol de segunda geração, utilizando a casca de arroz como matéria-prima lignocelulósica.

2.2 OBJETIVOS ESPECÍFICOS

Para atingir o objetivo geral tem-se como objetivos específicos:

- Selecionar a rota tecnológica para produção de etanol de segunda geração a partir de casca de arroz com maior rendimento;
- Estimar o rendimento do processo de produção do bioetanol para a rota tecnológica escolhida;
- Analisar a viabilidade técnica e econômica da implantação da planta piloto de produção de bioetanol a partir da casca de arroz para rota tecnológica escolhida.

Versão Final Homologada
01/09/2025 16:37

3 REFERENCIAL TEÓRICO

Neste capítulo será apresentada a revisão bibliográfica realizada para o desenvolvimento do trabalho, abordando os biocombustíveis e as rotas tecnológicas para obtenção de etanol a partir de biomassa lignocelulósica, tratamentos que podem ser utilizados, fermentação, escalonamento e avaliação econômica preliminar.

3.1 BIOCOMBUSTÍVEIS

Embora não haja conhecimento e certeza sobre quando ocorrerá o esgotamento dos recursos de origem fóssil, este tema é um debate global entre cientistas e empresários. Na América Latina, há um desafio adicional relacionado à crise global dos combustíveis, pois tem havido flutuações nos preços do petróleo nas últimas décadas.

Segundo Camesasca (2013), especialistas estimam que as reservas mundiais de petróleo teriam começado a declinar, sendo para Dr. J. Campbell, a partir de 2010, e para Dr. John D. Edwards de 2020. Apesar das opiniões divergentes, o esgotamento do petróleo fóssil parece ser uma realidade inevitável, o que alerta os governos para a importância de pesquisar diferentes fontes de energias renováveis, como os biocombustíveis.

Os biocombustíveis possuem várias qualidades atraentes, entre as quais se destacam: natureza renovável; contribuição para a mitigação das mudanças climáticas por meio da redução de emissões de gases de efeito estufa, devido ao fechamento do ciclo de carbono, e ainda a geração de empregos e promoção do desenvolvimento econômico em áreas rurais. Ademais, a colaboração para a independência energética, que são os fatores que estão diretamente conectados com os Objetivos de Desenvolvimento Sustentável (ODS) das Organização das Nações Unidas (ONU). Podem ser obtidos a partir de diversas fontes, como grãos, melaços, frutas, celulose, entre outros, e são classificados de acordo com sua origem e a tecnologia utilizada, sendo considerados biocombustíveis de primeira ou segunda geração.

Versão Final Homologada
01/09/2025 16:37

De acordo com Camesasca (2013), os biocombustíveis de primeira geração são aqueles produzidos a partir de cultivos tradicionais, como grãos (milho), beterraba açucareira, sementes oleaginosas (soja, girassol e colza), cana-de-açúcar, entre outros. Embora seus efeitos positivos na redução dos gases de efeito estufa tenham sido comprovados e tenham a vantagem do amplo conhecimento existente em suas tecnologias de produção, possuem uma grande desvantagem de competir com o cultivo de alimentos, o que resulta no aumento dos custos desses alimentos.

Ademais, surgem preocupações relevantes quanto à competição pelo uso de terras agrícolas, especialmente quando estas são destinadas exclusivamente à produção de biocombustíveis em detrimento da segurança alimentar, uma vez que algumas das culturas utilizadas nesse processo também se destinam para o consumo humano.

Os biocombustíveis de segunda geração são aqueles produzidos principalmente a partir de matérias-primas não tradicionais, como os materiais lignocelulósicos. Suas origens variam desde oleaginosas, que não são consumidas, até resíduos florestais e resíduos sólidos urbanos. A biomassa lignocelulósica é uma das fontes biológicas mais abundantes e subutilizadas do planeta, sendo considerada uma fonte potencial de matéria-prima para a produção de biocombustíveis (Balat et al., 2010).

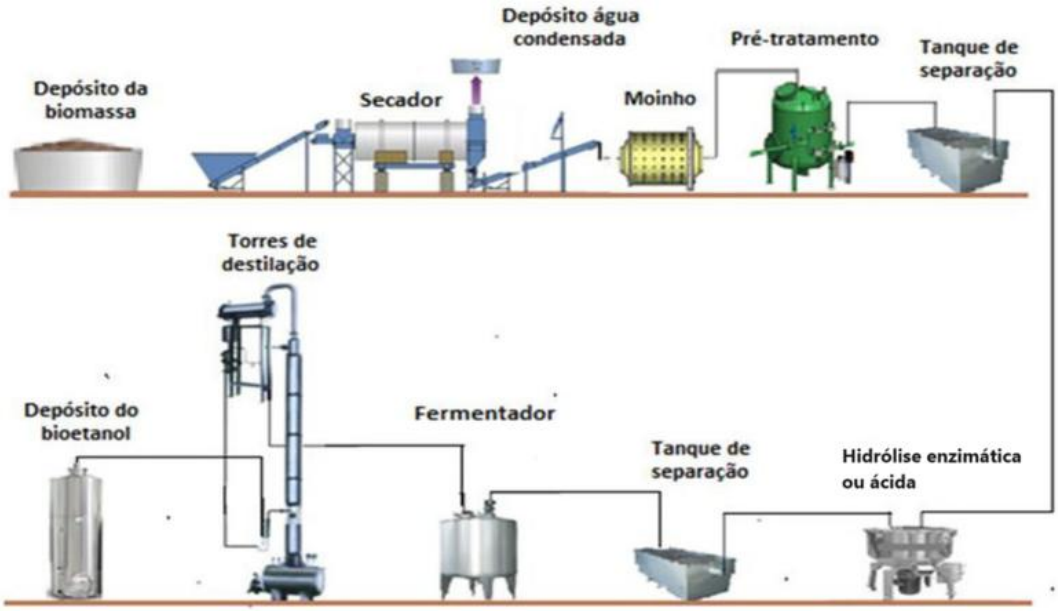
A rota tecnológica mais promissora para a produção de bioetanol de segunda geração a partir de biomassa lignocelulósica é a conversão bioquímica. Inicialmente, realiza-se o pré-tratamento da biomassa para acessar os carboidratos complexos (celulose, hemicelulose e lignina), o processo de hidrólise ou sacarificação para a quebra das moléculas dos carboidratos complexos e a consequente liberação dos açúcares simples (glicose). Posteriormente, os açúcares são fermentados para a conversão em álcool, seguido pela destilação para separar o etanol (Hamelinck et al., 2005; Canilha et al., 2012).

Existem inúmeras rotas bioquímicas (hidrólise básica, ácida, com ácido diluído, enzimática, entre outros.) e configurações (que podem acontecer no mesmo reator ou não: hidrólise e fermentação realizadas; fermentação separada com os diferentes açúcares; produção das enzimas dentre outras) que podem ser utilizadas para se produzir bioetanol de segunda geração, sendo que cada

Versão Final Homologada
01/09/2025 16:37

combinação possui vantagens e desvantagens em relação às demais (Murakami, 2015; Lorenzi et al., 2019). A Figura 1 apresenta um fluxograma de processo de produção de bioetanol de segunda geração, para distintas biomassas lignocelulósicas.

Figura 1 - Fluxograma de processo de obtenção de bioetanol de segunda geração de origem lignocelulósica



Fonte: Azevedo et al.,2016.

3.2 MATÉRIA-PRIMA LIGNOCELULÓSICA

Os materiais lignocelulósicos destacam-se como uma fonte de matéria-prima promissora para a produção de etanol de segunda geração, devido a sua ampla disponibilidade e baixo custo. Entretanto, a utilização desses materiais apresenta desafios significativos, principalmente devido à sua natureza heterogênea, composta essencialmente por celulose, hemicelulose e lignina. A Tabela 1 apresenta a composição típica desses componentes em diferentes culturas agrícolas e resíduos agroindustriais. A proporção relativa entre esses constituintes exerce influência direta sobre a escolha do método de conversão da biomassa lignocelulósica em biocombustíveis, uma vez que os processos de

Versão Final Homologada
01/09/2025 16:37

hidrólise e liberação de açúcares fermentescíveis variam de acordo com a composição estrutural da biomassa.

Tabela 1 - Percentual dos componentes de diferentes matérias-primas lignocelulósicas

Biomassa	% celulose	% hemicelulose	% lignina
Palha de cana	40,0 – 44,0	30,0 - 32,0	22,0 - 25,0
Casca de arroz	43,3	26,4	16,3
Madeira dura	43,0 - 47,0	25,0 - 35,0	16,0 - 24,0
Madeira mole	40,0 - 44,0	25,0 - 29,0	25,0 – 31,0
Espiga de milho	45,0	35,0	15,0
Palha de cevada	31,0 - 45,0	27 - 38	14,0 - 19,0
Forragem de milho	38,0 - 40,0	28,0	7,0 - 21,0
Fibra de coco	36,0 - 43,0	0,15 - 0,25	41,0 - 45,0
Bagaço de cana	32,0 - 48,0	19,0 - 24,0	23,0 - 32,0
Palha de trigo	30,0	50,0	15,0
Talo de milho	35,0	25,0	35,0
Fibra de bananeira	60,0 - 65,0	6,0 - 8,0	5,0 - 10,0
Sisal	73,1	14,2	11,0
Algodão	95,0	2,0	0,3

Fonte: Adaptado PINTO, 2015.

É imprescindível considerar que a estrutura cristalina complexa da celulose, pode limitar a eficiência de determinadas rotas de conversão, como, por exemplo, a hidrólise enzimática. Por isso, torna-se necessário empregar um pré-tratamento eficaz com o objetivo de aumentar a acessibilidade das enzimas à celulose. Essa etapa é amplamente reconhecida como uma das mais onerosas no processo de produção de bioetanol, a partir da biomassa lignocelulósica, podendo representar até 30% do custo total do processo. Portanto, aprimorar a eficácia do pré-tratamento constitui uma estratégia essencial para a redução dos custos operacionais envolvidos na produção de etanol de segunda geração.

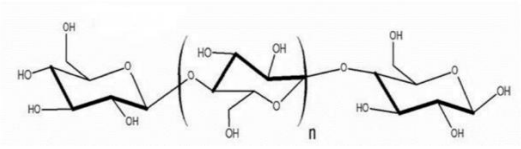
Além disso, a adoção de tecnologias de menor complexidade, com o uso de equipamentos mais simples, pode contribuir para a minimização das perdas de açúcares, preservação das pentoses e mitigação da formação de subprodutos inibitórios, favorecendo tanto a viabilidade econômica quanto a eficiência do processo (Nikzad et al., 2012).

Versão Final Homologada
01/09/2025 16:37

3.2.1 Celulose

A celulose corresponde a aproximadamente 35% a 50% da massa seca das plantas, sendo a fonte de carbono renovável mais abundante do planeta. Contudo, sua estrutura altamente cristalina (Figura 2) dificulta tanto sua solubilidade em água quanto o processo de despolimerização (Gutiérrez et al., 2014). Quimicamente, a celulose é um polímero linear constituído por unidades de D-glicose unidas por ligações β-(1→4)-glicosídicas.

Figura 2 - Estrutura da celulose



Fonte: Sánchez et al., 2014.

A celulose está ligada às hemiceluloses e à lignina por ligações covalentes, formando o complexo lignina-carboidrato. Essas ligações geram muita resistência na biomassa, o que dificulta a eficácia dos processos subsequentes, como a penetração de líquidos com diferentes reagentes durante o pré-tratamento, bem como o acesso de enzimas à matriz celulósica durante a hidrólise enzimática (Florencio et al., 2017).

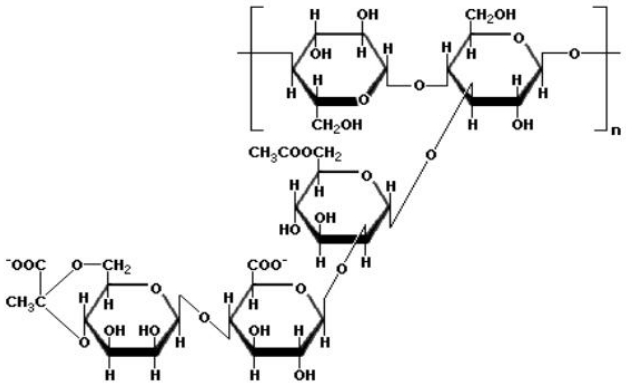
3.2.2 Hemicelulose

A hemicelulose é um polissacarídeo heterogêneo composto por cadeias ramificadas de diversos monossacarídeos, tais como xilose, arabinose, galactose, glicose e manose. Diferentemente da celulose, não apresenta cristalinidade; tem uma baixa massa molar e é altamente hidrofílica. A Figura 3 representa a estrutura da hemicelulose. Devido à sua natureza amorfa e ramificada, a hemicelulose apresenta maior suscetibilidade à hidrólise, uma vez que sua estrutura permite maior área de contato com agentes hidrolíticos.

Versão Final Homologada
01/09/2025 16:37

A hemicelulose serve de ligação entre a lignina e as fibras de celulose, contribuindo para a rigidez e integridade da matriz lignocelulósica. Sua conformação ramificada facilita as interações com a celulose, conferindo ao conjunto estrutural estabilidade mecânica e maleabilidade (Carvalho et al., 2010).

Figura 3 - Estrutura de hemicelulose



Fonte: CALERO,2011.

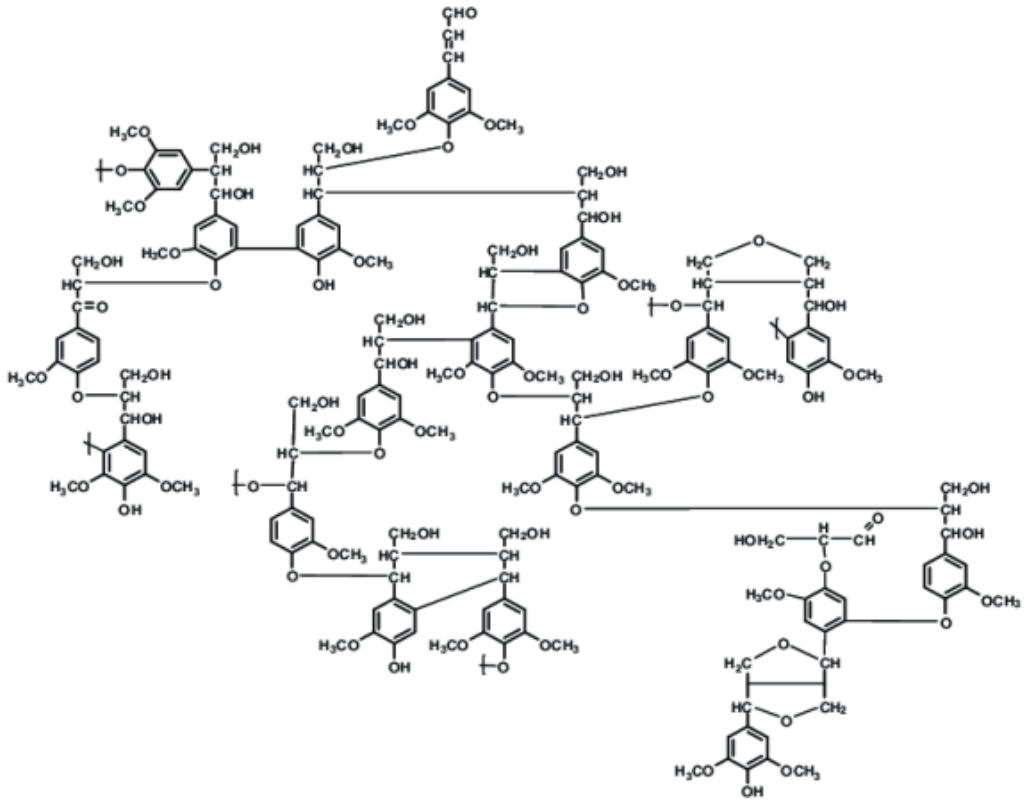
3.2.3 Lignina

A lignina constitui o segundo componente mais abundante das plantas, superada apenas pela celulose. É um polímero complexo de fenilpropano e grupos metoxílicos, uma substância polifenólica, isenta de carboidratos. Localiza-se principalmente nas paredes celulares, onde atua como um agente cimentante entre as fibras, promovendo o endurecimento estrutural. Isso resulta em uma maior resistência à compressão, flexão e impacto, além de reduzir a permeabilidade da água através das paredes das fibras vegetais (Suyama, 2019).

A estrutura química da lignina (Figura 4) não está relacionada a moléculas simples de açúcares. Por isso, não é pretendida para a produção do bioetanol por rotas fermentativas (Pinto, 2015).

Versão Final Homologada
01/09/2025 16:37

Figura 4 - Estrutura da lignina



Fonte: SALIBA et al., 2001.

3.2.4 Casca de Arroz

O arroz (*Oryza sativa* L.) é um cereal cultivado e consumido no mundo desde a antiguidade, sendo o principal alimento para mais da metade da população mundial. É uma planta subaquática anual, que pode crescer em climas temperados e subtropical. Em climas tropicais, comportar-se como uma planta perene, regenerando-se por meio de rebrotas após a colheita. O arroz apresenta uma maior quantidade de lisina, amido e amilopectina do que outros cereais como trigo, milho e sorgo (Arismendy Pábon et al., 2020).

Durante o processo de beneficiamento do arroz, são gerados diversos subprodutos, tais como a casca, o farelo e os grãos quebrados (conhecidos como quirera). Considerando que o foco deste trabalho está centrado na casca de arroz, serão apresentadas, a seguir, algumas considerações específicas sobre esse resíduo agroindustrial.

Versão Final Homologada
01/09/2025 16:37

A casca de arroz representa entre 20% e 25% do peso total do grão e, devido à sua ampla disponibilidade e baixo custo, configura-se como uma matéria-prima promissora para diversas aplicações industriais (Yun et al., 2004). As características físico-químicas desse resíduo agroindustrial estão sintetizadas na Tabela 2.

A casca é um tecido vegetal lignocelulósica composto por 85% de matéria orgânica representada por celulose, lignina, D-xilose e uma pequena quantidade de D-galactose. Produz cinzas de 13 a 29% do peso inicial, com composição principalmente de sílica (87 a 97%), e uma pequena quantidade de sais inorgânicos (Llanos páez et al., 2016).

Tabela 2 - Características físico-químicas da casca de arroz

Características	Valor	Unidade
Densidade	0,73	g/mL
Umidade	6,62	%
Cinza	45,97	%
Tamanho de partícula	200,00	µm
Área superficial	272,50	m^2/g
Acidez superficial	0,10	meq/gm
Basicidade superficial	0,45	meq/gm

Fonte: Adaptado Llanos Páez et al., 2016.

A casca de arroz contém em média 64,30% de matéria volátil, 16,10% de carbono fixo e 19,54% de cinza, é justamente nesta cinza que se concentra o teor de sílica, superior a 90%. Devido ao seu tamanho de partícula fino e alta reatividade, tem sido utilizada como matéria-prima em diversas indústrias, como a de cimento, e na síntese de compósitos à base de sílica e zeólitas. Além disso, a cinza da casca de arroz tem sido amplamente utilizada em processos de remoção de impurezas, como metais pesados e corantes (Llanos Páez et al., 2016).

Na América Latina, a casca de arroz é utilizada de diversas formas, por exemplo, na Colômbia e na Argentina, destaca-se seu uso como adesivo tipo argamassa na colocação de ladrilhos cerâmicos. Isso se deve à alta concentração de sílica presente na composição química da casca, o que reduz a necessidade do uso de areia nesses tipos de adesivos (Arismendy Pabón et al., 2020).

No Brasil e Paraguai, é utilizada na agricultura como adubo e fertilizante, pois melhora as características físicas do solo, facilitando a aeração,

Versão Final Homologada
01/09/2025 16:37

absorção de umidade e filtragem de nutrientes. Além disso, sua aplicação é muito comum em cama de frango, pois tem a capacidade de absorver umidade e manter uma temperatura adequada para frangos. Da mesma forma, a casca de arroz beneficia a atividade macro e microbiológica do solo devido ao seu alto teor de sílica, que proporciona maior resistência das plantas contra insetos e microrganismos (Rosa et al., 2022). E a casca de arroz carbonizada, além de fornecer fósforo e potássio ao solo, também pode ajudar a corrigir sua acidez.

3.3 PRÉ- TRATAMENTO APLICADO A BIOMASSA LIGNOCELULÓSICA

O pré-tratamento aplicado à biomassa lignocelulósica, é essencial para preparar a celulose para hidrólise. Possui como objetivo principal desestruturar a biomassa, facilitando o acesso à celulose, hemicelulose e lignina, tornando-os mais acessíveis para processos subsequentes, como a hidrólise básica, ácida e enzimática.

3.3.1 Pré-tratamento Físico

O pré-tratamento físico da biomassa lignocelulósica, consiste na trituração mecânica que tem como objetivo reduzir o tamanho das partículas do material, para diminuir a cristalinidade da celulose e aumentar a área superficial específica e a densidade aparente. Isso é feito para facilitar o processo subsequente de hidrólise. Para realizar esse processo, podem ser utilizados equipamentos como moinhos de bolas, rolos, fresadoras, martelos, entre outros (Arismendy Pabón et al., 2020).

O processo de tratamento térmico tem como objetivo promover a quebra das estruturas complexas de celulose, hemicelulose e lignina, facilitando a extração de seus componentes para a produção de biocombustíveis. Isso é realizado mediante a aplicação de calor, seja por meio de água quente ou explosão de vapor. No caso da explosão de vapor, a biomassa é submetida a altas temperaturas (superiores a 240ºC) e pressão por alguns minutos. Após o período

Versão Final Homologada
01/09/2025 16:37

de cozimento, o vapor é liberado e a biomassa é resfriada rapidamente. Enquanto, no tratamento com água quente, o mesmo princípio é aplicado, porém utilizando água quente em vez de vapor. Em ambos os casos, ocorre a solubilização parcial da hemicelulose e da lignina (Camesasca, 2013).

3.3.2 Pré-tratamento Químico

O pré-tratamento químico pode ser realizado com substâncias ácidas, alcalinas, oxidantes, ozônio e método organosolventes.

O pré-tratamento alcalino, utiliza hidróxido de sódio (NaOH) diluído e promove o aumento da área superficial interna e redução da cristalinidade da biomassa. Além disso, consegue-se a separação das ligações estruturais entre lignina e carboidratos, bem como a quebra da estrutura da lignina (Florencio et al., 2017). Este processo envolve a saponificação das ligações éster intramoleculares presentes nas xilanas e outros componentes das hemiceluloses. Este tipo de pré-tratamento é considerado mais eficiente na remoção de lignina em comparação com o pré-tratamento ácido, pois pode ser realizado em pressões e temperaturas mais baixas, apesar do tempo de processamento mais longo, em geral de vários dias (Carvalho et al., 2010).

O pré-tratamento ácido é uma das abordagens mais comuns para solubilizar hemiceluloses, mas tem impacto limitado sobre a lignina. O pré-tratamento pode ser realizado usando ácidos diluídos ou concentrados (Nikzad et al., 2013). Devido à hidrólise das hemiceluloses, são produzidos açúcares e produtos de degradação, como furfural e hidroximetilfurfural. Nesse tipo de pré-tratamento, têm sido utilizados reagentes como os ácidos sulfúrico, clorídrico, fosfórico, nítrico, oxálico, fórmico e acético (Florencio et al., 2017).

O pré-tratamento oxidativo envolve o uso de substâncias oxidantes, como o peróxido de hidrogênio, com o objetivo de remover a lignina e as hemiceluloses para melhorar o acesso à celulose. Durante esse pré-tratamento, podem ser utilizados oxidantes não seletivos que podem resultar na remoção de hemiceluloses e lignina, bem como na geração de compostos inibidores. Isso ajuda a facilitar o acesso à celulose (Arismendy Pabón et al., 2020).

Versão Final Homologada
01/09/2025 16:37

O pré-tratamento realizado com ozônio atua principalmente sobre a lignina, pois, em certas condições, pode ser aplicado sem causar grandes efeitos sobre as hemiceluloses e celuloses. Apresenta vantagens, como alta eficiência no amaciamento e ausência de produção de compostos inibidores, entretanto o processo é de alto custo (Medeiros et al., 2021).

O método organosolventes é um tipo de pré-tratamento químico que envolve o uso de solventes orgânicos, como metanol, etanol, acetona e etilenoglicol. Esses solventes podem estar na forma de solução aquosa ou não, com ou sem a adição de catalisadores como ácido clorídrico ou ácido sulfúrico. Essa característica diferencia o método organosolventes dos demais processos químicos. O pré-tratamento é realizado em temperaturas entre 100°C e 250°C. O objetivo desse método é promover a quebra e remoção da lignina e hemicelulose, dissolvendo-as e aumentando a porosidade da biomassa, o que torna a celulose mais acessível para processos subsequentes, sendo assim uma vantagem em relação dos outros processos (Medeiros et al., 2021).

3.3.3 Pré-Tratamento Físico-Químico

O pré-tratamento físico-químico emprega solventes orgânicos juntamente com processos físicos para aumentar a remoção de lignina e hemicelulose da biomassa.

No pré-tratamento de explosão de vapor, a biomassa é exposta a vapor saturado sob condições de pressão controlada e temperatura relativamente alta, geralmente entre 160ºC e 260°C. Inicialmente, o processo envolve a aplicação de alta pressão, seguida de uma rápida redução da pressão, resultando em uma descompressão explosiva das fibras de biomassa. Este processo leva à degradação da hemicelulose e da lignina. É considerado um dos dois métodos mais promissores de pré-tratamento, pois combina a modificação química de dois componentes da biomassa com a degradação física da parede celular lignocelulósica (Medeiros et al., 2021).

O pré-tratamento de *Ammonia Fiber Explosion* (AFEX), é um método que usa a expansão da fibra sob ação de amônia, para remover grupos

Versão Final Homologada
01/09/2025 16:37

acetil da hemicelulose e reduzir a cristalinidade da celulose na biomassa lignocelulósica. Isso melhora a acessibilidade e a digestibilidade da celulose, tornando um processo promissor para a produção de biocombustíveis e produtos químicos a partir da biomassa (Arismendy Pabón et al., 2020). O método baseia-se na mistura de amônia líquida com biomassa em um reator fechado, controlando temperatura, pressão e tempo de reação. Ao atingir a pressão desejada, a pressão é liberada repentinamente, causando a evaporação da amônia e o resfriamento do meio reacional (Medeiros et al., 2021).

3.3.4 Pré-Tratamento Biológico

Os processos de tratamento biológico utilizam microrganismos, como fungos e bactérias, para degradar a fibra da parede celular, principalmente da lignina, e facilitar o acesso aos constituintes desejados da biomassa. Os fungos da podridão branca e da podridão parda são os agentes mais comumente usados em pré-tratamentos. Esses métodos são considerados econômico e ambientalmente favoráveis, pois são realizados em condições amenas de temperatura e pressão, não requerem o uso de produtos químicos, portanto não requerem monitoramento contínuo, entretanto, são mais demorados que outros métodos (Arismendy Pabón et al., 2020).

Durante o tratamento biológico, também são utilizados microrganismos produtores de enzimas celulolíticas e hemicelulolíticas. Fungos da podridão branca, como *Phanerochaete chrysosporium* e *Pleurotus ostreaus*, são capazes de degradar diferentes materiais lignocelulósicos em lignina. Porém, nesse processo também são gerados compostos inibidores, como o hidroximetilfurfural (HMF), furfural, ácido acético e ácido fórmico. Esses compostos podem afetar a atividade da levedura durante a fermentação do bioetanol, reduzindo sua produtividade e rendimento (Medeiros et al., 2021).

Ácidos alifáticos, como ácido acético e ácido fórmico, são produzidos pela desacetilação de hemiceluloses durante o pré-tratamento. O HMF e o furfural, formados a partir da desidratação de açúcares de cinco e seis carbonos, podem ser reduzidos a álcoois menos tóxicos para microrganismos em baixas

Versão Final Homologada
01/09/2025 16:37

concentrações. No entanto, em altas concentrações, esses compostos têm efeito inibitório sobre microrganismos, interferindo nas enzimas glicolíticas e na síntese de macromoléculas, diminuindo a produtividade do etanol. Ademais, durante o pré-tratamento biológico, são gerados derivados fenólicos, como 4-hidroxibenzaldeído, vanilina, siringaldeído e ácido ferúlico, provenientes da degradação da lignina. Esses compostos afetam a integridade celular, reduzindo o crescimento do consumo de açúcares por microrganismos (Santos et al., 2012).

Para superar os efeitos inibitórios dos compostos gerados durante o pré-tratamento, estratégias de engenharia evolutiva têm sido utilizadas, visando selecionar microrganismos mais adaptados a ambientes com inibidores. Ensaios estratégicos incluem uma exposição gradual de dois microrganismos a concentrações crescentes de compostos inibitórios, permitindo que eles reajam positivamente ao estresse e melhor crescimento e produtividade durante a fermentação (Arismendy Pabón et al., 2020).

O custo envolvido nesse processo pode variar dependendo de vários fatores, como tipo de biomassa, escala de produção e disponibilidade de enzimas e microrganismos adaptados. Geralmente, a utilização de enzimas e microrganismos adaptados pode aumentar os custos iniciais, mas pode ser compensado pela maior eficiência ao longo do tempo. Estratégias de engenharia evolutiva podem demandar investimentos em pesquisa e desenvolvimento. No entanto, esses custos podem ser justificados pelos benefícios de aumento da tolerância a compostos inibitórios e melhoria da produtividade durante a fermentação.

3.4 HIDRÓLISE

Hidrólise é um processo químico em que uma substância é decomposta ou quebrada pela ação da água ou de um solvente aquoso. Nesse processo, as ligações químicas da substância são rompidas e ocorre a formação de produtos diversos. A hidrólise pode ocorrer tanto por ação de uma substância acida ou alcalina, quanto por meio de enzimas, que são catalisadores biológicos.

Versão Final Homologada
01/09/2025 16:37

Esse processo é amplamente utilizado na indústria e na biologia para quebrar moléculas complexas em seus componentes mais simples (Silva et al., 2019).

A hidrólise da celulose tem como objetivo promover a conversão da celulose em açúcares, que são usados como alimento para as leveduras durante a fermentação. Ela é necessária porque as leveduras normalmente utilizadas na fermentação são capazes de metabolizar apenas açúcares simples, como a glicose. Portanto, o objetivo desse processo é quebrar as cadeias de celulose em seus componentes individuais. A hidrólise da celulose pode ocorrer por meio de enzimas, reações químicas (ácidas ou básicas) ou por métodos físicos, como o uso de ultrassom (Tiwari et al., 2022).

A hidrólise enzimática é o processo no qual a celulose e as hemiceluloses são convertidas em glicose e xilose (Kucharska et al., 2018), por meio da ação sinérgica de diversas enzimas. O complexo de enzimas que realiza a hidrólise enzimática da celulose é composto por três classes de enzimas, segundo Silva et al. (2018) que são: endoglucanasas, ou 1,4-β-D-glucano-4-glucanohidrolasas; exoglucanasas compostas por 1,4-β-D-glucano-glucanohidrolasas (celodextrinasas) e 1,4-β-D-glucano-celobiohidrolasas (celobiohidrolasas), e β-glucosidasas.

Segundo Suyama et al. (2019) a hidrólise alcalina é um método de pré-tratamento que utiliza reagentes alcalinos para remover a lignina e os grupos acetil, melhorando a digestibilidade da celulose e a solubilidade da lignina. Este processo envolve a quebra de ligações éster e a despolimerização da celulose, promovendo a redução da cristalinidade da biomassa, porém não há aumento na sua porosidade. Embora apresente vantagens, como a facilitação do acesso enzimático e a deslignificação do substrato, a hidrólise alcalina exige um tempo de digestão prolongado e a remoção de dois reagentes alcalinos, sendo mais eficaz em resíduos agrícolas. O emprego de compostos como hidróxido de sódio, amônia e hidróxido de cálcio é comum nesse método, por isso, os desafios relacionados ao custo e à recuperação desses reagentes devem ser considerados. Estudos comprovam a eficácia desse processo, mas sua aplicação deve levar em consideração os aspectos técnicos e econômicos específicos de cada caso.

Os autores Suyama et al. (2019) e Bertuci et al. (2021) descrevem a hidrólise ácida como um método de pré-tratamento usado para produzir etanol a

Versão Final Homologada
01/09/2025 16:37

partir da biomassa lignocelulósica. Para isso, são utilizados ácidos em soluções diluídas como ácido nítrico, ácido clorídrico, ácido sulfúrico e ácido fosfórico. Esses ácidos solubilizam a lignina e a hemicelulose, quebrando os polissacarídeos em açúcares menores. Segundo Orozco (2011) a hidrólise com ácido diluído possui diversas vantagens em comparação com a hidrólise com ácido concentrado. Uma das principais vantagens é a redução dos níveis de corrosão, resultante da diluição dos ácidos. Isso pode prolongar a vida útil dos equipamentos e reduzir os custos de manutenção. Além disso, a utilização de ácido diluído pode ser mais segura, uma vez que os riscos associados à manipulação de ácidos concentrados são minimizados. No entanto, existem algumas desvantagens a serem consideradas. O processo com ácido diluído pode ser mais lento em comparação com o uso de ácido concentrado, o que pode afetar a produtividade. Além disso, a eficiência da hidrólise pode ser reduzida em virtude da menor concentração do ácido, exigindo tempos de reação mais longos ou maiores volumes de reagente.

3.5 FERMENTAÇÃO

A fermentação é um processo bioquímico no qual microrganismos, como leveduras ou bactérias, convertem substratos, como açúcares, em produtos desejados, como álcool, ácido lático ou outros compostos orgânicos. Durante a fermentação, os microrganismos realizam reações metabólicas que liberam energia, produzem metabólitos e transformam substratos em produtos fermentados (Campbell et al., 2007). Este processo é amplamente utilizado na produção de alimentos, bebidas, biocombustíveis e produtos químicos industriais. A fermentação é influenciada por fatores como composição do substrato, temperatura, pH e presença de microrganismos específicos, que têm papel fundamental na determinação do produto formado e na eficiência do processo.

Suyama et al. (2019) descreve a fermentação alcoólica como um processo amplamente estudado e utilizado para a produção de etanol, no qual a levedura *Saccharomyces cerevisiae* tem sido amplamente empregada, devido à sua eficiência e resistência ao etanol. No entanto, em tecnologias de segunda geração, onde a conversão de subprodutos como xilose e pentoses em etanol é

Versão Final Homologada
01/09/2025 16:37

importante, pode ser necessário o uso combinado de diferentes leveduras ou a seleção e recombinação de genes. A escolha da espécie de microrganismo e sua adaptação ao meio influenciam a concentração de compostos inibitórios e o tipo de processo de fermentação a ser realizado (Madu e Agboola, 2017).

Conforme anteriormente mencionado, o microrganismo mais comumente utilizado nos processos fermentativos é a levedura *Saccharomyces cerevisiae.*Também existem outros microrganismos que fermentam diferentes tipos de açúcares, como *Escherichia coli* e *Pichia stipitis* que podem fermentar glicose e pentoses, e a *Kluyveromyces marxianus,*que fermenta substratos como glicose, lactose, inulase, entre outros (Arismendy Pabón et al., 2020).

3.6 PROCESSOS DE HIDRÓLISE E FERMENTAÇÃO

Os processos de hidrólise e fermentação podem ocorrer de diferentes formas: em sequência, de forma simultânea (*Simultaneous Saccharification Fermentation* – SSF), por co-fermentação simultânea (*Simultaneous Co-fermentation* – SCF) ou por meio de um processo biotecnológico consolidado (*Consolidated Bioprocessing* – CBP) (Mosier et al., 2005).

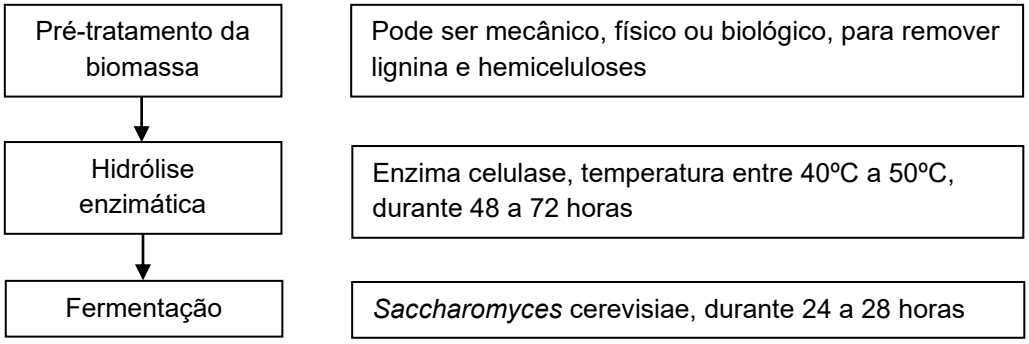
De acordo com Camesasca (2013), *Separate or Sequential Hydrolysis and Fermentation* (SHF, que significa, Hidrólise e Fermentação Sequencial ou Separada), é o método mais antigo usado na fermentação para a produção do álcool. Nesse caso, os produtos do pré-tratamento são submetidos à hidrólise enzimática e o produto resultante é transferido para um fermentador onde a glicose é convertida em etanol. Esta mistura é destilada para separar o etanol, deixando a xilose não convertida no licor. A xilose pode ser fermentada a etanol em um segundo reator, seja após a utilização das hexoses no primeiro fermentador, seja em um fermentador simultâneo às hexoses naqueles pré-tratamentos que separam as hemiceluloses. A Figura 5 apresenta a sequência do processo SHF para produção de bioetanol.

Segundo Arismendy Pábon et al. (2020), a SSF combina hidrólise e fermentação em uma única etapa, permitindo a rápida conversão de açúcares em etanol por microrganismos. Isso evita a inibição causada por altas concentrações

Versão Final Homologada
01/09/2025 16:37

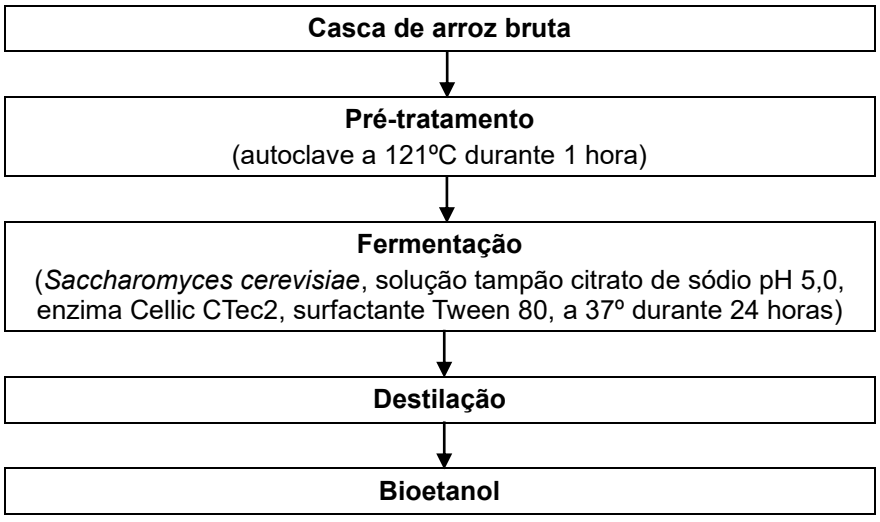
de açúcares. O processo oferece vantagens como custos reduzidos de equipamentos, menor risco de contaminação e menor tempo de processo em comparação com a hidrólise seguida de fermentação (*Separate Hydrolysis and Fermentation* - SHF). O processo também pode ser aprimorado por uma estratégia denominada *Pre-Simultaneous Saccharification Fermentation* (PSSF), que envolve uma breve hidrólise antes de realizar a SSF para fornecer aos microrganismos uma fonte de carbono necessária para sua sobrevivência durante a geração de açúcares no processo (Sharma et al., 2021). O processo SSF permite a utilização de um único reator e pode ser realizado em um tempo relativamente curto. A Figura 6 apresenta a sequência do processo SSF para produção de bioetanol.

Figura 5 - Sequência do processo SHF para produção de bioetanol



Fonte: Adaptado de Arismendy Pabón et al., 2020.

Figura 6 - Sequência do processo SSF para produção de bioetanol



Fonte: Adaptado de Arismendy Pábon et al., 2020.

Versão Final Homologada
01/09/2025 16:37

Camesasca (2013) afirma que o que é conhecido como *Simultaneous Saccharification and Co-fermentation*" (SSCF, que significa, sacarificação e co-fermentação simultâneas), é um processo no qual as matérias-primas são pré-tratadas, incluindo hidrolisados de hemicelulose e resíduos sólidos ricos em celulose e lignina, tratados simultaneamente. Neste processo, a pentose da hemicelulose é fermentada junto com a hidrólise da celulose e a fermentação da hexose é realizada para produzir etanol. O maior desafio para o SSCF foi encontrar um microrganismo capaz de fermentar pentose e hexose com a mesma eficiência. Além disso, verificou-se que este microrganismo apresenta boa tolerância aos inibidores produzidos durante o pré-tratamento da hemicelulose, como furfural, compostos aromáticos e ácido acético. Embora alguns pesquisadores tenham proposto microrganismos geneticamente modificados para realizar esse processo (Peñuela et al., 2007), ainda há muito trabalho a ser feito nessa área.

O Bioprocesso Consolidado (*Consolidated Bioprocessing*, CBP), inclui produção de enzimas, hidrólise de substrato e fermentação em uma única etapa e em um único reator. Este processo é realizado por microrganismos ou seu consórcio. Embora ainda haja muito a ser explorado, o CBP tem potencial para ser rentável devido à facilidade de manuseio de materiais lignocelulósicos, seu baixo consumo de energia e a eficiência dos produtos obtidos. A desvantagem desse processo é a necessidade de controle rigoroso das condições de cultivo dos microrganismos, o que pode exigir investimentos significativos em pesquisa e desenvolvimento (Camesasca, 2013).

3.7 ESCALONAMENTO

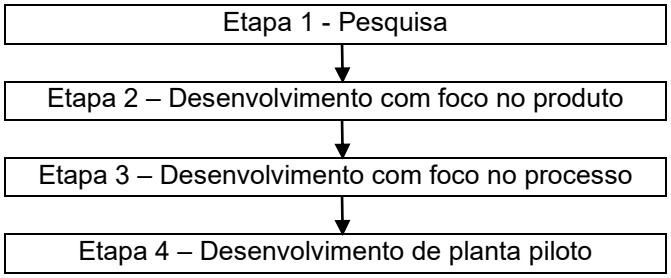
Uma das principais fontes de inovação reside nas tecnologias desenvolvidas por grupos de pesquisa associados a universidades. No entanto, muitas dessas tecnologias carecem de informações de mercado, e para serem verdadeiramente consideradas inovadoras, é fundamental enfrentar um dos desafios mais significativos: a escalabilidade da tecnologia. Isso implica a transição da escala laboratorial, que opera em miligramas ou gramas, para a escala industrial, que envolve quantidades em quilos ou centenas de quilogramas. A

Versão Final Homologada
01/09/2025 16:37

realização dessa etapa de escalonamento é crucial para a compreensão do processo de transição de um produto do laboratório para o mercado. Isso se deve ao fato de que, por meio desse processo, são obtidas diversas informações, tais como viabilidade técnica, viabilidade de mercado e análise econômica (Vasconcellos et al., 2021).

O escalonamento possui diversas denominações como: aumento de escala e *scale up.* Na Engenharia Química o escalonamento é descrito como a reprodução por meio de operações químicas e/ou físicas de resultados técnicos obtidos em pequenas escalas para maiores escalas (Vasconcellos et al., 2021), ela é dividida em quatro etapas principais (Figura 7): 1ª) pesquisa, 2ª) desenvolvimento do produto, 3ª) do processo e 4ª) da planta piloto.

Figura 7 - Fluxograma de etapas de escalonamento



Fonte: Vasconcellos et al. (2021).

Conforme descrito por Vasconcellos et al. (2021) o desenvolvimento do processo pode ser dividido em três etapas distintas. Na primeira etapa, ocorre a definição das bases científicas e conceituais necessárias para realizar o experimento, com o objetivo de verificar a viabilidade técnica. Isso normalmente é feito em escalas laboratoriais, muitas vezes utilizando a unidade de medida miligramas. Na segunda fase, há a ampliação da escala do produto, ainda em ambiente laboratorial, mas agora utilizando as unidades de medida grama ou quilograma. A terceira etapa concentra-se no desenvolvimento do processo em uma perspectiva industrial. Isso inclui a avaliação dos insumos necessários, a análise de segurança e possíveis danos dos insumos para as condições operacionais, a avaliação das principais operações unitárias e variáveis envolvidas, e a realização de uma análise de mercado do produto em desenvolvimento.

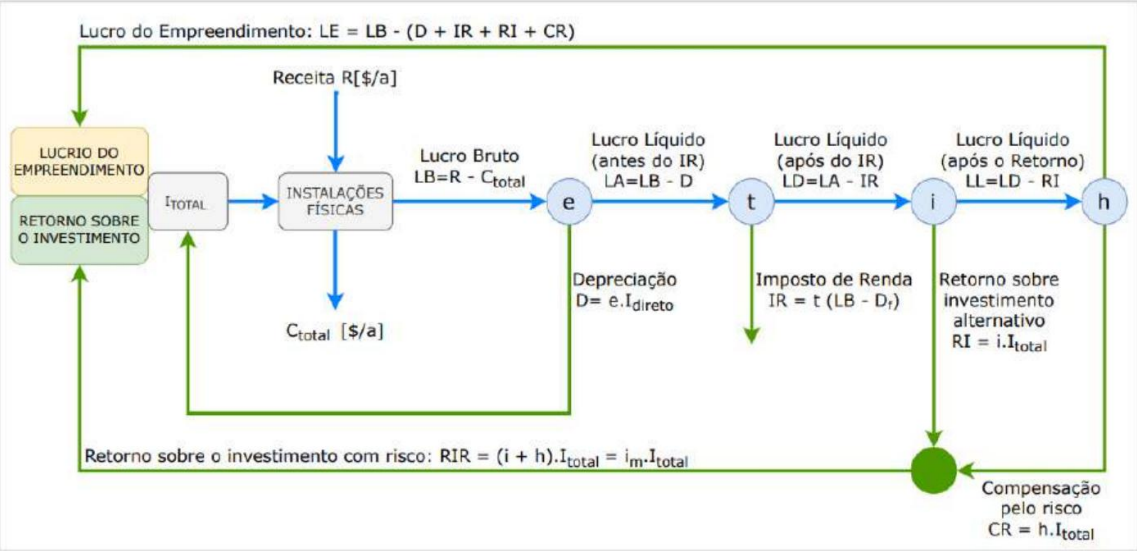
Versão Final Homologada
01/09/2025 16:37

3.8 AVALIAÇÃO ECONÔMICA PRELIMINAR

Para avaliar a viabilidade do projeto, é essencial determinar o desempenho econômico de um processo em fase de projeto. Esse processo envolve a avaliação das funções relacionadas ao lucro ou custo, as quais são aplicadas em simulações e/ou no dimensionamento do projeto. Nesse contexto, é imperativo que o retorno financeiro do empreendimento supere o capital investido para que o investimento em uma nova instalação industrial seja justificado. Quanto mais substancial for esse lucro, mais atrativo se torna o empreendimento (Perlingeiro, 2005; Seider, 2009).

Na fase preliminar do projeto, são empregadas medidas mais simples para calcular a rentabilidade, as quais desconsideram o impacto da inflação e utilizam a depreciação linear. O critério predominante nesse estágio é o lucro do empreendimento (*Venture Profit*) (Perlingeiro, 2005). O fluxograma ilustrativo do lucro do empreendimento está representado na Figura 8.

Figura 8 - Fluxograma ilustrativo do lucro do empreendimento



Fonte: Adaptado de Perlingeiro, 2005; Fiori, 2022.

No estudo conduzido por Perlingeiro (2005) é explorado o conceito de lucro apresentado na Figura 8, o qual representa uma métrica relativa para avaliar a viabilidade de investir em novos processos industriais. Está métrica considera a exposição a riscos comerciais em comparação com outros

Versão Final Homologada
01/09/2025 16:37

investimentos que oferecem uma taxa de retorno garantida e risco zero. A compressão do fluxograma inicia-se com o total de investimento (I_{total}), compreendendo os recursos que foram empregados na implementação e no início da produção do processo, uma vez que, ao término da vida útil das instalações, a empresa espera recuperar o valor investido. A Equação 01 descreve o (I_{total}) de forma geral, onde I_{fixo} representa os recursos financeiros, direto e indireto destinados à construção do processo, I_{giro} o capital de giro da empresa e $I_{partida}$ os investimentos associados a custos antes e durante o início do processo. E a Equação 02 se refere ao cálculo do I_{fixo}.

$$I_{total} = I_{fixo} + I_{giro} + I_{partida} \quad \text{(Equação 01)}$$

$$I_{fixo} = I_{direto} + I_{indireto} \quad \text{(Equação 02)}$$

O Investimento Indireto ($I_{indireto}$) refere-se aos custos associados ao projeto, como a construção do empreendimento e despesas eventuais. Por outro lado, o investimento direto (I_{direto}) envolve os recursos destinados à montagem das instalações (Equação 03), que abrange investimentos em aquisição, transporte e instalação de equipamentos do processo ISBL (*InSide Battery Limits*), incluindo gastos com suporte estrutural, isolamento, pintura, instrumentação, tubulações, válvulas e materiais elétricos, bem como os gastos com instalações, utilidades e sistemas de apoio (edificações para abrigo de equipamentos, refeitório, área administrativa, serviços de utilidades, armazenamento de produtos, investimentos no terreno, entre outros) que estão fora da unidade principal de processo (OSBL - *Outside Battery Limits*).

$$I_{direto} = ISBL + OSBL \quad \text{(Equação 03)}$$

A Equação 04, determina o valor de ISBL, na qual I_{Ei} representa o custo de aquisição dos equipamentos *i*; f_T é um coeficiente experimental que considera a transferência de valores da área em que o preço foi inicialmente estimado para a região onde a instalação será construída; f_D é um coeficiente que ajusta os valores dos equipamentos para refletir o ano atual; f_L é um fator

Versão Final Homologada
01/09/2025 16:37

experimental que aborda a compra de itens essenciais para a instalação dos equipamentos, comumente determinado pelo fator de Lang (Tabela 3).

$$ISBL = f_T \cdot f_D + f_L \cdot \sum I_{Ei} \quad \text{(Equação 04)}$$

Tabela 3 - Fator de Lang para 3 tipos de processamentos

Tipo de Processamento	f_L
Sólidos	3,9
Sólidos e Fluidos	4,1
Fluido	4,8

Fonte: Perlingeiro, 2005.

O valor de f_D pode ser determinado utilizando a Equação 05. Os valores dos índices utilizados para calcular f_D podem ser encontrados na revista *Chemical Engineering*, disponível no site https://www.chemengonline.com/.

$$f_D = \frac{Valor\ do\ indice\ no\ ano\ A}{Valor\ do\ indice\ no\ ano\ base} \quad \text{(Equação 05)}$$

A estimativa de f_T pode ser realizada utilizando a Equação 06.

$$f_T = p_i f_i + p_b f_b \quad \text{(Equação 06)}$$

onde:

p_i = porcentagem do valor do equipamento que deve ser importado;

f_i = fator que considera as despesas com a importação;

p_b = porcentagem do valor do equipamento nacional;

f_b = fator que vincula o preço de compra no país onde a planta industrial será instalada com o preço do país onde foi estimado o valor do equipamento.

A receita anual (R) da planta industrial estudada resultará da comercialização do produto, e pode ser determinada pela Equação 07.

$$R = p \cdot Prod \quad \text{(Equação 07)}$$

Versão Final Homologada
01/09/2025 16:37

onde:

p = preço de venda do produto ($/ton);

Prod = taxa de produção prevista no ano (ton/ano).

Enquanto ocorre as vendas dos produtos, a empresa investe simultaneamente em custos diversos com matérias-primas e insumos para a produção. Dessa forma, a partir dos custos definidos com a matéria-prima e da receita obtida com a venda dos produtos, é viável calcular a Margem Bruta (MB) em termos financeiros anuais, conforme indicado pela Equação 08.

$$MB = R - C_{materiaprima} \quad \text{(Equação 08)}$$

Se MB for superior a zero, o projeto pode avançar com o dimensionamento e a incorporação dos demais custos, cuja soma constitui o Custo Total do projeto (C_{total}) em termos financeiros anuais, conforme expresso pela Equação 09. O cálculo dos termos presente na Equação 09 são apresentados na Equação 10 (custo de produção), Equação 11 (custos diretos) e Equação 12 (custos fixos).

$$C_{total} = C_{produção} + C_{gerais} \quad \text{(Equação 09)}$$

$$C_{produção} = C_{diretos} + C_{fixos} \quad \text{(Equação 10)}$$

$$C_{diretos} = C_{materiaprima} + C_{util} + C_{manut} + C_{supri} + C_{mobra} + C_{adm} + C_{lab} \quad \text{(Equação 11)}$$

$$C_{fixos} = C_{imposto} + C_{seguro} + C_{aluguel} + C_{juros} \quad \text{(Equação 12)}$$

Assim, ao obter C_{total} do empreendimento, é possível calcular o Lucro Bruto (LB) ($/ano), que pode ser calculada pela Equação 13.

$$LB = R - C_{total} \quad \text{(Equação 13)}$$

O valor do LB não proporciona uma avaliação definitiva do desempenho do empreendimento, pois não reflete integralmente o retorno para o caixa da empresa. Isso se deve à depreciação das instalações físicas e à

Versão Final Homologada
01/09/2025 16:37

necessidade de recuperar o investimento realizado durante a vida útil do processo, representada pela Depreciação (D) na Equação 14.

$$D = e.I_{direto} \quad \text{(Equação 14)}$$

onde:
e = taxa de depreciação [($/ano) /$ investido];
I_{direto} = Investimento Direto ($) realizados nos bens.

A maneira mais básica de calcular a depreciação é utilizando o método linear, que presume que ($e = \frac{1}{n}$), em que (*n*) representa o número de anos previstos como vida útil do processo. Em outras palavras, após n anos, o investimento direto estará completamente refletido no caixa da empresa. Assim, é possível calcular o Lucro Líquido antes do Imposto de Renda (LA) ($/ano), conforme definido pela Equação 15.

$$LA = LB - D \quad \text{(Equação 15)}$$

O LA não representa o desempenho final do empreendimento, pois é necessário levar em conta o Imposto de Renda (IR) em termos financeiros anuais representada pela Equação 16.

$$IR = t.\left(LB - D_f\right) \quad \text{(Equação 16)}$$

Nesse contexto, *t* representa a taxa anual de IR [($/ano)/$ investido], que incide sobre o Lucro Tributável. Lucro Tributável é definido como a diferença entre o Lucro Bruto (LB) e a Depreciação Fiscal (Df). E a D_f é calculada com uma taxa *d* [($/ano)/$ investido], a qual é estimada por autoridades tributárias. Para o cálculo do Lucro Líquido (LD) após o imposto de renda é dada pela Equação 17, assim, para que o investimento no empreendimento seja rentável, o LD precisa ser positivo.

Versão Final Homologada
01/09/2025 16:37

$$LD = LA - IR \quad \text{(Equação 17)}$$

Com essas definições, introduz-se a explicação do Lucro do Empreendimento, um critério comparativo, este critério compara uma fração equivalente dos lucros que a empresa obteria com outro empreendimento, garantindo-lhe uma Taxa de Retorno (i) [($/Ano)/$ investido] sobre o investimento total (I_{total}) no processo. Esse conceito pode ser denominado como Retorno sobre o Investimento Alternativo (RI) ($/ano), conforme expresso na Equação 18.

$$RI = i.I_{total} \quad \text{(Equação 18)}$$

Os valores típicos para a taxa de retorno sobre o investimento alternativo (*i*), para algumas indústrias, estão apresentados na Tabela 4.

Tabela 4 - Investimento Alternativo

Tipos de Indústria	[($/Ano) /$ investido]
Papel e Celulose, Borracha	0,08 – 0,10
Fibra Sintéticas, Produtos Químicos, Petróleo	0,11 – 0,13
Produtos Farmacêuticos, Extração, Mineração	0,16 – 0,18

Fonte: Perlingeiro, 2005.

Com base nessas especificações, é possível calcular o Lucro Líquido pós-Retorno do Investimento (LL) em termos anuais, conforme indicado pela Equação 19.

$$LL = LD - RI \quad \text{(Equação 19)}$$

Finalmente, é necessário avaliar o risco comercial ao qual a empresa pode estar exposta com o empreendimento. Esse risco é referido como Compensação pelo Risco (CR) em termos anuais e pode ser determinado utilizando a Equação 20. Os valores típicos para *h*, que corresponde a Taxa de Risco [($/ano)/$ investido] estão descritos no Quadro 1.

$$CR = h.I_{total} \quad \text{(Equação 20)}$$

Versão Final Homologada
01/09/2025 16:37

Quadro 1 - Taxa de riscos

Tipo de Risco	h ($/ano)/$ Investido)	Tipo de Projeto
Elevado	0,20 - 1,00	Projetos que compreendem grande novidade ou baseados em informações incertas sobre vendas, produtos e matérias-primas
Razoável	0,10 – 0,20	Projetos um pouco fora do campo de atividade da empresa, ou produtos ou processos relativamente novos ainda não devidamente comprovados
Médio	0,05 – 0,10	Projetos dentro do campo da atividade da empresa, porém com algumas novidades ou com informações indefinidas quanto ao mercado
Bom	0,01 – 0,05	Expansão de atividades existentes num mercado conhecido
Excelente	0,00 – 0,01	Redução de custos em processo existente, num ambiente estável

Fonte: Perlingeiro, 2005.

As taxas *i* e *h* podem ser somadas gerando a Taxa de Retorno com Risco (i_m) [($/a)/$ investido], conforme a Equação 21.

$$i_m = i + h \qquad \text{(Equação 21)}$$

Para calcular a Taxa de Retorno sobre o Investimento com Risco (RIR) em termos anuais, deve-se utilizar a Equação 22.

$$RIR = i_m . I_{total} \qquad \text{(Equação 22)}$$

As componentes Retorno sobre o Investimento Alternativo (RI) e Compensação pelo Risco (CR) são reintegradas aos recursos da empresa. Assim, o Lucro do Empreendimento (LE) em termos anuais é determinado como a diferença entre o Lucro Bruto e a soma da Depreciação (D), Imposto de Renda (IR), RI e CR, conforme expresso na Equação 23.

$$LE = LB - (D + IR + RI + CR) \qquad \text{(Equação 23)}$$

Assim, torna-se possível avaliar a viabilidade do projeto, considerando que um valor positivo para o Lucro do Empreendimento (LE) indica que o investimento no processo, com uma taxa de risco *h*, é mais vantajoso do que

Versão Final Homologada
01/09/2025 16:37

o investimento alternativo que apresenta uma taxa de retorno *i* e risco *zero*. Uma maneira mais comum de descrever o LE é apresentada na Equação 24.

$$LE = a.R - b.\left(C_{matprim} + C_{util}\right) - c.ISBL \quad \text{(Equação 24)}$$

Na equação mencionada, R representa a Receita, $C_{matprim}$ indica o custo relacionado às matérias-primas, C_{util} refere-se ao custo associado a utilidades e insumos, e ISBL representa o investimento nos equipamentos, os coeficientes a, b e c variam de acordo com cada processo e a maneira como são determinadas as estimativas econômicas. Para obter a estimativa dos investimentos totais e dos custos da implantação da indústria, foi utilizada da Equação (25) a (40) (Perlingeiro, 2005).

$$I_{total} = 2{,}34 \times ISBL \quad \text{(Equação 25)}$$

$$I_{direto} = 1{,}45 \times ISBL \quad \text{(Equação 26)}$$

$$I_{indireto} = 0{,}25 \times I_{direto} \quad \text{(Equação 27)}$$

$$I_{fixo} = 1{,}81 \times ISBL \quad \text{(Equação 28)}$$

$$I_{giro} = 0{,}15 \times I_{total} \quad \text{(Equação 29)}$$

$$I_{partida} = 0{,}10 \times I_{fixo} \quad \text{(Equação 30)}$$

$$OSBL = 0{,}45 \times ISBL \quad \text{(Equação 31)}$$

$$C_{manut} = 0{,}04 \times I_{fixo} \quad \text{(Equação 32)}$$

$$C_{supr} = 0{,}15 \times C_{manut} \quad \text{(Equação 33)}$$

$$C_{adm} = 0{,}20 \times C_{mobra} \quad \text{(Equação 34)}$$

$$C_{lab} = 0{,}15 \times C_{mobra} \quad \text{(Equação 35)}$$

$$C_{direto} = \left(C_{matprim} + C_{util}\right) + 0{,}046 \times I_{fixo} + 0{,}27 \times C_{total} \quad \text{(Equação 36)}$$

$$C_{mobra} = 0{,}20 \times C_{total} \quad \text{(Equação 37)}$$

$$C_{fixo} = 0{,}03 \times I_{fixo} \quad \text{(Equação 38)}$$

$$C_{gerais} = 0{,}025 \times Receita \quad \text{(Equação 39)}$$

$$C_{total} = 1{,}37 \times \left(C_{matprim} + C_{util}\right) + 1{,}046 \times I_{fixo} + 0{,}034 \times Receita \quad \text{(Equação 40)}$$

Versão Final Homologada
01/09/2025 16:37

4 METODOLOGIA

Neste capítulo será apresentada a metodologia utilizada para o estudo de caso da produção do bioetanol de segunda geração a partir da casca de arroz. Especificamente, a descrição dos materiais e reagentes, produção do bioetanol da casca de arroz, o escalonamento de uma planta piloto e sua viabilidade econômica.

4.1 MATERIAIS E REAGENTES

4.1.1 Equipamentos

Os equipamentos utilizados neste trabalho foram: moinho de facas marca LUCADEMA modelo 226/2; balança analítica marca BEL Engineering® modelo M3102; autoclave horizontal marca BOECO modelo BTE-23D DIGITALE/220; incubadora shaker marca New Lab modelo NL-161-04; manta aquecedora marca Edulab modelo NI 1011; balança analítica marca Bel Equipamentos modelo MG214Ai; e medidor de pH marca Bel Engineering® modelo PHS3BW.

4.1.2 Matéria-prima Lignocelulósica

A matéria-prima lignocelulósica, casca de arroz, utilizada neste trabalho, foi doada pela indústria de beneficiamento de arroz Paciva S.A., localizada a 366 km da Ponte de amizade, na cidade de Villeta, Departamento Central, Paraguai. A amostra doada (10 kg de casca de arroz) foi previamente limpa e seca em estufa, garantindo uma umidade controlada entre 15% e 20%, conforme recomendado por Gorski et al. (2020).

As amostras foram acondicionadas em sacos plásticos transparentes com 250 g, e armazenadas ao abrigo da luz, com temperatura inferior

Versão Final Homologada
01/09/2025 16:37

a 30°C, para preservar a composição da casca de arroz. A Figura 9 mostra a aparência visual da casca de arroz utilizada neste trabalho.

Figura 9 - Aparência visual da amostra de casca de arroz

Fonte: a autora, 2024.

4.1.3 Reagentes e Microrganismo

Os reagentes e microrganismo utilizados neste trabalho aparecem listados no Quadro 2.

Quadro 2 - Reagentes e microrganismo utilizados

Reagente/Microrganismo	CAS	Concentração	Marca
Solução de Hidróxido de Sódio (NaOH)	1310-73-2	1% (p/v)	Neon
Solução de Ácido Sulfúrico (H_2SO_4)	7664-93-9	1% (p/v)	Êxodo
Saccharomyces cerevisiae 3013	N° 8013-01-2	10 g/L	Merck

Fonte: a autora, 2024.

4.2 PRODUÇÃO DE BIOETANOL A PARTIR DA CASCA DE ARROZ

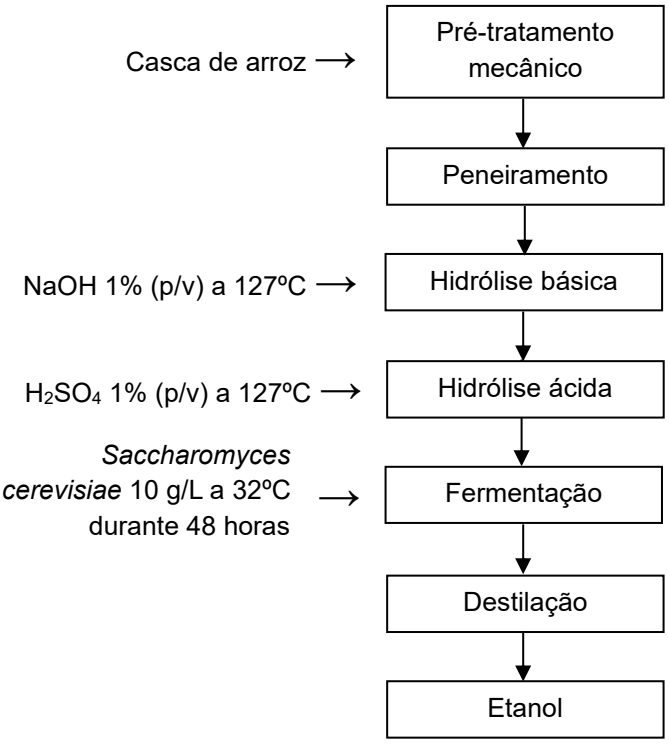
O processo de produção de bioetanol a partir da casca de arroz foi realizado em cinco etapas, conforme descrito por Arismendy Pábon et al. (2020) (Figura 10): 1ª) pré-tratamento mecânico; 2ª) hidrólise básica; 3ª) hidrólise ácida; 4ª) fermentação e 5ª) destilação.

A amostra utilizada no presente estudo passou por uma etapa de redução de tamanho (pré-tratamento mecânico) com o objetivo de adequar as partículas à granulometria necessária para os testes subsequentes. Para tanto, foi

Versão Final Homologada
01/09/2025 16:37

utilizado o moinho de facas, marca LUCADEMA modelo 226/2. Em seguida, o material moído foi submetido ao peneiramento utilizando peneiras de malha 30 (abertura nominal 0,595 mm), durante 5 minutos, para garantir partículas de tamanho uniforme. As frações com granulometria superior a 10 mm, correspondendo a 2% do total, foram descartadas.

Figura 10 - Processo experimental de obtenção de bioetanol



Fonte: a autora, 2024.

Para a segunda etapa, de hidrólise básica, foram pesadas quatro amostras, de 50 gramas da casca peneirada, com auxílio de uma balança analítica da marca BEL Engineering® modelo M3102. Cada amostra foi transferida para um béquer de 1000 mL, ao qual foi adicionado 500 mL de solução de NaOH 1%(p/v). Após completar o processo de autoclavagem, a 121°C, 5 atm, durante 20 minutos, em uma autoclave horizontal BACKSOFT modelo 3850EL-D DIGITALE/220, os béqueres foram resfriados à temperatura ambiente. As amostras então foram lavadas com 300 mL de água destilada, até atingir pH neutro. A cada adição da água foi medido o pH.

Versão Final Homologada
01/09/2025 16:37

As amostras neutralizadas foram submetidas a hidrólise ácida (terceira etapa). A cada béquer foi adicionado 500 mL da solução de H_2SO_4 0,05 M a 1% (p/v). Os béqueres foram autoclavados a 121°C, 5 atm, durante 20 minutos. Após resfriamento natural, as amostras foram lavadas com 300 mL de água destilada, até alcançar o pH de neutralização. A cada adição da água foi medido o pH.

Cada amostra de biomassa, úmida, filtrada e neutralizada, foi transferida, para um erlenmeyer de 500 mL. Nestes, foram adicionados 250 mL de água destilada juntamente com 10 g/L de levedura *Saccharomyces cerevisiae* 3013 (Merck) CAS N° 8013-01-2. Os frascos foram tampados e colocados na incubadora shaker marca New Lab modelo NL-161-04, com programação de temperatura de 32 ºC e agitação de 130 rpm, por um período de 48 horas. Decorrido o tempo de incubação foi realizada a separação dos sólidos do líquido pelo método de filtração a vácuo, que foi submetido ao processo de destilação.

Para a obtenção do bioetanol foi realizada a destilação simples, utilizando um balão de fundo redondo. O volume do produto fermentado filtrado não ultrapassou dois terços de sua capacidade. O aquecimento foi realizado com uma manta aquecedora da Marca Edulab modelo NI 1011. Durante o processo, a temperatura da mistura foi aferida com o auxílio de termômetro, em intervalos de tempo de 1 min, durante um período de 30 minutos, para monitorar o tempo de ebulição do etanol durante o processo. O vapor de etanol condensado foi coletado em béquer de 500 mL e armazenado em recipiente plástico (1000 mL) com tampa hermética.

4.3 AVALIAÇÃO DO BIOETANOL E RENDIMENTO DO PROCESSO

O cálculo do rendimento na produção de bioetanol foi feito comparando a quantidade de bioetanol produzida com a quantidade teórica que poderia ter sido obtida, com base na composição química da biomassa, de acordo com a seguinte Equação (41)

Versão Final Homologada
01/09/2025 16:37

$$Rendimento\ de\ Bioetanol\ \% = \frac{Bioetanol\ produzido}{Bioetanol\ teórico} \times 100\% \qquad \text{(Equação 41)}$$

onde:
bioetanol produzido = volume de bioetanol obtido no processo de destilação (mL);
bioetanol teórico = volume de bioetanol calculado a partir do processo de fermentação (mL).

A densidade do bioetanol foi determinada utilizando um picnômetro de 25 mL e uma balança analítica da marca Bel Equipamentos modelo MG214Ai. Após a limpeza e secagem do picnômetro, foi realizada a pesagem do picnômetro vazio na balança analítica. Em seguida, foi transferido um volume da amostra líquida para o picnômetro de forma precisa, evitando perdas ou contaminações. O picnômetro contendo a amostra foi pesado. A temperatura da amostra foi medida com auxílio de um termômetro digital, uma vez que a densidade das substâncias pode variar significativamente com a temperatura. A densidade (ρ) da amostra foi calculada utilizando a Equação (42).

$$\rho = \frac{m_{amostra} - m_{\text{picnômetro vazio}}}{V_{\text{picnômetro}}} \qquad \text{(Equação 42)}$$

onde:
$m_{amostra}$ = massa do picnômetro com a amostra (g);
$m_{\text{picnômetro vazio}}$ = massa do picnômetro vazio (g);
$V_{\text{picnômetro}}$ = volume do picnômetro (25 mL).

Para determinar a graduação alcoólica, foi utilizada a tabela alcoolmétrica da Associação Brasileira de Normas Técnicas (ABNT) NBR 5992 – Etanol combustível – Determinação da massa específica e do teor alcoólico por densímetro de vidro. A interpolação (Equação 43), utilizada para determinar a graduação alcoólica a partir da densidade, pode ser representada como:

Versão Final Homologada
01/09/2025 16:37

$$GA = GA_1 + \frac{(GA_2 - GA_1) \times (D - D_1)}{(D_2 - D_1)} \quad \text{(Equação 43)}$$

onde:

GA = é a graduação alcoólica desejada;

GA_1 e GA_2 = graduações alcoólicas correspondentes às densidades D_2 *e* D_1 respectivamente;

D = densidade média da amostra (g/mL);

D_2 *e* D_1 = são as densidades inferiores e superiores mais próximas da densidade medida na tabela alcoolmétrica da ABNT.

4.4 ESCALONAMENTO

Para a avaliação da viabilidade técnica e econômica da produção de bioetanol de segunda geração a partir da casca de arroz, foi conduzida uma análise abrangente do processo produtivo proposto. Essa avaliação envolveu a caracterização das matérias-primas utilizadas, o detalhamento das etapas do processo, com ênfase nas operações unitárias predominantes, bem como os cálculos dos balanços de massa e energia correspondentes. Adicionalmente, foram realizados o dimensionamento dos principais equipamentos e das tubulações associadas, tempo operacional (*time-sheet*), e a proposição de medidas de segurança industrial.

Na análise das matérias-primas, a segurança de cada componente foi verificada na Ficha com Dados de Segurança (FDS). Além disso, foram realizados testes de conceito para validar a escalabilidade, avaliando a disponibilidade e características dos componentes no mercado industrial.

O detalhamento do processo incluiu a descrição da operação da planta piloto, destacando as operações unitárias envolvidas. Foi utilizada uma abordagem análoga ao esquema proposto pelos diagramas de blocos, desde o recebimento da matéria-prima até o armazenamento.

Para o balanço de massa, foram considerados os fluxos de matéria-prima apresentados no diagrama de blocos, respeitando as leis de

Versão Final Homologada
01/09/2025 16:37

conservação de massa. E para o balanço energético, foram considerados os equipamentos que necessitam de energia para sua operação (bombas, agitadores, trocadores de calor), aplicando o princípio da conservação de energia, conforme a primeira lei da termodinâmica. Os dados utilizados nos cálculos correspondem ao processamento de 10 toneladas de casca de arroz por mês.

O dimensionamento dos equipamentos e tubulação foi baseado no balanço de massa, ajustado para suportar a produção planejada e garantindo uma margem de segurança de 15%. Com o intuito de assegurar o controle eficiente e o funcionamento seguro da planta, foram especificados os instrumentos de medição e controle necessários, incluindo válvulas, alarmes, sensores e medidores de vazão e pressão (Fiori, 2022).

O horário de funcionamento foi definido com base nas horas disponíveis anualmente, com desconto de 10% para paradas programadas, manutenção, limpeza e reprocessamento em caso de falhas técnicas ou operacionais (Fiori, 2022).

4.4.1 Planta Piloto

A proposição do processo da planta-piloto para a produção de bioetanol de segunda geração foi desenvolvido em três etapas, baseadas no método de Borschiver (2019), com adaptações: 1ª) concepção do projeto, 2ª) projeto básico e 3ª) projeto executivo. Na concepção do projeto, foram identificados os equipamentos necessários para o processo de produção desejado. Enquanto na etapa do projeto básico foram estabelecidos os parâmetros e dados técnicos essenciais para os equipamentos e insumos envolvidos. E no projeto executivo, foi desenvolvido o fluxograma detalhado do processo produtivo.

4.4.2 Viabilidade Técnica e Econômica

Para analisar a viabilidade técnica da planta piloto, foi adotada uma abordagem abrangente que incluiu a análise dos dados experimentais coletados.

Versão Final Homologada
01/09/2025 16:37

Isso envolveu o dimensionamento dos equipamentos, a realização de balanços de massa detalhados e a implementação de instrumentação adequada. Além disso, foi verificada a disponibilidade dos insumos essenciais, como a biomassa lignocelulósica (casca de arroz), e avaliadas alternativas caso ocorram escassez ou necessidade de substituição de insumos. A avaliação da viabilidade econômica foi realizada utilizando o método do lucro do empreendimento (Equação 1), baseado no conceito de *Venture Profit* (Perlingeiro, 2005).

O lucro do empreendimento está intrinsecamente ligado aos custos das matérias-primas, às despesas com utilidades (como energia, vapor de aquecimento e água de resfriamento) e aos investimentos necessários para a aquisição de equipamentos e o início da produção. Estes investimentos incluem custos associados à contratação de mão de obra e ao capital de giro.

Os custos de investimento em equipamentos foram estimados utilizando dados do ano 2014 da plataforma *Matches* e outros recursos, atualizados para o ano mais recente com o Índice CEPCI (*Chemical Engineering Plant Cost Inde*) (CEPCI, 2014). Uma análise de mercado em janeiro de 2024 foi realizada para os custos das matérias-primas, e os custos com utilidades foram estimados por balanços de massa. A receita da planta-piloto foi determinada pela venda anual do produto, considerando o ponto de equilíbrio para estabelecer o valor de venda inicial. O custo total do empreendimento foi calculado utilizando correlações, encerrando a análise da viabilidade econômica com considerações sobre depreciação, lucro bruto, taxa de retorno sobre o investimento, imposto de renda, compensação pelo risco e lucratividade.

Versão Final Homologada
01/09/2025 16:37

5 RESULTADOS E DISCUSSÃO

Neste capítulo serão apresentados os resultados do processo de obtenção de bioetanol de segunda geração da casca de arroz, projeção de escala, viabilidade técnica e econômica.

5.1 PRODUÇÃO DO BIOETANOL A PARTIR DA CASCA DE ARROZ

Nesta seção são apresentados os resultados das etapas de hidrólise básica, hidrólise ácida, fermentação e destilação, do processo de produção de bioetanol a partir da casca de arroz.

5.1.1 Hidrólise Básica

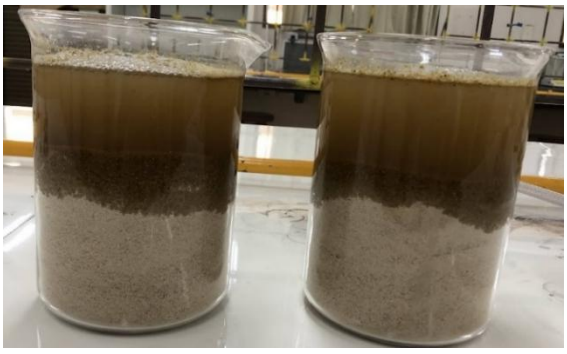
As amostras submetidas a etapa de hidrólise básica com NaOH 1%(p/v), são apresentadas na Figura 11, logo após a adição da solução à casca peneirada (a) sem a homogeneização da mistura e (b) após o processo de autoclavagem a 121°C, 5 atm, durante 20 minutos.

Conforme observado por Nikzad et al. (2013), o pré-tratamento com NaOH 1% (p/v) a 121ºC e 5 atm promove um aumento da área superficial interna da biomassa lignocelulósica e também atua na ruptura da estrutura da lignina. Ademais, Alonso et al. (2015) afirma que, como resultado do aumento significativo no pH durante a hidrólise, pode ocorrer o fenômeno de hidratação básica, no qual íons hidróxido produzidos, reagem com os grupos funcionais dos componentes da casca do arroz, como a celulose, rompendo ligações e gerando produtos de hidrólise. Então, para evitar a hidratação básica, foi realizada a lavagem da biomassa, com água destilada, para neutralizar o pH. A Tabela 5 mostra o valor do pH das amostras após a lavagem. Para a neutralização das amostras submetidas à hidrólise básica, foi necessário realizar a repetição da lavação por 8 vezes, até obter pH próximo a 7,0. Para facilitar a visualização do comportamento do pH da

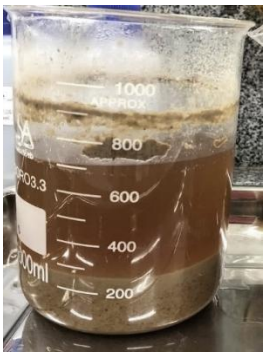
Versão Final Homologada
01/09/2025 16:37

biomassa lignocelulósica de casca de arroz em função da lavagem com água destilada, os dados da Tabela 5 foram plotados no Gráfico 1.

Figura 11 - Etapa de hidrólise básica



(a) Casca de arroz com NaOH 1% sem homogeneizar.



(b) Casca de arroz após a hidrólise básica.

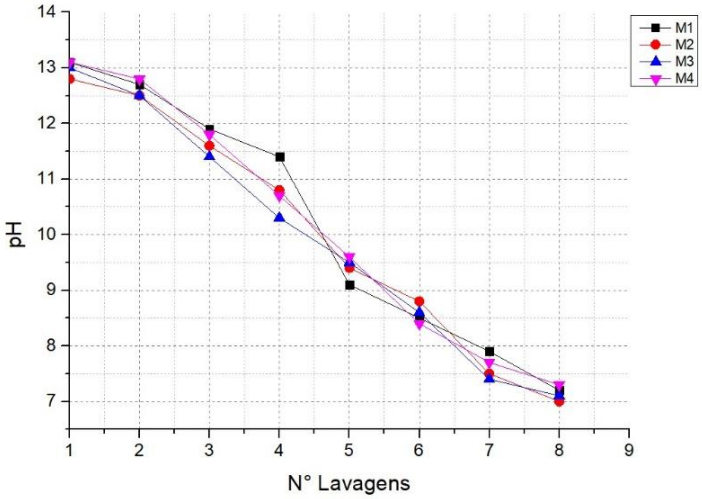
Fonte: a autora, 2024.

Tabela 5 - Valores de pH das amostras após lavagem com água destilada

Lavagem	M1	M2	M3	M4	Média	Desvio Padrão
1	13,1	12,8	13,0	13,1	13,0	0,1
2	12,7	12,5	12,5	12,8	12,6	0,2
3	11,9	11,6	11,4	11,8	11,7	0,2
4	11,4	10,8	10,3	10,7	10,8	0,5
5	9,1	9,4	9,5	9,6	9,4	0,2
6	8,5	8,8	8,6	8,4	8,6	0,8
7	7,9	7,5	7,4	7,7	7,6	0,2
8	7,2	7,0	7,1	7,3	7,2	0,1

Fonte: a autora,2024

Gráfico 1 - Comportamento do pH em função da lavagem com água destilada



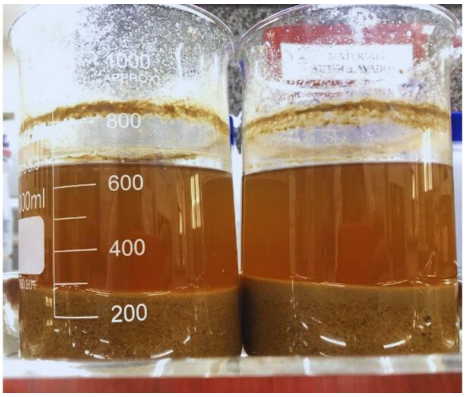
Fonte: a autora, 2024.

Versão Final Homologada
01/09/2025 16:37

5.1.2 Hidrólise Ácida

A aparência da biomassa lignocelulósica após a hidrólise ácida com H_2SO_4 0,05 M a 1% (p/v), a 121°C, 5 atm, durante 20 minutos, é apresentada na Figura 12. Ao comparar a aparência da Figura 12 com a aparência da biomassa lignocelulósica após a hidrólise básica (Figura 11 (b)), nota-se que o produto da hidrólise básica apresenta coloração mais escura em relação ao hidrolisado ácido. Esse resultado pode ser atribuído a presença de maior quantidade de açúcares fermentáveis após a etapa da hidrólise ácida (MOSCON, 2014).

Figura 12 - Biomassa após a Hidrólise Ácida



Fonte: a autora, 2024.

Após a hidrólise ácida também foi realizado o processo de lavagem da biomassa, com água destilada, até pH neutro. As amostras foram lavadas 8 vezes, alcançando pH 6,3, conforme mostram os resultados na Tabela 6. O comportamento do pH das amostras em função do número de lavagens após o processo de hidrólise ácida são apresentados no Gráfico 2. Como a etapa seguinte será a fermentação, Dagnino et al. (2014) afirmam que o pH próximo da neutralidade e uma condição essencial para otimizar o processo. Considerando que a faixa ótima para a fermentação, inicia a partir de pH 6,0, a lavagem da biomassa foi realizada até ser atingido um pH médio de 6,3. Por isso, o processo de neutralização é importante para evitar que as leveduras, tenham seu crescimento e atividade metabólica inibidas, resultando em uma baixa produção de álcool durante o processo de fermentação.

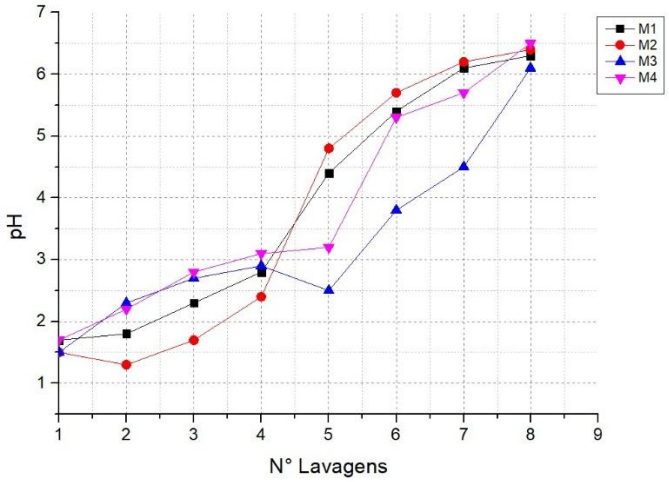
Versão Final Homologada
01/09/2025 16:37

Tabela 6 - Valores de pH das amostras após lavagem com água destilada

Lavagem	M1	M2	M3	M4	Média	Desvio Padrão
1	1,7	1,5	1,5	1,7	1,6	0,1
2	1,8	1,3	2,3	2,2	1,8	0,5
3	2,3	1,7	2,7	2,8	2,2	0,5
4	2,8	2,4	2,9	3,1	2,7	0,3
5	4,4	4,8	2,5	3,2	3,9	1,1
6	5,4	5,7	3,8	5,3	4,9	0,9
7	6,1	6,2	4,5	5,7	5,6	0,7
8	6,3	6,4	6,1	6,5	6,3	0,2

Fonte: a autora, 2024.

Gráfico 2 - Comportamento do pH em função da lavagem com água destilada



Fonte: a autora,2024.

5.1.3 Fermentação e Destilação

Quando a celulose é transformada em solução açucarada, ela é submetida a um processo de fermentação, para converter açúcares em etanol pela ação de microrganismos. Esta transformação é resultado de uma sequência complexa de reações, que pode ser representada de forma simplificada como:

$$C_6H_{12}O_6 \rightarrow 2C_2H_5OH + 2CO_2$$

Versão Final Homologada
01/09/2025 16:37

Nesta equação estequiométrica, observa-se que 1 mol de glicose ($C_6H_{12}O_6$), que é a principal fonte de carbono para as leveduras (geralmente *Saccharomyces cerevisiae*), produzirá 2 moles de etanol (C_2H_5OH) e 2 moles de dióxido de carbono (CO_2). Entretanto, para a conversão de glicose em etanol, a partir da celulose presente na casca de arroz, é necessário um pré-tratamento da biomassa para disponibilizar a glicose. Trujillo-Ramírez et al. (2021) destacam que o êxito da fermentação na produção de bioetanol tem sido atribuído à eficácia dos pré-tratamentos aplicados na casca do arroz. Tanto o pré-tratamento ácido quanto o alcalino têm se mostrado altamente eficientes, modificando a estrutura do substrato e tornando os substratos fermentáveis mais acessíveis às células de levedura. Essa eficiência otimizada resultou em rendimento médio de bioetanol em torno de 80%. Esse rendimento confirma a eficácia dos pré-tratamentos, promovendo a disponibilização de substratos fermentáveis, o que favorece a etapa da fermentação (Trujillo-Ramírez *et al.* 2021).

Após a fermentação alcoólica, o líquido resultante, conhecido como mosto fermentado, foi submetido ao processo de destilação. A Tabela 7 mostra a evolução da temperatura com o tempo, durante o processo de destilação. Observa-se que o início da evaporação do álcool aconteceu a partir de 15 minutos, para as amostras M3 e M4 e a partir de 16 minutos para as amostras M1 e M2. O Gráfico 3 mostra a temperatura e o tempo no qual iniciou a destilação das amostras. As temperaturas de evaporação observadas para as amostras M1, M2, M3 e M4 foram, respectivamente 95,6°C; 94,2°C; 92,5°C e 93,5°C.

O volume de bioetanol obtido na destilação das amostras é apresentado na Tabela 8 e o Gráfico 4 apresenta o rendimento do bioetanol após a destilação. A produção do etanol a partir da casca de arroz submetido aos pré-tratamento de hidrólise básica seguida de hidrólise ácida alcançou rendimentos entre 79 e 81%. Azevedo (2015) alcançou um rendimento de 81,57% na produção de etanol a partir da casca de arroz, utilizando hidrólise ácida para a conversão dos polissacarídeos em açúcares fermentescíveis, seguida da etapa subsequente, fermentação alcoólica conduzida pela levedura *Saccharomyces cerevisiae*.

Versão Final Homologada
01/09/2025 16:37

Tabela 7 - Temperatura de destilação em função do tempo

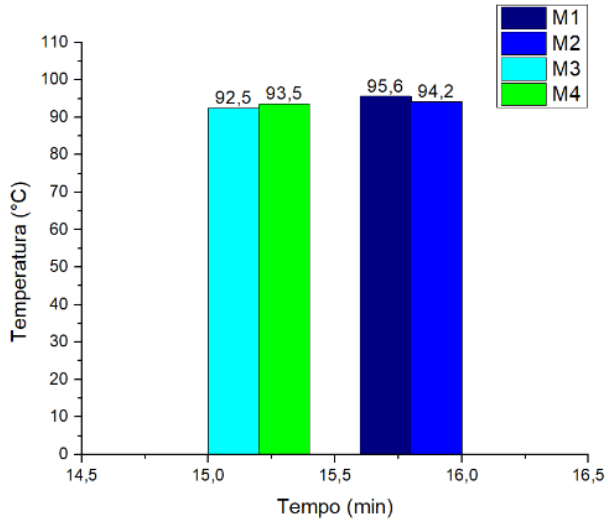
Tempo (min)	Temperatura °C				Média	Desvio Padrão
	M1	M2	M3	M4		
1	24,5	25,1	25,2	24,5	24,8	0,38
2	26,5	25,2	25,2	25,5	25,6	0,62
3	26,5	25,2	25,2	26,5	25,8	0,75
4	26,5	26,2	26,2	27,1	26,5	0,42
5	28,8	26,3	26,3	28,8	27,5	1,44
6	30,1	30,6	31,6	30,1	30,6	0,71
7	30,1	31,6	31,6	32,1	31,3	0,87
8	33,7	37,2	38,2	33,7	35,7	2,35
9	34,6	42,4	42,2	34,6	38,4	4,45
10	36,3	51,1	51,1	36,3	43,7	8,54
11	42,5	55,4	55,4	42,5	48,9	7,45
12	56,2	67,2	67,2	54,2	61,2	6,98
13	70,1	72,2	72,2	69,1	70,9	1,56
14	85,9	84,5	84,5	85,9	85,2	0,81
15	93,5	92,7	92,5	93,5	93,0	0,53
16	95,6	94,2	99,2	95,6	96,1	2,14
17	99,7	99,2	99,2	98,7	99,2	0,41
18	99,9	99,2	99,2	99,9	99,5	0,40
19	100,5	101,1	99,2	100,5	100,3	0,80
20	103,3	101,3	100,5	101,3	101,6	1,19
21	103,3	101,3	101,1	106,3	103,0	2,41
22	103,3	101,3	102,3	106,3	103,3	2,16
23	103,3	101,3	102,3	106,3	103,3	2,16
24	103,3	101,3	102,3	106,3	103,3	2,16
25	103,3	101,3	104,5	106,3	103,8	2,10
26	103,3	101,3	104,5	106,3	103,8	2,10
27	103,3	101,3	104,5	106,3	103,8	2,10
28	103,3	101,3	105,8	106,3	104,2	2,32
29	103,3	105,7	105,8	106,3	105,3	1,34
30	103,3	105,7	105,8	106,3	105,3	1,34

Fonte: a autora,2024.

As condições ambientais podem influenciar diretamente na eficiência da conversão, conforme observado por Resende et al. (2017). Este aspecto é particularmente relevante na configuração SHF (*Separate Hydrolysis and Fermentation*), cuja principal vantagem reside na possibilidade de otimizar separadamente o pH e a temperatura de cada etapa. Desta forma, é possível operar tanto a hidrólise quanto a fermentação em condições ideais, favorecendo a eficiência do processo.

Versão Final Homologada
01/09/2025 16:37

Gráfico 3 - Temperatura e tempo necessário para iniciar a evaporação do álcool



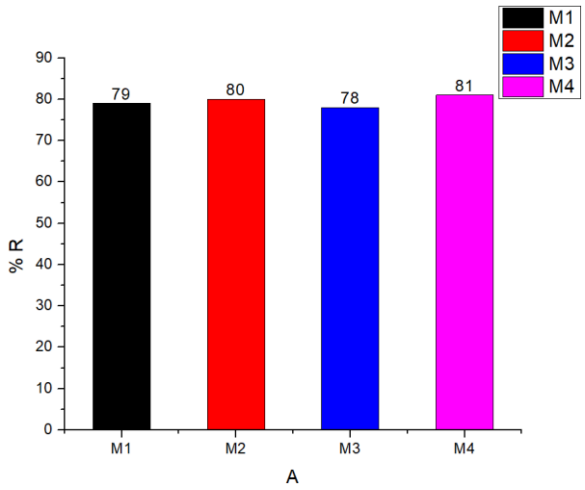
Fonte: a autora, 2024.

Tabela 8 - Volume do bioetanol de segunda geração obtido após a destilação

Volume de etanol obtido (mL)				Média	Desvio Padrão
M1	M2	M3	M4		
177,0	175,0	173,0	178,0	175,7	2,21

Fonte: a autora,2024.

Gráfico 4 - Rendimento do bioetanol de segunda geração após a destilação



Fonte: a autora, 2024.

O teor alcoólico do bioetanol foi avaliado a partir da densidade do álcool, e a Tabela 9 apresenta as densidades das amostras analisadas, bem como a densidade média e o desvio padrão. A partir do valor da densidade média do

Versão Final Homologada
01/09/2025 16:37

bioetanol produzido, a graduação alcoólica foi determinada utilizando a Tabela Alcoolmétrica da ABNT NBR 5992 – Etanol combustível – Determinação da massa específica e do teor alcoólico por densímetro de vidro. Os resultados para a massa específica e o grau alcoólico do bioetanol estão dispostos na Tabela 10. Analisando esta informação no Tabela 9, para a temperatura e densidade média, tem-se grau alcoólico de 90,4% m/m, grau alcoólico de 93,56% v/v 20 °C e fator de correção volume 20 °C 1,0048. Considerando que o grau alcoólico (% m/m ou % v/v a 20 °C) é essencial para caracterizar e controlar soluções alcoólicas, garantindo segurança, qualidade e conformidade com as regulamentações.

Tabela 9 - Densidade das amostras analisadas

Amostra	T (°C)	Densidade (g/cm^3)	Densidade (kg/m^3)
M1	15,7	0,82500	825,00
M2	15,3	0,81576	815,76
M3	14,7	0,81824	818,24
M4	15,4	0,82368	823,68
Média	15,3	0,82067	820,67
Desvio Padrão	0,5	0,00058	3,42

Fonte: a autora, 2024.

Tabela 10 - Massa específica e grau alcoólico de bioetanol

Temperatura (°C)	Massa específica lida (kg/m^3)	Grau alcoólico (% m/m)	Massa específica (kg/m^3 a 20 °C)	Grau alcoólico (% v/v 20 °C)	Fator de correção volume 20 °C
15,0	816,81	92,00	812,49	94,71	1,0051
15,5	816,38	92,00	812,49	94,71	1,0046
16,0	815,95	92,00	812,49	94,71	1,0041

Fonte: ABNT, 2024.

5.2 ESCALONAMENTO

Para o projeto da planta piloto de produção de bioetanol de segunda geração a partir da casca de arroz, foram utilizados os dados experimentais considerando a rota tecnológica que inclui as etapas da hidrólise, básica e ácida, e posterior fermentação. A partir da análise detalhada dos procedimentos operacionais e da otimização dos parâmetros de produção, foi

Versão Final Homologada
01/09/2025 16:37

possível identificar potenciais melhorias para aumentar a eficiência e reduzir os custos do processo.

Os resultados demonstraram robustez do processo, destacando sua versatilidade para processar matérias-primas lignocelulósica, como a casca de arroz, e a capacidade de gerar um produto de alta qualidade. Algumas limitações foram identificadas, como a necessidade de investimentos adicionais em infraestrutura e tecnologia para atingir uma produção em larga escala.

Para escalonamento da planta piloto foi necessário a definição do processo utilizado dentre outros parâmetros, que são apresentados a seguir nesta seção como: diagrama de blocos; fluxograma do processo, balanço de massa e energia, fator de produção; capacidade produtiva; dimensionamento de equipamentos, bombas e tubulações.

5.2.1 Diagrama De Blocos

As etapas do processo de produção de bioetanol de segunda geração, a partir da casca de arroz, estão representadas no diagrama de blocos da Figura 13.

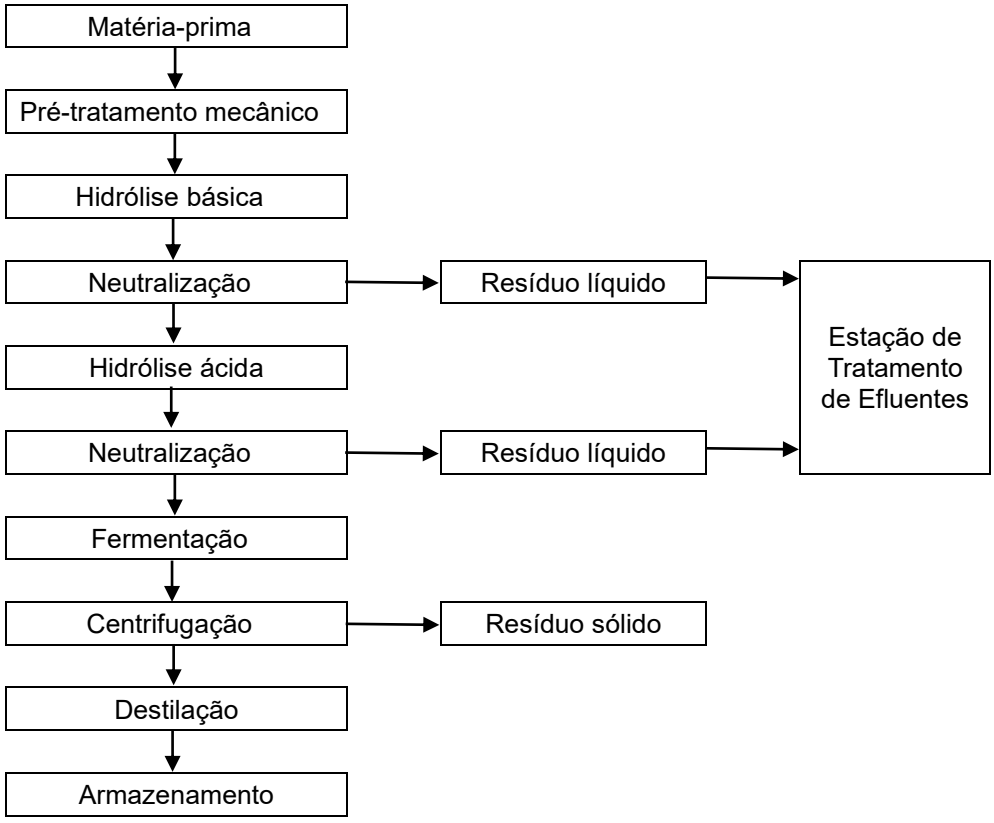
Considerando o volume de 710 mL de bioetanol obtido no processo de produção em escala laboratorial, a partir de 250 g de casca de arroz, estima-se que para 1 tonelada processada será obtido aproximadamente 2.840 litros.

O processo utilizado consistiu em 5 etapas, sendo a primeira um pré-tratamento mecânico, para redução do tamanho da biomassa, favorecendo o acesso dos reagentes à celulose, hemicelulose e lignina que compõe a biomassa lignocelulósica. A segunda etapa foi a hidrólise básica, com NaOH 1% (p/v) para liberar os açúcares fermentáveis. Devido ao pH da biomassa permanecer alcalino foi necessário o processo de neutralização. A terceira etapa foi a hidrólise ácida, utiliza o H_2SO_4 1% (p/v) para converter os polissacarídeos em açúcares simples. Devido ao pH ácido, também foi necessário o processo de neutralização. A quarta etapa foi a fermentação alcoólica, processo em batelada, utilizando as leveduras *Saccharomyces cerevisiae*. A separação da fase sólida da líquida será realizada

Versão Final Homologada
01/09/2025 16:37

por centrifugação (quinta etapa), e fase líquida foi encaminhada para a sexta etapa de destilação. E o álcool obtido foi armazenado.

Figura 13 - Diagrama de blocos



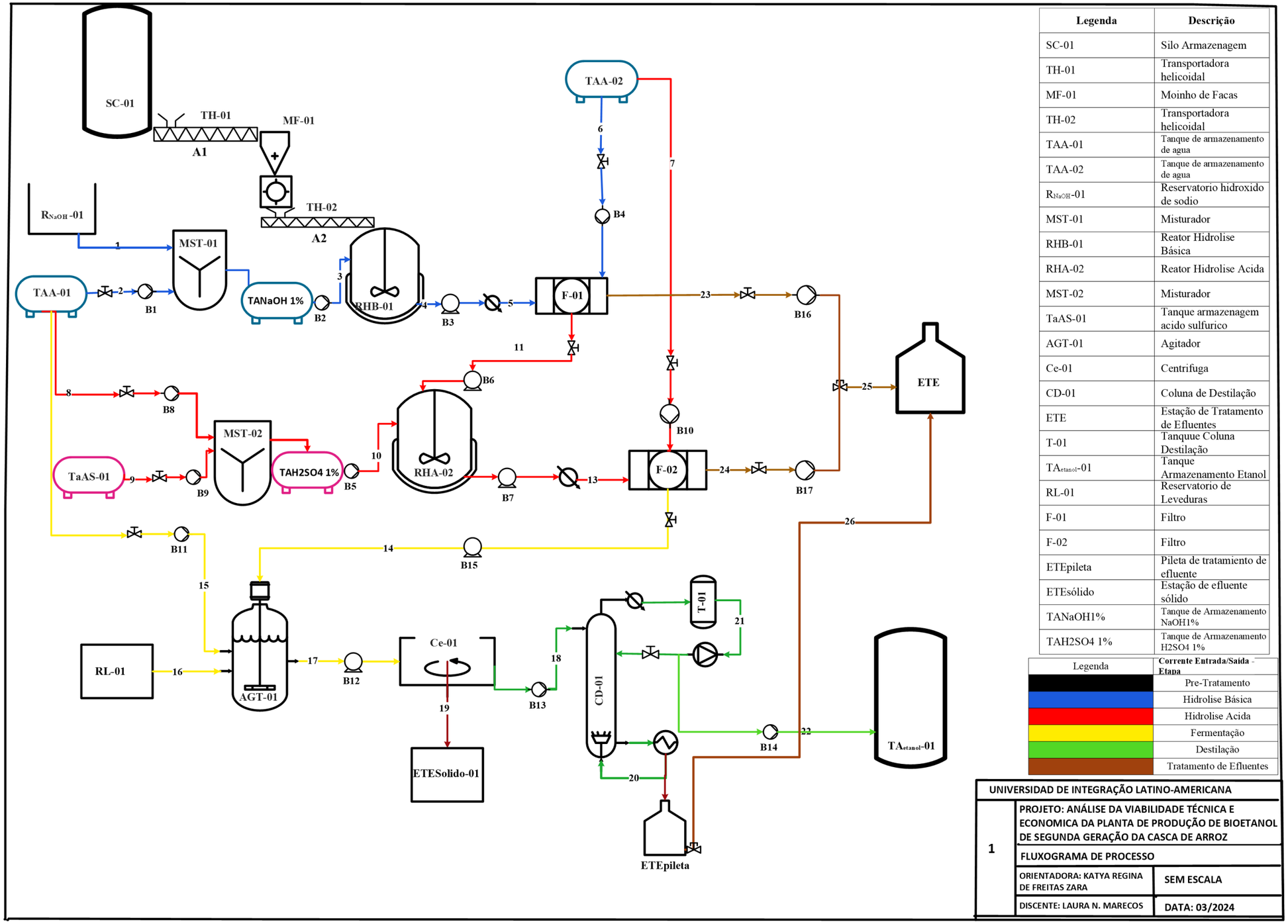
Fonte: a autora, 2024.

5.2.2 Fluxograma De processo

Para a produção de bioetanol de segunda geração da casca de arroz foi considerado o fluxograma do processo representado pela Figura 14.

Versão Final Homologada
01/09/2025 16:37

Figura 14 - Fluxograma de processo de produção de bioetanol de segunda geração da casca de arroz



Legenda	Descrição
SC-01	Silo Armazenagem
TH-01	Transportadora helicoidal
MF-01	Moinho de Facas
TH-02	Transportadora helicoidal
TAA-01	Tanque de armazenamento de agua
TAA-02	Tanque de armazenamento de agua
R_{NaOH}-01	Reservatorio hidroxido de sodio
MST-01	Misturador
RHB-01	Reator Hidrolise Básica
RHA-02	Reator Hidrolise Acida
MST-02	Misturador
TaAS-01	Tanque armazenagem acido sulfurico
AGT-01	Agitador
Ce-01	Centrifuga
CD-01	Coluna de Destilação
ETE	Estação de Tratamento de Efluentes
T-01	Tanquue Coluna Destilação
TA_{etanol}-01	Tanque Armazenamento Etanol
RL-01	Reservatorio de Leveduras
F-01	Filtro
F-02	Filtro
ETEpileta	Pileta de tratamiento de efluente
ETEsólido	Estação de efluente sólido
TANaOH1%	Tanque de Armazenamento NaOH1%
TAH2SO4 1%	Tanque de Armazenamento H2SO4 1%

Legenda	Corrente Entrada/Saida - Etapa
	Pre-Tratamento
	Hidrolise Básica
	Hidrolise Acida
	Fermentação
	Destilação
	Tratamento de Efluentes

UNIVERSIDAD DE INTEGRAÇÃO LATINO-AMERICANA		
1	PROJETO: ANÁLISE DA VIABILIDADE TÉCNICA E ECONOMICA DA PLANTA DE PRODUÇÃO DE BIOETANOL DE SEGUNDA GERAÇÃO DA CASCA DE ARROZ	
	FLUXOGRAMA DE PROCESSO	
	ORIENTADORA: KATYA REGINA DE FREITAS ZARA	SEM ESCALA
	DISCENTE: LAURA N. MARECOS	DATA: 03/2024

Fonte: a autora, 2024

Versão Final Homologada
01/09/2025 16:37

5.2.3 Balanço De Massa E Energia

A avaliação da quantidade de matéria envolvida no processo desempenha um papel fundamental na produção de bioetanol a partir da casca de arroz, pois proporciona uma compreensão detalhada dos fluxos dos materiais em cada uma das etapas do procedimento.

Na Tabela 11 são apresentados os resultados do balanço de massa das seis etapas e do tratamento de efluentes, garantindo que os resíduos líquidos e sólidos gerados durante o processo sejam adequadamente tratados para minimizar o impacto ambiental. Os dados da tabela identificam as variáveis de processo com as suas respectivas correntes, identificadas no fluxograma do processo, sendo todos os cálculos realizados considerando operação em batelada.

Os cálculos do balanço de energia foram realizados para todos os equipamentos que demandam transferência de calor na sua operação, sendo esses: trocadores de calor e reatores encamisados (Tabela 12). Os cálculos detalhados são mostrados no APÊNDICE A – MEMORIAL DE CÁLCULO: BALANÇO DE MASSA E ENERGIA.

5.2.4 Fator De Produção E Capacidade Produtiva

O Fator de Operação (FO) foi definido considerando um período de 365 dias, com jornada diária de 24 horas. Assim, o FO teórico foi calculado como 8.760 horas anuais. Entretanto, considerando uma margem de desconto de aproximadamente 10% para paradas programadas e de manutenção, como paradas para limpeza e higienização dos equipamentos e possíveis necessidades de reprocesso, o FO real foi estimado em 7.884 horas por ano. Considerando a duração de uma batelada como 59 horas e estimando que durante a semana serão produzidas 3 bateladas, foi realizada uma estimativa com base no FO disponível, de um total de 125 bateladas por ano, correspondendo a uma utilização de aproximadamente 7.375 horas anuais de operação efetiva.

Versão Final Homologada
01/09/2025 16:37

Tabela 11 - Dados do processo definidos por balanço de massa

Operação	Corrente	Variáveis	Unidade $\left[\frac{kg}{batelada}\right]$
Tratamento mecânico	A1 – A2	M_{CA} M_{CAT}	2.715,00
		M_{C1}	2.172,00
		M_{C2}	543,00
Hidrólise básica	1	M_{NaOH}	10.715,40
	2	M_{H2O}	10.860,00
	3	$M_{NaOH1\%}$	10.860.00
	4	M_{solub}	1.045,14
	5	$M_{sólido\ rem}$	1.043,24
	6	M_{H2O}	24.326,40
	8	M_{H2O}	869,98
	9	M_{H2SO4}	4,75
	10	$M_{H2SO4\ 1\%}$	9.559,65
Hidrólise ácida	11	M_{FHB}	25.369,64
	12	M_{HA}	34.929,29
	13	M_{HAC}	18.442,88
		M_{HAl}	9.496,56
		M_{HAcin}	6.985,86
		M_{HAH}	0,00
Fermentação	7	M_{H2O}	39.120,80
	14	M_{N14}	74.050,09
	15	M_{H2O}	29.600,00
	16	$M_{levedura}$	296,00
	17	M_{FA}	370.546,45
		M_{H2O}	332.380,16
		M_G	370,54
		M_X	370,54
		M_E	36.684,09
Destilação	18	$M_{FAsólido}$	74.109,29
	19	$M_{FAlíquido}$	296.437,16
	20	M_{TDH2O}	120.057,00
		$M_{TDetanol}$	174.897,92
	21	$M_{etanol\ 92\%}$	160.906,09
		M_{H2O}	13.991,83
	22	$M_{etanol\ 92\%}$	17.038,50
Tratamento de efluentes	23	M_{ELHB}	24.326,40
	24	M_{ELHA}	39.929,29
	25	M_{EL}	64.255,69

Fonte: a autora, 2024.

Tabela 12 - Resultados do balanço de energia

Equipamentos	Processo	Q (kJ)
Reator encamisado	Hidrólise básica	29.225,36
	Hidrólise ácida	37.841,83
Trocador de calor	Básico	41.915,14
	Ácido	83.883,94

Fonte: a autora, 2024.

Versão Final Homologada
01/09/2025 16:37

Considerando a implantação da indústria no Paraguai, a jornada diária de trabalho deve estar aderente a Lei N° 213/93. Desse modo, a jornada diária máxima de trabalho será de oito horas por dia ou quarenta e oito horas semanais, para tarefas normais e permanentes no local de trabalho. Assim, foi definido o processo operacional da planta para três turnos diários. Os dados da capacidade produtiva estão descritos na Tabela 13, e os cálculos detalhados são mostrados no APÊNDICE B – MEMORIAL DE CÁLCULO: FATOR DE OPERAÇÃO E CAPACIDADE PRODUTIVA.

Tabela 13 - Capacidade produtiva para produção de bioetanol de 2ª geração

Capacidade	Valores	Unidade
Batelada	17.088,50	L/batelada
Semanal	51.265,50	L/semanal
Mensal	295.062,00	L/mês
Anual	2.460.744,00	L/ano

Fonte: a autora, 2024.

5.2.5 Dimensionamento De Equipamentos, Bombas E Tubulações

Os principais equipamentos necessários para a unidade de processamento do bioetanol de segunda geração a partir da casca de arroz, considerando as etapas do processo (Figura 13), foram definidos com base em suas funções e em critérios operacionais. Compõem os equipamentos para a unidade de processo, transportador helicoidal, moinho de facas, tanque de polipropileno, reator CSTR semi-contínuo encamisado, filtro rotativo, centrífuga decanter e torre de destilação. A relação dos equipamentos está descrita na Tabela 14.

Os cálculos para o dimensionamento dos equipamentos são apresentados no APÊNDICE C – MEMORIAL DE CÁLCULO: DIMENSIONAMENTO DE EQUIPAMENTOS; das tubulações para cada uma das correntes com seus respectivos comprimentos, vazão, velocidade, diâmetro e velocidade real no APÊNDICE D - MEMORIAL DE CÁLCULO: DIMENSIONAMENTO DE TUBULAÇÕES; da perda de carga nas tubulações, curvas e acessórios no APÊNDICE E - MEMORIAL DE CÁLCULO: PERDA DE CARGA; para o dimensionamento das bombas no APÊNDICE F - MEMORIAL DE CÁLCULO:

Versão Final Homologada
01/09/2025 16:37

DIMENSIONAMENTO BOMBAS; o fluxograma de tubulação e instrumentação (T+I) no APÊNDICE G – FLUXOGRAMA DE TUBULAÇÃO E INSTRUMENTAÇÃO (T+I); a especificação técnica dos equipamentos dimensionados no APÊNDICE I - FICHA DE ESPECIFICAÇÃO TÉCNICA e a distribuição dos equipamentos na planta industrial no APÊNDICE J – LAYOUT.

Tabela 14 - Operação e equipamentos requeridos

Operação	Equipamento	Marca	TAG
Transporte da matéria-prima	Transportadora helicoidal	Becker	TH-01, TH-02
Moagem da matéria-prima	Moinho de faca/martelo	SYNERTECH SAS	MF-01
Diluição hidróxido de sódio	Tanque com agitação	Envapar	MST-01, TAA-01, RNaOH-01
Diluição ácido sulfúrico	Tanque com agitação	Envapar	MST-02, TAA-02, TaAS-04
Hidrólise básica	Reator encamisado	Nardeli Manutenção Industrial (PR)	RHB-01
Hidrólise ácida	Reator encamisado	Nardeli Manutenção Industrial (PR)	RHA-02
Filtragem	Filtro tambor rotativo	Woking	F-01, F-02
Fermentação	Reator fermentativo com agitação	Corsel (Tatuí-SP)	AGT-01
Separação líquido–sólido	Centrífuga decantadora horizontal	Praj engenharia	Ce-01
Destilação	Coluna de destilação	Praj engenharia	CD-01
Evaporação	Evaporador (tanque aquecido)	Praj engenharia	T-01

Fonte: a autora, 2024.

Para cada batelada, conforme balanço de massa (Tabela 11), são necessários 2.715 kg de casca de arroz. Inicialmente, esse material passa por um pré-tratamento mecânico, sendo triturado com o uso de um moinho de facas. Para encaminhar a casca até o moinho, foi considerado o uso de um transportador helicoidal com 3 metros de comprimento, 180 milímetros de diâmetro e com capacidade máxima de processamento de 5.000 kg/h. O equipamento será fornecido pela empresa SYNERTECH SAS, localizada na cidade de São Paulo – Brasil, portanto será necessário a importação do equipamento, pela empresa importadora Paraná, situada no departamento Alto Paraná, na cidade de Minga Guaçu. Neste processo, o transportador irá operar com uma vazão mássica de 50 kg/h. A Figura 15 mostra o transportador helicoidal que será utilizado.

Versão Final Homologada
01/09/2025 16:37

Figura 15 - Transportador helicoidal

Fonte: Synertech Sas, 2024.

Figura 16 - Moinho tipo facas martelo com peneira cilíndrica

Fonte: Mecamau, 2024.

O moinho selecionado para fragmentação da casca de arroz, com tamanho de partícula variando entre 0,5 mm e 0,20 mm, foi um moinho tipo facas martelo com peneira cilíndrica (Figura 16) equipado com sistema de corte a tambor, com 4 facas, em que o posicionamento das lâminas permite um resultado de moagem rápido e eficiente.

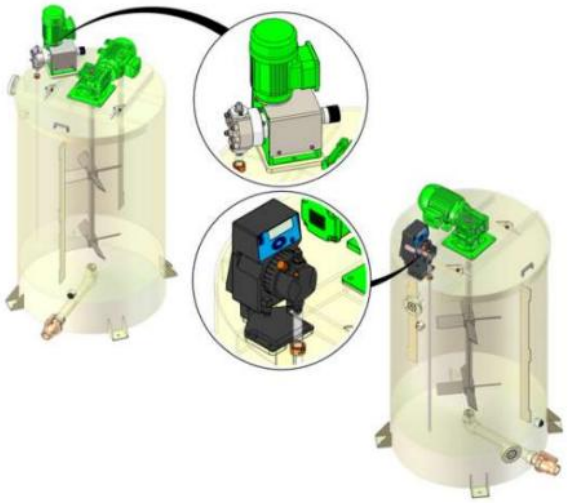
Após a fragmentação da casca de arroz, o material será submetido às etapas de hidrólise alcalina e hidrólise ácida. Um tanque de polipropileno, com hélices, apresentado na Figura 17, visa a homogeneização da solução de hidróxido de sódio 1% (p/v). De acordo com os cálculos de preparo de soluções, para uma vazão de 50 L/h de água, com uma concentração de 10 g/L de hidróxido de sódio a 1%, são necessários 0,51 kg/h de NaOH 98%. Portanto, o tanque terá uma capacidade de 56,46 m³, com diâmetro de 4,00 m e altura de 4,5 m, operando com 80% de seu volume total. Para garantir a segurança industrial, abaixo do tanque terá uma bacia de contenção de concreto impermeabilizada, com capacidade para 64,8 m³, seguindo as diretrizes da norma INTM (*Instituto Nacional de Tecnología, Normalización y Metrología*, em tradução livre, Instituto de Normas Tecnológicas e Metrologia) do Paraguai.

Na hidrólise ácida, um tanque de aço inox será utilizado com o objetivo de abastecer o processo de pré-tratamento com ácido sulfúrico a 1% (m/m) (Figura 18). Serão necessários 0,273 L/h de ácido concentrado e 50 L/h de água para a diluição, resultando em uma solução preparada a uma taxa de aproximadamente 1,2

Versão Final Homologada
01/09/2025 16:37

minutos por litro (HSU et al., 2009). O tanque terá uma capacidade de 56,46 m³, com diâmetro de 4,00 m e altura de 4,5 m, operando com 80% de seu volume total. Para garantir a segurança, uma bacia de contenção de concreto impermeabilizada, com capacidade para 64,8 m³, será instalada ao redor do reservatório, seguindo as diretrizes da norma da INTM.

Figura 17 - Tanque de diluição de hidróxido de sódio



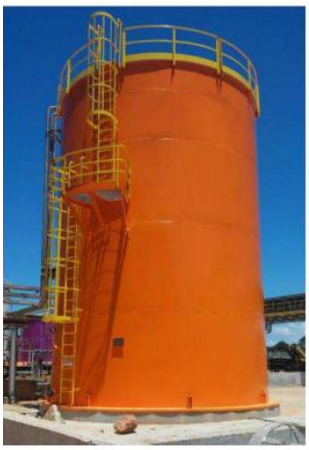
Fonte: Tecnologia, 2024.

As etapas do pré-tratamento, com hidrólise básica e ácida, serão realizadas em batelada, utilizando um reator CSTR semi-contínuo encamisado, como o da Figura 19. O reator CSTR será fabricado em aço inox pela empresa Nardeli Manutenção Industrial, localizada em Ponta Grossa, PR, e será importado pela Transportadora Paraná. O reator utilizado na hidrólise básica terá capacidade de 2,5 m³ (1,5 m de diâmetro e 2,5 m de altura), operando a 80% de sua capacidade. Enquanto, o pré-tratamento com hidrólise ácida será realizada em reator com capacidade para 2 m³, com 1,4 m de diâmetro e 2,2 m de altura, operando com 80% de seu volume total por medida de segurança.

A separação dos sólidos da casca de arroz, acontecerá no filtro de tambor rotativo a vácuo contínuo (Figura 20), com capacidade para 44.100 kg/h, suas dimensões são 4,27 m de comprimento, 2,54 m de largura e 2,49 m de altura, da marca Woking, adquirido no Alibaba e importado pela Transportadora Paraná.

Versão Final Homologada
01/09/2025 16:37

Figura 18 - Tanque de diluição de ácido sulfúrico



Fonte: Tecnologia, 2024

Figura 19 - Reator CSTR encamisado

Fonte: Nardeli, 2024.

Para a fermentação foi considerado o uso de fermentadores com agitação, com hélices de potência igual a 13,60 W. O volume do tanque de fermentação foi definido como 5,41 m^3, considerando sua operação com 80% do volume útil, com 2,37 m de diâmetro e 3 m de altura. Para atender o volume estimado, optou-se por utilizar 2 reatores de Inox 303, com capacidade de 3.000 L (Figura 21), da empresa Corsel, localizada em Tatuí, estado de São Paulo, Brasil, e importado pela Transportadora Paraná.

Figura 20 - Filtro de tambor rotativo

Fonte: Nardell, 2024.

Figura 21 - Fermentador com agitação

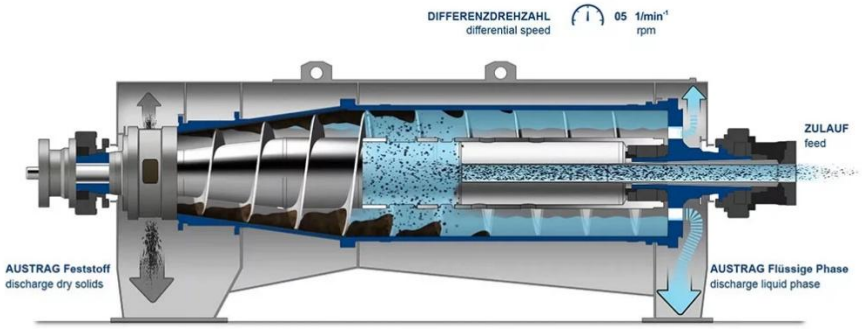
Fonte: Nardeli, 2024.

A separação dos sólidos presentes no mosto será realizada por uma centrífuga decantador (Figura 22), com capacidade máxima de 19 ton/h, altura de 2,25

Versão Final Homologada
01/09/2025 16:37

m, comprimento de 8,67 m e largura de 2,04 m. O equipamento será fornecido pela empresa AlfaLaval localizada em Jardim Santo Elias, do estado de São Paulo, Brasil e importado pela Transportadora Paraná.

Figura 22 - Centrifuga para separação de sólido e líquidos



Fonte: Afalaval, 2024.

A destilação do etanol ocorrerá na torre de destilação (Figura 23), com uma vazão de alimentação de 5.202 kg/h a 95 ºC, produzindo uma corrente de destilado de 2.506 kg/h. Com base nos parâmetros da Tabela C5 (APÊNDICE C – MEMORIAL DE CÁLCULOS: DIMENSIONAMENTO DOS EQUIPAMENTOS), a coluna possui uma relação de refluxo de 2,5 e um diâmetro de prato de 0,152 m. O número de estágios teóricos é 9, enquanto o número de estágios reais é aproximadamente 10, com uma altura total da coluna de 5,882 metros. A coluna será adquirida pela empresa Sulzer, localizada em Distrito industrial Jundiaí – São Paulo Brasil e será importada pela transportadora Paraná.

O sistema de tubulação utilizado na planta de produção de bioetanol é composto por tubos de aço inoxidável. O dimensionamento foi realizado com base no método das velocidades máximas recomendadas, sendo 2,5 m/s para líquidos e 25 m/s para vapor (Fochi *et al*., 2021). Por meio das vazões específicas de cada segmento e das velocidades máximas estipuladas, determinou-se o diâmetro nominal comercial apropriado para cada segmento, assim como a velocidade real do fluxo. As características das correntes líquidas foram consideradas equivalentes às da água. Os diâmetros comerciais das tubulações foram selecionados a partir do trabalho de Fochi et al. (2021). Os tubos serão fornecidos pela empresa MV ACEROS S.A, localizada na cidade de Guarambaré, departamento Central a 25 km da empresa Paciva S.A. Foi estimado um comprimento total de 152,93 m.

Versão Final Homologada
01/09/2025 16:37

Figura 23 - Coluna de destilação

Fonte: [s.d]

Com base nas tubulações dimensionadas e na perda de carga calculada, dimensionou-se as bombas. Ao longo da planta são utilizadas 16 bombas com potência variando entre 1/4 e 6 cv. O cálculo de perda de carga nas tubulações engloba a perda de carga causada pelo comprimento dos canos e pelos acessórios, e foi realizado de acordo com o diâmetro, comprimento das tubulações e a quantidade de acessórios contidos nas mesmas. Os acessórios foram estabelecidos por meio da verificação de cada trecho de tubulação, analisando-se quais os tipos de acessórios necessários, considerando bifurcações e curvas.

5.2.6 *Time Sheet*

Na etapa de dimensionamento dos equipamentos para a planta de produção de bioetanol de segunda geração derivado da casca de arroz, foram realizadas estimativas do tempo requerido em cada equipamento e operação correspondente. Esse registro permitiu uma determinação mais precisa dos períodos de produção, manutenção e limpeza. A Tabela 15 apresenta uma descrição detalhada do tempo de operação de todos os equipamentos na unidade industrial de produção. A Tabela 16 apresenta o tempo estimado de cada operação, do recebimento da casca de arroz até o armazenamento do etanol, totalizando cerca de 59 horas por batelada.

Versão Final Homologada
01/09/2025 16:37

Tabela 15- *Time-Sheet* dos equipamentos no processo produtivo presentes

Equipamentos	Tempo de Operação (minutos)
Transportadora helicoidal A1	15
Transportadora helicoidal A2	15
Moinho de faca	45
Tanque com acoplamento de mistura para hidrólise básica	45
Tanque com acoplamento de mistura para hidrólise ácido	45
Reator encamisado básico	90
Reator encamisado ácido	90
Filtro tambor rotativo básico	45
Filtro tambor rotativo ácido	45
Reator com agitação	2.880
Centrífuga	45
Coluna de destilação	135
Evaporador	45

Fonte: a autora, 2024.

Tabela 16 - *Time-Sheet* das operações envolvidas na produção

Operação	Tempo (minutos)
Verificação do setor de qualidade no recebimento das matérias-primas	20
Ajustes operacionais (coluna)	30
Abastecimento dos equipamentos (tanques e reatores)	60
Drenagem dos equipamentos (tanques e reatores)	20
Limpeza dos equipamentos	60
Limpeza do setor	30
Manutenção de ordem de serviço	20

Fonte: a autora, 2024.

5.2.7 Instrumentação e T+I

Devido à necessidade contínua de otimizar os processos químicos na produção em larga escala, o controle e a instrumentação industrial surgiram como uma solução para automatizar processos, aumentar o controle sobre as variáveis manipuláveis, melhorar a segurança, reduzir desperdícios e minimizar a intervenção humana (Neris, 2024).

Com o avanço da instrumentação industrial, os processos passaram a ser controlados remotamente por meio de *softwares* que convertem sinais elétricos em informações para os operadores, possibilitando o controle à distância. Para a estratégia de controle e instrumentação no processo de produção de etanol de

Versão Final Homologada
01/09/2025 16:37

segunda geração (Quadro 3), a primeira etapa do fluxograma foi selecionada, incluindo equipamentos como o misturador, reator, moinho, fermentador, coluna de destilação e bombas pneumáticas e válvulas de controle.

Quadro 3 - Controle e instrumentação utilizados no processo de produção de etanol de segunda geração

Equipamento	Sistema de Controle
Reator	Nível e temperatura
Misturador	Nível
Moinho de facas	Nível
Coluna de destilação	Nível, temperatura e pressão

Fonte: A autora, 2024.

Para os reatores e fermentadores, serão implementados controles de nível e temperatura com indicação, alarme e registro, tanto no equipamento quanto na sala de controle. Nos misturadores, haverá controle de nível e alarme, transmitindo sinal para a válvula para controle da vazão, além de monitoramento da velocidade do misturador e chave liga/desliga para segurança. No moinho, o controle incluirá medição de nível com indicação local e alarme, controlando a válvula para ajuste da vazão. Na coluna de destilação serão utilizados termopares para monitorar a temperatura em diferentes pontos da coluna, enquanto os transmissores de pressão controlam a pressão interna do sistema. Por sua vez, os medidores de nível asseguram um fluxo adequado de líquido e vapor em cada estágio da destilação, ao passo que os medidores de vazão regem o equilíbrio entre esses fluxos. Adicionalmente, os analisadores de composição são encarregados de avaliar a qualidade da separação dos componentes. A combinação desses instrumentos possibilita ajustes precisos e otimização do processo de destilação.

5.2.8 Tratamento de Efluentes

O tratamento de efluentes é essencial para atender os padrões ambientais de lançamento do efluente tratado. O processo de tratamento proposto envolve as etapas de peneiramento, equalização e lagoas de estabilização, entretanto

Versão Final Homologada
01/09/2025 16:37

os cálculos de dimensionamento, não serão abordados por não fazer parte do escopo deste trabalho.

5.3 VIABILIDADE TÉCNICA E ECONÔMICA

A viabilidade técnica da instalação da planta de produção de bioetanol de segunda geração envolve a avaliação detalhada dos aspectos tecnológicos e econômicos associados a esse processo. Estudos recentes destacam que a produção de etanol a partir de biomassa lignocelulósica, como fonte renovável, tem sido amplamente pesquisada para atender à crescente demanda por biocombustíveis. No entanto, existem desafios tecnológicos e econômicos a serem superados, como os altos custos das enzimas necessárias para o processo. Esses desafios reforçam que a produção de etanol de segunda geração depende do aprimoramento das tecnologias em desenvolvimento, da redução dos custos de produção e do aumento da eficiência dos processos de pré-tratamento, hidrólises e fermentação (LIMA et al., 2011).

A avaliação da viabilidade econômico-financeira do projeto da planta-piloto foi conduzida de acordo com a metodologia sugerida por Perlingeiro (2005). É importante destacar que todas as avaliações econômicas foram expressas em Dólares americanos, uma escolha motivada pela menor volatilidade e maior estabilidade dessa moeda no mercado internacional. Os cálculos detalhados estão no APÊNDICE H - MEMORIAL DE CÁLCULO: AVALIAÇÃO ECONÔMICA.

5.3.1 Investimento

O montante total de investimento ($Itotal$) do projeto engloba todos os recursos que serão alocados e expostos a riscos durante sua execução, destacando o custo dos equipamentos, ISBL, OSBL e os investimentos direto e indireto na unidade de produção, como mostra os valores detalhados na Tabela 17.

O investimento total estimado para a implantação da indústria é de US$ 87.396.751,45, considerando investimentos diretos, indiretos, fixos e de giro. O

Versão Final Homologada
01/09/2025 16:37

custo total dos equipamentos é de US$ 3.463.246,30, e o Fator de Lang (4,10) indica a relação entre o custo dos equipamentos e o investimento total na planta.

Os maiores custos estão no ISBL (US$ 14.199.309,83) e OSBL (US$ 6.389.689,42), que representam os gastos com a instalação das unidades de processamento e infraestrutura externa. O investimento fixo (US$ 30.848.000,60) e o investimento de giro (US$ 25.700.750,79) mostram a necessidade de capital para manter a operação, para viabilizar a implantação, a empresa recorrerá a empréstimos bancários.

Tabela 17 - Total do investimento

Recurso	Valor (US$)
Fator de Lang	4,10
Custo total dos equipamentos	3.463.246,30
ISBL	14.199.309,83
OSBL	6.389.689,42
Investimento direto	20.588.999,25
Investimento indireto	5.147.249,60
Investimento fixo	30.848.000,60
Investimento de Giro	25.700.750,79
Investimento de Partida	3.084.800,06
Investimento Total	87.396.751,45

Fonte: a autora, 2024.

5.3.2 Receita

A receita estimada para o projeto foi calculada pela venda de bioetanol, considerando o valor de US$ 0,73/litro (setembro 2024) da empresa paraguaia Petropar. Usando como base o ponto de equilíbrio e o preço de venda comercializado, o valor do bioetanol da casca de arroz foi estabelecido utilizando o valor médio dos preços de venda atual. O valor da receita anual e o valor de venda por litro está apresentado na Tabela 18.

Tabela 18 - Preço do bioetanol 92%

Preço (Gs/L)	Preço (US$/L)	Receita anual (US$/ano)
5.550,00	0,73	220.582,56

Fonte: a autora, 2024.

Versão Final Homologada
01/09/2025 16:37

5.3.3 Custo

Os gastos de um projeto abrangem uma variedade de elementos cruciais para o seu funcionamento, e podem ser calculados somando-se os custos de produção ($\mathcal{C}produção$) e os custos gerais ($\mathcal{C}gerais$), os quais são os principais na determinação do custo total. No entanto, há outros custos associados ao longo do processo que estão interligados com esses dois principais (Perlingeiro, 2005). Os custos apresentados na Tabela 19, foram determinados pelas equações (32) a (40).

Os custos de manutenção (US$ 1.233.920,02) e fixos (US$ 925.440,02) representam quase 50% do total, impactando diretamente a operação. O custo direto (US$ .548.692,16) domina os gastos (79%), exigindo controle para evitar desperdícios. Os custos administrativos e gerais são baixos, indicando eficiência na gestão. A relação entre esses valores deve ser otimizada para melhorar a rentabilidade.

Tabela 19 - Custos

Tipos de Custos	**Valor (US$)**
Custo de manutenção (C_{manut})	1.233.920,02
Custos com suprimentos operacionais (C_{supr})	185.088,00
Custos de mão de obra e supervisão (C_{mobra})	896.477,12
Custos de administração (C_{adm})	179.295,43
Custos Fixos (C_{fixos})	925.440,02
Custos com laboratórios (C_{lab})	134.471,57
Custo direto (C_{direto})	3.548.692,16
Custos gerais (C_{gerais})	5.514,56
Custo total (C_{total})	4.479.646,74

Fonte: a autora, 2024.

5.3.4 Lucro de empreendimento

O Lucro do Empreendimento (LE) implica em um retorno proporcional em relação à avaliação da viabilidade de investir no projeto de implantação, o qual está exposto aos riscos comerciais, ao ser comparado com outras opções de investimento que oferecem um retorno garantido e risco mínimo (Perlingeiro, 2005).

O LE está apresentado na Tabela 20. Após analisar os resultados obtidos, concluiu-se que o LE é negativo. Conforme Perlingeiro (2005), um LE

Versão Final Homologada
01/09/2025 16:37

negativo indica que o investimento no processo, com uma taxa de risco (h), não é vantajoso em comparação com um investimento alternativo que ofereça uma taxa de retorno (i) e com risco zero. Portanto, o projeto em questão não é atrativo para investidores, pois seria mais lucrativo deixar o dinheiro que seria investido na empresa na poupança ou em outro tipo de investimento de baixo risco.

No entanto, uma análise adicional foi realizada neste projeto. Considerou-se estimar a lucratividade da empresa quando o valor investido em equipamentos e maquinários do projeto estiver totalmente quitado. Portanto, o Lucro do Empreendimento foi recalculado US$ 4.651.109,89.

Tabela 20 - Lucro do empreendimento

Parâmetros	**(US$/ano)**
Lucro Bruto (LB)	-4.259.064,18
Depreciação (D)	3.084.800,06
Imposto de Renda (IR)	-367.193,21
Retorno Sobre o Investimento (RI)	8.739.675,15
Compensação pelo Risco (CR)	8.739.671,54
Lucro do Empreendimento (LE)	-15.937.889,36

Fonte: a autora, 2024.

Assim, pode-se afirmar que, durante um certo período, a empresa estaria operando no negativo. Assim, o LE após o investimento inicial ser quitado (LE_{AQ}), obtido pela indústria, foi de US$ 4.651.109,89/ano. Sendo assim, pode-se inferir que, após a quitação do investimento inicial da planta industrial, o lucro obtido anualmente pela indústria é satisfatório, trazendo em torno de US$ 387.592,49 mensais para a indústria de obtenção de bioetanol de segunda geração da casca de arroz.

O *payback* para este empreendimento foi determinado em aproximadamente 18,81 anos. Isso significa que levará cerca de 19 anos para recuperar o investimento inicial com base no fluxo de caixa anual.

Versão Final Homologada
01/09/2025 16:37

6 CONCLUSÃO

O presente estudo permitiu avaliar de forma a viabilidade técnica e econômica da implantação de uma planta piloto para produção de bioetanol a partir do resíduo lignocelulósico de casca de arroz. Os resultados evidenciam, que o residuo tem potencial como matéria-prima renovável, devido à sua disponibilidade e baixo custo.

A produção de bioetanol de segunda geração a partir da casca de arroz envolveu a identificação da rota tecnológica que apresentou maior rendimento. As etapas envolvidas foram tratamento mecânico, hidrólise básica, hidrólise ácida, fermentação e destilação.

A rota tecnológica utilizada englobou as etapas de tratamento mecânico, hidrólise básica e ácida, fermentação e destilação. A estimativa de rendimento do processo de produção de bioetanol em escala piloto, alcançou rendimento entre 79 e 81% por batelada.

Contudo, a análise econômica revelou um investimento inicial elevado **(**US$ 87.396.751,45) e um *payback* relativamente longo (19 anos)**,** limitando a atratividade do projeto. Para tornar a proposta mais competitiva, a médio e longo prazo, sugere-se a otimização do processo, uso de tecnologias mais eficientes e a redução dos custos operacionais**.**

Portanto, este estudo atendeu aos objetivos propostos, fornecendo subsídios técnicos e econômicos relevantes para a tomada de decisão quanto à implementação da planta piloto. Ademais, a pesquisa contribuiu para a valorização de resíduos agroindustriais e para o fortalecimento de iniciativas relacionadas à sustentabilidade energética e do desenvolvimento regional.

A partir dos resultados obtidos e das limitações identificadas neste estudo, sugere-se para pesquisas futuras, a otimização do pré-tratamento da casca de arroz e uso de microrganismos geneticamente modificados ou consórcios microbianos.

Versão Final Homologada
01/09/2025 16:37

REFERÊNCIAS

ASSOCIAÇÃO BRASILEIRA DE NORMAS TÉCNICAS. ABNT NBR 5992: Etanol combustível – Determinação da massa específica e do teor alcoólico por densímetro de vidro. Rio de Janeiro: ABNT, 2016. 6 p.

ARISMENDY PABÓN, Ana María. **Cascarilla de arroz: obtención de bioetanol a partir de la hidrólisis y fermentación simultánea**. 2021. Tesis (Doctor en Ciencias Aplicadas) - Universidad Nacional de Misiones, Posadas, Misiones, República Argentina, 2021. Disponível em: <https://rid.unam.edu.ar/bitstream/handle/20.500.12219/2989/Arismendy%20Pav%c3%b3n%20AM_2021_Cascarilla%20de%20arroz.pdf?sequence=1&isAllowed=y>. Acesso em: 23 mar. 2024.

ARISMENDY, Ana Maria; SEQUEIRA, Mariano J.; FELISSIA, Fernando E.; AREA, María C.; CHAMORRO, Ester R. **Avaliação de cepas fermentativas na hidrólise e fermentação simultâneas (SSF) da casca de arroz para produção de bioetanol.** Revista Tecnologia e Ciência, [S. l.], n. 30, p. 357–363, 2018. Disponível em: < >. Acesso em: 26 mar. 2025.

AZEVEDO, Vitória Quincoses. **Caracterização e rendimento de hidrólise e fermentação de biomassa de arundo, palha e casca de arroz.** 2015. Trabalho de Conclusão de Curso (Bacharel em Engenharia Ambiental e Sanitarista) - Universidade Federal de Pelotas, Pelotas, RS, 2014. Disponível em: <https://wp.ufpel.edu.br/esa/files/2015/12/TCC-Vit%C3%B3ria-Azevedo.pdf>. Acesso em: 23 mar. 2024.

AZEVEDO, Amaro de; SCHNEIDER, Rosana de Cassia de Souza; SOUZA, Diego de; HOELTZ, Michele. **Análise do ciclo de vida aplicada à produção de bioetanol a partir de material lignocelulósico remanescente em dejeto bovino.** Tecno-Lógica, v. 20, n. 2, p. 118, 6 jul. 2016. Disponível em: <https://doi.org/10.17058/tecnolog.v20i2.7681>. Acesso em: 23 mar. 2024.

Versão Final Homologada
01/09/2025 16:37

BALAT, Mustafá. **Production of bioethanol from lignocellulosic materials via the biochemical pathway: a review.** Energy Conversion and Management, v. 52, n. 2, p. 858-875, feb. 2011. Disponível em: <https://doi.org/10.1016/j.enconman.2010.08.013>. Acesso em: 23 mar. 2024.

BATISTA, Alyxandra Carla de Medeiros; GONDIM, Amanda Duarte; ARAÚJO, Aruzza Mabel de Morais; FERREIRA, Isabelle Mariane de Lima. **Pré-tratamentos de biomassa lignocelulósica para obtenção de biocombustíveis: revisão bibliográfica.** In: CONEPETRO – Congresso Nacional de Engenharia de Petróleo, Gás Natural e Biocombustíveis, 4., 2021, Campina Grande. Anais... Campina Grande: Realize Editora, 2021. p. 163-177. Disponível em: <https://www.editorarealize.com.br/artigo/visualizar/74962>. Acesso em: 4 jun. 2023.

BERTUCI, Marcello Lima. **Produção de etanol 2G a partir de hidrolisados de cascas de arroz por co-cultura de *Saccharomyces cerevisiae* e *Pachysolen tannophilus* imobilizadas em alginato de sódio.** 2021. Dissertação (Mestre em Engenharia e Ciência de Alimentos) - Universidade Estadual Paulista “Júlio de Mesquita Filho” (Unesp), São José do Rio Preto, 2021. Disponível em: <https://repositorio.unesp.br/bitstreams/e02c6ed4-6c67-4192-a50d-6ea9dfc8a5e3/download>. Acesso em: 12 mar. 2024.

BRAILE, Pedro Marcio; CETESB - Companhia de Tecnologia de Saneamento Ambiental. **Manual de tratamento de águas residual Industriales.** São Paulo: CETESB, 1993. 764 p. Disponível em: <https://repositorio.cetesb.sp.gov.br/handle/123456789/2843>. Acceso em: 17 jun. 2023.

CAMPBELL, Anthony K.; NASEEM, Riffat; WANN, Kenneth; HOLLAND, I. Barry; MATTHEWS, Stephanie B. **Fermentation product butane 2, 3-diol induces Ca^{2+} transients in E. coli through activation of lanthanum-sensitive Ca^{2+} channels.** Cell Calcium, v. 41, n. 2, p. 97-106, 2007. Disponível em: < https://doi.org/10.1016/j.ceca.2006.05.007>. Acesso em: 12 mar. 2024.

CANILHA, Larissa; CHANDEL, Anuj Kumar; MILESSI, Thais Suzane dos Santos; ANTUNES, Felipe Antonio Fernandes; FREITAS, Wagner Luiz da Costa; FELIPE,

Versão Final Homologada
01/09/2025 16:37

Maria das Graças de Almeida; SILVA, Sílvio Silvério da. **Bioconversion of sugarcane biomass into ethanol: an overview about composition, pretreatment methods, detoxification of hydrolysates, enzymatic saccharification, and ethanol fermentation.** Journal of Biomedicine and Biotechnology, v. 2012, Article ID 989572, 15 p. Disponível em: < https://doi.org/10.1155/2012/989572>. Acesso em: 23 mar. 2024.

CAMESASCA SALSAMENDI, L. **Producción de bioetanol combustible a partir de Pasto Elefante:** estudio de la hidrólise enzimátcia y fermentación. 2013. Tesina de Graduación (Licenciatura em Bioquímica) – Universidad de la República, Uruguai, 2013. Disponível em: <https://www.colibri.udelar.edu.uy/jspui/handle/20.500.12008/1524>. Acesso: 19 de abril de 2023.

CARVALHO, Walter; CANILHA, Larissa; FERRAZ, André; MILAGRES, Adriane Maria Ferreira. **Uma visão sobre a estrutura, composição e biodegradação da madeira.** Química Nova, v. 32, n. 8, p. 2191-2195, 2009. Disponível em: <https://doi.org/10.1590/S0100-40422009000800033>. Acesso em: 23 mar. 2024.

CHAUCA PÉREZ, P. M.; HERMOZA ROJAS, A. M. **Obtención de etanol de segunda generación a partir de biomasa lignocelulósica (cascarilla de arroz) en Tarapoto – San Martín**. 2019. Tesina de Graduación (Bachiller en Ingeniería Ambiental) – Universidad César Vallejo, Lima, Perú, 2019. Disponível em: <https://hdl.handle.net/20.500.12692/36110>. Acesso: 19 de abril de 2023.

CHEMICAL ENGINEERING. Chemical Engineering Plant Cost Index (CEPCI) – 2014. Disponível em: <https://www.chemengonline.com>. Acesso em: 12 mar. 2024.

DAGNINO, Eliana P.; CHAMORRO, Ester R.; ROMANO, Silvia D.; FELISSIA, Fernando E.; AREA, María C. **Optimization of the acid pretreatment of rice hulls to obtain fermentable sugars for bioethanol production.** Industrial Crops and Products, v. 42, p. 363–368, 2013. Disponível em: <https://doi.org/10.1016/j.indcrop.2012.06.019>. Acesso em: 12 mar. 2024.

Versão Final Homologada
01/09/2025 16:37

DOWE, Nicholas; MCMILLAN, James. **SSF Experimental Protocols — Lignocellulosic Biomass Hydrolysis and Fermentation Laboratory Analytical Procedure (LAP).** Technical Report NREL/TP-510-42630, National Renewable Energy Laboratory (NREL), 2008. Disponível em: <https://www.nrel.gov/docs/gen/fy08/42630.pdf>. Acesso em: 23 mar. 2024.

FEDDERN, Vivian; FURLONG, Eliane B.; SOARES, Luciane A. S. **Efeitos da fermentação nas propriedades físico-químicas e nutricionais do farelo de arroz.** *Ciência e Tecnologia de Alimentos*, v. 27, n. 4, p. 800–804, out.-dez. 2007. Disponível em: <https://doi.org/10.1590/S0101-20612007000400020>. Acesso em: 23 mar. 2024.

FIORI, Gabriel C. **Estudo da viabilidade técnica e econômica da produção de emulsões cosméticas utilizando fontes residuais como fase oleosa.** Trabalho de Conclusão de Curso (Engenharia Química) – Universidade Nacional da Integração Latino-Americana (UNILA), Foz do Iguaçu, PA, 2022. Disponível em: <https://dspace.unila.edu.br/handle/123456789/7022>. Acesso em: 23 mar. 2024.

FLORENCIO, Camila; BADINO, Alberto C.; FARINASA, Carlos S. **Desafios relacionados à produção e aplicação das enzimas celulolíticas na hidrólise da biomassa lignocelulósica.** Química Nova, v. 40, n. 9, p. 1082-1093, 2017. Disponível em: < https://doi.org/10.21577/0100-4042.20170104>. Acesso em: 12 mar. 2024.

FOCHI, Alex; GABE, José A.; UEBEL, Talia M.; BOLSON, Vinícius F.; SILVA, Yuri. **Obtenção de etanol de segunda geração a partir da casca do arroz.** 2021. Trabalho de Conclusão de Curso (Bacharel em Engenharia Química) – Universidade Federal de Santa Maria, Santa Maria, RS, 2021. Disponível em: <https://repositorio.ufsm.br/bitstream/handle/1/22704/Fochi_Alex_Gabe_Jose_Uebel_Taila_Bolson_Vinicius_Silva_Yuri_2021_TCC.pdf?sequence=1>. Acesso em: 3 mar. 2024.

FOGLER, H. Scott. **Elementos de ingeniería de las reacciones químicas.** 3. ed. México: Pearson Educación, 2001.

Versão Final Homologada
01/09/2025 16:37

GORSKI, Ana J. S.; SALMORIA, Augusto C. F.; VILME, Grazielly; SOUZA, Paulo H. de; CICHOSKI, Thaynara; JUNIOR, Julio L. S.; ALVES, Luciano. **Caracterização da casca de arroz visando sua utilização como biomassa para produção de etanol.** [s.l: s.n.], SC, 2020. Disponível em: <https://quimica.memoria.araquari.ifc.edu.br/wpcontent/uploads/sites/20/2020/04/TRABALHO-FINAL-CARACTERIZA%C3%87%C3%83O-DA-CASCA-DE-ARROZ-VISANDO-SUA-UTILIZA%C3%87%C3%83O-COMO-BIOMASSA-PARA-PRODU%C3%87%C3%83O-DE-ETANOL.pdf>. Acesso em: 8 mar. 2024.

GREEN, David W.; SOUTHARD, Marylee Z. (org.). **Perry's Chemical Engineers' Handbook.** 9. ed. New York: McGraw-Hill Education, 2018.

GUTIÉRREZ, María C.; DE PAOLI, Maria A.; FELISBERTI, Maria I. **Cellulose acetate and short curauá fibers biocomposites prepared by large scale processing: Reinforcing and thermal insulating properties.** Industrial Crops and Products, v. 52, p. 363-372, jan. 2014. Disponível em: <https://doi.org/10.1016/j.indcrop.2013.10.0>. Acesso em: 4 jun. 2023.

HAMELINCK, Charles N.; HOOIJDONK, Gerard; FAAIJ, André P. C. **Ethanol from lignocellulosic biomass: techno-economic performance in short-, middle- and long-term.** Biomass and Bioenergy, v. 28, n. 4, p. 384-410, abr. 2005. Disponível em: <https://doi.org/10.1016/j.biombioe.2004.09.002>. Acesso em: 10 jun. 2023.

Ji H, Yu J, Zhang X, Tan T. **Characteristics of an immobilized yeast cell system using very high gravity for the fermentation of ethanol.** Appl Biochem Biotechnol. v. 168, p. 21-28, 2012. Disponível em: < https://doi.org/10.1007/s12010-011-9280-5>. Acesso em: 12 mar. 2024.

KUCHARSKA, Celina; RYBARCZYK, Piotr; HOŁOWACZ, Iwona; ŁUKAJTIS, Renata; GLINKA, Małgorzata; KAMIŃSKI, Mariusz. **Pretreatment of lignocellulosic materials as substrates for fermentation processes.** Molecules, v. 23, n. 11, p. 2937, 10 nov. 2018. Disponível em: < https://doi.org/10.3390/molecules23112937>. Acesso em: 10 nov. 2023.

Versão Final Homologada
01/09/2025 16:37

LEONEL, Luciane V. **Estratégias visando à melhoria da produção de etanol por Kluyveromyces marxianus pelo processo de sacarificação simultânea à fermentação de cascas de arroz.** 2020. 102 f. Dissertação (Doutorado em Engenharia Agrícola) – Universidade Estadual do Oeste do Paraná, Cascavel, 2020. Disponível em: <http://tede.unioeste.br/handle/tede/5020>. Acesso em: 19 jun. 2023.

LLANOS PAEZ, Oriana; RIOS NAVARRO, Andrea; JARAMILLO PAEZ, César Augusto; RODRIGUEZ HERRERA, Luis Fernando. **La cascarilla de arroz como una alternativa en procesos de descontaminación.** *Rev. P+L* [online]. 2016, vol.11, n.2, pp.150-160. ISSN 1909-0455. Disponível em: <https://doi.org/10.22507/pml.v11n2a12>. Acesso em: 10 nov. 2023.

PARAGUAI. **Ley n° 213/93, que establece el Código del Trabajo.** Congreso de la Nación Paraguaya. 2018. Disponible en: <https://www.ilo.org/dyn/travail/docs/1387/Codigo%20de%20Trabajo.pdf>. Acceso em: 10 nov. 2023.

LORENZI, Bruno R.; ANDRADE, Thiago H. N. de. O. **O etanol de segunda geração no Brasil: políticas e redes sociotécnicas.** Revista Brasileira de Ciências Sociais, v. 34, n. 100, 2019. Disponível em: <https://doi.org/10.1590/3410014/2019>. Acesso em: 10 nov. 2023.

MADU, John O.; AGBOOLA, Babajide O. **Bioethanol production from rice husk using different pretreatments and fermentation conditions.** 3 Biotech, v. 8, n. 1, 11 dez. 2017. Disponível em: <https://doi.org/10.1007/s13205-017-1033-x>. Acesso em: 10 nov. 2023.

MC CABE, Warren L.; SMITH, Julian C.; HARRIOTT, Peter. **Unit Operations of Chemical Engineering.** 7. ed. New York: McGraw-Hill, 2005.

NARDELLI ELETRODOMÉSTICOS. **Nardelli** [site da empresa]. Rio do Oeste: New Order Comércio, Importação e Exportação Ltda., 2025. Disponível em: <https://nardelli.com.br/>. Acesso em: 10 nov. 2023.

Versão Final Homologada
01/09/2025 16:37

LIMA, Ana Maria. **Estudos recentes e perspectivas da viabilidade técnico–econômica da produção de etanol lignocelulósico.** EMBRAPA, Circular técnica, v. 5, 2011. Disponível em: <https://www.infoteca.cnptia.embrapa.br/bitstream/doc/890268/1/CITE05.pdf>. Acesso em: 10 nov. 2023.

MENEZES, Eduardo A. W.; SILVA, Fernando T.; MARCHIORO, Mateus K. **Projeto e construção de um trocador de calor e de um medidor de vazão para o resfriamento de mosto de cerveja, (apontamentos).** Porto Alegre, 2011. Disponível em: <http://www.ufrgs.br/medterm/trabalhos/trabalhos-2012-1/EDUARDO_M_FRANCO_T_MATEUS_M.pdf>. Acesso em: 28 abr. 2016.

MOSIER, Nathan et al. **Features of promising technologies for pretreatment of lignocellulosic biomass.** Bioresource Technology, v. 96, n. 6, p. 673–686, 2005. Disponível em: <https://doi.org/10.1016/j.biortech.2004.06.025>. Acesso em: 28 nov. 2023.

MORALES, Sara. **Hidrólisis ácida de celulosa y biomasa lignocelulósica asistida con líquidos iónicos.** 2015. 112 f. Tesis (Doctorado en Química) – Universidad Autónoma de Madrid, Madrid, 2015. Disponível em: <http://hdl.handle.net/10261/132717>. Acesso em: 28 nov. 2023.

MOSCON, Jéssica Machado. **Acid and enzymatic hydrolysis of rice hulls using alternative technologies.** 2014. 76 f. Dissertação (Mestrado em Engenharia) - Universidade Federal de Santa Maria, Santa Maria, 2014.

MUÑOZ ORTUÑO, Lucia. ***Diseño del proceso de producción de bioetanol*.** 2022. Trabalho de conclusão de grau (Graduação em Engenharia Química) - Escola Politécnica Superior de Alcoy, Universitat Politècnica de València, Valência, 2022.

MURAKAMI, Thays Gonçalves de Lima. **Trajetórias tecnológicas na etapa de hidrólise enzimática para a produção de bioetanol de 2ª geração**. 2015. 237 f. Tese (Doutorado em Política Científica e Tecnológica) – Universidade Estadual de Campinas, Campinas, 2015. Disponível em: <https://hdl.handle.net/20.500.12733/1625667>. Acesso em: 4 jun. 2023.

Versão Final Homologada
01/09/2025 16:37

NACHAIWIENG, Wuttichai; LUMYONG, Saisamorn; YOSHIOKA, Kazuya; WATANABE, Toshio; KHANONGNUCH, Chayaporn.**Bioethanol production from rice husk under elevated temperature simultaneous saccharification and fermentation using Kluyveromyces marxianus CK8.** Biocatalysis and Agricultural Biotechnology, v. 4, n. 4, p. 543–549, out. 2015. Disponível em: <http://dx.doi.org/10.1016/j.bcab.2015.10.003>. Acesso em: 4 jun. 2023.

NERIS, Renato Felipe. **Instrumentação e controle de processos na indústria.** Revista Ibero-Americana de Humanidades, Ciências e Educação, v. 8, n. 3, p. 1269–1276, 31 mar. 2022. Disponível em: <https://doi.org/10.51891/rease.v8i3.4698>.

NIKZAD, Mahdi; MOVAGHARNEJAD, Gholamreza D.; NAJAFPOUR, Farhad. **Estudos comparativos sobre o efeito do pré-tratamento da casca de arroz na Digestibilidade e Produção de Bioetanol.** Jornal Internacional de Engenharia, p. 10, 2012.

NIÑO, Luis. **Produção de etanol a partir de resíduos lignocelulósicos da mandioca (Manihot esculenta Crantz) usando SHF e SSF em modo batch e fed batch.** 2012. 102 f. Dissertação (Mestrado em Engenharia Química) – Universidad de Antioquia, Antioquia, Colômbia, 2012.

OROZCO, Angela M.; AL-MUHTASEB, Ala'a H.; ALBADARIN, Ahmad B.; ROONEY, David; WALKER, Gavin M.; AHMAD, Mohammad N. M. **Dilute phosphoric acid-catalysed hydrolysis of municipal bio-waste wood shavings using autoclave parr reactor system.** Bioresource Technology, v. 102, n. 19, p. 9076–9082, 23 jul. 2011. Disponível em: <https://doi.org/10.1016/j.biortech.2011.07.006>. Acesso em:1 jun. 2023.

PEÑUELA VÁSQUEZ, Mariana. **Desenvolvimento de processo de hidrólise enzimática e fermentação simultâneas para a produção de etanol a partir de bagaço de cana-de-açúcar**. 2007. 123 f. Dissertação (Mestrado em Tecnologia de Processos Químicos e Bioquímicos) – Escola de Química, Universidade Federal do Rio de Janeiro, Rio de Janeiro, 2007. Disponível em: <http://tpqb.eq.ufrj.br/download/

Versão Final Homologada
01/09/2025 16:37

hidrolise-enzimatica-e-fermentacao-simultaneas-para-producao-de-etanol.pdf>. Acesso em: 17 jun. 2023.

PERLINGEIRO, CARLOS, A. G. **Engenharia de Processos: Análise, Simulação, Otimização e Síntese de Processos Químicos.** 4. ed. São Paulo: Blucher, 2005.

PETROVIA. **EHC – Tabela de conversão de densidade observada para a 20°C**. [S.l.]: Petrovia, [s.d.]. Disponível em: <https://www.petrovia.com.br/downloads/EHC_TABELA_CONVERS%C3%83O_DENSIDADE_OBSERVADA_PARA_A_20C.pdf>. Acesso em: 12 mar. 2024.

PINTO, Paula Cristina Rodrigues; OLIVEIRA, Cátia; COSTA, Carina Andreia; GASPAR, Alexandre; FARIA, Teresa; ATAÍDE, José; RODRIGUES, Artur E. **Kraft delignification of energy crops in view of pulp production and lignin valorization.** Industrial Crops and Products, v. 71, p. 153–162, set. 2015. Disponível em: <https://doi.org/10.1016/j.indcrop.2015.03.069>. Acesso em: 23 de jun. 2023.

POLI, Mariane. **Roadmap tecnológico da produção de etanol de segunda geração a partir do bagaço e da palha da cana-de-açúcar**. 2019. Dissertação (Mestrado em Tecnologia de Processos Químicos e Bioquímicos) – Escola de Química, Universidade Federal do Rio de Janeiro, Rio de Janeiro, 2019.

RESENDE, Hércicles Aguiar Ricardo de. **Produção de etanol de segunda geração**. 2017. Trabalho de Conclusão de Curso (Graduação em Engenharia Química) - Faculdade de Engenharia Química, Universidade Federal de Uberlândia, Uberlândia, 2017. Disponível em: <https://repositorio.ufu.br/bitstream/123456789/20295/3/Produ%C3%A7%C3%A3oEtanolSegunda.pdf>. Acesso em: 25 de jun. 2023.

ROSA, Daiana Ruschel; BORBA, Henrique Andrews Gerlach; JACQUES, Jocelise Jacques de. **Revisão da literatura: as aplicações da casca de arroz para o desenvolvimento de um produto ambientalmente amigável.** ENSUS 2022 – X Encontro de Sustentabilidade em Projeto, Marabá, PA, 22–24 jun. 2022. Marabá: UNIFESSPA, 2022. Disponível em: <https://repositorio.ufsc.br/bitstream/handle/

Versão Final Homologada
01/09/2025 16:37

123456789/245089/Vol.%207%20938%20-%20950.pdf?sequence=1&isAllowed=y>. Acesso em: 4 jun. 2023.

SALIBA, Eloísa de Oliveira Simões; RODRIGUEZ, Norberto Mário; MORAIS, Sérgio Antônio Lemos de; PILÓ-VELOSO, Dorila. **Métodos de obtenção e caracterização química.** Ciência Rural, v. 31, n. 5, p. 917–928, set. 2001.

SÁNCHEZ OROZCO, Raymundo; BALDERAS HERNÁNDEZ, Patricia; ROA MORALES, Gabriela; UREÑA NÚÑEZ, Fernando; OROZCO VILLAFUERTE, Juan; LUGO LUGO, Violeta; FLORES RAMÍREZ, Nelly; BARRERA DÍAZ, Carlos Eduardo; CAJERO VÁZQUEZ, Pablo. **Characterization of Lignocellulosic Fruit Waste as an Alternative Feedstock for Bioethanol Production.** BioResources, v. 9, n. 2, 6 fev. 2014. Disponível em: <https://doi.org/10.15376/biores.9.2.1873-1885>. Acesso em: 4 jun. 2023.

SANTOS, Fernando A.; QUEIRÓZ, José H. de; COLODETTE, Jorge L.; FERNANDES, Sérgio A.; GUIMARÃES, Valéria M.; REZENDE, Sebastião T. **Potencial da palha de cana-de-açúcar para produção de etanol.** Química Nova, v. 35, n. 5, p. 1004–1010, 2012. Disponível em: <https://doi.org/10.1590/S0100-40422012000500025>. Acesso em: 4 jun. 2023.

SEIDER, Warren D.; LEWIN, Daniel R.; SEADER, J. D.; WIDAGDO, Soemantri; GANI, Rafiqul; NG, Ka Ming. **Princípios de design de produtos e processos: síntese, análise e avaliação.** 4. ed. Hoboken: John Wiley & Sons, 2009. 728 p.

SHARMA, S.; JHA, P. K.; PANWAR, A. **Production of bioethanol from wheat straw via optimization of co-culture conditions of Bacillus licheniformis and *Saccharomyces cerevisiae*.** Discover Energy, v. 1, n. 1, 26 out. 2021. Disponível em: <https://doi.org/10.1007/s43937-021-00004-4>. Acesso em: 4 jun. 2023.

SILVA, Pedro Henrique do Nascimento; SILVA, Rafael de Almeida; SILVA, João Vitor da; SILVA, Lucas de Oliveira; SILVA, Matheus de Oliveira; SILVA, Felipe de Oliveira; SILVA, Gabriel de Oliveira; SILVA, Vinícius de Oliveira. **PRÉ-TRATAMENTO DE BIOMASSA LIGNOCELULÓSICA: REVISÃO.** Anais do II Congresso da Rede

Versão Final Homologada
01/09/2025 16:37

Brasileira de Bioquerosene e Hidrocarbonetos Sustentáveis de Aviação, p. 45–47, 2023. Disponível em: <https://doi.org/10.37885/230914432>. Acesso em: 23 mar. 2024.

SILVA, Rafael de Almeida. **Comparação de alternativas de pré-tratamentos em biomassa lignocelulósica**. 2019. Trabalho de Conclusão de Curso (Graduação em Engenharia Química) — Universidade Tecnológica Federal do Paraná, Curitiba, 2019. Disponível em: <http://repositorio.utfpr.edu.br/jspui/handle/1/20497>. Acesso em: 1 jun. 2023.

SILVA, João Vitor da; SILVA, Lucas de Oliveira; SILVA, Matheus de Oliveira; SILVA, Felipe de Oliveira; SILVA, Gabriel de Oliveira; SILVA, Vinícius de Oliveira. **Hidrólise enzimática, fermentação e produção de biocombustíveis através da coroa de Ananas comosus.** Química Nova, v. 2018, 2018. Disponível em: <https://doi.org/10.21577/0100-4042.20170281>. Acesso em: 1 jun. 2023.

SUYAMA, Haroldo. **Hidrólise de palha e casca de arroz para produção de etanol de segunda geração (2G).** 2019. Dissertação (Mestrado em Engenharia Química) – Universidade Tecnológica Federal do Paraná, Ponta Grossa, 2019.

TECNOLOGIA, Equipamentos. Leilão Online - TANQUE DE ÁCIDO SULFÚRICO 02. - FR320291. - LOC. GASA. Disponível em: <https://www.leilaoonline.net/lote/detalhe/195354>. Acesso em: 3 mar. 2024.

Tipos de tratamentos de água e efluentes. Disponível em: <https://multiagua.com.br/solucoes-industriais/tratamento-de-efluentes/tipos-de-tratamentos-de-agua-e-efluentes/>. Acesso em: 3 mar. 2024.

TIWARI, Saurabh; SINGH, Rakesh; SHARMA, Priya; KUMAR, Anil. **Rice husk: a potent lignocellulosic biomass for second generation bioethanol production from *Klebsiella oxytoca* ATCC 13182.** Waste and Biomass Valorization, 17 jan. 2022. Disponível em: <https://doi.org/10.1007/s12649-022-01681-5>. Acesso em: 10 nov. 2023.

Versão Final Homologada
01/09/2025 16:37

TIWARI, Saurabh; JADHAV, Sunil Kumar; TIWARI, K. L. **Bioethanol production from rice bran with optimization of parameters by *Bacillus cereus* strain McR-3.** International Journal of Environmental Science and Technology, v. 12, n. 12, p. 3819–3826, 5 mar. 2015. Disponível em: <https://doi.org/10.1007/s13762-014-0746-1>. Acesso em: 10 nov. 2023.

TRUJILLO RAMÍREZ, Diego. **Rice husk (Oryza sativa) as support in the immobilization of yeast cells.** Revista Mexicana de Ingeniería Química, v. 21, n. 1, p. 1–13, 19 nov. 2021. Disponível em: <https://doi.org/10.24275/rmiq/Bio2558>. Acesso em: 10 nov. 2023.

VADILLO, Miguel Vicente. **Diseño de una planta piloto de procesado de cascarilla de arroz por hidrólisis ácida**. 2006. Dissertação (Mestrado em Engenharia Química) — Universidad de Cádiz, Cádiz, 2006. Disponível em: <https://rodin.uca.es/handle/10498/6513?locale-attribute=es>. Acesso em: 10 mar. 2024.

VASCONCELLOS, Eduardo; PEREIRA, Gabriela; SILVA, Rafael; LIMA, Mariana. **Escalonamento de tecnologias: desenvolvimento de produto e processo do laboratório à escala piloto conectado ao mercado (parte 1).** Química Nova, 2020. Disponível em: <https://doi.org/10.21577/0100-4042.20170665>. Acesso em: 23 mar. 2024.

VÁSQUEZ, Santiago Manuel. **Obtenção de bioetanol**. 2019. Trabalho de Conclusão de Curso (Graduação em Engenharia Ambiental) – Universidad Politécnica Salesiana, Cuenca, 2019. Disponível em: <https://dspace.ups.edu.ec/bitstream/123456789/17633/4/UPS-CT008382.pdf>. Acesso em: 23 mar. 2024.

YUN, Ji-Soo; KIM, Hyun; LEE, Sang-Hoon; PARK, Min-Jae. **Fermentative production of dl-lactic acid from amylase-treated rice and wheat brans hydrolyzate by a novel lactic acid bacterium, *Lactobacillus sp*.** Biotechnology Letters, v. 26, n. 20, p. 1613–1616, out. 2004. Disponível em: <https://doi.org/10.1023/B:BILE.0000045826.97010.82>. Acesso em: 23 mar. 2024.

Versão Final Homologada
01/09/2025 16:37

APÊNDICES

Versão Final Homologada
01/09/2025 16:37

APÊNDICE A - MEMORIAL DE CÁLCULO: BALANÇO DE MASSA E ENERGIA

Para realizar o Balanço de Massa (BM) do processo de produção de bioetanol, de segunda geração a partir da casca de arroz, inicialmente, foi definida a quantidade de matéria-prima a ser processada em uma batelada (Tabela A1).

Tabela A1 - Quantidade de matéria-prima e insumos para uma batelada

Matéria-prima	Quantidade	Unidade
Casca de arroz	2.715,00	Kg
NaOH	108,60	Kg
H_2SO_4	59,34	L
Levedura	296,00	kg

Fonte: a autora, 2024.

A partir das informações da Tabela A1, foram realizados os cálculos de BM conforme as correntes do fluxograma de processo (Figura 14). As etapas que compõe o processo produtivo são apresentadas no Quadro A1.

Quadro A1 – Etapas do processo produtivo

Etapas	Corrente	Cor da corrente
Tratamento mecânico	A1 e A2	Preto
Hidrólise básica	1, 2, 3, 4, 5 e 6	Azul
Hidrólise ácida	8, 9, 10, 11, 12 e 13	Vermelho
Fermentação	7, 14, 15, 16 e 17	Amarelo
Destilação	18, 19, 20, 21 e 22	Verde
Tratamento de efluentes	23	Marrom

A BALANÇO DE MASSA

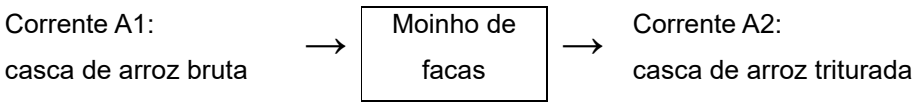
A equação geral de balanço de massa descreve a conservação da massa em um sistema, onde a entrada de massa, a geração interna, a saída de massa e a variação de massa interna ao longo do tempo devem se igualar, e é expressa como:

$$Entrada + Geração - Saída - Consumo = Acúmulo \qquad \text{(Equação A1)}$$

Versão Final Homologada
01/09/2025 16:37

A.1 ETAPA 1 – PRÉ-TRATAMENTO MECÂNICO

O balanço de massa no pré-tratamento mecânico, ocorre no moinho de facas, corrente de entrada A1 e de saída A2. Foi considerado que toda a massa (2.715 kg) que entra no equipamento sai com a granulometria reduzida, para um processo contínuo, em estado estacionário com acúmulo zero, sem geração e consumo. Aplicando-se estas considerações na equação A1 tem-se:



$$Entrada + Geração - Saída - Consumo = Acúmulo$$

Considerações para o BM no moinho de facas:

$$Entrada = Saída \qquad \text{(Equação A2)}$$
$$M_{CA} = M_{CAT}$$

onde:

M_{CA} = Massa de casca de arroz (kg);

M_{CAT} = Massa de casca de arroz triturado (kg).

$$M_{CA} = M_{CAT} = 2.715 \frac{kg}{batelada}$$

A.2 ETAPA 2 – PENEIRAMENTO

No peneiramento, a corrente de entrada A2 (casca de arroz triturada) é submetida à separação granulométrica. Considerou-se que o equipamento opera em regime contínuo, estado estacionário, sem geração e consumo de massa. A corrente de saída se divide em duas frações:

- **Corrente 1 (fração passante):** partículas menores que a abertura da peneira, que seguem para as próximas etapas do processo;

Versão Final Homologada
01/09/2025 16:37

– **Corrente 2 (fração retida):** partículas maiores que a abertura da peneira, que retornam ao moinho de facas para nova moagem.

O balanço de massa global nesta etapa pode ser representado pela equação A3.

$$M_{CT} = M_{C1} + M_{C2} \quad \text{(Equação A3)}$$

onde:

M_{CT} = Massa de casca de arroz total (kg);

M_{C1} = Massa de casca de arroz fração passante (kg).

M_{C2} = Massa de casca de arroz fração retido (kg).

Considerando uma alimentação de 2.715 kg/batelada de casca de arroz triturada, e assumindo uma eficiência de peneiramento de 80% passante e 20% retido, tem-se:

$$M_{C1} = 2.715 \times 0{,}80 = 2.172 \ \frac{Kg}{batelada} \quad \text{(Equação A4)}$$

$$M_{C2} = 2.715 \times 0{,}20 = 543 \ \frac{Kg}{batelada} \quad \text{(Equação A5)}$$

A.3 ETAPA 3 - HIDRÓLISE BÁSICA

A hidrólise básica utiliza NaOH 1% (m/v) como agente de deslignificação parcial, aplicado à casca de arroz peneirada no Reator de Hidrólise Básica (RHB-01). Sob condições controladas, ocorre a solubilização seletiva de lignina e hemiceluloses, aumentando a acessibilidade da celulose. Na sequência, a corrente resultante é neutralizada com H_2SO_4 1% para ajuste do pH, assegurando estabilidade química e continuidade das etapas subsequentes.

Versão Final Homologada
01/09/2025 16:37

CORRENTE 1 - PREPARO DA SOLUÇÃO DE NaOH 1%

No preparo da solução de NaOH 1% p/v, foi considerado que para 0,25 kg de casca de arroz triturada e peneirada foi utilizado 1.000 mL da solução. Assim, para processar uma batelada de 2.172 kg de casca triturada e peneirada, serão necessários 8.688 L (8.688.000 mL). Portanto, 108,60 kg de NaOH, conforme indicado pela equação A6.

$$\% \text{ peso/volume} = [m_{soluto}\ (g)/V_{solução}\ (mL)] * 100 \qquad \text{(Equação A6)}$$

$$m_{soluto}\ (g) = [\%\ p/v * V_{solução}\ (mL)] / 100$$

$$m_{soluto} = [1*8.688.000]/100 = 86.880\ g$$

$$m_{soluto} = 86{,}88\ kg$$

Como o grau de pureza do NaOH sólido, para uso industrial, pode variar de 96 a 99% e foi adotado no cálculo o percentual de 99%, portanto a massa necessário para preparar 10.860 L de solução de NAOH 1% será 86,011 kg.

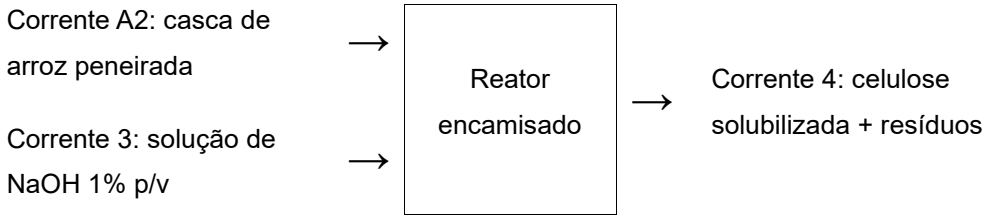
86,88 kg ----------100%

X ---------- 99%

X = 86,011 kg de NaOH sólido

CORRENTE 4 E 5 - REATOR HIDROLISE BÁSICA

Para o BM foi considerado volume de controle apresentado no esquema a seguir.



Foi utilizada a equação A1, para o Volume de Controle (VC) reator encamisado, com as seguintes considerações:

Versão Final Homologada
01/09/2025 16:37

- Sistema: reator encamisado, contínuo, operando em estado estacionário, sob 150 °C e 5 atm.
- Reação global: hidrólise alcalina da biomassa lignocelulósica (casca de arroz), promovida pela solução de NaOH 1%.
- Correntes de alimentação: corrente A2 (MCAT): casca de arroz peneirada, alimentação sólida; e corrente 3 (MNaOH1%): solução aquosa de NaOH 1% p/v.
- Corrente de saída: corrente 4 (C4): mistura reacional contendo resíduos sólidos não hidrolisados, celulose solubilizada, lignina parcial, e solução residual de NaOH.
- Composição da casca de arroz (Leonel, 2020): celulose 36,03%, hemicelulose 14,71% e lignina 26,47%;
- Conversão utilizada: segundo Arismendy (2020) a biomassa lignocelulósica tratada nas mesmas condições tem as seguintes componentes em 75% de celulose, 8% de lignina e 17% componentes inorgânicos.

3.A.1 Massa Efetiva De Entrada

Para o cálculo da Massa de casca de arroz fração passante (M_{C1}) foi considerada como massa total da batelada 2.715 kg e rendimento da peneiração de80%. A composição da casca de arroz é apresentada no Quadro A2 (Leonel, 2020).

$$M_{C1} = 2.715 \times 0{,}8 = 2.172 \ \frac{kg}{batelada} \qquad \text{(Equação A7)}$$

Quadro A2 – Composição da casca do arroz

Componente	% (original, inclui umidade)	Massa (kg)	% (base seca, exclui umidade)
Celulose	36,03 %	782,57	37,47 %
Hemicelulose	14,71 %	319,50	15,30 %
Lignina	26,47 %	574,93	27,53 %
Inorgânicos	18,94 %	411,38	19,70 %
Umidade	3,85 %	83,62	—
Total	100,00 %	2.172,00	2.088,38 kg

Fonte: Leonel, 2020.

Os cálculos das massas foram realizados pela equação A8, adequando os valores conforme o componente.

Versão Final Homologada
01/09/2025 16:37

$$M_i = M_{entrada} \times \frac{\%_i}{100} \qquad \text{(Equação A8)}$$

Celulose $M_{cel} = 2.172 \times 0{,}3603 = 782{,}57 \frac{Kg}{batelada}$

Hemicelulose $M_{hem} = 2.172 \times 0{,}1471 = 319{,}50 \frac{Kg}{batelada}$

Lignina $M_{lig} = 2.172 \times 0{,}2647 = 574{,}93 \frac{Kg}{batelada}$

Inorgânico $M_{in} = 2.172 \times 0{,}1894 = 411{,}38 \frac{Kg}{batelada}$

Umidade $M_{um} = 2.172 \times 0{,}0385 = 83{,}62 \frac{Kg}{batelada}$

O cálculo da massa seca total foi realizado pela equação A9.

$$M_{seca} = M_{entrada} - M_{um} = 2.172\ kg - 83{,}62\ k = 2.088{,}38\ Kg \qquad \text{(Equação A9)}$$

O cálculo da percentagem de cada constituinte relativa à massa seca, pela equação A10.

$$\%_{i\ base\ seca} = \frac{M_i}{M_{seca}} \times 100 \qquad \text{(Equação A10)}$$

Celulose $\%_{i\ cel} = \frac{782{,}57Kg}{2.088{,}38Kg} \times 100 = 37{,}47\%$

Hemicelulose $\%_{i\ Hem} = \frac{319{,}50Kg}{2.088{,}38Kg} \times 100 = 15{,}30\%$

Lignina $\%_{i\ Lig} = \frac{574{,}93Kg}{2.088{,}38Kg} \times 100 = 27{,}53\%$

Inorgânico $\%_{i\ cinza} = \frac{411{,}38Kg}{2.088{,}38Kg} \times 100 = 19{,}70\%$

3.A.2 Massa Solubilizada

Para o cálculo da massa solubilizada (licor negro) foi utilizado como massa seca efetiva 2.088,38 kg. E as massas dos constituintes, foi calculada a partir de 2.172 kg com umidade 3,85%, assim, obteve-se para celulose 782,57 kg,

Versão Final Homologada
01/09/2025 16:37

hemicelulose 319,50 kg, lignina 574,93 kg e inorgânicos 411,38 kg. A massa solubilizada será calculada pela fórmula da equação A11, adequada para cada constituinte.

$$M_{solubilizado} = M_{entrada} \cdot X_i \qquad \text{(Equação A11)}$$

As conversões adotadas ($X_{hem} = 1$, $X_{lig} = 0{,}855$, $X_{cin} = 0{,}569$, $X_{cel} = 0$) foram escolhidas para atingir o sólido pós-tratamento alvo (75% celulose, 8% lignina, 17% inorgânicos) e baseiam-se no pós-tratamento descrito por Arismendy (2020); a composição inicial da casca (36,03% celulose; 14,71% hemicelulose; 26,47% lignina; 18,94% inorgânicos) vem de Leonel (2020). Fazendo a somatória da solidificação tem-se 1.045,14 Kg.

Celulose	$M_{solu\ cel} = 782{,}41 \times 0 = 0\ Kg$
Hemicelulose	$M_{solu\ hem} = 319{,}50 \times 1 = 319{,}50\ Kg$
Lignina	$M_{solu\ lig} = 574{,}93 \times 0{,}855 = 491{,}57\ Kg$
Inorgânico	$M_{solu\ cinza} = 411{,}38 \times 0{,}569 = 234{,}08\ Kg$

3.A.3 Massa Do Sólido Remanescente

A determinação da massa do sólido remanescente em base seca (Equação A12), foi determinada, após o pré-tratamento alcalino, considerando a fração de cada componente que não foi solubilizada pelo NaOH.

$$M_{solido,i} = M_{entrada,i} \cdot (1 - X_i) \qquad \text{(Equação A12)}$$

onde:

$M_{solido,i}$ = Massa remanescente do componente i (kg);

$M_{entrada,i}$= Massa de entrada do componente i (kg);

X_i= Fração de solubilização do componente i durante o pré-tratamento

Celulose	$M_{celulose} = 782{,}57 \times (1 - 0) = 782{,}57\ Kg$

Versão Final Homologada
01/09/2025 16:37

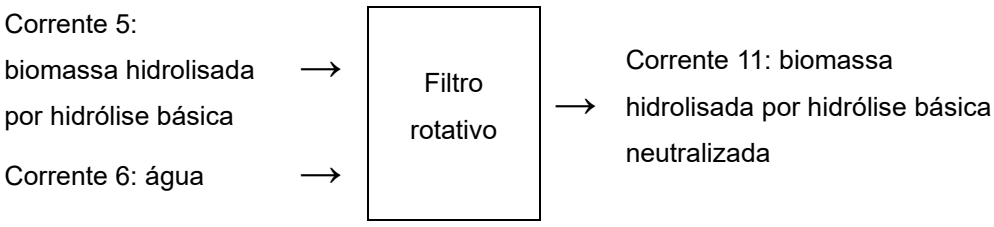
Hemicelulose	$M_{hemicelulose} = 319{,}50 \times (1 - 1) = 0\ Kg$
Lignina	$M_{lignina} = 574{,}93 \times (1 - 0{,}855) = 83{,}36\ Kg$
Inorgânico	$M_{cinza} = 411{,}38 \times (1 - 0{,}569) = 177{,}30\ Kg$

Somando todas as frações tem-se uma quantidade de 1.043, 24 Kg do sólido remanescente.

CORRENTE 11 - NEUTRALIZAÇÃO DE pH

Após a hidrolise básica da biomassa lignocelulósica, a corrente 4 entra no filtro rotativo onde ocorre a neutralização de pH, com a água da corrente 6. Considerando os dados obtidos experimentalmente, no qual para neutralizar 0,250 kg de biomassa foi necessário aproximadamente 2,8 L de água, então para neutralizar 2.172 kg de casca de arroz será necessário 24.326,4 L de água.

0,25 kg biomassa hidrolisada hidrólise básica ---------- 2,8 L água
2.172,00 kg biomassa hidrolisada hidrólise básica ----- ----- x L água
X = 24.326,4 L água



O cálculo da massa da biomassa neutralizada (Corrente 11) considerou as informações (equação 13): sólido remanescente da hidrólise básica 1.043,24 kg e massa de água (densidade = 1 kg/L) 4.326,4 Kg.

$$M_{corrente11} = M_{sólido\ remaescente} + M_{H_2O} \qquad \text{(Equação A13)}$$

$$M_{corrente11} = 1.043{,}24Kg + 24.326{,}4\ \text{Kg} = 25.369{,}24\ \text{Kg}$$

A.4 ETAPA 4 - HIDRÓLISE ÁCIDA

Versão Final Homologada
01/09/2025 16:37

CORRENTE 9 – VOLUME DO RESERVATÓRIO DE ÁCIDO SULFÚRICO CONCENTRADO

A corrente 9 fornece o ácido sulfúrico para o tanque de mistura onde é feito a diluição do ácido sulfúrico a 1%. Para cada 0,250 kg biomassa é necessário 5,465 m de ácido sulfúrico, que são diluídos com 1.000 mL, conforme a equação A14. Portanto, para uma batelada de 2.172 kg, é necessário 4.749 mL de ácido sulfúrico concentrado.

$$Concentração\ (^{v}/_{v}) = \frac{V_{soluto}}{V_{solução}}\ x\ 100\% \qquad \text{(Equação A14)}$$

$$1\% = \frac{V_{soluto}}{V_{solução}}\ x\ 100\%$$

$$V_{solução} = 4.749\,\frac{L}{batelada}$$

$$M_{H2SO4} = 4.749\,\frac{L}{batelada} \times 1{,}83\ \frac{kg}{L} = 8.690{,}67\,\frac{kg}{batelada}$$

onde:

V_{H2SO4}= Volume de ácido sulfúrico 1% (L);

ρ_{H2SO4}= Densidade de ácido sulfúrico 1,83 (kg/L);

M_{H2SO4}= Massa de ácido sulfúrico para preparar a solução 1% (kg).

CORRENTE 8 - ÁGUA PARA DILUIÇÃO DO ÁCIDO

A corrente 8 fornece a água necessária para diluição de ácido sulfúrico 1%. Considerando que para cada 5,46 mL de ácido sulfúrico, é necessário 1.000 mL de água (proveniente do reservatório industrial, não havendo necessidade de armazenamento adicional), então para a diluição do ácido sulfúrico necessário para a hidrolise será utilizada a equação A15.

$$M_{H20} = V_{H20} \times \rho_{H2O} \qquad \text{(Equação A15)}$$

$$M_{H20} = 868{,}98\,\frac{kg}{batelada}\ de\ H_2O$$

Versão Final Homologada
01/09/2025 16:37

onde:

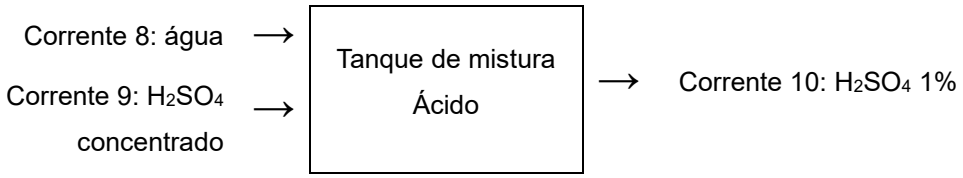
M_{H20}= Massa de água (kg);

V_{H20} = Volume de água (L);

ρ_{H2O} = Densidade da água (kg/L).

CORRENTE 10 - PREPARO DA SOLUÇÃO H_2SO_4 1%

O preparo da solução de ácido sulfúrico 1% acontece em um tanque de mistura, alimentado pela corrente 8 (água industrial) e pela corrente 9 de ácido sulfúrico concentrado, com 98% de pureza. A solução de H_2SO_4 1% sai do tanque pela corrente 10.



De acordo com a literatura, a densidade do ácido sulfúrico concentrado (H_2SO_4 98%) é 1,84 g·mL⁻¹. Para determinar o volume necessário desse ácido concentrado para preparar a solução diluída, utilizou-se a equação A16.

$$V_{H2SO4} = \frac{M_{H2SO4} + M_{H20}}{\rho_{H2SO4}} \qquad \text{(Equação A16)}$$

onde:

$V_{H2SO4\ 1\%}$ = Volume de ácido sulfúrico 1% (L);

M_{H20} = Massa de água (kg);

M_{H2SO4} = Massa de ácido sulfúrico (kg);

ρ_{H2SO4} = Densidade de ácido sulfúrico (kg/L).

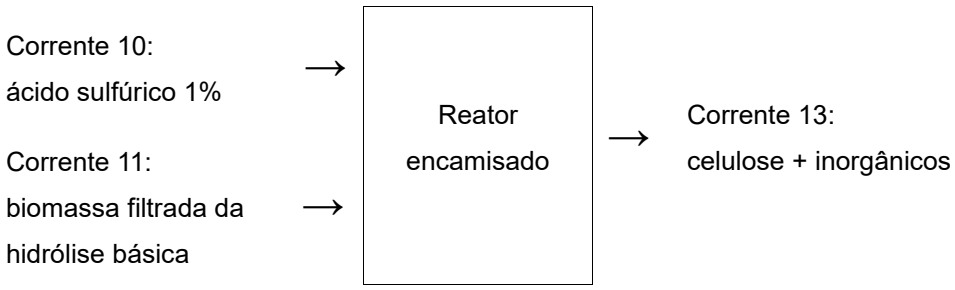
$$V_{H2SO4\ 1\%} = \frac{(8.690{,}67 + 868{,}98)kg}{1{,}83kg/L} = 5.223{,}85\ L\ de\ H2SO4\ 1\%$$

$$M_{H2SO4\ 1\%} = 9.559{,}65\,\frac{kg}{batelada}$$

Versão Final Homologada
01/09/2025 16:37

CORRENTE 13 - HIDRÓLISE ÁCIDA

A hidrólise ácida ocorre em um reator encamisado onde é alimentada pela corrente 10 que fornece o ácido sulfúrico diluído a 1%, e pela corrente 11 que alimenta a biomassa filtrada da hidrólise básica, a hidrólises acida ocorre em uma temperatura de 150°C, pressão de 5 atm, e em um tempo de 1 hora as mesmas condições da hidrólise básica, a seguinte equação A17 representa o balanço de massa a partir da equação A1 da equação geral.



A entrada da corrente 10, massa da solução 1%, é de 9.559,6 Kg/batelada. Dados da entrada da corrente 11, tem-se que o sólido remanescente da hidrólise básica é de 1.043,24 Kg, água industrial adicionada para neutralização, 24.326, 4 Kg, tendendo assim uma massa total da corrente 11: 25.369,8 Kg/batelada.

Foi utilizado para a corrente 13, na entrada do reator de hidrólise ácida, as seguintes informações:

- Biomassa (Corrente 11): 25.369,64 kg
- Ácido sulfúrico 1% (Corrente 10): 9.559,65 kg

$$M_{HA} = M_{H2SO41\%} + M_{corrente\ 11} \qquad \text{(Equação A17)}$$

$$M_{HA} = 9.559{,}65 + 25.369{,}64 = 34.929{,}29\ \frac{kg}{batelada}$$

onde:

M_{HA} = Massa da hidrólise ácida (kg);

$M_{corrente\ 11}$ = Massa da biomassa da corrente 11 (kg);

$M_{H2SO4\ 1\%}$ = Massa de ácido sulfúrico 1% (kg).

CORRENTE 13 – COMPOSIÇÃO DA BIOMASSA APÓS HIDRÓLISE ÁCIDA

Versão Final Homologada
01/09/2025 16:37

Na saída do reator da hidrólise ácida a biomassa lignocelulósica que foi tratada nas condições mencionadas na corrente 12, sai com a seguinte composição: 52,8% celulose, 27,2% lignina e 20%resíduos inorgânicos (Dagnino et al., 2014). A corrente 13 é então calculada pela seguinte equação A18, com arranjos da equação A1.

$$M_{HAC} = M_{HA} \times 0{,}528 \qquad \text{(Equação A18)}$$

onde:

M_{HAC} = Massa de celulose da hidrólise ácida (kg);

M_{HA} = Massa da hidrólise ácida (kg).

$$M_{HAC} = 34.929{,}29Kg \times 0{,}528 = 18.442{,}88 \frac{Kg}{batelada}\ de\ celulose$$

Para o cálculo da massa de lignina da hidrólise ácida foi utilizada a equação A19.

$$M_{HAl} = M_{HA} \times 0{,}272 \qquad \text{(Equação A19)}$$

onde:

M_{HAl} = Massa de lignina da hidrólise ácida (kg);

M_{HA} = Massa da hidrólise ácida (kg).

$$M_{HAl} = 34.929{,}29Kg \times 0{,}272 = 9.496{,}56 \frac{Kg}{batelada}\ de\ \text{lignina}$$

Para o cálculo da massa de cinza da hidrólise ácida foi utilizada a equação A20.

$$M_{cinza} = M_{HA} \times 0{,}200 \qquad \text{(Equação A20)}$$

onde:

Versão Final Homologada
01/09/2025 16:37

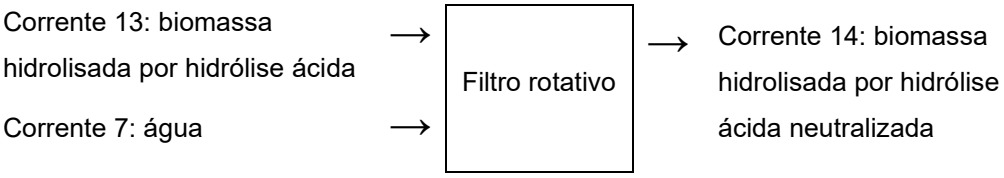
M_{cinza} = Massa de cinza da hidrólise ácida (kg);

M_{HA} = Massa da hidrólise ácida (kg).

$$M_{cinza} = 34.929{,}29Kg \times 0{,}200 = 6.985{,}86 \frac{Kg}{batelada}\ de\ \text{cinza}$$

CORRENTE 13 - NEUTRALIZAÇÃO DE pH

A corrente 13 alimenta o segundo filtro rotativo para a neutralização de pH da biomassa pré-tratada na hidrólise ácida, considerando o processo experimental onde para neutralizar 2,5 Kg de biomassa da hidrólise ácida foi necessário aproximadamente 2,8 L de água, então o volume necessário para neutralizar 34.929,29 Kg de biomassa é dada pela seguinte equação A21, e um fator específico de água 1,12 L água/Kg de biomassa.



As informações de entrada, utilizadas nesta etapa foram:

- Corrente 13 (biomassa após HA): M_{13} = 34.929,29 kg/batelada;
- Corrente 7 (água de neutralização): $V_7 = M_7$ = 39.120,80 L/batelada;
- Densidade da água: ρ_{H2O} = 1,0 kg/L.

SAÍDA DO FILTRO ROTATIVO (CORRENTE 14)

Massa total (mistura neutralizada) = biomassa da Corrente 13 + água adicionada

$$M_{14} = M_{13} + M_7 \qquad \text{(Equação A21)}$$

$$M_{14} = 34.929{,}29 + 39.120{,}80 = 74.050{,}09\ Kg/batelada$$

onde:

M_{14} = Massa saída – biomassa neutralizada (kg/batelada);

M_{13}= Massa da entrada no filtro (kg/ batelada);

M_7= Massa de água no filtro (kg/batelada).

Versão Final Homologada
01/09/2025 16:37

A.5 ETAPA 5 - FERMENTAÇÃO

CORRENTE 16 - LEVEDURA PARA FERMENTAÇÃO

A levedura é alimenta pela corrente 16 para o fermentador com agitação onde acontece a fermentação da biomassa lignocelulósica. Segundo Arismendy (2020) é necessário 1 g/L de levedura *Saccharomyces cerevisiae* 3013 para fermentação. A equação A22 apresenta o balanço de massa para a corrente 16.

$$M_{levedura} = \frac{M_{FHA} \times M_{Leveduraex}}{M_{CAex}} \qquad \text{(Equação A22)}$$

$$M_{levedura} = \frac{74.050{,}09\ kg \times 0{,}0010\ g}{0{,}250 kg} = 296 \frac{kg}{batelada}$$

onde:

$M_{levedura}$ = Massa de levedura (kg);

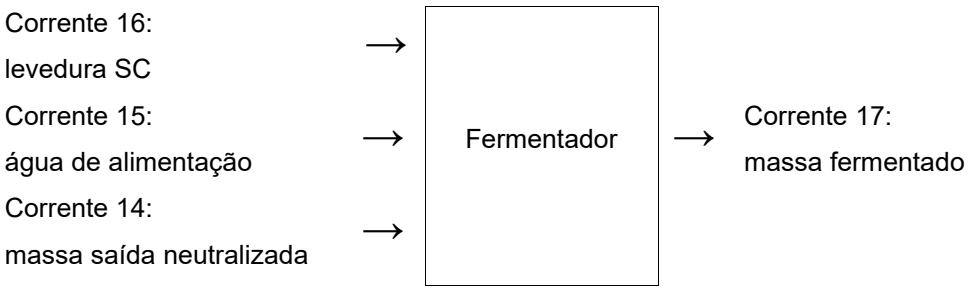
M_{FHA} = Massa do filtro sólido da hidrólise ácida (kg);

$M_{leveduraex}$ = Massa de levedura utilizada experimental (kg);

M_{CAex} = Massa de casca de arroz utilizada experimental (kg).

CORRENTE 17 - FERMENTADOR

A corrente 17 corresponde ao fermentador agitador onde ocorre a reação da fermentação ela é alimentada pelas correntes 14, 15 e 16, o balanço material é dada pela seguinte equação A23, de acordo com a equação geral de balanço de massa A1.



Versão Final Homologada
01/09/2025 16:37

$$M_{FA} = M_{FHA} + M_{levedura} + M_{H20} \quad \text{(Equação A23)}$$

$$M_{FA} = 74.050{,}09kg + 296kg + 296.200kg = 370.546{,}45\frac{kg}{batelada}$$

onde:

M_{FA}= Massa fermentador agitador (kg);

M_{FHA}= Massa filtro sólido de hidrólise ácida (kg);

$M_{levedura}$= Massa de levedura (kg);

M_{H20}= Massa de água (kg).

A saída do fermentador é dada pelas seguintes considerações de acordo com o Dagnino et al., (2014). As porcentagens para a composição de caldo e biomassa fermentada, é água a 89,7%, glicose 0,1%, xilose 0,1% e etanol 9,9%. O balanço de massa para a saída do fermentador é dada pela equação A24, A25, A26, A27, para cada componente respectivamente.

$$M_{H2O} = M_{FA} \times 0{,}897 \quad \text{(Equação A24)}$$

$$M_{H2O} = 370.546{,}45Kg \times 0{,}897 = 332.380{,}16\frac{kg}{batelada}\ de\ água$$

$$M_G = M_{FA} \times 0{,}001 \quad \text{(Equação A25)}$$

$$M_G = 370.546{,}45kg \times 0{,}001 = 370{,}54\frac{kg}{batelada} de\ glucose$$

$$M_X = M_{FA} \times 0{,}001 \quad \text{(Equação A26)}$$

$$M_X = 370.546{,}45kg \times 0{,}001 = 370{,}54\frac{kg}{batelada}\ de\ xilose$$

$$M_E = M_{FA} \times 0{,}099 \quad \text{(Equação A27)}$$

$$M_E = 370.546{,}45kg \times 0{,}099 = 36.684{,}09\frac{kg}{batelada}\ de\ etanol$$

onde:

M_{H20} = Massa de água (kg);

M_{FA} = Massa fermentador agitador (kg);

M_G = Massa de glicose (kg);

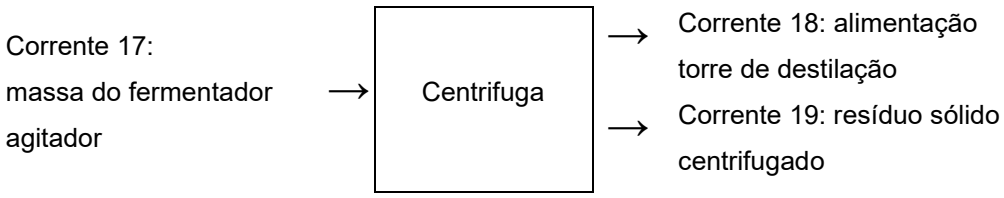
M_X = Massa de xilose (kg);

M_E = Massa de etanol (kg).

Versão Final Homologada
01/09/2025 16:37

A.6 ETAPA 6 - DESTILAÇÃO

CORRENTE 19 - CENTRIFUGAÇÃO – SÓLIDO



A corrente 19 corresponde resíduo sólido centrifugado. A equação A28 mostra o balanço de massa para a corrente, considerando a equação A1.

$$M_{FAsólido} = M_{FHA} + (M_{levedura} \times 0{,}20) \qquad \text{(Equação A28)}$$

onde:

$M_{FAsólido}$= Massa de fermentador agitador sólido (kg);

M_{FHA}= Massa do filtro de hidrólise ácida (kg);

$M_{levedura}$= Massa de levedura (kg).

$$M_{FAsólido} = 74.050{,}09Kg + (296Kg \times 0{,}20) = 74.109{,}29\frac{kg}{batelada}\ de\ residuo\ sólido$$

CORRENTE 18 - CENTRIFUGAÇÃO LÍQUIDO E ENTRADA NA TORRE DE DESTILAÇÃO

A centrifugação da corrente 17 para separar o líquido (corrente 18) do sólido (corrente 19), oriunda do fermentador agitador é dada pela seguinte equação A29.

$$M_{FAliquido} = M_{FA} - M_{FAsólido} \qquad \text{(A29)}$$

onde:

$M_{FAsólido}$ = Massa de fermentador agitador sólido (kg);

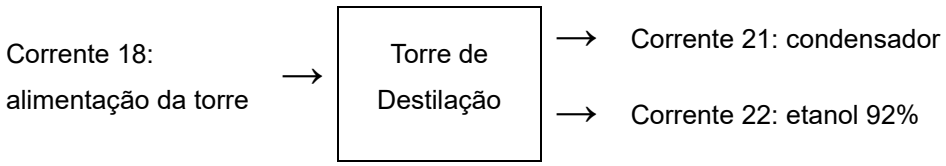
M_{FA} = Massa fermentador agitador (kg);

Versão Final Homologada
01/09/2025 16:37

$M_{FAliquido}$ = Massa de fermentador agitador líquido (kg).

$$M_{FAliquido} = 370.546{,}45\ kg - 74.109.29kg = 296.437{,}16 \frac{kg}{batelada}\ de\ líquido$$

CORRENTE 20 - TORRE DE DESTILAÇÃO



Foi considerado que cada batelada (litros) destilada na torre de destilação tem-se 40,5 % de água, 59,0 % de etanol e 0,5 % impurezas. O balanço de massa para água e etanol foi realizado pela equação A30 e A31, respectivamente, a partir da equação A1.

$$M_{TDH2O} = M_{FALiquido} \times 0{,}405 \qquad \text{(Equação A30)}$$

$$M_{TDH2O} = 296.437{,}16\ \text{Kg} \times 0{,}405 = 120.057 \frac{kg}{batelada}$$

$$M_{TDEtanol} = M_{FALiquido} \times 0{,}590 \qquad \text{(Equação A31)}$$

$$M_{TDEtanol} = 296.437{,}16 \times 0{,}590 = 174.897{,}92 \frac{Kg}{batelada}$$

onde:

M_{TDH2O} = Massa de água em torre destilação (kg);

$M_{TDEtanol}$ = Massa de etanol em torre destilação (Kg).

CORRENTE 21 - CONDENSADOR

Na corrente 21 ocorre a condensação, com uma porcentagem de álcool igual a 92% de acordo ao destilado experimental feito em laboratório, água e outros compostos 8% o balanço de massa é considerado pela seguinte equação A32 e A33, arranjando a equação A1 balanço de massa geral.

Versão Final Homologada
01/09/2025 16:37

$$M_{Etanol\,82\%} = M_{TDEtanol} \times 0{,}82 \quad \text{(Equação A32)}$$

$$M_{Etanol\,92\%} = 174.897{,}92 \times 0{,}92 = 160.906{,}09\,\frac{kg}{batelada}$$

$$M_{H2O} = M_{TDEtanol} \times 0{,}08 \quad \text{(Equação A33)}$$

$$M_{H2O} = 174.897{,}92 \times 0{,}08 = 13.991{,}83\,\frac{kg}{batelada}$$

onde:

$M_{Etanol\,92\%}$ = Massa etanol a 92% (kg);

$M_{TDEtanol}$ = Massa de etanol em torre destilação (kg);

M_{H2O} = Massa de água (kg);

$\rho etanol\ 92\%$ = 0,8213 g/cm^3.

CORRENTE 22 - RESERVATÓRIO ETANOL 92%

A corrente 22 tem a saída da torre de destilação e entrada no reservatório de Etanol 92%, o balanço de massa é dado pela seguinte equação A34, fazendo os arranjos da equação A1.

$$V_{etanol\,92\%} = M_{etanol92\%} \quad \text{(Equação A34)}$$

$$V_{etanol92\%} = 13.991{,}83\,\frac{Kg}{batelada}\ de\ etanol\ 92\%$$

$$V_{Etanol\,92\%} = 17.088{,}5\ \frac{L}{batelada}$$

onde:

$V_{Etanol\,92\%}$ = Volume etanol a2% (L);

$\rho etanol\ 92\%$ = 0,8213 g/cm^3

$M_{Etanol\,92\%}$= Massa etanol a 92% (kg).

Portanto, a partir de 2.715 kg de casca de arroz, pode ser produzido 13.991,83 kg de etanol 92%, que corresponde a 17.088,5 litros.

A.7 TRATAMENTO DE EFLUENTES

Versão Final Homologada
01/09/2025 16:37

CORRENTE 23 - EFLUENTE DA HIDRÓLISE BÁSICA

Na corrente 6 foi calculada o volume de água para neutralizar o pH da biomassa lignocelulosica, o balanço de massa do efluente líquido é dada pela seguinte equação A35, considerando a equação geral de balanço de massa A1.

$$V_{ELHB} = V_{FHB} \qquad \text{(Equação A35)}$$

$$V_{ELHB} = 24.326{,}40\,\frac{L}{batelada}\,de\ efluente\ líquido$$

$$M_{ELHB} = 24.326{,}40\,\frac{kg}{batelada}\ de\ efluente\ líquido$$

onde:

V_{ELHB}= Volume de efluente hidrólise básica (L);

V_{FHB}= Volume do efluente do filtro hidrólise básica (L);

M_{ELHB}= Massa efluente hidrólise básica (kg).

Adotou-se a aproximação 1L=1kg de efluente, uma vez que a densidade medida em laboratório apresentou valor próximo à da água, justificando o uso dessa simplificação no escalonamento.

CORRENTE 24 - EFLUENTE DA HIDRÓLISE ÁCIDA

Na corrente 7 foi calculada o volume de água para neutralizar o pH da biomassa lignocelulosica, o balanço de massa do efluente líquido é dada pela seguinte equação A36, que foi considerado a partir da equação A1 balanço de massa.

$$V_{ELHA} = V_{FHA} \qquad \text{(Equação A36)}$$

$$V_{ELHA} = 39.929{,}29\,\frac{L}{batelada}\ de\ efluente\ líquido$$

$$M_{ELHA} = 39.929{,}29\,\frac{kg}{batelada}\ de\ efluente\ líquido$$

onde:

V_{ELHA}= Volume de efluente hidrólise ácida (L);

Versão Final Homologada
01/09/2025 16:37

V_{FHA}= Volume de efluente do filtro hidrólise ácida (L);

M_{ELHA} = Massa efluente hidrólise acida (kg).

CORRENTE 25 - EFLUENTE TOTAL

A corrente 25 é o fornecedor do reservatório de tratamento de efluente líquido das correntes 23 e 24, o balanço de massa da corrente é dada pela equação A37.

$$V_{EL} = V_{ELHA} + V_{ELHB} \quad \text{(Equação A37)}$$

$$V_{EL} = 24.326{,}40 + 39.929{,}29 = \frac{L}{batelada}\ efluente\ liquido/batelada$$

$$V_{EL} = 64.255{,}69\frac{L}{batelada}\ efluente\ liquido/batelada$$

$$M_{EL} = 64.255{,}69\frac{kg}{batelada}\ efluente\ liquido/batelada$$

onde:

V_{EL}= Volume de efluente total (L);

V_{ELHA} = Volume de efluente hidrólise ácida (L);

V_{ELHB} = Volume de efluente hidrólise básica (L);

M_{EL} = Massa de efluente total (kg).

O Quadro A3 apresenta as variáveis calculadas no balanço de massa para a produção de etanol de segunda geração a partir da casca de arroz.

Versão Final Homologada
01/09/2025 16:37

Quadro A3 – Variáveis calculadas no balanço de massa

Etapa		Corrente	Variável		Unidade	Valor
1	Pré-tratamento mecânico	-	Massa de casca de arroz	M_{CA}	kg	2.715
		-	Massa de casca de arroz triturado	M_{CAT}	kg	2.715
2	Peneiramento	-	Massa de casca de arroz total	M_{CT}	kg	2.715
		-	Massa de casca de arroz fração passante	M_{C1}	kg	2.172
		-	Massa de casca de arroz fração retido	M_{C2}	kg	543
3	Hidrólise básica (HB)	1	Massa para preparar a solução de NaOH 1%	m_{NaOH}	kg	86,011
		4	Massa solubilizada celulose	$M_{solu\ cel}$	kg	0
			Massa solubilizada hemicelulose	$M_{solu\ hem}$	kg	319,50
			Massa solubilizada lignina	$M_{solu\ lig}$	kg	491,57
			Massa solubilizada inorgânica	$M_{solu\ cinza}$	kg	234,08
			Massa remanescente do componente celulose	$M_{celulose}$	kg	782,57
			Massa remanescente do componente hemicelulose	$M_{hemicelulos}$	kg	0
			Massa remanescente do componente lignina	$M_{lignina}$	kg	83,36
			Massa remanescente do componente inorgânicos	M_{cinza}	kg	177,30
		11	Massa de biomassa hidrolisada por hidrólise básica neutralizada	$M_{corrente11}$	kg	25.369,24
4	Hidrólise ácida (HA)	8	Massa de água para diluição do ácido	M_{H20}	kg	868,98
		9	Massa de ácido sulfúrico para preparar a solução 1%	M_{H2SO4}	kg	8.690,67
		10	Massa de solução de H_2SO_4 1%	$M_{H2SO4\ 1\%}$	kg	9.559,65
		12	Massa da HA	M_{HA}	kg	34.929,29
		13	Massa de celulose da HA	M_{HAC}	kg	18.442,88
			Massa de lignina da HA	M_{HAl}	kg	9.496,56
			Massa de cinza da HA	M_{cinza}	kg	6.985,86
		14	Massa saída – biomassa neutralizada	M_{14}	kg	74.050,09
5	Fermentação	16	Massa de levedura	$M_{levedura}$	kg	296
		17	Massa fermentador agitador	M_{FA}	kg	370.546,45
			Massa de água	M_{H2O}	kg	332.380,16
			Massa de glicose	M_G	kg	370,54
			Massa de xilose	M_X	kg	370,54
			Massa de etanol	M_E	kg	36.684,09
6	Destilação	18	Massa de fermentador agitador líquido	$M_{FAliquido}$	Kg	296.437,16
		19	Massa de fermentador agitador sólido	$M_{FAsólido}$	kg	74.109,29
		20	Massa de água em torre destilação	M_{TDH2O}	Kg	120.057
			Massa de etanol em torre destilação	$M_{TDEtanol}$	kg	174.897,92
		21	Massa etanol a 92% (condensador)	$M_{Etanol\ 92\%}$	kg	160.906,09
		22	Volume etanol a 92% (reservatório)	$V_{Etanol\ 92\%}$	L	17.088,50
-	Tratamento de Efluentes	23	Volume de efluente líquido HB	V_{ELHB}	L	24.326,40
		24	Volume de efluente líquido HA	V_{ELHA}	L	39.929,29
		25	Volume de efluente total	V_{EL}	L	64.255,69

Versão Final Homologada
01/09/2025 16:37

AA BALANÇO DE ENERGIA

O balanço de energia do processo foi realizado para os reatores encamisados e trocadores de calor, a equação para o cálculo de balanço de energia é equação A38.

$$Q = M \times C_p \times \Delta T \qquad \text{(Equação A38)}$$

onde:
Q = Quantidade total de calor transferida (kJ);
M = Massa de casca de arroz que entrará no reator (kg);
Cp = Capacidade calorífica (kJ/kg.°C);
ΔT = Variação de temperatura (°C).

AA.1 ETAPA HIDRÓLISE BÁSICA

REATOR

No processo da hidrólise básica ela ocorre em uma temperatura de 150°C, e alimentada em temperatura de 30°C do hidróxido de sódio, o balanço de energia em esse processo é calculada pela equação A38.

$$Q = 25.369{,}24\ \text{kg} \times 0{,}0096 \frac{\text{kJ}}{\text{kg°C}} \times (150 - 30)\text{°C} = 29.225{,}36\ \text{kJ}$$

TROCADOR DE CALOR SAÍDA HIDRÓLISE BÁSICA

Após a hidrólise básica, os trocadores de calor facilitam a remoção de calor do sistema, reduzindo a temperatura da solução de saída de 150°C, a temperatura ambiente 25°C, o balanço de energia é calculado pela equação A38.

$$Q = 31.534{,}86\ \text{kg} \times 0{,}0096 \frac{\text{kJ}}{\text{kg°C}} \times (150 - 25)\text{°C} = 37.841{,}83\text{kJ}$$

Versão Final Homologada
01/09/2025 16:37

AA.2 ETAPA HIDRÓLISE ÁCIDA

No processo da hidrólise ácida ela ocorre em uma temperatura de 150°C, e alimentada em temperatura de 25°C a biomassa filtrada e neutralizada de pH, o balanço de energia em esse processo é calculada pela equação A38.

$$Q = 34.929{,}29\ \text{kg} \times 0{,}0096 \frac{\text{kJ}}{\text{kg°C}} \times (150 - 25)\text{°C} = 41.915{,}14\text{kJ}$$

TROCADORES DE CALOR SAIDA DA HIDRÓLISE ÁCIDA

Após a hidrólise ácida, os trocadores de calor facilitam a remoção de calor do sistema, reduzindo a temperatura da solução de saída de 150°C, a temperatura ambiente 32°C, o balanço de energia é calculado pela equação A38.

$$Q = 74.050{,}09\ kg \times 0{,}0096 \frac{\text{kJ}}{\text{kg°C}} \times (150 - 32)\text{°C} = 83.883{,}94\ \text{kJ}$$

O Quadro A4 apresenta as variáveis calculadas para o balanço de energia realizado para as etapas de hidrólise básica e hidrólise ácida. As temperaturas de referência (25 °C, 30 °C e 32 °C) foram adotadas conforme condições observadas em laboratório, representando diferentes situações experimentais de resfriamento e aquecimento utilizadas no escalonamento do processo.

Quadro A4 – Variáveis calculadas no balanço de energia

Etapa	Equipamento	Temperatura (ºC)		Q (kJ)
		Entrada	Saída	
Hidrólise básica	Reator	30	150	29.225,36
	Trocador de calor	150	25	37.841,83
Hidrólise ácida	Reator	25	150	41.915,14
	Trocador de calor	150	32	83.883,94

Versão Final Homologada
01/09/2025 16:37

APÊNDICE B - MEMORIAL DE CÁLCULO: FATOR DE OPERAÇÃO E CAPACIDADE PRODUTIVA

Para definir o fator de Operação (FO) e a capacidade produtiva foi utilizada a seguinte equação B1.

$$FO = n° \, dia \, (ano) * horas \, por \, dia \qquad \text{(Equação B1)}$$

$$FO = 365 \left[\frac{dia}{ano}\right] * 24 \left[\frac{h}{dia}\right] = 8.760 \left[\frac{h}{ano}\right]$$

Considerando o desconto para paradas, manutenção, entre outras necessidades, considerou-se aproximadamente 10%. Assim, o FO disponível real é 7.884 h/ano.

$$FO = 8.760 \left[\frac{h}{ano}\right] * 0{,}10 = 7.884 \left[\frac{h}{ano}\right]$$

Considerando que uma batelada ocorra em um tempo de 59 horas e que semanalmente serão utilizadas 3 bateladas, pelo equacionamento, resulta na utilização do fator de operação em 7.375 h/ano.

$$FO_{utilizado} = 59 \left[\frac{h}{batelada}\right] * 125 \left[\frac{batelada}{ano}\right] = 7.375 \left[\frac{h}{ano}\right]$$

Para definir a capacidade produtiva (semanal, mensal e anual), foi considerado que cada batelada irá produzir 17.088,5 litros de bioetanol 92%, de acordo ao balanço de massa apresentado no APÊNDICE A – MEMORIAL DE CÁLCULO: BALANÇO DE MASSA E ENERGIA.

$$Capacidade \, semanal = 17.088{,}5 \left[\frac{L}{batelada}\right] \times 3 \left[\frac{batelada}{semanal}\right] = 51.265{,}5 \left[\frac{L}{semanal}\right]$$

$$Capacidade \, mensual = 51.265{,}5 \left[\frac{L}{semanal}\right] \times 4 \left[\frac{semana}{mes}\right] = 205.062 \left[\frac{L}{mes}\right]$$

$$Capacidade \, anual = 205.062 \left[\frac{L}{mes}\right] \times 12 \left[\frac{mes}{ano}\right] = 2.460.744 \left[\frac{L}{ano}\right]$$

Versão Final Homologada
01/09/2025 16:37

APÊNDICE C - MEMORIAL DE CÁLCULOS: DIMENSIONAMENTO DOS EQUIPAMENTOS

Na produção de bioetanol de segunda geração, tanques com sistemas de mistura, reatores, colunas de destilação, evaporadores e tanques de armazenamento desempenham papéis vitais, garantindo eficiência na hidrólise e fermentação da biomassa. O dimensionamento preciso desses equipamentos é essencial para a continuidade operacional e eficácia do processo.

C.1 SILO DE ARMAZENAMENTO PARA MATÉRIA-PRIMA SC-01

Segundo Vadillo Márquez (2006), um silo com capacidade de armazenamento de casca de arroz de 10.000 kg requer um volume de 80 m³. Portanto, a relação entre a capacidade (kg) e volume (m³) é dada pela equação C1.

$$Relação = \frac{Capacidade}{Volume} = \frac{10000\ \mathrm{kg}}{80m^3} = 125\ {}^{kg}/_{m}\,3 \qquad \text{(Equação C1)}$$

Assim, é possível determinar o volume correspondente para uma capacidade desejada de 12.000 kg, de acordo a equação C2.

$$Volume\ requerido = \frac{Capacidade\ desejada}{Relação} = \frac{12.000Kg}{125\ {}^{kg}/_{m^3}} = 96m^3 \qquad \text{(Equação C2)}$$

A partir do volume requerido do armazenamento, foi calculado o diâmetro e altura do armazenamento com a fórmula do cilindro (equação C3).

$$Volume = \pi \times r^2 \times h \qquad \text{(Equação C3)}$$

onde:

r = Raio do cilindro (m);

h = Altura do cilindro (m).

Versão Final Homologada
01/09/2025 16:37

Como o volume necessário é de 96 m³ e para 10.000 kg as dimensões são de diâmetro de 4 m e altura de 8 m, pode-se usar essas dimensões como base. Substituindo o valor do raio e do volume na fórmula do volume do cilindro (equação C4) obteve-se o valor da altura.

$$Volume = \pi * (2\,m) \text{ ^ } 2 * h \qquad \text{(Equação C4)}$$

$$96\,m^3 = \pi * 4\,m^2 * h$$

$$96\,m^3 = 4\pi * h$$

$$h = 96\,m^3 / (4\pi)$$

$$h \approx 7{,}64\,m$$

Portanto, a altura necessária para o silo com capacidade para 12.000 kg de casca de arroz é de aproximadamente 7,64 metros.

C.2 RESERVATÓRIO DE ÁGUA TAA-01 E TAA-02

Assumiu-se que o reservatório de água com uma capacidade de 52.500 Litros, é cilíndrico. O cálculo das dimensões do tanque cilíndrico foi realizado pela equação C6.

$$Volume = \pi \times r^2 \times h \qquad \text{(Equação C6)}$$

Considerando o volume total do tanque (52.500 litros) foram realizados os cálculos das dimensões para o raio e a altura. A equação C7 permite o cálculo de conversão de 1 metro cúbico a 1000 litros. Assim, o volume do tanque é de 52,5 m^3.

$$52500\,L \times \frac{1\,m^3}{1000\,\mathrm{L}} = 52{,}5\,m^3 \qquad \text{(Equação C7)}$$

A determinação do raio do volume do cilindro é definida pela equação C8.

Versão Final Homologada
01/09/2025 16:37

$$Raio = \sqrt{\frac{Volume}{\pi \times Altura}} \qquad \text{(Equação C8)}$$

Considerando uma altura de 4 metros e substituindo os dados na equação C8, é possível determinar o raio de aproximadamente 2,05 m. A partir deste valor, foi determinada pela equação C9a área da base de aproximadamente 13,20 m^2.

$$A = \pi \times r^2 \qquad \text{(Equação C9)}$$

Para calcular a altura do tanque com a seguinte equação C10, utilizando o volume e a área da base:

$$Altura = \frac{Volume}{Área\ de\ base} = \frac{52{,}5\ m^3}{13{,}20\ m^2} = 3{,}97\ m \qquad \text{(Equação C10)}$$

Assim, com raio de aproximadamente 2,05 metros e altura de aproximadamente 3,97 metros, obtém-se um tanque cilíndrico com capacidade para 52.500 litros de água.

C.3 RESERVATÓRIO DE ÁCIDO SULFÚRICO TAAS-04

O ácido sulfúrico concentrado (98%) é estocado em tanques de aço carbono fabricados pela empresa metalúrgica Vera, localizada na cidade de Guarambaré, a 15 km da fábrica da PACIVA S.A. O aço carbono é escolhido para armazenar o ácido sulfúrico concentrado porque, quando em contato inicial, o ácido reage com o aço formando uma camada protetora de sulfato ferroso, que mantém a corrosão em níveis baixos. Os tanques de armazenamento fornecem o ácido para o tanque de diluição. Para atender a essa demanda, foram projetados dois tanques com capacidade para 30 dias de operação. A demanda de ácido concentrado é de 0,273 L/h, e para o processo de diluição é de 50 L/h de água. Primeiro, foi realizada a conversão do volume em litros para metros cúbicos com a equação C7.

$$500\ L \times \frac{1m^3}{1000\ L} = 0{,}5\ m^3$$

Versão Final Homologada
01/09/2025 16:37

Assim, o volume do tanque é de 52,5 m^3.

Resolvendo a fórmula do raio do volume do cilindro com a equação C8.

$$Raio = \sqrt{\frac{Volume}{\pi \times Altura}}$$

Considerando uma altura de 4 metros, foi determinado o raio, substituindo os dados na equação C8 e obteve-se um raio ≈ 0,218 m. Para calcular a altura do tanque foi utilizado os valores do volume e raio (equação C10).

$$Altura = \frac{Volume}{\pi \times r^2} = \frac{0{,}5m^3}{3{,}14 \times (0{,}218m)^2} = 3{,}350m$$

Assim, para um raio de aproximadamente 0,218 metros e altura de aproximadamente 3,350 m, o tanque cilíndrico, feito de plástico reforçado com fibra de vidro, terá capacidade para 500 litros de ácido sulfúrico.

C.4 ARMAZENAMENTO DE HIDRÓXIDO DE SÓDIO TA NAOH-01

Para dimensionar um tanque de armazenamento retangular de NaOH com capacidade de 200 kg, inicialmente foi convertida a unidade da capacidade de quilogramas para litros. E foi considerado que a densidade do NaOH fica em torno de 1 kg/L. Portanto,

$$500\ kg \times \frac{1L}{1\ kg} = 500\ L$$

A capacidade requerida do tanque é de 200 L, é dada pela equação C11.

$$Volume = Largura \times Comprimento \times Altura \qquad \text{(Equação C11)}$$

Versão Final Homologada
01/09/2025 16:37

Reajustando a equação C11 para a altura, usando como largura 1m e comprimento 1m.

$$Altura = \frac{Volume}{Largura \times Comprimento} = \frac{0{,}5m3}{1m \times 1m} = 0{,}5m$$

Assim, o tanque retangular com capacidade de acondicionamento de 500 kg de NaOH, terá a largura e comprimento de 1m de largura e 0,5 m de altura.

C.5 ARMAZENAMENTO DE LEVEDURA LEVEDURA-01

Para dimensionar um tanque de armazenamento retangular para a levedura, com capacidade de 300 kg, foi considerado que a densidade da levedura é 1 kg/L. Portanto, a capacidade requerida do tanque é 300 L. Foi utilizada como largura do tanque de 50 cm e de comprimento 100 cm, na equação C11 rearranjada para calcular a altura.

$$Altura = \frac{Volume}{Largura \times Comprimento} = \frac{300.000\ cm}{50\ cm \times 100\ cm} = 60\ cm$$

Assim, as dimensões do tanque são: 50 cm de largura, 100 cm de comprimento e 60cm de altura, para operar com capacidade de 300 kg de levedura.

C.6 DIMENSIONAMENTO DOS REATORES ENCAMISADOS COM AGITAÇÃO PARA HIDÓLISE BÁSICA, HIDRÓLISE ÁCIDA E FERMENTADOR

A Figura C1 apresenta as variáveis de um reator tipo CSTR. Para determinar o diâmetro da hélice foi utilizado a equação C12 e C13.

$$Q_p = 1 \times \lambda_p \times \gamma \times k_p \times \left(\frac{\pi \times {D_p}^2}{4}\right) \times \left(\frac{\pi \times n_p}{1}\right) = 0{,}25 \times \lambda_p \times \gamma \times k_p \times {D_p}^2 \times t \times n_i \qquad \text{(Equação C12)}$$

$${D_p}^2 = \frac{Q_p}{0{,}25 \times \lambda_p \times \gamma \times k_p \times t \times n_p} \qquad \text{(Equação C13)}$$

onde:

Versão Final Homologada
01/09/2025 16:37

γ = Pode variar dependendo do material da hélice;

0,125 = Pesados e abrasivos

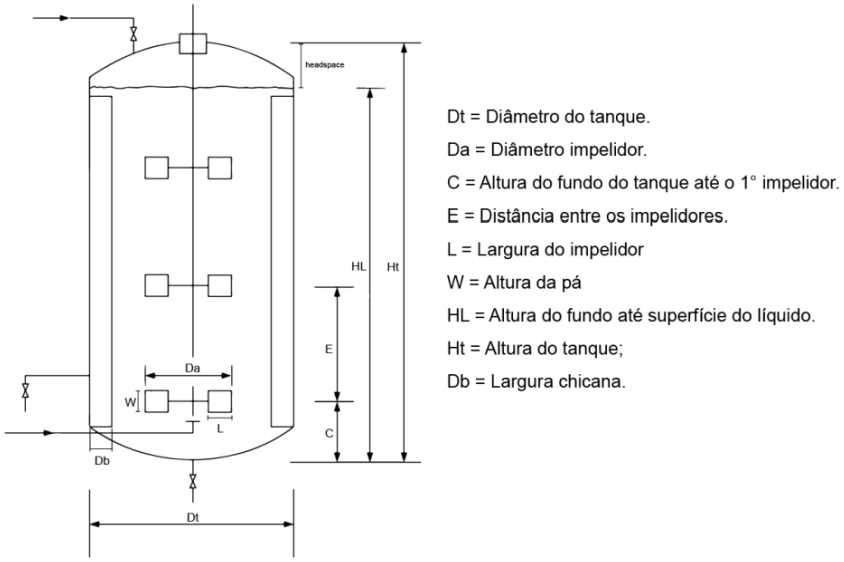
0,250 = Pesados e poucos abrasivos

0,350 = Leves e poucos abrasivos

0,40 = Leves e não abrasivos

β	0°	5°	10°	15°	20°
k_p	1	0,9	0,8	0,7	0,6

Figura C1- Desenho de um reator com agitação



Fonte: (FOGLER, 2001)

Considerando que para processar 6,536 ton/batelada, Q_p = 0,93 ton/h, λ_p = 2,71 ton/m^3, γ = 0,250, k_p = 0,6 e n_i = 130 rpm, obteve-se D_p = 0,018 m, substituindo os valores na equação C13.

$$D_p{}^2 = \frac{0{,}093\ ton/h}{0{,}25 \times 2{,}71\,\frac{ton}{m^3} \times 0{,}250 \times 0{,}6 \times 70{,}56\ h \times 40\ rpm}$$

$$D_p = 0{,}018\ m$$

Para determinar a potência requerida pelas hélices foi considerado que a $\mu = 1{,}2.\mu água$, porque coeficiente de resistência de acordo com o material (C_o)

Versão Final Homologada
01/09/2025 16:37

É 1,2 para pó granuloso e 4,0 para pedaço. Como no processo existe pó granulado então foi utilizado $1{,}2.\mu água$.

Na equação C14 foi considerado que a relação entre o Número de Potência e o Número de Reynolds para diferentes tipos de agitadores (Mc Cabe; Smith; Harriott, 2005), para Re= 1350 é Np=0,9 (hélices).

$$Re = \frac{\rho N_i {D_p}^2}{\mu} \qquad \text{(Equação C14)}$$

Para calcular a potência foi utilizada a equação C15, obtendo-se uma potência de 13,60 W.

$$P = N_p \rho {N_i}^3 {D_p}^5 \qquad \text{(Equação C15)}$$

$$P = 0{,}0136\ KW = 13{,}60W$$

Para dimensionar o volume, diâmetro e altura do reator (Equação C16 e C17) foi necessário conhecer o tempo de operação, usando a densidade da biomassa de 455 kg/m^3, e que para cada batelada são utilizados 2.700 kg de casca de arroz. Foi considerado que $Q_{casca\ arroz}$ = 0,11083 m^3/h; $Q_{NaOH\ 1\%}$ = 2,295 m^3/h e portanto, Q_{Total} = 2,406 m^3/h.

$$V_{reator} = t_r \times Q_{Total} = 1h \times 2{,}406\ {}^{m^3}/_{h} = 2{,}406m^3 \qquad \text{(Equação C16)}$$

$$H_{reator} = \frac{V_{reator}}{2\frac{{D_{reator}}^2}{4}} \qquad \text{(Equação C17)}$$

Foi assumido que a altura será 1,5 vezes superior aos diâmetros.

$$1{,}5D_{reator} = \frac{V_{reator}}{2\frac{{D_{reator}}^2}{4}}$$

D_{reator} = 1,474 m e H_{reator} = 2,212 m

C.7 CAMISAS DE AQUECIMENTO DOS REATORES DE HIDRÓLISE ÁCIDA

Versão Final Homologada
01/09/2025 16:37

Para calcular as camisas de aquecimento dos reatores de hidrólise ácida, utilizou-se altura da camisa de 2,2 m, passo entre as espirais (A) como 0,2 m e espaçamento entre o revestimento e as paredes do reator (E) como 0,1 m.

$$Área\ da\ secção\ reta = A \times E \quad \text{(Equação C18)}$$

$$Área\ da\ secção\ reta = 0{,}2\ x\ 0{,}1 = 0{,}02\ m^2$$

C.7.1 HIDRÓLISE ÁCIDA

Para determinar o volume e altura do reator foram utilizadas as equações C16 e C17, com $Q_{casca\ arroz}$ = 0,11083 m^3/h; $Q_{H2SO4\ 1\%}$ = 1,84 m^3/h e Q_{Total} = 1,95083 m^3/h.

$$V_{reator} = t_r \times Q_{Total} = 1h \times 1{,}95083\ {}^{m^3}/_{h} = 1{,}95083 m^3$$

Rearranjando a Equação C17, para determinar a altura, e assumindo que a altura será 1,5 vezes superior ao diâmetro, obteve-se D_{reator} = 1,375 m.

$$H_{reator} = \frac{V_{reator}}{2\frac{D_{reator}{}^2}{4}}$$

$$1{,}5D_{reator} = \frac{V_{reator}}{2\frac{D_{reator}{}^2}{4}}$$

D_{reator} = 1,375 m e H_{reator} = 2,063 m

C.8 CAMISAS DE AQUECIMENTO DOS REATORES HIDRÓLISE BÁSICA

Para calcular as camisas de aquecimento dos reatores de hidrólise básica, utilizou-se altura da camisa de 2,0 m, passo entre as espirais (A) como 0,2 m e espaçamento entre o revestimento e as paredes do reator (E) como 0,1 m.

$$Área\ da\ secção\ reta = A \times E = 0{,}2\ x\ 0{,}1 = 0{,}02\ m^2$$

Versão Final Homologada
01/09/2025 16:37

C.9 REATOR PARA FERMENTAÇÃO

Para determinar o volume e altura do reator foram utilizadas as equações C16 e C17. Foi considerado que $Q_{casca\ arroz}$ = 0,02239 m^3/h; $Q_{água}$ = 0,0895 m^3/h; $Q_{levedura}$ = 0,00089 m^3/h e, portanto, Q_{Total} = 0,1128 m^3/h.

$$V_{reator} = t_r \times Q_{Total} = 48h \times 0{,}1128\, {}^{m^3}/_{h} = 5{,}41m^3$$

O volume foi arredondado para $5{,}5m^3$. Como os reatores disponíveis no mercado possuem volume de $3m^3$, então serão necessários 2 reatores de volume de $3m^3$. Assumindo que a altura será 1,5 vezes superior ao diâmetro.

$$H_{reator} = \frac{V_{reator}}{2\frac{D_{reator}{}^2}{4}}$$

$$1{,}5D_{reator} = \frac{V_{reator}}{2\frac{D_{reator}{}^2}{4}}$$

D_{reator} = 1,59 m e H_{reator} = 2,39 m

C.10 CAMISA DE AQUECIMENTO DOS REATORES DE HIDRÓLISE BÁSICA E ÁCIDA

Para o dimensionamento da camisa de aquecimento dos reatores de hidrólise ácida e básica considerou-se a altura da camisa 2,5 m; passo entre as espirais (A = 0,2 m) e espaçamento entre o revestimento e as paredes do reator (E = 0,1 m).

$$Área\ da\ secção\ reta = A \times E = 0{,}2\ x\ 0{,}1 = 0{,}02\ m^2$$

C.11 COLUNA DE DESTILAÇÃO

O dimensionamento da coluna de destilação pelo método de McCabe-Thiele para etanol e água envolve cálculos detalhados para garantir eficiência na separação dos componentes. O método gráfico de McCabe-Thiele é composto por

Versão Final Homologada
01/09/2025 16:37

uma diagonal y = x, onde se apoia a linha de operação (dividida pela linha de retificação e exaustão ligadas pela linha de energia) e equilíbrio, entre os quais calcula-se o número de estágios. Primeiramente foi calculado a alimentação composta pelo líquido frio, conforme a equação C18.

$$q = \frac{\Delta H^{vap} + C_{p,L} \cdot (T_b - T_F)}{\Delta H^{vap}} \qquad \text{(Equação C18)}$$

Substituindo os valores de T_F de 32°C com uma entalpia H = 15 kcal/kg e entalpia para vapor líquido saturado das misturas têm-se H = 485 kcal/kg e 70 kcal/kg, a uma temperatura no ponto de orvalho de 90°C, a linha de alimentação tem q = 1,13 >1.

A Tabela C1 mostra os dados para construção dos gráficos que com isso é possível para determinar os estágios mínimos, estágios reais, estágios teóricos e refluxo mínimo. De acordo as informações dadas na Tabela C1 foi possível determinar na Figura C3 o gráfico de refluxo mínimos para a mistura etanol e água. De acordo com o gráfico tem um refluxo mínimos de 0,6534.

Tabela C1 - Condições para realização de gráficos

	Dados	Unidades
xD	0,92	Adimensional
zF	0,59	Adimensional
xB	0,08	Adimensional
a	2,50	Adimensional
q	1,13	Adimensional
F	2.113,00	Kmol/h

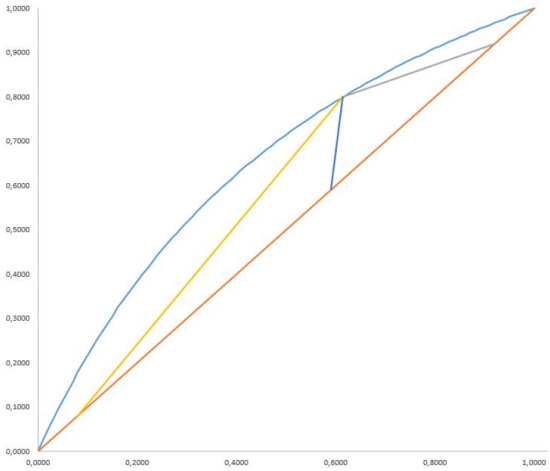
Fonte: a autora (2024)
Nota: xD = Composição do destilado;
zF = Composição da alimentação;
xB = Composição do produto de base;
a = Relação de refluxo;
q =linha de alimentação;
F = Fluxo total de alimentação (Kmol/h).

A Figura C4 mostra o número mínimo de estágios necessários em uma coluna de destilação para separar eficientemente os componentes desejados. De acordo com o gráfico, a coluna teria oito estágios mínimos. Os componentes x-y das etapas mínimas com número de estágio da coluna de destilação são mostrados na Tabela C2.

Versão Final Homologada
01/09/2025 16:37

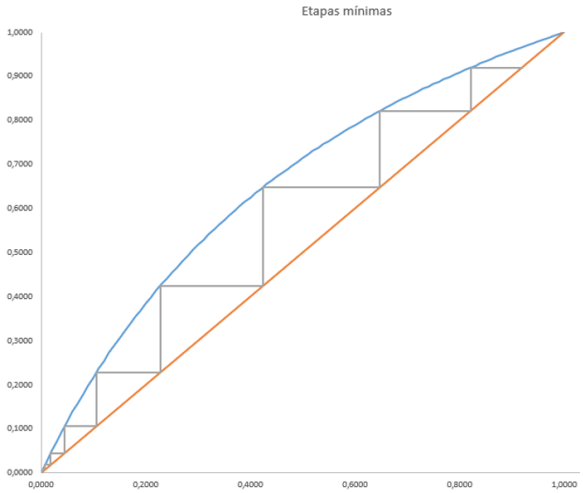
A Figura C5 mostra o gráfico dos estágios teóricos de destilação, indicando o número ideal de estágio de equilíbrio para separar dois componentes em uma coluna de destilação, sob condições ideais de equilíbrio. Foram determinados 9 estágios teóricos na torre de destilação.

Figura C3 - Gráfico de refluxo mínimo



Fonte: a autora, 2024.

Figura C4 - Gráficos de estágios mínimos



Fonte: a autora, 2024.

Tabela C2 - Componentes x-y das etapas mínimas

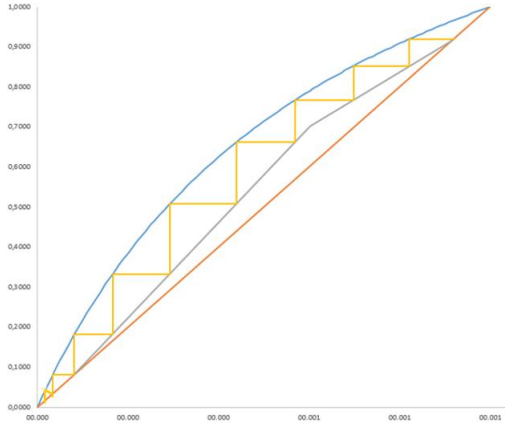
x	y	Estágios
0,9200	0,9200	1
0,8214	0,9200	
0,8214	0,8214	2
0,6478	0,8214	
0,6478	0,6478	3
0,4239	0,6478	
0,4239	0,4239	4
0,2274	0,4239	
0,2274	0,2274	5
0,1053	0,2274	
0,1053	0,1053	6
0,0449	0,1053	
0,0449	0,0449	7
0,0184	0,0450	
0,0184	0,0185	8
0,0075	0,0185	

Fonte: a autora, 2024.

Versão Final Homologada
01/09/2025 16:37

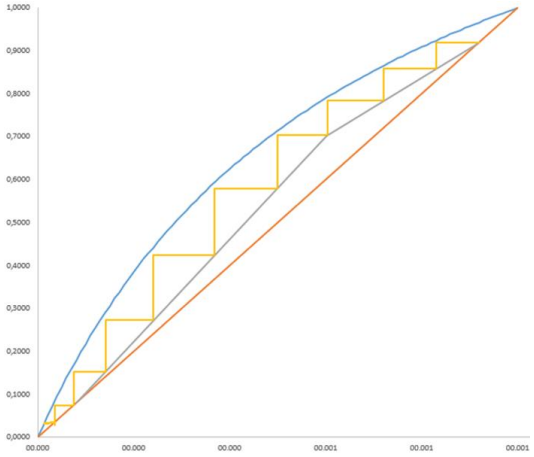
A Figura C6 Gráfico de estágios reais com eficiência de 90% são utilizadas apenas em uma coluna de destilação para simular condições práticas de operação. Refletem a realidade do processo, levando em consideração eficiências de transferência de massa e calor, gases, entre outros fatores, para garantir um projeto e operação mais realista da coluna de destilação.

Figura C5 - Gráficos de estágios teóricos



Fonte: a autora, 2024.

Figura C6 - Gráficos de estágios reais



Fonte: a autora, 2024.

Tabela C3 - Componentes x-y dos estágios teóricos

x	y	Estágios
0,9200	0,9200	1
0,8214	0,9200	
0,8214	0,8524	2
0,6978	0,8524	
0,6978	0,7675	3
0,5691	0,7675	
0,5691	0,6622	4
0,4395	0,6622	
0,4395	0,5079	5
0,2922	0,5079	
0,2922	0,3325	6
0,1662	0,3325	
0,1662	0,1826	7
0,0820	0,1826	
0,0820	0,0824	8
0,0347	0,0824	
0,0347	0,0260	9
0,0106	0,0260	

Fonte: a autora (2024).

Versão Final Homologada
01/09/2025 16:37

Observa-se no gráfico que a torre de destilação requer 10 pratos reais. Os componentes x-y desses estágios são apresentados na Tabela C4, junto com os componentes x-y dos estágios reais com eficiência de 90% da coluna de destilação.

A Tabela C5 mostra um resumo do dimensionamento da coluna de destilação, o diâmetro e a altura da coluna foram calculados conforme Muñoz Ortuño (2022).

Tabela C4 - Componentes x-y dos estágios reais com eficiência 90%

x	Y	Estágio
0,9200	0,9200	1
0,8313	0,9200	
0,8313	0,8591	2
0,7215	0,8591	
0,7215	0,7838	3
0,6048	0,7838	
0,6048	0,7037	4
0,4989	0,7037	
0,4989	0,5786	5
0,3690	0,5786	
0,3690	0,4240	6
0,2416	0,4240	
0,2416	0,2723	7
0,1413	0,2723	
0,1413	0,1530	8
0,0748	0,1530	
0,0748	0,0738	9
0,0353	0,0738	
0,0353	0,0268	10
0,0133	0,0268	

Fonte: a autora, 2024.

Tabela C5 - Parâmetros de dimensionamento da coluna de destilação

Parâmetros de Dimensionamento da Coluna de Destilação	Quantidade	Unidade
Relação de refluxo mínimo, R_{min}	0,6534	-
Relação de refluxo	2,5	-
Número de estágios mínimos	8	-
Número de estágios teórico	9	-
Número de estágios reais 90%	10	-
Diâmetro de prato	0,152	m
Altura da coluna	5,882	m

Fonte: a autora, 2024.

Versão Final Homologada
01/09/2025 16:37

C.12 CONDENSADOR CASCO TUBO

No dimensionamento do condensador foi considerada a capacidade de condensação, área de troca térmica e fluxo de vapor para garantir uma operação eficaz e utilizada a equação C19 para sua determinação.

$$q = U.A.\Delta LMTD \quad \text{(Equação C19)}$$

onde:
q = taxa de transferência de calor (kW);
U = coeficiente global de troca térmica (W/K.m^2);
A = área de troca térmica (m^2);
ΔTML = temperatura média logarítmica (K).

Segundo Fochi et al. (2021), o coeficiente global de transferência de calor é 1500 W/K.m^2 para trocas de calor envolvendo água como fluido resfriado e vapor de água ou água como fluido aquecido. Para Menezes et al. (2011) como existe predominância da água em todas as correntes do processo (mais de 85% em massa), foi assumido que o coeficiente global de transferência de calor desses fluidos é equivalente ao da água. Assim, para o etanol foi considerado o coeficiente global de troca térmica como 300 W/K.m^2. A equação C20 apresenta a equação da média logarítmica de temperatura.

$$\Delta LMTD = \frac{\Delta T_2 - \Delta T_1}{ln\frac{\Delta T_2}{\Delta T_1}} \quad \text{(Equação C20)}$$

onde:
ΔT_2 = Diferença entre a temperatura de saída do fluido quente e a temperatura de entrada do fluido frio;
ΔT_1 = Diferença entre a temperatura de entrada do fluido quente e a temperatura de saída do fluido frio.

Versão Final Homologada
01/09/2025 16:37

As temperaturas médias logarítmicas, as temperaturas de entrada e saída das correntes a passarem pelo processo de transferência de calor e as áreas de troca térmica dos trocadores são apresentadas na Tabela C6.

Tabela C6 - Dimensionamento dos equipamentos que requer calor

Operação	Temperatura		ΔLMTD	A (m^2)
	inicial	final		
Saída da Hidrólise Básica	150°C	25°C	69,76°C	24,9
Saída da Hidrólise Ácida	150°C	30°C	74,56°C	23,29
Condensadores	100°C	30°C	58,14	19,99
Pré-aquecimento na Destilação	32°C	94,5°C	57,71°C	20,13

Fonte: a autora, 2024.

Versão Final Homologada
01/09/2025 16:37

APÊNDICE D - MEMORIAL DE CÁLCULOS: DIMENSIONAMENTO DE TUBULAÇÕES

Para o cálculo do diâmetro das tubulações foi utilizada a equação D1 (Çengel e Cimbala, 2012). A Tabela D1 apresenta dos dados das tubulações. Foi aplicado o fator de segurança de 20% e os valores de velocidade proposta por Fochi et al. (2021) para determinar o diâmetro necessário para as correntes de conexão do processo.

$$D = \sqrt{\frac{4 \times \mathrm{Q}}{\pi \times \rho \times \nu}} \qquad \text{(Equação D1)}$$

onde: Q = vazão volumétrica (m^3/s); ρ = densidade (kg/m^3); ν = velocidade do fluido (m/s).

Tabela D1 - Dados das tubulações com as velocidades

Corrente	Comprimento(m)	Vazão(m^3/s)	Velocidade (m/s)	Diâmetro nominal comercial(mm)	Velocidade real (m/s)
2	2,00	0,0247	2,50	12,53	2,04
3	4,77	0,0239	2,50	77,92	2,10
4	3,63	0,0028	2,50	77,92	2,39
5	3,63	0,0021	2,50	77,92	2,39
6	2,00	0,1013	2,50	12,53	2,04
7	6,00	0,0760	2,50	12,53	2,04
8	8,00	0,0020	2,50	12,53	2,04
9	8,74	9E-05	2,50	9,24	9,24
10	4,77	0,0135	2,50	77,92	2,10
11	15,34	0,0033	2,50	35,04	2,08
12	3,63	0,0026	2,50	77,92	2,39
13	3,63	0,0013	2,50	77,92	2,39
14	4,34	0,0002	2,50	35,04	2,08
15	10,00	0,0143	2,50	12,53	2,04
17	2,41	3E-05	2,50	62,71	2,34
18	4,25	0,0144	2,50	35,04	1,97
19	3,50	0,0036	2,50	52,50	1,54
20	3,50	0,1692	2,50	52,50	1,54
21	1,58	0,0011	2,50	62,71	2,21
22	1,58	0,0069	2,50	62,71	2,21
23	10,63	0,0084	2,50	15,80	1,79
24	15,00	0,0063	2,50	26,67	2,11
25	15,00	0,0147	2,50	26,67	2,11

Fonte: a autora, 2024.

Versão Final Homologada
01/09/2025 16:37

APÊNDICE E - MEMORIAL DE CÁLCULOS: PERDA DE CARGA

Para converter a perda de carga do acessório para comprimentos equivalentes de tubulação (k), foi utilizado o Diagrama de Moody da *FIG. 6-9 Fanning friction factors* (Green e Southard, 2018). A determinação da perda de carga total na tubulação foi realizada de acordo com a Equação E1, a qual considera tanto a perda de carga na extensão da tubulação quanto nos acessórios.

$$J = \frac{U_b^2}{2 \times g} \times \left(L \times \frac{f}{D} + K \right) \quad \text{(Equação E1)}$$

onde:

J = Perda de carga total (m);

U_b = Velocidade de escoamento do fluido (m/s);

L = Comprimento da tubulação (m);

f = Fator de atrito (adimensional);

g = Aceleração da gravidade (m/s²);

D = Diâmetro da tubulação (m);

k = Perda de carga localizada no acessório conforme o diâmetro (m).

Para determinar o coeficiente de atrito (f), o número de Reynolds (Re) foi calculado usando a Equação E2, assumindo um fluxo turbulento onde Re > 4.000. Com o valor de Re e conhecendo a rugosidade (ε) do aço inoxidável como 0,002, o coeficiente de atrito pode ser obtido consultando o Diagrama de Moody.

$$Re = \frac{\rho \times U_b \times D}{\mu} \quad \text{(Equação E2)}$$

onde:

R_e = Número de Reynolds (adimensional);

ρ = Densidade do fluido (kg/m³);

U_b = Velocidade de escoamento do fluido (m/s);

D = Diâmetro da tubulação (m);

μ = Viscosidade do fluido (kg/m.s);

Versão Final Homologada
01/09/2025 16:37

Assim, foram obtidos todos os valores para o cálculo da perda de carga nas tubulações. Os valores obtidos estão dispostos a seguinte Tabela E1.

Tabela E1 - Cargas de perdas para cada corrente

Corrente	Comprimento(m)	Vazão(m^3/s)	Perda de carga J(m)
2	2,00	0,0005	1,21
3	4,77	0,0013	0,31
4	3,63	0,0010	0,24
5	3,63	0,0010	0,24
6	2,00	0,0005	1,21
7	6,00	0,0016	1,21
8	8,00	0,0022	0,21
9	8,74	0,0024	22,2
10	4,77	0,0013	0,31
11	15,34	0,0042	2,58
12	3,63	0,0010	0,24
13	3,63	0,0010	0,24
14	4,34	0,0012	2,58
15	10,00	0,0027	1,21
17	2,41	0,0006	4,44
18	4,25	0,0011	2,46
19	3,50	0,0009	0,36
20	3,50	0,0009	0,36
21	1,58	0,0004	7,73
22	1,58	0,0004	7,73
23	10,63	0,0029	2,46
24	15,00	0,0041	6,87
25	15,00	0,0041	6,87

Fonte: a autora, 2024.

Versão Final Homologada
01/09/2025 16:37

APÊNDICE F - MEMORIAL DE CÁLCULOS: DIMENSIONAMENTO BOMBAS

Para o dimensionamento das bombas, determinou-se onde se localizam as bombas. Para o cálculo da potência da bomba, utilizou-se a Equação F1. Ressalta-se que se utilizou 70% de eficiência para as bombas. A Tabela F1 mostra as potências que necessárias para cada corrente do processo de produção de bioetanol.

$$W_a = \frac{g \times \Delta Z + J}{\eta} \times Q \times L \qquad \text{(Equação F1)}$$

onde:

Wa = Potência da bomba (Watt);

g = Aceleração da gravidade (m/s²);

ΔZ = Diferença de altura (m);

J = Perda de carga total na tubulação (m);

η = Eficiência da bomba (adimensional);

L = Comprimento da tubulação (m);

Q = Vazão de fluido (m³/s).

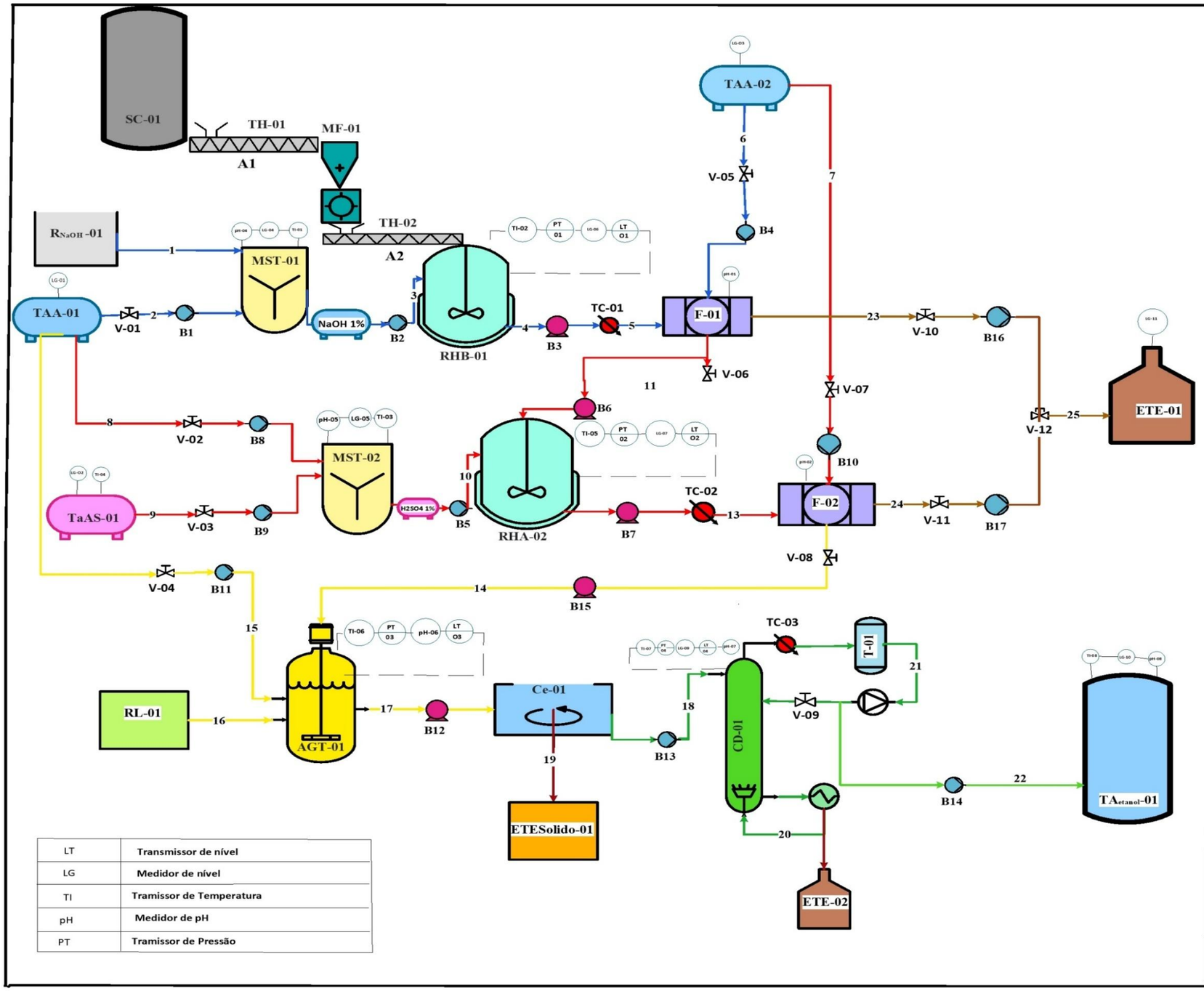
Tabela F1 - Correntes e potencias de bombas

Bomba	Correntes	Comprimento (m)	Vazão Volumétrica(m³/s)	Ws (Watt)	Ws (cv)	Bomba comercial(cv)
B1	2	2,00	0,0005	3842,45	5,2300	6
B2	3	4,77	0,0013	42,80	0,0580	1/4
B3	4	3,63	0,0010	42,80	0,0580	1/4
B4	6	2,00	0,0005	3842,45	5,2300	6
B10	7	6,00	0,0016	3842,45	5,2300	6
B8	8	8,00	0,0022	3842,45	5,2300	6
B9	9	8,74	0,0024	0,21	0,0003	1/4
B5	10	4,77	0,0013	4,37	0,0059	1/4
B6	11	15,34	0,0042	42,80	0,0586	1/4
B7	12	3,63	0,0010	46,80	0,0582	1/4
B11	15	10,00	0,0027	3842,45	5,2300	6
B12	17	2,41	0,0006	35,08	0,0477	1/4
B13	18	4,25	0,0011	35,08	0,0477	1/4
B14	23	10,63	0,0029	17,68	0,0241	1/4
B15	24	15,00	0,0041	113,12	0,1539	1/4
B16	25	15,00	0,0041	113,12	0,1539	1/4

Fonte: a autora, 2024.

Versão Final Homologada
01/09/2025 16:37

APÊNDICE G - FLUXOGRAMA DE TUBULAÇÃO E INSTRUMENTAÇÃO (T+I)



Legenda	Descrição
SC-01	Silo Armazenagem
TH-01	Transportadora helicoidal
MF-01	Moinho de Facas
TH-02	Transportadora helicoidal
TAA-01	Tanque de armazenamento de agua
TAA-02	Tanque de armazenamento de agua
R_{NaOH}-01	Reservatorio hidroxido de sodio
MST-01	Misturador
RHB-01	Reator Hidrolise Básica
RHA-02	Reator Hidrolise Acida
MST-02	Misturador
TaAS-04	Tanque armazenagem acido sulfurico
AGT-01	Agitador
Ce-01	Centrifuga
CD-01	Coluna de Destilação
ETE	Estação de Tratamento de Efluentes
T-01	Tanquue Coluna Destilação
TA$_{etanol}$-05	Tanque Armazenamento Etanol
RL-01	Reservatorio de Leveduras
F-01	Filtro

LT	Transmissor de nível
LG	Medidor de nível
TI	Tramissor de Temperatura
pH	Medidor de pH
PT	Tramissor de Pressão

UNIVERSIDAD DE INTEGRAÇÃO LATINO-AMERICANA		
1	PROJETO: ANÁLISE DA VIABILIDADE TÉCNICA E ECONOMICA DA PLANTA DE PRODUÇÃO DE BIOETANOL DE SEGUNDA GERAÇÃO DA CASCA DE ARROZ	
	T+I DA PLANTA DE PRODUÇÃO DE BIOETANOL	
	ORIENTADORA: KATYA REGINA DE FREITAS ZARA	SEM ESCALA
	DISCENTE: LAURA N. MARECOS	DATA: 03/2024

Versão Final Homologada
01/09/2025 16:37

APÊNDICE H - MEMORIAL DE CÁLCULOS: AVALIAÇÃO ECONÔMICA

A análise econômica do projeto, para determinar o lucro do empreendimento, utilizou-se o modelo proposto pelo método de Venture-Profit (Perlingeiro, 2005). Esse método considera diversos elementos, incluindo custos, investimentos e projeções de receita. Todos os valores expressos em dólar americano foram convertidos com base na taxa de câmbio do dia 24 de março de 2024 (US$ 1,00 = R$ 5,00).

H.1 CUSTOS DE EQUIPAMENTOS E MATÉRIAS PRIMAS

Para determinar os gastos com equipamentos e matérias-primas, foram realizadas pesquisas nos websites dos potenciais empresas fornecedoras. No caso dos equipamentos referenciados na Tabela H1, não foi possível encontrar as informações no site das empresas, recorreu-se à plataforma *Matches*, onde um valor estimado foi encontrado. Além disso, os preços encontrados na plataforma foram atualizados para janeiro de 2024 mais recente usando o índice CEPCI.

Tabela H1 - Custos dos equipamentos, tubulações e bombas

Equipamentos, tubulações e bombas	Quantidade	Valor Unitário (US$)	Valor Total (US$)
Armazém	1,00	250.990,00	250.990,00
Reservatório de água	2,00	60.000,00	120.000,00
Reservatório de ácido sulfúrico	2,00	12.000,00	24.000,00
Reservatório de Hidróxido de sódio	2,00	6.000,00	12.000,00
Tanque de diluição	2,00	17.335,60	34.671,20
Trocador de calor	3,00	38.000,00	114.000,00
Reator de Hidrólises	2,00	62.000,00	124.000,00
Filtro de tambor rotativo	2,00	112.095,40	224.190,80
Biorreator fermentativo	2,00	756.490,00	1.512.980,00
Centrifuga decantador	1,00	106.552,00	106.552,00
Evaporador	1,00	159.144,00	159.144,00
Tanque de levedura	1,00	44.756,40	44.756,40
Coluna de destilação	1,00	486.514,00	486.514,00
Tanque de armazenamento	1,00	79.800,00	79.800,00
Torre de resfriamento	1,00	157.320,00	157.320,00
Bombas 1/4 cv	11,00	90,00	990,00
Bombas 6 cv	5,00	1.350,00	6.750,00
Tubulações (m)	152,93	30,00	4.587,90
Total	-	**2.348.997,40**	**3.463.246,30**

Fonte: a autora, 2024.

Versão Final Homologada
01/09/2025 16:37

Para determinar o preço de compra das matérias-primas, foi adotado o preço médio de três fornecedores. Considerando que a casca de arroz será fornecida por um moinho, portanto, não foi necessário efetuar a compra. Essa abordagem permitiu estabelecer o custo real anual de cada matéria-prima a ser utilizada apresentada na Tabela H2 custos dos reagentes.

Nesta proposta a empresa terá no total 38 funcionários, distribuídos na área administrativa (10) e área fabril (28). Os cargos estão descritos na Tabela I3, bem como os custos empregatícios de cada um deles. A média salarial de cada função encontra-se na Tabela H3.

Tabela H2 - Custos dos reagentes

Reagentes	Demanda Anual (Kg)	Preço Unitário ($/Kg)	Custo ($)
Extrato de levedura	144,00	3,06	440,64
Ácido sulfúrico	3.458,89	7,10	24.558,12
Hidróxido de Sódio	3.456,00	5,06	17.487,36
Total	-	-	**42.486,12**

Fonte: a autora, 2024.

Tabela H3 - Custos Funcionários

Área	Função	Quantidade	Salário (US$/mês)	Custo anual (US$)
Fabril	Técnico de Produção (día)	5	450,40	29.276,00
	Técnico de Produção (noite)	4	540,40	28.100,80
	Técnico de segurança de Trabalho	1	502,40	6.531,20
	Técnico de manutenção	1	447,40	5.816,20
	Técnico de Laboratório	4	380,00	19.760,00
	Operador utilidade(dia)	3	420,00	16.380,00
	Operador utilidade(noite)	1	500,00	6.500,00
	Analista de controle de qualidade	4	500,00	26.000,00
	Gerente industrial	1	1.257,40	16.346,20
	Vigilante (dia)	2	385,40	10.020,40
	Vigilante (Noite)	2	438,40	11.398,40
Administrativa	Diretor	1	1.800,00	23.400,00
	Assistente administrativo	1	320,00	4.160,00
	Analista de RH	1	643,00	8.359,00
	Analista Financeiro	1	600,00	7.800,00
	Secretario/Recepcionista	2	269,60	7.009,60
	Faxineiro	2	251,60	6.541,60
	Técnico em informática	2	360,00	9.360,00
	Total	**38**		**242.759,40**

Fonte: a autora, 2024.

Versão Final Homologada
01/09/2025 16:37

O planejamento de prevenção e proteção contra incêndios (PPCI) será conduzido por uma empresa externa, com um custo estimado de $ 1.500,00. Além disso, a empresa garantirá uma apólice de seguro para proteger a indústria contra incêndios, roubos ou acidentes, abrangendo tanto o patrimônio, os funcionários quanto as mercadorias. Para isso, foi calculado um valor equivalente a 1% do investimento inicial. A Tabela H4 custo de EPIs para os operários da planta de produção de bioetanol.

Tabela H4 - Custos dos Equipamentos de Proteção Individual

EPI	Quantidade	Custo unitário ($)	Custo Anual ($)
Óculos de proteção	25,00	1,74	43,50
Luvas Nitrílica (caixa)	5,00	34,16	170,80
Macacão	30,00	62,00	1.860,00
Botas de PVC cano longo	30,00	23,00	690,00
Respirador com filtro	30,00	14,12	423,60
Capacete com ajuste	30,00	7,70	231,00
Protetor auditivo	20,00	35,00	700,00
Total			**4.118,90**

Fonte: a autora, 2024.

Para o cálculo do investimento foi utilizado fT = 1, fD = 1 e fator de Lang como 4,1. A somatória dos equipamentos, tubulações e bombas é de US$ 3.445.246,30. O valor de ISBL foi calculado com a equação.

$$ISBL = f_T \times f_D \times f_L \times \sum I_E$$

$$ISBL = 1 \times 1 \times 4{,}1 \times 3.463.246{,}30 = \text{US\$ } 14.199.309{,}83$$

Com o valor ISBL foi possível calcular o OSBL e o investimento de giro.

$$OSBL = 0{,}45 \times ISBL = US\$\ 6.389.689{,}42$$

$$I_{giro} = 1{,}81 \times ISBL = US\$\ 25.700.750{,}79$$

O investimento direto foi calculado com o valor de ISBL e OSBL. E com o valor do investimento direto, foi calculado o investimento indireto. E o investimento fixo foi calculado com o valor do investimento direto e indireto.

$$I_{direto} = ISBL + OSBL = US\$\ 20.588.999{,}25$$

Versão Final Homologada
01/09/2025 16:37

$$I_{indireto} = 0{,}25 * \ I_{direto} = US\$\ 5.147.249{,}81$$

$$I_{fixo} = I_{direto} + I_{indireto} = US\$\ 30.848.000{,}60$$

Para determinar o investimento total, foi calculado o investimento de partida.

$$I_{partida} = 0{,}10 \times I_{fixo} = US\$\ 3.084.800{,}06$$

$$I_{total} = I_{fixo} + I_{giro} + I_{partida} = US\$\ 87.396.751{,}45$$

A receita (R) é dada pelo preço de venda multiplicado pelo total produzido em um ano.

$$R = P_{venda} + Prod_{anual} = \frac{\$}{L} 0{,}73 \times 300.794{,}4 \frac{L}{ano} = 220.582{,}56 \frac{\$}{ano}$$

Para o cálculo da estimativa do custo total, foi calculado o custo de manutenção pelo investimento fixo, e os demais custos.

$$C_{manut} = 0{,}04 \times I_{fixo} = US\$\ 1.233.920{,}02$$

$$C_{supr} = 0{,}15 \times C_{manut} = US\$\ 185.088{,}00$$

$$C_{fixo} = C_{imp} + C_{seg} = 0{,}03 \times I_{fixo} = US\$\ 925.440{,}02$$

$$C_{geral} = 0{,}025 \times R = US\$\ 5.514{,}56$$

O custo gastos com a mão de obra foi calculada segundo Perlingeiro (2005), e o custo total pode ser estimado por meio da equação.

$$C_{total} = 1{,}37 \times \left(C_{mp} + C_{util}\right) + 0{,}104 \times I_{fixo} + 0{,}034 \times R$$

Versão Final Homologada
01/09/2025 16:37

Utilizando os valores obtidos anteriormente e que o custo gasto com a matérias primas foi de US$ 42.486,12, foi realizada a estimativa do custo total para definir o custo com mão de obra.

$$C_{total} = US\$\ 4.482.385{,}64$$

$$C_{mobra} = 0{,}20 \times C_{total} = US\$\ 896.477{,}12$$

Após a definição do custo com a mão de obra, foi definido o custo de administração do empreendimento e o custo com laboratório.

$$C_{adm} = 0{,}20 \times C_{mobra} = US\$\ 179.295{,}43$$

$$C_{lab} = 0{,}15 \times C_{mobra} = US\$\ 134.471{,}57$$

Foi calculado o custo direto do investimento e os custos diretos e fixos, a partir do custo de produção e custo geral.

$$C_{diretos} = C_{mp} + C_{util} + C_{manut} + C_{supr} + C_{mobra} + C_{adm} + C_{lab} = US\$\ 3.548.692{,}16$$

$$C_{produção} = C_{direto} + C_{fixos} = US\$\ 4.474.132{,}18$$

$$C_{total} = C_{produção} + C_{gerais} = US\$\ 4.479.646{,}74$$

A lucratividade, depreciação e retorno sobre o investimento foram calculados pelas equações a seguir.

$$LB = R - C_{total} = US\$ - 4.259.064{,}18$$

$$D = 0{,}1 \times I_{fixo} = US\$\ 3.084.800{,}06$$

$$RI = 0{,}1 \times I_{total} = US\$\ 8.739.675{,}15$$

Versão Final Homologada
01/09/2025 16:37

Foi considerado 5%, o gasto com o imposto de renda.

$$IR = t \times (LB - D) = US\$ - 367.193{,}21$$

Para determinar a compensação pelo risco utilizou-se uma taxa h = 0,10.

$$CR = h * I_{total} = 0{,}10 * I_{total} = \$\ 8.739.671{,}54$$

O lucro do empreendimento foi determinado pela equação.

$$LE = LB - (D + IR + RI + CR) = US\$ - 15.937.889{,}36$$

Para determinar o *payback*, foi calculado o fluxo de caixa acumulado ao longo do tempo, somando os fluxos de caixa líquidos anuais até que eles se tornem positivos. Foram usados como investimento inicial o valor de US$ 87.396.751,45 e para o fluxo de caixa anual (LE) US$ 4.651.109,89.

$$Payback = \frac{Investimento\ Inicial}{Fluxo\ de\ Caixa\ Anual}$$

$$Payback = \frac{US\$\ 87.396.751{,}45}{US\$ 4.651.109{,}89} \approx 18{,}81\ anos$$

Portanto, o *payback* para este empreendimento foi determinado como 18,81 anos, ou seja, aproximadamente 19 anos para recuperar o investimento inicial com base no fluxo de caixa anual.

Versão Final Homologada
01/09/2025 16:37

APÊNDICE I - FICHA DE ESPECIFICAÇÃO TÉCNICA

Neste Apêndice é apresentada a ficha de especificação técnica de alguns equipamentos que foram dimensionados para o processo de produção de etanol de segunda geração. O Quadro I1 apresenta a listagem dos equipamentos e a seção em que estão alocados.

Quadro I1 – Listagem dos equipamentos que será apresentada a ficha de especificação técnica

Seção	Equipamento
Pré-tratamento mecânico	Transportadora helicoidal
	Moinho de facas
Hidrólise básica	Tanque de diluição de hidróxido de sódio
	Reator encamisado
Hidrólise ácida	Tanque de diluição de ácido sulfúrico
	Reator encamisado
Hidrólise básica e ácida	Filtro de tambor rotativo a vácuo
Fermentação	Reator com agitação
Centrifugação	Centrífuga
Destilação	Coluna de destilação
-	Bombas ¼ CV
-	Bombas 6 CV

Versão Final Homologada
01/09/2025 16:37

ESPECIFICAÇÃO - TRANSPORTADORA HELICOIDAL	
Unidade: Planta de produção de bioetanol de segunda geração	
Local: Central - Paraguai	
Seção: PRÉ-TRATAMENTO MECÂNICO	
CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO	**Configuração dos Canais e Roscas:** Modular, permitindo ajustes conforme necessário.
	Tubulação de Entrada e Saída: Poligonal e cilíndrica, seguindo o padrão WAM.
	Conjunto de Rolamentos na Extremidade: Equipado com vedações externas do eixo, ajustáveis para melhor desempenho.
	Variedade de Rolamentos no Gancho Intermediário: Incluindo opções autolubrificantes, selecionadas conforme a aplicação.
	Flanges Terminais: Soldadas ortogonalmente no canal, utilizando gabaritos especiais para garantir precisão.
	Chapas Terminais: Suportam o conjunto de rolamentos terminais, fechando o canal de forma segura.
	Rosca Helicoidal Modular: Com passo quadrado ou variável no centro da tubulação, com eixo acoplado em ambas as terminações.
	Conexões entre Seções da Rosca: Realizadas por meio de acoplamento de eixo parafusado ou ranhurado, assegurando estabilidade.
	Balanceamento Preciso da Rosca: Garantindo operação suave e eficiente.
MATERIAL DE CONSTRUÇÃO	**Material:** Projeto em aço inoxidável 304L.
	Projeto de Rolamentos pela WAM: Adaptado para oferecer o desempenho ideal em cada aplicação.
Observações	
Data: 27/03/2024	**Responsável:** Laura Ivonne Nuñez Marecos

Versão Final Homologada
01/09/2025 16:37

ESPECIFICAÇÃO - MOINHO DE FACAS	
Unidade: Planta de produção de bioetanol de segunda geração	
Local: Central - Paraguai	
Seção: PRÉ-TRATAMENTO MECÂNICO	
CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO	**Tipo de Moinho:** Moinho de facas com sistema de corte a tambor.
	Número de Facas: 4 facas, posicionadas para garantir uma moagem rápida e eficiente.
	Marca e Modelo: Treu, OP: 69135 D.
	Boca de Entrada: 160mm x 110mm, proporcionando acesso conveniente ao material a ser processado.
	Sistema de Refrigeração: Integrado para manter a temperatura controlada durante o processo.
	Capacidade: 500 kg/h, permitindo um alto volume de processamento.
	Potência: 7,5 CV, proporcionando energia suficiente para operações de moagem intensivas.
	Rotação: 1.750 rpm, garantindo uma operação eficiente.
	Tensão de Alimentação: 220 V, compatível com padrões de energia comuns.
MATERIAL DE CONSTRUÇÃO	**Material:** Construído com materiais resistentes e duráveis para suportar operações de moagem contínuas.
	Redução de Tamanho: Projetado para reduzir o tamanho das partículas da casca de arroz para cerca de 5mm a 7mm, atendendo aos requisitos do processo.
Observações	
Data: 27/03/2024	**Responsável:** Laura Ivonne Nuñez Marecos

Versão Final Homologada
01/09/2025 16:37

ESPECIFICAÇÃO - TANQUE DE DILUIÇÃO DE HIDRÓXIDO DE SÓDIO	
Unidade: Planta de produção de bioetanol de segunda geração	
Local: Central - Paraguai	
Seção: HIDRÓLISE BÁSICA	
CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO	**Capacidade:** 56,46 m³
	Diâmetro: 4,00 m
	Altura: 4,5 m
	Operação: 80% do volume total
MATERIAL DE CONSTRUÇÃO	Fabricado em polipropileno, proporcionando forte resistência à corrosão e produtos químicos.
Observações	
Data: 27/03/2024	**Responsável:** Laura Ivonne Nuñez Marecos

Versão Final Homologada
01/09/2025 16:37

ESPECIFICAÇÃO - REATOR ENCAMISADO	
Unidade: Planta de produção de bioetanol de segunda geração	
Local: Central - Paraguai	
Seção: HIDRÓLISE BÁSICA	
CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO	**Capacidade:** 2,5 m³
	Dimensões: 1,5 m de diâmetro e 2,5 m de altura
	Operação: Utiliza 80% do volume total
	Pressão de Operação (atm): 5
	Temperatura de Operação (°C): 150
	Tipo de agitador: âncora com raspadores
MATERIAL DE CONSTRUÇÃO	**Casco:** aço inox 316
	Base: aço inox 316
	Suporte: aço inox 316
	Pás: aço inox 316
Observações	
Data: 27/03/2024	**Responsável:** Laura Ivonne Nuñez Marecos

Versão Final Homologada
01/09/2025 16:37

ESPECIFICAÇÃO - TANQUE DE DILUIÇÃO DE ÁCIDO SULFÚRICO	
Unidade: Planta de produção de bioetanol de segunda geração	
Local: Central - Paraguai	
Seção: HIDRÓLISE ÁCIDA	
CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO	**Capacidade:** 56,46 m³
	Diâmetro: 4,00 m
	Altura: 4,5 m
	Operação: 80% do volume total
	Instalação de uma bacia de contenção de concreto impermeabilizada ao redor do reservatório, com capacidade para 64,8 m³
MATERIAL DE CONSTRUÇÃO	**Casco:** aço inox 316
	Base: aço inox 316
	Suporte: aço inox 316
	Pás: aço inox 316
Observações	
Data: 27/03/2024	**Responsável:** Laura Ivonne Nuñez Marecos

Versão Final Homologada
01/09/2025 16:37

ESPECIFICAÇÃO - REATOR ENCAMISADO	
Unidade: Planta de produção de bioetanol de segunda geração	
Local: Central - Paraguai	
Seção: HIDRÓLISE ÁCIDA	
CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO	**Capacidade:** 2,5 m³
	Dimensões: 1,5 m de diâmetro e 2,5 m de altura
	Operação: Utiliza 80% do volume total
	Pressão de Operação (atm): 5
	Temperatura de Operação (°C): 150
	Tipo de agitador: âncora com raspadores
MATERIAL DE CONSTRUÇÃO	**Casco:** aço inox 316
	Base: aço inox 316
	Suporte: aço inox 316
	Pás: aço inox 316
Observações	
Data: 27/03/2024	**Responsável:** Laura Ivonne Nuñez Marecos

Versão Final Homologada
01/09/2025 16:37

ESPECIFICAÇÃO - FILTRO DE TAMBOR ROTATIVO A VÁCUO	
Unidade: Planta de produção de bioetanol de segunda geração	
Local: Central - Paraguai	
Seção: HIDRÓLISE BÁSICA E ÁCIDA	
CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO	**Comprimento:** 4,27 m
	Largura: 2,54 m
	Altura: 2,49 m
	Máximo Ângulo de Imersão: 120 graus
	Aplicação: Amido, Óleo, Suco, Mineração, Águas Residuais, etc.
	Pressão de Vácuo: -0,7 bar
	Componentes do Núcleo: Bomba, Sistema de Vácuo, Tambor de Filtro de Vácuo
	Velocidade do Tambor: 0,1 - 2 rotações por minuto
	Frequência de Agitação: 40/min
MATERIAL DE CONSTRUÇÃO	**Construção em aço inoxidável:** Resistente à corrosão e durável.
	Design compacto e moderno: Facilmente integrável em diferentes ambientes.
	Velocidade do tambor ajustável: Adaptável às necessidades do cliente.
	Descarregamento controlado: Utiliza lâmina de raspador de alta liga para otimização do processo de descarga.
Observações	
Data: 27/03/2024	**Responsável:** Laura Ivonne Nuñez Marecos

Versão Final Homologada
01/09/2025 16:37

ESPECIFICAÇÃO – REATOR COM AGITAÇÃO	
Unidade: Planta de produção de bioetanol de segunda geração	
Local: Central - Paraguai	
Seção: FERMENTAÇÃO	
CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO	**Reator:** com Agitação e Hélices de Potência de 13,60W
	Capacidade: 5,41 m³ (considerando operação a 80%)
	Diâmetro: 2,37m
	Altura: 3 m
	Espessura do recipiente interno: 3 mm
	Espessura do recipiente externo: 2 mm
	Energia: 15-70Kw
	Voltagem: 220 V
MATERIAL DE CONSTRUÇÃO	**Casco:** aço inox 303
	Pás: aço inox 303
	Suporte: aço inox 303
	Base: aço inox 303
Observações	
Data: 27/03/2024	**Responsável:** Laura Ivonne Nuñez Marecos

Versão Final Homologada
01/09/2025 16:37

ESPECIFICAÇÃO - CENTRÍFUGA	
Unidade: Planta de produção de bioetanol de segunda geração	
Local: Central - Paraguai	
Seção: CENTRIFUGAÇÃO	
CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO	**Tipo de Centrífuga:** Centrífuga Espiral Horizontal
	Motor: abb
	Tipo de Separação: Separação de 2 fases
	Funcionamento: Fácil manejo
	Operação: Alta eficiência
	Tipo de Descarga: Autolimpeza
MATERIAL DE CONSTRUÇÃO	**Material do Recipiente:** Aço inoxidável 304/Aço dúplex
	Componentes Principais: PLC, Motor
Observações	
Data: 27/03/2024	**Responsável:** Laura Ivonne Nuñez Marecos

Versão Final Homologada
01/09/2025 16:37

ESPECIFICAÇÃO - COLUNA DE DESTILAÇÃO	
Unidade: Planta de produção de bioetanol de segunda geração	
Local: Central – Paraguai	
Seção: DESTILAÇÃO	
CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO	**Vazão de Alimentação:** 5.202 kg/h a 95 ºC
	Produção de Destilado: 2.506 kg/h de etanol
	Relação de Refluxo: 2,5
	Diâmetro do Prato: 0,152 metro
	Número de Estágios Teóricos: 9
	Número de Estágios Reais: Aproximadamente 10
	Altura Total da Coluna: 5,882 metros
MATERIAL DE CONSTRUÇÃO	Cobre
	Aço inoxidável 303
Observações	
Em algumas aplicações específicas, como na destilação de bebidas alcoólicas, o cobre é utilizado devido às suas propriedades de condução de calor e sua capacidade de remover impurezas indesejadas do produto fina.	
Data: 27/03/2024	**Responsável:** Laura Ivonne Nuñez Marecos

Versão Final Homologada
01/09/2025 16:37

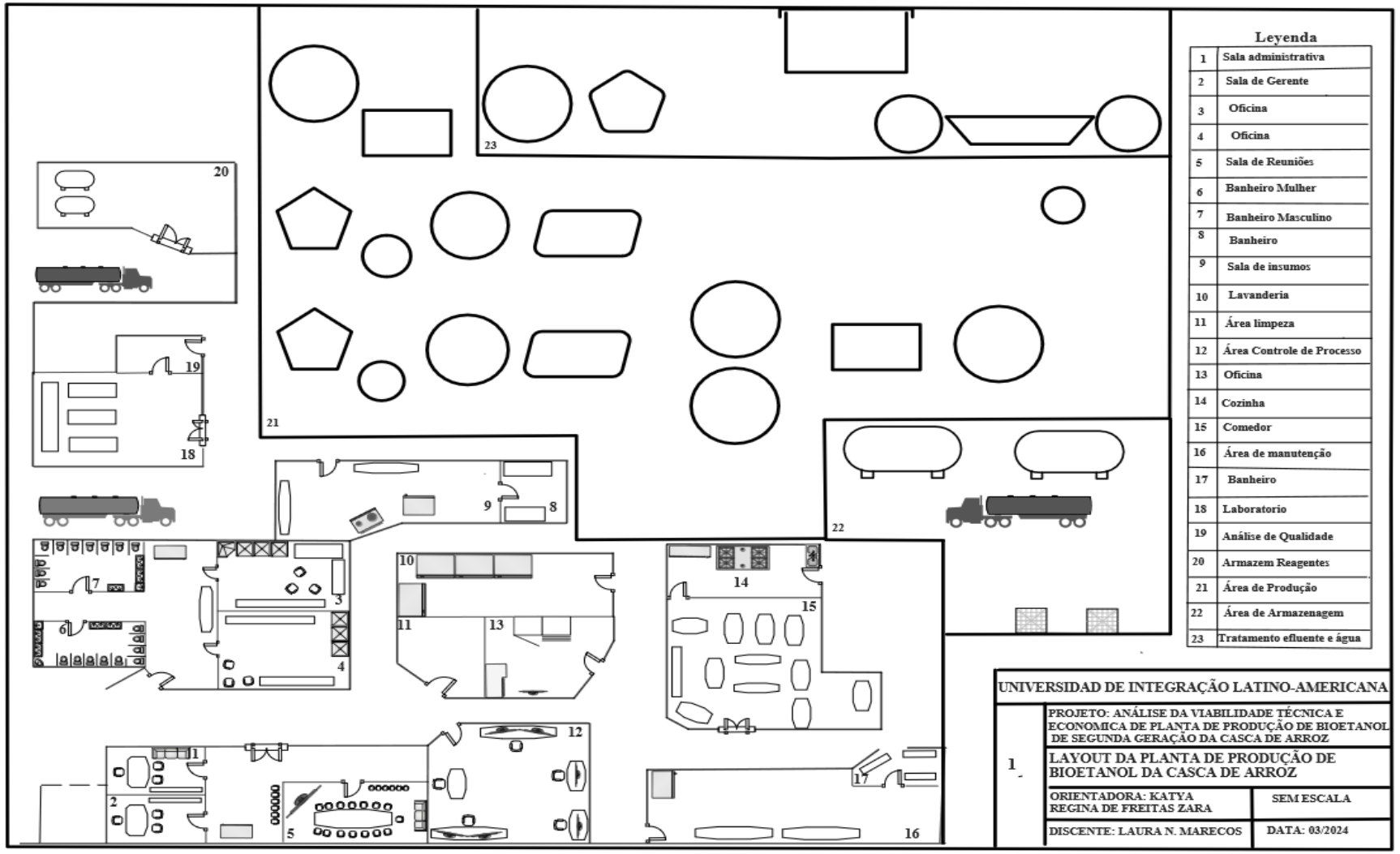
ESPECIFICAÇÃO - BOMBAS ¼ CV	
Unidade: Planta de produção de bioetanol de segunda geração	
Local: Central – Paraguai	
CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO	**Potência:** 1/4 HP
	Altura Máxima: 16 m
	Fluxo Máximo: 70 litros por minuto
	Profundidade Máxima de Sucção: 8 m
	Diâmetro de Entrada/Saída: 1" NPT
	Ciclo de Trabalho: 50 minutos de trabalho por 20 minutos de descanso. Máximo diário de 6 horas
	Velocidade: 3.450 rpm
	Tensão/Frequência: 127V / 60Hz
	Dimensões (Largura x Altura x Profundidade): 17 cm x 22 cm x 27 cm
	Consumo: 3,5 A
	Peso: 6,8 kg
MATERIAL DE CONSTRUÇÃO	Aço inoxidável 316
Observações	
Data: 27/03/2024	**Responsável:** Laura Ivonne Nuñez Marecos

Versão Final Homologada
01/09/2025 16:37

ESPECIFICAÇÃO - BOMBAS 6 CV	
Unidade: Planta de produção de bioetanol de segunda geração	
Local: Central – Paraguai	
CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO	**Potência:** 6 CV
	Rotor: 132 x 12
	Diâmetro de sucção BSP: 3" **Diâmetro de pressão BSP:** 2 1/2"
	Vazão máxima: 87,0 m³/h (Pressão: 6 m.c.a) **Vazão mínima:** 35,2 m³/h (Pressão: 24 m.c.a)
	Comprimento: 62 cm **Largura:** 40 cm **Altura:** 38 cm
	Peso: 79 kg
	Velocidade: 3500 rpm
	Estágio: 1
MATERIAL DE CONSTRUÇÃO	Aço inoxidável 316
Observações	
Data: 27/03/2024	**Responsável:** Laura Ivonne Nuñez Marecos

Versão Final Homologada
01/09/2025 16:37

APÊNDICE J – LAYOUT



Fonte: a autora, 2024

Versão Final Homologada
01/09/2025 16:37