

UNIVERSIDADE FEDERAL DO MATO GROSSO DO SUL

INSTITUTO DE QUÍMICA

ENGENHARIA QUÍMICA

**PROJETO DE UMA UNIDADE PARA EXTRAÇÃO DE BIOSSÍLICA A
PARTIR DAS CINZAS DA CASCA DO ARROZ GERADAS EM
SISTEMA DE COGERAÇÃO DE ENERGIA**

Amanda Bernardes de Lima

Campo Grande – MS

2026

Amanda Bernardes de Lima

**PROJETO DE UMA UNIDADE PARA EXTRAÇÃO DE BIODIESEL A
PARTIR DAS CINZAS DA CASCA DO ARROZ GERADAS EM
SISTEMA DE COGERAÇÃO DE ENERGIA**

Trabalho de Conclusão de Curso apresentado no Instituto de
Química como requisito básico para a conclusão do Curso de
Engenharia Química

Orientador (a): Sergio Carvalho de Araujo

Campo Grande - MS

2026

AMANDA BERNARDES DE LIMA

PROJETO DE UMA UNIDADE PARA EXTRAÇÃO DE BIOSSÍLICA A
PARTIR DAS CINZAS DA CASCA DO ARROZ GERADAS EM SISTEMA
DE COGERAÇÃO DE ENERGIA

Trabalho de Conclusão de Curso aprovado pela
Banca Examinadora para obtenção do Grau de
bacharel, no Curso de Engenharia Química da
Universidade da Universidade Federal de Mato
Grosso do Sul.

Campo Grande, 15 de janeiro de 2026.

BANCA EXAMINADORA

Prof. Sergio Carvalho de Araujo - Doutor - (UFMS) – Orientador

Prof. Janaína dos Santos Ferreira - Doutor - (UFMS)

Prof. Marco Antonio Utrera Martines - Doutor - (UFMS)

RESUMO

Este trabalho apresenta a proposta de extração de biossílica a partir das cinzas da casca de arroz (CCA), visando à valorização de um resíduo sólido abundante no setor orizícola. A metodologia adotada fundamentou-se em três etapas: revisão teórico-conceitual, experimentação laboratorial e desenvolvimento da proposta de processo em escala industrial. Os experimentos em laboratório resultaram em sílica de coloração branca e a caracterização por difração de Raios X confirmou a obtenção de biossílica amorfa. Com base nos resultados foram desenvolvidos os balanços de massa e energia associados às operações unitárias do processo de extração, incluindo lixiviação ácida, filtração, secagem, calcinação e classificação granulométrica. A partir desses balanços, realizou-se o pré-dimensionamento dos principais equipamentos necessários à unidade de extração, como tanque para lixiviação, filtro lavador, secador, forno de calcinação, moinho e peneiras industriais. A unidade dimensionada tem a capacidade de processar 248,53 toneladas diárias de casca de arroz produzindo aproximadamente 5,98 MW de energia e 39 toneladas de biossílica por dia, demonstrando a viabilidade técnica do processo integrado. Assim, a proposta desse trabalho configura uma alternativa sustentável que promove a economia circular no setor orizícola, transformando um resíduo de baixo valor agregado em um insumo de alto potencial tecnológico (biossílica) e em energia renovável.

Palavras-chave: Casca de arroz. Cinza da casca do arroz. Biossílica. Processo Industrial. Escalonamento.

LISTA DE FIGURAS

Figura 1: Diagrama de blocos do processo de beneficiamento do arroz.	16
Figura 2: Estrutura de ligação do silício e do oxigênio na sílica.	17
Figura 3: Representação gráfica e diagrama T-s para um ciclo Rankine simples.	23
Figura 4: Amostras de CA (a) e CAPC (b) pré-tratadas com ácido na autoclave.	24
Figura 5: Amostras de CA (a) e CAPC (b) pré-tratadas com ácido na estufa.	25
Figura 6: Biossílica extraída.	27
Figura 7: Biossílica triturada.	27
Figura 8: Difratoograma Raios X da biossílica extraída da CA pré-tratada em estufa.	28
Figura 9: Difratoograma Raios X da biossílica extraída da CA pré-tratada em autoclave.	28
Figura 10: Difratoograma Raios X da biossílica extraída da CAPC pré-tratada em estufa.	29
Figura 11: Difratoograma Raios X da biossílica extraída da CAPC pré-tratada em autoclave.	29
Figura 12: Fluxograma de processo do setor 1 de cogeração de energia.	30
Figura 13: Fluxograma de processo do setor 2 de extração da biossílica das CCA.	31
Figura 14: Silo de armazenamento de CA.	32
Figura 15: Dosador de CA.	33
Figura 16: Representação esquemática da caldeira.	36
Figura 17: Simulação de cogeração de energia com turbina a vapor de contrapressão.	37
Figura 18: Silo de CCA.	38
Figura 19: Tanque para lixiviação ácida das CCA.	39
Figura 20: Filtro lavador.	40
Figura 21: Secador indireto.	42
Figura 22: Forno para calcinação.	43
Figura 23: Moinho.	43
Figura 24: Peneiras.	44
Figura 25: Transportador de rosca.	45
Figura 26: Transportadora de correntes (REDLER).	46
Figura 27: Configuração típica de um tanque agitado.	47
Figura 28: Turbina de pás inclinadas.	48
Figura 29: Número de potência para diversos impelidores do tipo em função do número de Reynolds do impelidor para fluidos newtonianos: (a) hélice naval; (b) pás retas; (c) pás retas e disco (turbina de Rushton), $W/D = 0,2$; (d) pás encurvadas, $W/D = 1/8$; (e) pás inclinadas com passo de 45° e $W/D = 1/8$; (f) pás retas sem chicanas (baseada em Treybal, 1980).	49
Figura 30: Filtro de tambor rotativo.	50
Figura 31: Filtro de Tambor Rotativo a Vácuo Engrossador/Lavador da VLC.	51
Figura 32: Secador Rotatubos - DheyTécnica.	52
Figura 33: Forno de calcinação.	53
Figura 34: Moedor industrial POLY-MILL modelo UM500.	54
Figura 35: Peneira oscilatória - MHS.	55
Figura 36: Transportador helicoidal.	59
Figura 37: Instrumentação no TA - 2 - 01.	66
Figura 38: Instrumentação no SEC - 2 - 01.	66
Figura 39: Instrumentação no F - 2 - 01.	66
Figura 40: Válvula globo - ARI-FABA Plus.	67

LISTA DE TABELAS

Tabela 1: Caracterização da CA em base seca.	34
Tabela 2: Vazões de entrada e saída da caldeira.	35
Tabela 3: Dimensões do TA - 2 - 01 e do A - 2 - 01.	48
Tabela 4: A - 2 - 01.....	50
Tabela 5: Especificações técnicas do Secador Rotatubos DheyTécnica.	52
Tabela 6: Especificações do moedor industrial POLY-MILL modelo UM500.	54
Tabela 7: Perdas de carga recomendadas para 100 m de tubo.	57
Tabela 8: Dimensionamento das tubulações contendo líquidos.....	57
Tabela 9: Dimensionamento das tubulações contendo vapor d'água.....	58
Tabela 10: Dimensionamento da tubulação de exaustão dos gases da etapa de calcinação.....	58
Tabela 11: D_p admitidos no dimensionamento do transporte pneumático.	60
Tabela 12: Relação do diâmetro da tubulação com o comprimento equivalente.	61
Tabela 13: Relação de equipamentos com os valores de perda de carga.	62
Tabela 14: Dimensionamento do transportador pneumático.....	62
Tabela 15: Especificação das bombas centrífugas.	65

LISTA DE ABREVIATURAS E SIGLAS

ANEEL: Agência Nacional de Energia Elétrica.

CA: Casca de Arroz.

CAPC: Casca de Arroz Pré-Calcinada.

CCA: Cinza da Casca de Arroz.

DRX: Difração de Raios X.

ETE: Estação de Tratamento de Efluentes.

PCI: Poder Calorífico Inferior.

SiO₂: Dióxido de Silício (Sílica).

UFMS: Universidade Federal de Mato Grosso do Sul.

LISTA DE SÍMBOLOS

c_p : Calor específico (kJ/kgK).

D_{ext} : Diâmetro externo da tubulação (mm).

D_{int} : Diâmetro interno da tubulação (mm).

D_{pt} : Diâmetro de partícula ou de Sauter (μm).

f : Fator de atrito de Fanning.

g : Aceleração da gravidade ($9,81 \text{ m/s}^2$).

h : Entalpia específica (kJ/kg).

H_m : Altura manométrica total (m.c.a.).

$\dot{m}$: Vazão mássica (t/h ou kg/h).

N_{PO} : Número de potência.

$NPSH_D$: Net Positive Suction Head (m.c.a.).

ΔP : Perda de carga (kPa ou kg/cm²).

$\dot{Q}$: Transferência de calor ou potência térmica (W ou kW).

Re : Número de Reynolds.

V_R : Velocidade real de escoamento (m/s).

V_t : Velocidade de transporte pneumático (m/s).

$\dot{v}$: Vazão volumétrica (m³/h ou m³/s).

μ : Viscosidade dinâmica (Pa.s).

ρ : Massa específica (kg/m³ ou t/m³).

ρ_{ap} : Massa específica aparente (t/m³).

τ : Tempo de residência (h).

Sumário

1. INTRODUÇÃO – TEMA E PROBLEMATIZAÇÃO	11
2. JUSTIFICATIVA	12
3. OBJETIVOS	13
3.1. GERAL	13
3.2. ESPECÍFICOS	13
4. FUNDAMENTAÇÃO TEÓRICA.....	13
4.1. Arroz	13
4.2. Processo de Beneficiamento do Arroz.....	14
4.3. Biossílica	16
4.3.1. Propriedades e Características	17
4.3.2. Métodos de Extração da Biossílica.....	18
4.3.2.1. Método Físico	18
4.3.2.2. Método Químico.....	18
4.3.2.3. Método Hidrotérmico	19
4.3.3. Aplicações da Biossílica.....	20
4.4. Casca de Arroz na Geração de Energia	21
4.5. Caldeira de Cogeração de Energia.....	22
5. METODOLOGIA DA PESQUISA.....	23
5.1. Pesquisa Teórico-Conceitual	23
5.2. Procedimento Laboratorial de Obtenção da Biossílica	23
5.2.1. Pré-tratamento Ácido.....	24
5.2.2. Tratamento Térmico	25
5.2.3. Tratamento Mecânico e Caracterização	25
5.3. Transposição da Rota Experimental para o Processo Industrial.....	25
5.3.1. Balanços de Massa e Energia	26
5.3.2. Dimensionamento Preliminar dos Equipamentos.....	26
6. RESULTADOS E DISCUSSÕES	26
6.1. Extração da Biossílica em Laboratório.....	26
6.2. Memorial Descritivo do Processo	29
6.2.1. Unidade de Cogeração de Energia.....	30
6.2.2. Unidade Piloto de Extração de Biossílica das CCA	31
6.3. Balanço de Massa e Energia por Equipamento	32
6.3.1. Silo de CA	32
6.3.2. Dosador de CA	33

6.3.3.	Caldeira de Cogeração de Energia.....	33
6.3.4.	Transportadora de Correntes (REDLER) e Silo de CCA.....	37
6.3.5.	Tanque de Lixiviação Ácida.....	38
6.3.6.	Filtro Lavador.....	39
6.3.7.	Secador	41
6.3.8.	Forno.....	42
6.3.9.	Moinho	43
6.3.10.	Peneira	43
6.4.	Dimensionamento dos Equipamentos	44
6.4.1.	Silo de CA	44
6.4.2.	Dosador de CA	44
6.4.3.	Transportadora de Correntes (REDLER) e Silo de CCA.....	45
6.4.4.	Tanque de Lixiviação Ácida.....	46
6.4.5.	Filtro Lavador.....	50
6.4.6.	Secador	51
6.4.7.	Forno.....	52
6.4.8.	Moinho	53
6.4.9.	Peneira	54
6.4.10.	Tubulações.....	55
6.4.11.	Transportadores de Sólidos	58
6.4.12.	Bombas	62
6.5.	Instrumentação.....	65
7.	CONSIDERAÇÕES FINAIS.....	67
8.	REFERÊNCIAS	69

1. INTRODUÇÃO – TEMA E PROBLEMATIZAÇÃO

O arroz é um dos alimentos mais consumidos no mundo, sendo essencial para a segurança alimentar de grande parte da população global, especialmente na Ásia e na América do Sul. No Brasil, o cereal assume papel estratégico tanto na economia quanto na dieta nacional, com um consumo médio de 41 kg por habitante ao ano (Fleig, 2020). O país ocupa posição de destaque entre os principais produtores mundiais, com ênfase na região Sul, especialmente o estado do Rio Grande do Sul, responsável por cerca de 70% da produção nacional (Firmino et al., 2023).

O beneficiamento do arroz, entretanto, gera expressiva quantidade de subprodutos, como a quirera, o farelo e, principalmente, a casca — que representa aproximadamente 20% do peso total do grão (Lorenzetti; Neuhaus; Schwab, 2012). Por suas características estruturais, a casca de arroz (CA) apresenta baixo valor comercial, elevada resistência à degradação, teor nutritivo insuficiente e alto teor de sílica, fatores que dificultam sua utilização na alimentação humana e animal (Della, 2005; Feitosa; Giacon, 2014). Assim, o acúmulo e o descarte inadequado desse resíduo configuram um problema ambiental recorrente, agravado pela lenta biodegradação e pelo grande volume gerado anualmente (Ferreira, 2005).

Apesar disso, a CA possui razoável valor energético — variando entre 12 e 18 MJ/kg —, o que a torna uma biomassa promissora para geração renovável de energia, especialmente nas próprias indústrias de beneficiamento (Della; Kuhn; Hotza, 2005). Sua combustão, contudo, gera a cinza da casca de arroz (CCA), um novo resíduo de difícil degradação, mas com alto teor de sílica, podendo atingir purezas entre 90% e 98% (Bickel; Renner; Gomes, 2016; Patil; Dongre; Meshram, 2014). Essa composição confere à CCA elevado potencial tecnológico, uma vez que a sílica amorfa extraída pode ser aplicada em diversos setores industriais, como construção civil, catálise, eletrônica e produção de materiais compósitos (Sathler; Sagrillo; Silva, 2011; Fernandes; Sabino; Rossetto, 2014).

Estudos apontam que a substituição parcial de combustíveis fósseis por biomassa, como a casca de arroz, contribui para a diversificação da matriz energética e para a mitigação de emissões de gases de efeito estufa (Hall et Al., 2002; Ludwig; Araújo; Putti, 2012). No contexto do agronegócio, a adoção de soluções energéticas sustentáveis baseadas em resíduos agrícolas representa não apenas um avanço ambiental, mas também econômico, ao agregar valor à materiais tradicionalmente descartados. Além disso, o aproveitamento integral da casca — desde a geração de energia térmica e elétrica até a recuperação da sílica das cinzas — alinha-se aos princípios da economia circular e da sustentabilidade industrial.

Diante desse cenário, surge o interesse em compreender de que maneira o aproveitamento integral da casca do arroz pode ser otimizado, conciliando geração de energia e extração de sílica de alta pureza. Assim, formula-se a seguinte questão-problema que orienta este trabalho de conclusão de curso:

Como a implantação de uma unidade de extração de sílica a partir das cinzas da casca de arroz geradas pela cogeração de energia pode contribuir para a sustentabilidade ambiental e econômica das indústrias do setor orizícola?

2. JUSTIFICATIVA

O presente estudo se justifica pela necessidade de aprofundar o conhecimento acerca do potencial de aproveitamento dos resíduos gerados durante o beneficiamento do arroz, especialmente a casca e suas cinzas, as quais representam uma fonte subutilizada de biomassa e de sílica de elevado valor agregado. O arroz, além de ser um dos alimentos mais consumidos no mundo, possui relevância econômica significativa no agronegócio brasileiro, sendo o país um dos maiores produtores globais. Entretanto, o processo de beneficiamento do grão gera grandes volumes de resíduos, como a casca de arroz, cuja destinação inadequada pode ocasionar impactos ambientais adversos, como contaminação do solo e da água, além de emissão de material particulado (Sousa, 2019; Shen; Zhao; Shao, 2014).

Sob a perspectiva teórica, o estudo contribui para a ampliação do conhecimento sobre o reaproveitamento de resíduos agroindustriais e a obtenção de biossílica de alta pureza por diferentes métodos de extração. Tal conhecimento é relevante para o avanço das pesquisas em química de materiais, engenharia de processos e sustentabilidade. Em termos práticos, a investigação propõe caminhos viáveis para o aproveitamento energético e tecnológico da casca de arroz, seja como fonte de energia renovável por meio da biomassa, seja como matéria-prima para produção de sílica amorfa de valor industrial. Dessa forma, o estudo apresenta potencial contribuição para a diversificação da matriz energética e para o desenvolvimento de materiais sustentáveis, promovendo a integração entre inovação tecnológica e mitigação de impactos ambientais.

Ademais, compreender os fatores que influenciam as características químicas e físicas da biossílica extraída — como temperatura de combustão, tratamento prévio e pureza — é essencial para otimizar processos e agregar valor econômico a um resíduo abundante e de baixo custo. Assim, a presente pesquisa encontra relevância tanto científica quanto social, alinhando-

se às diretrizes de economia circular e desenvolvimento sustentável ao propor o uso racional de um subproduto agrícola amplamente disponível no Brasil.

3. OBJETIVOS

3.1. GERAL

O presente trabalho de conclusão de curso tem como objetivo propor uma unidade de extração de sílica das cinzas da casca do arroz resultantes da cogeração de energia elétrica e térmica, de modo a promover o aproveitamento sustentável desse resíduo agroindustrial e agregar valor à cadeia produtiva do arroz. A elaboração dessa proposta fundamenta-se na adaptação e no escalonamento das etapas previamente desenvolvidas em ambiente laboratorial, buscando sua transposição para um contexto industrial

3.2. ESPECÍFICOS

- Caracterizar as propriedades físicas e químicas da casca de arroz e das cinzas geradas após sua combustão, com foco no teor de sílica e em suas possíveis aplicações industriais.
- Analisar os principais métodos de extração e purificação da biossílica obtida das cinzas da casca de arroz, considerando as variáveis operacionais e sua influência na pureza e rendimento do produto final.
- Estimar o potencial energético da unidade de cogeração, considerando a conversão da biomassa residual em energia elétrica e térmica.
- Estabelecer, a partir de revisão bibliográfica e de protocolos laboratoriais validados, o fluxograma de processo detalhado para a extração da biossílica.
- Efetuar os balanços de massa para toda a unidade de extração, determinando as vazões de todos os fluxos de entrada e saída, como também realizar o balanço energético do processo, com foco nas etapas que envolvem trocas térmicas.
- Dimensionar e especificar os equipamentos críticos do processo.

4. FUNDAMENTAÇÃO TEÓRICA

4.1. Arroz

O arroz (*Oryza sativa* L.) é um cereal pertencente à família *Poaceae*, cultivado predominantemente em regiões tropicais e subtropicais. Seu grão é composto basicamente por

amido (70–80%), proteínas (7–9%), lipídios (2–3%), fibras e minerais (1–2%) (Nzereogu et al., 2023). A estrutura anatômica do grão é formada por quatro partes principais: casca (ou palha), pericarpo e tegumento, endosperma e gérmen. A casca, que reveste externamente o grão, representa de 18 a 22% da massa total e desempenha função protetora contra agentes físicos e biológicos durante o crescimento e armazenamento (Della et al., 2006).

A casca do arroz possui uma composição química particular, caracterizada pela elevada fração inorgânica de sílica (SiO_2), incorporada à parede celular vegetal sob forma amorfa. Sua composição média é de 50% de celulose, 30% de lignina, 15% a 20% de sílica e 2% de outros minerais (Sathler; Sagrillo; Silva, 2011). Essa estrutura confere ao material alta resistência térmica e mecânica, além de baixa massa específica aparente ($90\text{--}160\text{ kg/m}^3$), tornando-a uma biomassa de difícil compactação e de lenta degradação natural. A alta concentração de sílica, que atua como reforço estrutural nas fibras, é justamente o aspecto que torna a casca um resíduo de interesse tecnológico e científico.

4.2. Processo de Beneficiamento do Arroz

O beneficiamento do arroz consiste em uma série de operações mecânicas e térmicas que visam transformar o arroz colhido com casca em arroz polido, pronto para o consumo. Sousa (2019) anuncia as seguintes etapas como as principais para o processo:

1. Recepção e limpeza:

O arroz recém-colhido é recebido e passa por peneiras e separadores de impurezas para remover palhas, pedras e grãos quebrados. Essa etapa é essencial para evitar danos aos equipamentos subsequentes.

2. Secagem:

O arroz colhido geralmente apresenta umidade entre 18% e 24%. A secagem é realizada em silos ou secadores de fluxo contínuo, com ar aquecido a $40\text{--}60\text{ }^\circ\text{C}$, até atingir teor de umidade adequado (12–13%) para o armazenamento e beneficiamento. Em muitas unidades, o calor necessário é obtido da queima da própria casca do arroz.

3. Descascamento:

Consiste na remoção da casca através de descascadores de rolos de borracha, que quebram o invólucro externo sem danificar o grão. Nessa fase, obtém-se o arroz integral (sem casca, mas com farelo). A casca retirada é o principal resíduo do processo.

4. Separação do arroz integral e casca:

Após o descascamento, um sistema de aspiração pneumática e peneiras vibratórias separa a casca dos grãos descascados. Essa casca pode ser destinada à queima para geração de energia ou armazenada para outros usos.

5. Brunimento:

O arroz integral passa pelo brunidor, onde parte do farelo é removida por atrito, clareando o grão e reduzindo o teor de lipídios. Essa etapa visa melhorar a aparência e prolongar a vida útil do produto.

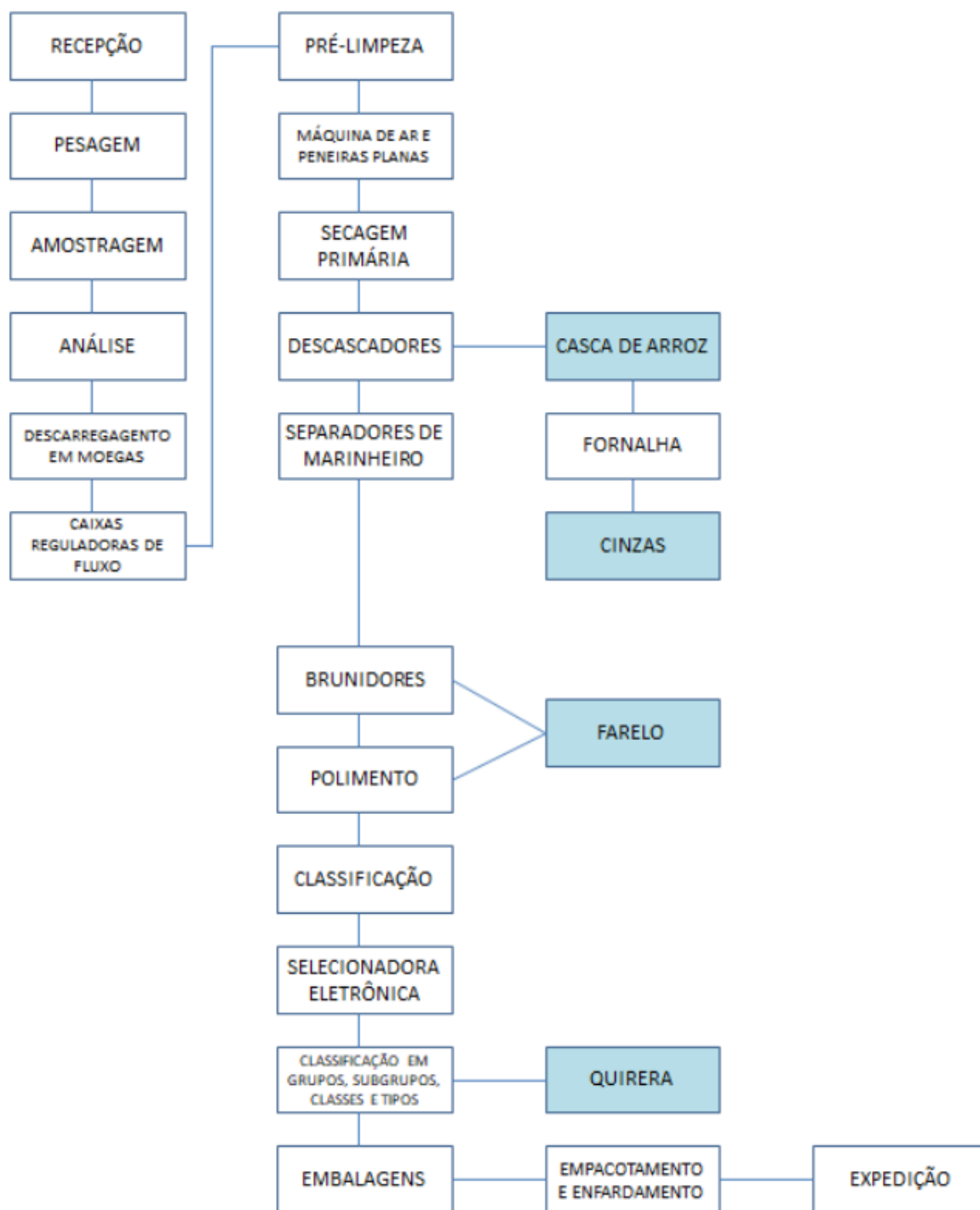
6. Polimento:

O arroz brunido é polido com fluxo de ar e pequenas quantidades de água, resultando no arroz branco polido. Essa etapa remove completamente o farelo e o gérmen, conferindo brilho e uniformidade aos grãos.

7. Classificação e empacotamento:

Por fim, o arroz é separado quanto ao tamanho e integridade dos grãos (inteiros, quebrados ou impurezas residuais), pesados e embalados. Os subprodutos — como farelo, quirera e casca — podem ser comercializados ou reaproveitados.

Figura 1: Diagrama de blocos do processo de beneficiamento do arroz.



Fonte: Saidelles et al., 2012.

O processo de beneficiamento consome energia elétrica e térmica significativa, sendo esta última comumente suprida pela combustão da própria casca, o que cria um ciclo produtivo autossustentável e alinhado à economia circular (Ludwing; Araújo; Putti, 2012).

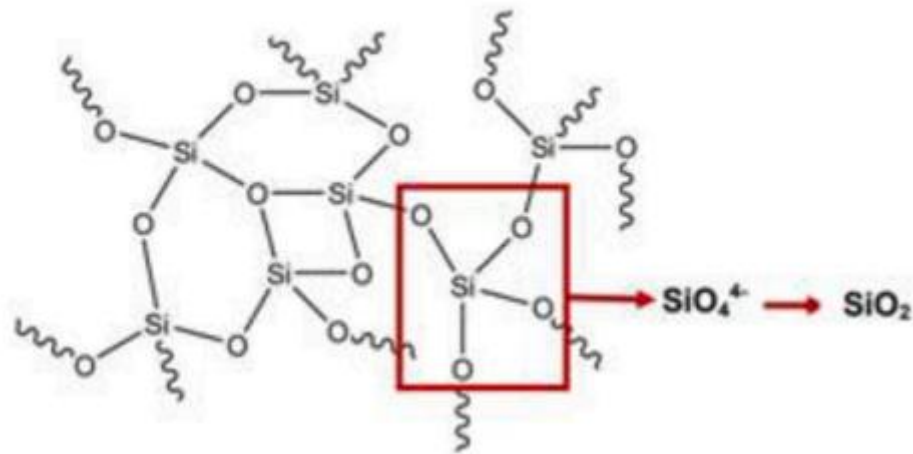
4.3. Biossílca

A biossílica é um material obtido a partir de fontes biogênicas de sílica, como casca de arroz, bagaço de cana, bambu e outras biomassas vegetais. No caso da casca de arroz, a queima controlada do material ou o tratamento químico das cinzas resulta em um produto rico em dióxido de silício (SiO_2), geralmente com pureza superior a 90%. A estrutura e a pureza da biossílica dependem fortemente das condições de processamento, como temperatura de calcinação, pH, concentração de reagentes e tempo de reação (Nzereogu et al., 2023).

4.3.1. Propriedades e Características

A sílica (SiO_2) é um óxido inorgânico cuja estrutura é fundamentada em tetraedros de silício-oxigênio interconectados (Figura 2), formando uma matriz extensa. A flexibilidade do ângulo siloxano ($\text{Si} - \text{O} - \text{Si}$) (120 a 180 graus) permite que a sílica exista tanto na forma cristalina (quartzo) quanto na amorfa, podendo apresentar porosidade (5 a 3000 Å). Devido às suas propriedades físicas notáveis, como alto ponto de fusão ($\approx 1700^\circ\text{C}$), comportamento não condutor e diamagnético, a sílica é amplamente utilizada em aplicações industriais (Nzereogu et al., 2023).

Figura 2: Estrutura de ligação do silício e do oxigênio na sílica.



Fonte: Nzereogu, 2023.

A sílica obtida da casca de arroz pode se apresentar nas formas amorfa ou cristalina. A forma amorfa é a mais desejada por possuir alta área superficial (150–400 m^2/g), reatividade química elevada e pureza química superior a 98% (Nzereogu et al., 2023). Sua coloração varia de branca a acinzentada, dependendo da eficiência da remoção de impurezas metálicas, especialmente ferro e potássio. A estrutura porosa da biossílica confere grande potencial para

uso em adsorventes, catalisadores, cosméticos, cerâmicas, nanocompósitos e materiais isolantes (Fernandes et al., 2016).

4.3.2. Métodos de Extração da Biossílica

A extração da biossílica a partir da casca de arroz pode ser realizada por diferentes rotas tecnológicas, geralmente classificadas em métodos físicos, químicos e hidrotérmicos. Cada abordagem apresenta vantagens específicas em termos de pureza, rendimento e propriedades estruturais do material obtido, sendo a escolha dependente do objetivo final de aplicação.

4.3.2.1. Método Físico

O método físico, também denominado combustão controlada, consiste na queima direta da casca de arroz em condições cuidadosamente ajustadas de temperatura e tempo. Essa combustão promove a remoção dos compostos orgânicos, como celulose e lignina, e resulta na formação da cinza de casca de arroz (CCA), rica em dióxido de silício - 87 a 98% (Patil; Dongre e Meshram, 2014; Nzereogu et al., 2023). O controle térmico é o fator determinante nesse processo: temperaturas entre 550 °C e 700 °C favorecem a obtenção de sílica amorfa, altamente reativa e desejável para uso industrial, enquanto temperaturas acima de 800 °C induzem a cristalização do material, formando fases menos reativas como tridimita e cristobalita (Nzereogu et al., 2023; Fernandes et al., 2016). Além da temperatura, a taxa de aquecimento, o tempo de residência e o fluxo de ar são variáveis que influenciam a estrutura final da sílica e a homogeneidade das cinzas produzidas.

4.3.2.2. Método Químico

A casca de arroz (CA) é um material lignocelulósico que contém celulose, hemicelulose, lignina e materiais inorgânicos. A biossílica pode ser isolada e purificada a partir dessa biomassa por meio de métodos que combinam o emprego de calor e o uso de reagentes químicos (Nzereogu et al., 2023). O objetivo primário desses tratamentos é aumentar o teor de dióxido de silício (SiO_2) para níveis superiores a 99% em peso e aprimorar a área superficial específica da sílica amorfa obtida (Nzereogu et al., 2023).

As estratégias de extração se dividem em tratamentos ácidos e tratamentos alcalinos. O tratamento ácido é amplamente empregado como uma maneira eficaz de remover materiais orgânicos residuais e contaminantes metálicos, visando a pureza máxima. Esse tratamento pode ser realizado em dois momentos cruciais do processo: a lixiviação ácida, que consiste no

tratamento da casca de arroz in natura (antes da combustão), ou a extração ácida, aplicada após a combustão, diretamente nas cinzas da casca de arroz (CCA). O tratamento ácido, realizado submergindo a casca ou a cinza em solução ácida por cerca de uma hora a temperaturas próximas a 100 °C, é geralmente relatada por proporcionar melhor pureza e área superficial específica (Nzereogu et al., 2023).

Em contrapartida, o tratamento químico alcalino é uma técnica robusta que viabiliza a síntese da sílica a partir da CA por meio de um processo de dissolução seguido por precipitação. Nesse método, a sílica é inicialmente dissolvida em um meio alcalino e, subsequentemente, precipitada mediante a adição de um meio ácido (Nzereogu et al., 2023). O protocolo de Jung et al. (citado em Nzereogu et al., 2023) exemplifica essa abordagem: a cinza é primeiramente tratada com HCl para eliminar impurezas metálicas, seguida de lavagem e secagem. Em seguida, NaOH é adicionado para criar uma solução de silicato de sódio. A precipitação é então induzida pela titulação dessa solução com um ácido, como o H_3PO_4 , até a formação de um gel. Após centrifugação e limpeza com água deionizada para remover o excesso de subprodutos, o material é seco para obter as partículas de biossílica. Tais métodos de tratamento, sejam eles puramente ácidos ou baseados na dissolução alcalina e precipitação, são essenciais para converter a sílica residual da queima em um produto com propriedades de área superficial aprimoradas e uma pureza que atinge aproximadamente 99% (Nzereogu et al., 2023).

4.3.2.3. Método Hidrotérmico

O método hidrotérmico, por sua vez, combina princípios físico-químicos sob condições de temperatura e pressão elevadas em reatores fechados, conhecidos como autoclaves. Nesse processo, a sílica é obtida a partir da dissolução alcalina da casca ou cinza em meio de NaOH, seguida da reação sob pressões de 1 a 2 MPa e temperaturas entre 120 °C e 200 °C durante 1 a 4 horas. Sob essas condições, ocorre a nucleação controlada e crescimento dos grãos de sílica, resultando em partículas esféricas ou de morfologia uniforme, com área superficial e porosidade ajustáveis (Nzereogu et al., 2023). Esse método permite a obtenção de sílicas altamente puras e de estrutura nanométrica, sendo particularmente vantajoso para aplicações tecnológicas que requerem controle fino de tamanho e estrutura de partícula.

Assim, enquanto o método físico se destaca pela simplicidade e viabilidade industrial, os métodos químico e hidrotérmico são preferíveis quando o objetivo é a produção de biossílicas de alta qualidade e pureza, destinadas a usos avançados em indústrias cosméticas, farmacêuticas e eletrônicas.

4.3.3. Aplicações da Biossílica

A biossílica derivada da casca de arroz tem despertado crescente interesse em diferentes setores industriais devido às suas propriedades físico-químicas notáveis, como alta pureza, grande área superficial, elevada porosidade e baixa densidade. Sua versatilidade funcional permite sua aplicação em segmentos que vão desde a construção civil até a biotecnologia e a indústria cosmética.

No setor cerâmico e de materiais refratários, a biossílica é utilizada como aditivo na formulação de pastas e argamassas, melhorando a resistência mecânica e a estabilidade térmica dos produtos. Sua estrutura amorfa atua como agente de reforço em compósitos e concretos de alto desempenho, reduzindo a permeabilidade e aumentando a durabilidade dos materiais (Fernandes et al., 2016). Na indústria de vidros e esmaltes, a pureza da sílica obtida da casca de arroz permite sua substituição parcial ou total da sílica mineral, reduzindo custos e impactos ambientais associados à mineração.

Na área química e catalítica, a biossílica serve como suporte para catalisadores heterogêneos devido à sua alta área superficial e estabilidade térmica. Pode ser funcionalizada com metais ou compostos orgânicos para uso em reações de oxidação, hidrogenação e decomposição fotocatalítica. Além disso, sua porosidade e estrutura controlável a tornam um excelente adsorvente de poluentes, sendo empregada na remoção de íons metálicos, corantes e compostos orgânicos de efluentes industriais (Nzereogu et al., 2023).

Na indústria farmacêutica e biomédica, a biossílica tem aplicação em sistemas de liberação controlada de fármacos e como veículo para moléculas bioativas, devido à sua biocompatibilidade e inércia química. Sua estrutura nanoparticulada permite a incorporação e liberação gradual de compostos terapêuticos, sendo também estudada para aplicações em engenharia de tecidos e formulações de biomateriais (Nzereogu et al., 2023).

Já na indústria cosmética, a biossílica obtida da casca de arroz destaca-se como ingrediente natural e sustentável em formulações de protetores solares, esfoliantes e pós matificantes. Sua capacidade de dispersar a radiação ultravioleta, aliada à textura leve e ao toque seco, confere características desejáveis em produtos dermatológicos. Além disso, a biossílica apresenta estabilidade química, inércia dérmica e alta capacidade de absorção de oleosidade, tornando-se uma alternativa ecológica à sílica sintética (Nzereogu et al., 2023; Fernandes et al., 2016).

Por fim, o material também encontra aplicação na produção de materiais avançados, como compósitos poliméricos, membranas filtrantes e isolantes térmicos, devido à sua baixa densidade e alta estabilidade térmica (Sathler; Sagrillo; Silva, 2011). Dessa forma, a biossílica

proveniente da casca de arroz representa não apenas um subproduto valorizado da cadeia agroindustrial, mas também um insumo estratégico para o desenvolvimento de tecnologias limpas e sustentáveis.

4.4. Casca de Arroz na Geração de Energia

A casca de arroz é uma biomassa de elevado potencial energético, com poder calorífico variando entre 12 e 18 MJ/kg (Della; Kuhn; Hotza, 2005). Essa característica tem incentivado seu uso em sistemas de geração de energia térmica e elétrica, especialmente em regiões com grande concentração de beneficiadoras de arroz. O uso da casca como combustível representa uma alternativa sustentável ao uso de lenha ou carvão, reduzindo custos operacionais e emissões de gases de efeito estufa (Hall et al., 2002; Ludwing; Araújo; Putti, 2012).

No Brasil, o aproveitamento energético da casca de arroz tem se expandido desde os anos 2000, com a implantação de unidades de cogeração que utilizam vapor produzido pela queima da biomassa para acionar turbinas elétricas e sistemas de secagem de grãos (ANEEL, 2018; Fernandes, 2020). Além de gerar eletricidade, esse processo resulta na produção de cinzas ricas em sílica amorfa, que podem ser destinadas à extração de biossílica, agregando valor econômico ao sistema produtivo e reduzindo os impactos ambientais do descarte (Amato, 2002; Mayer et al., 2007).

A viabilidade da cogeração com casca de arroz depende de fatores como teor de umidade, massa específica, sistema de combustão e logística de abastecimento. A baixa massa específica da casca (em torno de 130 kg/m³) e seu elevado volume dificultam o transporte e armazenamento, mas a disponibilidade contínua do resíduo ao longo do ano torna seu uso tecnicamente viável (Ludwing; Araújo; Putti, 2012). As tecnologias mais utilizadas para conversão energética são a combustão em leito fixo, a gaseificação e a pirólise. Entre essas, a combustão direta é a mais difundida industrialmente, enquanto a gaseificação e a pirólise vêm ganhando espaço por possibilitarem maior eficiência energética e melhor controle das emissões (Fernandes, 2020).

O aproveitamento da casca de arroz na cogeração de energia, associado à extração da biossílica das cinzas, configura um modelo de produção sustentável e economicamente rentável. Essa integração permite que o resíduo agrícola, antes considerado um passivo ambiental, seja transformado em fonte de energia limpa e insumo industrial de alto valor agregado, contribuindo para o fortalecimento do agronegócio e a consolidação de práticas alinhadas à economia circular e à transição energética.

4.5. Caldeira de Cogeração de Energia

A cogeração consiste na produção simultânea de energia térmica e elétrica a partir de uma única fonte combustível, aumentando a eficiência energética dos processos industriais. No beneficiamento de arroz, essa tecnologia destaca-se pela utilização da casca como biomassa renovável para geração de vapor e eletricidade (Filho, 2019).

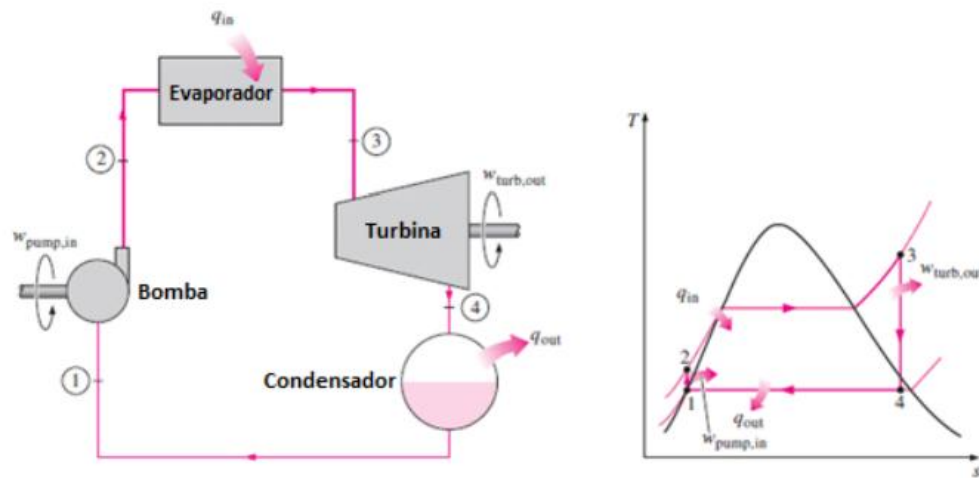
As caldeiras convertem a energia química do combustível em energia térmica, aquecendo e vaporizando água sob pressão superior à atmosférica (Pera, 1990; Martinelli Jr., 2003). O calor liberado na combustão é transferido às superfícies de aquecimento, produzindo vapor saturado ou superaquecido, este último destinado principalmente à geração de energia elétrica em turbinas, devido à sua maior eficiência e menor risco de corrosão (Cleaver Brooks, 2015; Adene, 2015; Gera, 2015).

O funcionamento da caldeira em sistemas de cogeração está intimamente ligado ao Ciclo de Rankine, que constitui o ciclo termodinâmico básico de operação das usinas a vapor. Esse ciclo, também denominado ciclo de vapor, utiliza um fluido de trabalho — geralmente a água — que circula entre quatro equipamentos principais: bomba, caldeira, turbina e condensador (Cunha; Santiago, 2002).

De acordo com Moran e Shapiro (2013), o ciclo é composto por quatro processos reversíveis e ideais:

- 1–2: bombeamento adiabático reversível, no qual a bomba eleva a pressão da água líquida;
- 2–3: aquecimento a pressão constante na caldeira, promovendo a vaporização e o eventual superaquecimento do fluido;
- 3–4: expansão adiabática na turbina, transformando a energia térmica do vapor em energia mecânica;
- 4–1: condensação a pressão constante, onde o vapor cede calor ao meio externo e retorna ao estado líquido.

Figura 3: Representação gráfica e diagrama T-s para um ciclo Rankine simples.



Fonte: Moran e Shapiro, 2013.

5. METODOLOGIA DA PESQUISA

A metodologia deste trabalho foi organizada de modo a integrar, de forma coerente e progressiva, a fundamentação teórica, a experimentação laboratorial e o desenvolvimento do projeto técnico de processo em escala industrial. Assim, a investigação compreendeu três eixos articulados: (i) pesquisa teórico-conceitual; (ii) execução do procedimento laboratorial de obtenção da biossílica; e (iii) transposição da rota experimental para a definição do fluxograma, dos balanços de massa e energia e do dimensionamento dos equipamentos da unidade. Essa abordagem assegurou que cada etapa do projeto se apoiasse simultaneamente em evidências científicas e em parâmetros operacionais derivados da prática experimental.

5.1. Pesquisa Teórico-Conceitual

A primeira etapa da metodologia consistiu na revisão bibliográfica detalhada sobre temas essenciais ao desenvolvimento do processo. Foram consultados estudos referentes às propriedades físico-químicas da casca de arroz, à formação e composição da cinza de casca de arroz (CCA), aos diferentes métodos de extração de biossílica descritos na literatura, e aos princípios de termodinâmica aplicados ao aproveitamento energético por cogeração. A compilação desses conteúdos possibilitou estabelecer os fundamentos científicos, os parâmetros operacionais usualmente empregados e as alternativas tecnológicas que orientariam, posteriormente, a definição do processo de extração em escala industrial.

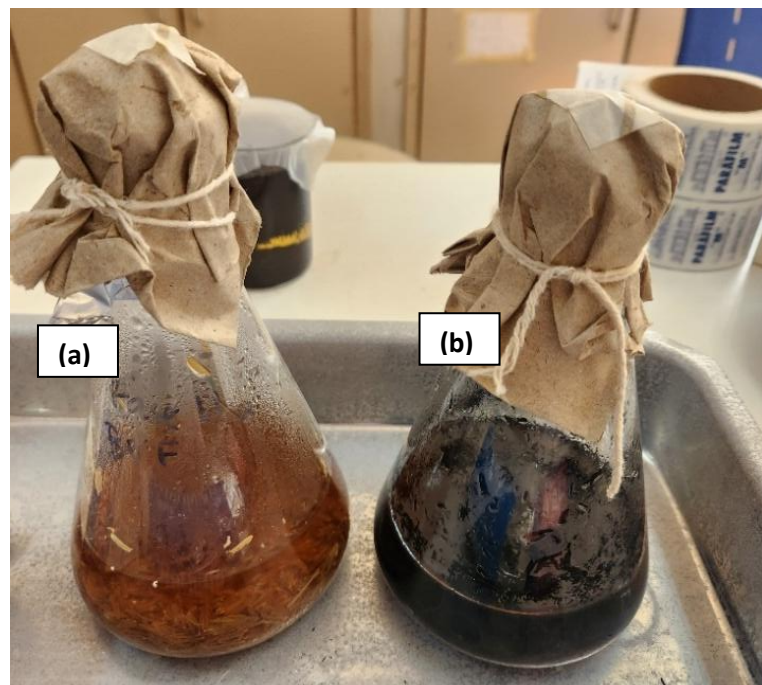
5.2. Procedimento Laboratorial de Obtenção da Biossílica

A segunda etapa correspondeu ao desenvolvimento do procedimento experimental empregado para obtenção da biossílica, que se tornou referência metodológica para a definição do processo industrial. A rota laboratorial foi baseada na metodologia de Fernandes; Sabino e Rossetto (2014) e compreendeu o pré-tratamento ácido, a calcinação (tratamento térmico), o tratamento mecânico e a caracterização estrutural da sílica produzida.

5.2.1. Pré-tratamento Ácido

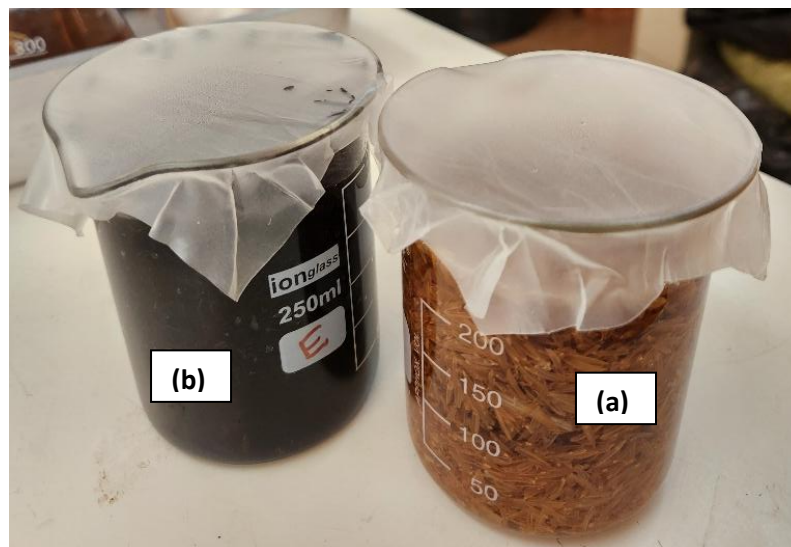
O procedimento iniciou-se com a preparação de amostras de casca de arroz *in natura* (CA) e de casca de arroz pré-calcinada (CAPC) fornecidas pela Cotag Indústria e Comércio de Alimentos. Cada porção de material foi submetida à pré-lavagem ácida com solução de ácido cítrico a 10%, na proporção de 1:9 (m/m), etapa destinada à remoção de impurezas metálicas e minerais. As suspensões foram aquecidas por uma hora entre 100 e 120 °C, tanto em estufa quanto em autoclave, permitindo comparar a influência do método de aquecimento no produto final. Após o resfriamento, o material foi lavado com água deionizada e deixado secar em ambiente controlado.

Figura 4: Amostras de CA (a) e CAPC (b) pré-tratadas com ácido na autoclave.



Fonte: Autora, 2025.

Figura 5: Amostras de CA (a) e CAPC (b) pré-tratadas com ácido na estufa.



Fonte: Autora, 2025.

5.2.2. Tratamento Térmico

O material pré-lavado e seco foi submetido à calcinação em forno tipo mufla, a 600 °C por uma hora, sob taxa de aquecimento de 10 °C/min. Essa etapa promoveu a remoção completa da matéria orgânica residual e viabilizou a formação da biossílica amorfa. Após a calcinação, as amostras foram resfriadas à temperatura ambiente.

5.2.3. Tratamento Mecânico e Caracterização

As amostras calcinadas foram trituradas com almofariz e pistilo e classificadas com peneira em malha de 250 μm , de modo a compreender o tamanho das partículas resultantes. Difrátogramas de Raios X foram obtidos empregando um difratômetro D2 Phaser (Bruker), operando com um detector LynxEye. A radiação utilizada foi Cu α ($\lambda = 1,5406\text{\AA}$), com tubo operando a 30 kV e 10 mA. Os parâmetros utilizados foram: varredura no ângulo (2θ) de 8 a 80°, tempo de 10 s, passo de 0,02°, fenda receptora de 10 mm e velocidade de rotação da amostra de 15 rpm.

5.3. Transposição da Rota Experimental para o Processo Industrial

A terceira etapa da metodologia consistiu no desenvolvimento da rota tecnológica em escala industrial, totalmente fundamentada nas operações unitárias observadas em laboratório. Cada etapa experimental — pré-lavagem, aquecimento, lavagem, secagem, calcinação, moagem e peneiramento — foi traduzida para sua correspondente operação industrial,

garantindo a manutenção da lógica processual, das faixas de temperatura, das condições de operação e dos requisitos de pureza observados em pequena escala.

5.3.1. Balanços de Massa e Energia

Com a definição das etapas industriais, elaboraram-se os balanços de massa e energia do processo, considerando regime estacionário. Foram estimadas a produção diária de casca, a geração de CCA na caldeira industrial, o consumo térmico do processo de lixiviação, bem como as demandas energéticas associadas à filtração, secagem e calcinação. Esses cálculos forneceram as bases quantitativas necessárias ao dimensionamento dos equipamentos e foram realizados com auxílio dos softwares Microsoft Excel® e DWSIM.

5.3.2. Dimensionamento Preliminar dos Equipamentos

O dimensionamento dos equipamentos foi realizado a partir dos resultados dos balanços e considerou as características físico-químicas da biomassa e da biossílica obtida. Foram dimensionados silos para armazenamento da casca e da cinza, tanques de lixiviação aquecidos, filtros industriais, secadores, fornos de calcinação, moinhos e peneiras industriais. A seleção preliminar desses equipamentos assegurou a viabilidade técnica do processo e sua adequação às condições operacionais definidas no laboratório.

A metodologia adotada permitiu estabelecer um processo contínuo e integrado, no qual a revisão teórica fundamenta o experimento, e o experimento fundamenta o projeto de processo. O fluxograma industrial foi construído de maneira diretamente derivada da rota laboratorial, garantindo que o processo proposto fosse tecnicamente consistente, energeticamente eficiente e ambientalmente viável. Essa integração assegura a transposição segura da escala laboratorial para a escala industrial, preservando a qualidade da biossílica e a lógica operacional necessária à sua produção em maior escala.

6. RESULTADOS E DISCUSSÕES

6.1. Extração da Biossílica em Laboratório

A biossílica extraída apresentada na Figura 6 exibiu uma coloração esbranquiçada e uma morfologia de partículas aciculares (em forma de agulha), com um rendimento médio de 15% para ambas as amostras, provenientes da CA e da CAPC. Os difratogramas de Raios X apresentados nas Figuras 8, 9, 10 e 11, revelaram um alargamento da linha de base na região entre 10 e 30 graus, característico de materiais com predominância de estrutura amorfa. A

ausência de picos definidos nos difratogramas confirma a não existência de fases cristalinas na amostra. Diante disso, infere-se que a metodologia de aquecimento utilizada no pré-tratamento ácido não altera a natureza do composto final. Esta conclusão está em consonância com os achados de Nzereogu et al. (2023), os quais afirmam que a cristalização da sílica é dependente da temperatura empregada durante a combustão das CA e CCA, ocorrendo a formação de cristais apenas quando submetidas a temperaturas superiores a 750 °C. Após a etapa de trituração e peneiramento, obteve-se um pó de biossílica com granulometria inferior ou igual a 250 μm como pode ser observado na Figura 7.

Figura 6: Biossílica extraída.



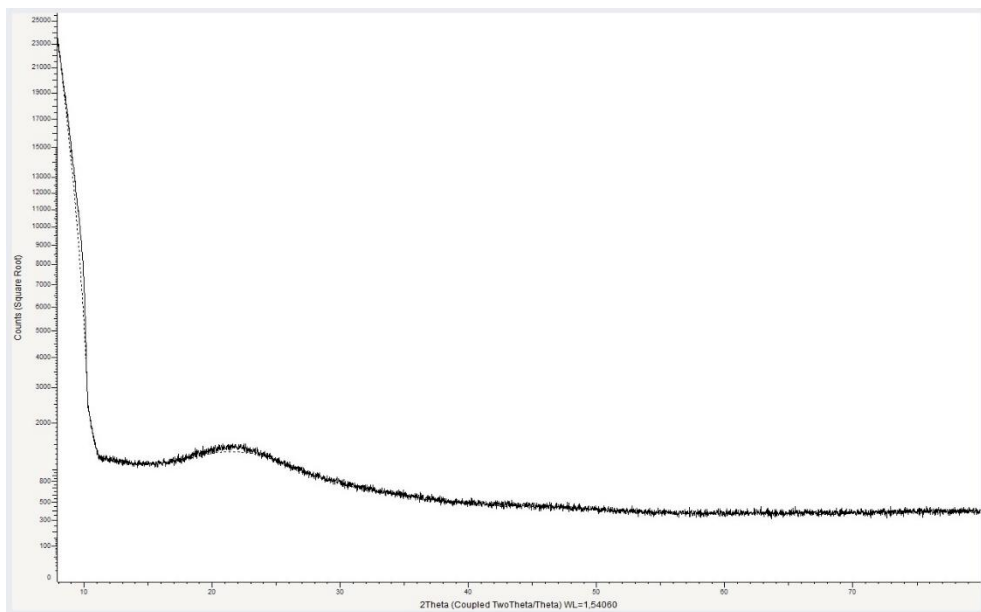
Fonte: Autora, 2025.

Figura 7: Biossílica triturada.



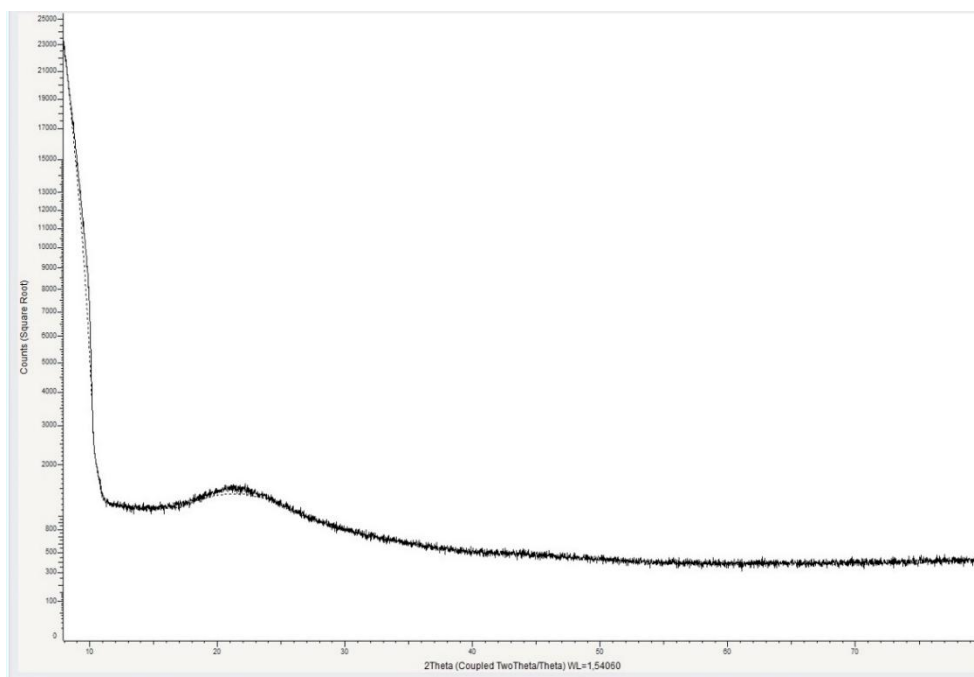
Fonte: Autora, 2025.

Figura 8: Difratoograma de Raios X da biossíllica extraída da CA pré-tratada em estufa.



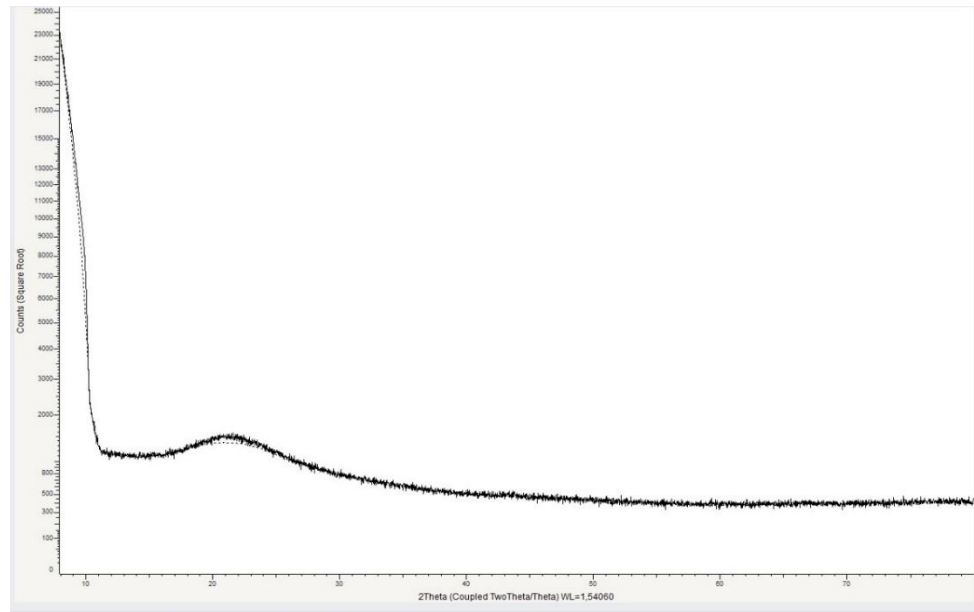
Fonte: Autora, 2025.

Figura 9: Difratoograma de Raios X da biossíllica extraída da CA pré-tratada em autoclave.



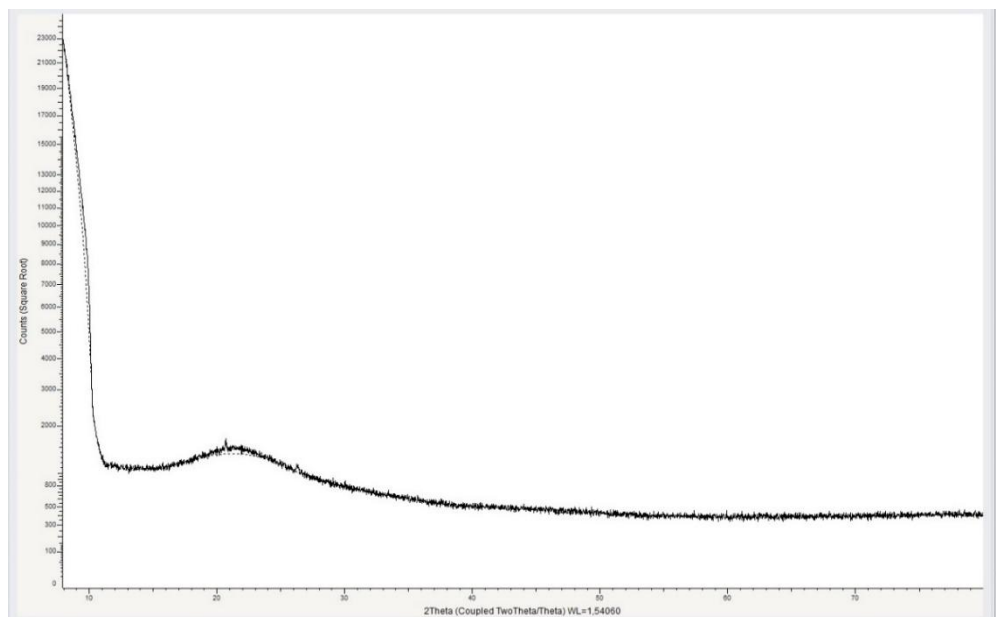
Fonte: Autora, 2025.

Figura 10: Difratoograma de Raios X da biossílica extraída da CAPC pré-tratada em estufa.



Fonte: Autora, 2025.

Figura 11: Difratoograma de Raios X da biossílica extraída da CAPC pré-tratada em autoclave.



Fonte: Autora, 2025.

6.2. Memorial Descritivo do Processo

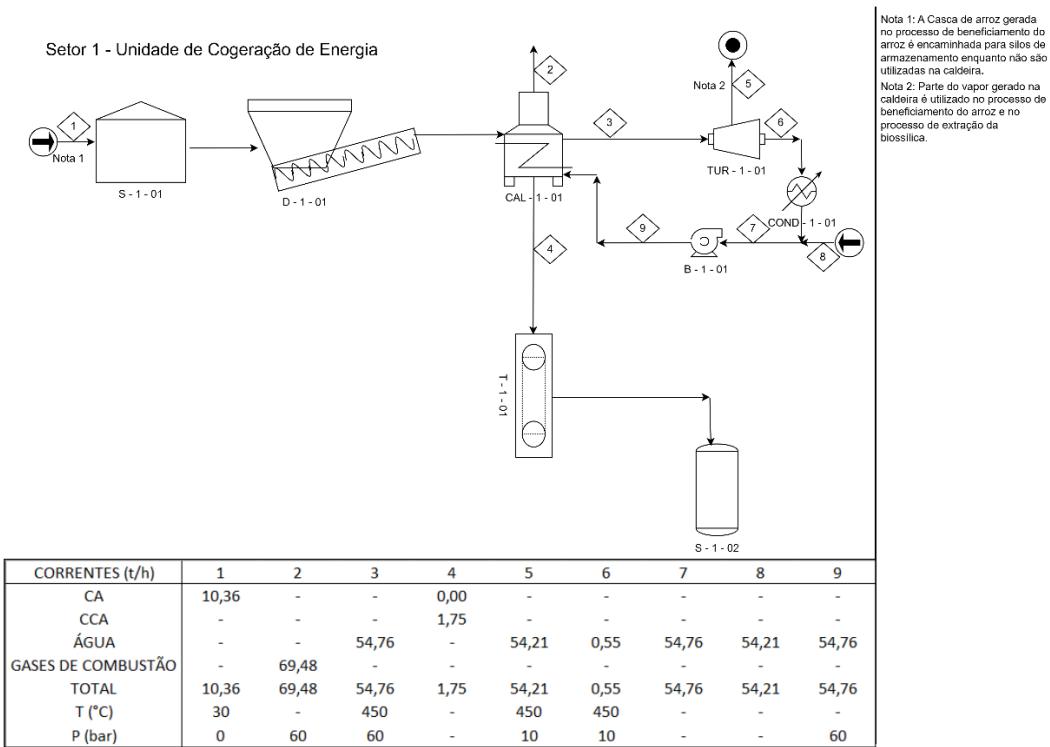
O presente trabalho tem como objetivo propor o projeto de uma unidade de extração de biossílica a partir das cinzas da casca de arroz (CCA), geradas no processo de queima da casca de arroz (CA) em uma caldeira de cogeração. A unidade de extração é concebida com foco no aproveitamento integral do resíduo agroindustrial, visando transformar um subproduto de baixa valorização em um material de alto potencial tecnológico, ao mesmo tempo em que se integra

ao sistema de cogeração já existente. O processo de obtenção da biossílica foi delineado com base em procedimentos laboratoriais que utilizam lixiviação ácida seguida de tratamento térmico (Fernandes; Sabino e Rossetto, 2014), metodologia que, juntamente com a rota alcalina, demonstrou elevada eficiência na produção de sílica de alta pureza (Fernandes, 2020). Optou-se pela rota ácido-térmica devido à sua maior simplicidade operacional e ao menor consumo de reagentes quando comparada ao processo alcalino. A capacidade produtiva do setor foi estabelecida conforme o Ranking de beneficiadoras de arroz do estado do Rio Grande do Sul em 2024, selecionando a produção anual de 357885,15 t Arroz/ano.

A Figura 13 apresenta a unidade de extração concebida com foco no aproveitamento integral do resíduo agroindustrial, que se integra ao sistema de cogeração apresentado na Figura 12.

6.2.1. Unidade de Cogeração de Energia

Figura 12: Fluxograma de processo do setor 1 de cogeração de energia.



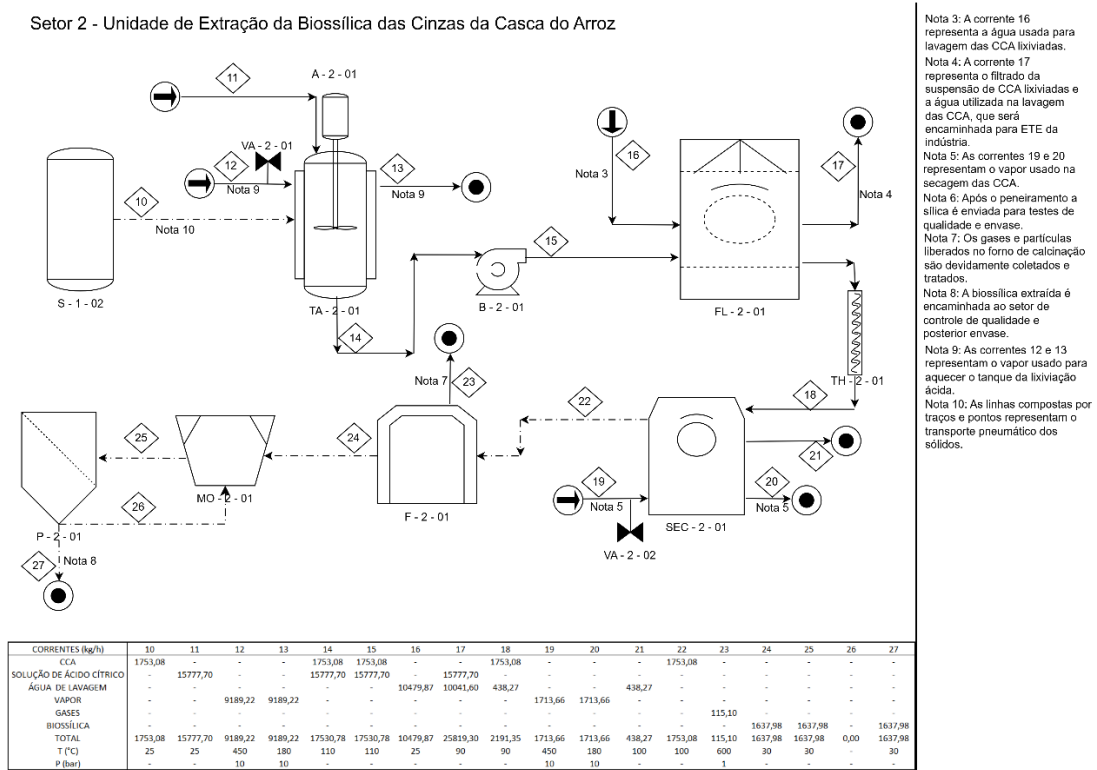
Fonte: Autora, 2025.

Após o descarte da casca de arroz (CA) proveniente do setor de beneficiamento, o material é direcionado ao silo de armazenamento (S-1-01). A alimentação da caldeira (CAL-1-01) é

realizada por meio de um dosador (D-1-01), responsável por garantir a vazão de combustível requerida para a operação estável do sistema de combustão. O vapor gerado na caldeira é conduzido à turbina (TUR-1-01) para a produção de energia elétrica e, simultaneamente, destinado ao atendimento das demandas de utilidades da indústria. O condensado resultante é retornado à caldeira, possibilitando sua reutilização no ciclo. Os gases provenientes da combustão são devidamente coletados e submetidos a tratamento adequado, assegurando conformidade ambiental. As cinzas geradas no processo são transportadas para o silo S-1-02 por meio de um transportador de corrente do tipo Redler (T-1-01).

6.2.2. Unidade Piloto de Extração de Biossílica das CCA

Figura 13: Fluxograma de processo do setor 2 de extração da biossílica das CCA.



Fonte: Autora, 2025.

As cinzas armazenadas no silo S-1-02 são transferidas para o tanque de agitação (TA-2-01), onde são misturadas a uma solução de ácido cítrico a 10%, com o objetivo de promover a lixiviação ácida das CCA. O processo é conduzido a 110 °C, mantendo-se um tempo de residência mínimo de uma hora para assegurar a eficiência da etapa. Em seguida, a suspensão

resultante é encaminhada ao filtro lavador de tambor rotativo a vácuo (FL-2-01) por meio de uma bomba centrífuga (B-2-01). As cinzas lavadas e drenadas são então submetidas à secagem no secador (SEC-2-01) e, posteriormente, à calcinação no forno (F-2-01), a 600 °C durante uma hora, visando à obtenção de sílica de maior pureza. Para o refinamento do produto, a sílica calcinada é moída no moinho (MO-2-01) até atingir a granulometria especificada e, na sequência, submetida à peneiração final, que separa as partículas dentro do padrão exigido. As frações acima do limite granulométrico retornam ao moinho, enquanto o produto conforme segue para controle de qualidade e posterior envase.

6.3. Balanço de Massa e Energia por Equipamento

Visando o dimensionamento dos equipamentos a serem aplicados no processo, os balanços de massa e energia foram elaborados em regime estacionário; seguindo a capacidade produtiva estabelecida para a unidade, isto é, 357885,15 tArroz/ano, considerando que a CA compreende 20 % do grão do arroz (Della et al., 2006), tem-se a geração de 89471,29 tCA/ano.

6.3.1. Silo de CA

O silo S – 1 – 01 (Figura 14) tem o objetivo de armazenar a CA coletada no processo de beneficiamento do arroz. Ele foi projetado para atender ao volume de CA gerado em um dia de produção da beneficiadora. Dessa forma, tem-se que a geração diária de CA:

$$\dot{m} = 89471,29 * \frac{tCA}{ano} * \frac{1ano}{12meses} * \frac{1mês}{30dias}$$

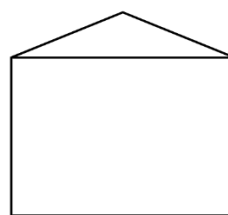
Equação 1

$$\therefore \dot{m} = 248,53 \, tCA/dia$$

Equação 2

O balanço de energia foi desconsiderado nessa etapa visto que não apresenta processos de aquecimento ou resfriamento.

Figura 14: Silo de armazenamento de CA.



S - 1 - 01

Fonte: Autora, 2025.

6.3.2. Dosador de CA

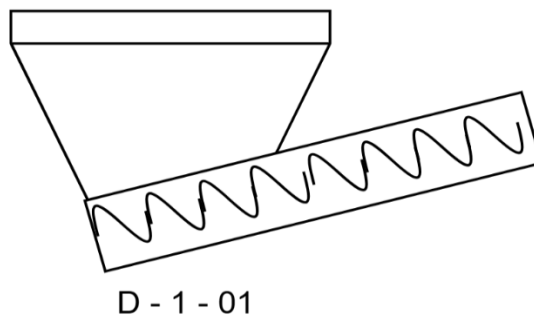
O D – 1 – 01 tem a função de dosar a CA que vai para a caldeira; assim, conforme a produção diária, tem-se a seguinte vazão de CA:

$$\dot{m}_1 = 248,53 * \frac{tCA}{dia} * \frac{1dia}{24h} = 10,36 \frac{tCA}{h}$$

Equação 3

O balanço de energia não foi considerado para esse equipamento.

Figura 15: Dosador de CA.



Fonte: Autora, 2025.

6.3.3. Caldeira de Cogeração de Energia

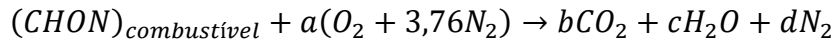
Para a caldeira, foi realizado o balanço de massa para a reação de combustão da CA. Para isso, foi necessário a análise elementar do combustível de modo a escrever a equação da reação. Conforme Fleig (2020), a CA possui a seguinte composição:

Tabela 1: Caracterização da CA em base seca.

Itens	Componente	Composição (% mássica)
Análise próxima	Voláteis	73,9
	Cinzas	17,1
	Carbono fixo	9,0
Análise elementar	[C]	37,8
	[H]	5,5
	[N]	0,3
	[O]	39,3
	umidade	8,4

Fonte: Fleig, 2020.

A reação de combustão considerada no presente trabalho ocorre de forma completa, isto é, tem como produto CO_2 e H_2O , o N_2 é tido como inerte. Dessa forma, tem-se a seguinte equação química:



Equação 4

Para balancear a equação química, se faz necessário obter as vazões molares dos elementos do combustível, para a conversão das unidades foram adotadas as seguintes massas molares (MM): $\text{MM}_\text{C} = 12 \text{ t/tmol}$, $\text{MM}_\text{H} = 1 \text{ t/tmol}$, $\text{MM}_\text{O} = 16 \text{ t/tmol}$ e $\text{MM}_\text{N} = 14 \text{ t/tmol}$.

$$\text{C: } 10,36 \frac{\text{tCA}}{\text{h}} * \frac{37,8\text{tC}}{100\text{tCA}} * \frac{1\text{tmolC}}{12\text{tC}} = 0,326 \text{tmolC/h}$$

Equação 5

$$\text{H: } 10,36 \frac{\text{tCA}}{\text{h}} * \frac{5,5\text{tH}}{100\text{tCA}} * \frac{1\text{tmolH}}{1\text{tH}} = 0,570 \text{tmolH/h}$$

Equação 6

$$\text{O: } 10,36 \frac{\text{tCA}}{\text{h}} * \frac{39,3\text{tO}}{100\text{tCA}} * \frac{1\text{tmolO}}{16\text{tO}} = 0,254 \text{tmolO/h}$$

Equação 7

$$\text{N: } 10,36 \frac{\text{tCA}}{\text{h}} * \frac{0,3\text{tN}}{100\text{tCA}} * \frac{1\text{tmolN}}{14\text{tN}} = 0,002 \text{tmolN/h}$$

Equação 8

Fazendo o balanço estequiométricos de cada elemento para obter os valores de a, b, c e d tem-se:

$$\text{C: } 0,326 = b \rightarrow \therefore b = 0,326 \text{tmolCO}_2/\text{h}$$

Equação 9

$$H: 0,570 = 2 * c \rightarrow \therefore c = 0,285 \text{ }^{tmolH_2O}/_h$$

Equação 10

$$O: 0,254 + 2 * a = 2 * b + c \rightarrow \therefore a = 0,341 \text{ }^{tmolO_2}/_h$$

Equação 11

$$N: 0,002 + a * 3,76 * 2 = d * 2 \rightarrow \therefore d = 1,285 \text{ }^{tmolN_2}/_h$$

Equação 12

Deste modo, obtém-se o valor de $O_{2\text{Teórico}} = 0,341 \text{ }^{tmol}/_h$, ele corresponde a quantidade de gás oxigênio necessário para realizar a combustão completa do combustível alimentado. O O_2 não é empregado puro na indústria, ele é proveniente do ar atmosférico, cuja composição pode ser aproximada a 21 % de O_2 e 79% N_2 . Convertendo o número de mols do ar para vazão mássica tem-se:

$$Ar_{\text{Teórico}} = (0,341 * 32) + (0,341 * 3,76 * 28) = 46,87 \text{ }^{tAr_{\text{Teórico}}}/_h$$

Equação 13

Focando na completa conversão do combustível, ar em excesso é alimentado a caldeira, e de acordo com Faria (2021), um valor comumente adotado em usinas é 30 %, isto é:

$$Ar_{\text{Alimentado}} = 1,3 * Ar_{\text{Teórico}} \rightarrow \therefore Ar_{\text{Alimentado}} = 60,93 \text{ }^t/_h$$

Equação 14

Em concordância com a Tabela 1, foi estabelecido que as CCA corresponderão 17,1 % da CA:

$$\dot{m}_{CCA} = \dot{m}_4 = 0,171 * \dot{m}_1 = 1,75 \text{ }^{tCCA}/_h$$

Equação 15

A Tabela 2 apresenta o balanço de massa total da caldeira.

Tabela 2: Vazões de entrada e saída da caldeira.

Matéria	Entradas	Saídas	Unidade
CA	10,36	-	t/h
CCA	-	1,75	t/h
N2	48,13	48,13	t/h
O2	12,80	1,87	t/h
CO2	-	14,35	t/h
H2O	-	5,13	t/h
TOTAL	71,2	71,2	t/h

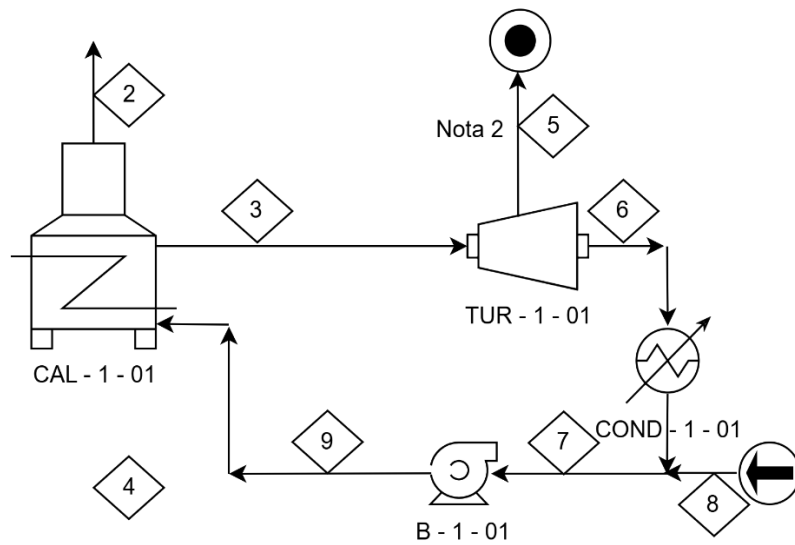
Fonte: Autora, 2025.

O vapor d'água gerado na caldeira é aplicado para gerar energia elétrica a partir de uma turbina e também para suprir as utilidades requeridas pela produção. Esse vapor volta a caldeira como condensado para reutilização dessa água.

$$\therefore \dot{m}_{\text{ÁGUA}} = \dot{m}_{\text{VAPOR}}$$

Equação 16

Figura 16: Representação esquemática da caldeira.



Fonte: Autora, 2025.

No ciclo Rankine, após a elevação da pressão promovida pela bomba, o fluido de trabalho é conduzido até a caldeira, onde ocorre o fenômeno termodinâmico que o converte em vapor. Durante essa etapa, ainda que haja formação de vapor, a pressão do fluido de trabalho pode ser considerada aproximadamente constante, constituindo uma hipótese válida para a análise do processo.

Dessa forma, a variação de entalpia do fluido de trabalho (água) da caldeira pode ser expressa pela seguinte equação:

$$\dot{Q}_{\text{Caldeira}} = \dot{m}_{\text{Água}} * (h_{\text{Vapor}} - h_{\text{Água}})$$

Equação 17

$$\dot{Q}_{\text{Caldeira}} = \dot{m}_{\text{Combustível}} * PCI_{\text{Combustível}} * n_{\text{Caldeira}}$$

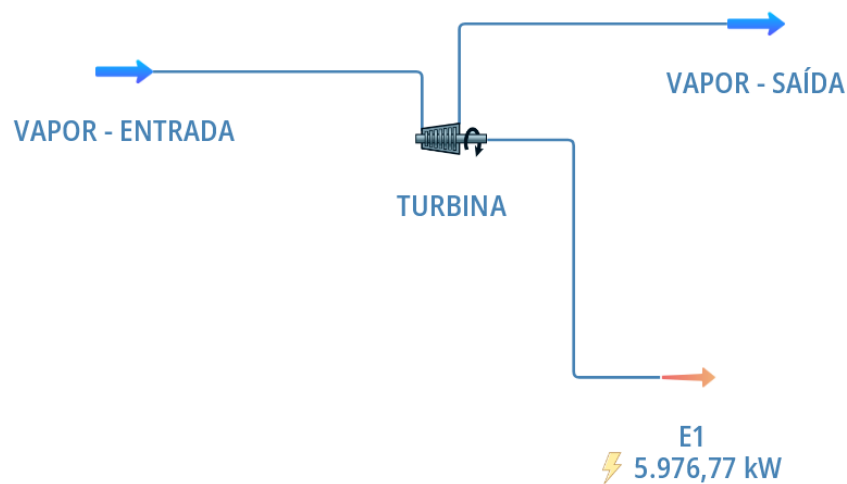
Equação 18

Estipulando uma eficiência (n_{Caldeira}) 80 % da caldeira, e um PCI da CA de 13,81 MJ/kg (Cesar, 2021), obtém-se uma transferência de calor de 31,78 MW para o fluido de trabalho. O aquecimento da água na caldeira ocorre a uma pressão constante de 6 MPa, elevando a

temperatura do fluido para 450 °C, logo as entalpias do vapor superaquecido e da água saturada aplicadas são, respectivamente, 3303 kJ/kg e 1213,7 kJ/kg; o que resulta em numa vazão de água (vapor) de 54,76 t/h.

Empregando o software de simulação de processos DWSIM, foi possível estimar a geração de energia elétrica a partir do vapor resultante, adotando-se 80 % de eficiência adiabática na turbina, uma queda de pressão de 5 MPa e o pacote termodinâmico Raoult's Law, obtém-se aproximadamente 5,98 MW de energia elétrica.

Figura 17: Simulação de cogeração de energia com turbina a vapor de contrapressão.



Fonte: Autora, 2025.

6.3.4. Transportadora de Correntes (REDLER) e Silo de CCA

As CCA chegam ao S – 1 – 02 para armazenamento por meio da transportadora de correntes (REDLER); o silo também atua como tanque pulmão, abastecendo a unidade de extração da biossílica. Assim como o S – 1 – 01, o silo de cinzas será capaz de comportar a geração diária de CCA.

$$\dot{m}_4 = 1,75 \frac{tCCA}{h} * \frac{kgCCA}{tCCA} * \frac{24h}{1dia} = 42073,87 kgCCA/dia$$

Equação 19

O balanço energético foi desconsiderado para esse equipamento.

Figura 18: Silo de CCA.



S - 1 - 02

Fonte: Autora, 2025.

6.3.5. Tanque de Lixiviação Ácida

O TA – 2 – 01 trata-se de um tanque de agitação com aquecimento a vapor. Este equipamento será alimentado com a corrente $\dot{m}_{10}$ que corresponde as CCA, na vazão de 1753,08 kg/h e a corrente $\dot{m}_{11}$ que representa a solução de ácido cítrico, na proporção de 1:9 de CCA e solução ácida. A vazão de vapor que entra na camisa do tanque é igual a que sai – correntes 12 e 13.

$$\dot{m}_{11} = 9 * \dot{m}_{10} = 15777,70 \text{ kg/h}$$

Equação 20

$$\dot{m}_{10} + \dot{m}_{11} = \dot{m}_{14}$$

Equação 21

$$\dot{m}_{14} = 17530,78 \text{ kg/h}$$

Equação 22

$$\dot{m}_{12} = \dot{m}_{13}$$

Equação 23

Para o aquecimento da suspensão, o TA – 2 – 01 será encamisado, propiciando a passagem do vapor de modo a manter a temperatura do conteúdo do tanque em 110 °C. Para os cálculos, considerou-se um tanque de mistura de perfeita, de modo que a temperatura de saída do TA – 2 – 01 é a mesma internamente, portanto as temperaturas inicial e final desse equipamento são 25 °C e 110 °C, respectivamente. Visto que não há mudança de fase, Alves (2022) demonstra que o balanço energético pode ser realizado por meio da Equação 24, assim, torna-se praticável calcular o calor requerido pela suspensão:

$$\dot{Q}_{\text{Requerido}} = \sum \dot{m}_{i,\text{entrada}} * c_{p,i} * (T_{i,\text{entrada}} - T_{\text{ref}}) - \sum \dot{m}_{i,\text{saída}} * c_{p,i} * (T_{i,\text{saída}} - T_{\text{ref}})$$

Equação 24

Considerando a temperatura de referência 25°C, o c_p das cinzas foi aproximado ao da sílica – 0,68 kJ/kgK (Azo Materials, 2001), e o da solução de ácido cítrico foi coletado do software de simulação DWSIM com o valor de aproximadamente 4,0 kJ/kgK.

$$\therefore \dot{Q}_{Requerido} = 5465746,71 \text{ kJ/h} = 1518,26 \text{ kW}$$

Equação 25

Em posse do calor requerido pela suspensão, é possível calcular a vazão de vapor superaquecido necessária nessa etapa. Assumindo que o vapor é resfriado até atingir sua temperatura de saturação a 1 MPa (180 °C), calcula-se a vazão pela equação abaixo:

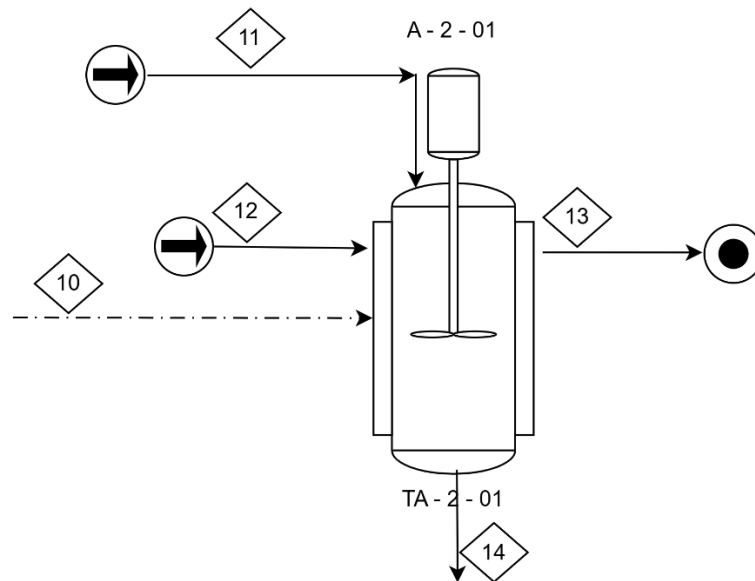
$$\dot{Q}_{requerido} = \dot{m}_{vapor} * (h_{vapor,entra} - h_{vapor,sai})$$

Equação 26

$$\therefore \dot{m}_{vapor} = \frac{\dot{Q}_{requerido}}{(h_{vapor,entra} - h_{vapor,sai})} = \frac{5465746,71 \text{ kJ/h}}{(3371 - 2776,2) \text{ kJ/kg}} = 9189,22 \text{ kg/h}$$

Equação 27

Figura 19: Tanque para lixiviação ácida das CCA.



Fonte: Autora, 2025.

6.3.6. Filtro Lavador

No filtro lavador do tipo tambor rotativo passarão as correntes da suspensão das CCA em solução de ácido cítrico e água para lavagem das cinzas. As etapas promovidas nesse tipo de filtro são: filtração da suspensão, lavagem da torta, drenagem da água de lavagem e remoção

da torta. Foi adotado a proporção de 6 m³ de água de lavagem para cada tonelada de cinzas, a massa específica da água foi aproximada para 996,33 kg/m³.

$$\dot{m}_{15} + \dot{m}_{16} = \dot{m}_{17} + \dot{m}_{18}$$

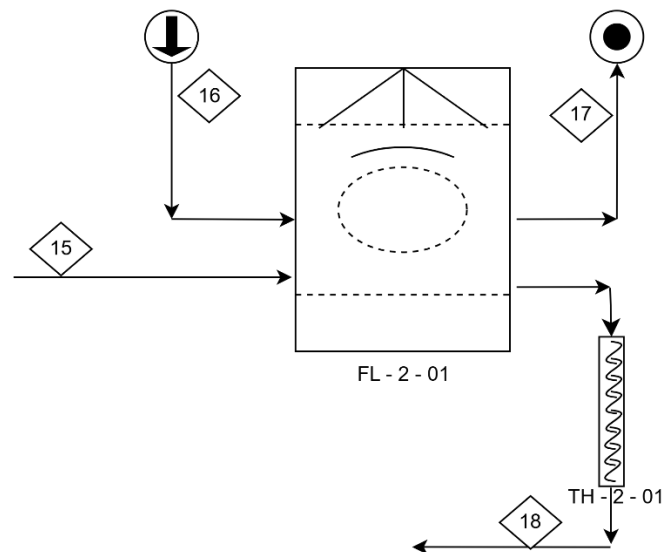
Equação 28

$$\dot{m}_{15} + \dot{m}_{16} = 17530,78 + 10479,87 = 28010,65 \text{ kg/h}$$

Equação 29

Considerando que a filtração gera uma torta com 80 % de sólidos, encontra-se uma vazão de filtrado (solução de ácido cítrico com as impurezas removidas e água de lavagem) de $\dot{m}_{17} = 25819,30 \text{ kg/h}$, e $\dot{m}_{18} = 2191,35 \text{ kg/h}$ de torta.

Figura 20: Filtro lavador.



Fonte: Autora, 2025.

Considera-se que houve um resfriamento da torta devido a interação com a água de lavagem que entra a 25 °C, estipulando uma temperatura final de 90 °C para as correntes de saída. Aplicando a Equação 24, com temperatura de referência de 25 °C, calores específicos das CCA, solução de ácido cítrico e água de lavagem são, respectivamente, 0,68; 4,0 e 4,2 kJ/kgK, obtém-se que o calor total no filtro lavador é de 1574 945,22 kJ/h (437,48 kW).

O TH – 2 – 01 representa o transporte da torta de CCA por transportador de rosca helicoidal.

6.3.7. Secador

A escolha da secagem indireta para as cinzas da casca de arroz deve-se principalmente à capacidade desse tipo de equipamento de evitar o arraste de partículas finas, comum em secadores diretos, e de permitir um controle rigoroso do ambiente térmico, essencial para materiais potencialmente combustíveis ou sensíveis ao contato com gases de processo (Le Capitaine; Carlson, 2011). Além disso, sua operação é compatível com sistemas eficientes de tratamento de gases e odores, favorecendo a segurança e o desempenho ambiental da unidade (DheyTecnica, 2020). Tendo que toda água presente na torta (80 % em sólido) foi removida, isto é, a umidade na corrente de saída do sólido é nula, e, portanto, toda água é evaporada.

$$\dot{m}_{20} = \dot{m}_{21} = \dot{m}_{vapor}$$

Equação 30

$$\dot{m}_{18} = \dot{m}_{sólido\ úmido} = 2191,35 \text{ kg/h}$$

Equação 31

$$\dot{m}_{18} = \dot{m}_{21} + \dot{m}_{22} = \dot{m}_{evaporado} + \dot{m}_{sólido\ seco}$$

Equação 32

Sabendo que a massa de sólido seco é 1753,08 kg/h, tem-se que a massa de água evaporada é $\dot{m}_{21} = \dot{m}_{evaporado} = 438,27 \text{ kg/h}$.

Tendo que a torta adentra o secador a temperatura de 90 °C, o calor requerido corresponde ao necessário para aquecer as CCA até 100 °C — ponto de ebulição da água a 1 atm (101325 Pa) — além da energia destinada ao aquecimento da água remanescente e à sua posterior vaporização. Dessa forma, o calor requerido para o processo de secagem é:

$$\dot{Q}_{requerido} = \dot{m}_{evaporado} * (h_{saída} - h_{entrada}) + \dot{m}_{CCA} * c_{p,CCA} * (T_{saída} - T_{entrada})$$

Equação 33

$$\dot{Q}_{requerido} = 1019283,40 \text{ kJ/h} = 283,13 \text{ kW}$$

Equação 34

Considerando que o vapor utilizado nesse processo seja o gerado na caldeira, isto é, vapor superaquecido a 450 °C e a 1 MPa, e que o vapor é apenas resfriado a sua temperatura de saturação – vapor saturado a 180 °C e 1 MPa. Assim, tem-se a vazão de vapor requerida para o processo:

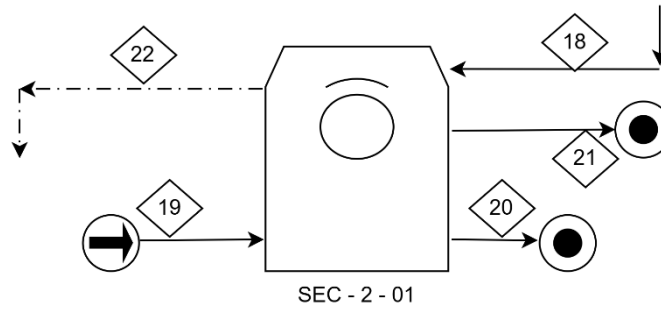
$$\dot{Q}_{cedido} = \dot{m}_{vapor} * (h_{vapor,entra} - h_{vapor,sai}) = \dot{Q}_{requerido}$$

Equação 35

$$\therefore \dot{m}_{vapor} = \frac{\dot{Q}_{requerido}}{(h_{vapor,entra} - h_{vapor,sai})} = \frac{283,13kW}{(3371 - 2776,2) kJ/kg} = 1713,66 kg/h$$

Equação 36

Figura 21: Secador indireto.



Fonte: Autora, 2025.

6.3.8. Forno

O forno para calcinação configura a última etapa do processo de extração da biossílica adotado nesse trabalho – tratamento térmico. Será considerado um teor médio de sílica nas CCA de 92,5 % (Patil; Dongre e Meshram, 2014; Nzereogu et al., 2023), e que o produto final obtido possui uma pureza de 99 % e que o restante das impurezas fora volatilizado.

$$\dot{m}_{22} = \dot{m}_{23} + \dot{m}_{24}$$

Equação 37

Desse modo, tem-se que a vazão de sílica com 99 % de pureza obtida é de 1637,98 kg/h e a vazão de gases gerados é de 115,10 kg/h.

Para aquecer as CCA a temperatura 600 °C admitida no tratamento térmico, considera-se o c_p da sílica (0,68 kJ/kgK) e que não há mudança de fase durante essa etapa:

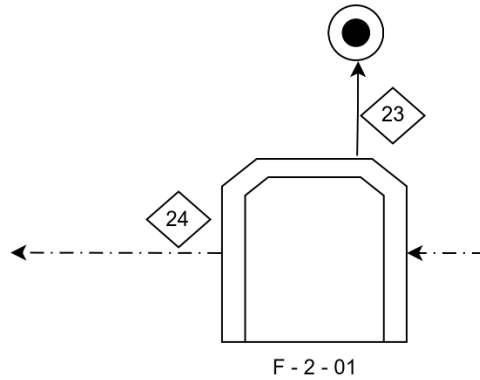
$$\dot{Q} = \dot{m}_{CCA} * c_{p,CCA} * (T_{saída} - T_{entrada}) = 165,57kW$$

Equação 38

Tendo que há um resfriador acoplado ao final do forno, e que a sílica extraída sai a 30 °C, tem-se a energia retirada do sistema é de 176,36 kW. O resfriador se justifica pela influência da taxa de resfriamento na integridade estrutural da sílica, visto que o resfriamento rápido do produto é mais indicado para conservar a estrutura amorfa da sílica, uma vez que variações abruptas de temperatura podem impedir a formação de fases cristalinas. Já o resfriamento lento, ou a permanência do material em temperaturas reduzidas após a combustão podem,

inadvertidamente, favorecer o surgimento de estruturas cristalinas indesejáveis de sílica (Nzereogu et al., 2023).

Figura 22: Forno para calcinação.



Fonte: Autora, 2025.

6.3.9. Moinho

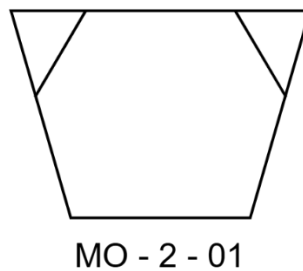
O moinho apresenta como função a trituração da biossílica extraída para que ela se adeque a granulometria estipulada.

$$\dot{m}_{24} = \dot{m}_{25} = 1\,637,98 \, \text{kg/h}$$

Equação 39

A corrente 26 é considerada apenas quando há necessidade de remoagem do composto.

Figura 23: Moinho.



Fonte: Autora, 2025.

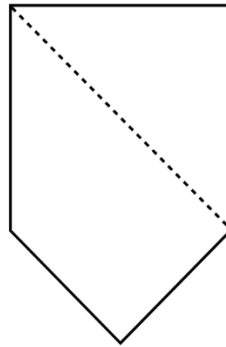
6.3.10. Peneira

A peneira tem o intuito de classificar as partículas de biossílica de modo que se enquadrem na granulometria estipulada.

$$\dot{m}_{25} = 1637,98 \text{ kg/h}$$

Equação 40

Figura 24: Peneiras.



P - 2 - 01

Fonte: Autora, 2025.

6.4. Dimensionamento dos Equipamentos

6.4.1. Silo de CA

Como citado no item 6.3.1, o silo comportará a geração diária de casca (453,55 tCA/dia). Adotando a massa específica da CA como 130 kg/m^3 (Ludwing; Araújo; Putti, 2012), obtém-se um volume diário de casca de $1911,78 \text{ m}^3\text{CA/dia}$, assumindo um fator de segurança de 20 %, tem-se que o volume do silo será:

$$V_{\text{silo de CA}} = 1,2 * 1911,78 = 2294,14 \text{ m}^3$$

Equação 41

Conforme Scalabrin (2008), a maioria dos silos destinados ao armazenamento de grãos apresenta relação $H/T \leq 2,5$. Considerando um silo cilíndrico e uma razão entre altura (H) e diâmetro (T) de 2,5, obtém-se:

$$V_{\text{silo de CA}} = H * \frac{T^2}{4} = 2,5 * T * \frac{T^2}{4} \rightarrow T = 10,53 \text{ m}$$

Equação 42

$$\therefore H = 26,33 \text{ m}$$

Equação 43

6.4.2. Dosador de CA

Para alimentar a caldeira, adotou-se o uso de transportadores de rosca, por se tratarem de equipamentos tecnicamente adequados para a transferência de materiais sólidos em condições de elevada inclinação, além de promover o controle da dosagem do combustível. Essa escolha também se justifica pelo caráter do transporte, que ocorre de forma confinada, garantindo um fluxo limpo, com mínima dispersão de partículas.

Figura 25: Transportador de rosca.



Fonte: Zanella, s.d.

6.4.3. Transportadora de Correntes (REDLER) e Silo de CCA

Para o transporte das CCA, elegeu-se uma transportadora de correntes do tipo REDLER, por se tratar de um equipamento totalmente vedado, adequado ao manuseio de materiais granulados e pulverulentos, capaz de operar com altos ângulos de elevação — podendo atingir até 70° — e de permitir múltiplos pontos de descarga ao longo de seu percurso. Além disso, esse tipo de transportador apresenta elevada robustez térmica, sendo apropriado para o transporte de materiais a altas temperaturas, o que o torna particularmente adequado às operações de extração e movimentação de cinzas provenientes de fornalhas de caldeiras, tanto em sistemas de remoção seca quanto úmida (Zanella, s.d.).

Figura 26: Transportadora de correntes (REDLER).



Fonte: Zanella, s.d.

Como citado no item 6.3.4, o silo comportará a geração diária de cinzas (76 780,94 kgCCA/dia). Visto que o teor de sílica nas CCA adotado é de 92,5 %, ele representa a maior parte do composto, assim, assumiu-se a massa específica da sílica como sendo a das CCA: 2000 kg/m³ (Basile Química, 2014). Assim, obtém-se o volume diário de cinzas geradas e o volume do silo com fator de segurança de 20 %:

$$V_{CCA} = \frac{76\,780,94 \frac{kgCCA}{dia}}{2\,000 \frac{kg}{m^3}} = 21,04 m^3 / dia$$

Equação 44

$$V_{Silo\ de\ CCA} = 1,2 * V_{CCA} = 25,24 m^3$$

Equação 45

Adotando a mesma razão H/T = 2,5 e procedimento do item 6.3.1, obtém-se H = 5,86 m e T = 2,34 m.

6.4.4. Tanque de Lixiviação Ácida

Visando o dimensionamento do tanque de lixiviação ácida, admitiu-se o tempo de residência (τ) de 1h visto o tempo empregado na etapa de pré-tratamento ácido em laboratório, e a massa específica da suspensão de CCA foi estimada da seguinte forma:

$$\frac{1}{\rho_{suspensão}} = \frac{fração\ mássica\ de\ CCA}{\rho_{CCA}} + \frac{fração\ mássica\ de\ Líquido}{\rho_{Líquido}}$$

Equação 46

Admitindo a $\rho_{CCA} = 2\,000\ kg/m^3$ – aproximando-a da massa específica da sílica – e $\rho_{Líquido} = 960,63\ kg/m^3$ – obtida no DWSIM.

$$\frac{1}{\rho_{suspensão}} = \frac{0,1}{2000 \text{ kg/m}^3} + \frac{0,9}{960,63 \text{ kg/m}^3} \rightarrow \therefore \rho_{suspensão} = 1013,29 \text{ kg/m}^3$$

Equação 47

Desse modo, torna-se possível converter a vazão mássica em volumétrica e, a partir do τ , determinar o volume útil do tanque:

$$\dot{v}_{suspensão} = \frac{\dot{m}_{suspensão}}{\rho_{suspensão}} = \frac{17\,530,78 \text{ kg/h}}{1\,003,24 \text{ kg/m}^3} = 17,30 \text{ m}^3/\text{h}$$

Equação 48

$$\tau = \frac{V_{útil}}{\dot{v}_{suspensão}} \rightarrow 1 \text{ h} = \frac{V_{útil}}{17,30 \text{ m}^3/\text{h}} \rightarrow \therefore V_{útil} = 17,30 \text{ m}^3$$

Equação 49

Com fator de segurança de 20 %:

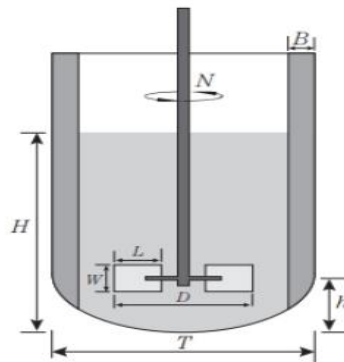
$$V_{tanque} = 1,2 * V_{útil} \rightarrow \therefore V_{tanque} = 20,76 \text{ m}^3$$

Equação 50

Adotando a geometria cilíndrica para o tanque, e admitindo as proporções descritas em Cremasco (2018), obtém-se:

Figura 27: Configuração típica de um tanque agitado.

H , altura do líquido no reservatório;
 T , diâmetro do tanque;
 h , distância entre o impelidor e o fundo do tanque;
 D , diâmetro do impelidor;
 W , altura da pá do impelidor;
 L , largura da pá do impelidor;
 B , largura da chicana;
 N , número de rotações do impelidor.



Fonte: Cremasco, 2018.

$$\frac{H}{T} = 1$$

Equação 51

$$\frac{D}{T} = \frac{1}{3}$$

Equação 52

$$\frac{h}{D} = 1$$

Equação 53

$$\frac{B}{T} = \frac{1}{10}$$

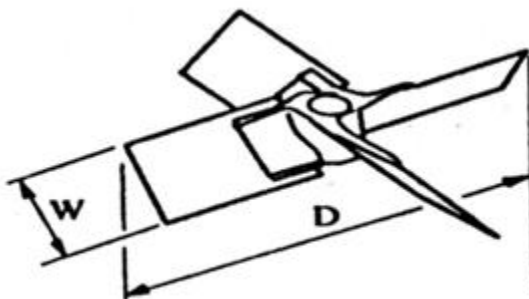
Equação 54

Assumindo um impelidor do tipo pás inclinadas (45°), visto que é o modelo indicado para dispersão de sólidos:

$$W = \frac{D}{5} \text{ para pás inclinadas } (45^\circ)$$

Equação 55

Figura 28: Turbina de pás inclinadas.



Fonte: Ferreira, 2023.

Dessa forma, determina-se as seguintes dimensões para o TA – 2 – 01 e para o A – 2 – 01:

Tabela 3: Dimensões do TA - 2 - 01 e do A - 2 - 01.

T	2,98	m
H	2,98	m
D	0,99	m
h	0,99	m
W	0,20	m
B	0,30	m

Fonte: Autora, 2025.

A potência elétrica (W_u) necessária para o impelidor A – 2 – 01 pode ser estimada por meio da Equação 56:

$$W_u = N_{PO} * N^3 * D^5 * \rho$$

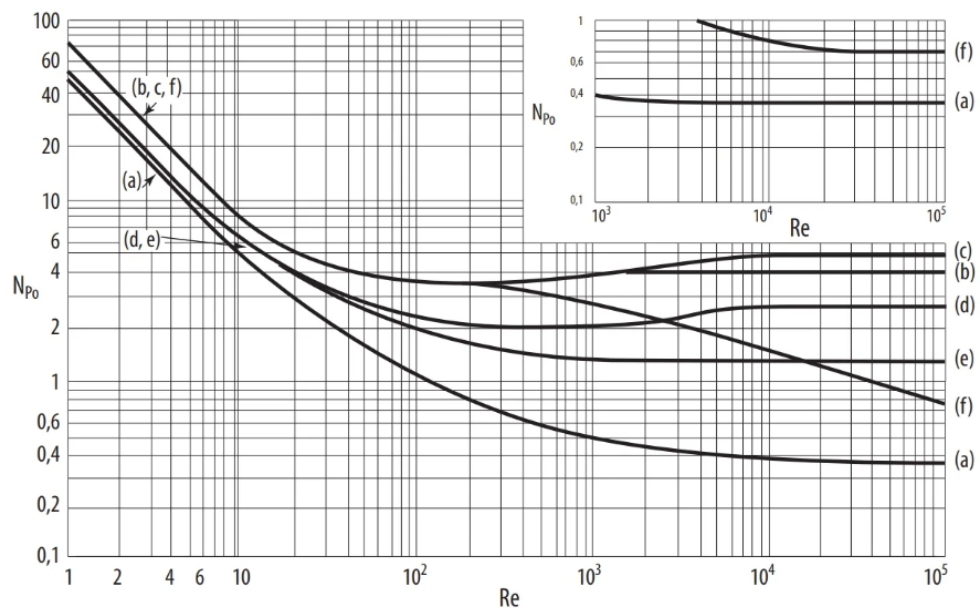
Equação 56

em que N_{PO} corresponde ao número de potência, parâmetro que expressa o efeito do atrito decorrente tanto do grau de agitação imposto ao fluido quanto das características geométricas do tanque agitado (Cremasco, 2018). Já N representa a rotação do impelidor, expressa em revoluções por segundo; D é o diâmetro do impelidor; e ρ refere-se à massa específica do fluido de processo. O valor de N_{PO} para impelidores de pás inclinadas a 45° é obtido de forma gráfica, utilizando-se o diagrama de Moody (Figura 29) em conjunto com o cálculo do número de Reynolds (Re), no qual μ denota a viscosidade dinâmica do fluido.

$$Re = \frac{\rho * N * D^2}{\mu}$$

Equação 57

Figura 29: Número de potência para diversos impelidores do tipo em função do número de Reynolds do impelidor para fluidos newtonianos: (a) hélice naval; (b) pás retas; (c) pás retas e disco (turbina de Rushton), $W/D = 0,2$; (d) pás encurvadas, $W/D = 1/8$; (e) pás inclinadas com passo de 45° e $W/D = 1/8$; (f) pás retas sem chicanas (baseada em Treybal, 1980).



Fonte: Cremasco, 2018.

Para o cálculo de W_u , estimou-se a viscosidade dinâmica da suspensão igual a $2,95 \cdot 10^{-4} \text{ Pa}\cdot\text{s}$. A partir desses valores, como apresentado na Tabela 4, obteve-se:

Tabela 4: A - 2 - 01.

N	100 1,67	rpm rps
Re	$5,64 \cdot 10^6$	-
N _{PO}	1,4	-
W _u	6,34	kW

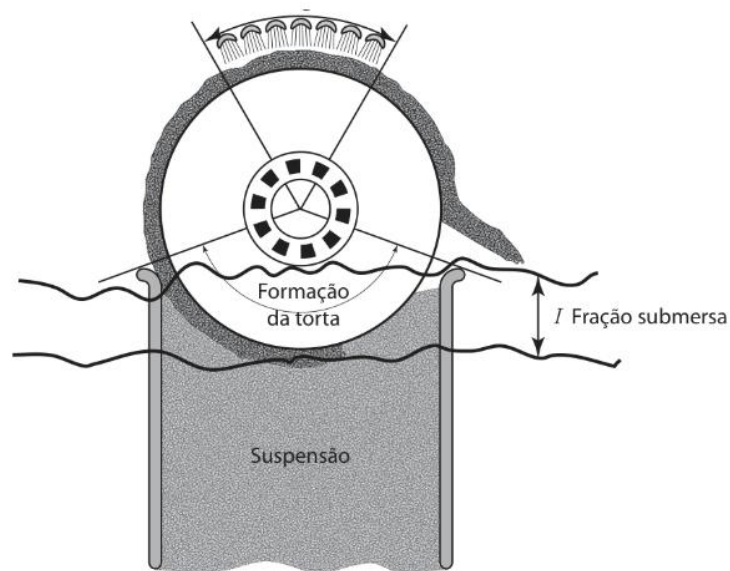
Fonte: Autora, 2025.

A pressão no TA – 2 – 01 será de 1,5 bar (150 000 Pa) de modo a evitar a evaporação do líquido no tanque.

6.4.5. Filtro Lavador

O filtro eleito para essa etapa foi o de tambor rotativo a vácuo com lavagem, pois dessa forma é possível escorrer e remover a solução de ácido cítrico da CCA.

Figura 30: Filtro de tambor rotativo.



Fonte: Cremasco, 2018.

A escolha do Filtro de Tambor Rotativo a Vácuo Engrossador/Lavador da VLC para a filtração e lavagem das CCA justifica-se por sua alta taxa de filtração, operação contínua e elevada confiabilidade, características essenciais para o tratamento de suspensões minerais finas. O equipamento apresenta manutenção simples, baixo custo operacional e longa vida útil,

favorecendo sua aplicação em processos abrasivos como o manuseio de cinzas. Além disso, sua robustez construtiva e eficiência na formação e lavagem da torta asseguram um desempenho consistente e economicamente viável, tornando-o adequado às exigências da etapa de purificação das cinzas.

Figura 31: Filtro de Tambor Rotativo a Vácuo Engrossador/Lavador da VLC.



Fonte: VLC, s.d.

6.4.6. Secador

A adoção do Secador Rotatubos - DheyTécnica para a etapa de secagem das cinzas da casca de arroz antes da calcinação mostra-se tecnicamente adequada devido ao seu sistema de secagem indireta, que evita o contato das cinzas — material fino e potencialmente combustível — com gases quentes, reduzindo riscos de arraste de partículas, contaminação e incêndio. O equipamento dispõe de um eixo interno com ampla área de troca térmica, aquecido por vapor e dotado de tubos estrategicamente posicionados, o que garante elevada eficiência na transferência de calor e controle rigoroso das condições operacionais. Além disso, o monitoramento contínuo por sensores de temperatura e o ajuste da pressão de vapor permitem maior precisão no controle da umidade final, etapa crítica para a qualidade da calcinação subsequente. Por ser compatível com sistemas avançados de tratamento de gases e odores e amplamente utilizado na secagem de materiais orgânicos e industriais de alta umidade, o Rotatubos oferece confiabilidade, segurança e desempenho compatíveis com as exigências do processamento das cinzas.

Figura 32: Secador Rotatubos - DheyTécnica.



Fonte: DheyTécnica, s.d.

O modelo do secador rotatubos selecionado foi o DHT-SR120MS, pois sua capacidade de evaporação abrange a requerida pelo processo:

Tabela 5: Especificações técnicas do Secador Rotatubos DheyTécnica.

MODELO	CAPACIDADE DE EVAPORAÇÃO (kg/h)	ÁREA DE TROCA TÉRMICA (m ²)	POTÊNCIA (CV)
DHT-SR80MS	600	80	40,0

Fonte: Adaptado de DheyTécnica, s.d.

6.4.7. Forno

O forno de calcinação é essencial no processo de beneficiamento das CCA para alcançar alta pureza em sílica. Baseado nas informações fornecidas pelo fabricante, o forno industrial de esteira contínua é o equipamento mais adequado para essa etapa de tratamento térmico que visa a oxidação e remoção dos resíduos orgânicos e voláteis para aumentar a pureza do SiO₂. Para atender à vazão de 1 753,08 kg/h de cinzas, o forno de esteira contínua é a escolha conveniente, pois oferece maior eficiência no manuseio de materiais e suporta altas taxas de produção em comparação com os processos em lote. Além disso, o design contínuo permite a inclusão de múltiplas zonas de temperatura, o que é vantajoso para controlar as etapas de pré-aquecimento, manutenção da temperatura de reação e resfriamento prescritas para qualquer tratamento térmico.

Conforme a ITS (International Thermal Systems), o forno de calcinação apresenta concepção de engenharia termicamente eficiente, que alia robustez estrutural e operação econômica. Esta eficiência é alcançada mediante a integração de sistemas de recirculação de ar com ventiladores de alta performance, fontes de calor versáteis e de alto rendimento, e materiais

de isolamento de alta densidade específicos para a aplicação, os quais conjuntamente minimizam o consumo energético e a área ocupada. O emprego de controladores programáveis com interface homem-máquina (HMI) assegura precisão no tratamento térmico e diagnósticos operacionais simplificados, enquanto a construção em aço aluminizado ou inoxidável garante a resistência necessária à corrosão e temperaturas elevadas.

Figura 33: Forno de calcinação.



Fonte: ITS, s.d.

6.4.8. Moinho

O moinho de pinos POLY-MILL representa a escolha tecnológica mais apropriada e eficiente para a etapa de micronização da sílica (SiO_2) obtida após a calcinação, uma vez que é projetado especificamente para realizar moagens finas a ultrafinas de materiais pulverulentos. Esta funcionalidade é crucial, visto que a sílica de alta pureza obtida necessita de uma granulometria controlada, tipicamente na faixa de microns, para aplicações industriais avançadas, com o POLY-MILL sendo capaz de atingir um tamanho de partícula de até $D_{50} = 5$ microns. A moagem é realizada por um mecanismo de impactos de alta energia gerados entre as fileiras de eixos concêntricos montados nos discos rotativo e fixo, o que é ideal para a fragmentação eficiente de materiais secos e friáveis como o SiO_2 . O equipamento oferece flexibilidade de processo, permitindo que o tamanho das partículas seja ajustado e que o moinho

seja equipado com opções de moagem e britagem facilmente intercambiáveis, adaptando-se às necessidades granulométricas específicas do produto final. Adicionalmente, a integração de um separador magnético no ponto de alimentação é uma característica de segurança fundamental, protegendo os componentes internos do moinho contra contaminação ferrosa e garantindo a pureza final da sílica micronizada. Dentre os modelos de moedor industrial POLY-MILL, optou-se pelo UM500, visto seu fluxo material teórico de 2000 kg/h.

Tabela 6: Especificações do moedor industrial POLY-MILL modelo UM500.

MODELO	UM500
POTÊNCIA EM kW	37
FLUXO TEÓRICO EM kg/h	2000
FATOR DE ESCALA	2

Fonte: Adaptada de Palamatic Process, s.d.

Figura 34: Moedor industrial POLY-MILL modelo UM500.



UM500

Fonte: Palamatic Process, s.d.

6.4.9. Peneira

A escolha da Peneira Vibratória Oscilatória da MHS (Materials Handling Systems) para a classificação da biossílica extraída justifica-se por sua elevada eficiência no processamento de materiais finos, ultrafinos e estruturalmente frágeis, características que descrevem adequadamente a biossílica obtida após a etapa de purificação. O movimento oscilatório, que simula o peneiramento manual, promove a dispersão homogênea das partículas sobre a superfície da tela e aumenta o tempo de permanência controlado do material, favorecendo a separação precisa de partículas próximas ao tamanho da malha. Além disso, o equipamento opera com baixa vibração, reduzindo o risco de degradação das partículas de biossílica e garantindo maior integridade morfológica do produto final. Sua alta capacidade operacional,

até quatro vezes superior à de peneiras vibratórias convencionais, associada à eficiência de peneiramento que pode atingir 96%, assegura desempenho técnico robusto e adequado às demandas de produção industrial. A operação silenciosa, a simplicidade de manutenção e a possibilidade de ajuste fino dos parâmetros de excentricidade e velocidade reforçam sua adequação ao processo, tornando a peneira oscilatória uma solução eficiente, precisa e confiável para a classificação granulométrica da biossílica.

Figura 35: Peneira oscilatória - MHS.



Fonte: MHS, s.d.

6.4.10. Tubulações

O dimensionamento das tubulações será realizado inicialmente para correntes líquidas do processo de extração da biossílica. As boas práticas de engenharia recomendam a utilização de tubulações em aço carbono (aço comercial) para todas as linhas do processo industrial.

Destaca-se ainda que, para todas as tubulações calculadas, buscou-se empregar tubos Schedule 40. Inicia-se o dimensionamento pelo cálculo da vazão volumétrica ($\dot{v}$) da corrente, dividindo-se a vazão mássica ($\dot{m}$) pela massa específica (ρ) do fluido:

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

Equação 58

Conforme Terron (2012), a faixa recomendada de velocidade (V) para água na saída de equipamentos situa-se entre 2,4 e 3,7 m/s. Para escoamentos contendo sólidos em suspensão, Telles (1999) sugere adotar velocidade de aproximadamente 3 m/s. No transporte de vapor de

água, Terron (2012) propõe velocidades de 30 a 50 m/s para vapores saturados ou superaquecidos de média pressão (207 a 1034 kPa). Assim, o diâmetro interno (D_{int}) teórico da tubulação pode ser obtido a partir da equação:

$$D_{int} = \sqrt{\frac{4 * \dot{v}}{\pi * V}}$$

Equação 59

Utilizando as tabelas de classificação de tubos em aço carbono sem costura ASTM A106 (Tubos ABC, s.d.), selecionou-se o diâmetro nominal mais próximo ao valor determinado na Equação 59. Depois, corrige-se a velocidade com o novo D'_{int} encontrado na tabela.

$$V_R = \frac{4 * \dot{v}}{\pi * D'^2_{int}}$$

Equação 60

Em posse dos novos valores, calcula-se a perda de carga para 100 m de tubulação (ΔP_{100}):

$$\Delta P_{100} = \frac{2 * \rho * f * L * V_R^2}{D'_{int}}$$

Equação 61

Em que f é o fator de atrito de Fanning determinado pela correlação de Churchill (Equação 62), e L é comprimento da tubulação (100 m).

$$\frac{1}{\sqrt{f}} = -4 * \log \left[0,27 * \frac{\varepsilon}{D'_{int}} + \left(\frac{7}{Re} \right)^{0,9} \right]$$

Equação 62

Com ε sendo a rugosidade absoluta da tubulação; para tubulações de aço carbono recomenda-se adotar rugosidade absoluta de 0,0000457 m. Re é o número de Reynolds calculado da seguinte forma:

$$Re = \frac{\rho * V_R * D'_{int}}{\mu}$$

Equação 63

A correlação de Churchill só é válida para escoamentos classificados como turbulentos, isto é, número de Reynolds maior que 4000. Com o fator de atrito determinado, procede-se ao cálculo de ΔP_{100} , as propriedades dos fluidos em análise foram obtidas por meio de simulação no DWSIM. Terron (2012) exhibe na Tabela 7 a perda de carga máxima recomendada para tubulações em diversas operações. Caso o valor obtido exceda esse limite, se faz necessário selecionar um diâmetro maior para assegurar condições adequadas de escoamento, nesse

projeto considerou-se que as correntes de fluidos líquidos correspondem a descargas de bombas de média pressão, com exceção das correntes 14 e 17 que foram consideradas de sucção.

Tabela 7: Perdas de carga recomendadas para 100 m de tubo.

Fluido	Perda de pressão admissível (kPa/100 m)
Água, óleos leves, óleos viscosos	
- Sucção de bomba	5,65 (média) 11,31 (máxima)
- Descarga de bomba (média pressão)	22,62 (média) 45,24 (máxima)
- Descarga de bomba (alta pressão)	67,86 (média) 90,47 (máxima)
- Escoamento por gravidade	3,39 (máxima)
Líquidos saturados ou à temperatura a menos de 10 °C do seu ponto de bolha	
- Sucção de bomba	1,13 (média) 5,65 (máxima)
- Descarga de bomba (média pressão)	22,62 (média) 45,24 (máxima)
- Descarga de bomba (alta pressão)	67,86 (média) 90,47 (máxima)
- Escoamento por gravidade	3,39 (máxima)

Fonte: Terron, 2012.

Dessa forma, tem-se as seguintes dimensões para as correntes 11, 14, 15, 16 e 17 do processo apresentadas na Tabela 7. Para tubulações de vapor, BERMÓ adota uma ΔP_{100} admissível de 0,1 bar (10 kPa), dessa forma, tem-se o dimensionamento para as correntes 12, 13, 19 e 20 apresentadas na tabela 8. A corrente 23 representa as impurezas volatilizadas na etapa de calcinação, para fins de cálculo, considerou-se a maior parte dos gases correspondem aos produtos da combustão completa de compostos orgânicos residuais, a massa específica e viscosidade dinâmica também foram obtidas por meio do DWSIM (Tabela 9) e a corrente trata-se de um escoamento por gravidade.

Tabela 8: Dimensionamento das tubulações contendo líquidos.

CORRENTE	11	14	15	16	17
ρ (kg/m ³)	1005,18	1013,29	1013,29	996,33	970,74
μ (Pa.s)	$1,33 \cdot 10^{-3}$	$2,95 \cdot 10^{-4}$	$2,95 \cdot 10^{-4}$	$8,98 \cdot 10^{-4}$	$5,66 \cdot 10^{-4}$
$\dot{v}$ (m ³ /h)	15,70	17,30	17,30	10,52	26,60
V_R (m/s)	1,41	0,75	1,56	1,35	0,90
$D_{NOMINAL}$ (in)	2 ½	3 ½	2 ½	2	4
D_{int} (mm)	62,71	62,71	62,71	52,50	102,26
D_{ext} (mm)	73,03	73,03	73,03	60,32	114,30
f	0,0056	0,0047	0,0049	0,0056	0,0048
Re	$6,68 \cdot 10^4$	$2,33 \cdot 10^5$	$3,35 \cdot 10^5$	$7,87 \cdot 10^4$	$1,58 \cdot 10^5$
ΔP_{100} (kPa)	35,82	5,98	37,98	38,83	7,34

Fonte: Autora, 2025.

Tabela 9: Dimensionamento das tubulações contendo vapor d'água.

CORRENTE	12	13	19	20
ρ (m ³ /kg)	2,99	4,78	2,99	4,78
μ (Pa.s)	$2,70 \cdot 10^{-5}$	$1,61 \cdot 10^{-5}$	$2,70 \cdot 10^{-5}$	$1,61 \cdot 10^{-5}$
$\dot{v}$ (m ³ /h)	3066,73	1921,72	571,90	358,37
V_R (m/s)	26,40	16,54	19,34	12,12
D_{NOMINAL} (in)	8	8	4	4
D_{int} (mm)	202,71	202,71	102,26	102,26
D_{ext} (mm)	219,07	219,07	114,30	114,30
f	0,0039	0,0038	0,0046	0,0044
Re	$5,94 \cdot 10^5$	$9,94 \cdot 10^5$	$2,20 \cdot 10^5$	$3,68 \cdot 10^5$
ΔP_{100} (kPa)	8,00	4,86	10,14	6,10

Fonte: Autora, 2025.

Tabela 10: Dimensionamento da tubulação de exaustão dos gases da etapa de calcinação.

ρ (m ³ /kg)	0,40
μ (Pa.s)	$3,88 \cdot 10^{-5}$
$\dot{v}$ (m ³ /h)	115,10
V_R (m/s)	16,58
D_{NOMINAL} (in)	3
D_{int} (mm)	77,92
D_{ext} (mm)	88,90
f	0,0074
Re	$1,34 \cdot 10^4$
ΔP_{100} (kPa)	2,12

Fonte: Autora, 2025.

6.4.11. Transportadores de Sólidos

Para o transporte dos sólidos do processo, será utilizado o transportador de rosca helicoidal para a torta resultante da filtração, visto que o material apresenta umidade, e para os sólidos secos (CCA e biossílca) será empregado o transporte pneumático.

A escolha do transportador de rosca helicoidal para o transporte da torta úmida de filtração justifica-se por sua robustez, versatilidade e capacidade de movimentar materiais sólidos e úmidos de forma contínua e controlada. Esse equipamento opera por meio de uma hélice que gira dentro de uma calha ou tubo, promovendo deslocamento uniforme do material, característica adequada para materiais de alta umidade (EQUIPETRANS, s.d.; LOMAX, s.d.). Sua aplicação é favorecida pelo design compacto e pela possibilidade de instalação em diferentes inclinações e espaços restritos, além de permitir carregamento e descarregamento em múltiplos pontos (LOMAX, s.d.; Saraiva, s.d.).

O transportador helicoidal também se destaca pelo baixo consumo de energia, reduzida necessidade de manutenção e capacidade de operar de forma vedada, garantindo segurança, contenção e integridade do material (EQUIPETRANS, s.d.; LOMAX, s.d.). Dessa forma, apresenta-se como a solução tecnicamente mais adequada para o transporte eficiente e seguro da torta úmida.

Figura 36: Transportador helicoidal.



Fonte: LOMAX, s.d.

A utilização do transporte pneumático para o manejo de cinzas e biossílica justifica-se por sua eficiência, segurança e capacidade de operar com materiais particulados finos. Esse tipo de sistema movimenta sólidos secos ao longo de tubulações por meio de ar pressurizado, garantindo fluxo contínuo e controlado, o que o torna adequado para cinzas e sílicas de granulometria reduzida (Dynamic Air, 2019). Além disso, como se trata de um sistema fechado, há contenção efetiva do material, evitando dispersão de poeira e reduzindo riscos ambientais e ocupacionais — aspectos essenciais ao lidar com partículas leves e potencialmente aerodispersíveis (Bortolaia; Andrighetto; Benatti, 2008; Welter, 2020).

O transporte pneumático também se destaca pela flexibilidade de instalação, permitindo rotas horizontais, verticais ou inclinadas, o que facilita sua integração ao layout industrial mesmo em áreas com limitações de espaço (Mills, 2015; Silva, 2005; Welter, 2020). A ausência relativa de partes móveis reduz custos de manutenção e aumenta a confiabilidade operacional, além de possibilitar elevada automação do processo (UFBA, s.d.).

Considerando que materiais como cinzas, sílica e outros sólidos finos são tradicionalmente citados entre os mais compatíveis com esse tipo de transporte, a tecnologia apresenta desempenho adequado e seguro para o deslocamento de cinzas e biossílica ao longo das etapas do processo produtivo (Dynamic Air, 2019; UFBA, s.d.). Desse modo, o transporte pneumático

configura-se como a solução mais coerente para a movimentação destes materiais, combinando eficiência operacional, segurança e viabilidade técnica.

Para o dimensionamento do transportador pneumático, são necessárias as seguintes informações iniciais: capacidade do sistema C em t/h, o diâmetro de Sauter D_p em mm e a massa específica do sólido ρ em t/m³. Visto que os sólidos secos no processo de extração da biossílica são a CCA e a biossílica, admitiu-se os seguintes diâmetros (D_p) para as partículas:

Tabela 11: D_p admitidos no dimensionamento do transporte pneumático.

SÓLIDO	CORRENTE	D_p (μm)
CCA	10, 22	50
BIOSSÍLICA	24	10
BIOSSÍLICA MOÍDA	25, 27	2

Fonte: Autora, 2025.

Conforme a metodologia descrita em Gomide (1983) e Welter (2020), inicia-se os cálculos pela determinação da velocidade de transporte (V_t) em m/s:

$$V_t = 4,11 * \sqrt[3]{\rho_{ap}} * \sqrt{D_p} + 23,4\sqrt{\rho_{ap}}$$

Equação 64

Em que ρ_{ap} é a massa específica aparente do sólido que pode ser estipulada por meio de uma aproximação semiempírica (Equação 65) descrita em Gomide (1983).

$$\rho = 1,47 * \rho_{ap}^{2/3}$$

Equação 65

O diâmetro do transportador (D_t) é dado pela Equação 66 em mm.

$$D_t = 3016 * \frac{\sqrt{C}}{V_t^{0,98}}$$

Equação 66

O próximo passo é calcula a perda de carga do sistema (ΔP), para isso segue-se as seguintes etapas:

$$L_t = L_h + 2 * L_v + L_e$$

Equação 67

Em que:

L_t = comprimento total do transportador (m);

L_h = comprimento total dos trechos horizontais (m);

L_v = comprimento total dos trechos verticais (m);

L_e = comprimento equivalentes das curvas, válvulas e conexões (m)

Para obter o comprimento equivalentes das curvas, aplica-se a sua relação com o diâmetro das tubulações:

Tabela 12: Relação do diâmetro da tubulação com o comprimento equivalente.

D (mm)	Le = Comprimento equivalente (m)
50	1,4
100	2,6
125	3,6
150	4,4
175	5,4
200	6,2
250	8,6
300	10,4
400	14

Fonte: Welter, 2020 adaptado de Gomide, 1983.

$$Q_{ar} = \frac{V_t * D_t^2}{1,27 * 10^6}$$

Equação 68

Em que:

Q_{ar} = vazão de ar (m³/s)

V_t = velocidade de transporte (m/s)

D_t = diâmetro do duto (mm)

$$X = \frac{C}{4,29 * Q_{ar}}$$

Equação 69

Em que:

X = concentração em peso de sólido transportado (kg de sólido/ kg de ar)

$$\Delta P_t = \left[1,68 * L_t * (X + 3,5) * \frac{V_t^{1,8}}{D_t^{1,22}} + 0,138 * \varphi * X * V_t^2 + \Delta P_e \right] * 10^{-4}$$

Equação 70

Em que:

ΔP_t = perda de carga total (kg/cm²)

φ = fator de redução da perda de carga por aceleração

ΔP_e = perda de carga nos equipamentos (mm Ca)

O valor fator de redução da perda de carga por aceleração (ϕ) pode variar conforme o tipo de transporte, sendo igual a 1,0 se o sólido for alimentado depois do ventilador, e 0,5 se a alimentação passar pelo ventilador (Gomide, 1983). Neste trabalho considerou-se $\phi = 1,0$.

Para estimar a perda de carga associada aos equipamentos, considera-se o dispositivo coletor correspondente, conforme apresentado na Tabela 13, que expõe a relação entre diferentes equipamentos e seus respectivos valores de perda de carga.

Tabela 13: Relação de equipamentos com os valores de perda de carga.

Equipamento de Coleta	Perda de Carga (mm CA)
Câmara gravitacional	20 a 40
Ciclone Comum	30 a 60
Ciclone de alta eficiência	70 a 150
Câmara de impactação	40 a 100
Filtros de tecido	80 a 150

Fonte: Welter, 2020 adaptado de Gomide, 1983.

Assim, torna-se praticável estimar a potência necessária para o compressor em hp:

$$P_v = 131,51 * Q_{ar} * \Delta P_t$$

Para fins de cálculos, considerou-se a massa específica da sílica para as CCA e a biossílica, logo, tem-se $\rho_{ap} = 1,59 \text{ t/m}^3$; e para o comprimento total do transportador adotou-se L_h de 10 m e L_v de 5 m para a corrente 10, e L_h de 5 m e $L_v = 0$ para as demais. Foi admitido um valor médio de ΔP_e igual a 70 mm Ca. Os resultados obtidos para o transporte pneumático foram:

Tabela 14: Dimensionamento do transportador pneumático.

CORRENTES	10	22	24	25, 27
C (t/h)	1,75	1,75	1,64	1,64
V_t (m/s)	30,55	30,55	29,96	29,69
Dt (mm)	139,96	139,96	137,91	139,12
L_e (m)	4,4	4,4	4,4	4,4
L_t (m)	24,40	9,40	9,40	9,40
Q_{ar} (m ³ /s)	0,47	0,47	0,45	0,45
X (kg de sólido/ kg de ar)	0,87	0,87	0,85	0,84
ΔP_t (kg/cm ²)	0,038	0,026	0,025	0,025
P_v (hp)	2,38	1,61	1,49	1,47

Fonte: Autora, 2025.

6.4.12. Bombas

Para as especificações das bombas utilizadas no processo, determina-se primeiro a vazão volumétrica do corrente por meio da Equação 58 e posteriormente calcula-se a altura manométrica total aplicando a equação de Bernoulli:

$$H_m = \frac{\Delta P}{\rho * g} + \frac{\Delta V^2}{2 * g} + \Delta z + l_w$$

Equação 71

Em que:

H_m = altura manométrica total (m.c.a.)

ρ = massa específica do fluido em escoamento (kg/m^3)

g = aceleração da gravidade (nesse trabalho foi admitido $g = 9,81 \text{ m/s}^2$)

ΔV^2 = diferença do quadrado da velocidade entre o ponto final e inicial do escoamento (m^2/s^2)

ΔP = diferença da pressão manométrica entre o ponto final e inicial do escoamento (Pa)

Δz = diferença de altura entre o ponto final e inicial do escoamento (Pa)

l_w = somatório das perdas de carga do escoamento.

Para determinar o somatório das perdas de carga, tem-se a equação:

$$l_w = \Delta P_{distribuída} + \Delta P_{acessórios} + \Delta P_{equipamentos}$$

Equação 72

Em que:

$\Delta P_{distribuída}$ = perda de carga nos trechos retos da tubulação (m.c.a.)

$\Delta P_{acessórios}$ = perda de carga nos acessórios da tubulação (m.c.a.)

$\Delta P_{equipamentos}$ = perda de carga nos equipamentos (m.c.a.)

A diferença de energia cinética e a perda de carga nos equipamentos foram desprezadas nos cálculos.

Para obter l_w , as perdas de carga podem ser determinadas com as seguintes equações:

$$\Delta P_{distribuída} = \frac{2 * f * L * V^2}{D'_{int} * g}$$

Equação 73

Os valores de f , V e D'_{int} foram determinados na etapa de dimensionamento das tubulações.

$$\Delta P_{\text{acessórios}} = \frac{K_e * V^2}{2 * g}$$

Equação 74

A potência requerida da bomba pode ser obtida pela Equação 75, com a potência em W, $\dot{m}_{\text{sucção}}$ em kg/s, e η a eficiência da bomba.

$$Pot = \frac{\dot{m}_{\text{sucção}} * g * H_m}{\eta}$$

Equação 75

o NPSH_D é determinado pela equação seguinte:

$$NPSH_D = \frac{V_{\text{sucção}}^2}{2 * g} \pm \Delta z + \frac{P_1 - P_v}{\rho * g}$$

Equação 76

Em que:

NPSH_D = Net Positive Suction Head, isto é, a carga disponível na sucção (m.c.a.)

$V_{\text{sucção}}$ = velocidade da sucção (m/s)

P_1 = pressão de saída do fluido no reservatório (Pa)

P_v = pressão de vapor do líquido na temperatura do escoamento (Pa)

ρ = massa específica do fluido do escoamento (kg/m³)

Δz = diferença de altura entre o reservatório e a sucção da bomba (m)

A pressão de vapor do fluido pode ser determinada pela equação de Antoine (Equação 77), sendo P_v em kPa e a temperatura (T) em °C. A, B e C são constantes de Antoine.

$$\ln P_v = A - \frac{B}{T + C}$$

Equação 77

Visto que os fluidos são, em maior parte, compostos de água, tem-se as constantes de Antoine para água na faixa de 0 a 200 °C (Van Ness et al., 2007): A = 16,3872; B = 3885,70 e C = 230,17. Para as correntes de solução de ácido cítrico, considerou-se 15 m de comprimento de tubulação total, três cotovelos de 90° e duas válvulas globo; para a corrente de água de lavagem que entra no filtro, 40 m de tubulação, 3 cotovelos de 90° e duas válvulas globo; a corrente de saída de filtrado conta com 50 m de tubulação, quatro cotovelos de 90° e duas válvulas globo; e para a corrente de suspensão de CCA admitiu-se 5 m de tubulação, dois cotovelos de 90° e duas válvulas globo. Em posse dos valores de vazão volumétrica, altura manométrica e NPHS disponível, selecionou-se uma bomba no catálogo da Schneider Motobombas (2022) conforme instruções do fabricante.

Tabela 15: Especificação das bombas centrífugas.

FLUIDO	$\dot{v}$ (m ³ /h)	H _m (m.c.a.)	NPSH _D (m.c.a.)	MODELO DA BOMBA*	POTÊNCIA (cv)*	DIÂMETRO DO ROTOR (mm)*
Solução de ácido cítrico	15,70	10,22	10	BC-92 S/T 1B	1	105
Água para lavagem	10,52	4,56	10	BC-92 S/T 1B	2	137
Filtrado	26,60	3,07	3,31	BC-92 S/T R/F 2 1/2	1,5	105
Suspensão de CCA	14,01	4	3,51	MSA-21 R 1 1/4	4	120

*Dados coletados no catálogo da Schneider Motobombas (2022).

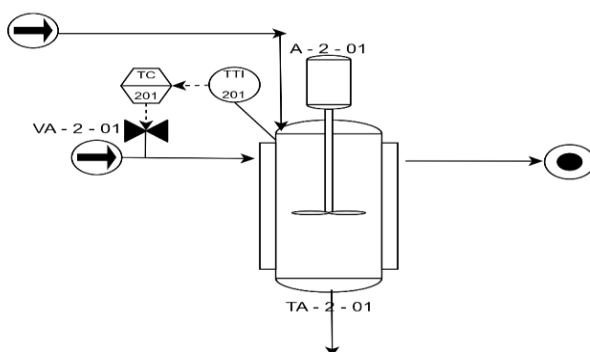
Fonte: Autora, 2025.

6.5. Instrumentação

Na unidade de extração de biossílica das cinzas da casca de arroz, o controle rigoroso da temperatura durante as etapas de processamento é fundamental para assegurar a qualidade, o rendimento e as propriedades físico-químicas do produto final. Para esse fim, foram implementados sistemas de instrumentação voltados ao monitoramento e à regulação térmica do tanque de lixiviação e do secador.

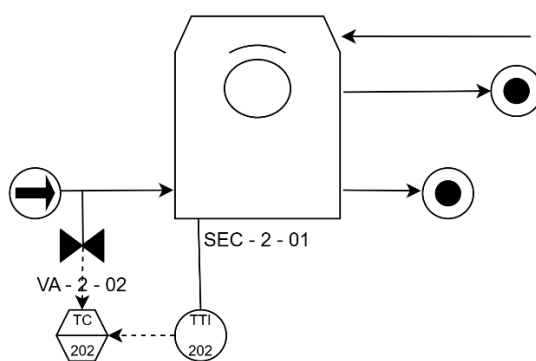
Tanto o tanque quanto o secador contam com um indicador e transmissor de temperatura (TTI - 201 e TTI - 202), responsável por realizar a medição da variável e transmitir o sinal correspondente ao controlador (TC - 201 e TC - 202). Este compara o valor medido com o valor de referência previamente estabelecido e, a partir dessa comparação, envia um sinal de saída a um atuador. O atuador, por sua vez, comanda a abertura ou o fechamento de uma válvula de controle (VA - 2 - 01 e VA - 2 - 02), ajustando o fluxo de vapor para a camisa do tanque ou a potência de aquecimento do secador conforme a necessidade.

Figura 37: Instrumentação no TA - 2 - 01.



Fonte: Autora, 2025.

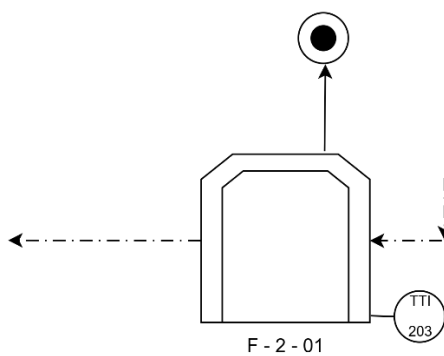
Figura 38: Instrumentação no SEC - 2 - 01.



Fonte: Autora, 2025.

No forno de calcinação, o monitoramento é realizado por um indicador e transmissor de temperatura (TTI - 203), que fornece a leitura do ponto de processo para os operadores, permitindo o acompanhamento e eventuais ajustes manuais nesta etapa crítica.

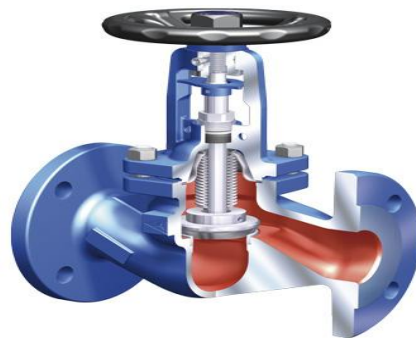
Figura 39: Instrumentação no F - 2 - 01.



Fonte: Autora, 2025.

A válvula selecionada para esta aplicação foi o modelo globo (Figura 40), amplamente reconhecido por oferecer controle preciso e progressivo da vazão. Essa capacidade advém de sua configuração interna, que possibilita ajustes finos no escoamento, reduzindo variações indesejadas e assegurando maior estabilidade operacional. Ademais, sua geometria permite um fechamento eficaz, característica que a torna particularmente adequada para situações que demandam controle rigoroso, inclusive em condições de elevada pressão. As válvulas globo são comumente empregadas em sistemas de vapor, no controle de líquidos em tubulações e em sistemas de refrigeração, dada sua versatilidade e desempenho confiável em diferentes processos industriais (Disparco, s.d.; Aceflan, 2024).

Figura 40: Válvula globo - ARI-FABA Plus.



Fonte: Bermo, s.d.

7. CONSIDERAÇÕES FINAIS

A partir de dados experimentais e de informações consolidadas na literatura, este trabalho propôs o projeto de uma planta industrial para produção de biossílica integrada a um sistema de cogeração de energia. A rota ácido-térmica, adotada no estudo experimental, mostrou-se a mais adequada para a obtenção de sílica predominantemente amorfa, além de apresentar simplicidade operacional, menor consumo de reagentes e boa reprodutibilidade. Por essas razões, essa rota foi selecionada como base para o desenvolvimento do processo industrial e para o dimensionamento dos equipamentos que compõem a unidade proposta.

Com base em uma produção diária de 248,53 toneladas de casca de arroz foram selecionados e dimensionados os seguintes equipamentos: silos para armazenamento diário das CA e das CCA projetados com 26,33 e 5,86 m de altura, e com 10,53 e 2,34 m de diâmetro, respectivamente; a lixiviação ácida das CCA foi realizada num tanque de aquecimento com 2,98 m de altura e 2,98 de diâmetro. Para filtração e lavagem das CCA selecionou-se o filtro lavador de tambor rotativo, a torta de CCA foi seca num secador indireto antes de ser

encaminhada para o forno de calcinação. A biossílica obtida foi triturada num moedor a fim de micronizá-la, as peneiras auxiliarão na classificação dessas partículas de modo a atender o tamanho requerido para o produto final. A caldeira é alimentada a partir de um transportador de rosca, e as cinzas geradas são direcionadas ao silo de CCA por meio de uma transportadora de correntes. Na unidade de extração, os sólidos secos são dirigidos por transporte pneumático enquanto a torta é levada por transportador de rosca; os fluidos do processo são conduzidos por tubulações de aço carbono Schedule 40. A planta industrial proposta produz aproximadamente 5,98 MW de energia e 39 toneladas de biossílica por dia.

Assim, a integração entre cogeração e extração de biossílica configura uma alternativa sustentável para valorização da casca de arroz, transformando um resíduo agroindustrial de baixo valor em energia renovável e em um insumo de alto potencial tecnológico, fortalecendo a economia circular no setor orizícola. Recomenda-se, para etapas futuras, avaliar economicamente a planta proposta, incluir análises de sensibilidade para diferentes condições operacionais e investigar rotas alternativas de purificação visando ampliar o escopo de aplicações industriais da biossílica.

Por fim destaca-se a oportunidade no desenvolvimento do trabalho de aplicar os conhecimentos de química e de engenharia adquiridos durante a trajetória no curso de engenharia química de forma integrada. Destaca-se, ainda, que os experimentos laboratoriais foram essenciais para fundamentar o projeto da unidade industrial proposta, permitindo a definição de parâmetros operacionais e a validação da rota de extração adotada, o que conferiu maior confiabilidade técnica às decisões de engenharia apresentadas.

8. REFERÊNCIAS

- ACEFLAN. Cinco tipos de válvulas de controle e suas aplicações essenciais. ACEFLAN, 12 agosto 2024. Disponível em: https://www.aceflan.com.br/blog/valvulas/cinco-tipos-de-valvulas-de-controle-e-suas-aplicacoes-essenciais/#Valvula_globo. Acesso em: 01 jul. 2025.
- Adene, G. (2015). Produção de Vapor e Seu Uso na Indústria. Lisboa: Edições Técnicas.
- ALVES, A. C. et. al. Projeto Conceitual de Planta de Produção de Biodiesel a partir de Microalgas. Universidade Federal de Santa Catarina, Florianópolis, 2022.
- AQUINO, Jailson Zocolotti de. Importância da manutenção de sistemas de lavagem na qualidade da polpa celulósica. 2014.
- ARMESTO, L. et al. Combustion behaviour of rice husk in a bubbling fluidised bed. *Biomass and Bioenergy*, v. 23, n. 3, p. 171–179, 2002.
- Azo Materials. Sílica - Dióxido de Silício (SiO₂). 2001. Disponível em: <https://www.azom.com/article.aspx?ArticleID=1114>. Acesso em: 25 nov. 2025.
- BASILE QUÍMICA. Ficha de Informações de Segurança de Produto Químico – Sílica. 2014. Disponível em: <https://www.basilequimica.com.br/wp-content/uploads/2015/07/056-FICHA-QUIMICA-SILICA-Rev.-01.pdf>. Acesso em: 17 nov. 2025.
- Bazzo, E., 1995. Geração de Vapor. 2ª ed. Florianópolis: UFSC.
- BERMO. Cálculos para Vapor e Condensado. [s.d.]. Disponível em: <https://bermo.com.br/calculos-para-vapor-e-condensado/>. Acesso em: 25 nov. 2025.
- BICKEL, Luize Kehl; RENNERT, Rodrigo Eckert; GOMES, Gabriel Meneghetti Faé. Tratamento das cinzas de casca de arroz para síntese de sílica amorfa e adsorvente para controle de NO_x e SO₂ de gases de combustão. 7º Fórum Internacional de Resíduos Sólidos, 2016, Porto Alegre - RS.
- Bizzo, W. A., 2003. Geração Distribuição e Utilização de Vapor: Apostila do Curso. Campinas: Unicamp.
- BORTOLAIA, L. A.; ANDRIGHETTO, P. L.; BENATTI, M. Avaliação técnica de um transportador pneumático de grãos por aspiração. *Ciência Rural*, Santa Maria, v. 38, n. 2, p. 526-529, 2008.
- C.Y. Jung, J.S. Kim, T.S. Chang, S.T. Kim, H.J. Lim, S.M. Koo, One-step synthesis of structurally controlled silicate particles from sodium silicates using a simple precipitation process, *Langmuir* 26 (8) (2010) 5456–5461.
- CASTRO, T. M. de O.; CAVALLARO, R. J.; BUCEK, E. U.; BEGNINI, M. L. Cálculo do balanço de massa e eficiência da caldeira / Calculation of the mass balance and boiler efficiency. *Brazilian Journal of Development*, [S. l.], v. 6, n. 3, p. 13070–13077, 2020. DOI:

10.34117/bjdv6n3-245. Disponível em:

<https://ojs.brazilianjournals.com.br/ojs/index.php/BRJD/article/view/7757>. Acesso em: 10 nov. 2025.

CASTRO, T. M. de O.; CAVALLARO, R. J.; BUCEK, E. U.; BEGNINI, M. L. Cálculo do balanço de massa e eficiência da caldeira / Calculation of the mass balance and boiler efficiency. *Brazilian Journal of Development*, [S. l.], v. 6, n. 3, p. 13070–13077, 2020. DOI: 10.34117/bjdv6n3-245. Disponível em:

<https://ojs.brazilianjournals.com.br/ojs/index.php/BRJD/article/view/7757>. Acesso em: 12 nov. 2025.

CESAR, Frederico Sena Cantão. Análise termoeconômica para duas propostas de centrais de cogeração cafeeira, utilizando a casca de café como fonte de energia. 2021. 76 f. Monografia (Graduação em Engenharia Mecânica) - Instituto Federal do Espírito Santo, São Mateus, 2021.

Chapman, S. (2002). Máquinas Elétricas e Sistemas de Potência.

Cleaver Brooks (2015). Introdução às Caldeiras e Sistemas de Vapor. Nova York: CB.

COELHO, André Fernandes; VALENTE, Marina Oliveira; CARVALHO, Fernanda Raquel. DIMENSIONAMENTO DE FILTRO DE TAMBOR ROTATIVO A VÁCUO: APLICAÇÃO NA FILTRAÇÃO DE CARBONATO DE CÁLCIO. *Revista Acadêmica Online*, v. 10, n. 54, p. e246-e246, 2024.

CORDEIRO, L. D. N. P. Análise da variação do índice de amorfismo da cinza de casca de arroz sobre a atividade pozzolânica. [s.l.] Universidade Federal do Rio Grande do Sul, 2009.

CORRÊA NETO, Vicente; RAMON Dan. Análises de opções tecnológicas para projetos de co-geração no setor sucroalcooleiro. Brasília: SETAP Sustainable Energy Technology Assistance Program, 2002.

CREMASCO, Marco A. Operações unitárias em sistemas particulados e fluidomecânicos e outros trabalhos. 3. ed. São Paulo: Editora Blucher, 2018. E-book. p.98-127. ISBN 9788521208563.

CUNHA, R. T. A.; SANTIAGO, P. F. Análise de viabilidade econômica da instalação de uma planta de cogeração no Hospital Clementino Fraga Filho situado na UFRJ. Trabalho de conclusão de curso Engenharia Mecânica - UFRJ, Rio de Janeiro, 2002.

DA CRUZ, Raiane et al. OTIMIZAÇÃO DO PROCESSO DE LIXIVIAÇÃO ALCALINA DE CINZAS DE CASCA DE ARROZ PARA OBTENÇÃO DE SILICATO DE SÓDIO. *Revista Gestão & Sustentabilidade Ambiental*, v. 9, p. 846-858, 2020. – (Da Cruz et al., 2020)

- DELLA, V. P. et al.. Estudo comparativo entre sílica obtida por lixívia ácida da casca de arroz e sílica obtida por tratamento térmico da cinza de casca de arroz. *Química Nova*, v. 29, n. 6, p. 1175–1179, nov. 2006.
- DELLA, V.; KUHN, I.; HOTZA, D. Rice husk ash as an element source for active silica production. *Mater. Lett.*, v. 57, n. 4, p. 818–821, 2002.
- DELLA, Viviana Possamai.; KUHN, Ingeborg.; HOTZA, Dachamir. Reciclagem de Resíduos Agroindustriais: Cinza de Casca de Arroz como Fonte Alternativa de Sílica. *Revista Cerâmica Industrial*.v.10, n.02, p. 22-25, 2005.
- DELLA, Viviana Possamai.; KUHN, Ingeborg.; HOTZA, Dachamir. Reciclagem de Resíduos Agroindustriais: Cinza de Casca de Arroz como Fonte Alternativa de Sílica. *Revista Cerâmica Industrial*.v.10, n.02, p. 22-25, 2005.
- DheyTécnica – Equipamentos Industriais. Secador Rotatubos. [s.d.]. Disponível em: <https://www.dheytecnica.com.br/equipamentos/secador-rotatubos/>. Acesso em: 17 nov. 2025.
- DISPARCO. “Explorando os Tipos de Válvulas Industriais para Sistemas de Vapor.”
- DISPARCO. Disponível em: <https://disparco.com.br/tipos-de-valvulas-industriais/>. Acesso em: 01 jul. 2025.
- El-Wakil, M. M. (1984). *Powerplant Technology*. McGraw-Hill.
- Embraba. *Uso da Biomassa para Geração de Energia*. 2016.
- EQUIPETRANS – Equipamentos Industriais. Transportador Industrial de Rosca Helicoidal. [s.d.]. Disponível em: <https://www.equipetrans.com/transportador-industrial-de-rosca-helicoidal>. Acesso em: 24 nov. 2025.
- FARIA, Geovanne Tavares. *Análise de Rendimento Energético da Caldeira Alimentada com Bagaço de Cana-de-Açúcar*. 2021.
- FEITOSA, B. de A; GIACON, V.M. Otimização do processo hidrotérmico de extração da sílica (SiO₂) presente nas cinzas da casca do arroz (CCA). In: XX Congresso Brasileiro de Engenharia Química, 2014, Florianópolis: COBEQ, 2014.
- FERNANDES, I. J. et al. Characterization of rice husk ash produced using different biomass combustion techniques for energy. *Fuel*, v. 165, p. 351–359, 2016.
- FERNANDES, Iara Janaina. *Avaliação de sílicas e materiais à base de silício obtidos a partir de cinzas de casca de arroz de diferentes processos de combustão*. 2020.
- FERNANDES, L.; SABINO, M. G.; ROSSETTO, H. L.. Método de extração de sílica da casca do arroz. *Cerâmica*, v. 60, n. 353, p. 160–163, jan. 2014.

- FERREIRA, Carlos Sérgio. Desenvolvimento do processo de obtenção de filme polimérico a partir da cinza da casca de arroz. Dissertação (Mestrado em Engenharia Química). Universidade Federal de Santa Catarina, Florianópolis - SC, 2005.
- FIRMINO, L. de Q.; GADOTTI, G. I. .; SILVA, V. F. .; SILVA, R. M. G. .; GOMES, A. P. R. .; GRIEP, R. P. . Ciclo de vida no beneficiamento do arroz em Pelotas-RS. *Revista AIDIS de ingeniería y ciencias ambientales: Investigación, desarrollo y práctica*, [S. l.], v. 17, n. 1, p. 251–267, 2024. DOI: 10.22201/iingen.0718378xe.2024.17.1.83528. Disponível em: <https://revistas.unam.mx/index.php/aidis/article/view/83528>. Acesso em: 4 nov. 2025.
- FLEIG, Olivia Paniz et al. Concept of rice husk biorefining for levulinic acid production integrating three steps: Multi-response optimization, new perceptions and limitations. *Process Biochemistry*, [s. l.], 2018.
- FLEIG, Olivia Paniz. Estudo da torrefação contínua de casca de arroz como pré-tratamento para pirólise rápida. 2020. *Gestão, Educação e Tecnologia Ambiental*, v. 5, n. 5, p. 904-916, 2012.
- GOMIDE, R. Operações unitárias: Operações com sistemas sólidos granulares. São Paulo: R. Gomide, 1983.
- IRGA. Ranking de Beneficiamento de Arroz. Porto Alegre: 2024. Disponível em: <https://irga.rs.gov.br/upload/arquivos/202505/14153640-ranking-2024.pdf>. Acesso em: 15 out. 2025.
- ITS – International Thermal Systems. Calcining Oven. [s.d.]. Disponível em: <https://www.internationalthermalsystems.com/industrial-ovens/calcining-oven/>. Acesso em 17 nov. 2025.
- KHALIL, R. et al. Effect of coupling agents on the crystallinity and viscoelastic properties of composites of rice hull ash-filled polypropylene. *Journal of Materials Science*, v. 42, n. 24, p. 10219–10227, 2007.
- Le Capitaine, Shane; Carlson, Carrie. Indirect Drying vs. Direct Drying. FEECO – International. [s.d.]. Disponível em: <https://feeco.com/rotary-dryers-indirect-vs-direct-drying/>. Acesso em: 17 nov. 2025.
- LENNTECH. Martinelli Jr., L. C., 2003. Geradores de Vapor. Rio Grande do sul: UERGS.
- Mesny, M., 1972. Generación del Vapor. Buenos Aires: La linha recta.
- LOMAX – Equipamentos Industriais. Transportador Helicoidal – Transportador Seguro. [s.d.]. Disponível em: <https://lomaxepp.com.br/transportador-helicoidal>. Acesso em: 24 nov. 2025.

- LOO, S. VAN; KOPPEJAN, J. The Handbook of Biomass Combustion and Co-firing. London: Earthscan, 2012.
- LORENZETT, Daniel Benitti; NEUHAUS, Mauricio; SCHWAB, Natalia Teixeira. Gestão De Resíduos E a Indústria De Beneficiamento De Arroz. Revista Gestão Industrial, [s. l.], v. 8, n. 1, p. 219–232, 2012.
- LUDWIG, Rafael; ARAÚJO, A. de S.; PUTTI, Fernando Ferrari. Usina termelétrica a partir da casca de arroz. Fórum Ambiental da Alta Paulista, v. 8, n. 7, 2012. – (Ludwing; Araújo e Putti, 2012.)
- MAUAIE, Sherly Carolina. Projecção de uma caldeira à base de serradura para geração de energia eléctrica numa serração. 2024.
- MAUAIE, Sherly Carolina. Projecção de uma caldeira à base de serradura para geração de energia eléctrica numa serração. 2024.
- MCKENDRY, P. Energy production from biomass (part 1): overview of biomass. Bioresource Technol, v. 83, n. 1, p. 37–46, 2002a.
- MCKENDRY, P. Energy production from biomass (part 3): Gasification technologies. Bioresource Technology, v. 83, n. 1, p. 55–63, 2002b.
- MHS - Materials Handling Systems. Peneira Oscilatória. [s.d.]. Disponível em: <https://www.mhs.com.br/peneira-oscilatoria-produto>. Acesso em: 18 nov. 2025.
- MILLS, D. Pneumatic conveying design guide. 3. ed. Amsterdam: Butterworth Heinemann, 2015.
- MORAN, M. J.; SHAPIRO, H. N. Princípios de Termodinâmica Para Engenharia. [S.l.]: LTC, 2013.
- NR13-Norma Regulamentadora n13, 2014. Caldeiras e Vasos de pressao. Portaria 594:
- NZEREUGU, P. U. et al. Silica extraction from rice husk: Comprehensive review and applications. Hybrid Advances, v. 4, p. 100111, 2023. – (Nzereogu et al., 2023)
- PALAMATIC PROCESS. Moedor industrial - 4 modelos UM. [s.d.]. Disponível em: <https://www.palamicprocess.com.br/maquinas-industriais/moedor-industrial>. Acesso em: 18 nov. 2025.
- PARK, Ji Yeon et al. Pilot-scale continuous biogenic silica extraction from rice husk by one-pot alkali hydrothermal treatment and ball milling. Chemical and Biological Technologies in Agriculture, v. 10, n. 1, p. 102, 2023.
- PATIL, R.; DONGRE, R.; MESHRAM, J. Preparation of Silica Powder from Rice Husk. IOSR Journal of Applied Chemistry (IOSR-JAC), 2014. Disponível em:

<<https://www.iosrjournals.org/iosr-jac/papers/ICAET-2014/volume-1/6.pdf>>. Acesso em: 13 out. 2025.

PERA, H. Geradores de Vapor: um compêndio sobre a conversão de energia com vistas à preservação da ecologia. São Paulo: Fama, 1990.

PEREIRA, ADEMAR DIAS. BIOMASSA, FONTE RENOVÁVEL PARA PRODUÇÃO DE ENERGIA. 2008.

Resíduos Sólidos na Indústria de Beneficiamento de Arroz. Revista Eletrônica em RIBEIRO JUNIOR, J. A. S. et al. Dimensionamento e Avaliação do Sistema de Transporte Pneumático Utilizado para Transporte de Serragem em Fábrica de Compensado. In: XXIX Congresso Nacional de Estudantes de Engenharia Mecânica, 2023, Goiânia: ABCM, 2023. Disponível em: <https://www.sistema.abcm.org.br/articleFiles/download/37567>. Acesso em: 24 nov. 2025.

SAIDELLES, A. P.; SENNA, A. J.; KIRCHNER, R.; BITENCOURT, G. Gestão de Saraiva, A. J. F. Transporte de Sólidos. [s.d.]. Disponível em: <http://www.saraivavogal.com.br/mudan%C3%A7as/OPERA%C3%87%C3%95ES%20UNIT%C3%81RIAS/13%20%E2%80%93%20TRANSPORTE%20DE%20S%C3%93LIDOS.pdf>. Acesso em: 24 nov. 2025.

SATHLER, Filipe ; SAGRILLO, Viviana Possamai Della ; SILVA, Sidney Nicodemos. EXTRAÇÃO DA SÍLICA EXISTENTE NA CASCA DE ARROZ ATRAVÉS DE LIXIVIAÇÃO ÁCIDA E TRATAMENTO TÉRMICO. IFES, 2011. Disponível em: https://jic.ifes.edu.br/_legado/jornada_2010_2011/anais/T2503.pdf. Acesso em: 15 out. 2025.

SCALABRIN, Luciano Argenta. Dimensionamento de silos metálicos para armazenagem de grãos. 2008.

SCHNEIDER MOTOBOMBAS. Tabela de Seleção de Bombas e Motobombas. 2022. Disponível em: https://schneidermotobombas.blob.core.windows.net/media/309005/schneider_tabela_selecao_2022_08_web.pdf. Acesso em: 27 nov. 2025.

SHEN, Y.; ZHAO, P.; SHAO, Q. Porous silica and carbon derived materials from rice husk pyrolysis char. Microporous and Mesoporous Materials, v. 188, p. 46–76, 2014.

SILVA, D. R. da. Transporte pneumático: Tecnologia, projetos e aplicações na indústria e nos serviços. São Paulo: Artliber Ltda, 2005.

SILVA, LRS; FINZER, J. R. D.; BEGNINI, M. L. Cálculo da relação ar/combustível e a eficiência em caldeira alimentada com bagaço de cana-de-açúcar. 2018.

SILVA, LRS; FINZER, J. R. D.; BEGNINI, M. L. Cálculo da relação ar/combustível e a eficiência em caldeira alimentada com bagaço de cana-de-açúcar. 2018.

SOUSA, Jade Vieira. Industrialização e gestão de resíduos de arroz no Brasil. 2019.

TELLES, Pedro C. Silva. Tubulações Industriais: Cálculo. 9ª ed. Rio de Janeiro: LTC, 2010. 163p.

TERRON, Luiz Roberto. Operações unitárias para químicos, farmacêuticos e engenheiros: fundamentos e operações unitárias do escoamento de fluidos. Rio de Janeiro: LTC, 2012. xix, 589 p., il.

TUBOS ABC. Tabela de classificação de tubos – tubos em aço carbono sem costura ASTM A106. [s.d.]. Disponível em: <https://www.tubosabc.com.br/wp-content/uploads/2020/04/Tabela-Tubos-ASTM-A106-Tubos-ABC.pdf>. Acesso em: 19 nov. 2025.

VLC – Soluções em Separação Sólido | Líquido. Filtro Tambor Rotativo a Vácuo Engrossador/Lavador. [s.d.]. Disponível em: <https://www.vlc.com.br/filtro-tambor-rotativo-a-vacu-engrossador-lavador/>. Acesso em: 17 nov. 2025.

WELTER, Douglas Henrique. Projeto de um sistema de transporte pneumático para Whey Protein em uma empresa de suplementos alimentares. 2020.

YIN, C.; ROSENDAHL, L. A.; KÆR, S. K. Grate-firing of biomass for heat and power production. *Progress in Energy and Combustion Science*, v. 34, p. 725–754, 2008.

ZAIN, M. F. M. et al. Production of rice husk ash for use in concrete as a supplementary cementitious material. *Construction and Building Materials*, v. 25, n. 2, p. 798–805, 2011.

ZANELLA – Engenharia e Indústria de Máquinas Ltda. Transportadores de Correntes (Redler). [s.d.]. Disponível em:

<https://www.zanellamaquinas.com.br/transportadoresdecorrentesredler>. Acesso em: 17 nov. 2025.

ZANELLA – Engenharia e Indústria de Máquinas Ltda. Transportadores de Roscas.

Disponível em: <https://www.zanellamaquinas.com.br/transportadoresderoscas>. Acesso em: 17 nov. 2025.