



UNIVERSIDADE FEDERAL DO CEARÁ
CAMPUS DE RUSSAS
GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA MECÂNICA

ANNA FLÁVIA ARAGÃO OLIVEIRA

ANÁLISE DE PERDAS TÉRMICAS E EFICIÊNCIA ENERGÉTICA EM UM
REATOR DE PIRÓLISE DE LEITO FIXO

RUSSAS
2025

ANNA FLÁVIA ARAGÃO OLIVEIRA

ANÁLISE DAS PERDAS TÉRMICAS E DA EFICIÊNCIA ENERGÉTICA EM UM
REATOR DE PIRÓLISE DE LEITO FIXO

Trabalho de Conclusão de Curso apresentado ao
Curso de Graduação em Engenharia Mecânica
da Universidade Federal do Ceará, como
requisito parcial à obtenção do título de
Bacharela em Engenharia Mecânica.

Orientador: Prof^a. Dr^a. Silvia Teles Viana.

RUSSAS

2025

Dados Internacionais de Catalogação na Publicação
Universidade Federal do Ceará
Sistema de Bibliotecas

Gerada automaticamente pelo módulo Catalog, mediante os dados fornecidos pelo(a) autor(a)

O45a

Oliveira, Anna Flávia Aragão.

Análise de perdas térmicas e eficiência energética em um reator de
pirólise de leito fixo / Anna Flávia Aragão Oliveira. – 2025.

66 f. : il. color.

Trabalho de Conclusão de Curso (graduação) – Universidade Federal do Ceará,
Campus de Russas, Curso de Engenharia Mecânica, Russas, 2025.

Orientação: Profa. Dra. Silvia Teles Viana.

1. Pirólise. 2. Biomassa. 3. Transferência de calor. 4. Eficiência energética. I.
Título.

CDD 620.1

ANNA FLÁVIA ARAGÃO OLIVEIRA

ANÁLISE DE PERDAS TÉRMICAS E EFICIÊNCIA ENERGÉTICA EM UM REATOR
DE PIRÓLISE DE LEITO FIXO

Trabalho de Conclusão de Curso apresentado ao
Curso de Graduação em Engenharia Mecânica
da Universidade Federal do Ceará, como
requisito parcial à obtenção do título de
Bacharela em Engenharia Mecânica.

Aprovada em: 28/07/2025.

BANCA EXAMINADORA

Prof.^a. Dr.^a. Silvia Teles Viana (Orientadora)
Universidade Federal do Ceará (UFC)

Prof. Dr. Camilo Augusto Santos Costa.
Universidade Federal do Ceará (UFC)

Prof. Dr.^a. Mona Lisa Moura de Oliveira
Universidade Estadual do Ceará (UECE)

Às mulheres na engenharia.

AGRADECIMENTOS

À minha mãe, Aurení, por sempre apoiar os meus sonhos e me ensinar, com o próprio exemplo, que não existem lugares onde eu não possa estar, nem desafios que eu não possa superar. Por acreditar que a educação é a maior herança que poderia me deixar e, por isso, nunca medir esforços para me oferecer as melhores oportunidades. A sua força e dedicação foram fundamentais para que eu chegasse até aqui.

À minha madrinha, Rosário, por ser a minha maior incentivadora e por nunca, nem por um segundo, me deixar duvidar da minha capacidade. Sua fé em mim, muitas vezes, foi o impulso que eu precisava para seguir em frente, mesmo nos momentos mais difíceis.

Aos meus tios, Socorro e Ribamar, e ao meu pai drasto, Maia, pelo apoio constante e pelas conversas sempre tão motivadoras. A presença e o carinho de vocês fizeram toda a diferença ao longo desse caminho.

Às minhas irmãs, Mariana e Arielly, pela inspiração diária, pelo apoio incondicional, pela amizade que sempre me fortaleceu nos momentos mais difíceis e tortuosos, e pelo amor que nunca me faltou.

Aos amigos que a faculdade me deu e que levarei para a vida, Thayrla, Alanis, Aline e Marcello, por sempre me apoiarem, e aos demais colegas que, assim como eu, enfrentaram noites mal dormidas, disciplinas desafiadoras e resultados difíceis. Com muito esforço, apoio mútuo e um verdadeiro senso de equipe, fomos nos ajudando e construindo juntos essa trajetória.

Aos meus professores, representantes da profissão mais linda e digna de todo o respeito, sou grata por cada ensinamento. Em especial à Professora Dra. Silvia, minha primeira grande inspiração na Engenharia, por me mostrar que, mesmo em um universo majoritariamente masculino, as mulheres são mais do que capazes e devem ocupar os espaços que quiserem.

Ao Professor Dr. Pedro Helton, responsável pelo estalo que acendeu o brilho nos meus olhos pela engenharia. Sua metodologia de ensino e entusiasmo pelo universo da engenharia sempre me envolveram e inspiraram.

À Professora Dra. Mona Lisa, ao Professor Dr. Daniel Serra e a todos os colegas do LAIS, pelo acolhimento generoso e por cada contribuição que foi fundamental para a construção deste trabalho. Em especial, ao Fernando e ao Gustavo, pelos debates enriquecedores, pelas reflexões compartilhadas, pela ajuda constante e pela amizade que tornou esse período mais leve.

Às futuras engenheiras e grandes colegas que o estágio me trouxe, em especial Lívia e Thaíssa, pelos debates ricos e por compartilharem a paixão e a empolgação pela engenharia. Sinto-me feliz e privilegiada por estar imersa nesse universo ao lado de vocês.

RESUMO

A demanda por fontes de energia alternativas (eólica, solar, biomassa) tem impulsionado o estudo de tecnologias alternativas, como a pirólise da biomassa. Este trabalho apresenta uma análise das perdas térmicas em um reator de pirólise de leito fixo, operando em escala laboratorial, com o objetivo de quantificar a energia dissipada por condução e avaliar a eficiência térmica do sistema. Para isso, foram realizados três experimentos com diferentes biomassas, nos quais se monitoraram temperaturas em pontos estratégicos do reator e se registrou o consumo energético. O reator foi modelado como um cilindro de multicamadas, e as perdas térmicas foram calculadas com base na Lei de Fourier e a Lei de Resfriamento de Newton. O experimento E1 foi adotado como referência por apresentar medições mais consistentes, permitindo estimativas confiáveis das perdas de calor. Os resultados mostraram que a maior parte da dissipação térmica ocorre por condução, sendo expressa por 71,7% do total das perdas de calor, destacando a importância do isolamento adequado. A eficiência de 68% do sistema foi determinada a partir da razão entre a energia útil empregada no processo de pirólise e a energia elétrica consumida pela resistência. A análise evidenciou o impacto das perdas térmicas no desempenho do reator e a eficiência energética do sistema. Este estudo contribui para o avanço do conhecimento sobre o comportamento térmico de reatores de pirólise de leito fixo e para o desenvolvimento de soluções mais eficientes na conversão termoquímica da biomassa.

Palavras-chave: pirólise; biomassa; transferência de calor; eficiência energética.

ABSTRACT

The growing demand for renewable energy sources has driven the study of alternative technologies, such as biomass pyrolysis. This work presents an analysis of heat losses in a fixed-bed pyrolysis reactor operating at laboratory scale, aiming to quantify the energy dissipated by conduction and evaluate the system's thermal efficiency. Three experiments were conducted using different biomass types, during which temperatures were monitored at strategic points of the reactor and energy consumption was recorded. The reactor was modeled as a multilayer cylinder, and heat losses were calculated based on Fourier's Law and Newton's Law of Cooling. Experiment E1 was chosen as the reference due to its more consistent measurements, allowing for reliable heat loss estimations. The results showed that most of the thermal dissipation occurs through conduction, highlighting the importance of proper insulation. The system's efficiency was determined by the ratio between the useful energy employed in the pyrolysis process and the electrical energy consumed by the heating element. The analysis revealed the significant impact of heat losses on the reactor's performance and the energy efficiency of the system. This study contributes to the advancement of knowledge on the thermal behavior of pyrolysis reactors and to the development of more efficient solutions for biomass thermochemical conversion.

Keywords: pyrolysis; biomass; heat transfer; energy efficiency.

LISTA DE FIGURAS

Figura 1	- Esquema demonstrando as demandas energéticas do processo	20
Figura 2	- Elemento de volume diferencial em coordenada cilíndrica	23
Figura 3	- Representação radial do cilindro oco.	23
Figura 4	- Mecanismo de Troca de Calor por Convecção em uma Superfície.	25
Figura 5	- Rede de resistências térmicas para a transferência de calor através de um cilindro submetido à convecção em ambos os lados	29
Figura 6	- Fluxograma da metodologia do estudo	31
Figura 7	- Esquema 3D da bancada de pirólise LCE+/UECE	31
Figura 8	- Unidade de pirólise do LCE+/UECE	32
Figura 9	- Esquema de camadas que envolvem o reator: (a) reator, (b) reator com a resistência elétrica instalada, (c) reator com o isolamento térmico em lã de cerâmica e (d) sistema completo com o invólucro de aço inoxidável envolvendo todas as partes.	33
Figura 10	- Divisão longitudinal do reator de acordo com a região ocupada pela resistência elétrica	34
Figura 11	- Câmera Termográfica	35
Figura 12	- Ultrassonografia da parede do reator	36
Figura 13	- Desenho esquemático da vista superior do reator	37
Figura 14	- Arranjo do sistema em perspectiva de parede plana	38
Figura 15	- Termopar tipo K em contato com a parede do reator	39
Figura 16	- Quadro de distribuição de energia com medidor digital monofásico	39
Figura 17	- Termopar tipo K adicional posicionado no topo	40
Figura 18	- Fios dos termopares conectados ao sistema de aquisição de dados	40
Figura 19	- Montagem final do sistema	41
Figura 20	- Medições com a câmera termográfica da temperatura externa no regime de permanência	44

Figura 21 -	Análise comparativa dos gráficos	46
Figura 22 -	Raios acumulados	51

LISTA DE GRÁFICOS

Gráfico 1	- Comportamento térmico da reação de pirólise da biomassa proveniente do coco - experimento E1.	43
Gráfico 2	- Comportamento térmico da reação de pirólise de biomassa proveniente da poda do cajueiro - experimento E2	45
Gráfico 3	- Comportamento térmico da reação de pirólise da biomassa proveniente da poda do cajueiro - experimento E3	46
Gráfico 4	- Potência consumida pelo sistema versus tempo de duração do teste.....	49

LISTA DE TABELAS

Tabela 1	- Síntese dos Mecanismos de Transmissão de Calor	21
Tabela 2	- Números adimensionais e suas relações	26
Tabela 3	- Dimensões do reator	34
Tabela 4	- Medições por ultrassonografia	36
Tabela 5	- Experimentos realizados no reator	41
Tabela 6	- Coleta de dados de temperatura no regime permanente do experimento E1	47
Tabela 7	- Potência média durante o regime permanente do experimento E1.	49
Tabela 8	- Potências médias do sistema	50
Tabela 9	- Distribuição dos raios acumulados na região com fonte direta de calor	52
Tabela 10	- Resistências térmicas à condução na região da fonte de calor (h1)	52
Tabela 11	- Distribuição dos raios acumulados na região sem fonte direta de calor	52
Tabela 12	- Resistências térmicas à condução na região da fonte de calor (h1)	53
Tabela 13	- Perdas térmicas totais por condução na parede do reator de leito fixo	54
Tabela 14	- Propriedades do ar para a região com fonte direta de calor	55
Tabela 15	- Resultados obtidos para a região com fonte direta de calor	55
Tabela 16	- Propriedades do ar para a região sem fonte direta de calor	56
Tabela 17	- Resultados obtidos para a região sem fonte direta de calor	56
Tabela 18	- Perdas térmicas totais por condução na parede do reator de leito fixo	57

SUMÁRIO

1	INTRODUÇÃO	14
1.1	Objetivos	15
1.1.1	<i>Objetivos gerais</i>	<i>15</i>
1.1.2	<i>Objetivos específicos</i>	<i>16</i>
2	REFERENCIAL TEÓRICO	17
2.1	Dependência dos combustíveis fósseis	17
2.2	Biomassa como alternativa energética	17
2.3	Pirólise	18
2.3.1	<i>A pirólise na conversão da biomassa</i>	<i>18</i>
2.3.2	<i>Impactos ambientais positivos</i>	<i>18</i>
2.3.3	<i>Reatores no processo de pirólise</i>	<i>19</i>
2.3.4	<i>Necessidade do aumento da eficiência energética</i>	<i>19</i>
2.3.5	<i>Perdas térmicas no reator de pirólise</i>	<i>19</i>
2.4	Mecanismos de transferência de calor	20
2.4.1	Condução	21
2.4.1.1	<i>Lei de Fourier e condutividade térmica</i>	<i>22</i>
2.4.1.2	<i>Condução de calor em geometrias cilíndricas</i>	<i>22</i>
2.4.2	Convecção	24
2.4.2.1	<i>Coeficiente convectivo médio</i>	<i>26</i>
2.4.2.2	<i>Aplicações em geometrias cilíndricas com fluxo cruzado</i>	<i>27</i>
2.4.3	Radiação térmica	28
2.4.4	Cascas cilíndricas multicamadas	29
2.5	Eficiência energética	30
3	MATERIAIS E MÉTODOS	31
3.1	Objeto de estudo	31
3.1.1	<i>Reator de leito fixo</i>	<i>32</i>
3.2	Instrumentos utilizados	34
3.2.1	<i>Calibração dos termopares</i>	<i>35</i>
3.2.2	<i>Câmera termográfica</i>	<i>35</i>
3.2.3	<i>Ultrassonografia na parede do reator</i>	<i>36</i>
3.3	Montagem do sistema	37

3.4	Experimentos	41
4	RESULTADOS E DISCUSSÕES	43
4.1	Gráficos de comportamento térmico	43
4.1.1	<i>Experimento E1</i>	43
4.1.2	<i>Experimento E2</i>	44
4.1.3	<i>Experimento E3</i>	44
4.2	Interpretação dos resultados gráficos	46
4.3	Regime de permanência do experimento E1	47
4.3.1	<i>Metodologia de cálculo de perdas por condução</i>	50
4.3.1.1	<i>Perdas por condução na região com resistência</i>	52
4.3.1.2	<i>Perdas por condução na região sem resistência</i>	53
4.3.1.3	<i>Perdas totais por condução nas paredes</i>	54
4.3.2	<i>Metodologia de cálculo de perdas por convecção</i>	54
4.3.2.1	<i>Perdas por condução na região com resistência</i>	53
4.3.2.2	<i>Perdas por condução na região sem resistência</i>	54
4.3.2.3	<i>Perdas totais por convecção</i>	56
4.3.3	<i>Perdas totais de calor</i>	57
4.4	<i>Eficiência térmica do sistema</i>	57
5	CONCLUSÃO	58
5.1	Sugestões para trabalhos futuros	59
	REFERÊNCIAS	60
	ANEXO A – TABELA DE EMISSIVIDADE DE MATERIAIS	63
	ANEXO B – TABELA DE PROPRIEDADES DE METAIS SÓLIDOS.....	64
	ANEXO C – TABELA DE PROPRIEDADES DO AR À 1 ATM DE PRESSÃO	65
	ANEXO D – DATASHEET MANTA DE LÃ CERÂMICA	66

1 INTRODUÇÃO

O Brasil, ao ratificar o Acordo de Paris e renovar sua Contribuição Nacionalmente Determinada (NDC) em novembro de 2024, estabeleceu como metas reduzir emissões líquidas de gases de efeito estufa até 2050, além de elevar a participação de fontes renováveis na Oferta Interna de Energia em um patamar muito acima da média global. Para atingir esses compromissos, a diversificação da matriz energética tem sido sustentada pelo fortalecimento da geração a partir de fontes limpas como hidrelétricas, eólicas, solares e, principalmente, bioenergia, além do estímulo a programas como o RenovaBio e o Combustível do Futuro, que visam ampliar o uso de biocombustíveis avançados (Brasil, 2024).

Dentro desse programa, os combustíveis avançados são uma das vertentes mais estratégicas. Eles incluem biocombustíveis produzidos com tecnologias mais modernas ou matérias-primas alternativas, com menor impacto ambiental e maior eficiência energética. A biomassa é uma das principais fontes de matéria-prima para a produção de combustíveis avançados, especialmente no contexto do Programa Combustível do Futuro, por sua origem renovável, alto potencial de aproveitamento energético e disponibilidade no Brasil (Brasil, 2024).

Portanto, a biomassa se apresenta como uma alternativa fundamental, podendo ser convertida em combustíveis líquidos, gasosos e sólidos por meio de processos termoquímicos e bioquímicos. Segundo a Agência Internacional de Energia (2024), cerca de 78% de toda a bioenergia consumida no Brasil provém de biomassa sólida, sendo o bagaço de cana-de-açúcar a principal fonte. Esse resíduo é amplamente utilizado pelas indústrias sucroalcooleiras para a geração de etanol e calor, suprimindo as necessidades energéticas do próprio processo e possibilitando ainda a exportação do excedente de eletricidade para a rede nacional (Argus Media, 2024).

Dados publicados pela Associação Brasileira de Resíduos e Meio Ambiente (ABREMA), mostram que, em 2023, o Brasil gerou cerca de 81 milhões de toneladas de resíduos urbanos; embora 93% tenham sido coletados, 42% receberam destinação inadequada, e menos de 0,2% foram convertidos em combustíveis derivados, mesmo diante da urgência em diversificar a matriz energética (ABREMA, 2023, 2024).

A pirólise, processo termoquímico que decompõe a matéria orgânica na presença mínima de oxigênio, surge como uma das rotas mais promissoras para aproveitar a vasta disponibilidade de biomassa no Brasil, oferecendo a produção de bio-óleo, biogás e biochar com valor agregado (Uddin *et al.*, 2018). Embora o país tivesse, em 2023, uma capacidade

instalada de geração elétrica a partir de biomassa de aproximadamente 3.140 MW médios, essa energia provém principalmente da queima direta de bagaço de cana, madeira e resíduos agroindustriais. Processo esse que libera gases de efeito estufa na atmosfera (MME, 2024).

O processo de pirólise amplia as distâncias viáveis para transporte, bem como possibilita o tratamento térmico de resíduos urbanos de forma descentralizada, com aproveitamento energético em locais distintos do ponto de processamento dos resíduos (Tôrres Filho, 2014).

Apesar do crescente interesse e das demonstrações em escala piloto, a adoção em larga escala da pirólise ainda esbarra na eficiência térmica dos reatores, especialmente nos modelos de leito fixo. Este tipo de reator apresenta transferência de calor predominantemente por condução através da parede do reator e por convecção limitada dentro do leito, exigindo grandes superfícies de aquecimento para compensar a baixa eficiência térmica interna (Wang *et al.*, 2024). Jerzak *et al.* (2024), sugere a otimização do design dos reatores como ponto chave para a melhoria da eficiência energética do processo e a adaptabilidade para diferentes tipos de biomassas.

Para fins de pesquisa e desenvolvimento, a maioria dos pesquisadores ignora as perdas térmicas ou assume um valor genérico de 5 a 10% na caracterização de reatores termoquímicos de biomassa. No entanto, em uma configuração de reator em pequena escala de laboratório, a perda térmica pode ser um fator significativo que afeta o desempenho do reator. Poucas tentativas foram feitas na literatura para analisar o comportamento térmico de alguns reatores específicos de conversão de biomassa (Kevin *et al.*, 2018).

Ainda que o Brasil disponha de enorme potencial de biomassa, com capacidade instalada ao redor de 17 GW em 2023, segundo dados do Ministério de Minas e Energia (MME), e projeções de crescimento, a pirólise em leito fixo permanece pouco explorada. A eficiência reduzida, os altos custos e a ausência de escala comprometedora limitam seu impacto real no setor energético.

Dentre os desafios que limitam a pirólise em reatores de leito fixo, destaca-se a baixa eficiência térmica resultante de perdas térmicas significativas em escala laboratorial. Assim, torna-se essencial realizar uma análise das perdas de calor em reatores de pirólise de leito fixo, visando orientar melhorias de projeto e promover o uso eficiente desse componente.

1.1 Objetivos

1.1.1 Objetivos gerais

O presente trabalho foca no estudo de um reator de pirólise de leito fixo, especificamente uma unidade de bancada utilizada em laboratório para experimentos com biomassa. A investigação concentra-se na análise das perdas térmicas e no comportamento térmico do sistema, por meio do estudo dos parâmetros de transferência de calor. O objetivo é quantificar a fração de energia térmica dissipada, contribuindo para futuras avaliações de balanço energético.

1.1.2 Objetivos específicos

Para alcançar o propósito acima, são descritos os seguintes objetivos específicos:

- Realizar a análise das perdas térmicas do reator através dos principais mecanismos de transmissão de calor: condução e convecção;
- Determinar a eficiência do sistema.

2 REFERENCIAL TEÓRICO

Nesta sessão serão abordados os principais tópicos referentes aos temas deste trabalho. Além da caracterização da biomassa e da pirólise citadas anteriormente, serão investigados os mecanismos de transmissão de calor, entre outros aspectos térmicos na análise das perdas.

2.1 Dependência dos combustíveis fósseis e impactos ambientais

Atualmente, os combustíveis fósseis permanecem como principais fontes de energia devido aos seus elevados valores caloríficos e alta eficiência energética. Entretanto, a limitação das reservas desses combustíveis e a ultrapassagem dos níveis críticos de CO₂ na atmosfera - os quais eram anteriormente projetados para ocorrer apenas em uma década - evidenciam a urgência em buscar alternativas que reduzam seu consumo, contribuindo para a mitigação dos efeitos do aquecimento global (Damanik *et al.*, 2018; IEA, 2024; MMA, 2024).

2.2 Biomassa como alternativa energética

Segundo Basu (2010) a biomassa é definida como um material orgânico não fossilizado e biodegradável originado de plantas, animais e micro-organismos. Isso também inclui produtos, subprodutos, resíduos e desperdícios agroindustriais, bem como resíduos orgânicos urbanos.

A crescente preocupação com as mudanças climáticas e a escassez dos combustíveis fósseis tem impulsionado a busca por fontes renováveis e ambientalmente amigáveis. Nesse contexto, a biomassa surge como uma alternativa promissora, por ser uma fonte diversificada e amplamente disponível, que pode ser convertida em biocombustível (Afraz *et al.*, 2024).

Tradicionalmente, a biomassa foi uma das primeiras fontes de energia exploradas pelo homem, contudo, as estimativas apontam que ela respondia por menos de 22% da demanda primária global. Esse fato evidencia tanto seu potencial quanto os desafios logísticos devido à sua forma volumosa e de difícil manejo. Para superar tais obstáculos, faz-se necessário realizar a conversão da biomassa em formas mais práticas de energia, tais como combustíveis líquidos e gasosos, através de processos bioquímicos, como a fermentação, e termoquímicos, como a pirólise e a gaseificação (Basu, 2010).

Conforme Maioli (2016), a conversão da biomassa em energia ocorre por dois métodos principais: o bioquímico, que usa enzimas ou bactérias para decompor a matéria orgânica de

forma energeticamente econômica, porém mais lenta; e o termoquímico, que recorre a altas temperaturas para transformar a biomassa em combustíveis líquidos, gasosos ou sólidos. Entre os processos termoquímicos mais comuns estão a combustão, a pirólise, a liquefação e a torrefação, todos baseados na fragmentação térmica das macromoléculas de hidrocarbonetos.

2.3 Pirólise

2.3.1. A Pirólise na conversão da biomassa

A pirólise é um processo termoquímico no qual a biomassa é submetida a altas temperaturas, na ausência ou com concentrações muito reduzidas de oxigênio, resultando no craqueamento térmico das moléculas de hidrocarbonetos e na formação de diferentes produtos. Entre esses estão uma fração sólida rica em carbono, conhecida como biochar, e uma fração volátil composta por gases e vapores orgânicos condensáveis, que recebe o nome de licor pirolenhoso (Basu, 2010; Cortez, 2008).

A biomassa é introduzida em uma câmara de pirólise, denominada reator, onde é aquecida até a temperatura de decomposição térmica. Durante o processo, são liberados vapores condensáveis e não condensáveis, enquanto o biochar, fração sólida rica em carbono proveniente da biomassa, permanece em parte no interior do reator e em parte é transportado com o fluxo gasoso. Em processos subsequentes, a corrente gasosa é então separada, permitindo a recuperação do biochar e a condensação dos vapores em bio-óleo. Os gases não condensáveis constituem o biogás, que pode ser aproveitado como fonte térmica para o próprio processo ou destinado a outras finalidades energéticas (Basu, 2010).

Quanto ao tipo de reatores para pirólise, a escolha depende da escala de operação, da matéria-prima e do produto desejado. Em pequena escala, reatores de batelada oferecem controle preciso, mas baixa produtividade. Em escala industrial, predominam sistemas contínuos, como leito fixo (baixo custo, porém aquecimento desigual), leito fluidizado (boa homogeneidade e alto rendimento de bio-óleo), tambor rotativo (adequado para granulometria variada) e leito arrastado (tempos de residência curtos, ideal para pirólise rápida). Tecnologias como micro-ondas apresentam aquecimento eficiente, mas ainda carecem de viabilidade comercial ampla (Jordan *et al.*, 2013).

2.3.2. Impactos ambientais positivos

O processo de pirólise se destaca por não haver queima envolvida, o que evita a produção de toxinas e gases contaminantes nocivos ao meio ambiente e pela possibilidade de reaproveitamento de todos os subprodutos. Os combustíveis gerados, por sua vez, podem substituir fontes não renováveis e diminuir a emissão líquida de CO₂, propiciando um balanço ambientalmente neutro durante sua combustão (Velmurugan, 2021; Basu, 2010).

2.3.3. Reatores no processo de pirólise

O reator constitui o elemento central do processo de pirólise, sendo o local no qual todas as reações termoquímicas são efetivamente conduzidas. A pirólise é altamente dependente das condições operacionais incluindo temperatura, tempo de residência e taxa de aquecimento no reator (Santos, 2011; Uddin *et al.*, 2018).

Uddin *et al.* (2018) destacam a classificação dos processos de pirólise em função dos tipos de reatores existentes. A diversidade dos sistemas utilizados, que vão desde reatores de leito fixo - reconhecidos pela sua simplicidade e aplicabilidade em biomassa de partícula uniforme - até os reatores de leito fluidizado - que proporcionam melhor transferência de calor e são capazes de aumentar significativamente a produção de bio-óleo.

A pirólise de leito fixo opera em ciclos, um lote de cada vez, caracterizando o modo batelada, e é o tipo mais antigo de reator. O calor para a decomposição térmica da biomassa é fornecido ou por uma fonte externa ou permitindo combustão limitada (Basu, 2010). Lewandowski *et al.* (2019), destacam que os reatores de leito fixo possuem simplicidade na sua construção e que, em escala laboratorial, sua parte principal consiste de tubos de quartzo ou metálicos.

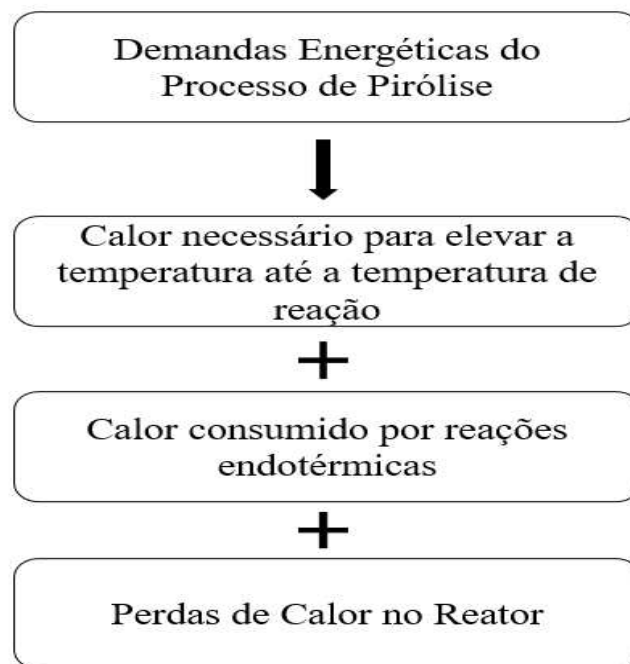
2.3.4. Necessidade do aumento da eficiência energética

Zadeh *et al.* (2020), correlacionam a intensificação do crescimento populacional, da industrialização e da demanda por transporte como agentes que reforçam a urgência em desenvolver tecnologias mais eficientes e sustentáveis. A pirólise é um processo termoquímico complexo, sendo necessário um entendimento mais aprofundado da interação entre os componentes da biomassa, as taxas de aquecimento e as condições operacionais para viabilizar sua ampliação em escala e sua incorporação em biorrefinarias (Andres *et al.*, 2021).

2.3.5. Perdas térmicas no reator de pirólise

De acordo com Basu (2010), o processo de pirólise não é termicamente autossuficiente. Isso se deve pelo fato de que o calor gerado pela reação é inadequado para atender a todas as demandas energéticas do processo.

Figura 1 – Esquema demonstrando as demandas energéticas do processo.



Fonte: Adaptado de Basu (2010).

Em reatores de pirólise, é comum que os gases não condensáveis e o biochar gerado sejam queimados para suprir a demanda térmica do processo. Caso essa fonte não seja suficiente, é necessário recorrer a fontes externas de calor para suprir a demanda energética do processo. No projeto do reator, os mecanismos de transferência de calor, especialmente a condução, desempenham papel fundamental, embora a estimativa precisa das perdas térmicas só seja possível após a definição completa da unidade (Basu, 2010).

Em reatores de leito fixo, a condução se destaca como o principal mecanismo de transferência de calor no interior do leito, devido ao contato direto entre as partículas sólidas, enquanto os modos convectivo e radiativo têm participação secundária no processo global, conforme aponta Basu (2010).

2.4 Mecanismos de transferência de calor

Diniz *et al.* (2022) definem a transferência de calor como o movimento de energia térmica de um corpo com maior temperatura para outro com menor temperatura, em conformidade com a primeira lei da termodinâmica. Esse fenômeno pode ocorrer por condução, convecção ou radiação, sendo que cada um desses mecanismos possui propriedades próprias e condições de contorno específicas.

Tabela 1 – Síntese dos Mecanismos de Transmissão de Calor.

Mecanismo de Transferência de Calor	Definição	Meio Necessário	Mecanismo Físico
Condução	Transferência de energia térmica através de um meio estacionário devido à interação microscópica entre partículas adjacentes.	Sólidos, líquidos ou gases em repouso.	Migração da energia por agitação molecular e colisões.
Convecção	Transferência de energia entre uma superfície e um fluido em movimento.	Fluido em movimento.	Transporte de calor através do movimento de massa (natural ou forçado).
Radiação Térmica	Transferência de energia na forma de radiação eletromagnética emitida por uma superfície devido a sua temperatura.	Não requer meio natural (pode ocorrer no vácuo).	Emissão, propagação e absorção de partículas de ondas magnéticas.

Fonte: adaptado de Bergman *et al.* (2022).

Na maioria dos casos, os processos de troca de calor envolvem mais de um mecanismo de transferência ocorrendo simultaneamente, cada um com sua importância específica. Por isso, a modelagem analítica dos sistemas torna-se essencial para facilitar a compreensão e o cálculo das variáveis envolvidas. Em problemas de condução térmica, por exemplo, é comum adotar simplificações, como considerar o gradiente de temperatura em apenas uma direção, assumir superfícies com temperatura constante, desprezar a radiação e simplificar a geometria do sistema (Diniz *et al.*, 2022).

2.4.1 Condução

A condução é um mecanismo de transferência de calor caracterizado pela transmissão de energia das partículas mais energéticas de uma substância para partículas adjacentes menos energéticas, como resultado da interação entre elas, podendo ocorrer em sólidos, líquidos ou gases. Em meios líquidos e gasosos, esse processo está associado às colisões e difusões moleculares geradas pelo movimento aleatório das partículas. Nos sólidos, a condução ocorre

por meio das vibrações das moléculas na estrutura do material e pela movimentação de elétrons livres, sendo este último fenômeno especialmente relevante em metais (Çengel *et al.*, 2015).

A intensidade dessa transferência depende de fatores como: 1) a diferença de temperatura, 2) a área de contato, 3) a geometria do sistema, 4) a espessura do material e, principalmente, 5) a condutividade térmica, que é definida como a propriedade do material relacionada à sua capacidade de conduzir calor. O uso de materiais isolantes, por exemplo, reduz significativamente a transferência de calor por condução (Kreith, 2012).

Quando a distribuição de temperaturas varia de forma unidimensional e o fenômeno de transferência presente é exclusivamente condutivo, é possível utilizar a Lei de Fourier para modelar o comportamento térmico do sistema. Essa lei preconiza que uma determinada quantidade de calor que atravessa uma parede sob uma diferença de temperatura constante é diretamente proporcional à área da seção transversal do corpo, à diferença de temperatura entre as regiões separadas pela parede e ao tempo de transmissão, enquanto inversamente proporcional à extensão atravessada, ou seja, à espessura da parede analisada (Diniz, 2022).

2.4.1.1 Lei de Fourier e condutividade térmica

A Lei de Fourier é uma expressão que define uma importante propriedade dos materiais: a condutividade térmica. Além disso, é uma expressão vetorial, indicando que o fluxo térmico é normal a uma isoterma e no sentido da diminuição das temperaturas (Bergman *et al.*, 2022).

$$\dot{Q} = -kA \frac{dT}{dx} \quad (1)$$

Onde A representa a área da seção transversal através da qual ocorre a transferência de calor por condução. A constante k representa a condutividade térmica de um material, ou seja, sua capacidade de conduzir calor, enquanto dT/dx corresponde ao gradiente de temperatura, que indica a variação da temperatura ao longo de uma direção espacial. Embora a condutividade térmica dependa, em geral, da temperatura, é comum utilizar um valor médio constante para simplificar cálculos, sem comprometer significativamente a precisão dos resultados (Çengel *et al.*, 2015).

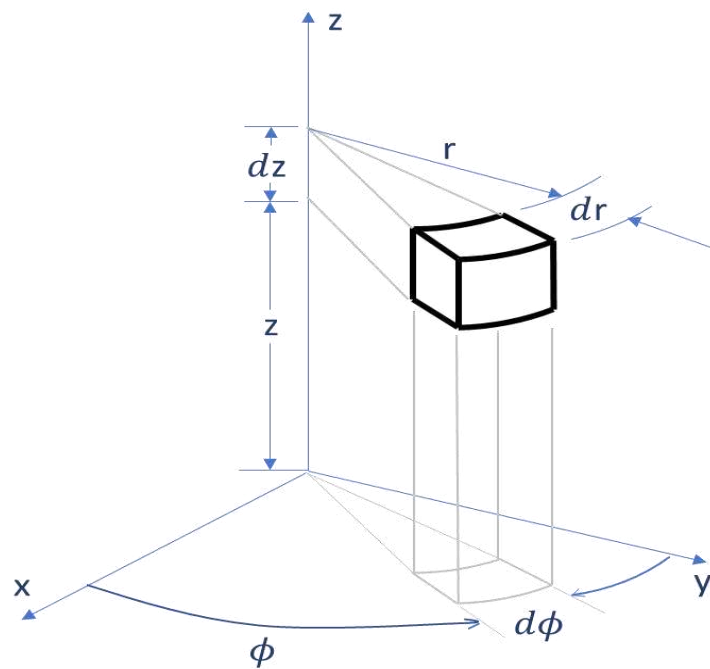
O fluxo de calor sempre ocorre no sentido da diminuição da temperatura, de forma que o gradiente térmico assume valores negativos quando o calor se propaga na direção positiva de um eixo de referência. O sinal negativo presente na equação da condução de Fourier garante a coerência do resultado, atribuindo valores positivos ao fluxo de calor que se propaga no sentido positivo do eixo considerado (Çengel *et al.*, 2015).

2.4.1.2 Condução de calor em geometrias cilíndricas

Com frequência, em sistemas cilíndricos e esféricos há gradientes de temperatura somente na direção radial, o que possibilita analisá-los como sistemas unidimensionais. Além disso, em condições de regime estacionário sem geração de calor, tais sistemas podem ser analisados pelo método padrão, que começa com a forma apropriada da equação do calor, ou pelo método alternativo, que se inicia com a forma apropriada da Lei de Fourier (Bergman *et al.*, 2022).

Um exemplo comum é o cilindro oco, cujas superfícies interna e externa estão expostas a fluidos com diferentes temperaturas. Çengel *et al.* (2015) e Abdulack (2024) discutem a transferência de calor por condução em um cilindro oco para condições em regime permanente, sem geração de energia, através da simplificação da equação geral da condução de calor, conforme demonstrado abaixo:

Figura 2 - Elemento de volume diferencial em coordenada cilíndrica



Fonte: adaptado de Çengel *et al.* (2015)

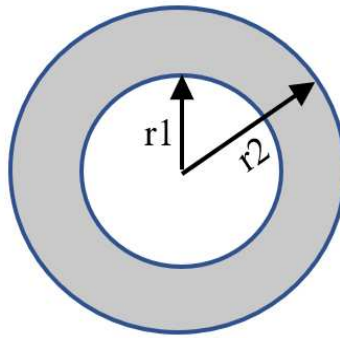
A Figura 2 acima representa um elemento de volume diferencial em coordenadas cilíndricas, de densidade de corpo ρ e calor específico c . Utilizando as devidas relações entre as coordenadas cilíndricas o balanço energético passa a ser definido por:

$$\frac{1}{r} \frac{d}{dr} \left(kr \frac{dT}{dr} \right) = 0 \quad (2)$$

Considerando o coeficiente de condutividade térmica constante, a integração da Equação 2 traz a equação abaixo:

$$T(r) = \frac{T_1 - T_2}{\ln \left(\frac{r_1}{r_2} \right)} \ln \frac{r}{r_2} + T_2 \quad (3)$$

Figura 3 - Representação radial do cilindro oco.



Fonte: adaptado de Abdulack (2024).

A Equação 3 reflete a distribuição da temperatura em função do raio do cilindro, onde r_1 representa o raio interno e r_2 o raio externo do cilindro oco, conforme figura 3. E T_1 e T_2 expressam as temperaturas das regiões internas e externas respectivamente.

Através da Lei de Fourier aplicada às condições de regime permanente, sem geração de calor e assumindo as mesmas condições anteriormente citadas para o cilindro oco, Çengel *et al.* (2015) e Diniz *et al* (2022), propõem a separação das variáveis da equação e a integração em função dos raios e das temperaturas, conforme representado abaixo na Equação 4.

$$\int_{r=r_1}^{r_2} \frac{\dot{Q}_{cond,cil}}{A} dr = - \int_{T=T_1}^{T_2} k dT \quad (4)$$

Substituindo $A=2\pi rL$, considerando condutividade térmica constante e aplicando as integrações, obtém-se a Equação 5:

$$\dot{Q}_{cond,cil} = \frac{T_1 - T_2}{R_{cil,cond}} \quad (5)$$

Onde $R_{cil,cond}$ representa a resistência térmica da parede do cilindro contra a

transferência de calor por condução, ou simplesmente resistência à condução da parede do cilindro e pode ser expressa de acordo com a Equação 6 abaixo:

$$R_{cil,cond} = \frac{\ln\left(\frac{r_2}{r_1}\right)}{2\pi Lk} \quad (6)$$

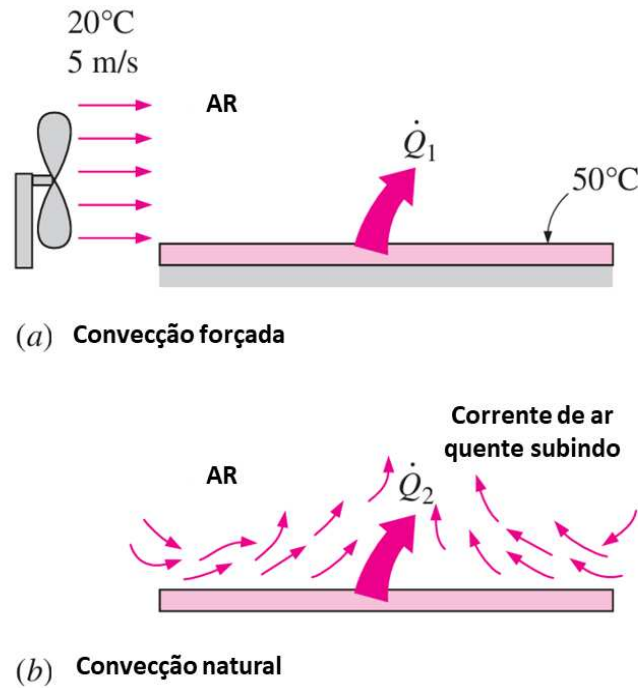
2.4.2 Convecção

A troca de calor por convecção se dá entre fluidos e pode ocorrer devido à variação da densidade no interior deles ou devido à movimentação relativa entre eles. Esse é um processo que depende de muitas variáveis, no qual muitas das formulações voltadas ao estudo das trocas por convecção são baseadas em experimentos empíricos (Diniz *et al.*, 2022).

Na convecção natural, o movimento do fluido resulta exclusivamente de forças de empuxo provocadas por diferenças de densidade associadas a gradientes térmicos, em que o fluido aquecido, menos denso, ascende e o mais frio, mais denso, desce, criando a circulação característica desse regime. Em contraste, na convecção forçada, a circulação é imposta por um gradiente de pressão externo gerado artificialmente que acelera o fluido sobre, ou através, de uma superfície (Kreith *et al.*, 2015).

A transferência de calor por convecção é complexa porque depende simultaneamente de múltiplas variáveis: propriedades do fluido (viscosidade, condutividade térmica, densidade e calor específico), velocidade e regime de escoamento (laminar ou turbulento), assim como da geometria e rugosidade da superfície sólida (Çengel *et al.*, 2015).

Figura 4 - Mecanismo de troca de calor por convecção em uma superfície.



Fonte: adaptado de Çengel *et al.* (2015).

Embora a convecção seja um fenômeno complexo, o fluxo de calor por unidade de área pode ser descrito de forma simples pela lei do resfriamento de Newton, que estabelece que:

$$\dot{q} = h(T_s - T_\infty) \quad (7)$$

As temperaturas T_s e T_∞ representam, respectivamente, a temperatura da superfície em contato com o fluido e a temperatura do fluido longe da superfície, onde ainda não foi afetado termicamente. O coeficiente h ($W/(m^2 \cdot K)$), conhecido como coeficiente de transferência de calor por convecção, depende diretamente das condições da camada limite térmica e hidráulica. Essas condições, por sua vez, são influenciadas pela geometria da superfície, pelo regime de escoamento do fluido (laminar ou turbulento) e pelas propriedades termodinâmicas e de transporte do fluido envolvido (Bergman *et al.*, 2022).

Já a taxa de transferência de calor por convecção pode ser expressa pela equação abaixo:

$$\dot{Q}_{conv} = hA(T_s - T_\infty) \quad (8)$$

A resistência térmica à convecção é, então, expressa por:

$$R_{conv} = \frac{1}{hA} \quad (9)$$

Onde A é a área da superfície externa do cilindro e é expressa por:

$$A = 2\pi rL \quad [\text{m}^2] \quad (10)$$

2.4.2.1 Coeficiente convectivo médio

O coeficiente de transferência de calor por convecção, mencionado no tópico anterior, pode ser interpretado de duas formas: coeficiente local e coeficiente médio. O coeficiente de transferência de calor por convecção local (h) é uma grandeza que quantifica a taxa de energia que o fluido absorve ou cede para remover ou fornecer calor a uma superfície sólida, por unidade de área e de diferença de temperatura. Esse coeficiente descreve a transferência de calor em um ponto específico da superfície e pode variar ao longo dela. Por outro lado, o coeficiente convectivo médio ($\bar{h}$) representa uma média da transferência de calor considerando toda a área da superfície analisada (Çengel *et al.*, 2015).

No contexto da convecção, os números adimensionais são grandezas formadas pela combinação de variáveis físicas de modo que todas as suas unidades se cancelem, resultando em um valor puro, sem dimensão. Os principais números adimensionais usados em convecção são o Reynolds, Prandtl, Grashof e o Nusselt (Kreith *et al.*, 2015).

Tabela 2 – Números adimensionais e suas relações

Número Adimensional	Relação
Reynolds	Relação entre forças inerciais e viscosas que caracterizar o escoamento de um fluido como laminar ou turbulento.
Prandtl	Reflete a influência das propriedades termofísicas do fluido sobre o fenômeno convectivo.
Grashof	Calculamos o número de Grashof sempre que analisamos transferência de calor por convecção natural.
Nusselt	Relação entre transferência convectiva e condutiva, que quantifica a eficácia da convecção.

Fonte: elaborado pela autora (2025).

2.4.2.2. Aplicações em geometrias cilíndricas com fluxo cruzado

O número de Nusselt (Nu_D) relaciona a transferência de calor por convecção com as propriedades geométricas e de escoamento do sistema. Em cilindros submetidos a fluxo cruzado — quando o fluido escoa perpendicularmente ao eixo do cilindro — o padrão de transferência de calor muda devido a fenômenos como separação e recirculação do fluxo como demonstrado

por Park *et al.* (2015).

Para prever o coeficiente convectivo médio nesses casos, diversas correlações empíricas foram desenvolvidas, baseadas em experimentos e modelos teóricos que relacionam (Nu_D) aos números de Reynolds (Re) e Prandtl (Pr).

Kreith *et al.* (2015), Diniz *et al.* (2022) e Bergman *et al.* (2012), correlacionam o número de Nusselt e o coeficiente convectivo médio em geometrias cilíndricas através da Equação 11, onde D representa o diâmetro do cilindro analisado.

$$\underline{h} = \frac{Nu_D k}{D} \quad (11)$$

(Nu_D) é obtido através de modelagem teórica simplificada, ou através de experimentos. Churchill e Bernstein (1977) descrevem uma correlação para o número de Nusselt em geometrias cilíndricas com fluxo cruzado quando o produto de Re e Pr é maior que 0,2 conforme a equação abaixo:

$$Nu = 0,3 + \frac{0,62 Re^{1/2} Pr^{1/3}}{[1 + (0,4/Pr)^{2/3}]^{1/4}} \left[1 + \left(\frac{Re}{282000} \right)^{5/8} \right]^{4/5} \quad (12)$$

Nusselt depende diretamente de Reynolds (Re) e Prandtl (Pr). O primeiro pode ser calculado de acordo com a seguinte equação:

$$Re = \frac{UD}{\nu} \quad (13)$$

Onde U e ν representam respectivamente a velocidade e a viscosidade cinemática do fluido e D o diâmetro do cilindro.

O número de Prandtl, por sua vez, é calculado a partir de propriedades físicas do fluido, como viscosidade, calor específico e condutividade térmica. Seus valores são frequentemente tabelados para diversos fluidos em diferentes temperaturas, já que essas propriedades variam significativamente com a temperatura (Çengel *et al.*, 2015; Kreith *et al.* 2015).

Ainda no contexto da obtenção do número de Prandtl, é importante destacar que a temperatura utilizada para determinar corretamente suas propriedades deve ser a temperatura de filme T_f , a qual é calculada como a média entre a temperatura da superfície e a temperatura do fluido distante da superfície, conforme a seguinte expressão:

$$T_f = \frac{T_\infty + T_{sup}}{2} \quad (14)$$

2.4.3 Radiação Térmica

A radiação térmica é o processo de emissão de energia na forma de ondas eletromagnéticas por corpos cuja temperatura está acima do zero absoluto. Trata-se de um fenômeno diretamente relacionado à temperatura do corpo e às suas propriedades superficiais, ocorrendo independentemente da presença de um meio material, o que permite sua propagação mesmo no vácuo (Bergman *et al.*, 2022; Çengel *et al.*, 2015; Siegel *et al.*, 2001).

Dentro desse contexto, o conceito de corpo negro é fundamental como referência teórica para a caracterização das interações radiativas. Por definição, um corpo negro é um objeto idealizado que absorve integralmente toda a radiação incidente, sem refletir ou transmitir nenhuma fração dessa energia. Além disso, um corpo negro emite radiação com a máxima intensidade possível para uma determinada temperatura, de forma espectral e angularmente distribuída conforme descrito pelas leis de Planck (Siegel *et al.*, 2001). Essa condição faz com que o corpo negro seja amplamente utilizado como padrão na análise de processos radiativos (Çengel *et al.*, 2015).

A aplicabilidade desses conceitos em superfícies reais requer a introdução da emissividade, definida como a razão entre a radiação emitida por uma superfície ao nível espectral ou total e a radiação correspondente a um corpo negro na mesma temperatura (Siegel; Howell, 2001). Çengel *et al.* (2015) enfatizam que a emissividade depende do material, da rugosidade superficial e do comprimento de onda considerado, variando entre 0 e 1, o que justifica a divergência na emissão entre diferentes corpos submetidos a temperaturas idênticas.

No estudo de sólidos opacos, Bergman *et al.* (2022) e Çengel *et al.* (2015) explicam que a radiação se limita à região próxima à superfície, uma vez que a profundidade de penetração da radiação térmica é da ordem de micrômetros para a maior parte dos materiais metálicos e cerâmicos.

Para quantificar a taxa de transferência de calor por radiação, utiliza-se primordialmente a Lei de Stefan–Boltzmann, que estabelece que a potência radiativa emitida por unidade de área de um corpo negro é proporcional à quarta potência de sua temperatura absoluta, expresso pela Equação 15 abaixo:

$$\dot{q} = \sigma T^4 \quad (15)$$

em que σ é a constante de Stefan–Boltzmann ($5,670 \times 10^{-8} \text{ W} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{K}^{-4}$) (Siegel; Howell, 2001). Quando se trata de uma superfície real, que não se comporta como corpo negro, essa equação é ajustada pela emissividade ε , resultando na expressão da Equação 16.

$$\dot{q} = \varepsilon \sigma T^4 \quad (16)$$

2.4.4 Cascas cilíndricas de multicamadas

A modelagem da transferência de calor em geometrias cilíndricas compostas por múltiplas camadas pode ser conduzida de forma análoga à análise de paredes planas multicamadas, por meio da formulação de uma rede térmica equivalente. Essa abordagem consiste em representar o sistema em regime permanente como um conjunto de resistências térmicas associadas a cada mecanismo envolvido, condução, convecção e eventualmente radiação, organizadas em série, permitindo o cálculo do fluxo de calor total como a razão entre a diferença de temperatura e a resistência térmica total equivalente (Carslaw; Jaeger, 1959).

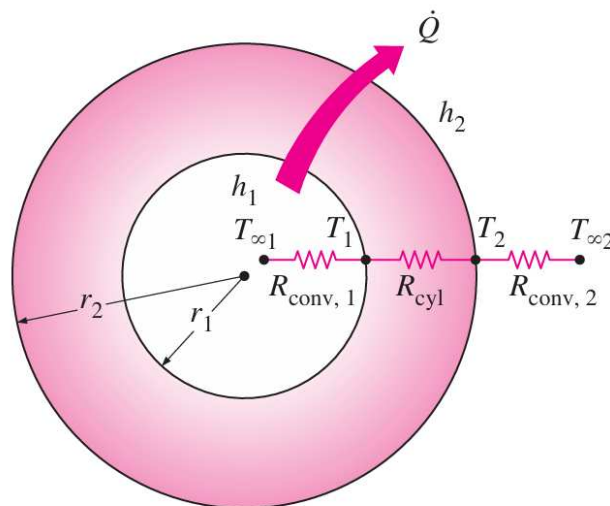
Çengel *et al.* (2015) expressa a taxa de transferência de calor em regime permanente através do cilindro composto de três camadas, de comprimento L , mostrado na figura 5, com convecção em ambos os lados, conforme a Equação 17.

$$\dot{Q} = \frac{T_{\infty 1} - T_{\infty 2}}{R_{total}} \quad (17)$$

A resistência térmica total, R_{total} , é expressa pelo somatório das parcelas das resistências térmicas impostas por cada mecanismo de transferência de calor associado, em concordância com as Equações 6 e 9.

$$R_{total} = R_{conv,1} + R_{cyl} + R_{conv,2} \quad (18)$$

Figura 5 - Rede de resistências térmicas para a transferência de calor através de um cilindro submetido à convecção em ambos os lados.



Fonte: Çengel *et al.*. (2015).

Uma vez que $\dot{Q}$ é conhecido, podemos determinar qualquer temperatura intermediária T_j aplicando a relação abaixo, derivada da Equação 17.

$$\dot{Q} = \frac{T_i - T_j}{R_{total\ i \rightarrow j}} \quad (19)$$

Através de qualquer camada ou conjunto de camadas, tal que T_i seja uma temperatura conhecida na posição i , e $R_{total\ i \rightarrow j}$ seja a resistência térmica total entre as posições i e j . De maneira alternativa, uma vez que a taxa de transferência de calor seja determinada, é possível calcular qualquer temperatura de interface entre camada através da mesma relação (Çengel *et al.*, 2015).

2.5 Eficiência energética

A eficiência energética é um parâmetro que expressa a relação entre a quantidade de energia útil obtida em um processo e a quantidade de energia fornecida para sua realização. De maneira geral, trata-se da razão entre a saída desejada, geralmente na forma de trabalho ou outro tipo de energia útil e a entrada de energia, que representa o custo energético envolvido (Borgnakke *et al.*, 2009).

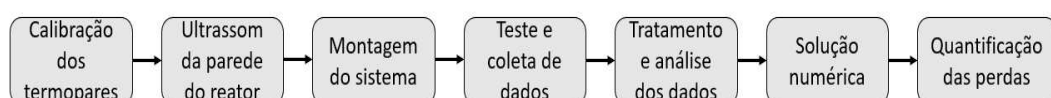
A Equação 20 apresenta a expressão matemática da eficiência energética:

$$Eficiência\ energética = \frac{Energia\ útil}{Energia\ consumida\ no\ processo} \quad (20)$$

3 MATERIAIS E MÉTODOS

Neste capítulo, são descritos os procedimentos metodológicos adotados para a realização do estudo, com ênfase nas etapas definidas para investigar o comportamento térmico do sistema e a influência das variáveis envolvidas. A pesquisa desenvolvida possui natureza experimental, sendo caracterizada pela manipulação controlada de variáveis com o objetivo de observar seus efeitos diretos sobre o fenômeno analisado. Essa abordagem possibilita a obtenção de dados empíricos, fundamentais para a validação de modelos teóricos e para a avaliação do desempenho térmico de sistemas aplicados à conversão de biomassa.

Figura 6 - Fluxograma da metodologia do estudo.

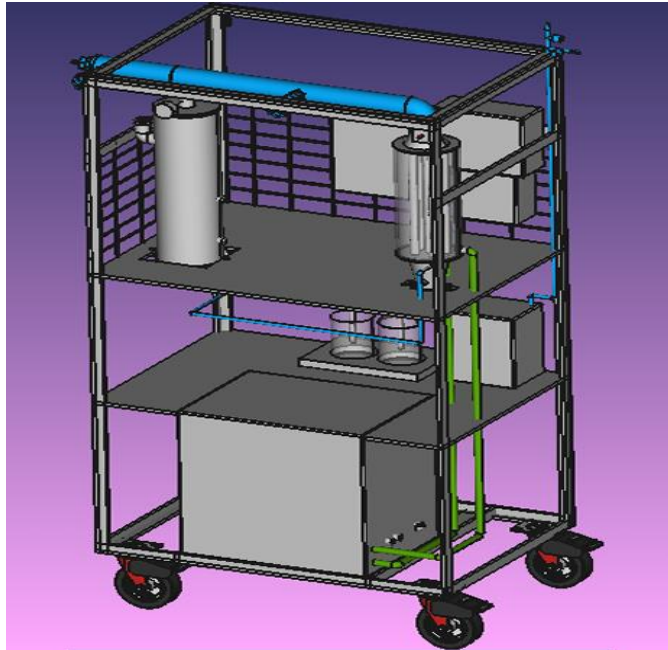


Fonte: elaborado pela autora (2025).

3.1 Objeto de Estudo

A análise das perdas térmicas foi realizada em um reator de pirólise de leito fixo, em uma unidade de bancada, localizado no Laboratório de Conservação Energética e Sustentabilidade (LCE+) da Universidade Estadual do Ceará (UECE). A Figura 7 apresenta um esquema 3D da bancada e a Figura 8 mostra uma fotografia de bancada.

Figura 7 - Esquema 3D da bancada de pirólise LCE+/UECE



Fonte: Teixeira (2023).

Figura 8 - Unidade de pirólise do LCE+/UECE

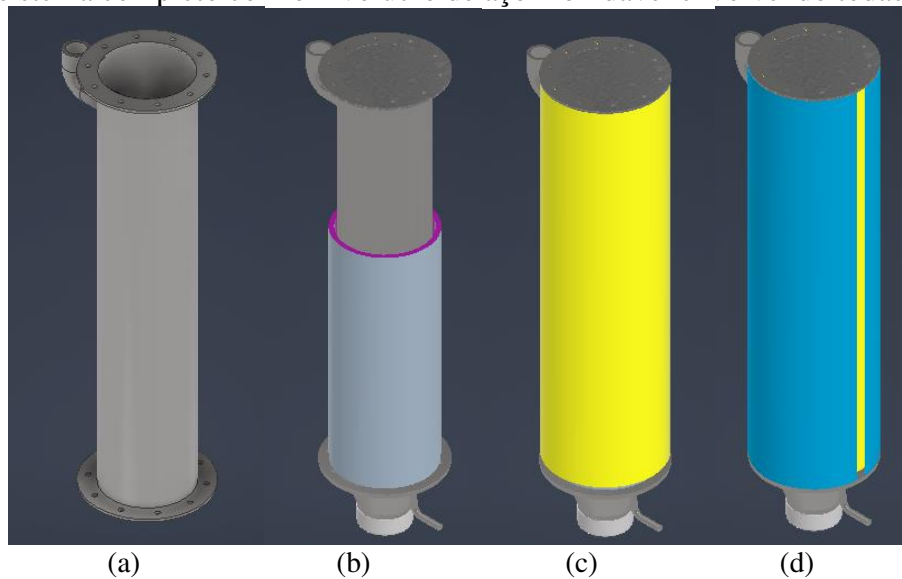


Fonte: elaborada pela autora (2025).

3.1.1 Reator de leito fixo

O reator de pirólise utilizado neste trabalho é do tipo leito fixo vertical, com geometria cilíndrica e construído em aço inoxidável. Suas dimensões são 500 mm de altura, 100 mm de diâmetro externo e 1,52 mm de espessura de parede. O aquecimento é realizado por uma resistência elétrica posicionada externamente, mas sem envolver toda a extensão do reator. Para minimizar as perdas térmicas, foi aplicada uma camada de isolamento térmico em lã cerâmica sobre a superfície. Por fim, todo o conjunto é envolvido por um invólucro metálico, também em aço inoxidável, que garante proteção mecânica e acabamento ao sistema. A Figura 9 esquematiza o reator de acordo com as camadas que o envolvem.

Figura 9 – Esquema de camadas que envolvem o reator: (a) reator, (b) reator com a resistência elétrica instalada, (c) reator com o isolamento térmico em lã de cerâmica e (d) sistema completo com o invólucro de aço inoxidável envolvendo todas as partes.



Fonte: elaborado pela autora (2025).

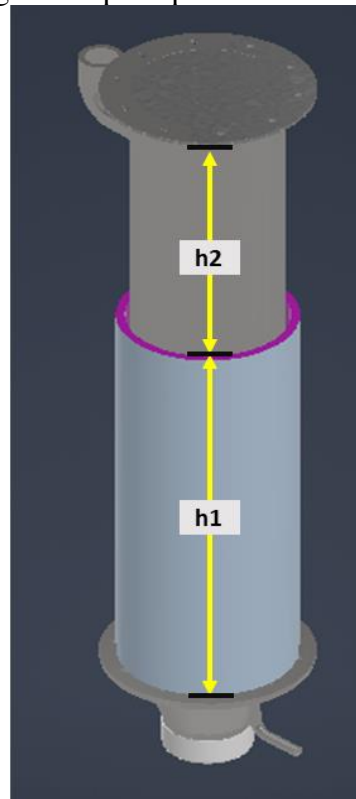
O reator é dividido longitudinalmente em duas regiões definidas pelas alturas h_1 e h_2 . A primeira corresponde à distância da base do reator até o topo da resistência, enquanto a segunda abrange do fim da resistência até o topo do reator, conforme Figura 10. Essa divisão se faz necessária porque, na região onde a resistência não está presente, o isolamento de lã é mais espesso, influenciando significativamente as perdas térmicas. O diâmetro (D) e a espessura da parede do reator (L), bem como as espessuras do isolamento na região da resistência (L_{isol1}) e na região sem resistência (L_{isol2}), além da espessura do invólucro (L_{inv}), estão detalhados na Tabela 3 a seguir:

Tabela 3 - Dimensões do reator

Dimensões	Medidas em milímetros
h_1	300
h_2	200
D	100
e	1,52
Lresistência	20
Lisol ₁	40
Lisol ₂	60
Linv	2

Fonte: elaborada pela autora (2025).

Figura 10 - Divisão longitudinal do reator de acordo com a região ocupada pela resistência elétrica.



Fonte: elaborado pela autora (2025).

3.2 Instrumentos utilizados

Para a coleta dos dados foram utilizados os seguintes instrumentos:

- Três termopares tipo K para medições entre camadas;
- Um aparelho de ultrassonografia para medição da espessura da parede do reator;
- Uma câmera termográfica para medição da temperatura externa ao isolamento;

- Um registrador de dados (data logger) da marca Novus, modelo FieldLogger;
- Um medidor de energia digital monofásico (modelo SDM220-ECL da marca Elgin).

3.2.1 Calibração dos termopares

A conferência da calibração dos termopares foi feita comparando o aumento de temperatura dos termopares do tipo K imersos em água destilada, junto com um termômetro de dilatação por coluna de líquido. Os termopares e o termômetro foram aquecidos a 200 °C e a leitura de ambos foi acompanhada ao longo do tempo. Não foram observadas variações significativas nas medições entre os termopares e o termômetro de referência.

3.2.2 Câmera termográfica

A câmera termográfica utilizada foi a Teledyne FLIR, modelo E5, empregada para medir a temperatura da parede externa do reator. O equipamento possui faixa de medição de -20 °C a 400 °C, precisão de ± 2 °C ou ± 2 % da leitura e sensibilidade térmica de 0,06 °C. Apresenta resolução de 160 × 120 pixels, campo de visão de 33° × 25° e detector microbolômetro não resfriado. Entre suas limitações, destacam-se a resolução moderada, a baixa taxa de aquisição (9 Hz) e a dependência de ajustes corretos de emissividade para leituras confiáveis. Sabendo que a camada externa do isolamento é feita de aço inoxidável, que a temperatura no interior do galpão era de 36°C e que a distância de medição era de 1 metro foi possível fazer o ajuste de parâmetros de emissividade do material analisado, de distância e de temperatura do meio de análise nas configurações da câmera.

Figura 11 - Câmera Termográfica

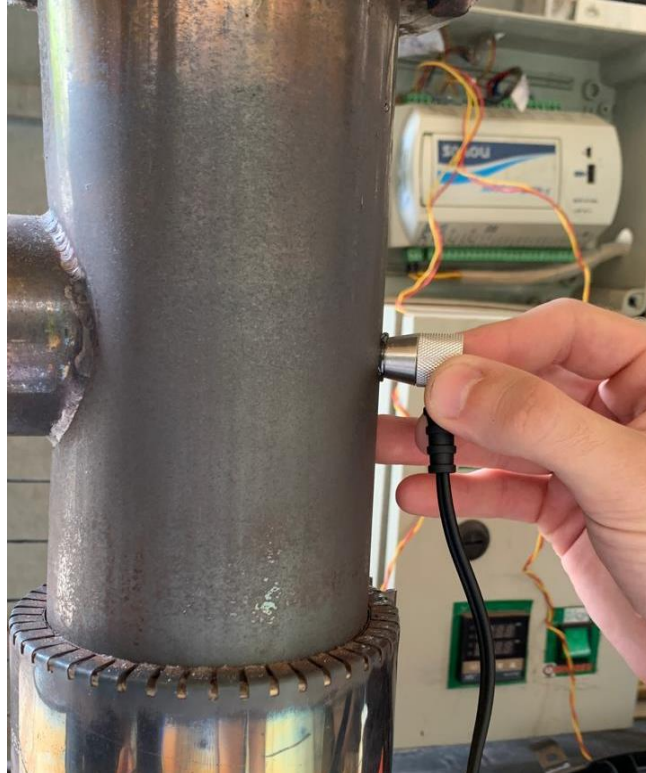


Fonte: Teledyne FLIR.

3.2.3 Ultrassonografia da parede do reator

Embora as dimensões de altura e diâmetro do reator fossem conhecidas, não havia certeza acerca da espessura da parede, por isso, uma análise por ultrassonografia foi realizada. O modelo empregado apresenta faixa típica de 1 mm a 200 mm, resolução de 0,01 mm e precisão de $\pm 0,5\%$ da leitura, operando nos modos *single-echo* e *multiple-echo*, este último útil para desconsiderar revestimentos superficiais. Entre suas limitações, destacam-se a necessidade de calibração conforme a velocidade do som no material, a influência de superfícies irregulares ou corroídas e a exigência de acesso direto a pelo menos um lado da parede para medição confiável, no intuito de obter essa medida conforme Figura 12 e Tabela 4 dispostas abaixo

Figura 12 - Ultrassonografia da parede do reator.



Fonte: elaborado pela autora (2025).

Tabela 4 – Medições por ultrassonografia

Medição	Resultados em milímetros
1	1,54
2	1,51
3	1,52
Média das medições	1,52

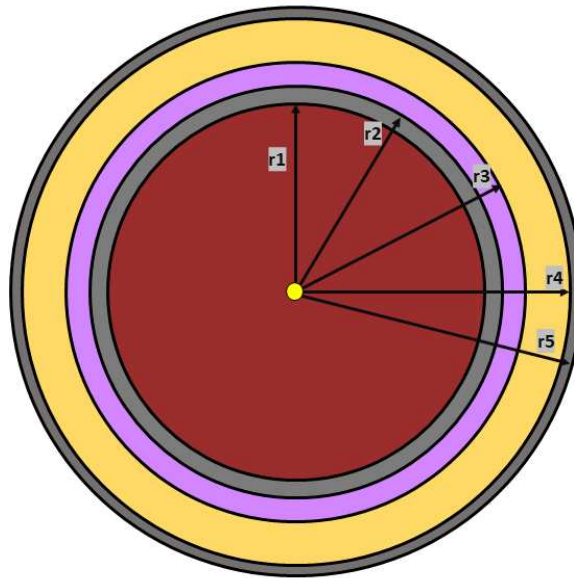
Fonte: elaborado pela autora (2025).

3.3 Montagem do Sistema

Em concordância com o que foi discutido no referencial teórico, as principais perdas térmicas em um reator de leito fixo ocorrem por condução, uma vez que esse é o mecanismo predominante de transferência de calor no interior do leito. Nesse contexto, o arranjo do sistema foi pensado de forma a estimar a perda por condução.

A Figura 13 representa esquematicamente a vista superior do reator em corte, demonstrando radialmente as camadas que o compõem. Os raios r_1 , r_2 , r_3 , r_4 e r_5 representam, respectivamente, as distâncias do centro do reator até: a parede interna do reator, a interface da parede externa do reator com a resistência elétrica, a interface da resistência elétrica com o isolamento térmico; a interface do isolamento térmico com a parede interna do invólucro e a parede externa do invólucro.

Figura 13 - Desenho esquemático da vista superior do reator

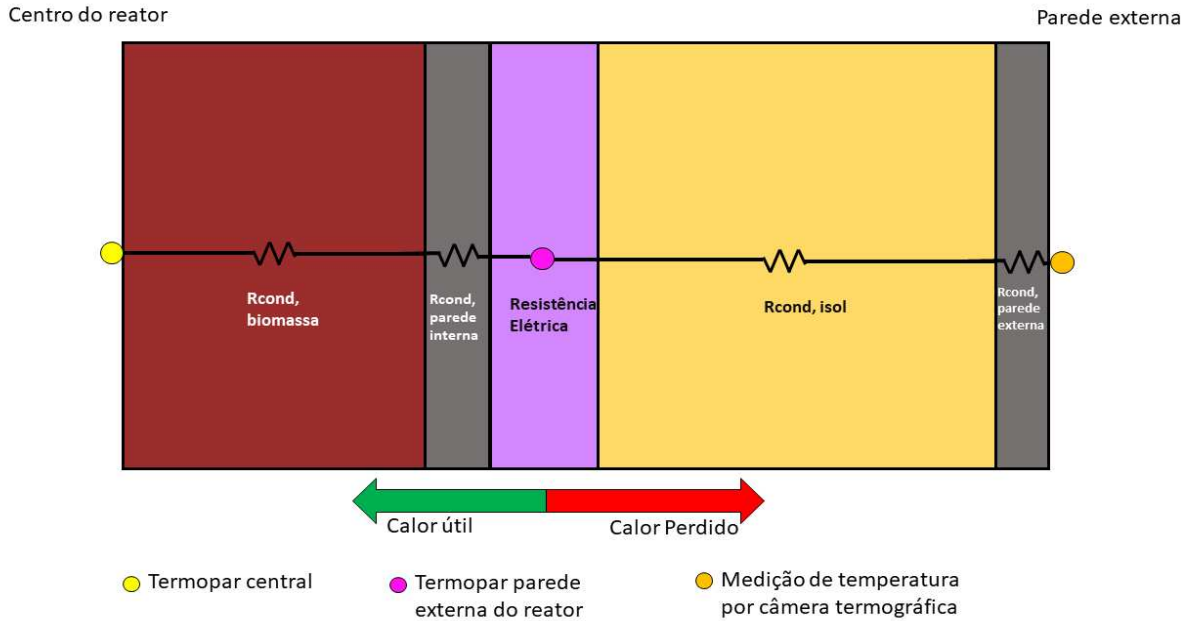


Fonte: elaborada pela autora (2025)

A figura 14 representa o arranjo dos instrumentos de medição utilizados para medir as temperaturas pertinentes às análises de perdas por condução. O primeiro, termopar central, fica posicionado na região interna e fica em contato direto com a biomassa. O segundo, o termopar posicionado na parede externa ao reator (Figura 15), mede quanto a temperatura sobe na região de interface da parede do reator e com o isolamento térmico; e por fim, a medição de temperatura externa ao invólucro é feita com a câmera termográfica como já mencionado anteriormente. É importante ressaltar que todas as medições foram realizadas à mesma altura do cilindro, permitindo uma análise unidimensional das perdas no sentido radial do cilindro.

A região correspondente à resistência elétrica, porém, não foi tratada como uma camada no modelo de análise. Essa escolha baseia-se no fato de que a resistência atua como a fonte de geração de calor, e não como uma barreira relevante à sua transferência. Por esse motivo, a análise por condução térmica tem início a partir da superfície externa da resistência, ponto a partir do qual o calor passa efetivamente a se propagar pelas demais camadas do sistema.

Figura 14 - Arranjo do sistema em perspectiva de parede plana



Fonte: elaborada pela autora (2025).

A resistência elétrica converte integralmente a potência elétrica consumida em calor, por meio do efeito Joule. Desse total, uma parte é efetivamente utilizada para sustentar o processo de pirólise (calor útil), enquanto a outra é dissipada para o ambiente (calor perdido). Para quantificar essas parcelas, adotou-se o seguinte balanço energético:

$$Pot_{ResElet} = Q_{\text{útil}} + Q_{\text{perdido}} \quad (17)$$

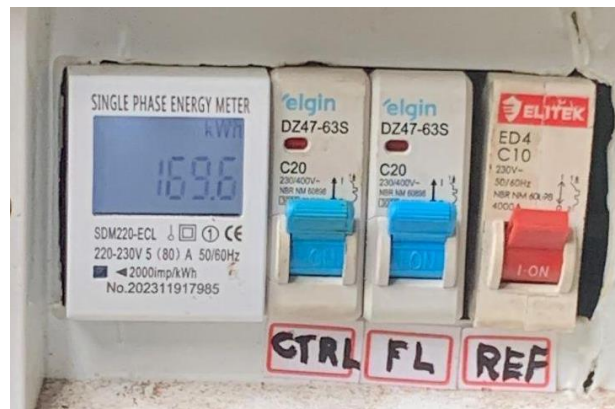
Onde $Pot_{ResElet}$ é mensurada diretamente no medidor instalado na unidade de pirólise (Figura 16); Q_{perdido} corresponde à taxa de transferência de calor perdida por condução, calculada com base na Lei de Fourier; e $Q_{\text{útil}}$ é a taxa de calor efetivamente empregada para manter as condições térmicas necessárias à reação de pirólise.

Figura 15 - Termopar tipo K em contato com a parede do reator.



Fonte: elaborado pela autora (2025).

Figura 16 - Quadro de distribuição de energia com medidor digital monofásico.



Fonte: elaborado pela autora (2025).

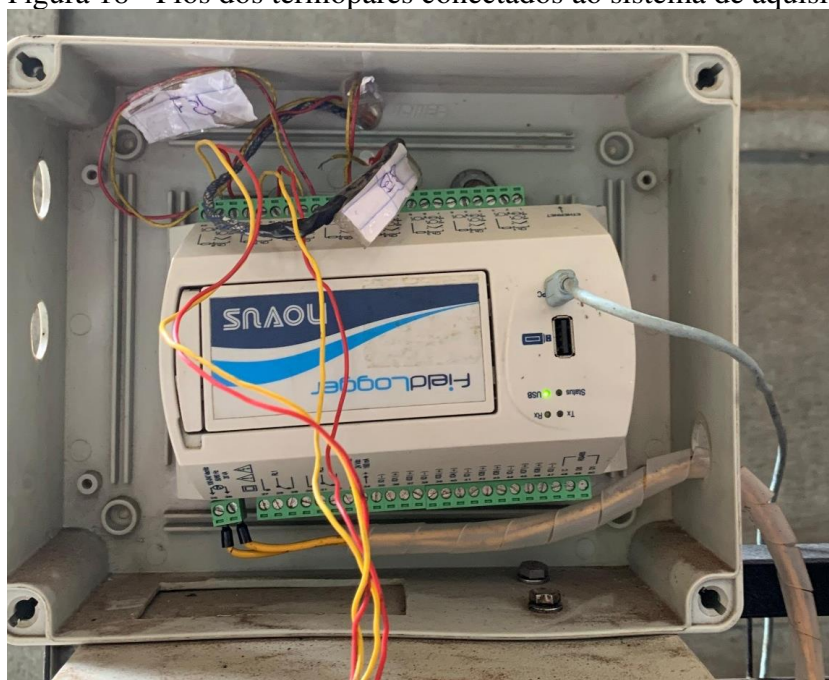
Um termopar do tipo K foi acoplado na região superior do cilindro (Figura 17) para coletar adicionalmente a temperatura nesta região. Esse termopar foi adicionado no intuito de entender se existiam zonas térmicas distintas no eixo longitudinal de modo que as perdas térmicas não fossem superestimadas devido a diferenças de temperatura ao longo da altura do reator. A aquisição dos dados de temperatura foi feita pelo registrador de dados (data logger) da Figura 18 e a Figura 19 mostra o sistema final montado.

Figura 17 - Termopar tipo K adicional posicionado no topo.



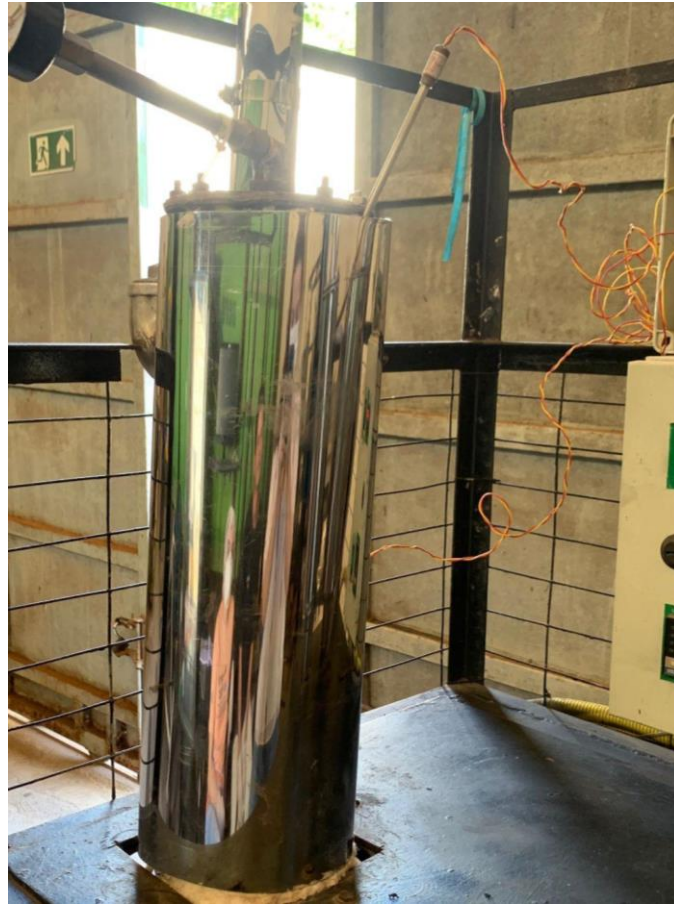
Fonte: elaborado pela autora (2025).

Figura 18 - Fios dos termopares conectados ao sistema de aquisição de dados.



Fonte: elaborado pela autora (2025).

Figura 19 - Montagem final do sistema.



Fonte: elaborado pela autora (2025).

3.4 Experimentos

Os experimentos foram realizados de acordo com a disponibilidade do processo de pirólise no laboratório. Ao todo, foram realizados três experimentos, sendo o primeiro com biomassa proveniente do coco, e os outros dois de biomassa proveniente da poda do cajueiro. Ambas as biomassas demandam a mesma temperatura, 400°C, para viabilizar a sua reação.

Tabela 5 – Experimentos realizados no reator

Experimentos	Biomassa utilizada	Temperatura de reação (°C)_
E1	Coco	400
E2	Poda do cajueiro	400
E3	Poda do cajueiro	400

Fonte: elaborado pela autora (2025).

Era esperado que os experimentos validassem ou trouxesse respostas para os seguintes pontos:

- A temperatura do termopar posicionado na parede externa do reator deveria sempre ser maior em relação a temperatura do termopar posicionado no centro do reator, uma vez que o fluxo de calor corre do sentido da fonte (resistência elétrica) aos sumidouros;
- Quais os valores de potência consumida; temperatura externa ao reator; e temperatura externa ao isolamento uma vez que a reação estabelecesse 400°C?
- Qual o comportamento térmico no eixo longitudinal?

4 RESULTADOS E DISCUSSÕES

Neste capítulo serão discutidos os resultados obtidos dos testes realizados no reator de pirólise.

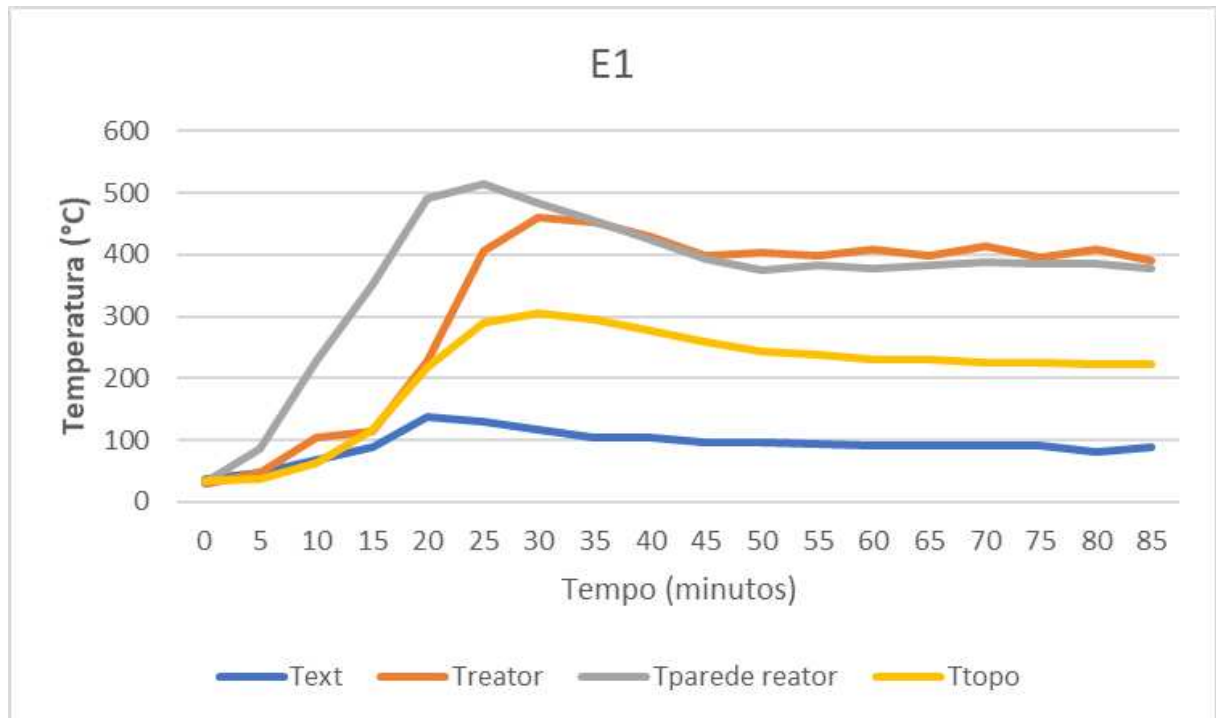
4.1 Gráficos de comportamento térmico

Nesta seção, são apresentados e analisados os gráficos de comportamento térmico obtidos durante os testes realizados no reator de pirólise. A análise gráfica é fundamental para a compreensão das características térmicas do processo e para a identificação de possíveis perdas de calor ou variações significativas nos regimes de aquecimento e permanência.

4.1.1 Experimento E1

A biomassa proveniente do coco mostrou o seguinte comportamento, conforme o Gráfico 1.

Gráfico 1 - Comportamento térmico da reação de pirólise da biomassa proveniente do coco - experimento E1.



Fonte: elaborado pela autora (2025).

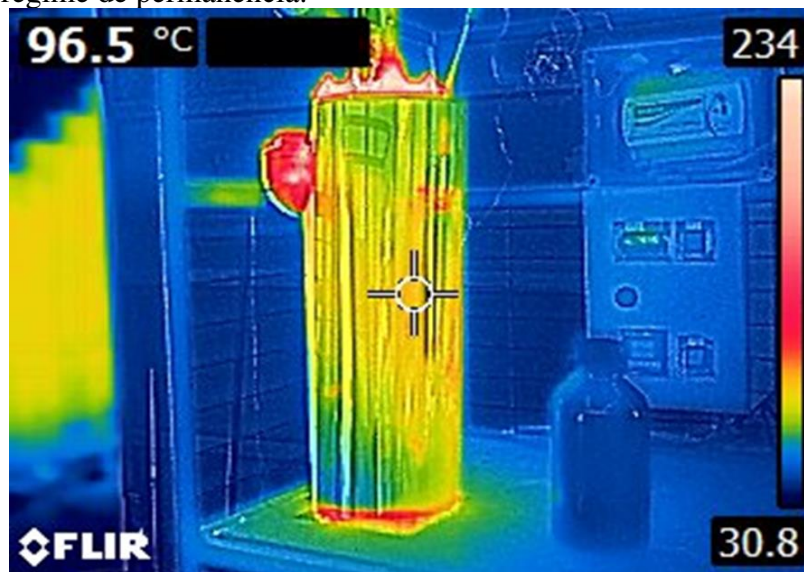
Onde:

- T_{ext} : representa a temperatura medida pela câmera termográfica na parte externa ao isolamento;
- T_{reator} : representa a temperatura medida pelo termopar posicionado internamente ao reator;
- $T_{\text{paredereator}}$: representa a temperatura medida pelo termopar posicionado na interface da parede externa ao reator com o isolamento térmico;
- T_{topo} : representa a temperatura medida pelo termopar colocado na parede externa do reator, mas em uma posição superior.

A reação de pirólise durou 85 minutos. O gráfico de comportamento térmico mostra que a temperatura se estabilizou cerca de 40 minutos depois do início do experimento.

A Figura 20 demonstra as medições de temperatura externa realizadas durante os testes pela câmera termográfica.

Figura 20 - Medições com a câmera termográfica da temperatura externa no regime de permanência.

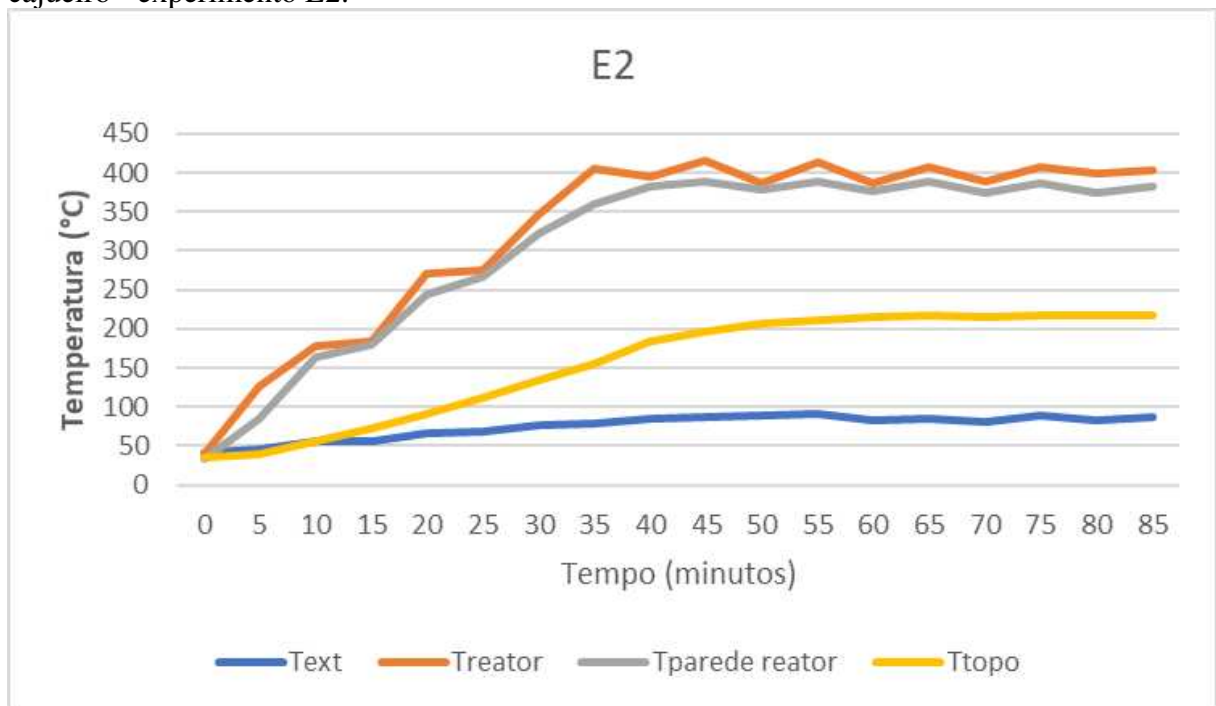


Fonte: elaborado pela autora (2025).

4.1.2 Experimento E2

A biomassa proveniente da poda do cajueiro mostrou o seguinte comportamento, conforme o Gráfico 2.

Gráfico 2 - Comportamento térmico da reação de pirólise da biomassa proveniente da poda do cajueiro - experimento E2.



Fonte: elaborado pela autora (2025).

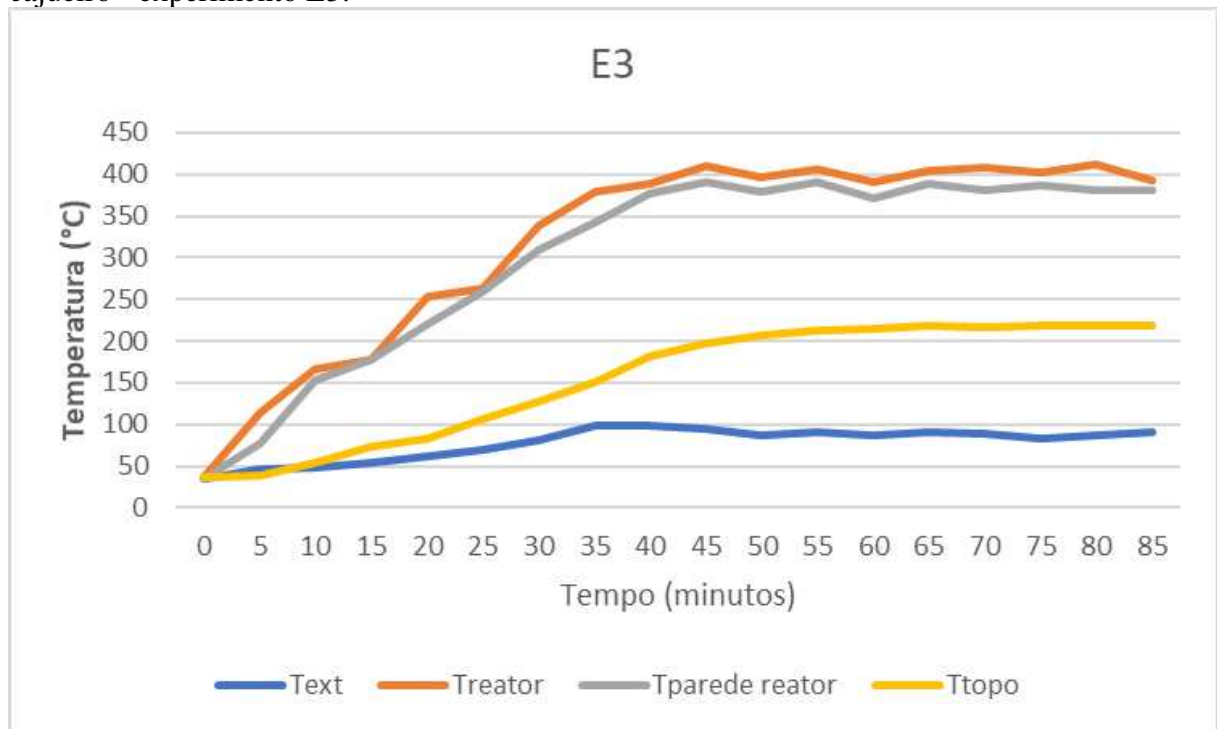
A interpretação da legenda do Gráfico 1 se mantém a mesma para os Gráficos 2 e 3.

A reação de pirólise durou 85 minutos. O gráfico de comportamento térmico mostra que a temperatura se estabilizou cerca de 40 minutos depois do início do experimento.

4.1.3 Experimento E3

Assim como no experimento E2, o experimento E3 analisou o comportamento térmico da pirólise da biomassa oriunda da poda do cajueiro, cujos resultados estão apresentados no Gráfico 3.

Gráfico 3 - Comportamento térmico da reação de pirólise da biomassa proveniente da poda do cajueiro - experimento E3.

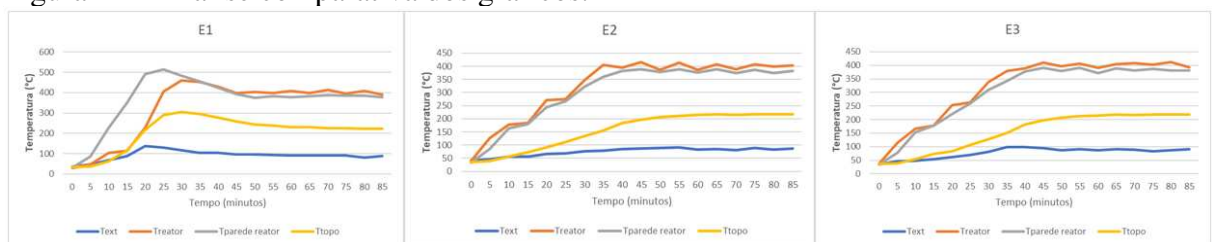


Fonte: elaborado pela autora (2025).

A reação de pirólise durou 85 minutos. O gráfico de comportamento térmico mostra que a temperatura se estabilizou cerca de 40 minutos depois do início do experimento, assim como no experimento E2 com o mesmo tipo de biomassa.

4.2 Interpretação dos resultados gráficos

Figura 21 - Análise comparativa dos gráficos.



Fonte: elaborada pela autora (2025).

Ao comparar os gráficos dos três experimentos, observa-se que apenas no experimento E1 a temperatura registrada pelo termopar posicionado na parede externa (T_{parede}) apresenta um comportamento termodinamicamente coerente. Isso porque, por estar localizado na região da fonte de calor, espera-se que este termopar registre as maiores temperaturas entre todos os pontos monitorados, o que de fato ocorreu em E1, mas não se repetiu em E2 e E3.

Esse comportamento esperado decorre do fato de que o termopar posicionado na parede do reator está diretamente exposto à fonte de aquecimento, sendo, portanto, a primeira superfície sólida a receber energia térmica, o que justifica temperaturas superiores às registradas nos demais sensores. No entanto, nos experimentos E2 e E3, as curvas de temperatura revelam um comportamento fisicamente inconsistente, com a temperatura interna do reator (T_{Reator}) ligeiramente superior à temperatura medida $T_{\text{parede reator}}$ em praticamente todo o intervalo analisado. Esse resultado contraria o esperado, já que, por conceito de transferência de calor, a parede deveria exibir temperaturas mais elevadas por estar diretamente em contato com a fonte térmica.

Diante dessa inconsistência, os dados do termopar $T_{\text{parede reator}}$ nos experimentos E2 e E3 foram desconsiderados para as análises subsequentes deste trabalho, uma vez que algum erro evidente de medição ou posicionamento parece ter ocorrido. Uma possível explicação para esse problema é a perda de contato físico entre o termopar $T_{\text{parede reator}}$ e a superfície da parede externa do reator após o experimento E1. Tal hipótese é plausível, considerando que, durante os procedimentos de limpeza e reabastecimento do reator entre os ensaios, o sistema pode ter sofrido deslocamentos bruscos que comprometeram o correto posicionamento dos sensores.

Por outro lado, é importante destacar que as medições de T_{topo} e T_{ext} nos experimentos E1 e E2, obtidas por instrumentos instalados de forma mais simples, apresentaram comportamentos bastante semelhantes. Essa consistência não só reforça a confiabilidade desses dois parâmetros, como também aumenta a confiança na leitura da câmera termográfica utilizada para medir a temperatura externa ao isolamento (T_{ext}), uma vez que os dados obtidos apresentaram boa coerência com as demais medições ao longo dos experimentos com a mesma biomassa.

4.3 Regime de permanência do experimento E1

Os cálculos de perdas térmicas foram realizados utilizando os dados do experimento E1 uma vez que a reação atingiu o regime de permanência, onde houve a estabilização das temperaturas e análise da energia consumida durante o experimento. A Tabela 6 abaixo mostra os resultados de temperatura obtidos no período analisado.

Tabela 6 - Coleta de dados de temperatura no regime permanente do experimento E1.

Duração (min)	Text (°C)	Treator (°C)	Tparede reator (°C)	Ttopo (°C)
40	105	430	424	278
45	96,5	399	392	258,7
50	95	402	376	243
55	94,5	399	382	237
60	91,9	409	378,7	230,7
65	91,9	398,8	383,7	229,8
70	89,9	414,1	387,4	225,8
75	91,5	396,7	384,2	225
80	81,3	408,8	385,2	222,5
85	87,5	389,4	377,5	221,6
Medianas	91,9	402	384,2	230,7

Fonte: elaborado pela autora (2025).

Além das temperaturas medidas pelos termopares mencionados acima, outra temperatura foi adicionada, T_{extTopo} , que corresponde a temperatura na superfície externa ao isolamento na parte superior. Durante os experimentos, a temperatura externa ao isolamento (T_{ext}) foi medida apenas na altura da resistência elétrica (h_1). Na região superior (h_2), que possui isolamento mais espesso e não é diretamente aquecida, não foi realizada a medição com a câmera termográfica. Para estimar a T_{extTopo} , aplicou-se uma correção percentual sobre a T_{ext} medida em h_1 . Essa correção foi baseada na diferença observada entre as temperaturas da parede externa nas duas regiões ($T_{\text{parede reator}}$ e T_{topo}), medidas pelos termopares durante os ensaios. O fator de redução foi calculado como a razão entre T_{topo} e $T_{\text{parede reator}}$, assumindo que a queda de temperatura na parede se refletiria proporcionalmente na superfície externa ao isolamento. Esse ajuste garantiu uma estimativa mais realista das perdas térmicas na região superior do reator.

A potência elétrica média foi determinada com base nos dados obtidos pelo medidor digital monofásico durante o regime de permanência. O Gráfico 4 apresenta o comportamento de acionamento (liga/desliga) da resistência elétrica ao longo do tempo, enquanto a Tabela 7 apresenta os valores obtidos e a média correspondente.

Gráfico 4: Potência consumida pelo sistema versus tempo de duração do teste.



Fonte: elaborado pela autora (2025).

Durante o regime de permanência, a resistência mostrou um comportamento de acionamento regular, a cada intervalo de 10 minutos. A Tabela 7 exprime os resultados obtidos em intervalos de dois minutos e meio durante a análise da potência consumida durante o tempo de permanência.

Tabela 7 - Potência média durante o regime permanente do experimento E1.

Duração (min)	Potência (W)
40	3240
42,5	236,4
45	231,2
47,5	236,7
50	3225
52,5	233,6
55	231,4
57,5	230
60	3109
62,5	234
65	231,7
67,5	227,2
70	3190
72,5	227,6
75	230
77,5	232,3
80	3106
82,5	229
85	228
Potência média consumida (W)	1005,7

Fonte: elaborado pela autora (2025).

A potência média consumida pela resistência elétrica foi determinada pela diferença entre a potência média total medida no sistema e a potência média consumida pelo banho termostático, ambos alimentados pelo mesmo quadro de distribuição elétrica. Esse procedimento foi adotado porque o banho termostático permanece ligado de forma contínua durante todo o teste, operando com baixa variação de potência, enquanto a resistência elétrica do reator apresenta variações significativas de consumo ao longo do tempo, ligando e desligando ciclicamente para manter a temperatura de operação. A subtração permitiu isolar com maior precisão a parcela de potência efetivamente consumida pela resistência elétrica durante o regime permanente, evitando a superestimação das perdas térmicas no balanço energético.

Tabela 8 - Potências médias do sistema.

Potência média total (W)	Potência média banho termostático (W)	Potência média resistência (W)
1005,7	215,94	789,76

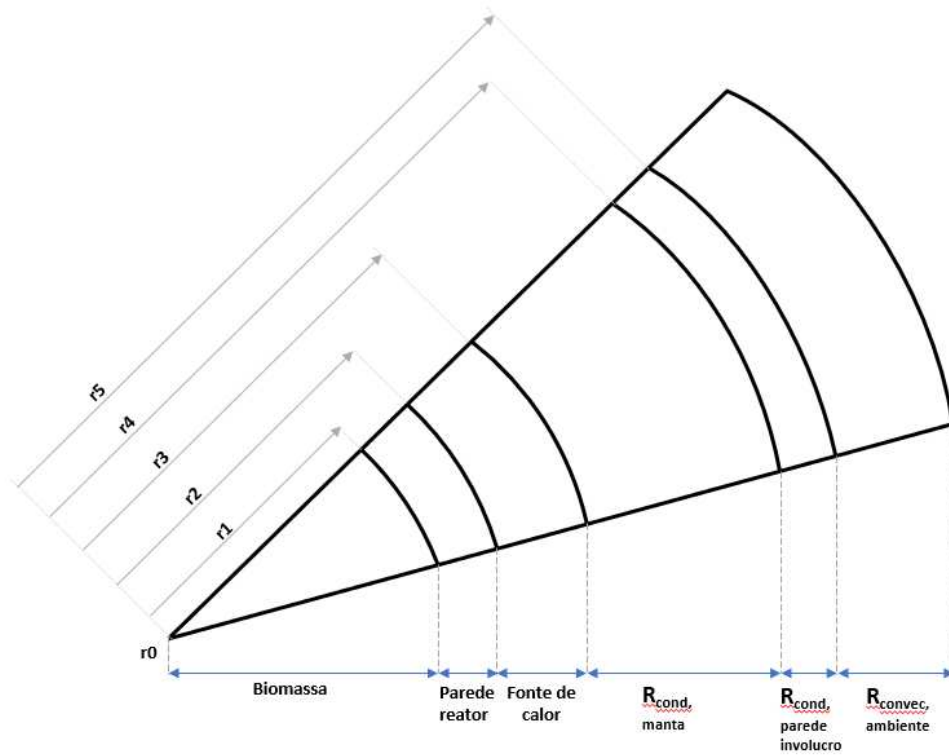
Fonte: elaborado pela autora (2025).

De posse das temperaturas medidas e da potência média consumida pela resistência, seguiu-se para o cálculo das perdas térmicas.

4.3.1 Metodologia de cálculo de perdas por condução

Para o cálculo das perdas térmicas por condução, o reator foi modelado como um cilindro com múltiplas camadas concêntricas, cada uma com propriedades térmicas distintas. A definição dos raios considerou a espessura acumulada de cada camada a partir do centro do reator (r_0), de forma a representar fielmente a progressão radial do fluxo de calor. O raio R_1 corresponde à distância do centro à parede interna do reator, localizada a 50 mm do centro. Na sequência, o raio r_2 marca o final da parede metálica que reveste o reator, com 1,52 mm de espessura. A espessura da fonte de calor é definida em r_3 . A camada de isolamento térmico, composta por manta de lã cerâmica, se estende até o raio r_4 , adicionando mais 40 mm na região com resistência e 60 mm na região sem resistência. Por fim, o raio r_5 delimita a superfície externa do invólucro metálico que envolve o isolamento, com espessura adicional de 2 mm. A Figura 22 ilustra a definição dos raios acumulados conforme descrito.

Figura 22 - Raios acumulados



Fonte: elaborado pela autora (2025).

A adoção dos raios acumulados nos cálculos é necessária porque, na aplicação da lei de Fourier para geometrias cilíndricas, a resistência térmica à condução depende diretamente da razão entre o raio externo e o raio interno de cada camada. Como o fluxo de calor se propaga de forma radial, a área efetiva de condução aumenta com a distância ao centro do reator, alterando significativamente a resistência térmica de cada segmento. Considerar os raios acumulados garante que tanto a espessura real de cada material quanto a variação da área ao longo do raio sejam corretamente incorporadas na formulação logarítmica da condução cilíndrica. Negligenciar esse aspecto resultaria em distorções na avaliação da resistência térmica total e, consequentemente, na quantificação do fluxo de calor perdido por condução.

O raio r_3 , correspondente à região da fonte de calor, não foi considerado nos cálculos de resistência térmica por condução porque essa camada representa o elemento gerador de calor e não uma barreira significativa ao seu fluxo. Por isso, o modelo de condução considera como superfície inicial de análise o limite externo da resistência, a partir do qual o calor efetivamente começa a se propagar pelas demais camadas.

Para a determinação da resistência térmica de cada camada, foi necessário considerar também a condutividade térmica (k) específica dos materiais envolvidos cada valor de k foi obtido de tabelas de propriedades termofísicas específicas para as temperaturas médias de operação de cada camada. Para o invólucro de aço inoxidável, os dados foram extraídos de Çengel *et al.* (2015), enquanto para o material isolante foi utilizada a ficha técnica do fabricante de mantas de lã cerâmica “Morgan - Advanced Materials”, com valores compatíveis com a faixa de temperatura à qual o isolamento está exposto.

4.3.1.1 Perdas por condução na região com resistência

A partir da distribuição dos raios acumulados de acordo com a espessura de cada camada em relação ao centro do reator (r_0), foram atribuídos os seguintes parâmetros de raios para cálculos na região com resistência (h_1).

Tabela 9 - Distribuição dos raios acumulados na região com fonte direta de calor.

Raio de referência	Região	Espessura (mm)	Raios acumulados (mm)	Raios acumulados (m)
r_0	Centro	0	0	-
r_1	Reator	50	50	0,05
r_2	Parede reator	1,52	51,52	0,05152
r_4	Manta	40	91,52	0,09152
r_5	Invólucro	2	93,52	0,09352

Fonte: elaborado pela autora (2025).

De posse dos raios, e das condutividades térmicas da manta e do invólucro, a resistência térmica à condução foi calculada por meio da Equação 6. Os resultados obtidos estão dispostos na Tabela 10:

Tabela 10 - Resistências térmicas à condução na região da fonte de calor (h_1).

Resistência térmica à condução	Resultados (K/W)
$R_{4\text{cond, manta}}$	2,54
$R_{5\text{cond, involucro}}$	$7,5 \cdot 10^{-4}$
R_{total}	2,54

Fonte: elaborado pela autora (2025).

As temperaturas utilizadas foram as medianas calculadas a partir dos resultados obtidos no regime de permanência, medidos pelos termopares T_{ext} e $T_{\text{parede reator}}$, conforme apresentados na Tabela 6. A transferência de calor foi calculada aplicando-se a resistência térmica total e as

temperaturas de permanência na Equação 5, resultando em uma taxa de transferência de calor de 129,5 W.

4.3.1.2 Perdas por condução na região sem resistência

Aplicou-se a mesma metodologia descrita na seção anterior, com as devidas alterações nos raios (devido à manta mais espessa na região sem resistência) e nas temperaturas, utilizando a temperatura externa de topo ($T_{\text{ext Topo}}$) ao invés da temperatura externa (T_{ext}). A Tabela 11 exprime os resultados obtidos conforme metodologia aplicada anteriormente.

Tabela 11 - Distribuição dos raios acumulados na região sem fonte direta de calor.

Raio de referência	Região	Espessura (mm)	Raios acumulados (mm)	Raios acumulados (m)
r0	Centro	0	0	-
r1	Reator	50	50	0,05
r2	Parede reator	1,52	51,52	0,05152
r4	Manta	60	111,52	0,11152
r5	Invólucro	2	113,52	0,11352

Fonte: elaborado pela autora (2025).

As resistências térmicas na região sem fonte de calor direta foram determinadas mediante adaptação da metodologia previamente descrita, incorporando a espessura ampliada da manta isolante e a substituição da temperatura externa T_{ext} por $T_{\text{ext Topo}}$. Os valores resultantes das resistências térmicas são apresentados na Tabela 12.

Tabela 12 - Resistências térmicas à condução na região da fonte de calor (h_1).

Resistência térmica à condução	Resultados (K/W)
$R_{4\text{cond, manta}}$	3,41
$R_{5\text{cond, involucro}}$	$9,3 \cdot 10^{-4}$
R_{total}	3,41

Fonte: elaborado pela autora (2025).

A transferência de calor foi calculada aplicando-se a resistência térmica total (R_{total}) e as temperaturas de permanência na Equação 5, resultando em uma taxa de transferência de calor de 51,4 W.

4.3.1.3 Perdas totais por condução nas paredes

Após a determinação individual das perdas térmicas por condução nas regiões com e sem a presença da resistência elétrica, procede-se ao cálculo da perda térmica total por condução ao longo do cilindro. Esta etapa consiste na integração dos resultados obtidos, permitindo uma avaliação global da quantidade de calor dissipada radialmente através de todas as camadas que compõem o reator. A Tabela 13 abaixo reflete as perdas térmicas totais por condução:

Tabela 13 - Perdas térmicas totais por condução na parede do reator de leito fixo.

Região	Perdas térmicas em Watts
Região com resistência	129,4
Região sem resistência	51,4
Perda total	180,8

Fonte: elaborado pela autora (2025).

4.3.2 Metodologia de cálculo de perdas por convecção

Para o cálculo das perdas térmicas por convecção, o reator também foi segmentado em duas regiões, seguindo a mesma metodologia adotada nas análises de condução. A Lei de Resfriamento de Newton foi aplicada, conforme apresentado na Equação 8. O coeficiente convectivo médio foi obtido a partir da Equação 11, utilizando o número de Nusselt calculado por meio da correlação de Churchill e Bernstein, previamente discutida no capítulo de Referencial Teórico e expressa na Equação 12.

O fluido que circunda o reator é o ar presente no interior do galpão, a 36°C, caracterizando-se, portanto, como a temperatura da vizinhança. Considerando a metodologia adotada nas seções anteriores, o reator foi subdividido em duas regiões para o cálculo das perdas térmicas. Assim, duas temperaturas de superfície foram consideradas: uma correspondente à porção inferior do reator, onde há presença direta da fonte de calor, e outra referente à região superior. As temperaturas de superfície utilizadas como parâmetro para o cálculo da

temperatura de filme (Equação 14) foram as medianas dos valores de T_{ext} (parte inferior) e T_{extTopo} , sendo esta última a temperatura corrigida pelo fator de ajuste previamente determinado.

O reator analisado estava localizado dentro de um galpão fechado, a aproximadamente 5 metros de um ventilador de teto com movimento oscilatório contínuo. Essa configuração motivou a adoção de um regime de fluxo cruzado na seleção da correlação de Churchill e Bernstein para o cálculo do número de Nusselt, uma vez que o ar se deslocava perpendicularmente à superfície cilíndrica do reator. Embora a velocidade do ar não tenha sido medida experimentalmente, adotou-se o valor de 0,5 m/s, estimado com base em dados típicos de ventiladores semelhantes ao presente no local, levando-se em conta a distância do reator e o caráter oscilatório do fluxo.

4.3.2.1 Perdas por convecção na região com resistência

Para o cálculo das perdas na região com a resistência elétrica, foi necessário determinar a temperatura de filme (Equação 14), a fim de obter as propriedades termofísicas do ar — condutividade térmica, viscosidade cinemática e número de Prandtl — com base nas tabelas de Çengel *et al.* (2015). De posse dessas propriedades, calculou-se o número de Reynolds (Equação 13), seguido pela determinação do número de Nusselt por meio da Equação 12. Por fim, o coeficiente convectivo médio foi obtido utilizando-se a Equação 11, possibilitando o prosseguimento das estimativas de perda térmica por convecção na região em questão. A Tabela 14 a seguir expõe os resultados para a região em questão:

Tabela 14 - Propriedades do ar para a região com fonte direta de calor.

Propriedades do ar a 64°C (temperatura de filme na região com fonte direta de calor)	
condutividade térmica (W/m.K)	0,028
viscosidade cinemática (m^2/s)	$2,1 \cdot 10^{-5}$
Prandtl	0,72

Fonte: elaborado pela autora (2025).

A Tabela 15 traz os resultados para Reynolds, Nusselt e coeficiente convectivo médio.

Tabela 15 - Resultados obtidos para a região com fonte direta de calor.

Resultados obtidos para a região com fonte direta de calor	
Reynolds	5426,39
Nusselt	38,9
h médio (W/m ² .K)	4,85

Fonte: elaborado pela autora (2025).

De posse desses resultados, foi possível calcular as perdas térmicas na região através da lei de resfriamento de Newton (Equação 8), onde obteve-se uma perda de calor de 58,1W.

4.3.2.2 Perdas por convecção na região sem resistência

Para a região sem resistência, adotou-se o mesmo procedimento metodológico descrito na seção anterior. Inicialmente, determinou-se a temperatura de filme (Equação 14) para obtenção das propriedades termofísicas do ar a partir das tabelas de Çengel *et al.* (2015). Em seguida, calcularam-se o número de Reynolds (Equação 13), o número de Nusselt (Equação 12) e, por fim, o coeficiente convectivo médio (Equação 11), necessário para a estimativa das perdas por convecção nesta região.

Tabela 16 - Propriedades do ar para a região sem fonte direta de calor.

Propriedades do ar a 45°C (temperatura de filme na região sem fonte direta de calor)	
condutividade térmica (W/m.K)	0,026
viscosidade cinemática (m ² /s)	1,75.10 ⁻⁵
Prandtl	0,72

Fonte: elaborado pela autora (2025).

A Tabela 17 traz os resultados para Reynolds, Nusselt e coeficiente convectivo médio.

Tabela 17 - Resultados obtidos para a região sem fonte direta de calor.

Resultados obtidos para a região sem fonte direta de calor	
Reynolds	6486,86
Nusselt	42,61
h médio (W/m ² .K)	4,88

Fonte: elaborado pela autora (2025).

De posse desses resultados, foi possível calcular as perdas térmicas na região através da lei de resfriamento de Newton (Equação 8), onde obteve-se uma perda de calor de 13,35 W.

4.3.2.3 Perdas totais por convecção

Após a determinação individual das perdas térmicas por convecção nas regiões com e sem a presença da resistência elétrica, procedeu-se ao cálculo da perda térmica total por convecção ao longo do cilindro. Esta etapa consistiu na soma das contribuições obtidas para cada região, permitindo uma avaliação global da quantidade de calor dissipada para o ambiente por meio de transferência convectiva ao longo da superfície externa do reator. Os resultados obtidos estão expostos na Tabela 18.

Tabela 18 - Perdas térmicas totais por condução na parede do reator de leito fixo.

Região	Perdas térmicas em Watts
Região com resistência	58,1
Região sem resistência	13,35
Perda total	71,45

Fonte: elaborado pela autora (2025).

4.3.3 Perdas totais de calor

Com base nos cálculos realizados, a perda térmica total do sistema foi estimada em aproximadamente 252,33 W, resultado da soma das perdas por condução e convecção ao longo do reator. Desse total, 180,88 W correspondem às perdas por condução e 71,45 W às perdas por convecção. Quando comparada à energia fornecida pela fonte de calor, a perda térmica total representa cerca de 32% do valor disponibilizado ao sistema.

A análise desses resultados confirma a expectativa teórica de que a condução seria o mecanismo predominante de dissipação térmica. Segundo Basu (2010), em sistemas com isolamento térmico em contato direto com o ambiente, a maior parcela das perdas de calor tende a ocorrer por condução. Em termos percentuais, as perdas por condução representaram cerca de 71,7% do total, enquanto as perdas por convecção corresponderam a aproximadamente 28,3%. Essa distribuição reforça a coerência dos resultados obtidos.

4.4 Eficiência do sistema

Com a quantificação das perdas térmicas por condução e convecção ao longo do reator, calculou-se a eficiência térmica do sistema a partir da relação entre a energia útil correspondente

à fração de calor efetivamente aproveitada para o aquecimento do interior do reator e a potência total fornecida pela resistência elétrica, conforme a Equação 20. O valor obtido foi de 68% de eficiência. Esse resultado se encontra dentro da faixa típica observada para reatores de pirólise, que geralmente apresentam eficiências térmicas entre 50% e 80%. Essa variação depende de fatores como temperatura de operação, tipo de biomassa utilizada, tempo de residência e características construtivas do reator.

Esse resultado indica que aproximadamente 32% da energia é dissipada para o meio externo, o que compromete o aproveitamento do sistema. Para a mitigação dessas perdas, recomenda-se a adoção de um conjunto de medidas integradas. Primeiramente, deve-se ampliar a espessura e a qualidade do isolamento térmico, empregando materiais de baixa condutividade, como lã cerâmica ou aerogel, e eliminando pontes térmicas em suportes, flanges e pontos de fixação. A aplicação de barreiras refletivas de baixa emissividade na superfície externa do isolamento contribui para reduzir significativamente as perdas por radiação, enquanto o encapsulamento do casco e a vedação de frestas minimizam a convecção natural e forçada.

5 CONCLUSÃO

Este trabalho teve como objetivo analisar as perdas térmicas em um reator de pirólise de leito fixo em escala laboratorial. Os experimentos realizados no Laboratório de Conservação Energética e Sustentabilidade (LCE+) da Universidade Estadual do Ceará permitiram avaliar o comportamento térmico do sistema e quantificar a energia dissipada por condução, além de levantar informações importantes sobre a eficiência do processo.

Os resultados validaram que a condução é o principal mecanismo de perda de calor no reator, especialmente por conta do modo como o calor é fornecido e da configuração das camadas envolventes. A partir do experimento E1, considerado mais confiável por apresentar medições consistentes, foi possível estimar com maior precisão as perdas térmicas e a parcela efetivamente utilizada no processo de pirólise. Isso possibilitou o cálculo da eficiência do sistema em regime permanente e contribuiu para uma compreensão mais clara do balanço energético envolvido.

Os resultados apresentados contribuem para o entendimento do desempenho térmico de reatores de leito fixo e podem auxiliar no aperfeiçoamento do projeto desses sistemas, favorecendo o uso mais eficiente da pirólise como alternativa de conversão energética da biomassa.

5.1 Sugestões para trabalhos futuros

Para trabalhos futuros, recomenda-se assegurar uma fixação mais eficaz do termopar instalado na parede do reator, especialmente na interface com a fonte de calor, utilizando uma fita com alta aderência e resistência térmica. Essa medida tem como objetivo evitar o deslocamento do sensor e, conseqüentemente, leituras imprecisas, como observado nos experimentos E2 e E3. Também é importante padronizar o tipo de biomassa empregada nos ensaios, a fim de minimizar variáveis e tornar os resultados mais consistentes e comparáveis.

O método de análise de potência adotado neste estudo consistiu na elaboração de um gráfico da potência em função do tempo ao longo dos testes, o que permitiu visualizar o padrão de acionamento da resistência elétrica durante o regime permanente. Como alternativa, a potência média pode ser obtida a partir da variação da energia consumida nesse regime, utilizando-se, para isso, um medidor de maior precisão, o que pode aprimorar a estimativa da potência efetivamente consumida.

Além disso, verificou-se que o aumento do raio da camada de manta de lã cerâmica contribui significativamente para o aumento da resistência térmica por condução, resultando em menores perdas de calor. Por fim, recomenda-se investigar o comportamento térmico em diferentes pontos radiais e ao longo do eixo vertical do reator, visando uma análise tridimensional mais abrangente do sistema.

REFERÊNCIAS

- AFRAZ, M.; MUHAMMAD, F.; NISAR, J.; SHAH, A.; MUNIR, S.; ALI, G.; AHMAD, A. Production of value added products from biomass waste by pyrolysis: an updated review. **Waste Management Bulletin**, [S.L.], v. 1, n. 4, p. 30-40, mar. 2024. Elsevier BV. <http://dx.doi.org/10.1016/j.wmb.2023.08.004>.
- ANDRES, C. P.; GEORGE, M.; Heating Strategies in Cellulose Pyrolysis as an Alternative for Targeting Energy Efficient Product Distribution. **Chemical Engineering Transactions**, [S.L.], v. 86, p. 61-66, jun. 2021. AIDIC: Italian Association of Chemical Engineering. <http://dx.doi.org/10.3303/CET2186011>
- ARGUS MEDIA. **Brazil probes new avenues for sugarcane bagasse**. Londres, 12 jan. 2024. Disponível em: <https://www.argusmedia.com/pt/news-and-insights/latest-market-news/2485297-brazil-probes-new-avenues-for-sugarcane-bagasse>. Acesso em: 13 maio 2025.
- ASSOCIAÇÃO BRASILEIRA DE RESÍDUOS E MEIO AMBIENTE. **Panorama dos resíduos sólidos no Brasil 2023**. São Paulo: ABREMA, dez. 2023. Disponível em: https://www.abrema.org.br/wp-content/uploads/dlm_uploads/2024/03/Panorama_2023_P1.pdf. Acesso em: 13 maio 2025.
- ASSOCIAÇÃO BRASILEIRA DE RESÍDUOS E MEIO AMBIENTE. **Panorama dos resíduos sólidos no Brasil 2024**. São Paulo: ABREMA, dez. 2024. Disponível em: <https://www.abrema.org.br/panorama/>. Acesso em: 13 maio 2025.
- BASU, P. **Biomass gasification and pyrolysis: practical design and theory**. Oxford: Elsevier, 2010.
- BRASIL. Ministério do Meio Ambiente e Mudança do Clima. **Second Nationally Determined Contribution (NDC)**. Brasília: MMA, nov. 2024. Disponível em: [https://unfccc.int/sites/default/files/2024-11/Brazil_Second%20Nationally%20Determined%20Contribution%20%28NDC%29_November2024 .pdf](https://unfccc.int/sites/default/files/2024-11/Brazil_Second%20Nationally%20Determined%20Contribution%20%28NDC%29_November2024.pdf). Acesso em: 13 maio 2025.
- BERGMAN, T. L.; LAVINE, A. S.. **Incropera fundamentos de transferência de calor e de massa**. 8. ed. Rio de Janeiro: Ltc, 2022. Tradução e revisão técnica: Fernando Luiz Pellegrini Pessoa, Eduardo Mach Queiroz, André Luiz Hemerly Costa.
- BORGNAKKE, C; SONNTAG, R. E. **Fundamentos da termodinâmica**. Tradução da 7. ed. americana. São Paulo: Blucher, 2009.
- CARSLAW, H. S.; JAEGER, J. C. **Conduction of Heat in Solids**. 2. ed. Oxford: Clarendon Press, 1959.
- ÇENGEL, Y. A. **Introduction to Thermodynamics and Heat Transfer**. 2. ed. Nova Iorque: McGraw-Hill, 2008. ISBN 0-390-86122-7.
- ÇENGEL, Y. A.; GHAJAR, A. J. **Heat and mass transfer: fundamentals & applications**. 5. ed. Nova Iorque: McGraw-Hill Education, 2015. ISBN 978-0-07-339818-1.

CHURCHILL, S. W.; BERNSTEIN, M. **A correlating equation for forced convection from gases and liquids to a circular cylinder in crossflow**. Journal of Heat Transfer, New York, v. 99, n. 2, p. 300–306, May 1977.

CORTEZ, L. A. B.; LORA, E. E. S.; GÓMEZ, E. O. **Biomassa para energia**. Campinas: Editora Da Unicamp, 2008.

DAMANIK, N.; ONG, H. C.; TONG, C. W.; MAHLIA, T. M. I.; SILITONGA, A. S. A review on the engine performance and exhaust emission characteristics of diesel engines fueled with biodiesel blends. **Environmental Science And Pollution Research**, [S.L.], v. 25, n. 16, p. 15307-15325, 2 maio 2018. Springer Science and Business Media LLC. <http://dx.doi.org/10.1007/s11356-018-2098-8>.

DINIZ, H. A. G.; LUZ, A. P.; MEYER, I. Z. L.. **Análise de temperatura e avaliação da taxa de transferência de calor em problemas de condução uni e bidimensionais**. Belém: Rfb, 2022. 68 p.

INTERNATIONAL ENERGY AGENCY. **IEA Bioenergy: Country Report 2024 – Brazil**. Paris: IEA, 2024. Disponível em: https://www.ieabioenergy.com/wp-content/uploads/2024/12/CountryReport2024_Brazil_final.pdf. Acesso em: 13 maio 2025.

KREITH, F.; MANGLIK, R. M.; BOHN, M. S. **Princípios de transferência de calor**. 7. ed. São Paulo: Cengage Learning, 2015.

LEWANDOWSKI, W. M.; JANUSZEWICZ, K.; KOSAKOWSKI, W.. Efficiency and proportions of waste tyre pyrolysis products depending on the reactor type: a review. **Journal Of Analytical And Applied Pyrolysis**. Gdańsk, p. 25-53. mar. 2019.

MAIOLI, C. G. **Conversão termoquímica em leito fixo: características, modelagem e implementação do solver BiomassGasificationFoam**. p.16, 2016. 198 ‘Santo, Centro Tecnológico, Vitória, 2016.

MINISTÉRIO DE MINAS E ENERGIA. **Biomassa quebra recorde de geração de energia em 2023**. MME, 26 fev. 2024. Disponível em: <https://agenciagov.ebc.com.br/noticias/202402/biomassa-quebra-recorde-de-geracao-de-energia-em-2023>. Acesso em: 13 maio 2025.

MORGAN ADVANCED MATERIALS. Kaowool® Blanket. Datasheet Code US: 5-14-205, SDS: 201. Thermal Ceramics, 2018. Disponível em: Thermal Management Solutions for a Sustainable World | Thermal Ceramics Acesso em 26 jul. 2025.

PARK, Jang Min; KIM, Ook Joong; KIM, Seock Joon; SHIN, Yeon-Chol. **Heat transfer characteristics of circular and elliptic cylinders in cross flow**. Advances In Mechanical Engineering, [S.L.], v. 7, n. 11, p. 1-8, 1 nov. 2015. SAGE Publications. <http://dx.doi.org/10.1177/1687814015619553>. Acesso em 03 jul. 2025.

SANTOS, K. G. dos. **Aspectos Fundamentais Da Pirólise Da Biomassa Em Leito De Jorro**: Fluidodinâmica e Cinética do Processo. 2011. 140 f. Tese (Doutorado) - Curso de Programa de Pós Graduação em Engenharia Química, Universidade Federal de Uberlândia, Uberlândia, 2011.

SIEGEL, R.; HOWELL, J. R. **Transferência de Calor por Radiação Térmica**. 5. ed. São Paulo: Edgard Blücher, 2001.

TEIXEIRA, G. E. O. C. **Desenvolvimento de uma bancada de pirólise: conversão termoquímica de resíduos orgânicos**. 48 f., il. Trabalho de Conclusão de Curso (Graduação em Física) – Universidade Estadual do Ceará, Centro de Ciências e Tecnologia, Fortaleza, 2023.

TÔRRES FILHO, A. **Aplicação do processo de pirólise para valoração, cogeração de energia e tratamento de resíduos**. 2014. 173 f. Tese (Doutorado) - Curso de Pós-Graduação em Saneamento, Meio Ambiente e Recursos Hídricos, Escola de Engenharia da UFMG, Universidade Federal de Minas Gerais, Belo Horizonte, 2014.

UDDIN, M. N.; TECHATO, K.; TAWEEKUN, J.; RAHMAN, M. M.; RASUL, M. G.; MAHLIA, T. M. I.; ASHRAFUR, S. M.. An Overview of Recent Developments in Biomass Pyrolysis Technologies. **Energies**, [S.L.], v. 11, n. 11, p. 3115, 10 nov. 2018. MDPI AG. <http://dx.doi.org/10.3390/en11113115>.

VELMURUGAN, V.. Review of research and development on pyrolysis process. **Materials Today: Proceedings**, Tirunelveli, v. 49, n. 8, p. 3679-3686, out. 2021. Disponível em: <https://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S2214785321064762>. Acesso em: 14 maio 2025.

WANG, M.; JIA, T.; SONG, X.; YIN, L.; CHEN, D.; QIAN, K.. CFD–DEM Simulation of Heat Transfer and Reaction Characteristics of Pyrolysis Process of MSW Heated by High-Temperature Flue Gas. **Processes**, [S.L.], v. 12, n. 2, p. 390, 15 fev. 2024. MDPI AG. <http://dx.doi.org/10.3390/pr12020390>.

JERZAK, W.; ACHA, E.; LI, B. Comprehensive Review of Biomass Pyrolysis: conventional and advanced technologies, reactor designs, product compositions and yields, and techno-economic analysis. **Energies**, [S.L.], v. 17, n. 20, p. 5082, 12 out. 2024. MDPI AG. <http://dx.doi.org/10.3390/en17205082>.

JORDAN, Rodrigo Aparecido; CORTEZ, Luis Augusto Barbosa; BALDASSIN JR, Ricardo; MESA-PEREZ, Juan Miguel. Nota técnica: Testes de pirólise rápida em reator de leito fluidizado com três vazões de ar. *Revista Engenharia na Agricultura – REVENG*, Viçosa, v. 21, n. 1, p. 31–38, mar. 2013. DOI: 10.13083/reveng.v21i1.351.

ZADEH, Z. E.; ABDULKHANI, A.; ABOELAZAYEM, O.; SAHA, B. Recent Insights into Lignocellulosic Biomass Pyrolysis: a critical review on pretreatment, characterization, and products upgrading. **Processes**, [S.L.], v. 8, n. 7, p. 799, 8 jul. 2020. MDPI AG. <http://dx.doi.org/10.3390/pr8070799>.

ANEXO A – TABELA DE EMISSIVIDADE DE MATERIAIS

Appendix 1 | 805

TABLE A-26					
Emissivities of surfaces					
(a) Metals					
Material	Temperature, K	Emissivity, ϵ	Material	Temperature, K	Emissivity, ϵ
Aluminum			Magnesium, polished	300–500	0.07–0.13
Polished	300–900	0.04–0.06	Mercury	300–400	0.09–0.12
Commercial sheet	400	0.09	Molybdenum		
Heavily oxidized	400–800	0.20–0.33	Polished	300–2000	0.05–0.21
Anodized	300	0.8	Oxidized	600–800	0.80–0.82
Bismuth, bright	350	0.34	Nickel		
Brass			Polished	500–1200	0.07–0.17
Highly polished	500–650	0.03–0.04	Oxidized	450–1000	0.37–0.57
Polished	350	0.09	Platinum, polished	500–1500	0.06–0.18
Dull plate	300–600	0.22	Silver, polished	300–1000	0.02–0.07
Oxidized	450–800	0.6	Stainless steel		
Chromium, polished	300–1400	0.08–0.40	Polished	300–1000	0.17–0.30
Copper			Lightly oxidized	600–1000	0.30–0.40
Highly polished	300	0.02	Highly oxidized	600–1000	0.70–0.80
Polished	300–500	0.04–0.05	Steel		
Commercial sheet	300	0.15	Polished sheet	300–500	0.08–0.14
Oxidized	600–1000	0.5–0.8	Commercial sheet	500–1200	0.20–0.32
Black oxidized	300	0.78	Heavily oxidized	300	0.81
Gold			Tin, polished	300	0.05
Highly polished	300–1000	0.03–0.06	Tungsten		
Bright foil	300	0.07	Polished	300–2500	0.03–0.29
Iron			Filament	3500	0.39
Highly polished	300–500	0.05–0.07	Zinc		
Case iron	300	0.44	Polished	300–800	0.02–0.05
Wrought iron	300–500	0.28	Oxidized	300	0.25
Rusted	300	0.61			
Oxidized	500–900	0.64–0.78			
Lead					
Polished	300–500	0.06–0.08			
Unoxidized, rough	300	0.43			
Oxidized	300	0.63			

Fonte: (Çengel, 2008).

ANEXO B – TABELA DE PROPRIEDADES DE METAIS SÓLIDOS

802 | Introduction to Thermodynamics and Heat Transfer

TABLE A-24

Properties of solid metals (*Continued*)

Composition	Melting Point, K	Properties at 300 K				Properties at Various Temperatures (K), $k(\text{W/m} \cdot \text{K})/c_p(\text{J/kg} \cdot \text{K})$					
		ρ kg/m ³	c_p J/kg · K	k W/m · K	$\alpha \times 10^6$ m ² /s	100	200	400	600	800	1000
Carbon–manganese–silicon (1% < Mn < 1.65% 0.1% < Si < 0.6%)		8131	434	41.0	11.6			42.2 487	39.7 559	35.0 685	27.6 1090
Chromium (low) steels:											
$\frac{1}{2}$ Cr– $\frac{1}{4}$ Mo–Si (0.18% C, 0.65% Cr, 0.23% Mo, 0.6% Si)		7822	444	37.7	10.9			38.2 492	36.7 575	33.3 688	26.9 969
1 Cr– $\frac{1}{2}$ Mo (0.16% C, 1% Cr, 0.54% Mo, 0.39% Si)		7858	442	42.3	12.2			42.0 492	39.1 575	34.5 688	27.4 969
1 Cr–V (0.2% C, 1.02% Cr, 0.15% V)		7836	443	48.9	14.1			46.8 492	42.1 575	36.3 688	28.2 969
Stainless steels:											
AISI 302		8055	480	15.1	3.91			17.3 512	20.0 559	22.8 585	25.4 606
AISI 304	1670	7900	477	14.9	3.95	9.2 272	12.6 402	16.6 515	19.8 557	22.6 582	25.4 611
AISI 316		8238	468	13.4	3.48			15.2 504	18.3 550	21.3 576	24.2 602
AISI 347		7978	480	14.2	3.71			15.8 513	18.9 559	21.9 585	24.7 606

Fonte: (Çengel, 2008).

ANEXO C – TABELA DE PROPRIEDADES DO AR À 1 ATM DE PRESSÃO.

TABLE A-22

Properties of air at 1 atm pressure

Temp. $T, ^\circ\text{C}$	Density $\rho, \text{kg/m}^3$	Specific Heat $c_p, \text{J/kg} \cdot \text{K}$	Thermal Conductivity $k, \text{W/m} \cdot \text{K}$	Thermal Diffusivity $\alpha, \text{m}^2/\text{s}$	Dynamic Viscosity $\mu, \text{kg/m} \cdot \text{s}$	Kinematic Viscosity $\nu, \text{m}^2/\text{s}$	Prandtl Number Pr
-150	2.866	983	0.01171	4.158×10^{-6}	8.636×10^{-6}	3.013×10^{-6}	0.7246
-100	2.038	966	0.01582	8.036×10^{-6}	1.189×10^{-5}	5.837×10^{-6}	0.7263
-50	1.582	999	0.01979	1.252×10^{-5}	1.474×10^{-5}	9.319×10^{-6}	0.7440
-40	1.514	1002	0.02057	1.356×10^{-5}	1.527×10^{-5}	1.008×10^{-5}	0.7436
-30	1.451	1004	0.02134	1.465×10^{-5}	1.579×10^{-5}	1.087×10^{-5}	0.7425
-20	1.394	1005	0.02211	1.578×10^{-5}	1.630×10^{-5}	1.169×10^{-5}	0.7408
-10	1.341	1006	0.02288	1.696×10^{-5}	1.680×10^{-5}	1.252×10^{-5}	0.7387
0	1.292	1006	0.02364	1.818×10^{-5}	1.729×10^{-5}	1.338×10^{-5}	0.7362
5	1.269	1006	0.02401	1.880×10^{-5}	1.754×10^{-5}	1.382×10^{-5}	0.7350
10	1.246	1006	0.02439	1.944×10^{-5}	1.778×10^{-5}	1.426×10^{-5}	0.7336
15	1.225	1007	0.02476	2.009×10^{-5}	1.802×10^{-5}	1.470×10^{-5}	0.7323
20	1.204	1007	0.02514	2.074×10^{-5}	1.825×10^{-5}	1.516×10^{-5}	0.7309
25	1.184	1007	0.02551	2.141×10^{-5}	1.849×10^{-5}	1.562×10^{-5}	0.7296
30	1.164	1007	0.02588	2.208×10^{-5}	1.872×10^{-5}	1.608×10^{-5}	0.7282
35	1.145	1007	0.02625	2.277×10^{-5}	1.895×10^{-5}	1.655×10^{-5}	0.7268
40	1.127	1007	0.02662	2.346×10^{-5}	1.918×10^{-5}	1.702×10^{-5}	0.7255
45	1.109	1007	0.02699	2.416×10^{-5}	1.941×10^{-5}	1.750×10^{-5}	0.7241
50	1.092	1007	0.02735	2.487×10^{-5}	1.963×10^{-5}	1.798×10^{-5}	0.7228
60	1.059	1007	0.02808	2.632×10^{-5}	2.008×10^{-5}	1.896×10^{-5}	0.7202
70	1.028	1007	0.02881	2.780×10^{-5}	2.052×10^{-5}	1.995×10^{-5}	0.7177
80	0.9994	1008	0.02953	2.931×10^{-5}	2.096×10^{-5}	2.097×10^{-5}	0.7154
90	0.9718	1008	0.03024	3.086×10^{-5}	2.139×10^{-5}	2.201×10^{-5}	0.7132
100	0.9458	1009	0.03095	3.243×10^{-5}	2.181×10^{-5}	2.306×10^{-5}	0.7111
120	0.8977	1011	0.03235	3.565×10^{-5}	2.264×10^{-5}	2.522×10^{-5}	0.7073
140	0.8542	1013	0.03374	3.898×10^{-5}	2.345×10^{-5}	2.745×10^{-5}	0.7041
160	0.8148	1016	0.03511	4.241×10^{-5}	2.420×10^{-5}	2.975×10^{-5}	0.7014
180	0.7788	1019	0.03646	4.593×10^{-5}	2.504×10^{-5}	3.212×10^{-5}	0.6992
200	0.7459	1023	0.03779	4.954×10^{-5}	2.577×10^{-5}	3.455×10^{-5}	0.6974
250	0.6746	1033	0.04104	5.890×10^{-5}	2.760×10^{-5}	4.091×10^{-5}	0.6946
300	0.6158	1044	0.04418	6.871×10^{-5}	2.934×10^{-5}	4.765×10^{-5}	0.6935
350	0.5664	1056	0.04721	7.892×10^{-5}	3.101×10^{-5}	5.475×10^{-5}	0.6937
400	0.5243	1069	0.05015	8.951×10^{-5}	3.261×10^{-5}	6.219×10^{-5}	0.6948
450	0.4880	1081	0.05298	1.004×10^{-4}	3.415×10^{-5}	6.997×10^{-5}	0.6965
500	0.4565	1093	0.05572	1.117×10^{-4}	3.563×10^{-5}	7.806×10^{-5}	0.6986
600	0.4042	1115	0.06093	1.352×10^{-4}	3.846×10^{-5}	9.515×10^{-5}	0.7037
700	0.3627	1135	0.06581	1.598×10^{-4}	4.111×10^{-5}	1.133×10^{-4}	0.7092
800	0.3289	1153	0.07037	1.855×10^{-4}	4.362×10^{-5}	1.326×10^{-4}	0.7149
900	0.3008	1169	0.07465	2.122×10^{-4}	4.600×10^{-5}	1.529×10^{-4}	0.7206
1000	0.2772	1184	0.07868	2.398×10^{-4}	4.826×10^{-5}	1.741×10^{-4}	0.7260
1500	0.1990	1234	0.09599	3.908×10^{-4}	5.817×10^{-5}	2.922×10^{-4}	0.7478
2000	0.1553	1264	0.11113	5.664×10^{-4}	6.630×10^{-5}	4.270×10^{-4}	0.7539

Fonte: (Çengel, 2008).

ANEXO D – DATASHEET MANTA DE LÃ CERÂMICA



Thermal Ceramics

Kaowool® Blanket

Datasheet Code US: 5-14-205

SDS: 201

Blanket Product Name	<u>Kaowool</u>
Fiber Class	RCF
Physical Properties	
Color	off-white
Continuous Use Temperature, °F	2000
Continuous Use Temperature, °C	1093
Classification Temperature, °F	2300
Classification Temperature, °C	1260
Density, pcf	4, 6, 8
Density, kg/m ³	64, 96, 128
Chemical Analysis, % weight basis after firing	
Alumina, Al ₂ O ₃	45
Silica, SiO ₂	50-55
Ferric oxide, Fe ₂ O ₃	1.0
Titanium oxide, TiO ₂	2.2
Alkalies, NaO ₂ + K ₂ O	0.2
Other	trace
Leachable Chlorides, ppm	1-2
Thermal Conductivity, BTU-in/hr-ft², per ASTM C201	
<u>Density, pcf</u>	<u>8</u>
500°F	0.44
1000°F	0.87
1500°F	1.45
2000°F	2.09
Thermal Conductivity, W/m-K, per ASTM C201	
<u>Density, kg/m³</u>	<u>128</u>
260°C	0.06
538°C	0.12
816°C	0.21
1093°C	0.3

Fonte: (Morgan Advanced Material, 2018).