



UNIVERSIDADE FEDERAL DO RIO GRANDE DO SUL
ESCOLA DE ENGENHARIA
DEPARTAMENTO DE ENGENHARIA QUÍMICA
ENG07053 - TRABALHO DE DIPLOMAÇÃO EM ENGENHARIA
QUÍMICA



Desenvolvimento de um Sistema Móvel para Agregação de Valor em Resíduos Florestais

Autor: Taís Klein Rodrigues de Oliveira

Orientadores: Jorge Otávio Trierweiler

Luciane Ferreira Trierweiler

Coorientador: Lucas Manique Raymundo

Porto Alegre, novembro de 2020

Autor: Taís Klein Rodrigues de Oliveira

Desenvolvimento de um Sistema Móvel para Agregação de Valor em Resíduos Florestais

*Trabalho de Conclusão de Curso apresentado à
COMGRAD/ENQ da Universidade Federal do Rio
Grande do Sul como parte dos requisitos para a
obtenção do título de Bacharel em Engenharia
Química*

Coorientador: Lucas Manique Raymundo e Jorge Otávio Trierweiler

Banca Examinadora:

Prof., Pedro Rafael Bolognese Fernandes, UFRGS

Prof^a, Fernanda Cabral Borges, FURG

Porto Alegre 2020

AGRADECIMENTOS

Deixo aqui meu agradecimento a todas as pessoas que estiveram ao meu lado nesses últimos seis anos de faculdade.

Em especial, agradeço à minha família por sempre me incentivarem a estudar e seguir uma carreira profissional, me dando todo apoio e suporte durante esse período.

Gostaria também de agradecer aos meus orientadores, professora Luciane Ferreira Trierweiler e professor Jorge Otávio Trierweiler, e ao meu coorientador, Lucas Manique Raymundo, pelas reuniões virtuais, que mesmo nesse período difícil de pandemia, tornaram meu aprendizado enriquecedor e compartilharam materiais essenciais para o desenvolvimento deste trabalho.

RESUMO

Plantas móveis de processos termoquímicos vêm sendo estudadas e comercializadas, e a motivação desses estudos são os elevados custos de transporte para processamento de biomassas lignocelulósicas e resíduos orgânicos em unidades centralizadas, longe dos locais de colheita e armazenamento dos resíduos. A operação contínua em uma picape dispensa o transporte da biomassa até uma unidade central, gerando bio-óleo e biochar localmente, que podem ser destinados a diversas aplicações. O objetivo principal deste trabalho é desenvolver um conceito de um sistema móvel para agregação de valor em quaisquer resíduos sólidos, através dos processos de torrefação e pirólise rápida, sendo os objetivos específicos propor uma sequência desses processos combinados, aplicável aos resíduos de baixa densidade da colheita do eucalipto (folhas, cascas e galhos), realizar um pré-projeto do dimensionamento desse sistema e estimar sua capacidade produtiva. A partir da restrição de volume dada pelas dimensões da picape: largura de 2,32 m, comprimento de 1,53 m e altura máxima de cargas transportáveis de 4,4 m, foi estimada uma capacidade produtiva de biomassa seca de 25,5 kg/h, considerando-se uma umidade de 15 %, através do estudo do dimensionamento dos reatores do tipo rosca, ciclones para separação das partículas sólidas e condensadores e precipitadores eletrostáticos para separação dos líquidos. Também foi realizado o balanço de energia para que o sistema seja autossustentável energeticamente. O consumo energético total da planta móvel resultou em 270 MJ/h, sendo que desses, 208 MJ/h correspondem à energia elétrica necessária para a operação desse sistema. Esse valor é alto principalmente devido à baixa eficiência da turbina para conversão de energia mecânica em elétrica e devido à alta potência elétrica do chiller estudado, que necessita como margem de segurança 50 % a mais de capacidade de refrigeração. Por isso, seriam necessárias algumas modificações no sistema a fim de torná-lo autossustentável energeticamente, pois a energia da queima dos gases corresponde a 15 MJ/h e a energia da queima de 100 % do biochar corresponde a 70 MJ/h, não sendo suficiente. Além disso, como o biochar também é um produto de interesse, não é viável sua queima total. Possíveis modificações no sistema foram discutidas nas conclusões, mas uma alternativa seria diminuir o rendimento no bio-óleo, gerando mais gases no processo e conseqüentemente mais energia da queima.

Palavras-chave: *Torrefação, Pirólise rápida, Eucalipto, Bio-óleo, Unidade descentralizada, Unidade Móvel de Processos Termoquímicos, Reator do tipo rosca.*

LISTA DE FIGURAS

Figura 1. Resíduos da colheita de Eucalipto, Arroio dos Ratos. Fonte: (BRUM, 2019).	3
Figura 2. Decomposição térmica dos componentes de biomassas lignocelulósicas em função da temperatura. Fonte: (DI BLASI, 2008).	4
Figura 3. Fluxograma de Processo.	14
Figura 4. Esquema do Balanço de Energia do sistema.	20
Figura 5. Identificação das arestas do precipitador eletrostático.	26
Figura A.1. Eficiência da coleta de partículas em ciclones tipo Lapple em função da razão entre o diâmetro da partícula e o diâmetro de corte da partícula. Fonte: LAPPLE, C.E. (1951)	43
Figura A.2. Número de tubos e número de passes em trocadores de calor casco tubo. Fonte: KIND (2010)	43
Figura A.3. Variação do C_p dos produtos de combustão com a temperatura. Fonte: MIT [s.d.]	44
Figura A.4. Resfriador do biochar. Fonte: Biogreen Energy [s.d.]	44

LISTA DE TABELAS

Tabela 1. Composição dos vapores condensáveis obtidos na torrefação do eucalipto.....	7
Tabela 2. Composição dos gases não condensáveis da pirólise do eucalipto.	8
Tabela 3. Composição do Char.....	9
Tabela 4. Dados de plantas móveis comerciais de processos termoquímicos.....	10
Tabela 5. Identificação das correntes do processo.....	15
Tabela 6. Dimensões do <i>Process Truck</i> (Picape S10 B, marca Chevrolet).....	18
Tabela 7. Rendimentos dos processos Torrefação e Pirólise.	19
Tabela 8. Dimensões características para projeto de ciclones do tipo Lapple.	24
Tabela 9. Parâmetros da Equação 12.....	24
Tabela 10. Parâmetros da Equação 13.....	25
Tabela 11. Vazões de entrada e saída dos principais equipamentos.	29
Tabela 12. Composição da mistura de gases da torrefação e pirólise.	29
Tabela 13. Resultados obtidos no Balanço de Energia.	30
Tabela 14. Parâmetros resultantes do dimensionamento dos reatores.	31
Tabela 15. Diâmetros de partículas retidas a diferentes eficiências dos ciclones.	31
Tabela 16. Dimensionamento dos ciclones.	32
Tabela 17. Dimensionamento dos Condensadores Casco Tubo.....	33
Tabela 18. Dimensões dos precipitadores eletrostáticos.	33
Tabela A.1. Calores específicos à pressão constante.	41
Tabela A.2. Coeficientes de variação do C_p do Acetol (Gás ideal) com a temperatura.	41
Tabela A.3. Calores latentes de vaporização.	42

LISTA DE ABREVIATURAS E SIGLAS

<i>Process Truck</i>	Unidade móvel dos processos combinados de torrefação e pirólise
GIMSCOP	Grupo de Intensificação, Modelagem, Simulação, Controle e Otimização de Processos
LACIP	Laboratório de Controle e Integração de Processos da UFRGS
T	Temperatura
Te	Temperatura de entrada
Tp	Temperatura do processo (torrefação ou pirólise)
T chama	Temperatura adiabática de chama
VC	Vapores condensáveis
GNC	Gases não condensáveis
PCS	Poder Calorífico Superior
GLP	Gás liquefeito de petróleo
DTG	Termogravimetria Derivada
RS	Rio Grande do Sul
IBÁ	Indústria Brasileira de Árvores
LMTD	Diferença de Temperatura média logarítmica

LISTA DE SÍMBOLOS

m_{entra}	Vazão mássica de biomassa de entrada ou capacidade produtiva da planta
m_{sai}	Vazão mássica de biomassa de saída ou capacidade produtiva da planta
rendimento p	Rendimento obtido de produto (líquido, sólido ou gás)
m_p	Vazão mássica de produto (líquido, sólido ou gás)
C_p	Calor específico à pressão constante
W_1	Trabalho fornecido para trituração da biomassa inicial
W_2	Trabalho do motor do reator de torrefação
W_3	Trabalho do motor do reator de pirólise
W_4	Potência elétrica do chiller
W_5	Motor do resfriador do biochar
E aquecimento 1	Energia necessária para aquecimento dos produtos da torrefação
E aquecimento 2	Energia necessária para aquecimento dos produtos da pirólise
E aquecimento 3	Energia necessária para aquecimento dos gases para inertização do processo
E aquecimento 4	Energia necessária para pré-aquecimento da areia
E combustão gases	Energia obtida pelo poder calorífico dos gases
E combustão biochar	Energia obtida pelo poder calorífico do biochar
E queima gases	Energia obtida no resfriamento dos produtos gerados na combustão completa da mistura dos gases da torrefação e pirólise, da T_{chama} até T_p
E queima biochar	Energia obtida no resfriamento dos produtos gerados na combustão completa do biochar da T_{chama} até T_p
D	Diâmetro interno do reator
L_{reator}	Comprimento do reator

Pitch	Espaçamento entre as hélices do reator do tipo rosca ou auger
Rotação	Rotação do motor do reator
V reator	Volume do reator
v_{in}	Velocidade média de entrada do gás no ciclone
ρ_p	Massa específica do material particulado no ciclone
ρ	Massa específica do gás de arraste no ciclone
μ	Viscosidade do gás de arraste no ciclone
D_p	Diâmetro da partícula sólida no interior do ciclone
D_{cp}	Diâmetro de corte do ciclone
D_c	Diâmetro característico do ciclone
L	Parâmetro de dimensionamento do ciclone Lapple
z	Parâmetro de dimensionamento do ciclone Lapple
D_s	Parâmetro de dimensionamento do ciclone Lapple
H	Parâmetro de dimensionamento do ciclone Lapple
J	Parâmetro de dimensionamento do ciclone Lapple
B	Parâmetro de dimensionamento do ciclone Lapple
Q_c	Vazão volumétrica de gás no ciclone
$Q_{condensação}$	Energia necessária para condensação do líquido do processo
m_v	Vazão mássica dos vapores (condensáveis e não condensáveis)
$C_p \text{ líquido}$	Média ponderada do C_p da fase orgânica e aquosa do produto líquido
m_{vc}	Vazão mássica dos vapores condensáveis
λ_{vap}	Média ponderada do calor latente de vaporização da fase orgânica e aquosa do produto líquido
ΔT_{lm} (contracorrente)	Diferença de Temperatura média logarítmica com fluxo em contracorrente

$T_{q, sai}$	Temperatura de saída dos vapores no condensador
$T_{f, entra}$	Temperatura de entrada da água de resfriamento no condensador
$T_{q, entra}$	Temperatura de entrada dos vapores no condensador
$T_{f, sai}$	Temperatura de saída da água de resfriamento no condensador
U	Coefficiente global de transferência de calor
A	Área de troca térmica
L tubo	Comprimento dos tubos do trocador de calor
Dt	Diâmetro interno dos tubos do trocador de calor
Nt	Número de tubos do trocador de calor
TR	Tempo de residência
Δh	Variação de entalpia
n água	Número de mols de água gerados na combustão
λ água	Calor latente de vaporização da água

SUMÁRIO

RESUMO	iv
LISTA DE TABELAS	vi
SUMÁRIO	xi
1 Introdução	1
1.1 Motivação	1
1.2 Objetivos	2
1.2.1 Objetivo geral	2
1.2.2 Objetivos específicos	2
1.3 Estrutura do trabalho	2
2 Revisão Bibliográfica	3
2.1 Resíduos de biomassa de eucalipto	3
2.1.1 Setor florestal e a disponibilidade de resíduos	3
2.1.2 Composição da biomassa lignocelulósica	4
2.1.3 Hemicelulose	Erro! Indicador não definido.
2.1.4 Celulose	Erro! Indicador não definido.
2.1.5 Lignina	Erro! Indicador não definido.
2.2 Processos Termoquímicos para conversão de biomassas	5
2.2.1 Gaseificação	5
2.2.2 Combustão direta ou Incineração	5
2.2.3 Torrefação	6
2.2.4 Torrefação de biomassa de eucalipto	6
2.2.5 Pirólise	7
2.2.6 Pirólise Rápida de biomassa de eucalipto	8
2.2.6.1 Produto Gasoso	8
2.2.6.2 Produto Líquido	8
2.2.6.3 Produto Sólido	9
2.3 Unidades Móveis de Processos Termoquímicos	9
3 Materiais e Métodos	12
3.1 Considerações Iniciais para o Desenvolvimento do Sistema Móvel	12
3.1.1 Descritivo do Processo	12
3.1.2 Dimensões do Process Truck	17
3.1.3 Ponto de Operação	18
3.1.4 Rendimentos dos Processos	18
3.2 Estudo de Engenharia	19
3.2.1 Balanço de Massa	19
3.2.2 Balanço de Energia	19
3.2.3 Dimensionamento dos Reatores	22
3.2.4 Dimensionamento do Sistema de Separação de Sólidos	23
3.2.5 Dimensionamento do Sistema de separação de líquidos	25
3.2.5.1 Dimensionamento dos condensadores	25
3.2.5.2 Dimensionamento dos Precipitadores Eletrostáticos	26

3.2.6	Dimensionamento do Resfriador de Biochar	26
3.2.7	Pré-aquecimento da areia	27
4	Resultados	28
4.1	Capacidade Produtiva do <i>Process Truck</i>	28
4.2	Estudo de Engenharia	28
4.2.1	Balanço de Massa	28
4.2.2	Balanço de Energia	28
4.2.3	Dimensionamento dos Reatores	30
4.2.4	Dimensionamento do Sistema de Separação de Sólidos	31
4.2.5	Dimensionamento do Sistema de Separação de Líquidos	32
4.2.6	Dimensionamento do Resfriador de Biochar	33
4.3	Valor estimado do <i>Process Truck</i>	33
5	Conclusões e Trabalhos Futuros	35
	REFERÊNCIAS	37
	APÊNDICE A	41
	ANEXO A	43

1 Introdução

1.1 Motivação

O eucalipto é um dos gêneros de plantas mais abundantes no Brasil, estando sua área de plantio em crescente evolução no Estado do Rio Grande do Sul, desde 2008 (AGEFLOR, 2015). A madeira *in natura* de eucalipto é transformada para utilização majoritariamente no setor primário de Papel e Celulose, e os resíduos gerados na colheita dessa madeira têm como principal destino, atualmente, o campo, como adubação e proteção do solo (IBÁ - INDÚSTRIA BRASILEIRA DE ÁRVORES, 2019). É estimado que aproximadamente 23 % de uma árvore de eucalipto vira resíduo, sendo 12 % cascas, 5 % folhas e 6 % galhos (BRUM, 2019).

Uma solução para a grande quantidade de resíduo de eucalipto inexplorada são os processos termoquímicos, que visam fortalecer as práticas associadas à economia verde e circular.

Quaisquer materiais orgânicos, tais como plásticos e resíduos agroindustriais, que usualmente são destinados ao solo, aterros e queima para geração de energia, podem sofrer o processo de pirólise, sendo fracionados em três produtos: gás (principalmente H₂, CO, CO₂, e hidrocarbonetos leves como CH₄), sólido (carvão vegetal, usualmente chamado de biochar) e líquido (óleo de pirólise ou bio-óleo).

Logo, o processamento desses resíduos através do processo termoquímico de pirólise possibilita o desenvolvimento de subprodutos de maior valor agregado. O biochar pode ser utilizado como cobertura vegetal, sendo capaz de sequestrar uma alta quantidade de carbono e tendo boas propriedades físico-químicas. Já o bio-óleo, além de ser um combustível líquido renovável, pode ser aproveitado para a produção de inúmeras substâncias químicas. Além disso, os gases gerados na reação podem ser utilizados para queima e geração de energia para a continuidade do próprio processo, tornando-o autossustentável, com exceção na inicialização da unidade.

Visando evitar problemas operacionais na alimentação de modo contínuo do reator, o processo termoquímico de torrefação pode ser utilizado como pré-tratamento para a pirólise. Biomassas torradas têm maior hidrofobicidade, o que facilita a moagem e diminui o teor de umidade e possíveis ataques microbiológicos. Além disso, é esperado que esse processo melhore também as propriedades combustíveis do bio-óleo, reduzindo seu teor de água e acidez, removendo oxigênio da biomassa.

Porém, para que haja o beneficiamento desses resíduos orgânicos, existem desafios devido às características variáveis de colheita e de localização. Dentro desse contexto, Unidades Móveis de Processos Termoquímicos (*Process Truck*) vêm sendo estudadas e comercializadas. Essas plantas móveis podem converter localmente biomassa em produtos em tempos rápidos, com rápida inicialização e fácil operação.

1.2 Objetivos

1.2.1 *Objetivo geral*

O objetivo principal deste trabalho é desenvolver um conceito de um sistema móvel para agregação de valor em resíduos sólidos, através dos processos de torrefação e pirólise rápida.

1.2.2 *Objetivos específicos*

Dentre os objetivos específicos estão:

- propor uma sequência dos processos torrefação e pirólise rápida combinados, aplicável aos resíduos de baixa densidade da colheita do eucalipto (folhas, cascas e galhos);
- realizar um pré-projeto do dimensionamento desse sistema, estimar sua capacidade produtiva e seu valor econômico;

Esse trabalho visa à construção desse sistema em uma picape, onde irá ocorrer localmente a transformação da biomassa em bio-óleo, biochar e gás. Os produtos de maior interesse são o bio-óleo e o biochar. O bio-óleo será destinado para posterior processamento em uma outra escala de produção. Já o biochar desempenha o papel de recobrimento vegetal em lugar das folhas, cascas e galhos sem processamento, e o gás é queimado para gerar energia para o próprio sistema.

1.3 Estrutura do trabalho

O trabalho foi dividido em cinco capítulos. O primeiro aborda a motivação e objetivo deste estudo; o segundo a revisão bibliográfica referente aos temas relevantes para o assunto estudado: análise de resíduos de madeira de eucalipto, processos termoquímicos para conversão de biomassas e unidades móveis de processos termoquímicos; o terceiro as metodologias de cálculo para dimensionamento dos principais equipamentos, considerações para o balanço de energia, obtenção da capacidade produtiva do *Process Truck* e estimativa do seu valor; o quarto os resultados obtidos; e o quinto as conclusões.

2 Revisão Bibliográfica

2.1 Resíduos de biomassa de eucalipto

2.1.1 Setor florestal e a disponibilidade de resíduos

O Brasil possui 9 milhões de hectares plantados de eucalipto, pinus e demais espécies, sendo que do total de árvores plantadas, 36 % são destinadas ao segmento de papel e celulose (IBÁ - INDÚSTRIA BRASILEIRA DE ÁRVORES, 2019).

Os plantios de eucalipto estão localizados principalmente nos estados de Minas Gerais (24 %), São Paulo (17 %) e Mato Grosso do Sul (16 %) e há uma tendência de crescimento médio da área de eucalipto de 1,1 % ao ano, que vem sendo observada nos últimos sete anos (IBÁ - INDÚSTRIA BRASILEIRA DE ÁRVORES, 2019).

Segundo o relatório de IBÁ - INDÚSTRIA BRASILEIRA DE ÁRVORES (2019), em 2018 o Brasil apresentou uma produtividade média de 36 m³/(ha.ano) para os plantios de eucalipto, e com relação a área plantada de eucalipto no Brasil, em 2018 a área total foi de 5,7 milhões de hectares.

Em uma visita técnica realizada por BRUM (2019) na empresa CMPC Celulose Rio Grandense na cidade Arroio dos Ratos em 2016 foi estimado que 23 % de uma árvore de eucalipto vira resíduo, sendo 12 % casca, 5 % folhas e 6 % galhos. A empresa estimou que cada hectare gere cerca de 9,8 m³ de resíduo, em média. Na Figura 1 estão mostrados os resíduos da colheita de Eucalipto no Arroio dos Ratos.



Figura 1. Resíduos da colheita de Eucalipto, Arroio dos Ratos. Fonte: (BRUM, 2019).

Cada vez mais o segmento de árvores cultivadas para fins industriais consolida sua relevância. Com relação a dados econômicos nacionais, obtém uma participação de 1,3 % do PIB e 6,9 % do PIB industrial (IBÁ - INDÚSTRIA BRASILEIRA DE ÁRVORES, 2019).

Essa tendência de crescimento do setor da indústria brasileira de árvores está diretamente ligada ao aumento de resíduos sólidos gerados. Em 2018, foram geradas 36,9 milhões de toneladas de resíduo (incluindo cascas, galhos e folhas) nas atividades florestais desse setor, sendo que 98 % destes foram mantidos no campo, como adubação e proteção do solo (IBÁ - INDÚSTRIA BRASILEIRA DE ÁRVORES, 2019). Esse percentual sem processamento mostra a importância de agregar mais valor a esses resíduos.

2.1.2 Composição da biomassa lignocelulósica

Biomassas lignocelulósicas são compostas por hemicelulose, celulose e lignina. As folhas de eucalipto apresentam ainda em sua composição compostos extraíveis (como minerais e proteína). Na Figura 2 está representada a faixa de temperaturas de degradação de cada um desses componentes.

A hemicelulose apresenta uma estrutura amorfa e é composta por vários sacarídeos, hexoses e pentoses, tais como xilose, manose, glicose, galactose, entre outros (ALMEIDA, 2008). É rica em ramificações, que são facilmente removidas do caule principal da biomassa lignocelulósica.

A celulose é caracterizada por um longo polímero de glicose, acima de 10.000 unidades (BRUM, 2019). Não contém ramificações e sua estrutura é bem ordenada, contendo uma alta estabilidade térmica (YANG et al., 2007).

A lignina, por sua vez, é composta por vários anéis aromáticos ou compostos fenólicos com muitas ramificações (YANG et al., 2007).

A pirólise da celulose inicia em temperaturas de 150 °C, porém apenas acima de 300 °C ocorre a formação significativa de líquidos (87 %) (RAYMUNDO, 2016). As hemiceluloses se degradam em voláteis (CO, CO₂, hidrocarboneto etc.) a baixas temperaturas (220 a 315°C). Já a degradação da lignina ocorre em uma ampla faixa de temperaturas: de 100 a 900 °C (YANG et al., 2007).

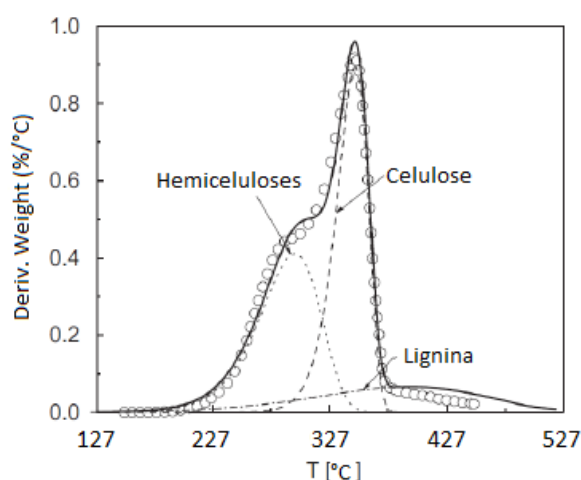


Figura 2. Decomposição térmica dos componentes de biomassas lignocelulósicas em função da temperatura. Fonte: (DI BLASI, 2008).

A composição das cascas de madeira de *Eucalyptus grandis* é < 10 % de umidade, 0,5 % de cinzas, 2,6 % de extrativos, 15 % de lignina e 85,1 % de holocelulose (JOUBERT et al., 2015), termo utilizado para designar toda a fração de carboidrato do material celulósico, depois de removida a lignina. De acordo com análises feitas por Mourant (2011), as folhas de eucalipto da espécie *E. loxophleba ssp. Gratiae* são compostas por 25,1 % de lignina, 15,4 % de celulose, 17,3 % de hemicelulose e 42,2 % de extraíveis (minerais e proteínas), e a madeira de eucalipto por 24,9 % de lignina, 40,7 % de celulose, 22,2 % de hemicelulose e 12,2 % de extraíveis.

2.2 Processos Termoquímicos para conversão de biomassas

Resíduos orgânicos de biomassas podem ser aproveitados através de processos mecânicos, térmicos ou biológicos. Os biológicos geram poucos produtos, apresentando alta seletividade (BRIDGWATER, 2012), como por exemplo fermentação para produção de etanol ou digestão anaeróbia para produção de metano (RAYMUNDO, 2016). Uma desvantagem é que necessitam de longos tempos de residência, na ordem de dias (SHEN et al., 2015). Os processos mecânicos não convertem a biomassa em produtos, pois não alteram sua estrutura química (BRUM, 2019). Um exemplo é a briquetagem ou peletização, que através da compactação física do material, gera um combustível sólido (DIAS et al., 2012).

Com relação a esses processos citados, os processos termoquímicos apresentam vantagens, pois produzem uma maior diversidade de produtos em um tempo de reação curto (BRIDGWATER, 2012).

2.2.1 Gaseificação

De acordo com ALMEIDA (2008), a gaseificação é a conversão termoquímica da biomassa na presença de oxigênio (sob a forma de ar, O₂ puro ou vapor de água) em quantidades inferiores à estequiométrica para combustão. A temperatura desse processo é na faixa de 600 a 1100 °C, gerando produtos gasosos: H₂, CO, CH₄, CO₂, e hidrocarbonetos leves (UDOMSIRICHAKORN; SALAM, 2014).

A partir da gaseificação é possível produzir energia de forma descentralizada, porém o produto gerado não é transportável, não podendo ser armazenado, e, por isso, a unidade deve estar sempre acoplada a turbinas, motores, entre outros, para utilização direta do gás de síntese gerado ou para a produção de hidrogênio, que pode ser então utilizado para obtenção de metanol, amônia e energia elétrica. Um exemplo de gaseificação em uma unidade móvel foi estudado por ZABANIOTOU et al. (2013), através do acoplamento de um motor de combustão interna.

2.2.2 Combustão direta ou Incineração

Diferentemente da gaseificação, na combustão a biomassa é queimada na presença de oxigênio em quantidades superiores ou iguais à estequiométrica de combustão, na faixa de temperatura de 700 a 1500 °C, gerando principalmente água e CO₂ (RAYMUNDO, 2016). Esse processo é utilizado para converter energia química, armazenada na biomassa, em calor, energia mecânica ou elétrica.

2.2.3 Torrefação

Torrefação é um pré-tratamento térmico em atmosfera inerte, na ausência de oxigênio, em uma faixa de temperatura de 200 a 300 °C, com um tempo de residência em torno de 60 minutos, que visa melhorar a qualidade de biomassas lignocelulósicas (VAN DER STELT et al., 2011).

Assim como a pirólise, a torrefação é um processo termoquímico no qual ocorre a degradação térmica da biomassa originando três frações: uma líquida, uma sólida (biomassa torrefada ou torrada) e uma gasosa, porém com especificações diferentes. Os vapores condensáveis originados na torrefação contêm principalmente água, ácido acético, compostos ácidos leves e outros oxigenados, e, os não condensáveis CO₂, CO e quantidades baixas de CH₄. Logo, quase toda a umidade e compostos voláteis com baixo valor calorífico são removidos da biomassa (Shankar Tumuluru et al., 2011).

O grau de torrefação da biomassa depende da temperatura do processo e do tempo de residência, que deve ser medido a partir do instante em que a biomassa lignocelulósica atinge a temperatura da torrefação, pois abaixo dessa, a degradação é desprezível (BASU, 2018). Os estudos de FLEIG (2020) mostraram que até 100 °C ocorre apenas a evaporação de água da amostra e que de 200 °C em diante, ocorre uma grande perda de massa nas curvas de DTG (Termogravimetria Derivada), devido à degradação principalmente de hemiceluloses. Isso está de acordo com as curvas apresentadas na Figura 2, que mostram que a principal fração que é degradada na faixa de temperatura utilizada para a torrefação é a hemicelulose.

Existem alguns estudos na literatura sobre biomassa torrefada como alimentação da pirólise rápida ao invés da biomassa original. Uma das vantagens de utilizar a torrefação como um pré-tratamento para a pirólise rápida é a otimização do processo de moagem, reduzindo os custos em até 85 % (REPELLIN et al., 2010). Na pirólise rápida é requerido um tamanho pequeno de partículas, a fim de maximizar o rendimento do produto de interesse, que é o bio-óleo (SHEN et al., 2009; WESTERHOF et al., 2012). Isso ocorre, pois, algumas fibras resistentes da biomassa são quebradas na torrefação.

Além disso, nesse processo são removidos alguns componentes ácidos ricos em oxigênio presentes na biomassa original (PRINS; PTASINSKI; JANSSEN, 2006), o que possibilita um transporte mais eficiente, diminui o teor de oxigênio e instabilidade gerada por reações secundárias, além de produzir um bio-óleo na pirólise de melhor qualidade, pois sem a torrefação, esses compostos voláteis e polares estariam presentes no óleo da pirólise (FLEIG, 2020). Adicionalmente, a diminuição no teor de umidade das biomassas torradas reduz a chance de ataques microbiológicos.

Em contrapartida, uma das desvantagens desse processo é a perda de massa, sendo esperado que essa perda aumente conforme a temperatura aumenta (KLAFKE, 2018).

2.2.4 Torrefação de biomassa de eucalipto

Segundo CARDONA et al. (2019), na torrefação de cascas, folhas e galhos de eucalipto na temperatura de 300 °C e tempo de residência de 60 minutos é possível obter 54 % de sólidos, 33,2 % de líquidos e 13 % de gás, aumentando-se o poder calorífico superior da biomassa original de 18,1 para biomassa torrada de 23,5 MJ/kg.

Também segundo CARDONA et al. (2019), os componentes da corrente de gases não condensáveis são CO₂ (79 wt %) e CO (21 wt %), sendo o poder calorífico dessa corrente muito baixo (2,1 MJ/kg). A composição dos vapores condensáveis está apresentada na Tabela 1.

Tabela 1. Composição dos vapores condensáveis obtidos na torrefação do eucalipto.

Gás	wt %
Água	31,2
Acetol	26,5
Ácido acético	12,6
Tolueno	12
Fenol	6,6
Furfural	5,8
2-Furano metanol	3,1
4-metoxi-2-metil-1metil benzeno	2,1

Fonte: Adaptado de CARDONA et al. (2019)

2.2.5 Pirólise

Pirólise é o termo utilizado para despolimerização de materiais orgânicos na ausência de oxigênio, resultando na formação de vapores orgânicos, compostos de fragmentos de celulose, hemicelulose e lignina, que quando condensados dão origem ao bio-óleo. Os outros produtos originados são gases não condensáveis, que deixam o sistema de reação e podem ser reutilizados para gerar energia no processo, e o biochar, composto sólido rico em carbono (DHYANI; BHASKAR, 2018).

A pirólise pode ser classificada como lenta ou rápida, de acordo com a taxa de transferência de calor, temperatura e tempo de residência dos voláteis no reator. A pirólise rápida vem ganhando bastante atenção, pois dá origem a altos rendimentos de bio-óleo. Nesse tipo de pirólise, a alimentação é aquecida a temperaturas de 450 a 600 °C e o tempo de residência dos voláteis é em torno de 2 s. A pirólise rápida visa evitar reações secundárias, como de craqueamento dos produtos da pirólise em gases não condensáveis. Já a pirólise lenta é realizada em bateladas e favorece a produção de char, com longos tempos de residência e baixas temperaturas (DHYANI; BHASKAR, 2018). Longos tempos de residência e altas temperaturas beneficiam a formação de gases (ALMEIDA, 2008).

As principais variáveis que influenciam os resultados do processo de pirólise são composição do material, temperatura do processo, tempo de residência do material no reator, o que influencia no grau de conversão térmica e no tempo de residência dos vapores, influenciando sua composição, e tamanho de partícula e estrutura física, sendo que partículas menores são mais rapidamente degradadas, resultando em maiores rendimentos de óleo de pirólise (Biogreen Energy, [s.d.]).

2.2.6 Pirólise Rápida de biomassa de eucalipto

Segundo JOUBERT et al. (2015), a partir da pirólise rápida a 500 °C com um tempo de residência dos voláteis de 3,3 segundos em um reator do tipo rosca (ou auger) de cascas de madeira secas de eucalipto é possível obter um rendimento de 67,7 % de líquido, 13,5 % de sólido e 15,8 % de gás.

2.2.6.1 Produto Gasoso

Os gases gerados apresentam um PCS (Poder Calorífico Superior) de 9,9 MJ/kg, relativamente alto, havendo potencial para utilização na queima e geração de energia do processo, estando sua composição mostrada na Tabela 2.

Tabela 2. Composição dos gases não condensáveis da pirólise do eucalipto.

Gás	wt %
H ₂	0,3
CO	34,9
CO ₂	53,5
CH ₄	3,8
C ₂ H ₄	0,4
C ₂ H ₆	0,5
C ₃ H ₈	0,8
C ₄ ' _s	2,2
C ₅ +	3,7

Fonte: Adaptado de JOUBERT et al. (2015)

2.2.6.2 Produto Líquido

O bio-óleo é uma mistura complexa com mais de 300 substâncias contendo mais de 200 compostos oxigenados, originado da despolimerização e da fragmentação da celulose, hemicelulose e lignina (ZHANG, Y. et al., 2017). Segundo os estudos de BRUM (2019), na composição da parcela orgânica do bio-óleo obtido na pirólise de folhas de eucalipto há os fenóis (guaiacol, fenol, siringol e cresol), e também os compostos chamados terpenos, como eucaliptol e limoneno, que são de extrema importância para indústrias farmacêutica, cosmética e medicinal. Além disso, na parte aquosa do bio-óleo foram identificados fenóis, furfurais, aldeídos e cetonas, compostos de grande importância para indústria farmacêutica e química.

Existem inúmeros compostos no bio-óleo que podem ser aproveitados. O guaiacol, por exemplo, pode ser utilizado como indicador em experimentos com enzimas, pois possui uma característica de mudança de cor (escurecimento quando exposto ao ar e a luz). Também pode ser empregado na medicina, como antisséptico e anestésico local. O fenol, como antisséptico

e desinfetante, no combate a alguns fungos e vírus, em cosméticos como protetores solares e descolorantes para cabelos e na produção de medicamentos (PUBCHEM, [s.d.]). O furfural, na produção de produtos químicos e solventes à base de furanos, podendo ser aplicado na produção de lubrificantes, plásticos, adesivos, e nylons (BRUM, 2019).

2.2.6.3 Produto Sólido

Por último, o biochar gerado é um produto rico em carbono, estando sua composição representada na Tabela 3. O PCS do char gerado é de 30,8 MJ/kg, relativamente maior que o da biomassa original, de 19,4 MJ/kg (JOUBERT et al., 2015).

Trabalhos sendo realizados no grupo GIMSCOP têm mostrado o potencial do biochar como adsorvente de poluentes em efluentes industriais (BRUM, 2019). Segundo Palansooriya et al. (2019), o biochar beneficia propriedades físicas do solo, podendo aumentar a área superficial, a aeração e melhorar a densidade do solo e porosidade. Além disso, propicia uma maior capacidade de retenção de água no solo. Essa aplicação do biochar pode propiciar melhorias na saúde do solo, crescimento da planta, sequestro de carbono e mitigação de gases de efeito estufa (WANG et al., 2020).

Tabela 3. Composição do Char.

	wt %
Cinzas	2,4
C	80,6
H	3,5
N	0,05
S	0
O	13,5

Fonte: Adaptado de JOUBERT et al. (2015)

2.3 Unidades Móveis de Processos Termoquímicos

Unidades Móveis de Processos Termoquímicos possibilitam a transformação descentralizada de biomassa em produtos de maior valor agregado. Permitem o deslocamento até os locais de armazenamento de biomassa, transformando-a em um produto mais denso e menos suscetível à deterioração, reduzindo custos de transporte, usualmente altos para esse tipo de transformação de matéria-prima. É economicamente viável e ambientalmente sustentável no conceito de biorrefinarias.

As plantas de pirólise em contêineres apresentam vantagens, tais como: transporte facilitado, rápida instalação e construção modular da planta. São adequadas para aplicações rápidas, temporárias, em áreas de espaço limitado, projetos que restringem a não interferência na infraestrutura local e, ainda, são investimentos que não requerem trabalho de construção civil (Biogreen Energy, [s.d.]).

Ao adicionar mobilidade ao processo de pirólise, as unidades permitem aos produtores pré-processar biomassa em gás de síntese, bio-óleo e biochar em um local de desembarque próximo ao local de colheita da biomassa, ao invés de transportá-la para um local centralizado, longe do local da colheita. Isso possibilita, por exemplo, que uma operação que converte resíduos florestais em óleo para aquecimento, processe parcialmente o bio-óleo na floresta e transporte-o para um refinador para processamento posterior, utilizando o gás de síntese para aquecimento do processo de pirólise e espalhando o biochar de volta na floresta, melhorando a qualidade do solo (HOAGLAND, 2014).

Dados relativos a três plantas móveis de processos termoquímicos foram encontrados na literatura e estão apresentados na Tabela 4. As plantas das empresas Biogreen Energy e Pyrotech Energy já atuam comercialmente, enquanto que a da Biofabrik está atualmente em fase piloto, pronta para a entrega.

Outra vantagem dessas unidades móveis é a segurança do processo, podendo ser totalmente automatizado com suporte e monitoramento remoto (Biofabrik, [s.d.]).

Tabela 4. Dados de plantas móveis comerciais de processos termoquímicos.

	Pyrotech Energy (Holanda)	Biogreen Energy (França)	Biofabrik (Alemanha)
Tipos de processos termoquímicos no <i>Process Truck</i>	Pirólise e Gaseificação	Torrefação, Pirólise e Gaseificação	Pirólise
Tipo de reator	Reatores PyroFlash® e PyroGasification®	Reator do tipo Auger: The Pyrolyzer Spirajoule®	Reator com multi-zona de sistema de aquecimento, WASTX Plastic
Dimensões do <i>Process Truck</i>	Tipo: container (pirólise) 6x2,4x2,6 e 12x2,4x2,6 metros Tipo: container (gaseificação) 12x2,4x2,6 metros	Tipo: containers, maior modelo: 15x5x3 metros	Tipo: container de 6x2,4x2,6 metros e de 12x2,4x2,6 metros com até 3 módulos com o mesmo sistema de entrada/alimentação
Processo	contínuo	contínuo	contínuo
Capacidade produtiva	84 e 417 kg/h	até 2,5 m ³ /h (de 250 – 1500 kg/h)	Até 41,7 kg/h por módulo, sendo escalável devido à facilidade de conexões paralelas
Matéria-prima	resíduos lenhosos e agrícolas	qualquer resíduo de biomassa de madeira, plantações ou materiais residuais	Plásticos dos tipos PEAD, PEBD e PP, descartados em aterros e oceanos, bem como resíduos sólidos urbanos, papel, materiais

			orgânicos e embalagens multicamadas
Matérias-primas já utilizadas	madeira, casca de arroz, bagaço, borra, tabaco, resíduos de óleo de palma, palhas, resíduo de caroço de azeitona, casca de coco e cana-de-açúcar	resíduos de madeira, resíduo de colheita, esterco animal (frango e porco), lodo de esgoto, lodo industrial, plástico de resíduo municipal, plásticos residuais de carros (“fluff”), plástico filme, pneus usados, lixo hospitalar, etc	-
Tempo de residência	-	de 5 a 40 minutos	-
Fonte de aquecimento	-	elétrica	Suprimento de energia autossuficiente: abastecimento com combustível extraído por meio de um gerador
Rendimento dos produtos	10 % de produto sólido com poder calorífico de 28 MJ/kg 50 % de óleo com poder calorífico de 24 MJ/kg 40 % gás de síntese com poder calorífico de 6,5 MJ/kg	60 – 85 % de produto sólido (Temperatura 250 – 400 °C) até 40 % de óleo com PCI de 12 a 22 MJ/kg (Temperatura 450 – 600 °C) até 95 % de gás de síntese com PCS de até 36 MJ/Nm ³ (Temperatura 650 – 800 °C)	1 kg de plástico gera 1 L de óleo combustível
Eficiência (Energia que sai/Energia que entra)	Consumo de energia da pirólise de 5 (84 kg/h) – 25 kWh (417 kg/h)	80 a 95 %	Necessita de 1 kWh por kg de resíduo plástico
Limitações do Processo	tamanho de partícula < 15 mm / umidade < 15 % / teor de cinzas < 2 %	fluxo livre da matéria-prima, umidade de entrada < 10 %, tamanho da partícula < 30 mm	-
Fonte: Pyrotech Energy [s.d.]; Biogreen Energy [s.d.]; Biofabrik [s.d.]			

Foram encontrados dados na literatura também referentes a uma demonstração de unidade móvel de pirólise rápida e catalítica, em um trailer de dimensões: comprimento 11,8, largura 2,5 e altura 3,7 metros, com uma capacidade produtiva de 1.000 kg/dia (BOATENG et al., 2019).

3 Materiais e Métodos

3.1 Considerações Iniciais para o Desenvolvimento do Sistema Móvel

3.1.1 Descritivo do Processo

O sistema proposto neste trabalho está representado na Figura 3 e as correntes de processo identificadas na Tabela 5. O processo será de forma contínua e será constituído por oito equipamentos principais: reator do tipo rosca (ou auger) de torrefação (R-01), reator do tipo rosca de pirólise (R-02), ciclones (CI-01 e CI-02), condensadores (P-01 e P-02) e

precipitadores eletrostáticos (PP-01 e PP-02). Na Figura 3, os principais equipamentos estão coloridos e as correntes correspondentes ao balanço energético da planta estão identificadas em azul, para melhor entendimento.

Além dos principais, serão necessários também para o bom funcionamento da planta móvel, um triturador forrageiro (T-01), um silo de alimentação de areia pré-aquecida, bem como um sistema de pré-aquecimento dessa (representado por um cilindro P-06), uma rosca alimentadora (AL-01), dois combustores (Q-01 e Q-02), um chiller, composto por equipamentos de um ciclo de refrigeração (compressor C-01, condensador P-04, válvula de expansão e evaporador P-05), um sistema de geração de energia elétrica, composto por uma turbina a gás (TS-01) e um gerador de energia elétrica (GE-01) e tanques para coleta dos produtos (TQ-01 e TQ-03 para bio-óleo; TQ-02 para biochar). Antes de armazenar o biochar no TQ-02, também será necessário resfriar essa corrente sólida (através do P-03), havendo uma peneira para separação do biochar e areia.

O aquecimento do sistema na partida da unidade será realizado a partir de combustão de GLP, armazenado em um botijão de gás externo, até que se atinja a temperatura de processo dos reatores e os próprios gases da reação comecem a ser gerados. A inertização do sistema na partida da planta também se dará através dos gases oriundos da combustão do GLP.

Com relação à temperatura das correntes, foi assumido que os gases não condensáveis resfriarão em torno de 100 °C após passarem pelos condensadores, e portanto, a temperatura da corrente i-19 será de 300 °C (média entre 200 °C, da i-09, e 400 °C, da i-17).

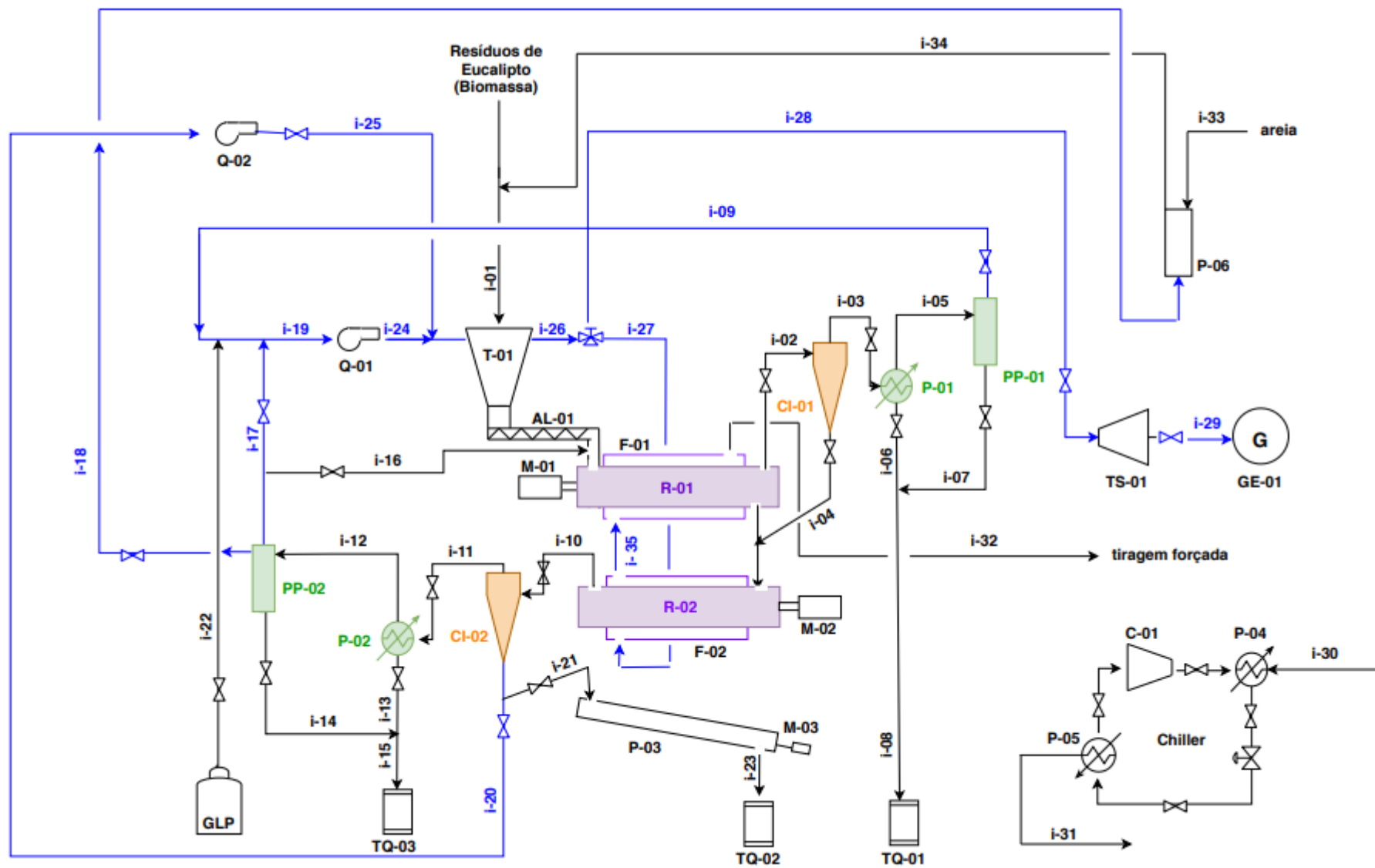


Figura 3. Fluxograma de Processo.

Tabela 5. Identificação das correntes do processo.

Corrente	Fluido	Temperatura/Pressão
i-01	biomassa de eucalipto (folhas, galhos e cascas de madeira)	25 °C / 1atm
i-02	100 % da biomassa torrada + 100 % dos VC (vapores condensáveis) torrefação + 100 % dos GNC (gases não condensáveis) torrefação	300 °C / 1atm
i-03	100 % dos VC torrefação + 100 % dos GNC torrefação	300 °C / 1atm
i-04	100% da biomassa torrada	300 °C / 1atm
i-05	100 % dos GNC torrefação + 30 % dos VC torrefação (aerossóis)	200 °C / 1 atm
i-06	Óleo torrefação (70 % dos VC torrefação condensados)	25 °C / 1 atm
i-07	Óleo torrefação (30 % dos VC torrefação condensados)	25 °C / 1 atm
i-08	100 % do Óleo torrefação	25 °C / 1 atm
i-09	100 % dos GNC torrefação	200 °C / 1 atm
i-10	100 % do biochar + 100 % dos VC pirólise + 100 % dos GNC pirólise	500 °C / 1atm
i-11	100 % dos VC pirólise + 100 % dos GNC pirólise	500 °C / 1atm
i-12	100 % dos GNC pirólise + 30 % dos VC pirólise	400 °C / 1 atm
i-13	bio-óleo pirólise (70 % dos VC pirólise condensados)	25 °C / 1 atm
i-14	bio-óleo pirólise (30 % dos VC pirólise condensados)	25 °C / 1 atm
i-15	100 % do bio-óleo da pirólise	25 °C / 1 atm
i-16	10 % do GNC pirólise para inertização do sistema	400 °C / 1 atm
i-17	(100 - X) % do GNC pirólise	400 °C / 1 atm
i-18	X % do GNC pirólise para pré-aquecimento da areia	400 °C / 1 atm
i-19	100 % dos GNC torrefação + 90 % dos GNC pirólise	300 °C / 1 atm
i-20	Y % do biochar para queima	500 °C / 1 atm
i-21	(1-Y) % do biochar para o resfriador	500 °C / 1 atm
i-22	GLP para partida (líquido)	25 °C / 4 a 15 kgf/cm ²

i-23	(1-Y) % do biochar resfriado	25 °C / 1 atm
i-24	100 % dos produtos da combustão completa dos GNC oriundos da i-19	~T chama da queima dos gases / 1 atm
i-25	100 % dos produtos da combustão completa do biochar oriundos da i-20	~T chama da queima do biochar / 1 atm
i-26	Soma dos produtos da combustão completa dos gases + dos produtos da combustão completa do biochar	~média das T chamas / 1 atm
i-27	Z % da corrente i-26 para forno de pirólise	~média das T chamas / 1 atm
i-28	(1-Z) % da corrente i-26 para TS-01	~média das T chamas / 1 atm
i-29	Geração de energia elétrica	-
i-30	Água de resfriamento para P-01 e P-02	7 °C / 1 atm
i-31	Água de retorno do P-01 e P-02	T saída da água / 1 atm
i-32	Tiragem forçada chaminé fornos	-
i-33	100 % de Areia	25 °C / 1 atm
i-34	100 % da areia pré-aquecida + gases da corrente i-18	~400 °C / 1 atm
i-35	Corrente i-27 para forno de torrefação	~500 °C / 1 atm

Trituração: Primeiramente, os resíduos de eucalipto (cascas, folhas e galhos) passam por uma etapa de moagem (T-01), de forma que atinjam um tamanho de partícula < 5 mm.

Alimentação: Visando um sistema contínuo e uniforme, é necessário um alimentador do tipo rosca (AL-01). O controle da vazão no sistema se dá pela velocidade de rotação do motor.

Torrefação: A biomassa já triturada passa por um processo de pré-tratamento da pirólise, chamado de torrefação, no reator R-01, originando voláteis (gases não condensáveis e vapores condensáveis) e sólidos (biomassa torrada).

A corrente de saída do reator R-01 passa por um ciclone CI-01, onde ocorre a separação dos voláteis e da corrente sólida. Os vapores seguem para o condensador P-01, onde é formado o bio-óleo (coletado no TQ-01) e a biomassa torrada segue para o reator de pirólise rápida (R-02). Após, os gases não condensáveis e a fração de vapor condensável não condensada no P-01 (aerossóis) seguem para um precipitador eletrostático (PP-01).

Pirólise Rápida: Após a torrefação, a biomassa torrada, com uma dada especificação de umidade e tamanho de partícula, passa pelo processo de pirólise rápida, onde são gerados novamente voláteis (gases não condensáveis e vapores condensáveis) e sólidos (biochar),

porém com outras especificações. Visando obter pirólise rápida, além da biomassa torrada que entra no reator, areia será também alimentada, a fim de aumentar a área de troca térmica.

A corrente de saída do reator R-02 passa por um ciclone CI-02, onde o biochar e a areia são separados da corrente de voláteis e recolhidos (no TQ-02). Os vapores passam por um condensador P-02, onde o bio-óleo é formado (armazenado no TQ-03), enquanto que o produto gasoso não condensável juntamente com os aerossóis de vapores condensáveis sai pelo topo desse condensador e segue para o precipitador eletrostático PP-02. O biochar e a areia serão separados através de uma peneira acoplada no TQ-02.

Condensadores: O chiller será responsável por fornecer água refrigerada, a uma temperatura de 7 °C, para alimentação como fluido de resfriamento dos condensadores P-01 e P-02. Neste trabalho foi assumido que 70 % do produto líquido condensará nesses equipamentos.

Precipitador Eletrostático: esse equipamento serve para limpar as correntes gasosas geradas, removendo gotículas de líquido (aerossóis), mais resistentes à condensação. Neste trabalho, foi assumido que 30 % do produto líquido é separado nos precipitadores eletrostáticos.

Para integração energética, os GNC do processo de torrefação e pirólise são: (i) separados no topo dos condensadores P-01 e P-02, respectivamente; (ii) a seguir passam pelos precipitadores eletrostáticos PP-01 e PP-02; (iii) se misturam em uma única corrente (i-19), que consiste na junção das correntes i-09 (gases oriundos da torrefação) e i-17 (gases oriundos da pirólise), sendo destinados ao combustor Q-01. A corrente i-17 é composta por aproximadamente 90 % dos GNC gerados no processo de pirólise (com exceção da parcela que segue para o pré-aquecimento de areia através da corrente i-18), sendo que os 10 % restantes serão destinados à inertização de todo o sistema (corrente i-16).

Esse sistema prevê também uma parcela de queima de biochar após o CI-02 no combustor Q-02 (corrente i-20), uma vez que apenas a queima dos gases gerados não tem poder calorífico suficiente para suprir todo o processo.

Além disso, os produtos da combustão do Q-01 e Q-02 se misturam após o Q-01 e se dividem em duas correntes. A primeira (i-28) vai para a TS-01 para geração de energia elétrica e a segunda (i-27) vai para o forno do reator de pirólise (F-02). Por fim, a corrente i-35 corresponde aos produtos de combustão que já trocaram calor no forno do R-02 e seguem para o forno do reator de torrefação (F-01).

3.1.2 Dimensões do Process Truck

Este trabalho visou à construção do processo em uma picape pequena, com as dimensões apresentadas na Tabela 6. O volume da picape corresponde a ~7.000 L e a área da sua base a 3,5 m², considerando uma altura de 2 metros.

Tabela 6. Dimensões do *Process Truck* (Picape S10 B, marca Chevrolet).

Dimensão	Picape
Comprimento (m)	2,3
Largura (m)	1,5
Altura (m)	0,44*
Diagonal lateral da picape (m)	2,8 m
Diagonal da picape (m)	3,0 m

Fonte: Menezes (2015)

*É permitida uma altura máxima de carga de transporte em uma Picape de até 4,4 m (Passe carros, 2017).

3.1.3 Ponto de Operação

A torrefação é a degradação térmica em temperaturas até 300°C, ocasionando principalmente a degradação da hemicelulose, que ocorre na faixa de 220°C a 315°C (YANG et al., 2007). De acordo com CARDONA et al. (2019) a 300 °C e 60 min, o poder calorífico superior da biomassa torrada é maior (23,5 MJ/kg), se comparado ao obtido em temperaturas de 250°C, 275°C e tempos de residência de 20, 40 e 60 minutos. Além disso, no trabalho de FLEIG (2020) foi determinado que a temperatura de torrefação ideal seria (YANG et al., 2007) de 290°C, pois foi a que promoveu a maior degradação da biomassa, se comparado as temperaturas de 270 e 250°C.

Já a pirólise, como mencionado anteriormente, é classificada em rápida ou lenta, de acordo com a taxa de aquecimento do reator, temperatura de operação e tempo de residência dos voláteis. É encontrado na literatura que esse tipo de pirólise maximiza o rendimento de bio-óleo, produto de maior interesse, e ocorre em temperaturas entre 450°C e 600°C e tempo de residência dos vapores de aproximadamente 2 s (DHYANI; BHASKAR, 2018).

A 500 °C, JOUBERT et al. (2015) reportou um rendimento alto de bio-óleo de ~67 % com tempo de residência dos vapores de 3,3 segundos na pirólise rápida de eucalipto em um reator do tipo rosca, com um poder calorífico dos gases gerados de 9,9 MJ/kg.

Este trabalho visa um produto gasoso com o maior poder calorífico possível, visto que será utilizado para suprimento de energia do processo, porém tendo um bom rendimento em bio-óleo. Por isso, adotou-se uma temperatura de torrefação de 300 °C com um tempo de residência dos sólidos de 60 minutos e uma temperatura de pirólise de 500 °C, com tempo de residência dos voláteis de 3,3 segundos.

3.1.4 Rendimentos dos Processos

Os rendimentos dos produtos estão descritos na Tabela 7. Os da torrefação foram obtidos em (CARDONA et al., 2019) para biomassa de eucalipto em um reator cilíndrico, na temperatura de 300 °C e tempo de residência de 60 minutos. Não foram encontrados dados na literatura para torrefação de eucalipto em reator do tipo rosca.

Já os rendimentos do processo de pirólise foram obtidos no trabalho de (JOURBERT et al., 2015), também para biomassa de eucalipto, em um reator do tipo rosca, na temperatura de 500°C e tempo de residência dos voláteis de 3,3 segundos.

Tabela 7. Rendimentos dos processos Torrefação e Pirólise.

Produto		Torrefação	Pirólise
Vapores condensáveis	Fase orgânica	18,5 %	41,2 %
	Fase aquosa	14,5 %	26,6 %
Sólidos		54 %	16,5 %
Gases não condensáveis		13 %	15,8 %

Fonte: CARDONA et al. (2019) e JOURBERT et al. (2015)

3.2 Estudo de Engenharia

3.2.1 Balanço de Massa

O balanço de massa é calculado a partir da massa de resíduo de eucalipto a ser processada e das conversões dos produtos (Tabela 2), através da Equação 1. Porém, neste trabalho, existe uma restrição de espaço, que corresponde ao tamanho do *Process Truck*, e, por isso, a capacidade produtiva da planta foi estimada, a partir da definição do tamanho da unidade móvel (Tabela 6).

$$m_{entra} = \sum(m_{sai} * rendimento_p) \quad (1)$$

Não foi prevista uma etapa de secagem neste trabalho, para otimização do espaço e devido ao gasto energético necessário. Por isso, foi considerada uma umidade inicial da biomassa de 15 %, a fim de englobar a possível umidade presente nas folhas, cascas e galhos.

3.2.2 Balanço de Energia

O balanço de energia do sistema está representado na Figura 4.

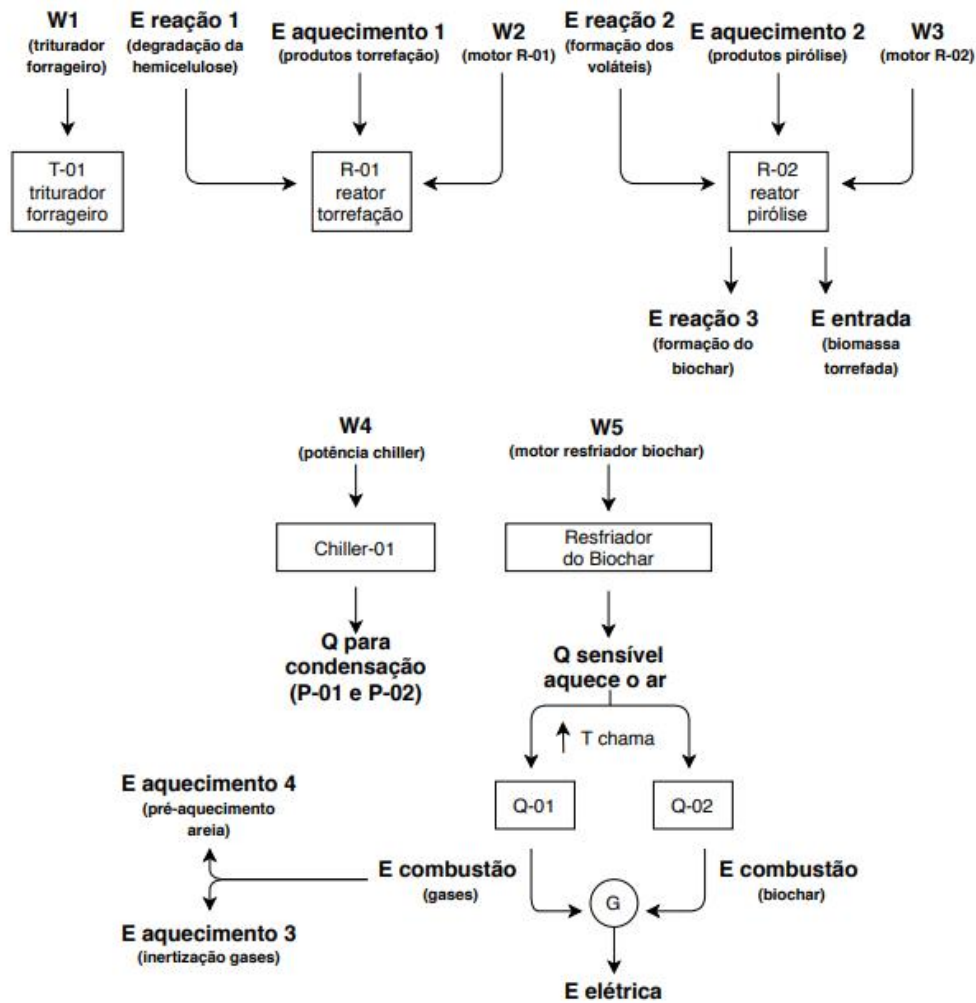


Figura 4. Esquema do Balanço de Energia do sistema.

A pirólise da celulose apresenta uma parcela endotérmica (**E reação 2**), correspondente à formação do material volátil e uma exotérmica (**E reação 3**), correspondente à formação do biochar. A parcela exotérmica é aproximadamente $-1049,52$ kJ/kg de biochar e a endotérmica $748,59$ kJ/kg de voláteis (CHO; DAVIS; HUBER, 2010).

Já a pirólise da hemicelulose, que é degradada no processo de torrefação, pode ser aproximada por 400 kJ/kg de hemicelulose (**E reação 1**) (WERNER; POMMER; BROSTRÖM, 2014), considerando uma quantidade de carbono fixo restante de $35,7\%$ (CARDONA et al., 2019). A biomassa de eucalipto apresenta $17,3\%$ de hemicelulose nas folhas e 22% na madeira (MOURANT et al., 2011). Neste trabalho, foi considerado 20% de hemicelulose com relação à biomassa seca.

A pirólise da lignina foi desprezada, pois é aproximadamente $-2,819$ kJ/kg, muito inferior à da celulose e hemicelulose (CHO et al., 2012).

E aquecimento 1 considera o aquecimento dos produtos, levando em conta a evaporação e aquecimento da umidade inicial da biomassa (15%).

E elétrica corresponde à soma da energia elétrica necessária para triturar a biomassa (W1), para os motores dos reatores (W2 e W3), motor do resfriador do biochar (W5) e

potência elétrica do chiller (W4). Não foi considerada a energia elétrica dos precipitadores eletrostáticos ou da possível agitação do silo de alimentação e da peneira utilizada para separar a areia do biochar.

A geração de energia elétrica se dará através de uma turbina a gás seguida de um gerador de energia e neste trabalho foi assumida uma eficiência de 20 % na turbina. Segundo Almeida (2008), apesar da baixa eficiência para geração de eletricidade (15 a 30 %, dependendo da capacidade da planta), o custo é competitivo quando são usados resíduos.

A Equação 2 representa o balanço de energia do sistema, a 3 as energias de aquecimento dos produtos, da areia e do gás inerte e a 4 a energia elétrica necessária.

$$\begin{aligned} E_{\text{queima gases}} + E_{\text{queima biochar}} &= E_{\text{aquecimento 1}} + E_{\text{aquecimento 2}} - E_{\text{biomassa torrefada}} + E_{\text{reação 1}} \\ &+ E_{\text{reação 2}} - E_{\text{reação 3}} + E_{\text{elétrica}} + E_{\text{aquecimento 3 (gás inerte)}} \\ &+ E_{\text{aquecimento 4 (areia)}} \end{aligned} \quad (2)$$

$$E_{\text{aquecimento}} = \Sigma [m_p \cdot C_p \cdot (T_p - T_e)] \quad (3)$$

$$E_{\text{elétrica}} = W1 + W2 + W3 + W4 + W5 \quad (4)$$

Não foi encontrada na literatura uma estimativa de perdas de calor nesse tipo de processo e por isso essa energia foi negligenciada, com exceção da perda de energia no chiller e na turbina. Para o dimensionamento dos condensadores, foi utilizado um chiller, para disponibilizar água de resfriamento, ocupando o menor espaço possível do *Process Truck*. Tendo em vista possíveis ineficiências desse sistema, como troca térmica com o meio ambiente, pois a temperatura de saída de água do chiller foi arbitrada em 7°C, e conversão de energia do motor a combustão em elétrica (para movimentação do chiller), foi considerada 50 % a mais de capacidade de refrigeração do que o cálculo teórico sem perdas.

A fim de facilitar o cálculo, a fração aquosa do bio-óleo foi considerada água para os dois processos, enquanto que a orgânica foi considerada a de maior quantidade presente nos respectivos óleos: Acetol para torrefação, de acordo com CARDONA et al. (2019), e eucaliptol para pirólise, de acordo com BRUM (2019). Portanto, foram utilizadas as propriedades de Cp, calor latente de vaporização e temperatura de ebulição da fase orgânica correspondentes a essas substâncias.

E queima gases e E queima biochar corresponde à energia que pode ser aproveitada no resfriamento dos gases pós combustão, da temperatura alcançada pela combustão (aproximadamente igual à temperatura de chama adiabática) até a temperatura de cada processo. Para o cálculo dessa temperatura, foi considerado um excesso de 20 % de ar, para garantir combustão completa. Quando toda a energia liberada na combustão é convertida em aquecimento dos produtos (CO₂, H₂O, O₂, N₂) somado ao calor latente de vaporização da água, a temperatura final corresponde à temperatura de chama adiabática, sem perdas de calor no sistema.

Para isso, foi realizada uma iteração, considerando a variação do Cp dos produtos de combustão (CO₂, H₂O, O₂ restante e N₂ inerte proveniente do ar) com a temperatura, apresentada na Figura A.3 do Anexo A, até que a diferença entre as Equações 7 e 8 fosse igual a zero. A Equação 5 representa o calor consumido para aquecimento dos produtos da

combustão, a 6 o da água, incluindo sua evaporação, a 7 o somatório de todos esses calores e a 8 o calor disponível pelo PCS do gás. O índice "i" corresponde aos produtos CO₂, O₂ e N₂.

Para resfriamento do biochar, será aproveitado o mesmo ar atmosférico em excesso necessário para a combustão, considerando que ele irá receber todo o calor sensível cedido pelo biochar, o que aumentará as temperaturas adiabáticas de chama. Com exceção da parcela de biochar que for queimada, que então não será resfriada. Por isso, a temperatura inicial (T_i) das Equações 5 e 6 foi considerada igual à temperatura de saída do ar (O₂ e N₂) após receber esse calor sensível e a temperatura inicial dos produtos CO₂ e H₂O igual a 300 °C (temperatura arbitrada dos gases da corrente i-19 da Tabela 5).

A **E queima biochar** foi assumida aproximadamente igual à **E combustão biochar** para facilitar os cálculos, devido à falta de informações.

$$\Delta h_i \text{ (calor necessário para aquecimento dos produtos)} = n_i \int_{T_i}^{T_{chama}} C_{p,i} \cdot dT \quad (5)$$

$$\Delta h_{\text{água}} = n_{\text{água}} \int_{T_i}^{T_{chama}} C_{p,\text{água}} \cdot dT + n_{\text{água}} \cdot \lambda_{\text{água}} \quad (6)$$

$$\sum_{i=1}^3 \Delta h_i + \Delta h_{\text{água}} \quad (7)$$

$$\text{Calor disponível pelo PCS do gás ou do biochar} = n \cdot \text{PCS} \quad (8)$$

3.2.3 Dimensionamento dos Reatores

O reator escolhido para operação do sistema móvel foi o do tipo rosca ou auger, sendo sua principal vantagem não necessitar de um gás inerte. É um reator de baixo custo muito utilizado em escala laboratorial. Consiste em um parafuso horizontal, no interior de um cilindro aquecido, que promove a alimentação da biomassa. A transferência de calor pode ser feita através do contato com areia pré-aquecida, correspondendo ao dobro da quantidade de sólidos no reator (SILVA, 2018). A areia é utilizada como carregador de calor, visando aumentar a área de troca térmica, alcançando taxas altas de aquecimento, correspondentes à pirólise rápida.

Silva (2018) realizou um levantamento bibliográfico para identificar os tipos de reatores que possibilitam os mais altos rendimentos de bio-óleo e destacou os seguintes: leito fluidizado circulante e borbulhante, cone rotativo e reator do tipo rosca (ou auger). O auger se destacou pela facilidade de dimensionamento e ajuste de tempo de residência dos sólidos e por admitir tamanhos de partículas maiores.

Cabe salientar que esse mesmo tipo de reator é utilizado pela empresa Biogreen Energy na patente (US 2010/0247730 A1), a qual também consiste em uma planta móvel de pirólise e torrefação similar ao que está sendo proposto e analisado neste trabalho.

Os rendimentos da pirólise rápida apresentados na Tabela 7 foram obtidos com um tempo de residência dos voláteis de 3,3 segundos, assumido para o dimensionamento do reator de pirólise. O volume útil corresponde ao volume de reator ocupado por partículas sólidas, incluindo biomassa de eucalipto torrada e areia.

O volume útil deve ser menor do que 20 %, a fim de não acarretar problemas operacionais. Esse limite é dado devido à gravidade e à alta tensão de cisalhamento (ROEGIERS, 2015). Neste trabalho, foi arbitrado em 10 %. Portanto, 90 % do volume é ocupado pelos vapores. A relação L/D foi assumida igual a 5, assim como na dissertação de Silva (2018).

Logo, o volume do reator pode ser calculado através da Equação 9, sendo voláteis a corrente de voláteis condensáveis e não condensáveis e seu tempo de residência TR dos voláteis. O tempo de residência dos sólidos é dado pela Equação 11. Com a relação L/D e a Equação 10, é possível obter o comprimento e o diâmetro do reator.

$$V_{\text{reator}} \cdot 0,9 = \text{TR dos voláteis} \cdot \text{Vazão volumétrica dos voláteis} \quad (9)$$

$$V_{\text{reator}} = \frac{\pi \cdot D^2}{4} \cdot L_{\text{reator}} \quad (10)$$

O pitch e rotação da rosca dos reatores não serão definidos neste trabalho, mas podem ser alterados para alcançar o tempo de residência dos sólidos através da equação 11.

$$\text{TR dos sólidos} = \frac{L_{\text{reator}}}{\text{Pitch} \cdot \text{Rotação}} \quad (11)$$

O reator de torrefação foi dimensionado com uma relação L/D maior que o de pirólise, devido ao maior tempo de residência necessário, de 60 minutos, como já mencionado anteriormente. A relação escolhida foi igual a 15. O volume útil considerado foi o mesmo, de 10 %, porém sem considerar areia como carregador de calor.

3.2.4 Dimensionamento do Sistema de Separação de Sólidos

Neste trabalho foram dimensionados dois ciclones do tipo Lapple, um para cada processo (torrefação e pirólise). O produto sólido é recolhido na parte inferior, enquanto que o gás sai pela parte superior em direção ao condensador. As correlações utilizadas para o projeto desse tipo de ciclone estão representadas na Tabela 8, em função da variável D_c .

Tabela 8. Dimensões características para projeto de ciclones do tipo Lapple.

Parâmetro	Correlação	Geometria
L	$2 \cdot D_c$	
z	$2 \cdot D_c$	
D_s	$D_c/2$	
H	$D_c/2$	
J	$D_c/4$	
B	$D_c/4$	

Para dimensionar o ciclone, é necessário especificar a velocidade do gás de entrada (v_{in}). Neste trabalho, a velocidade de entrada do ciclone foi arbitrada em 10 m/s.

Através da Equação 12, substituindo-se H por $D_c/2$ e B por $D_c/4$, é possível obter o diâmetro do ciclone. Na Tabela 9 são apresentados os parâmetros da Equação 12.

$$H = \frac{Q_c}{v_{in} \cdot B} \quad (12)$$

Tabela 9. Parâmetros da Equação 12.

Símbolo	Descrição	Unidade
v_{in}	Velocidade média de entrada do gás e das partículas	m/s
B	Largura do bocal de entrada do ciclone	m
Q_c	Vazão de gás (condensável e não condensável)	m ³ /s

A validação do dimensionamento é feita avaliando-se o diâmetro de corte das partículas D_{cp} , relacionado com a eficiência da coleta, função das propriedades do sólido e do gás, do tamanho do ciclone e das condições operacionais. É definido como o tamanho da partícula para qual o ciclone tem uma eficiência de separação de 50%. Se o diâmetro de corte for suficiente para o bom funcionamento dos condensadores, ou seja, sem que haja entupimento, pode-se considerar que o ciclone satisfaz às necessidades do processo. D_{cp} é calculado pela Equação 13. Os parâmetros dessa equação estão apresentados na Tabela 10.

$$D_c = \frac{40 \cdot \pi \cdot v_{in} \cdot (\rho_p - \rho) \cdot D_{cp}^2}{9 \cdot \mu} \quad (13)$$

Tabela 10. Parâmetros da Equação 13.

Símbolo	Descrição	Unidade
v_{in}	Velocidade média de entrada do gás e das partículas	m/s
ρ_p	Massa específica do material particulado	kg/m ³
ρ	Massa específica do gás	kg/m ³
μ	Viscosidade do gás	Pa.s
D_{cp}	Diâmetro de corte	m
D_c	Diâmetro característico	m

Por fim, o volume total de equipamento necessário é calculado através da Equação 14, aproximando-o para um cilindro de diâmetro D_c e altura L e um cone de altura z , base menor de diâmetro D_s e maior de D_c .

$$V_{\text{total}} = \pi \cdot \frac{D_c^2}{2} \cdot L + \frac{\pi \cdot z}{3} \cdot \left[\frac{D_c^2}{2} + \frac{D_c}{2} \cdot \frac{D_s}{2} + \frac{D_s^2}{2} \right] \quad (14)$$

3.2.5 Dimensionamento do Sistema de separação de líquidos

3.2.5.1 Dimensionamento dos condensadores

Os condensadores serão do tipo casco tubo, devido ao menor custo e maior facilidade de limpeza, e verticais com fluxo em contracorrente, a fim de evitar acúmulo de óleo nas paredes e aumentar a transferência de calor. O fluido sujo (nos tubos) considerado é o bio-óleo.

Para dimensionamento dos condensadores P-01 e P-02, foi assumido um U de 300 W/m².K, uma vez que a faixa de coeficiente global de transferência de calor típico para condensação de vapores orgânicos com água de resfriamento em condensadores casco tubo é de 300 a 1200 W/m².K (KIND, 2010). Foi escolhido o menor coeficiente (300 W/m².K), a fim de superestimar a área de troca térmica ao invés de possivelmente necessitar de uma área maior do que a projetada.

As equações para projeto dos condensadores são as 15, 16, 17, 18 e 19.

$$Q_{\text{condensação}} = mv \cdot C_p \text{ líquido} \cdot (298,15 - T_p) + mvc \cdot \lambda_{\text{vap}} \quad (15)$$

$$T_{f, \text{ sai}} = 298,15 - \frac{Q_{\text{condensação}}}{\text{máguia} \cdot C_p \text{ água}} \quad (16)$$

$$\Delta T_{lm} \text{ (contracorrente)} = \frac{(T_{q, sai} - T_{f, entra}) - (T_{q, entra} - T_{f, sai})}{\ln \frac{(T_{q, sai} - T_{f, entra})}{(T_{q, entra} - T_{f, sai})}} \quad (17)$$

$$A = \frac{Q_{condensação}}{U \cdot \Delta T_{lm}} \quad (18)$$

$$L \text{ tubo} = \frac{A}{\pi \cdot Dt \cdot Nt} \quad (19)$$

Foi assumido neste trabalho que os gases não condensáveis irão perder 100°C apenas de calor sensível, uma vez que o tempo de residência deles no condensador será bem menor que dos vapores condensáveis. Porém, como a corrente de gases da torrefação a 300°C irá ser misturada com a da pirólise a 500 °C, foi assumido que a corrente final de gases, após passar pelos condensadores, irá estar a uma temperatura de aproximadamente 300°C.

3.2.5.2 Dimensionamento dos Precipitadores Eletrostáticos

Após o sistema de separação de líquidos, ainda existe uma quantidade de líquido (aerossóis) de torrefação e pirólise presente no gás, de difícil condensação. Nenhum método é tão eficaz na coleta dessas gotas líquidas quanto o precipitador eletrostático (BRIDGWATER, 2012).

Para facilitar o dimensionamento desse equipamento, considerou-se precipitadores quadrados (Figura 5) de tempo de residência de 2 segundos (referência técnica interna do LACIP - Laboratório de Controle e Integração de Processos da UFRGS), sendo o tempo de residência igual ao volume do precipitador dividido pela vazão volumétrica de gases (condensáveis e não condensáveis).

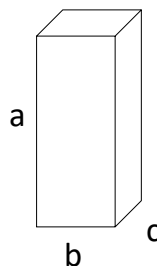


Figura 5. Identificação das arestas do precipitador eletrostático.

3.2.6 Dimensionamento do Resfriador de Biochar

Como o biochar é um produto combustível e explosivo, é necessário evitar seu contato com o oxigênio presente na atmosfera na T_p , que é muito elevada (500 °C). Por isso, neste trabalho foi prevista a utilização de um resfriador, assumindo-se um coeficiente global de

troca térmica de $25 \text{ W/m}^2\cdot\text{K}$, relativo à convecção natural de gases (KIND, 2010) e uma relação L/D igual a 10. O resfriador foi considerado do tipo rosca e será disposto de forma inclinada.

3.2.7 Pré-aquecimento da areia

Para o pré-aquecimento da areia foi considerado um cilindro com entrada inferior de gás e areia por cima, em fluxo contracorrente. Não foi estimado seu comprimento.

4 Resultados

4.1 Capacidade Produtiva do *Process Truck*

Para estimar a capacidade produtiva, foram feitas suposições de capacidades até que boa parte da área da base do *Process Truck* ou o volume fosse ocupado. Considerando uma altura de 2 m da picape, o volume calculado foi de aproximadamente 7000 L, com uma área da base de 3,5 m², como já mencionado anteriormente.

Para otimização do espaço, foi considerado que o reator de pirólise estará posicionado embaixo do de torrefação e que o triturador forrageiro estará acima do R-01, todos, portanto, ocupando a mesma área da base.

Não foi considerado o espaço do forno dos reatores, da rosca alimentadora, do aquecedor de areia, do GLP e dos tanques de armazenamento. Também não foram previstas plataformas de acesso para o operador, tubulações, acessórios e bombas.

O limitador do processo é o reator de torrefação, devido ao alto tempo de residência (60 minutos), que para uma capacidade de 50 kg/h, por exemplo, já necessitaria de um comprimento de 3,8 m, inviável para a picape em questão.

Portanto, a capacidade produtiva máxima desse sistema seria de 30 kg/h em base úmida (~25,5 kg/h de biomassa seca), restando ainda um espaço de 3071 L, 62 % do volume total, distribuídos de maneira heterogênea na picape. A maior altura ocupada foi de 1,1 m (soma da altura do reator de torrefação, pirólise e triturador forrageiro).

4.2 Estudo de Engenharia

4.2.1 *Balanço de Massa*

As vazões de entrada e de saída dos principais equipamentos para uma capacidade produtiva de 30 kg/h estão sintetizadas na Tabela 11 e a composição da mistura gasosa obtida na torrefação e pirólise na Tabela 12.

4.2.2 *Balanço de Energia*

O resultado do balanço de energia está apresentado na Tabela 13. O C_p dos gases que irão inertizar o sistema resultou em 1.148 J/kg.K, assumindo-se a composição da Tabela 12. Foi assumido também que a temperatura deles após os condensadores é de aproximadamente 300 °C.

Com relação ao triturador forrageiro, foi assumido um de potência 1,5 HP, e com relação aos motores dos reatores e do resfriador de biochar, foi assumido um motor de 1 HP. O PCS dos gases de torrefação e pirólise misturados resultou em 5,2 MJ/kg.

O C_p da mistura dos produtos gerados na combustão dos gases do processo resultou em 2.806 J/kg.K, considerando $C_{4's}$ e C_{5+} como C_3H_8 .

Sem considerar a energia elétrica a ser fornecida para a planta, seria possível obter um processo autossuficiente energeticamente, se queimado aproximadamente 60 % do biochar gerado. Porém, é mais interessante realizar a queima da biomassa do que do próprio biochar,

que agrega valor aos resíduos. Devido à demanda de energia elétrica ser muito alta nesse sistema (208 MJ/h), mesmo com a queima de 100 % do biochar gerado ainda seria necessário 170 MJ/h a ser fornecido para esse sistema. O consumo energético total do sistema é de aproximadamente 270 MJ/h.

Tabela 11. Vazões de entrada e saída dos principais equipamentos.

		Vazão mássica de sólidos (kg/h)	Vazão mássica de VC (kg/h)	Vazão mássica de GNC (kg/h)	Vazão mássica de líquidos (kg/h)	Vazão mássica de aerossóis (kg/h)
R-01	Entrada	30,0	-	-	-	-
	Saída	13,8	8,5 + 4,4 (umidade)	3,3	-	-
CI-01	Entrada	13,8	8,5 + 4,4	3,3	-	-
	Saída gasosa	-	8,5 + 4,4	3,3	-	-
	Saída sólida	13,8	-	-	-	-
P-01	Entrada	-	8,5 + 4,4	3,3	-	-
	Saída	-	-	3,3	5,9 + 4,4	2,5
PP-01	Entrada	-	-	3,3	-	2,5
	Saída	-	-	3,3	2,5	-
R-02	Entrada	13,8	-	-	-	-
	Saída	2,3	9,3	2,2	-	-
CI-02	Entrada	2,3	9,3	2,2	-	-
	Saída gasosa	-	9,3	2,2	-	-
	Saída sólida	2,3	-	-	-	-
P-02	Entrada	-	9,3	2,2	-	-
	Saída	-	-	2,2	6,5	2,8
PP-02	Entrada	-	-	2,2	-	2,8
	Saída	-	-	2,2	2,8	-

Tabela 12. Composição da mistura de gases da torrefação e pirólise.

	% wt
CO	27
CO ₂	69
H ₂	0,12
C ₂ H ₄	0,16
CH ₄	1,51
C ₂ H ₆	0,20
C ₃ H ₈	0,32
C ₄ 's	0,87
C ₅ +	1,47

Tabela 13. Resultados obtidos no Balanço de Energia.

Parâmetro	Valor
E combustão 100 % biochar	- 70 MJ/h
E combustão 90 % gases	- 25,7 MJ/h
T chama gases	1323,5 K
E queima gases	- 15,7 MJ/h
E entrada biomassa torrefada	- 4,8 MJ/h
E aquecimento 1	31,3 MJ/h
E aquecimento 2	12,2 MJ/h
E aquecimento 3 (gás inerte 10 %)	0,1 MJ/h
E aquecimento 4 (areia pré – aquecida)	10,5 MJ/h
E reação 1	2,6 MJ/h
E reação 2	8,6 MJ/h
E reação 3	- 2,4 MJ/h
W1	4,0 MJ/h
W2 + W3 + W5	2,6 (x 3) MJ/h
W4	29,8 MJ/h
E elétrica	41,6 / 20 % = 208 MJ/h

4.2.3 Dimensionamento dos Reatores

O resultado do dimensionamento dos reatores está representado na Tabela 14. Para uma capacidade de 30 kg/h, o reator de torrefação necessita de um comprimento de 2,2 m com uma relação L/D de 15, quase alcançando o comprimento da picape (2,3 m).

Para o cálculo das vazões volumétricas dos vapores (condensáveis e não condensáveis), foram feitas algumas considerações para o cálculo das massas específicas, descritas a seguir.

A massa específica do VC da pirólise foi calculada assumindo-se eucaliptol como gás ideal a 1 atm e 500°C. O resultado obtido foi de 2,43 kg/m³. A do VC da torrefação foi assumida acetol como gás ideal a 1 atm e 300°C, resultando em 1,57 kg/m³. Para a massa específica do GNC da torrefação foi considerada a composição obtida por CARDONA et al. (2019), de 79 wt% de CO₂ e 21 wt % de CO a 1 atm e 300°C e a massa específica obtida foi de 0,855 kg/m³. Para a do GNC da pirólise, gás ideal a 1 atm e 500°C, com a composição da Tabela 2, resultando em 0,498 kg/m³.

Tabela 14. Parâmetros resultantes do dimensionamento dos reatores.

Parâmetro	Reator	Valor
V	R-01	1000 L
	R-02	8,3 L
L/D	R-01	15
	R-02	5
D	R-01	44 cm
	R-02	13 cm
L	R-01	2,2 m
	R-02	64 cm
TR dos voláteis	R-01	6,4 min
	R-02	3,3 s
TR dos sólidos	R-01	60 min
	R-02	6,5 s
Vazão de sólidos	R-01	100 L/h
	R-02	45,9 L/h
Vazão de areia	R-02	4,1 L/h
Vazão de Vapores (condensáveis e não condensáveis)	R-01	8441 L/h
	R-02	894 L/h

4.2.4 Dimensionamento do Sistema de Separação de Sólidos

O cálculo do diâmetro de corte do CI-01 resultou em 5,4 μm e do CI-02 em 4,9 μm , havendo uma captura de 100% das partículas sólidas quando se têm diâmetros superiores a dez vezes o D_{cp} . Considerando que o diâmetro da partícula será em torno de 5 mm, que correspondem a 5000 μm , essas condições de operação são satisfatórias. Na Tabela 15 estão mostrados os diâmetros da partícula sólida retida a diferentes eficiências dos ciclones. As razões entre diâmetro da partícula e diâmetro de corte da partícula foram obtidas na Figura A.1 do Apêndice A. Na Tabela 16 estão mostrados os resultados do dimensionamento dos ciclones.

Tabela 15. Diâmetros de partículas retidas a diferentes eficiências dos ciclones.

Eficiência	Ciclone	100%	97%	80%	50%
Razão D_p/D_{cp}		~10	~5	~2	1
Diâmetro da partícula (μm)	CI-01	54	27	10,8	5,4
	CI-02	49	24,5	9,8	4,9

Tabela 16. Dimensionamento dos ciclones.

Parâmetro	Valor CI-01	Valor CI-02
D_c	4,5 cm	3,1 cm
$D_c/1,6$	2,8 cm	1,9 cm
$D_s = H$	2,3 cm	1,6 cm
$L = z$	9,1 cm	6,2 cm
$J = B$	1,1 cm	0,8 cm
V	0,23 L	0,075 L

4.2.5 Dimensionamento do Sistema de Separação de Líquidos

Pelo balanço de massa realizado sabe-se que a quantidade de gás de torrefação é de 16,2 kg/h e que destes apenas 8,5 kg/h condensam e formam o bio-óleo, com 4,4 kg/h de umidade. Para a pirólise é de 11,5 kg/h, condensando 9,3 kg/h. Devido à falta de informação, foi considerado que a temperatura de entrada do condensador é T_p e de saída é a temperatura ambiente (25 °C) e o C_p e calor latente de vaporização são da água para a fase aquosa e do acetol e eucaliptol para a fase orgânica da torrefação e pirólise, respectivamente.

Para condensar 70 % dos 8,5 kg/h + 4,4 kg/h da torrefação somado a 70 % dos 9,3 kg/h da pirólise, o calor a ser fornecido pelo chiller necessário é de 18 kW, considerando uma margem de 50 % a mais por segurança.

Para fornecer esse calor em um processo móvel, é necessário utilizar um chiller resfriado a ar de volume 1435 L, comprimento 1320 mm, largura 720 mm e altura 1510 mm, sendo necessário fornecer uma potência elétrica ao chiller de 8.300 W, de acordo com a empresa Senho Chiller. A temperatura da água de resfriamento alcançada é de 7 °C.

Considerando uma vazão mássica de água de ~100 kg/h para o P-01 e 70 kg/h para o P-02, a temperatura de saída da água será de aproximadamente 68 °C.

Arbitrando-se um D_t de 25 mm com uma espessura de parede de 2 mm, comumente utilizado na indústria química, e N_t de 14, com dois passes no casco, obteve-se os resultados apresentados na Tabela 17. L casco é calculado através da razão L tubo por número de passes. O diâmetro do casco foi obtido com o auxílio da Figura A.2 do Anexo A.

Os precipitadores eletrostáticos foram dimensionados com a menor área da base possível, a fim de ocupar menos espaço do *Process Truck* e os resultados estão apresentados na Tabela 18. LMTD é a diferença de temperatura média logarítmica.

Tabela 17. Dimensionamento dos Condensadores Casco Tubo.

Condensador	Q	LMTD	U	A	L tubo	L casco	D casco
P-01	7354 W	83 K	300 W/m ² .K	0,286 m ²	26 cm	13 cm	150 mm
P-02	4715 W	130 K	300 W/m ² .K	0,120 m ²	11 cm	5,4 cm	150 mm

Tabela 18. Dimensões dos precipitadores eletrostáticos.

Precipitador Eletrostático	Vazão total de gás	a	b	c	Volume
PP-01	5,5 m ³ /h	3,0 dm	1 dm	1 dm	3,0 L
PP-02	5,6 m ³ /h	3,1 dm	1 dm	1 dm	3,1 L

4.2.6 Dimensionamento do Resfriador de Biochar

O resfriamento do biochar foi assumido da T_p da pirólise até a temperatura ambiente (25°C). O calor sensível calculado foi de 5,32 MJ/h e a massa de ar (20 % em excesso) igual à soma da massa de ar necessária para combustão dos gases do processo (6,2 kg/h) e para a combustão do biochar (9,5 kg/h). Para a vazão mássica de ar necessária para queima do biochar, foi considerada uma composição molar do biochar de 50 % C, 30 % H e 30 % de O. Sendo o C_p do ar 1003,2 J/kg.K e estando o ar inicialmente a 25 °C, sua temperatura de saída calculada para uma vazão mássica total de 15,7 kg/h foi de 362,7 °C.

Foi assumido um U de 25 W/m².K, típico de convecção natural de gases, e uma relação L/D do equipamento em questão igual a 10. Portanto, a área de troca térmica será de 1 m². De acordo com a Figura A.4 apresentada no Anexo A, isso corresponderia a um comprimento de aproximadamente 1 m, e, portanto, o diâmetro calculado foi de 10 cm.

4.3 Valor estimado do *Process Truck*

O investimento inicial para esse sistema inclui uma picape S10 B, da marca Chevrolet (valor aproximado de R\$ 177.000), dois reatores do tipo rosca com fornos, motores, uma turbina, um gerador de energia elétrica, dois ciclones, dois condensadores casco tubo, dois precipitadores eletrostáticos, um resfriador para o biochar e um chiller (valor aproximado de 3 mil dólares), além de tubulações e acessórios e tanques para coleta dos produtos. Além disso, o custo de um operador no local.

O custo de uma unidade da empresa Biogreen Energy de médio porte (0,25 ton/h) corresponde a aproximadamente US\$ 328,000, alcançando US\$ 1,6 milhão em uma de grande porte (1,5 ton/h), sendo que essas unidades podem ser configuradas para serem estacionárias ou móveis (contêineres). Como informação adicional, o preço do biochar vendido pela Biogreen atualmente é de US\$ 1,156 por tonelada (Redwood Forest Foundation, [s.d.]).

Considerando que neste trabalho o sistema em questão alcançará uma capacidade de 10 % da unidade de médio porte mencionada, uma possível estimativa do investimento inicial seria de 10 % de US\$ 328,000, resultando em US\$ 32,800.

5 Conclusões e Trabalhos Futuros

Uma das vantagens dos processos combinados de torrefação e pirólise apresentados neste trabalho é agregar valor a resíduos sólidos, sem que haja formação de resíduos adicionais, pois todos os produtos podem ser utilizados. É um processo que não compete com outros processos de conversão de biomassas, pois a gaseificação e combustão geram produtos não transportáveis.

A capacidade de processamento estimada para uma picape de dimensões 2,32 m x 1,53 m x 2 m foi de 25,5 kg/h de biomassa seca, assumindo-se 15 % de umidade inicial e o dimensionamento dos principais equipamentos parece compatível com a capacidade dessa, visando a mobilidade do processo.

Como gargalo do processo, tem-se a torrefação, uma vez que seu tempo de residência alto (60 min) limita a capacidade produtiva da planta. Porém, para maiores capacidades, sem aumentar as dimensões do *Process Truck*, é possível pensar em unidades em paralelo, ou estudar a utilização de um reboque com equipamentos adicionais. Também é possível pensar em dois reatores de torrefação em série, um em cima do outro.

Com relação ao suprimento energético para a planta, foi observado neste estudo que para que esse processo seja autossustentável energeticamente, para essa matéria-prima (resíduos de eucalipto) com esses rendimentos (33 % líquido de torrefação, 54 % biomassa torrefada e 13 % gases da torrefação; 68 % bio-óleo, 17 % biochar e 16 % gases de pirólise), a partir dessas temperaturas e tempos de residência dos processos, isso não é possível.

Uma alternativa seria diminuir o rendimento no bio-óleo, gerando mais gases no processo e conseqüentemente mais energia da queima. Outras alternativas seriam queimar a biomassa (galhos residuais) em um equipamento em paralelo, utilizar aquecimento por microondas ou energia solar.

Esse processo necessitaria de uma quantidade muito alta de energia elétrica para poder operar, de 208 MJ/h, uma vez que a eficiência de geração de energia é muito baixa (~20 %), devido ao chiller e aos motores dos reatores, resfriador do biochar e triturador forrageiro.

O chiller é uma solução para se ter uma estrutura de refrigeração compacta, compatível com o tamanho do *Process Truck*, porém sua energia necessária corresponde a ~55 % de todo o consumo energético da planta. Isso porque é preciso uma margem de segurança de 50 %, devido a possíveis perdas de calor e ineficiências, com relação à potência calculada do chiller e a eficiência de geração de energia elétrica é muito baixa (20 %).

Como a corrente gasosa gerada no processo de torrefação é composta apenas por CO e CO₂ e tem um PCS muito baixo (2,1 MJ/kg) e como pelo balanço de massa a vazão mássica de gases gerados na torrefação é maior do que na pirólise, isso talvez acabe empobrecendo energeticamente os gases da pirólise, que tem um PCS bem maior, de 9,9 MJ/kg. Seria interessante realizar então um estudo de queima apenas da corrente gasosa originada na pirólise separadamente da corrente de torrefação. Porém, o CO obtido nesse processo não poderia ser lançado na atmosfera. Pode-se também pensar em um gaseificador para geração de gás de síntese, com poder calorífico maior.

Para trabalhos futuros, sugere-se aprimorar o estudo do balanço energético para a planta, realizar o projeto desse *Process Truck*, estruturando-o em um desenho de processo 3D, adicionando tubulações, acessórios, bombas, prevendo plataformas para acesso dos operadores e espaço para o painel de controle, que não foram considerados neste estudo.

REFERÊNCIAS

AGEFLOR, A. G. De E. F. AGEFLOR. Anuário AGEFLOR 2015 - Ano base 2014, [S.l.], 2015.

ALMEIDA, M. B. B. DE. Bio-óleo a partir da pirólise rápida, térmica ou catalítica, da palha da cana-de-açúcar e seu co-processamento com gasóleo em craqueamento catalítico. p. 149, 2008.

Biofabrik, [s.d.]. Disponível em: < <https://biofabrik.com/en/> >. Acesso em: 06, novembro 2020.

Biogreen Energy, [s.d.]. Disponível em: < <http://www.biogreen-energy.com/> >. Acesso em: 10, setembro 2020.

BOATENG, A. A. et al. Mobile demonstration unit for fast- and catalytic pyrolysis: The combustion reduction integrated pyrolysis system (CRIPS). **Journal of Analytical and Applied Pyrolysis**, v. 137, n. August 2018, p. 185–194, 2019.

BRIDGWATER, A. V. Review of fast pyrolysis of biomass and product upgrading. **Biomass and Bioenergy**, v. 38, p. 68–94, 2012.

BRUM, L. DA S. Pirólise Rápida de Folhas de Eucalipto com e sem Microondas. 2019.

CAMPOS, A. F. P. DE. Avaliação de catalisadores na reação de desidratação do glicerol. 2011.

CARDONA, S. et al. Torrefaction of eucalyptus-tree residues: A new method for energy and mass balances of the process with the best torrefaction conditions. **Sustainable Energy Technologies and Assessments**, v. 31, n. October 2018, p. 17–24, 2019.

CHO, J. et al. Kinetics and reaction chemistry for slow pyrolysis of enzymatic hydrolysis lignin and organosolv extracted lignin derived from maplewood. **Green Chemistry**, v. 14, n. 2, p. 428–439, 2012.

CHO, J.; DAVIS, J. M.; HUBER, G. W. The intrinsic kinetics and heats of reactions for cellulose pyrolysis and char formation. **ChemSusChem**, v. 3, n. 10, p. 1162–1165, 2010.

DHYANI, V.; BHASKAR, T. A comprehensive review on the pyrolysis of lignocellulosic biomass. **Renewable Energy**, v. 129, p. 695–716, 2018.

DI BLASI, Colomba. Modeling chemical and physical processes of wood and biomass pyrolysis. **Progress in energy and combustion science**, v. 34, n. 1, p. 47-90, 2008.

DIAS, J. M. C. D. S. et al. Produção de briquetes e péletes a partir de resíduos agrícolas, agroindustriais e florestais. **Embrapa Agroenergia**, p. 132, 2012.

FLEIG, O. P. Estudo da Torrefação Contínua de Casca de Arroz como Pré-Tratamento para Pirólise Rápida. 2020.

HEIDARI, A. et al. Effect of process conditions on product yield and composition of fast

pyrolysis of *Eucalyptus grandis* in fluidized bed reactor. **Journal of Industrial and Engineering Chemistry**, v. 20, n. 4, p. 2594–2602, 2014.

HOAGLAND, Kolby. Mobilizing Pyrolysis. **Biomass Magazine**, 2014. Disponível em: < <http://biomassmagazine.com/articles/10537/mobilizing-pyrolysis> >. Acesso em: 07, setembro de 2020.

IBÁ - INDÚSTRIA BRASILEIRA DE ÁRVORES. Relatório 2019 Report 2019. **Relatório**, p. 1–80, 2019.

JOUBERT, J. E. et al. Inherent process variations between fast pyrolysis technologies: A case study on *Eucalyptus grandis*. **Fuel Processing Technology**, v. 131, p. 389–395, 2015.

KLAFKE, A. F. Torrefação de Resíduos da Indústria de Papel e Celulose com o Pré-tratamento para Produção de Bio-Óleo via Pirólise Rápida. 2018.

KIND, Matthias et al. **VDI Heat Atlas**. 2010.

Adiabatic Flame Temperature. **MIT Massachusetts Institute of Technology**, [s.d.]. Disponível em: < <https://web.mit.edu/16.unified/www/SPRING/propulsion/notes/node111.html> >. Acesso em: 02, outubro 2020.

MENEZES, Diego. Tamanho das caçambas de picapes. **Autoguide**, 2015. Disponível em: < <http://www.autoguide.com.br/tamanho-cacamba/2/> >. Acesso em: 22, setembro 2020.

MOURANT, Daniel et al. Fast pyrolysis of mallee leaves: Yields and characteristics of the produced bio-oil. **Chemeca 2011: Engineering a Better World: Sydney Hilton Hotel, NSW, Australia, 18-21 September 2011**, p. 50, 2011.

PALANSOORIYA, K. N. et al. Impacts of biochar application on upland agriculture : A review. **Journal of Environmental Management**, v. 234, n. January, p. 52–64, 2019.

P.J. Linstrom and W.G. Mallard, Eds., **NIST Chemistry WebBook, NIST Standard Reference Database Number 69**, National Institute of Standards and Technology, Gaithersburg MD, 20899, <https://doi.org/10.18434/T4D303>, (recuperadas 7 novembro 2020).

PRINS, M. J.; PTASINSKI, K. J.; JANSSEN, F. J. J. G. Torrefaction of wood. Part 2. Analysis of products. **Journal of Analytical and Applied Pyrolysis**, v. 77, n. 1, p. 35–40, 2006.

PUBCHEM. **Pubchem**. [S.l.], [s.d.].

Pyrolysis – definition, A new way to bring value to materials. **Biogreen Energy**, [s.d.]. Disponível em: < <http://www.biogreen-energy.com/what-is-pyrolysis/> >. Acesso em: 03, outubro 2020.

Pyrotech Energy, [s.d.]. Disponível em: < <https://pyrotechenergy.com/> >. Acesso em: 13, setembro 2020.

RAYMUNDO, L. M. Desenvolvimento De Uma Planta Laboratorial De Pirólise Rápida Em Leito Fludizado Aplicado À Casca De Arroz. p. 125, 2016.

Redwood Forest Foundation, [s.d.]. Disponível em: <
[https://www.rffi.org/Library/RFFI Equipment Alternatives Report%2012 14 18.pdf](https://www.rffi.org/Library/RFFI_Equipment_Alternatives_Report%2012_14_18.pdf)>.
Acesso em: 08, novembro 2020.

REPELLIN, V. et al. Energy requirement for fine grinding of torrefied wood. **Biomass and Bioenergy**, v. 34, n. 7, p. 923–930, 2010.

ROEGIERS, J. Heat and mass transfer modelling of auger reactors. 2015.

Saiba como transportar objetos na caçamba de sua picape. **Passe carros**, 2017. Disponível em:
< [https://blog.passecarros.com.br/2017/06/02/saiba-como-transportar-objetos-na-cacamba-de-sua-picape/#:~:text=As%20medidas%20m%C3%A1ximas%20autorizadas%20para,Especial%20de%20Tr%C3%AAsito%20\(AET\)>](https://blog.passecarros.com.br/2017/06/02/saiba-como-transportar-objetos-na-cacamba-de-sua-picape/#:~:text=As%20medidas%20m%C3%A1ximas%20autorizadas%20para,Especial%20de%20Tr%C3%AAsito%20(AET)>) . Acesso em: 22, setembro 2020.

SHEN, D. et al. An overview on fast pyrolysis of the main constituents in lignocellulosic biomass to valued-added chemicals: Structures, pathways and interactions. **Renewable and Sustainable Energy Reviews**, v. 51, p. 761–774, 2015.

SHEN, J. et al. Effects of particle size on the fast pyrolysis of oil mallee woody biomass. **Fuel**, v. 88, n. 10, p. 1810–1817, 2009.

SILVA, H. D. F. DA. Dimensionamento de um reator piloto para pirólise de biomassa. 2016.

SILVA, J. F. S. Dimensionamento de um reator de pirólise destinado aos resíduos de couro da indústria de calçado. 2018.

Specific Heat of some common Substances. **Engineering Tool Box**, [s.d.]. Disponível em: <
https://www.engineeringtoolbox.com/specific-heat-capacity-d_391.html> . Acesso em: 05, outubro 2020.

TUMULURU, Jaya Shankar et al. Review on biomass torrefaction process and product properties and design of moving bed torrefaction system model development. In: **2011 Louisville, Kentucky, August 7-10, 2011**. American Society of Agricultural and Biological Engineers, 2011. p. 1.

UDOMSIRICHAKORN, J.; SALAM, P. A. Review of hydrogen-enriched gas production from steam gasification of biomass: The prospect of CaO-based chemical looping gasification. **Renewable and Sustainable Energy Reviews**, v. 30, p. 565–579, 2014.

WANG, D. et al. Science of the Total Environment Biochar production and applications in agro and forestry systems : A review. **Science of the Total Environment**, v. 723, p. 137775, 2020.

WERNER, K.; POMMER, L.; BROSTRÖM, M. Thermal decomposition of hemicelluloses. **Journal of Analytical and Applied Pyrolysis**, v. 110, n. 1, p. 130–137, 2014.

WESTERHOF, R. J. M. et al. Effect of particle geometry and microstructure on fast pyrolysis of beech wood. **Energy and Fuels**, v. 26, n. 4, p. 2274–2280, 2012.

YANG, H. et al. Characteristics of hemicellulose, cellulose and lignin pyrolysis. **Fuel**, v. 86, n.

12–13, p. 1781–1788, 2007.

ZABANIOTOU, A. et al. Bioenergy technology: Gasification with internal combustion engine application. **Energy Procedia**, v. 42, p. 745–753, 2013.

ZHANG, Yanning et al. Microwave-assisted pyrolysis of biomass for bio-oil production. **Pyrolysis; IntechOpen: London, UK**, p. 129-166, 2017.

APÊNDICE A

Tabela A.1. Calores específicos à pressão constante.

	Cp (J/kg.K)	Fonte
Biomassa torrefada a 300 °C	1270	CARDONA et al. (2019)
Biochar formado a 500 °C	4928,2	SILVA (2016)
Areia a 25 °C	800	Engineering Tool Box, [s.d.]
Água na T média = $(25 + 100)/2$ °C	4185,9	
Vapor de água na T média = $(100 + 300)/2$ °C	1975,9	
Acetona líquida a 298 K (aproximação para Acetol líquido)	1687,4	NIST Chemistry WebBook [s.d.]
CO ₂ na T média = $(25 + 300)/2$ °C	970	
CO na T média = $(25 + 300)/2$ °C	1053	
Água na T média = $(300 + 500)/2$ °C	2070	

Tabela A.2. Coeficientes de variação do Cp do Acetol (Gás ideal) com a temperatura.

Substância	Capacidade calorífica do gás ideal (J/mol.K)	Fonte
Acetol	$12,811 + 0,294.T - 1,511E-4.T^2 + 2,526E-8.T^3$	CAMPOS (2011)

Tabela A.3. Calores latentes de vaporização.

Substância	Calor Latente de Vaporização (J/kg)	Fonte
Acetol	566.966	NIST Chemistry WebBook [s.d.]
Eucaliptol	266.451,8	
Água	2.256.000	

ANEXO A

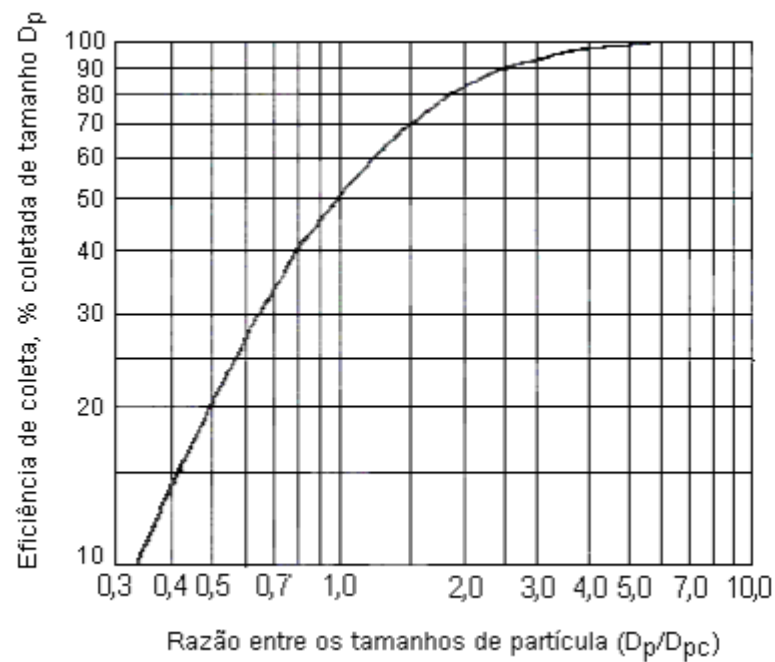


Figura A.1 Eficiência da coleta de partículas em ciclones tipo Lapple em função da razão entre o diâmetro da partícula e o diâmetro de corte da partícula. Fonte: LAPPLE, C.E. (1951)

01. Table 2. Number of tubes and number of passes, heat transfer area, and outer tube limit (OTL) of shell-and-tube heat exchangers with two fixed tube sheets (dimensions in mm)

		Nominal shell diameter													
		150	200	250	300	350	400	500	600	700	800	900	1000	1100	1200
Tube outer diameter: 25 Triangular pitch: 32 DIN 28 184, Part 1	No. of tubes	14	26	44	66	76	106	180	258	364	484	622	776	934	1124
	No. of passes	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2
	Heat transfer area in m^2/m	1.1	2.0	3.5	5.2	6.0	8.3	14.1	20.3	28.6	38.0	48.9	61.0	73.4	88.3
	OTL	143.2	191	247.7	298	316.3	372.5	478.3	575.5	672	771	868	966	1058	1159
	No. of tubes	–	–	–	–	68	88	164	232	324	432	556	712	860	1048
	No. of passes	–	–	–	–	4	4	4	8	8	8	8	8	8	8
	Heat transfer area in m^2/m	–	–	–	–	5.3	6.9	12.9	18.2	25.4	33.9	43.7	55.9	67.5	82.3
	OTL	–	–	–	–	325	368.6	481.4	573	666	772	866	966	1055	1160

Figura A.2 Número de tubos e número de passes em trocadores de calor casco tubo. Fonte: KIND (2010)

Gas	Evolution of c_p/\bar{R} with T (kJ/kmol)
CO_2	$2.401 + (8.735 \times 10^{-3})T - (6.607 \times 10^{-6})T^2 + (2.002 \times 10^{-9})T^3$
H_2O	$4.070 - (1.108 \times 10^{-3})T + (4.152 \times 10^{-6})T^2 - (2.964 \times 10^{-9})T^3 + (0.807 \times 10^{-12})T^4$
O_2	$3.626 - (1.878 \times 10^{-3})T + (7.055 \times 10^{-6})T^2 - (6.764 \times 10^{-9})T^3 + (2.156 \times 10^{-12})T^4$
N_2	$3.675 - (1.208 \times 10^{-3})T + (2.324 \times 10^{-6})T^2 - (0.632 \times 10^{-9})T^3 - (0.226 \times 10^{-12})T^4$

Figura A.3. Variação do Cp dos produtos de combustão com a temperatura. Fonte: MIT [s.d.]

UPK-C®

DESCRIPTION
UPK-C® est une vis de refroidissement en continu des produits fibreux, en grains, pulvéulents, pâteux ou boueux... Elle assure une fonction de refroidissement par passage d'eau froide dans les vis et les doubles parois.

UPK-C® is a continuous cooling screw conveyor for bulks, powders, granulates, pasty or muddy products... The cooling function is accomplished through chilled water into the screw and double jacket.

**CARACTÉRISTIQUES TECHNIQUES
TECHNICAL FEATURES**

Jusqu'à 6 m³/H
Longueur variable jusqu'à 9 000 mm
Coefficient d'échange jusqu'à 50 W/m²/°C
Température de refroidissement jusqu'à 4°C

*Up to 6 m³/H
Variable length up to 9 000 mm
Exchange coefficient up to 50 W/m²/°C
Cooling treatment temperature up to 4°C*

Refroidissement
Cooling



AVANTAGES

Refroidissement ultra-rapide
Nettoyage facile
Brassage parfait et traitement homogène garantis par pales

*Flash cooling
Easy cleaning
Perfect mixing and homogeneous treatment guaranteed by paddles*



↓ Entrée/sortie du produit
Product inlet/outlet

■ Fluide frigoporteur
Cold fluid

■ Produit traité
Treated product

■ Vis
Screw

MODELES MODELS	LONGUEUR LENGTH	SURFACE D'ÉCHANGE EXCHANGE SURFACE
UPK-C 300	3 000 mm	4,25 m ²
UPK-C 300	4 000 mm	5,65 m ²
UPK-C 300	5 000 mm	7,05 m ²
UPK-C 400	4 000 mm	7,80 m ²
UPK-C 400	5 000 mm	9,75 m ²
UPK-C 400	6 000 mm	11,70 m ²
UPK-C 400	7 000 mm	13,65 m ²
UPK-C 600	6 000 mm	18,15 m ²
UPK-C 600	7 000 mm	21,15 m ²
UPK-C 600	8 000 mm	24,18 m ²
UPK-C 600	9 000 mm	27,20 m ²

OPTIONS

Calorifuge Boîtier électrique Nettoyage avec process CIP Inox 316 Norme UL Générateur d'eau glacée Existe aussi en acier	Heat-insulating Electrical outlet CIP cleaning process Inox 316 UL Norm Iced water generator Also available in steel
--	--



Carrefour Jean Monnet
BP 20101 - 60201 Compiègne cedex
France

Tel. +33 3 44 86 44 20
Fax +33 3 44 86 27 86
Email contact@etia.fr

www.etia.fr

Imprimé en France - Printed in France. © 2013 ETIA. Tous droits réservés - All rights reserved. Mars 2013 - GLC.
ETIASA - Société Anonyme au capital de 154 540 Euros - Code TVA FR 44 351346 004 - SIRET 35 345 004 00037
Informations et photos non contraignantes susceptibles d'être modifiées sans préavis - Non-contractual information and photos may be changed without notice.

Figura A.4. Resfriador do biochar. Fonte: Biogreen Energy, [s.d.]