



UNIVERSIDAD
NACIONAL
DE COLOMBIA

Evaluación tecnoeconómica de la torrefacción de biomasa residual de la agroindustria de la palma de aceite en un horno rotatorio

Nora Eliana Montealegre Yela

Universidad Nacional de Colombia
Facultad de Ingeniería, Departamento de Ingeniería Mecánica y Mecatrónica
Bogotá, D. C., Colombia

2020

Evaluación tecnoeconómica de la torrefacción de biomasa residual de la agroindustria de la palma de aceite en un horno rotatorio

Nora Eliana Montealegre Yela

Trabajo Final presentado como requisito parcial para optar al título de:
Magister en Ingeniería – Ingeniería Mecánica

Director:

Dr. – Ing. Alexander Gómez Mejía

Línea de Investigación:

Diseño de sistemas energéticos.

Grupo de Investigación:

Biomasa y Optimización Térmica de Procesos - BIOT

Universidad Nacional de Colombia

Facultad de Ingeniería, Departamento de Ingeniería Mecánica y Mecatrónica

Bogotá, D. C., Colombia

2020

*A mis padres y mi pareja, quienes me han
apoyado incondicionalmente en este proceso.*

Agradecimientos

Agradezco el apoyo constante y su guía como mi director de Trabajo Final de Maestría al ingeniero Alexander Gómez. Gratitud a la Universidad Nacional de Colombia por proporcionarme nuevos conocimientos y una nueva experiencia de vida. A los ingenieros Nicolás Giraldo y Gabriel Talero, quienes realizaron comentarios y recomendaciones que me permitieron complementar satisfactoriamente el texto presente.

Resumen

La torrefacción es un proceso termoquímico que permite obtener un producto sólido con mayor densidad energética, cualidades hidrofóbicas y mayor resistencia a la degradación respecto a su biomasa. Igualmente, permite mejorar los costos de manipulación, almacenamiento y transporte del producto. En Colombia la industria de la palma de aceite es parte importante del sector bioenergético. Además, una planta con capacidad mayor procesa en promedio 40 t/h de racimo de fruta fresca. De esta manera, la planta genera residuos sólidos conformados por 8,8 t/h de tusa, 5,2 t/h de fibra y 2,4 t/h de cuesco. Por tales razones, el presente trabajo desarrolla un análisis tecnoeconómico que tiene un nivel de estudio de estimación de costos. Inicialmente, se plantea el diagrama de flujo del proceso de la torrefacción. Asimismo, se determinan las condiciones de torrefacción para cada residuo sólido. También, se dimensiona el horno rotatorio para la torrefacción de los flujos de biomazas por separado. Además, se utiliza la metodología de porcentajes con base en los costos de compra de los equipos y se estiman los costos de inversión y operación anuales. De esta forma, se establece el precio de venta para el material torrefacto en 1.236 COP/kg. Luego, se realiza el análisis financiero mediante el cálculo del VPN. Con ello se concluye que el proyecto es rentable financieramente para una tasa de oportunidad menor a 3,54 % con ganancia igual a 10 %. Por último, se realiza el análisis de sensibilidad que indica la dependencia de los precios finales hacia los costos de inversión, la capacidad y horas de producción anuales.

Palabras clave: residuos de palma de aceite, torrefacción, horno rotario, análisis tecnoeconómico, bioenergía.

Abstract

Torrefaction is a thermochemical process that allows to get a solid product with higher energy density, hydrophobic properties and greater resistance to degradation compared to its original biomass. Equally, it allows to improve the manipulation, storage and shipping costs. Moreover, Colombian oil palm industry is an important participant of the bioenergetic sector. Furthermore, a plant with greater capacity, processes an average of 40 t/h of fresh fruit bunches. Therefore, a plant generates solid wastes consisting of 8,8 t/h empty fruit bunches; 5,2 t/h of palm fiber and 2,4 t/h of palm kernel shell. For such reasons, the present investigation develops a techno-economic analysis with a study level of cost estimation. Initially, the torrefaction process flow diagram is suggested. Also, the torrefaction conditions for each solid waste are determined. Moreover, the rotary kiln used for the torrefaction of each biomass flow is dimensioned. Besides, the percentage of Delivered-Equipment Cost methodology is used to determine the Total Capital Investment and Annual Operating Cost. Thus, the sale price is settled in 1.236 COP/kg for torrefied material. Then, a financial analysis is done by calculating NPV. Based on this, it is concluded is financially viable at the return rate less than 3,54 % and 10 % profit. Finally, a sensitivity analysis is carried out and shows the dependence of the final prices to the investment costs, capacity and annual production hours.

Keywords: palm solid residues, torrefaction, rotary kiln, techno-economic analysis, bioenergy.

Contenido

	Pág.
1. Planteamiento del problema.....	3
1.1 Contexto internacional.....	3
1.2 Contexto latinoamericano.....	6
1.3 Contexto colombiano.....	7
1.3.1 Bioenergía en Colombia	9
1.4 Materia prima: palma de aceite	10
1.4.1 Caracterización fisicoquímica de los residuos de palma de aceite.....	12
1.5 Procesos de transformación de biomasa.....	14
1.5.1 Torrefacción.....	15
1.5.2 Horno rotatorio.....	23
1.6 Caso de estudio	25
2. Fundamentos análisis tecnoeconómico.....	27
2.1 Estudio técnico del proceso.....	31
2.2 Costos de inversión de capital.....	32
2.2.1 Costos fijos de capital del proceso, FCI	32
2.2.2 Costos directos.....	32
2.2.3 Costos indirectos	34
2.3 Costos anuales de operación	38
2.3.1 Costos directos de producción.....	39
2.3.2 Costos fijos de producción.....	40
2.3.3 Gastos generales.....	40
2.4 Proyectos de torrefacción.....	41
2.4.1 Valor del material torrefacto en los mercados	41
2.4.2 Mercado colombiano	42
2.4.3 Estudios tecnoeconómicos	42
2.5 Análisis financiero	44
3. Dimensionamiento del horno rotatorio.....	46
3.1 Parámetros de la torrefacción.....	46
3.2 Movimiento transversal en cilindros rotatorios	53
3.3 Condiciones de operación del horno rotatorio	56
4. Análisis técnico.....	63
4.1 Diagrama de flujo del proceso de torrefacción.....	63
4.2 Balances de masa y energía	67
5. Análisis económico.....	97

X Evaluación tecnoeconómica de la torrefacción de biomasa residual de la agroindustria de la palma de aceite en un horno rotatorio

5.1	Características de la planta de torrefacción	97
5.2	Estudio económico del proceso	99
5.2.1	Capital de inversión requerido	99
5.3	Costos anuales de operación.....	108
5.4	Análisis financiero	112
5.5	Análisis de sensibilidad.....	121
6.	Conclusiones y recomendaciones	127
6.1	Conclusiones	127
6.2	Recomendaciones	130
Bibliografía.....		132
Anexo A: Ejemplo de cálculo de los balances con los RFV.....		144
Anexo B: Características técnicas y cotización de precios de los equipos.....		154

Lista de símbolos y abreviaturas

Símbolos con letras latinas

Símbolo	Término	Unidad SI	Definición
A	Contenido de ceniza	1	$\frac{m_{ceniza}}{m_{BM}}$
A	Atributo del equipo	1	Ec. 2.2
A_s	Área transversal del lecho	m ²	Figura 3-5
A_t	Área transversal total	m ²	Figura 3-5
a_w	Actividad acuosa	1	Ec. 4.6
$a_{i_{min}}$	Aire mínimo teórico	1	Ec 4.36
C	Contenido de carbono	1	$\frac{m_C}{m_{BM}}$
C	Costo	COP	Tabla 2-2 – 2-3
C_d	Costo de compra del equipo	COP	Ec. 2.1 y 2.2
C_n	Costo de inversión de capital	COP	Ec. 2.1
c_p	Calor específico	$\frac{kJ}{kg K}$	Ec. 4.19 y 4.48
\bar{c}_p	Calor específico	$\frac{kJ}{kmol K}$	Ec. 4.18
D	Diámetro interno del cilindro	m	Figura 3-5
D	Depreciación	1	Ec. 5.2
EMC	Contenido de humedad en equilibrio	1	Ec. 4.6
f	Función	1	Ec. 4.46 – 4.48
f_i	Factor de multiplicación	1	Ec. 2.1
F	Valor futuro	1	Ec. 5.1
FC	Contenido de carbono fijo	1	$\frac{m_{FC}}{m_{BM}}$
Fr	Número de Froude	1	Ec. 3.2
FNP	Flujo neto del proyecto	1	Ec. 5.3
FNI	Flujo neto de inversión	1	Ec. 5.3
g_0	Gravedad	$\frac{m}{s^2}$	Dimensión básica
GL_l	Grado de llenado local	1	$\frac{A_s}{A_t}$
GL_p	Grado de llenado promedio	1	$\frac{V_L}{V_R}$
H	Contenido de hidrógeno	1	$\frac{m_H}{m_{BM}}$
HGI	índice de molienda de Hardgrove	1	Ec. 4.4
h	Entalpía	$\frac{kJ}{kg}$	Dimensión básica
h_s	Altura del lecho	m	Figura 3-5
HT	Hora trabajo	1	Tabla 5-4

Símbolo	Término	Unidad SI	Definición
Δh_{reac}	Entalpía de reacción	$\frac{\text{kJ}}{\text{kg}}$	Ec. 4.45
I	Índice de costo	1	Ec. 2.3
i	Tasa de interés	1	Ec. 5.1
i_D	Tasa de depreciación anual	1	Ec. 5.2
K	Constante	1	Ec. 4-7 – 4.9
L	Longitud del cilindro	m	Figura 3-5
m	Masa	g	Dimensión básica
M	Contenido de humedad	1	$\frac{m_{H_2O}}{m_{BM}}$
M	Masa molar	$\frac{\text{kg}}{\text{kmol}}$	Dimensión básica
m	masa	kg	Dimensión básica
m_{ar}	Tasa de oportunidad	1	Ec. 5.5
\dot{m}	Flujo másico	$\frac{\text{kg}}{\text{h}}$	$\frac{m}{t}$
\dot{m}'	Flujo másico real	$\frac{\text{kg}}{\text{h}}$	$\frac{m}{t}$
n	Velocidad de giro	min^{-1}	$\frac{1}{t}$
N	Contenido de nitrógeno	1	$\frac{m_N}{m_{BM}}$
N_{OL}	Número de operarios	1	Ec. 2.4
N_{np}	Etapas que no manejan partículas sólidas	1	Ec. 2.4
O	Contenido de oxígeno	1	$\frac{m_O}{m_{BM}}$
O_{min}	Oxígeno mínimo teórico	1	Ec 4.35
P	Presión	kPa	Dimensión básica
P	Etapas manejo de partículas sólidas	1	Ec. 2.4
P	Valor presente	1	Ec. 5.1
PCI	Poder calorífico inferior	$\frac{\text{MJ}}{\text{kg}}$	Tabla 4-3
PCS	Poder calorífico superior	$\frac{\text{MJ}}{\text{kg}}$	Tabla 4-3
PWF	Factor de valor presente	1	Ec. 5.3
q	Energía térmica	$\frac{\text{kJ}}{\text{h}}$	Dimensión básica
\dot{Q}	Flujo de calor ideal	$\frac{\text{kJ}}{\text{h}}$	Dimensión básica
\dot{Q}'	Flujo de calor real	$\frac{\text{kJ}}{\text{h}}$	Dimensión básica
r	Radio interno del cilindro	m	Figura 3-5
S	Contenido de azufre	1	$\frac{m_S}{m_{BM}}$
t	Tiempo	s	Dimensión básica
T	Temperatura	°C	Dimensión básica
TIR	Tasa interna de retorno	1	Ec 5.6
V	Contenido de material volátil	1	$\frac{m_{volatiles}}{m_{BM}}$
V	Volumen	m^3	Dimensión básica
VPN	Valor presente neto	COP	Ec. 5.3
W	Consumo eléctrico	$\frac{\text{kWh}}{\text{st}}$	Ec. 4.3

Símbolo	Término	Unidad SI	Definición
\dot{W}	Potencia eléctrica	W	Ec. 4.5
W_i	'Work Bond Index'	1	Ec. 4.4
X_i	Pérdidas de calor	1	Ec. 4.21 y 4.32
Y_E	Rendimiento energético	%	Tabla 3-3
Y_M	Rendimiento másico	%	Tabla 3-3

Símbolos con letras griegas

Símbolo	Término	Unidad SI	Definición
ρ_b	Densidad a granel	$\frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$	$\frac{m_{BM}}{V_t}$
ω	Fracción másica	$\frac{\text{kg}_i}{\text{kg}_{BM}}$	Ec. 4.15 - 4.17
ω	Velocidad angular	$\frac{\text{rad}}{\text{s}}$	Dimensión básica
λ	Ángulo del lecho	$^\circ$	Figura 3-5
λ	Relación de aire	1	Ec. 4.37
ϕ	Ángulo de inclinación del cilindro	$^\circ$	Figura 3-5
θ	Ángulo de inclinación del lecho	$^\circ$	Figura 3-5
φ	Ángulo de reposo	$^\circ$	Tabla 3-4
μ	Fracción másica de gas	$\frac{\text{kg}_i}{\text{kg}_{gc}}$	EC. 4.38
η	Eficiencia	1	Ec. 4.53

Subíndices

Subíndice	Término
0	Referencia
1	Tiempo base
2	Tiempo presente
a	Equipo requerido
a	entrada
A	Administrativos
ad	Base como se determina
air	Aire ambiente
alq	Alquitranes
AM	Materiales mantenimiento
amb	Ambiente
ar	Base como se recibe
b	Equipo base
b	Salida
B	Beneficios laborales
BM	Biomasa
c	Calentamiento
c	Corriente o nominal
C	Contenido carbón

Subíndice	Término
cal	Calentamiento
CC	Químicos iniciales
cond	Condensación
CO ₂	Contenido de dióxido de carbono
d	Pre calentamiento
db	Base seca
DC	directos
DL	Mano de obra directa
DOL	Mano de obra de operación directa
e	Evaporación
enf	Enfriamiento
fb	Fibra
gc	Gas de combustión
GF	Instalaciones generales
GT	Gas de torrefacción
H	Contenido hidrógeno
H	Manejo equipo
he	Específica
HR	Horno rotatorio
H ₂ O	Agua
IC	Indirectos
IF	Indirectos de campo
IL	Mano de obra indirecta
IM	Materiales indirectos
IOL	Mano de obra de operación indirecta
L	Lecho
L	Terreno
LT	Líquido de torrefacción
M	Materiales
min	Mínimo
MR	Mantenimiento
N	Número de periodos
net	Neto
N ₂	Contenido de nitrógeno
O	Honorarios
O	Contenido oxígeno
o	Inicial
OL	Operación
O ₂	Contenido de oxígeno
p	Pérdida
PC	Contingencias del proceso
PJ	Contingencias del proyecto
PO	Nómina
PR	Derechos de propiedad
pc	Calentamiento
pe	Evaporación
ps	Presecado
q	Quemador
qf	Salida del quemador
R	Reactor

Subíndice	Término
res	Residencia
RM	Materia prima
sec	Secado
S	Contenido de azufre
SL	Supervisión
SO ₂	Contenido de dióxido de azufre
SP	Capital de trabajo
ST	Sólido torrefacto
SU	Puesta en marcha
t	Total
T	Herramientas
T	Torrefacto
TAL	Mano de obra anual
torr	Torrefacción
tr	triturado
T&I	Impuestos
UT	Insumos
VEN	Ventas
VT	Volátiles de torrefacción
wb	Base húmeda
WC	Capital de trabajo

Superíndices

Superíndice	Término
j	Año evaluación
n	Factor exponencial
N	Número de periodos

Abreviaturas

Abreviatura	Término
<i>CEPCI</i>	' <i>Chemical Engineering plant cost index</i> '
<i>COP</i>	Peso colombiano
<i>DMC</i>	Costos directos de producción
<i>EUR</i>	Euro europeo
<i>FCI</i>	Capital fijo de inversión del proceso
<i>FMC</i>	Costos fijos de operación
<i>G</i>	Gas – gas
<i>GE</i>	Gastos generales de operación
<i>GEI</i>	Gases de efecto invernadero
<i>L</i>	Líquidos/lodos
<i>n.d</i>	No disponibles
<i>n.r</i>	No reportado por la fuente
<i>N/A</i>	No aplica
<i>PFD</i>	Diagrama de flujo de proceso

Abreviatura	Término
<i>RFF</i>	Racimos de fruta fresca
<i>RFV</i>	Racimos de fruta vacía
<i>S</i>	Sólido – sólido
<i>SAS</i>	Sociedad por acciones simplificada
<i>S-G</i>	Sólido – gas
<i>TCI</i>	Capital total de inversión
<i>TPC</i>	Costos totales de la planta
<i>TOC</i>	Costos anuales de operación
<i>TRM</i>	Tasa representativa del mercado
<i>USD</i>	Dólar americano

Introducción

La dependencia de recursos no renovables, como los combustibles fósiles, se presenta en la producción de un amplio portafolio de productos indispensables para el funcionamiento de la sociedad actual. Por ello, se ha generado una creciente preocupación y el enfoque de las investigaciones en la búsqueda de alternativas de consumo y aprovechamiento de recursos sostenibles. Por consiguiente, aparece la importancia de utilizar una fuente natural abundante en la superficie terrestre como es la biomasa. De forma que, para el procesamiento de los diferentes tipos de biomasa se abarca diferentes procesos tecnológicos conformados por métodos mecánicos/físicos, termoquímicos, bioquímicos y químicos. Adicionalmente, seleccionar el tipo de biomasa y el tipo de producto final, permite establecer las tecnologías necesarias para la serie de etapas del proceso.

Un área de interés es la producción de biocombustibles sólidos. Asimismo, uno de los objetivos es encontrar un sustituto de combustibles como el carbón mineral, o por lo menos, ejecutar el coprocesamiento y así disminuir las emisiones de gases efecto invernadero. Sin embargo, en dicha área se debe considerar el tipo de biomasa que se utiliza como materia prima para los procesos. Por lo tanto, aparece la importancia de un enfoque en las industrias existentes respecto a lo que significa la economía circular y bioeconomía. Es decir, aprovechar los residuos que se generan a lo largo de las cadenas de producción y crear diferentes ramas productivas con valor agregado.

Teniendo en cuenta lo anterior, en Colombia se observa el establecimiento y desarrollo de la industria de la palma de aceite con el objetivo de producir principalmente aceite de palma en los procesos primarios. Además, a partir de procesos secundarios se producen alimentos y biodiesel crudo. Por lo que, a lo largo de la cadena de procesamiento se generan biomásas residuales que usualmente se utilizan para combustión en calderas y disposición en el campo. Es aquí donde aparece la importancia del presente proyecto. Los residuos sólidos del proceso se pueden tratar mediante la tecnología termoquímica de torrefacción con el objetivo de producir un biocombustible denominado material torrefacto.

Este cuenta con mayor densidad energética, resistencia a la degradación biológica y mejores cualidades hidrofóbicas con respecto a la biomasa. De esta manera, se facilita el manejo, el transporte y su almacenamiento. También, se obtiene como subproducto los condensados de torrefacción con potencial en usos agrícolas. Por lo tanto, la torrefacción de las biomásas residuales de una planta de beneficio de palma de aceite permite generar productos de valor agregado.

Por otro lado, los residuos sólidos del proceso mencionado se conforman por tusa o racimo de fruta vacío (RFV), cuesco y fibra. Además, las biomásas contienen diferentes características fisicoquímicas. Por lo cual, es importante proponer su torrefacción en una tecnología que permita operar con materias primas heterogéneas. Por tal razón, se selecciona el horno rotatorio como el reactor del proceso. Además, produce un sólido final con características homogéneas.

El objetivo general del proyecto es realizar la evaluación tecnoeconómica para un proceso de torrefacción en un horno rotatorio de biomasa sólida residual de la agroindustria de la palma de aceite colombiana para una planta extractora con una capacidad promedio de procesamiento de 40 t/h de racimos de fruta fresca. Además, los objetivos específicos del proyecto son: primero, diseñar los diagramas de flujo del proceso PFD, así como establecer las propiedades necesarias junto con las especificaciones técnicas de los equipos y flujos del proceso de acuerdo con la capacidad de la planta. Asimismo, realizar los respectivos balances de masa y energía necesarios. En segundo lugar, realizar el análisis tecnoeconómico del proceso bajo los estándares propios de la industria de procesamiento químico y las guías prácticas recomendadas para ello. Por último, realizar el análisis financiero y un estudio de sensibilidad con base en lo reportado en los dos objetivos específicos anteriores. De forma que, el estudio tecnoeconómico se encuentra en el nivel de estimación del presupuesto preliminar y la viabilidad financiera. Esto significa que los rangos de precisión de los entregables son: inferior entre - 15 % a - 30 % y superior entre + 20 % a + 50 %. Por lo que, se realiza un diseño de la planta mediante un diagrama de flujo del proceso. Además, se establecen los parámetros de operación y los balances de masa y energía correspondientes en cada etapa principal. También, se calculan los costos de capital de inversión y costos operativos del proceso de acuerdo con prácticas recomendadas y bibliografía especializada. Posteriormente, se realiza el estudio financiero mediante la evaluación del valor presente neto. Finalmente, se efectúa un análisis de sensibilidad del estudio tecnoeconómico.

1. Planteamiento del problema

En el presente capítulo se describe el estado del arte y se realiza el planteamiento del problema, presentando el entorno internacional, latinoamericano y colombiano. Primero se indican normativas y programas que promueven el desarrollo y uso de las energías renovables en cada uno de los contextos. De esta manera, se llega al marco de la participación de la bioenergía en Colombia. El cual indica que la bioenergía a escala industrial en su mayoría trabaja con biomasa de cultivos agrícolas. Entre estos, está presente la industria de la palma de aceite, que se concentra en la zona oriental del país. Luego, se realiza una descripción del uso convencional de los residuos que se generan en la industria colombiana de la palma de aceite. Después, se exponen las capacidades de las plantas de beneficio existentes en Colombia. Por ello, se identifica que una planta de mayor capacidad instalada promedio procesa alrededor de 40 t RFF/h. Además, se realiza una recopilación de la caracterización fisicoquímica de los residuos sólidos de la palma de aceite. Posteriormente, se indican los procesos termoquímicos de conversión de biomasa. Sin embargo, se enfatiza en la descripción del proceso de torrefacción y se presentan las características funcionales de la tecnología de los hornos rotatorios. Finalmente, se resaltan las particularidades del caso de estudio en el presente trabajo.

1.1 Contexto internacional

El panorama energético mundial está orientado a la transición del uso de energías fósiles a energías renovables. Debido al cambio climático, la emisión de gases efecto invernadero (GEI) y el consumo dependiente de combustibles o energías provenientes del petróleo, este se considera como un reto mundial confrontado notoriamente con el Acuerdo de París que entró en vigor en noviembre de 2016. Ese acuerdo fue suscrito inicialmente por 55 países dispuestos a reforzar la respuesta mundial del cambio climático teniendo en cuenta el desarrollo sostenible y erradicación de la pobreza [1]. Para parte de dicha transición es necesario tener en cuenta el uso de la biomasa como un recurso renovable abundante que

brinda alternativas para la obtención de productos finales de alto valor agregado como biocombustibles, bioproductos y bioenergía, mientras se reduce el impacto ambiental [2, 3].

De esta manera, la Unión Europea (UE) plantea estrategias y políticas como objetivos de clima y energéticos a lograr para los años 2020, 2030 y 2050 [4]. Dentro del paquete de medidas de clima y energía 2020, se fundamentan tres objetivos a alcanzar: disminuir en 20 % de GEI de acuerdo con los niveles de la UE en 1990, establecer que el 20 % de la energía provenga de renovables y mejorar el 20 % en eficiencia energética. Por lo tanto, la UE tiene recursos económicos y programas destinados a la innovación e investigación tecnológica para la búsqueda de avances y el descubrimiento de ideas aplicables en los mercados. Horizonte 2020 es uno de los programas de investigación e innovación más grandes de la Unión Europea disponible durante el periodo entre los años 2014 y 2020 [3]. En él se plantean áreas de estudio como bioindustria y bioenergía. Estas tienen enfoques comunes caracterizados por la reducción de la dependencia de la industria europea de los combustibles fósiles y las emisiones de CO₂. De manera que se busca el desarrollo de industrias competitivas, innovadoras y sostenibles mediante el uso de recursos de base biológica y la ejecución de procesos eficientes energéticamente. Asimismo, se centra en la investigación de tecnologías energéticas de menor impacto ambiental.

Para el periodo entre junio del 2021 y 2030, la UE estableció el Marco climático y energético de 2030 [4]. Este se basa en tres objetivos: reducir por lo menos en 55 % de GEI de acuerdo con los niveles de la UE para el año de 1990, disponer de energía proveniente al menos de un 32 % de renovables y mejorar como mínimo en 32,5 % en eficiencia energética. Por lo tanto, se proyecta que implementar en conjunto dichas estrategias trae consigo la inversión con el objetivo de impulsar el progreso de una economía baja en carbono y construir un sistema de energía asequible, seguro, amigable con el medio ambiente y favorable para la salud humana. Además, para el 2050 la UE busca reducir entre 80 % a 95 % de GEI con respecto a los niveles de 1990 [5].

Por otra parte, con el propósito del manejo y transformación de la biomasa de forma sostenible, se considera a la bioeconomía como una estrategia basada en recursos y procesos biológicos con el fin de producir bienes y servicios en todos los sectores económicos. En cuanto a la discusión internacional, en abril del 2018 se presentó en Berlín

la segunda cumbre global de bioeconomía (GBS2018 por sus siglas en inglés), en la cual participaron 70 países [6]. En dicha cumbre se definió que la bioeconomía es actualmente parte de un proceso en transformación, el cual llama a participar a todos los países con el fin de que estos establezcan con claridad sus políticas programáticas. En este contexto, varios países alrededor del mundo están desarrollando y adoptando políticas estratégicas enfocadas a la bioeconomía. Por ejemplo, países como Austria, Brasil, Colombia, Ecuador, Estonia, Islandia y Japón se encuentran en el proceso de preparación de dichas políticas. Se llevan a cabo programas de innovación en bioeconomía en países como África Oriental, Australia, Argentina, Brasil, Canadá, China, Estados Unidos, India, Nueva Zelanda, Sudeste Asiático y la Unión Europea, adicionalmente. Asimismo, varios países, entre los que se encuentran algunos latinoamericanos, evalúan cómo la bioeconomía puede contribuir a lograr los Objetivos de Desarrollo Sostenible (SDG por sus siglas en inglés), apoyando de manera específica en los diferentes objetivos establecidos. Además, con el fin de incrementar y enfocar la investigación internacional en bioeconomía, se despliegan varias estrategias claves, en donde a nivel industrial se promueve la bioenergía y las biorrefinerías como parte de estas.

Una biorrefinería se considera como la integración de procesos tecnológicos y metodológicos con el uso de la biomasa como fuente de materias primas diversas para la generación sostenible de una serie de compuestos conformados por productos intermedios, productos finales y subproductos, los cuales pueden ser químicos, materiales, alimentos y bioenergía/biocombustibles [7]. La biorrefinería también se considera como una estrategia clave de la economía circular [8]. La economía circular se basa en el uso eficiente de recursos para producir compuestos que tengan su máxima utilidad y valor agregado durante todo el proceso productivo. Además, la economía circular busca que se reutilicen los residuos obtenidos a partir de los procesos tecnológicos.

Por lo tanto, los procesos de producción basados en el tratamiento de residuos de biomasa para obtener biocombustibles y bioenergía, genera gran interés internacional enfocado en la investigación y el desarrollo de tecnologías rentables, competentes y sostenibles para la obtención de productos sólidos, gaseosos y líquidos que conforman los combustibles para la generación de energía térmica y potencia eléctrica.

1.2 Contexto latinoamericano

Latinoamérica ha participado históricamente en la fase de transición del uso de energía fósil hacia el uso de energías alternativas con el uso y desarrollo de las hidroeléctricas y la bioenergía. Sin embargo, la participación de la generación hidroeléctrica se ha visto afectada constantemente debido a las sequías por las que han pasado estas regiones. Por lo tanto, en los últimos años se ha presentado el crecimiento en otras energías renovables. Por ejemplo, en el 2015 Latinoamérica tuvo una inversión económica en energías renovables (no hidroeléctricas) que alcanzó alrededor del 6 % del total global. Este hecho lo lideró Brasil, seguido por México y Chile. Por otra parte, el periodo entre los años 2010 y 2015 se caracterizó por la reducción en inversión de los proyectos de bioenergía para la producción de biocombustibles, pero compensado por el incremento en la inversión de energía eólica y solar [9]. En el caso de Brasil se ha presentado una disminución de la inversión en la producción de biocombustibles debido a una combinación de factores adversos de situaciones económicas y cambio en las condiciones climáticas. Sin embargo, este es el país latinoamericano que tiene la mayor participación en producción de bioenergía [9, 10].

No obstante, según lo menciona la Comisión Económica para América Latina (CEPAL) en su publicación de Bioeconomía en América Latina y el Caribe [11], Latinoamérica tiene potencial para expandir su frontera agrícola por medio de la ampliación de la producción de biomasa cultivada. La biomasa cultivada abarca tanto la obtenida a partir de cultivos tradicionales de alimentos, como la de cultivos energéticos no alimentarios. Por ejemplo, el país latinoamericano con mayor potencial en áreas para la expansión de cultivos energéticos para caña de azúcar y palma aceitera es Brasil [12]. De manera que, tiene el potencial de cultivar aproximadamente 30 millones y 46 millones de hectáreas, respectivamente. En el caso de Colombia, este se ubica en cuarto lugar, con el potencial de sembrar alrededor de 7 millones de hectáreas para la caña de azúcar y ocupa el tercer lugar con cerca de 11 millones de hectáreas para la siembra de palma de aceite [12]. Donde, los anteriores datos se determinan teniendo en cuenta el potencial si son sembrados de forma exclusiva. Sin embargo, la obtención de dichas biomásas debería ser regulada de acuerdo con objetivos de seguridad alimentaria y conservación de la biodiversidad. Asimismo, existe el potencial crecimiento del sector ganadero de la región. Por lo tanto, se busca la intensificación de actividades agroindustriales sostenibles, de

manera que se pueda hacer uso de los residuos agroindustriales para la generación de bioenergía, biocombustibles y bioproductos en general, de forma energéticamente eficiente y sostenible. Además, se deben tener en cuenta los beneficios económicos y sociales para la región. Así, la bioenergía y el uso de residuos de biomasa en procesos tecnológicos se presentan como rutas para el desarrollo de la bioeconomía en América Latina. De manera que, en varios países latinoamericanos como Argentina, Brasil, Colombia, Chile, Costa Rica, Cuba, Ecuador, México, Perú y Uruguay, ya existen leyes o iniciativas para el fomento de energías renovables o el manejo de residuos y desechos en bioenergía [11].

1.3 Contexto colombiano

Para el 2010 Colombia tuvo el 0,46 % de las emisiones de gases de efecto invernadero a nivel global, que pueden crecer en un 50 % para el año 2030, es decir, representarán alrededor de 0,69 % de GEI del nivel global si no se implementan acciones para su mitigación. Estas emisiones son causadas en Colombia principalmente por la deforestación de bosques. Frente a la realidad existente del cambio climático y la vulnerabilidad de todos los sectores del país ante este, en diciembre del 2015, Colombia firmó durante la Conferencia de las Partes 21 (COP21 por sus siglas en inglés) la participación en el Acuerdo de París. Se comprometió con ello a reducir sus emisiones de gases de efecto invernadero en un 20 % con respecto a sus emisiones proyectadas para el año 2030 [13].

Según el Ministerio de Ambiente y Desarrollo Sostenible, en el marco de desarrollo de la Estrategia Colombiana de Desarrollo Bajo en Carbono (EDBC), se han identificado más de 100 opciones de mitigación para implementarse en los sectores económicos de mayor importancia a nivel nacional y regional con el objetivo de avanzar en el crecimiento económico nacional en conjunto con la reducción de gases de efecto invernadero. Dichas opciones se clasifican en 8 Planes de Acción Sectorial (PAS), las cuales están conformadas por PAS de Transporte, de Energía Eléctrica, de Hidrocarburos, de Minas, de Industria, Agropecuario, de Residuos Sólidos y Aguas Residuales y de Vivienda [13].

Por otra parte, mediante la Ley 1715 de 2014 se busca incentivar en Colombia el desarrollo de las fuentes no convencionales de energía (FNCE) en el marco de la política energética nacional para el cumplimiento de compromisos asumidos enfocados en energías

renovables, gestión eficiente de la energía y reducción de GEI. Esta ley concibe como FNCE a fuentes de la biomasa, a las pequeñas hidroeléctricas, a la eólica, la geotérmica, la solar, los mares e incluyen a la energía nuclear [14]. Asimismo, existe el Programa de Uso Racional y Eficiente de Energías No Convencionales (PROURE), el cual plantea la búsqueda de la participación de FNCE en un 6,5 % para el 2020 en términos de capacidad instalada del Sistema Interconectado Nacional (SIN). En cuanto a las Zonas no Interconectadas (ZNI), traza una participación de 30 % de FNCE en la capacidad de generación instalada. Por otro lado, la Política Nacional de Biocombustibles (PNBC) establece el uso de bioetanol y biodiesel en proporciones de acuerdo con lo estipulado en revisiones periódicas hechas por el Ministerio de Minas y Energía [15].

Ahora bien, como lo menciona el Plan Energético Nacional al 2050 (PEN) [16], la UPME calculó que la producción de hidrocarburos decrecería de forma acelerada a partir de 2014 y a partir de 2018 el autoabastecimiento se volvería insostenible. Hecho que, en conjunto con los precios bajos internacionales del crudo, afecta directamente en la economía nacional. Esto debido a que el sector de hidrocarburos tiene gran importancia en el país. Además, la inestabilidad del sistema financiero afectaría a diferentes indicadores sociales del país. Por lo tanto, el PEN menciona la importancia de implementar estrategias para la incorporación de hidrocarburos no convencionales. Estos corresponden a todos los que se encuentran en formaciones compactas e impermeables, agrupando a los hidrocarburos líquidos y gaseosos. Sin embargo, la inversión en estas técnicas de explotación no convencionales resulta baja debido a los riesgos regulatorios, sobre todo en cuestión de impacto ambiental significativo.

Además, frente a la necesidad de adaptación de Colombia ante el cambio climático, su compromiso de disminuir las emisiones de GEI y la disponibilidad de diversos recursos renovables en las regiones de la gran extensión del territorio colombiano, en el PEN se manifiesta la importancia de diversificar la canasta de generación energética del país. Esto con el objetivo de garantizar la confiabilidad del suministro energético mediante el uso de FNCE de forma sostenible. De esta manera, la UPME considera como el posible escenario más optimista, que para el 2028 exista un 15 % de participación de energías renovables no convencionales en capacidad instalada [16].

1.3.1 Bioenergía en Colombia

En cuanto al desarrollo y promoción de la energía proveniente de la biomasa según la Ley 1715 del 2014 [14], se fomenta la realización de planes de aprovechamiento de todos los productos, subproductos y residuos obtenidos de biomasa forestal a partir de la silvicultura. También, se enfatiza en la aplicación energética de cultivos energéticos de forma sostenible. Además, fomenta el aprovechamiento energético de la biomasa de origen agrícola con el fin de evitar la quema incontrolada o el vertimiento de residuos agrícolas. Asimismo, incentiva mediante la valorización energética de acuerdo con criterios de sostenibilidad económica y ambiental, para la utilización de los residuos sólidos hacia un enfoque energético, el cual incluye la obtención de biocombustibles sólidos.

En Colombia, el potencial energético se concentra en el aprovechamiento de residuos forestales y agrícolas. Se conforman principalmente por residuos de caña de azúcar, palma de aceite, el cisco y la pulpa de café, la cascarilla de arroz, residuos de banano y de plátano y explotaciones silvícolas [16]. En el Atlas de Potencial de la Biomasa Residual de Colombia de 2010 se indica que el potencial energético anual de la biomasa residual del sector agrícola es de 331.645,71 TJ/año. En cuanto al sector pecuario, los residuos están conformados por bovinaza, porquinaza, pollinaza y gallinaza, los cuales tienen un potencial energético anual de 117.747,7 TJ/año. También, muestra como potencial energético anual un valor de 409,85 TJ/año proveniente de residuos sólidos orgánicos urbanos de las principales ciudades del país. Por lo tanto, el total del potencial energético suma aproximadamente 450.000 TJ/año, que equivalen a un 28 % de la demanda energética interna del año 2012 [16, 17].

Por otra parte, se debe considerar que el potencial de energía de la biomasa en el país es significativo tanto como para hacer parte de la diversificación de la canasta de generación de energía eléctrica y térmica, como para el desarrollo en primera instancia de cadenas de valor con el objetivo de producir biocombustibles de primera generación líquidos, sólidos y gaseosos. En donde el concepto de biorrefinería entra a formar parte del progreso de las plantas de bioenergía en el país, promoviendo el desarrollo rural en términos económicos y sociales.

En cuanto a la producción de bioetanol en el país, actualmente esta se hace a partir de caña de azúcar. La industria azucarera se concentra en los departamentos de Valle del Cauca, Cauca, Risaralda, Quindío y Caldas. En el 2017 se produjeron 367 millones de

litros en 6 destilerías de etanol, los cuales fueron destinados a la mezcla con gasolina según la reglamentación colombiana. Asimismo, a partir de 11 plantas de cogeneración con caña de azúcar se generaron 1487 GWh de energía eléctrica y se produjeron un promedio de 16,2 toneladas de azúcar por hectárea [16, 18]. Sin embargo, la producción de etanol en 2017 no fue suficiente para abastecer la demanda nacional de este producto. Por lo tanto, se importó etanol mediante lo regulado en la Resolución 90454 de 2014. Además, se dio vía libre a las importaciones de etanol a partir de mayo de dicho año. Lo que afectó significativamente en la producción de etanol y en la utilización de la capacidad instalada de dicha industria.

Para la producción de biodiésel, en el país se usa el aceite de palma como principal insumo. En el 2013, Colombia contó con 9 plantas de producción de biodiesel con una capacidad de 591.000 toneladas por año [16]. Según la Federación Nacional de Cultivadores de Palma de Aceite (Fedepalma), en 2017 la producción nacional de aceite de palma fue 1.627.552 toneladas y las ventas internas del aceite de palma destinado a biodiesel alcanzaron las 458.400 toneladas [19].

1.4 Materia prima: palma de aceite

La palma de aceite es una planta perenne que crece en las regiones tropicales del mundo. Esta genera sus frutos agrupados en racimos de fruta fresca (RFF). En la industria de esta palma se obtienen dos productos principales: el aceite de palma crudo (CPO por sus siglas en inglés) y la almendra (PK por sus siglas en inglés) [20]. El aceite crudo se usa para producir alimentos, biodiesel y derivados petroquímicos. A partir de la almendra se obtiene torta de palmiste (PKC por sus siglas en inglés) y aceite de palmiste (PKO por sus siglas en inglés). PKC se usa principalmente para la producción de alimentos animales y PKO se emplea para la manufactura de productos petroquímicos [20]. También, en esta industria se genera una cantidad de residuos de biomasa significativos. Se considera biomasa sólida residual alrededor del 41 % del RFF. Estos residuos se conforman por tusa, raquis o racimo de fruta vacío (RFV), el cual representa el 22 % del RFF. La fibra representa un 13 % y el cuesco (PKS por sus siglas en inglés) representa aproximadamente el 6 %, el porcentaje restante incluye cenizas, residuos de tolva y lodos [21–23]. Además, un ciclo de producción de una palma de aceite es de aproximadamente 25 años, de donde se obtienen residuos como tronco, raíces y hojas (estos no se tienen en cuenta en el balance anterior).

Indonesia, Malasia, Tailandia, Nigeria y Colombia son los mayores productores de aceite de palma en el mundo [19, 21]. Para el 2017, el territorio colombiano tuvo un área sembrada de 516.960 ha, el rendimiento promedio nacional de aceite de palma crudo fue de 3,8 t/ha y el rendimiento de fruto de palma promedio nacional fue de 17,2 t/ha. Donde el 40 % de las hectáreas sembradas corresponde a la zona oriental del país, el 32 % a la central, el 24 % a la norte y el 4 % a la suroccidental [24].

En cuanto a los usos de la biomasa residual en plantas de beneficio en Colombia, en la investigación realizada por García et al. [23] mencionan que para el 2010, el 83 % de la tusa se pone en disposición en el campo, el 15 % se dispone para compost y el 2 % se usa en combustión en calderas. Asimismo, el 80 % de la fibra se usa en combustión, 14 % se usa para hacer compost y 6 % se utiliza como abono dentro de las plantaciones. Por último, del cuesco se utiliza un 67 % en combustión y el 33 % se dispone de diversas maneras en el campo.

Según Fedepalma [24], en 2017 la producción de RFF fue de 7.412.113 toneladas en Colombia. Además, para 2017 se considera una capacidad instalada potencial de 14.786.880 t RFF/año teniendo en cuenta un funcionamiento ideal de 8760 h/año. De acuerdo con los porcentajes de la biomasa residual mencionados con anterioridad, se estima que para 2017 se obtuvo 444.727 t de cuesco, 1.630.665 t de tusa y 963.575 t de fibra. En la tabla 1-1 se presenta la distribución de las plantas extractoras del país según rangos de tamaño de procesamiento. En esta tabla, la capacidad instalada agregada es igual a la sumatoria de la capacidad instalada en las plantas extractoras de cada rango. La capacidad instalada promedio se calcula con la división entre capacidad instalada y el número de plantas dentro de cada rango.

Tabla 1-1. Distribución de plantas de beneficio de fruto de palma de aceite según rangos de tamaño por capacidad instalada en Colombia y cálculo estimado de la generación de tusa, cuesco y fibra para el año 2017. (Tabla adaptada de [24] y cálculos propios).

Rango de tamaño i	Número de plantas	Capacidad instalada agregada	Capacidad promedio	Capacidad promedio tusa	Capacidad promedio cuesco	Capacidad promedio fibra	Capacidad promedio de residuos sólidos
t-RFF/h		t-RFF/h	t-RFF/h	kg/h	kg/h	kg/h	kg/h
$0 < i \leq 5$	3	13	4,33	953	260	563	1.777
$5 < i \leq 10$	6	54	9,00	1.980	540	1.170	3.690
$10 < i \leq 15$	14	187	13,36	2.939	801	1.736	5.476
$15 < i \leq 25$	15	326	21,73	4.781	1.304	2.825	8.911
$25 < i$	28	1.108	39,57	8.706	2.374	5.144	16.224
Total	66	1.688	88,00	19.359	5.280	11.439	36.078

1.4.1 Caracterización fisicoquímica de los residuos de palma de aceite

A continuación, se presenta la tabla 1-2 que muestra una compilación de caracterización fisicoquímica de residuos sólidos: el racimo de fruta vacía, la fibra y el cuesco de la palma de aceite del territorio colombiano. Se percibe que, de los tres residuos, el RFV tiene mayor contenido de humedad inicial (superior al 50 %), seguida por la fibra y finalmente el cuesco. Por otra parte, el cuesco cuenta con el mayor poder calorífico y mayor densidad a granel en comparación con las otras dos biomásas. También, se añade información de los residuos sólidos con origen de Malasia con propósitos de comparación.

Tabla 1-2: Lista de caracterización de biomasa: residuos de palma de aceite (tabla de creación propia).

Tipo biomasa	Composición próxima				Composición elemental					Poder calorífico		ρ_b	País	Ref.
	<i>M</i>	<i>A</i>	<i>V</i>	<i>FC</i>	<i>C</i>	<i>H</i>	<i>N</i>	<i>S</i>	<i>O</i>	<i>PCS</i>	<i>PCI</i>			
	%	%	%	%	%	%	%	%	%	MJ/kg	MJ/kg	kg/m ³		
RFV _{ad}	4,70	4,40	73,50	17,40	46,60	6,10	0,88	n.d	37,30	18,73	17,27	284	Col.	[25]
RFV _{ad}	65,46	1,10	27,75	5,69	15,73	1,89	0,16	n.d	15,67	5,89	4,25	n.d	Col.	[26]
RFV _{db}	0,00	3,19	80,35	16,46	48,19	5,19	1,04	n.d	42,40	18,52	18,51	n.d	Col.	[26]
RFV _{db}	6,43	8,19	78,92	12,88	44,12	5,56	n.d	n.d	41,48	19,71	18,43	n.d	Col.	[27]
RFV _{ar}	55,30	2,10	34,50	8,10	21,90	2,80	0,41	n.d	17,50	8,95	6,98	581	Col.	[25]
RFV _{db}	57,20	n.d	n.d	n.d	45,53	5,46	0,45	0,04	43,40	17,02	15,82	n.d	Mal.	[28]
Fibra _{ad}	3,50	3,30	72,80	20,40	49,00	5,20	1,67	0,12	37,30	18,68	17,88	446	Col.	[25]
Fibra _{ad}	36,95	3,44	47,94	11,68	31,20	3,70	0,01	n.d	24,70	11,20	10,29	n.d	Col.	[26]
Fibra _{db}	0,00	5,45	76,03	18,52	49,49	5,87	0,01	n.d	39,18	20,66	20,65	n.d	Col.	[26]
Fibra _{ar}	31,90	2,30	51,40	14,40	34,60	3,60	1,18	0,09	26,40	13,97	12,27	380	Col.	[25]
Fibra _{ad}	4,20	3,70	9,90	78,30	42,50	6,40	1,00	n.d	42,60	18,45	n.d	n.d	Col.	[29]
Fibra _{db}	37,20	n.d	n.d	n.d	46,92	5,89	1,12	0,09	42,66	19,61	18,31	n.d	Mal.	[28]
Cuesco _{db}	6,28	3,74	85,38	10,88	45,78	5,86	n.d	n.d	43,95	20,22	18,89	n.d	Col.	[27]
Cuesco _{db}	8,25	2,99	69,57	19,19	47,39	5,09	0,64	0,11	43,79	19,20	n.d	699	Col.	[30]
Cuesco _{ar}	21,40	n.d	n.d	n.d	46,68	5,86	1,01	0,06	42,01	16,14	14,55	n.d	Mal.	[28]
Cuesco _{daf}	11,2	1,4	79	n.d	52,8	5,7	0,9	n.d	40,5	22,2*	21,1*	773	Col.	[31, 32]

n.d - no reportado por la fuente

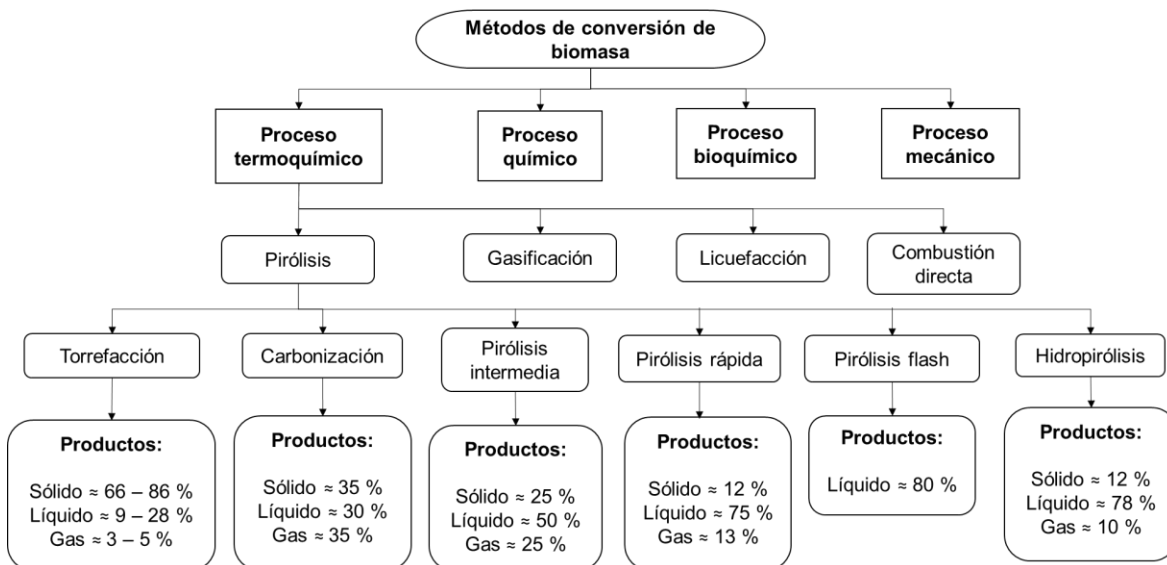
* reportado en base seca

1.5 Procesos de transformación de biomasa

Los procesos de producción para la transformación de residuos de biomasa se conforman por múltiples tecnologías que usualmente son agrupadas por sus características funcionales tecnológicas para la conversión de biomasa. Estos grupos de tecnologías son: procesos físicos/mecánicos, procesos bioquímicos, procesos químicos y procesos termoquímicos [2].

Los procesos termoquímicos incluyen pirólisis, gasificación, combustión y licuefacción [31]. De los cuales, la pirólisis se considera un proceso fundamental entre las tecnologías termoquímicas debido a que conlleva todas las reacciones químicas necesarias para obtener como productos principales materiales sólidos, líquidos y gases en ausencia de oxígeno [33]. En dichos procesos es posible variar la fracción y características de sus productos finales principales mediante el cambio de los parámetros del proceso, como el tipo de biomasa, el tipo de reactor, la temperatura máxima, las condiciones de la atmósfera de reacción, la tasa de calentamiento y el tiempo de residencia dentro del reactor [31, 34].

Figura 1-1: Clasificación de las tecnologías de torrefacción de acuerdo con el tipo de calentamiento (ilustración adaptada de [35, 36]).



1.5.1 Torrefacción

La torrefacción es un pretratamiento termoquímico reconocido como un proceso prometedor que permite obtener como productos: producto líquido, producto gaseoso y producto sólido [37]. Por ello, con este proceso se puede obtener una serie de productos de alto valor agregado. De los cuales, el producto principal obtenido es el material sólido denominado como material torrefacto. En la torrefacción se presenta una degradación de la estructura celular de la biomasa. También, hay una liberación parcial de los volátiles [38]. Asimismo, la torrefacción reduce la higroscopicidad, aumenta la densidad energética e incrementa la resistencia a la degradación biológica del material torrefacto respecto a la biomasa usada como materia prima [21, 37, 39].

Este proceso se define por calentar a una tasa baja la biomasa hasta una temperatura entre 200 - 300 °C, a presión atmosférica y por lo general en ausencia de oxígeno. Es un estado temprano de la pirólisis de biomasa, por lo tanto, suele denominarse como una pirólisis a baja temperatura o pirólisis suave (*'soft pyrolysis'* en inglés) [21]. Adicionalmente, Bergman et al. [40] clasifica a este proceso en cinco etapas: la primera etapa es de un calentamiento inicial de la biomasa hasta la temperatura donde el contenido de humedad comienza a evaporarse. Enseguida, pasa a la segunda fase que se denomina presecado, aquí, el agua libre se evapora a la temperatura de saturación de la presión atmosférica. Luego, en el postsecado la temperatura se incrementa hasta los 200 °C, el agua ligada se evapora y existe una pequeña pérdida de masa. Después, con el aumento de la temperatura comienza la etapa de torrefacción, caracterizada porque se presentan reacciones de degradación y la pérdida de masa de la fracción sólida. Además, en esta etapa se alcanza la máxima temperatura del proceso (temperatura de torrefacción). Por último, se pasa a una fase de enfriamiento parcial del sólido torrefacto.

Los parámetros que afectan el proceso de torrefacción son principalmente la temperatura, tiempo de residencia, tipo de biomasa y tamaño de partículas [38]. La temperatura es el parámetro que más influye en el proceso porque de esta depende la degradación de la biomasa. El rendimiento másico decrece con el incremento de la temperatura, pero el rendimiento energético aumenta. Asimismo, con altas temperaturas se incrementa el carbono fijo, mientras que los contenidos de oxígeno e hidrógeno disminuyen [36, 39]. En cuanto al tiempo de residencia, este es un parámetro importante para determinar el volumen del reactor de acuerdo con la capacidad del proceso. Sin embargo, este no es un parámetro que afecte las propiedades finales de producto torrefacto [38]. En consideración con el tamaño de partícula, este afecta en menor grado el rendimiento másico de la torrefacción. Finalmente, el rendimiento másico depende del tipo de

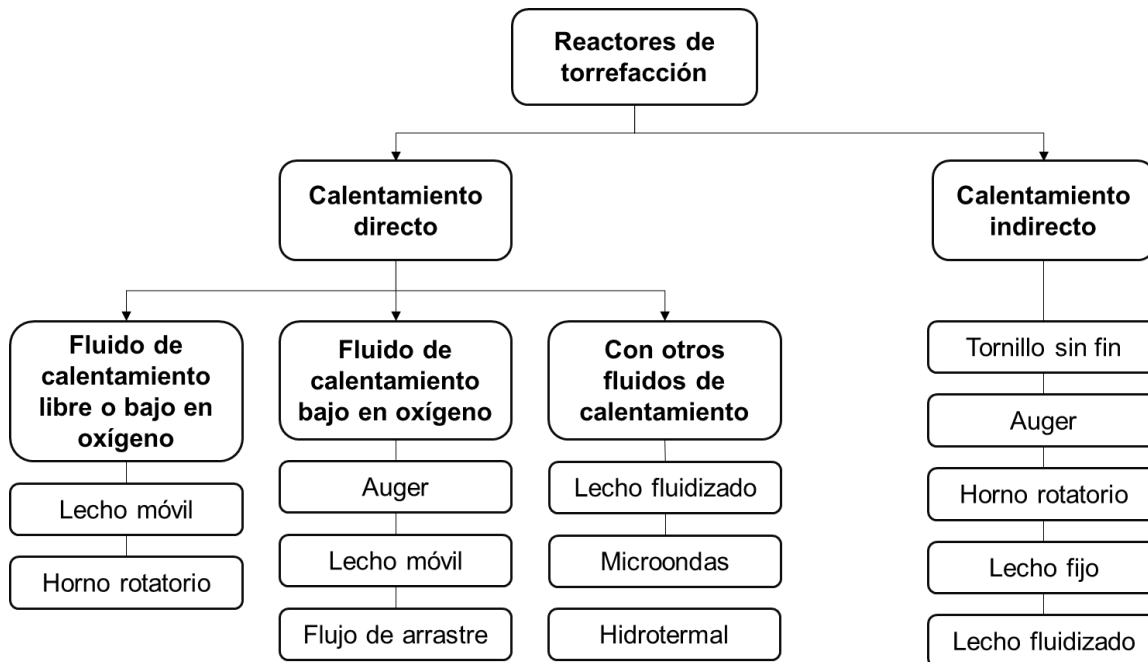
biomasa porque a la temperatura de torrefacción se degrada principalmente el contenido de hemicelulosa, lo que significa que es menor el rendimiento másico para biombras con alto contenido de hemicelulosa [38].

Por otro lado, la torrefacción ha tenido gran avance investigativo durante la última década [25, 26, 41]. Según World Bioenergy Association (WBA) [10], en el 2015 se estimó una producción de material torrefacto de 452.000 t/año en todo el mundo. Asimismo, la peletización, cocombustión, cogasificación y combustión directa son las áreas de mayor aplicación industrial con el uso de tecnologías de torrefacción [21].

Existe variedad en tecnologías de torrefacción de biomasa. Los reactores se diferencian por la capacidad de procesar diferentes tamaños de partícula de la materia prima. De esta manera, la selección del tipo de reactor se basa en las características de la biomasa como materia prima. Incluso, la materia prima puede necesitar de pretratamientos para reducir el tamaño de partícula antes de entrar al reactor. Sin embargo, en este último caso se aumentarían los costos de capital y los costos de operación del proceso [42]. Además, la selección del reactor depende de la capacidad de producción y del producto final deseado.

Por otra parte, los reactores de torrefacción se pueden clasificar de acuerdo con el mecanismo de intercambio de calor con la biomasa. De manera que se clasifican en reactores de calentamiento directo y en reactores de calentamiento indirecto [43]. En los primeros, la biomasa tiene contacto directo con el fluido de calentamiento, libre o con bajo contenido de oxígeno [21]. En los segundos, existe una barrera física entre la biomasa y la fuente de calor o fluido de calentamiento, por lo que es más fácil el control de la presencia de oxígeno en el reactor, pero puede generar heterogeneidad en el calentamiento de la biomasa [43]. A continuación, se muestra un diagrama de acuerdo con dicha clasificación de reactores de torrefacción.

Figura 1-2: Clasificación de las tecnologías de torrefacción de acuerdo con el tipo de calentamiento (ilustración adaptada de [43]).



Existen varios estudios de torrefacción con el uso de diferentes equipos tecnológicos, estos se centran usualmente en la caracterización del producto torrefacto y en los efectos que ejercen los parámetros del proceso sobre este [25]. En seguida, en la tabla 1-3 se muestra un listado de los resultados de estudios previos de torrefacción con residuos sólidos de palma de aceite, maderas de álamo y cedro.

Tabla 1-3: Lista de estudios de torrefacción (tabla de creación propia).

Reactor de torrefacción	Masa de muestra	Materia prima	T [°C]	Y _{M,ad} [%]	Y _{E,ad} [%]	Tiempo residencia	Tasa calentamiento	Tipo de atmósfera	Tamaño de partícula	Ref.
Reactor tipo tubular horizontal	6 g	RFV	220	43,16	83	30 min	10 K/min	0,5 L/min N ₂	d = 1 mm	[28]
			250	36,98	73				d = 1 mm	
			300	24,18	56				d = 1 mm	
		Fibra	220	63,08	98				L = 10 mm	
			250	60,04	95				d = 2 mm	
			300	52,45	96					
		Cuesco	220	77,44	93					
			250	73,83	90					
			300	71,27	100					
Reactor de alimentación en serie calentado por un quemador a gas.	100 g	Cuesco	200	88,10	92,54	15 min	n.d	200 mL/min N ₂	x = 7-15 mm	[44]
			250	82,60	93,20					
			275	76,70	95,30					
			300	73,70	94,70					
			325	63,50	88,20					
			350	44,50	64,10					
Termogravimetría	2 g	RFV	220	73,00	89,00	140 min	10 K/min	0,1 L/min N ₂	x = 355-500 μm	[45]
			300	43,00	58,00					
		Fibra	220	71,00	85,00					
			300	45,00	58,00					
		Cuesco	220	84,00	93,00					
			300	61,00	73,00					
Termogravimetría	10 mg	Fibra	250	62,00	65,25	30 min	10 K/min	50 mL/min N ₂	x = 150 μm	[29]

Tabla 1-3: Lista de estudios de torrefacción (continuación).

Reactor de torrefacción	Masa de muestra	Materia prima	T [°C]	$Y_{M,ad}$ [%]	$Y_{E,ad}$ [%]	Tiempo residencia	Tasa calentamiento	Tipo de atmósfera	Tamaño de partícula	Ref.
Horno tipo tubular	50 g	RFV	200	95,29	110,79	15 min	n.d	0,5 - 1,0 L/min N ₂	partículas finas de malla 40	[46]
				92,76	118,17	30 min				
				90,35	119,04	45 min				
			250	91,21	112,30	15 min				
				90,11	120,54	30 min				
				89,05	120,98	45 min				
			300	88,87	111,34	15 min				
				80,92	109,03	30 min				
				74,69	103,46	45 min				
		Tronco de palma de aceite	200	93,81	95,78	15 min				
				93,26	95,64	30 min				
				92,32	94,88	45 min				
			250	92,05	95,30	15 min				
				91,95	96,09	30 min				
				91,15	96,43	45 min				
			300	91,19	96,96	15 min				
				88,45	108,10	30 min				
				84,93	108,21	45 min				
Reactor tubular de lecho fijo	2 g	RFV	220	90-93	92-94	30 min	10 K/min	0,1 L/min N ₂ con 0 %, 3 %, 9% o 15 % de oxígeno	d = 0,375; 1,5; 3,0; 6,0 mm	[47]
			300	72-80	87-96					
Reactor de lecho fijo	1 g	RFV	220	91,40	n.d	30 min	10 K/min	1500 cm ³ /min nitrógeno 5.0	1 mm < x < 25 mm H = 2 mm	[39]

Tabla 1-3: Lista de estudios de torrefacción (continuación).

Reactor de torrefacción	Masa de muestra	Materia prima	T [°C]	Y _{M,ad} [%]	Y _{E,ad} [%]	Tiempo residencia	Tasa calentamiento	Tipo de atmósfera	Tamaño de partícula	Ref.
Reactor de lecho fijo	20 g	Fibra	220	92,50	97,92	30 min	10 K/min	n.d	x = 250 - 1000 μm	[25]
			250	80,10	89,44					
			270	72,30	83,50					
		RFV	220	91,40	92,74					
			250	78,40	83,60					
			270	64,40	74,77					
Reactor lecho fijo	7 g	RFV	270	57,00	87,19	30 min	10 K/min	N ₂	x = 0,1 - 1 mm	[48]
			56,00	87,10	60 min					
Horno tubular	10 g	Cuesco	270	80,00	n.d	n.d	3 K/min	1,5 L/min N ₂	x = 0,05 - 5 mm	[31]
			300	72,00	n.d	n.d				
			270	90,00	n.d	n.d	10 K/min			
			300	74,00	n.d	n.d				
Horno rotatorio	n.d	Madera de álamo	250	73,90	n.d	23 min	n.d	N ₂	d = 11 - 25 mm l = 64 mm	[43]
				85,70	n.d	60 min				
Horno rotatorio	3 kg/h	Madera de cedro	230	85,00	92,00	50 min	n.d	30 L/min N ₂	d = 20 mm	[49]
			260	78,00	91,00					
			290	76,00	90,00					
			230	78,00	91,00		n.d	gas 6% O ₂ , 10% CO ₂ y 84% N ₂ .		
			260	70,00	81,00					
			290	48,00	55,00					

n.d - no reportado por la fuente.

Los reactores de tornillo sin fin son de uso frecuente en procesos a escala piloto [21]. Estos operan con calentamiento directo o indirecto. Los reactores consisten en uno o múltiples tornillos sin fin dispuestos de forma vertical u horizontal, que transportan la biomasa a través del reactor y simultáneamente existe la transferencia de calor con la fuente de calor. Un reactor de tornillo sin fin es relativamente económico, pero su escalabilidad a mayor tamaño es limitada a medida que la relación entre el área de la superficie del tornillo sin fin y el volumen del reactor disminuye [42]. Además, la mezcla de las partículas es limitada, por ello, la transferencia de calor hacia la biomasa no es homogénea [22].

Los reactores de lecho fluidizado se consideran tecnologías prometedoras en varias aplicaciones industriales a causa de su característica principal, que es la existencia de una alta tasa de transferencia de calor entre las fases sólida y gaseosa debido al contacto directo entre estas [42]. Sin embargo, se reportan limitaciones en el arrastre de partículas finas debido a la dificultad en la separación entre el sólido torrefacto y sólidos usados para el calentamiento [43].

Por otra parte, en las tecnologías de reactores verticales de lecho móvil, la biomasa entra por la parte de arriba del reactor y esta se mueve gradualmente hacia abajo mientras un fluido gaseoso transporta calor desde la parte inferior hacia la parte superior del reactor. Los gases producidos en la reacción son recolectados en la parte alta del reactor. En procesos de torrefacción a gran escala que usen una mezcla de diferentes tamaños de partículas de biomasa, existe el riesgo de que se canalice el flujo caliente a través del lecho, causando un producto final desigual en el fondo del reactor [42].

Un reactor de microondas tiene las ventajas de calentar homogéneamente y permite utilizar más variedad de tamaños de partículas de biomasa. Sin embargo, se requiere usar energía eléctrica que puede considerarse como un aumento de costos en el proceso [42].

Por su parte, en la tabla 1-4 se presentan un conglomerado de varias empresas e instituciones que tienen proyectos enfocados en las tecnologías de torrefacción. Así, se identifica que existen al menos siete plantas de torrefacción a escala comercial, en las cuales, los reactores de horno rotatorio, de tornillo sin-fin y lecho fluidizado son los más utilizados. Asimismo, se encuentra que el horno rotatorio es el reactor que más se emplea en las plantas de torrefacción a diferentes estados de desarrollo.

Tabla 1-4: Lista de proyectos de plantas de torrefacción con base en las tecnologías de torrefacción (elaborada a partir de [22, 42, 50, 51])

Reactor	Empresa o institución	Ubicación	Capacidad	Costos de inversión		Estado de desarrollo
				USD	COP*	
Reactor de cinta	4 EnergyInvest - AmelBiocoal	Bélgica	42.000 t/año	\$16.900.000	\$63.653.850.000	Demostración
	Stramproy Green Investment	Países Bajos	45.000 t/año	n.d	n.d	Comercialización
Horno rotatorio	Airless	Suiza	50.000 t/año	n.d	n.d	Fuera de servicio
	Andritz	Australia	10.000 t/año	\$5.100.000	\$19.209.150.000	Planta piloto
	Atmosclear	Reino Unido	50.000 t/año	n.d	n.d	Fuera de servicio
	BIO3D	Francia	n.d	n.d	n.d	n.d
	CENER	España	100 - 400 kg/h	n.d	n.d	Planta piloto
	Earth Care Products	Estados Unidos	20.000 t/año	n.d	n.d	Comercialización
	ETPC-Umea University	Suecia	30.000 t/año	\$14.300.000	\$53.860.950.000	Demostración
	Stramproy	Bélgica	n.d	n.d	n.d	n.d
	Teal Sales Inc	Estados Unidos	15.000 t/año	n.d	n.d	Demostración
	Torkapparater	Suecia	100.000 t/año	n.d	n.d	n.d
Reactor tipo tornillo sin-fin	Torr-Coal	Países Bajos	70.000 t/año	\$22.800.000	\$85.876.200.000	Comercialización
	Agri-Tech producers LLC	Estados Unidos	13.000 t/año	n.d	n.d	Demostración
	BioLake BV	Países Bajos	5.000 t/año	n.d	n.d	Planta piloto
	FoxCoal	Países Bajos	35.000 t/año	n.d	n.d	Fuera de servicio
	New Biomass Energy	Estados Unidos	80.000 t/año	n.d	n.d	Comercialización
Lecho móvil	Solvay	Francia	80.000 t/año	n.d	n.d	Comercialización
	ECN / Andritz	Países Bajos	10.000 t/año	n.d	n.d	Demostración
	LMK Energy	Francia	20.000 t/año	n.d	n.d	Demostración
Lecho fluidizado	Thermya	Francia	20.000 t/año	\$5.200.000	\$19.585.800.000	Demostración
	River Basin Energy	Estados Unidos	48.000 t/año	n.d	n.d	Comercialización
Microondas	Topell	Países Bajos	60.000 t/año	\$19.500.000	\$73.446.750.000	Comercialización
	CanBiocoal	Reino Unido	110 t/año	n.d	n.d	Laboratorio

n.d No reportado por la fuente

* Se calcula en pesos colombianos (COP) con TRM: 1 USD = 3767 COP y 1 EUR = 4251 COP

1.5.2 Horno rotatorio

En cuanto a los hornos rotatorios, la biomasa puede ser calentada directa o indirectamente con el uso de gases resultantes de la combustión de volátiles, con vapor sobrecalentado o combustibles fósiles [40, 42]. Los hornos de calentamiento directo tienen la relación de tamaño entre longitud y diámetro en un rango de 5 a 12, lo que depende del tipo de aplicación en los que se usan. De manera que hay hornos de hasta 150 m de longitud para procesamiento en húmedo. Asimismo, existen hornos de hasta 120 m de longitud para procesamiento en seco [32], especialmente en la industria del cemento. El calentamiento directo se puede realizar mediante combustión en una cámara independiente o la llama puede dirigirse a lo largo del horno [52]. Por otra parte, los hornos de calentamiento indirecto para aplicaciones en la transformación de biomasa suelen ser de menor longitud. El calentamiento indirecto se puede generar mediante combustión o calentadores eléctricos que se pueden posicionar a lo largo del cilindro buscando un calentamiento homogéneo del tambor construido usualmente de acero al carbono [53].

Los hornos rotatorios también se pueden clasificar de acuerdo con el tipo de flujo. Es decir, de acuerdo con la dirección relativa entre el producto de la fase sólida y el material volátil o gaseoso. Son flujos paralelos cuando la dirección del flujo es la misma para el producto sólido y el material volátil. Son flujos en contracorriente cuando la dirección es contraria [32].

Además, los hornos rotatorios poseen un tambor cilíndrico que rota en su eje axial y tiene un ángulo de pendiente permitiendo el procesamiento de cargas continuas. Estos obtienen un producto de alta homogeneidad debido a que se puede controlar el proceso variando la temperatura de torrefacción, la velocidad de rotación y el ángulo del tambor, por lo que son de gran uso a escala comercial e industrial [28, 42]. En cuanto a las ventajas principales del reactor de horno rotatorio, estas recaen en la independencia del tamaño de partícula de la materia prima a procesar, es decir, permite procesar materiales con propiedades físicas y químicas variables. También, el horno rotatorio se puede automatizar por completo y en comparación con otros equipos, su construcción es económica y apropiada para el procesamiento de un alto volumen en capacidad [32]. Sin embargo, es posible escalar un horno rotatorio hasta una capacidad de 15 t/h [22].

La calidad y eficiencia de los reactores dependen de la transferencia de calor y masa en los procesos químicos debido a las condiciones de movimiento dentro del reactor. Para los hornos rotatorios, estos se clasifican en una ubicación entre los reactores de lecho fijo y lecho fluidizado, puesto que la velocidad de flujo es mayor que la de los reactores de lecho fijo, pero es menor que la de los reactores de lecho fluidizado. Por otra parte, los hornos rotatorios operan normalmente con grados de llenado entre 5 % y 20 %. Este se caracteriza por la relación entre el volumen ocupado por el material y el volumen interno total del reactor [32].

De acuerdo con la tabla 1-4, algunas compañías involucradas en el desarrollo y construcción de los hornos rotatorios son Andritz en Austria, Atmosclear en Reino Unido, Airless en Suiza, BIO3D en Francia, CENER y Torkapparater en España, EarthCare Products y Teal Sales Inc en Estados Unidos, Torr-Coal en Países Bajos y Stramproy en Bélgica [22, 42]. Además, se precisa que existen en operación varias plantas de torrefacción con hornos rotatorios, por lo menos existen dos a nivel comercial, dos en demostración y dos a nivel piloto. Por ejemplo, la planta piloto de torrefacción implementada por ANDRITZ [54]. Esta tiene la capacidad de 50.000 t/año, el reactor de torrefacción es un horno rotatorio de calentamiento indirecto y tiene una etapa independiente de presecado de la biomasa. Además, el calentamiento para los dos equipos se realiza mediante gases de la combustión de biomasa en una cámara aparte sin la recirculación de los gases de torrefacción.

En los hornos rotatorios, debido a las bajas tasas de calentamiento durante la torrefacción se promueve la formación de material sólido que se le denomina material torrefacto [32]. El material torrefacto se usa principalmente como combustible en la cocción de alimentos. También, se usa como material base para producir carbón activado, el cual se aprovecha en el tratamiento de aguas potables y aguas residuales [49, 55, 56]. Igualmente, se utiliza como material para elaborar catalizadores de limpieza de gases. Hay estudios sobre el uso del material torrefacto como material para el secuestro del carbono. Asimismo, se puede usar como sustituto del coque como agente reductor en la producción de acero [55, 56]. Además, existen estudios enfocados en la captura de CO₂ en la atmósfera [49, 56]. También, están los procesos de peletización a partir del material torrefacto [37] y en el empleo en plantas de cocombustión para generación de energía eléctrica y/o térmica [55–57].

1.6 Caso de estudio

Se busca analizar tecnoeconómicamente la torrefacción de los residuos sólidos de la palma de aceite, teniendo en cuenta una planta de beneficio de palma de aceite dentro del rango $i > 25$ t RFF/h, es decir, con mayor capacidad promedio instalada agregada en Colombia. Por ello, la capacidad de dicha planta comprende alrededor de 40 t RFF/h (ver sección 1.4 y tabla 1-1). Asimismo, las plantas en el rango $i > 25$ t RFF/h, representan el mayor porcentaje (alrededor del 42,4 %) del total de plantas de procesamiento de palma de aceite en Colombia [24].

Por otra parte, considerando la información expuesta en las secciones anteriores del capítulo, cada residuo sólido del racimo de fruta fresca (RFF) tiene propiedades fisicoquímicas diferentes. Por ello, para llevar a cabo un proceso de torrefacción en una sola instalación se requiere de un reactor capaz de procesar sin limitación hacia los diferentes tamaños de partícula e independiente de otras condiciones fisicoquímicas de las biomásas. Además, es importante que la calidad del material torrefacto obtenido se caracterice por tener propiedades homogéneas. Por otro lado, dicha industria de palma genera 8,8 t/h de racimo de fruta vacío (RFV) (22 % de RFF); 5,2 t/h de fibra (13 % de RFF) y 2,4 t/h de cuesco (6 % de RFF). Por consiguiente, en el presente proyecto se establece el procesamiento independiente de cada residuo sólido, es decir, la capacidad máxima de proceso por hora en la planta de torrefacción se presenta al procesar los RFV. Con ello, se identifica que la planta de torrefacción tiene una capacidad baja en comparación con lo reportado por estudios de plantas de torrefacción internacionales [37, 40, 58]. En esos estudios, la capacidad de operación varía desde 27,27 t/h hasta 64,63 t/h de biomásas maderosas.

En otro lugar, para el presente trabajo se necesita que el reactor de torrefacción opere en semicontinuo y los operarios puedan modificar las condiciones de operación sin mayor dificultad. Por último, es importante considerar que el reactor esté disponible comercialmente para su compra y transporte a Colombia. De esta manera, se escoge el horno rotatorio como el reactor de torrefacción debido a que sus características técnicas permiten cumplir con los propósitos expuestos. Adicionalmente, se ha incrementado la atención en estudios y análisis para aplicación en torrefacción con la tecnología del horno rotatorio [40] (ver tabla 1-4). Entre sus características técnicas a destacar se encuentran: tiene la capacidad de procesar biomásas con diferentes tamaños y características

fisicoquímicas. También, permite un calentamiento uniforme de la carga a granel que depende parcialmente del movimiento transversal de la carga dentro del cilindro. Asimismo, un adecuado movimiento transversal fomenta la mezcla apropiada, de forma que, promueve que la carga de material torrefacto cuente con características homogéneas.

Finalmente, para el escenario de una planta de beneficio de palma aceitera en Colombia que tiene un horario de trabajo de dos turnos continuos diarios [59]. Además, en este se realiza la torrefacción de forma individual de cada flujo de tusa, fibra y cuesco en un proceso semicontinuo durante 8.000 horas en un año. De esta forma, se obtiene un factor de operación de 91,3 % resultante de la relación entre la capacidad promedio instalada para los residuos sólidos (43.733 t/año) sobre la capacidad total promedio disponible (47.888 t/año).

2. Fundamentos análisis tecnoeconómico

El diseño de una planta o un proceso se basa en buscar el potencial que tiene este para la fabricación de uno o más productos que generen un beneficio [60]. La ganancia económica es parte de los beneficios que se pueden obtener de un proceso de producción. De esta manera, realizar un análisis tecnoeconómico (TEA por sus siglas en inglés) permite diseñar las etapas del proceso y establecer los costos asociados con la inversión de capital para la construcción y los costos de operación de cada etapa.

Existen cinco clasificaciones de la estimación de costos para procesos de producción [56, 57]: estimación detallada, estimación definitiva, estimación preliminar, estudio de estimación y estimación por orden de magnitud. Cada categoría tiene determinado un nivel de precisión para el alcance en los entregables del TEA de un proceso de producción industrial [62]. Por tal razón, se recurre a la práctica recomendada 18R-97 de la Asociación Americana de Ingeniería de Costos (AACE por sus siglas en inglés) [63], para especificar el nivel de estimación del proceso de torrefacción de interés de este trabajo (ver numeral 1.6).

La guía técnica 18R-97 [63] se aplica para los procesos industriales que se enfocan en la fabricación y producción de productos químicos, petroquímicos y procesamiento de hidrocarburos. Las cuales, se diseñan con el uso de diagramas de flujo de proceso (PFD por sus siglas en inglés) o con diagramas de tuberías e instrumentación (P&ID por sus siglas en inglés). Dichos tipos de diagramas definen el alcance primario y esto es fundamental para definir el grado de madurez del proyecto. Se muestra en la tabla 2-1 la clasificación de los procesos industriales en las cinco clases estimadas de acuerdo con el grado de madurez.

Tabla 2-1: Matriz de clasificación de costos estimados de procesos industriales (adaptada de [63]).

	Característica primaria	Característica secundaria		
Clase de estimación de costos	Nivel de madurez de acuerdo con los entregables del proyecto (expresada en el % de la definición completa)	Propósito de la estimación	Metodología	Rango de precisión (variación típica en los rangos bajo y alto)
Clase 5	0 % a 2 %	Proyección de conceptos.	Capacidad factorizada, modelos paramétricos, por juicio o analogía.	B: - 20 % a - 50 % A: + 30 % a + 100 %
Clase 4	1 % a 15 %	Estudio o viabilidad.	Equipos factorizados o modelos paramétricos.	B: - 15 % a - 30 % A: + 20 % a + 50 %
Clase 3	10 % a 40 %	Autorización o control de presupuesto.	Costos unitarios semidetallados con elementos de línea de nivel de montaje.	B: - 10 % a - 20 % A: + 10 % a + 30 %
Clase 2	30 % a 75 %	Control u oferta / licitación.	Costos unitarios detallados con un nivel supuesto de despegue.	B: - 5 % a - 15 % A: + 5 % a + 20 %
Clase 1	65 % a 100 %	Comprobar presupuesto u oferta / licitación.	Costos unitarios con un nivel de despegue.	B: - 3 % a - 10 % A: + 3 % a + 15 %

Para el presente proyecto, el alcance del diseño es elaborar y evaluar la rentabilidad del proceso de torrefacción de biomasa sólida residual de la industria de la palma de aceite, con la aplicación de la tecnología del horno rotatorio y la elaboración del respectivo PFD. De tal manera, teniendo en cuenta la definición del nivel de madurez constatado en la práctica recomendada 18R-97, el proyecto se clasifica dentro de la clase 4. Este se aplica para evaluar un tipo de concepto en un proceso, establecer el presupuesto preliminar y determinar la viabilidad del proceso. Asimismo, se considera que la precisión de los entregables del proyecto están dentro del rango inferior entre - 15 % a - 30 % o un rango superior entre + 20 % a + 50 % [63].

- **Método de porcentaje de costos de compra del equipo**

Existen varios métodos para estimar los costos de un proceso de producción de acuerdo con el nivel de madurez que se requiera obtener. El método de porcentaje de costos de compra del equipo se utiliza para proyectos de estimación preliminar y estudios de estimación de costos. Conlleva una precisión de los entregables de un rango bajo entre - 20 a - 30 % y un rango alto entre + 20 a + 30 % [60].

La técnica consiste en primero definir el costo total de compra del equipo C_d . Este se maneja como base para el cálculo de los costos directos e indirectos. Para lo cual, se utiliza factores de multiplicación que dependen de la base del proceso de estudio, la complejidad del diseño, materiales de construcción, ubicación de la planta, entre otros [60]. Cada factor de multiplicación corresponde a los componentes de los factores directos e indirectos. A partir del cálculo de costos directos e indirectos se determinan los costos de inversión de capital. De forma que, esta técnica se puede resumir en la ecuación 2.1 [60], donde C_n equivale a los costos de inversión de capital, C_d es el costo de compra del equipo libre a bordo (f.o.b por sus siglas en inglés) y f_i representa los factores de multiplicación:

$$C_n = \sum_{i=1}^n f_i C_d = C_d + f_1 C_d + f_2 C_d + f_3 C_d + \dots + f_n C_d. \quad (2.1)$$

Por consiguiente, se hace referencia a un análisis tecnoeconómico propuesto por la práctica recomendada internacional 16R-90 descrita por la AACE [64]. Esta guía recomendada se utiliza para las estimaciones del tipo de presupuesto que tienen una precisión de - 15 % a + 30 %. Asimismo, la guía técnica 16R-90 especifica factores porcentuales para el cálculo de los costos en congruencia con procesos productivos

industriales [64]. Además, se considera que la importancia del procedimiento de esta práctica recae en que tiene en cuenta toda la información técnica necesaria para desarrollar una estimación del presupuesto y de todos los costos necesarios para la evaluación de desempeño económico del proceso de estudio. Igualmente, dicha práctica ofrece un método sistemático con el fin de obtener resultados comparables de manera válida y clara. El procedimiento de la práctica recomendada 16R-90 [64] es el siguiente:

- El procedimiento se inicia por establecer los objetivos específicos del estudio, identificar las diferentes alternativas para alcanzar dichos objetivos y determinar los supuestos necesarios para limitar el análisis. En donde, los objetivos a cumplir son los criterios de verificabilidad y comparabilidad.
- Se establece el diseño de la planta de proceso mediante el uso de diagramas de flujo de los procesos tecnológicos requeridos, los cuales muestren información detallada y los balances de masa y energía de cada componente o equipo.
- Desarrollar especificaciones de los equipos por medio de los requisitos de los diagramas de flujo, de los balances de masa y energía con datos confiables de los procesos que conforman la planta. Esto con el propósito de tener la información necesaria para llevar a cabo el cálculo del costo del tipo de presupuesto.
- Estimar el capital total requerido. Primero se establece el costo de cada componente o equipo. Asimismo, se establecen los costos de instalación de material y mano de obra de acuerdo con los factores recomendados. También, se consideran los costos indirectos, costos de ingeniería, gastos generales y de administración. Finalmente, se agregan costos de preproducción, capital de inventario y de insumos necesarios.
- Estimar los costos de operación de la planta. Para lo cual, en primera instancia se usan los datos del diseño para establecer los requisitos de mano de obra de operación, de utilidades y requisitos químicos. Luego, a partir de estos y con uso de factores recomendados, se establecen los costos operativos totales.

- Realizar el análisis financiero. Con el uso de los datos desarrollados en las anteriores secciones, se escoge un procedimiento o técnica para determinar la viabilidad económica.
- Estudio de sensibilidad. Se realiza un análisis enfocado en examinar el efecto de los cambios, por lo general técnicos, en la línea base de estudio, la cual se refiere a las variables clave y las suposiciones, en donde pequeñas modificaciones generan un mayor efecto en los resultados del estudio.

2.1 Estudio técnico del proceso

El estudio técnico es la base para encontrar el capital de inversión y la mano de obra que son necesarios para ejecutar un proceso de producción. Por ende, este considera la capacidad y localización del proyecto [65].

Por su parte, para el cálculo de la capacidad se utiliza del diagrama de flujo de proceso (PFD por sus siglas en inglés). Este proporciona una descripción del proceso mediante un arreglo secuencial de los equipos necesarios para llevarlo a cabo. Este se caracteriza por proveer las tasas de los flujos, las conexiones de los flujos y las condiciones de operación [66]. Por lo general, cada equipo tiene asignado un código o nombre descriptivo. Asimismo, a cada línea de flujo se le establece un número y su dirección se representa con una flecha. Además, el PFD generalmente está acompañado por una tabla que presenta la información de cada línea de flujo del proceso [62, 66]. En esta tabla, se presenta un resumen de la información sobre las características de operación técnicas de los equipos que conforman el proceso. Finalmente, es necesario establecer los flujos de servicios e insumos que suplen a los equipos.

Por otra parte, el proceso puede ser continuo o por lotes dependiendo de la cantidad de la materia prima y el rango de tiempo de operación. Por lo general, para trabajar con variedad de materias primas y producir cantidades menores a 500 t/año de un amplio catálogo de productos se recomienda un proceso por lotes [62]. Se requiere este tipo de proceso cuando la materia prima tiene una cantidad determinada durante un periodo de tiempo. Por otro lado, si se trabaja con un tipo de materia prima y se produce más de 5000 t/año del producto principal, se considera un proceso en continuo como la mejor opción [62]. Un proceso continuo tiene baja flexibilidad en el proceso frente a cambios de disponibilidad de materia prima o demanda del mercado. Sin embargo, estos procesos son más eficientes

debido a su escala. También, los costos operativos son menores y el control de estos procesos es más sencillo debido a la poca variedad en la materia prima por procesar. Asimismo, es importante que no se presente gran cantidad de incrustaciones en los equipos en un proceso continuo para evitar el incremento de costos de capital y de operación [62].

En cuanto a la localización del proyecto, se debe considerar una serie de factores como medios y costos de transporte, cercanía de las fuentes de abastecimiento, factores ambientales, industrias conexas, acceso a la infraestructura, disponibilidad de insumos, entre otros [65].

2.2 Costos de inversión de capital

En orden del desarrollo de un estudio de un proceso con nivel de madurez clase 4, se procede a listar los costos por calcular para la estimación preliminar de viabilidad tecnoeconómica del proceso dentro de un rango de precisión bajo entre -30 a -15 % y alto entre +20 a +50 % [63].

Por consiguiente, primero se procede a enunciar los costos de inversión de capital (TCI por sus siglas en inglés). Dichos costos son el capital total necesario para las instalaciones de la planta y el capital de trabajo para la operación de dichas instalaciones [60].

2.2.1 Costos fijos de capital del proceso, FCI

Los costos fijos de inversión de capital (FCI por sus siglas en inglés) son el capital fijo necesario para invertir en compras e instalaciones para los procesos de manufactura y la planta. Se encuentran conformado por los costos directos y los costos indirectos. Para el cálculo de los costos del capital del proceso, es necesario subdividir el proyecto en secciones principales o etapas según las operaciones tecnológicas del proceso.

2.2.2 Costos directos

Los costos directos están relacionados con los equipos y todos los componentes del proceso [60]. Se componen de acuerdo como se enuncian enseguida:

▪ Costos de compra y envío de equipos

Identifica los costos relacionados con los equipos principales de la planta, estos son los costos base para el cálculo de los demás costos del capital. De manera que, para su cálculo se puede usar cotizaciones de precios actuales o preliminares, costos de equipos de procesos previos o información pública de los precios de equipos similares [62]. Asimismo, se usan métodos de ajuste de acuerdo con la capacidad de cada equipo. Por lo que, las medidas y especificaciones necesarias para cada unidad se obtienen de los balances de masa y energía del proceso. Por otra parte, los equipos se dividen en tres categorías: equipos de procesamiento, equipos de manejo y almacenamiento de materias primas; y almacenamiento de productos [60].

➤ Escalamiento

Es importante tener en cuenta el escalamiento de datos de equipos similares que trabajan con atributos diferentes a los del proceso de estudio. El atributo es un parámetro que se usa para relacionar los costos de capital. El atributo se puede referir al volumen, capacidad, tipo, entre otros [62]. Donde se cumple la ecuación 2.2:

$$\frac{C_{d_a}}{C_{d_b}} = \left(\frac{A_a}{A_b}\right)^n \quad (2.2)$$

Donde: C_d es el costo de compra del equipo, A es el atributo del equipo, n es el factor exponencial de escalamiento, a es el subíndice del equipo con el atributo requerido y b es el subíndice del equipo con el atributo base.

➤ Índices de costos

Es de importancia considerar el efecto del tiempo en las condiciones económicas, es decir, considerar la inflación para obtener información de costos de equipos precisa y actualizada [60], [62]. Por esta razón, se utilizan los índices de costos para estimar los valores actuales de acuerdo con la siguiente relación:

$$C_{d_2} = C_{d_1} \left(\frac{I_2}{I_1}\right) \quad (2.3)$$

Donde: C_d es el costo de compra, I es el índice de costo, 1 es el subíndice respecto al tiempo base cuando el costo es conocido y 2 es el subíndice respecto al tiempo con el costo por conocer.

Existen publicaciones de varios tipos de índices de costos para el cálculo de los diferentes parámetros. Sin embargo, los más utilizados en la industria son *The Marshall and Swift all-industry*, *Engineering News-Record construction Index*, *Nelson-Farrar refinery construction index* y *Chemical Engineering plant cost index* [60, 62].

▪ **Costos de materiales de la instalación de equipos y costos de mano de obra**

Por otra parte, la instalación del equipo involucra costos de mano de obra, construcción de anclajes, soportes, cimientos, entre otros. Asimismo, depende de la complejidad del equipo y de las instalaciones de la planta [60].

Para los costos de mano de obra se establecen de acuerdo con un factor basado en los costos de instalación calculados [64]. De acuerdo con la guía técnica 16R-90, dichos factores se denominan porcentajes distributivos y dependen del tipo de proceso: procesamiento de sólidos, sólido-gas, procesamiento de gases y líquidos/lodos. Por otra parte, estos costos comprenden las siguientes características del proyecto:

- Costos de tuberías, instrumentación y control.
- Costos de sistemas eléctricos e instalaciones de servicios.
- Edificaciones, mejoras de campo y terreno

▪ **Costos de manejo de equipos**

Dentro de los costos directos, se incluye los costos de trabajo físico para el manejo y montaje de los equipos en la planta [64].

2.2.3 Costos indirectos

Son los costos requeridos para la construcción de las instalaciones de manufactura de la planta [60]. Dentro de los costos indirectos necesarios a calcular para un proceso de producción se encuentran:

- **Costos de mano de obra indirecta**

Estos abarcan los costos de ingeniería y supervisión. Por ejemplo, son los gastos de diseño de construcciones permanentes y temporales, licencias de softwares de diseño, viajes, estadías, alquiler de maquinarias, comunicaciones, nómina de construcción, seguros, impuestos, entre otros [60].

- **Beneficios laborales y prestaciones**

Las prestaciones conllevan los costos de honorarios que dependen de las asesorías y contratos. Además, se debe considerar impuestos y gastos legales. Estos se encuentran involucrados durante la compra del terreno y de equipos, así como la contratación para la construcción bajo los requisitos ambientales y de seguridad [60, 62, 64].

- **Costos indirectos de campo**

Estos costos están relacionados con la etapa de construcción de la planta. Abarca los costos de construcciones de edificaciones, vías de acceso e instalaciones temporales, suministros de alimentos, aseo, seguridad y oficina. Así como, los equipos y herramientas necesarias [64].

- **Otros costos del capital de la planta**

- Costos de instalaciones generales

Estos costos incluyen las instalaciones auxiliares que necesita la planta como cercado, edificios de servicios generales como cafetería, enfermería, casilleros, etc. [61, 64].

- Honorarios y contingencias

Los honorarios correspondientes a contratistas necesarios para formular el proyecto. En cuanto a los costos de contingencias se incluyen debido a eventos inesperados y posibles cambios inevitables que incrementen los costos del proyecto, como eventos ambientales, accidentes de transporte, paros, modificaciones en el diseño de la planta, errores de estimación de costos del proyecto, entre otros [60, 62].

- Derechos de propiedad

Costos necesarios para derechos de autor y derechos conexos a la propiedad de los procesos o tecnologías necesarias para realizar la producción de la planta en estudio [64].

- Capital de trabajo y terreno

Comprende el capital necesario a invertir en las necesidades diarias para operar la planta [60, 64]. A su vez, el costo del terreno depende del área y la localización propuesta para la planta [64].

- Puesta en marcha y costos de repuestos

Gastos necesarios para el inicio del funcionamiento de la planta de producción [64].

Por consiguiente, para determinar los TCI del proyecto se utiliza del método de porcentaje del costo de compra del equipo enunciada anteriormente. Los TCI se resumen en la tabla 2-2:

Tabla 2-2: Planilla de costos totales del proceso (elaborada con información de [60], [64]).

Costo	Ecuación básica	Factor de multiplicación usado con el costo de compra
TCI		
TPC		
FCI		
Directos		
Costo de compra del equipo	$C_d = C_d$	1,0
Costos de materiales	$C_M = F_M C_d$	F_M
Costos de manejo del equipo	$C_H = F_H C_d$	F_H
Costos de mano de obra directa	$C_{DL} = F_{DL} C_M$	$F_{DL} F_M$
Total costos directos	$C_{DC} = C_d + C_M + C_H + C_{DL}$	$1,0 + F_H + F_M(1 + F_{DL})$
Indirectos		
Mano de obra indirecta	$C_{IL} = F_{IL} C_{DL}$	$F_{IL} F_{DL} F_M$
Beneficios laborales y prestaciones	$C_B = F_B (C_{DL} + C_{IL})$	$F_B F_M F_{DL} (1 + F_{IL})$
Costos indirectos de campo	$C_{IF} = F_{IF} C_{DL}$	$F_{IF} F_{DL} F_M$

Tabla 2-2: Planilla de costos totales del proceso (continuación).

Costo	Ecuación básica	Factor de multiplicación usado con el costo de compra
Costos de herramientas	$C_T = F_T C_{DL}$	$F_T F_{DL} F_M$
Total costos indirectos	$C_{IC} = C_B + C_{IF} + C_T$	$F_M F_{DL} (F_B (1 + F_{IL}) + F_{IF} + F_T)$
Total FCI	$C_{FCI} = C_{DC} + C_{IC}$	$1,0 + F_H + F_M (1 + F_{DL}) + F_M F_{DL} (F_B (1 + F_{IL}) + F_{IF} + F_T)$
Instalaciones generales	$C_{GF} = F_{GF} C_{FCI}$	$F_{GF} [1,0 + F_H + F_M (1 + F_{DL}) + F_M F_{DL} (F_B (1 + F_{IL}) + F_{IF} + F_T)]$
Honorarios	$C_O = F_O C_{FCI}$	$F_O [1,0 + F_H + F_M (1 + F_{DL}) + F_M F_{DL} (F_B (1 + F_{IL}) + F_{IF} + F_T)]$
Contingencias del proceso	$C_{PC} = F_{PC} C_{FCI}$	$F_{PC} [1,0 + F_H + F_M (1 + F_{DL}) + F_M F_{DL} (F_B (1 + F_{IL}) + F_{IF} + F_T)]$
Contingencias del proyecto	$C_{PJ} = F_{PJ} (C_{FCI} + C_O + C_{PC})$	$F_{PJ} (1 + F_O + F_{PC}) [1,0 + F_H + F_M (1 + F_{DL}) + F_M F_{DL} (F_B (1 + F_{IL}) + F_{IF} + F_T)]$
Total TPC	$C_{TPC} = C_{FCI} + C_{GF} + C_O + C_{PC} + C_{PJ}$	$(1 + F_{GF} + F_O + F_{PC} + F_{PJ} (1 + F_O + F_{PC})) (1,0 + F_H + F_M (1 + F_{DL}) + F_M F_{DL} (F_B (1 + F_{IL}) + F_{IF} + F_T))$
Derechos de propiedad	$C_{PR} = F_{PR} C_{TPC}$	$F_{PR} (1 + F_{GF} + F_O + F_{PC} + F_{PJ} (1 + F_O + F_{PC})) (1,0 + F_H + F_M (1 + F_{DL}) + F_M F_{DL} (F_B (1 + F_{IL}) + F_{IF} + F_T))$
Puesta en marcha	$C_{SU} = \frac{C_{TOC}}{12} + F_{SU1} C_{FUEL} + F_{SU2} C_{TPC}$	$\frac{C_{TOC}}{12} + F_{SU1} C_{FUEL} + F_{SU2} (1 + F_{GF} + F_O + F_{PC} + F_{PJ} (1 + F_O + F_{PC})) (1,0 + F_H + F_M (1 + F_{DL}) + F_M F_{DL} (F_B (1 + F_{IL}) + F_{IF} + F_T))$
Capital de trabajo	$C_{WC} = \frac{C_{TOC}}{6}$	
Partes y repuestos	$C_{SP} = F_{SP} C_{TPC}$	$F_{SP} (1 + F_{GF} + F_O + F_{PC} + F_{PJ} (1 + F_O + F_{PC})) (1,0 + F_H + F_M (1 + F_{DL}) + F_M F_{DL} (F_B (1 + F_{IL}) + F_{IF} + F_T))$
Químicos iniciales	$C_{CC} = C_{CC}$	
Terreno	$C_L = C_L$	

Tabla 2-2: Planilla de costos totales del proceso (continuación).

Costo	Ecuación básica	Factor de multiplicación usado con el costo de compra
Total TCI	$C_{TCI} = C_{TPC} + C_{PR} + C_{SU} + C_{WC} + C_{SP} + C_{CC} + C_L$	$(1 + F_{PR} + F_{SU2} + F_{SP}) \left(1 + F_{GF} + F_O + F_{PC} + F_{PJ}(1 + F_O + F_{PC}) \right) (1,0 + F_H + F_M(1 + F_{DL}) + F_M F_{DL} (F_B(1 + F_{IL}) + F_{IF} + F_T)) + \frac{C_{TOC}}{4} + F_{SU1} C_{FUEL} + C_{CC} + C_L$

2.3 Costos anuales de operación

Los costos anuales de operación (TOC por sus siglas en inglés), abarcan los costos y gastos necesarios enfocados en la operación anual del proceso de producción de la planta. Se dividen en costos directos de producción (DMC por sus siglas en inglés), costos fijos (FMC por sus siglas en inglés) y gastos generales (GE por sus siglas en inglés) [60, 62, 64]. Los costos de operación se calculan con una base anual, con lo que se disminuye los efectos de la variación por estacionalidad y permite tener en cuenta gastos importantes como paradas programadas de mantenimiento anuales [60]. La subdivisión de dichos costos se presenta en la tabla 2-3.

Tabla 2-3: Planilla de costos totales de producción (elaborada con información de [60]).

Costo	Ecuación básica
TOC	
DMC	
Materias primas	$C_{RM} = C_{RM}$
Insumos	$C_{UT} = C_{UT}$
Costos de operación	$C_{OL} = C_{OL}$
Costos de supervisión	$C_{SL} = F_{SL} C_{OL}$
Mantenimiento operativo	$C_{MR} = F_{MR} C_{OL}$
Mano de obra directa	$C_{DOL} = C_{OL} + C_{SL} + C_{MR}$
Mano de obra indirecta	$C_{IOL} = F_{IOL} C_{DOL}$
Total de mano de obra anual	$C_{TAL} = C_{DOL} + C_{IOL}$
Total DMC	$C_{DMC} = C_{RM} + C_{UT} + C_{TAL}$
FMC	
Nómina	$C_{PO} = F_{PO} C_{TAL}$

Tabla 2-3: Planilla de costos totales de producción (continuación).

Impuestos y derechos de propiedad	$C_{T\&I} = F_{T\&I}C_{TPC}$
Total FMC	$C_{FMC} = C_{PO} + C_{T\&I}$
GE	
Materiales mantenimiento	$C_{AM} = F_{AM}C_{TPC}$
Materiales indirectos	$C_{IM} = F_{IM}C_{DOL}$
Administrativos	$C_A = F_A C_{TAL}$
Total GE	$C_{GE} = C_{AM} + C_{IM} + C_A$
Total TOC	$C_{TOC} = C_{DMC} + C_{FMC} + C_{GE}$

2.3.1 Costos directos de producción

Estos costos representan los gastos operativos y dependen de la tasa de producción. Para su cálculo, se necesita hallar los costos de materias primas C_{RM} [62]. Estos incluyen la compra y envío de materias primas que se transforman y forman parte de los productos [60]. Dichos costos se pueden estimar mediante el uso de listas publicadas de precios actuales y con el uso de los flujos máxicos provistos por el PFD [60, 62, 64]. Además de C_{RM} , se necesita como base el cálculo de los costos de mano de obra y los costos de insumos.

- **Costos de insumos**

Los costos de los insumos C_{UT} dependen de la cantidad necesaria para el proceso, la ubicación de la planta y la fuente de adquisición. Con los resultados de los balances de masa y energía del proceso se calcula los flujos requeridos de cada insumo para los equipos principales [60, 62]. Además, es importante considerar las pérdidas en la línea de alimentación de cada servicio con factores entre 1,1 a 1,25 [60].

- **Costos de mano de obra**

Estos costos incorporan la mano de obra directa e indirecta. Existen varios métodos para el cálculo de los costos de mano de obra [60]. Sin embargo, inicialmente se necesita determinar los costos directos de operación C_{OL} de acuerdo con el número de operarios necesarios en la planta. Turton et al. [62] presentan una técnica para estimar C_{OL} . Primero se necesita conocer del número de operarios por turno N_{OL} con la siguiente ecuación:

$$N_{OL} = (6,29 + 31,7P^2 + 0,23N_{np})^{0,5} \quad (2.4)$$

Donde, P son la cantidad de pasos del proceso que involucran el manejo de partículas sólidas, como transporte y distribución, control de tamaño de partícula, etc. N_{np} son la cantidad de pasos que no involucran el manejo de partículas, como compresión, calentamiento, enfriamiento, mezcla y reacciones. Luego, se procede al cálculo de la mano de obra total:

$$mano\ de\ obra = turnos \cdot N_{OL} \quad (2.5)$$

Finalmente, los costos directos de operación se calculan mediante:

$$C_{OL} = mano\ de\ obra \cdot \frac{\$ \text{salario}}{\text{hora}} \quad (2.6)$$

Los costos son la base para el cálculo por medio de factores porcentuales de costos de supervisión, mantenimiento operativo y costos indirectos de mano de obra.

2.3.2 Costos fijos de producción

Estos costos no dependen de la variación del nivel de producción de la planta [62]. Se necesita de pagos de impuestos que dependen de las regulaciones locales. También, de pago de los seguros para las instalaciones de la planta [60]. Adicionalmente, se incluyen los pagos de nómina y los gastos asociados con operaciones auxiliares [62].

2.3.3 Gastos generales

Este abarca gastos generales que están relacionados con las operaciones de la planta pero no varían con la tasa de producción [60]. Primero están los costos de materiales indirectos y de instalaciones auxiliares. Los gastos administrativos, enfocados en las secciones administrativas de la planta. Por otra parte, los costos de estudio de mercado y distribución son los gastos necesarios para la coordinación de la venta de los productos de la planta [60, 62].

2.4 Proyectos de torrefacción

En esta sección se presenta un diagnóstico del mercado de los materiales torrefactos y estudios con análisis tecnoeconómicos teóricos que están enfocados en proyectos de torrefacción de biomasa y pélets de material torrefacto [22].

2.4.1 Valor del material torrefacto en los mercados

Debido al valor agregado que proporciona la torrefacción a la biomasa (ver sección 1.5.1), permite que los materiales torrefactos sean más competitivos energéticamente con combustibles sólidos disponibles en el mercado [67]. A su vez, varios estudios se enfocan en la peletización de los materiales torrefactos con el fin de incrementar la densidad energética de estos [22]. Almberg [67] en su análisis de viabilidad tecnoeconómica de una planta de torrefacción de rastrojo de maíz, producen pélets de material torrefacto con poder calorífico inferior (*PCI*) igual a 19,77 MJ/kg. Asimismo, este es comparable con pélets de madera (*PCI* = 19,93 MJ/kg), carbón subbituminoso (*PCI* = 19,31 – 22,09 MJ/kg) y lignito (*PCI* = 14,65 – 19,31 MJ/kg) [67].

Además, el mejoramiento en las propiedades fisicoquímicas de la biomasa torrefacta permite tener ventajas de ahorro económico [68]:

- Se disminuyen o eliminan los sobrecostos por transporte de biomasa que usualmente se disponen en el campo.
- Con el material torrefacto se mejora la velocidad de combustión en calderas con respecto al uso de la biomasa.
- Se genera el valor agregado a la biomasa como un combustible.
- Debido al contenido de humedad de las fibras y tusas, estas se degradan en poco tiempo (alrededor de seis semanas [68]). Por su parte, el material torrefacto permite ser almacenado durante un año mientras se utiliza como un combustible, o se puede transportar con menores costos por unidad de masa y energía con respecto a la biomasa.

Adicionalmente, la combustión del material torrefacto se considera como carbono neutro, es decir, las emisiones netas de los GEI emitidos al ambiente son iguales a cero. Asimismo, la combustión de material torrefacto genera menos emisiones de CO₂ por unidad energética con respecto a la combustión de biomasa [68].

2.4.2 Mercado colombiano

Fedepalma [68] identifica dos sectores industriales como potenciales compradores de material torrefacto en Colombia: fabricantes de ladrillo y productores de cemento Clinker. Puesto que estas industrias operan hornos y calderas con carbón de origen fósil. Además, precisa que, para dichas industrias, el total de la demanda de tusa y fibra en la zona oriental del país se puede componer por 11.606.044 t/año de tusas y 11.310.120 t/año de fibras.

2.4.3 Estudios tecnoeconómicos

Para el caso de Colombia, Fedepalma [68] presenta el estudio tecnoeconómico de una planta de torrefacción en un escenario en el cual el material torrefacto se dispone por combustión dentro de las instalaciones de la planta de beneficio de extracción de aceite. De forma que la planta es capaz de suplir el consumo energético del proceso y vender energía eléctrica a la red.

Por su parte, Bergman et al. [40] presentan un estudio tecnoeconómico clase 4 de una planta de torrefacción que está configurada de manera que hay una recirculación de los volátiles de torrefacción para proporcionar la energía térmica a las etapas de secado y torrefacción. Este se realiza para tres conceptos con el propósito de producir material torrefacto: A) 5 líneas en paralelo con hornos rotatorios de calentamiento directo; B) 4 líneas en paralelo con reactores de tipo tornillo con calentamiento indirecto y C) 8 líneas en paralelo con reactores de lecho móvil con calentamiento directo.

Por otra parte, en el estudio de Doddapaneni et al. [58] realizan el análisis tecnoeconómico para una planta de peletización de material torrefacto con recirculación de volátiles. Asimismo, Pirraglia et al. [37] presentan un análisis tecnoeconómico de una planta integrada de torrefacción y peletización. En ese trabajo, el proceso tiene recirculación de volátiles y consumo de gas propano para brindar la energía térmica en el secado y torrefacción. Además, especifican que se trabaja con 4 líneas en paralelo. Adicionalmente, Arpiainen et al. [54] realizan el estudio para una planta de torrefacción – peletización con base en los desarrollos hechos por Topell, ECN y CENER (ver tabla 1-4). También, consideran el consumo de gas natural junto con la recirculación de volátiles para los insumos de energía térmica del proceso.

Enseguida, en la tabla 2-4 se expone un comparativo entre los estudios y sus resultados.

Tabla 2-4: Estudios tecnoeconómicos de procesos de torrefacción y pélets de material torrefacto (tabla de creación propia). Donde M representa el contenido de humedad y T_{torr} es la temperatura de torrefacción.

Reactor torrefacción	Biomasa	Capacidad de la planta	Detalles de diseño	Producto final	Costo de compra de reactores* [COP]	TCI* [COP]	TOC (sin depreciación)* [COP/año]	Año	Ref.
Horno rotatorio	Biomasa maderosa $M = 50\%$	64,63 t/h	$T_{torr} = 280\text{ °C}$	Material torrefacto	\$23.803.360.000	\$157.017.164.000	\$123.666.279.704	2004	[40]
Tipo tornillo			8000 h/año		\$56.958.040.000	\$205.048.944.000	\$124.435.485.283		
Lecho móvil			Países Bajos		\$9.351.320.000	\$107.710.204.000	\$98.458.314.035		
<i>Blackwood Technology</i>	Tusa y fibra $M = 30$ y 15%	1,3 t/h	4800 h/año	Material torrefacto	\$7.067.200.000	\$8.039.200.000	\$189.065.323	2017	[68]
			Colombia						
n.d	Biomasa maderosa $M = 40\%$	27,27 t/h	$T_{torr} = 300\text{ °C}$	Pélets de material torrefacto	\$62.176.514.372	\$142.960.047.246	\$63.584.172.822	2017	[58]
			7920 h/año						
Tipo tornillo	Biomasa maderosa $M = 45\%$	27,50 t/h	$T_{torr} = 280\text{ °C}$	Pélets de material torrefacto	\$106.647.483.276	\$186.321.173.036	\$21.508.911.811	2012	[37]
			8400 h/año						
			Estados Unidos						
n.d	Biomasa maderosa $M = 50\%$	23,00 t/h	$T_{torr} = 280\text{ °C}$	Pélets de material torrefacto	n.d	\$175.549.780.000	\$82.036.580.000	2012	[54]
			8000 h/año						

n.d No se especifica en la fuente

* Se calcula en pesos colombianos (COP) con TRM: 1 USD = 3767 COP y 1 EUR = 4251 COP

2.5 Análisis financiero

Con el fin de conocer si la planta propuesta es rentable económicamente, se requiere realizar un análisis financiero [65]. Para ello, se necesita de la información estimada en los costos de capital de inversión (TCI por sus siglas en inglés) y los costos de producción anuales (TOC por sus siglas en inglés) [64].

Teniendo en cuenta la tabla 2-4 presentada anteriormente, el proyecto desarrollado por Fedepalma [68], estima financieramente la planta mediante el cálculo de la tasa interna de retorno (TIR), el valor presente neto (VPN) y el periodo de recuperación de la inversión (PRI). De manera que asumen 15 años de vida útil y una tasa de oportunidad del 12 %. Al mismo tiempo, consideran los incentivos tributarios dados por la Ley 1715 [14] en Colombia.

Por otra parte, Doddapaneni et al. [58] emplean las metodologías de TIR y VPN para el estudio de rentabilidad. Además, asumen que la vida útil de la planta es de 20 años y la tasa de interés es igual a 8 %. En adición, Doddapaneni et al. determinan la depreciación mediante el método lineal por un periodo de 10 años.

Por otro lado, Pirraglia et al. [37] también realizan el análisis financiero basándose en el cálculo de la TIR y el VPN, asumiendo una tasa de interés de 12 %. Además, para la depreciación de los equipos, aplican el Sistema de Recuperación de Costos Acelerado Modificado (MACRS por sus siglas en inglés) para un periodo de 7 años.

En la investigación de Batidzirai et al. [22] sugieren que por lo general la vida útil de una planta de torrefacción es de 15 años teniendo en cuenta la vida útil del secador y el reactor de torrefacción como los equipos principales de la planta. Asimismo, Svanberg et al. [69] utilizan la técnica de VPN y seleccionan 15 años de vida útil para la planta de torrefacción. Adicionalmente, en el estudio tecnoeconómico de Akbari et al. [70] plantean la tasa de interés de 10 % y 20 años de vida útil para la planta de torrefacción de 11 t/h de biomasa.

Por lo demás, se recomienda el uso de VPN para el cálculo financiero debido a que incluye información pertinente de un proyecto y tiene en cuenta el valor temporal del dinero [60]. Finalmente, considerando los aspectos de investigaciones similares publicadas, para el

presente proyecto se escoge la metodología de VPN para realizar el análisis financiero. De manera que, en la sección 5.4 se presenta dicho análisis en detalle.

- **Costos de depreciación**

El cálculo de los costos de depreciación depende de la vida útil de los activos depreciables como equipos, edificaciones, muebles, entre otros. Por lo que, la depreciación se utiliza para recuperar la inversión inicial de dichos activos [60].

- **Valor presente neto**

El valor presente neto (VPN) equivale al resultado de la diferencia entre el valor presente del flujo financiero neto y el valor presente del flujo de inversión del proyecto [60, 71]. Para este, se considera el factor de valor presente calculado con base en la tasa de oportunidad [60]. A partir del cual se puede obtener como resultado un valor mayor a cero, lo que implica que se debe aceptar el proyecto porque este permite obtener ganancias iguales al VPN. Si el resultado es igual a cero, se plantea como indiferente aceptar o rechazar el proyecto. Por otro lado, si el valor resulta menor a cero, se debe rechazar el proyecto porque la rentabilidad es inferior a la tasa de oportunidad usada [60, 71].

3. Dimensionamiento del horno rotatorio

En este capítulo se seleccionan los parámetros del proceso de torrefacción. Luego, se plantea el dimensionamiento del horno rotatorio considerando los procesos de transporte transversal de cargas a granel de biomasa en este tipo de hornos. Finalmente, se escogen las condiciones de operación del reactor horno rotatorio para la torrefacción de racimos de fruta vacíos (RFV), fibra y cuesco residuales de la palma de aceite.

3.1 Parámetros de la torrefacción

Con el fin de otorgar un valor agregado a los residuos sólidos de la industria de palma de aceite, el presente trabajo busca analizar la torrefacción de los residuos sólidos de una planta con capacidad de 40 t RFF/h. Es decir, se busca procesar 8,8 t/h de RFV; 5,2 t/h de fibra y 2,4 t/h de cuesco (cantidades especificadas en la sección 1.6). Por consiguiente, se procede a la selección de las condiciones con las que se realiza la torrefacción en el horno rotatorio.

En referencia con las diferentes investigaciones mostradas en la tabla 1-3. En el trabajo de Talero et al. [39] evalúan la influencia de los parámetros de la torrefacción en un equipo de termogravimetría para RFV y fibra de origen colombiano. Además, plantean experimentos de torrefacción a 220, 250 y 270 °C durante 30 minutos con una tasa de calentamiento de 10 K/min para las biomásas con tamaño de partícula entre 0,25 a 1 mm. Conjuntamente, realizan torrefacción a 250 °C para tiempos de retención de 30 y 60 minutos. A partir de dichos ensayos, se obtienen las figuras 3-1 y 3-2 presentadas.

Mediante las figuras 3-1a y 3-2a se muestra que la temperatura de torrefacción tiene una influencia predominante en el rendimiento másico del producto sólido $Y_{M_{ST}}$. De esta forma, para los RFV, al incrementar la temperatura de 220 a 270 °C, $Y_{M_{ST}}$ disminuye de 91,4 % a

64,4 %. En cuanto a la fibra, con el mismo incremento de temperatura, el Y_{MST} disminuye de 92,5 % a 72,3 %. Por otro lado, se evidencia en las figuras 3-1b y 3-2b que el tiempo de torrefacción tiene menor impacto en la variación del Y_{MST} . Para los RFV, con 30 minutos se obtiene un rendimiento másico de 78,4 % y para el doble de tiempo, 60 minutos, se obtiene Y_{MST} de 77,0 %, es decir, disminuye en 1,4 %. De forma similar ocurre para la fibra, de 30 a 60 minutos de tiempo de torrefacción, Y_{MST} disminuye en 3,0 %.

Adicionalmente, Talero et al. [39] realizan experimentos de torrefacción a 270 °C, con tasa de calentamiento de 10 K/min, para tres rangos de tamaños de partículas, x , de RFV: el primero de $x > 1$ mm; el segundo de $0,25 \text{ mm} \leq x \leq 1$ mm; y entre $0,15 \text{ mm} \leq x \leq 0,25$ mm. Sin embargo, para el último rango mencionado, presentaron efectos por el fenómeno de aglomeración de partículas. De manera que, en la figura 3-3 se presenta la gráfica obtenida para los dos primeros rangos. Considerando lo anterior, se encuentra que el Y_{MST} de menor valor se obtiene con el rango de tamaño de partículas más pequeño. Pero, se identifica que a los 30 min la diferencia entre rendimientos es de alrededor de 1 % y esta se mantiene aproximadamente constante hasta los 60 min, donde la diferencia es de 2 %. Es decir, el tamaño de partícula tiene el menor efecto en el Y_{MST} en comparación con la temperatura y el tiempo de retención.

Por otro lado, en el trabajo realizado por Sabil et al. [45] investigan los efectos de la torrefacción en los parámetros fisicoquímicos de residuos sólidos de la palma de aceite. Utilizan un equipo de termogravimetría (TGA por sus siglas en inglés) para monitorear la pérdida de masa durante la torrefacción de cuesco con temperaturas entre 200 y 300 °C. La torrefacción se realiza con una tasa de calentamiento de 10 K/min. La temperatura del TGA se eleva desde temperatura ambiente hasta 120 °C donde se mantiene por 10 min. Luego, se incrementa hasta la temperatura de torrefacción y se sostiene durante 2 horas. Se trabaja con cuesco seco y triturado con tamaño de partícula entre 0,36 a 0,5 mm. Dentro de los resultados de dicho trabajo se obtiene la gráfica de la torrefacción de cuesco presentada en la figura 3-4.

Se constata en la figura 3-4 que la pérdida de masa del sólido es altamente influenciada por la temperatura de torrefacción. El Y_{MST} final varía de 81 a 41 % si se incrementa la temperatura de 220 a 300 °C para el mismo tiempo de procesamiento. Asimismo, se identifica que la pendiente de la curva es mayor con el aumento de la temperatura de

torrefacción. De manera que, una mayor pendiente representa una mayor tasa de descomposición térmica de la biomasa.

Figura 3-1: Efectos de variación de parámetros para torrefacción de RFV en TGA. a) variación de la temperatura de torrefacción. Donde T220, T250, T270 son las curvas de temperatura de la torrefacción a 220, 250 y 270 °C, respectivamente; YM220, YM250 y YM270 son las curvas de rendimiento másico de la torrefacción a 220, 250 y 270 °C, respectivamente. b) variación del tiempo de torrefacción. Donde T60 y T30 representan las curvas de temperatura con tiempo de retención de 60 y 30 min, respectivamente; YM60 y YM30 son las curvas de rendimiento másico con tiempo de retención de 60 y 30 minutos, respectivamente (gráficas adaptadas de [39]).

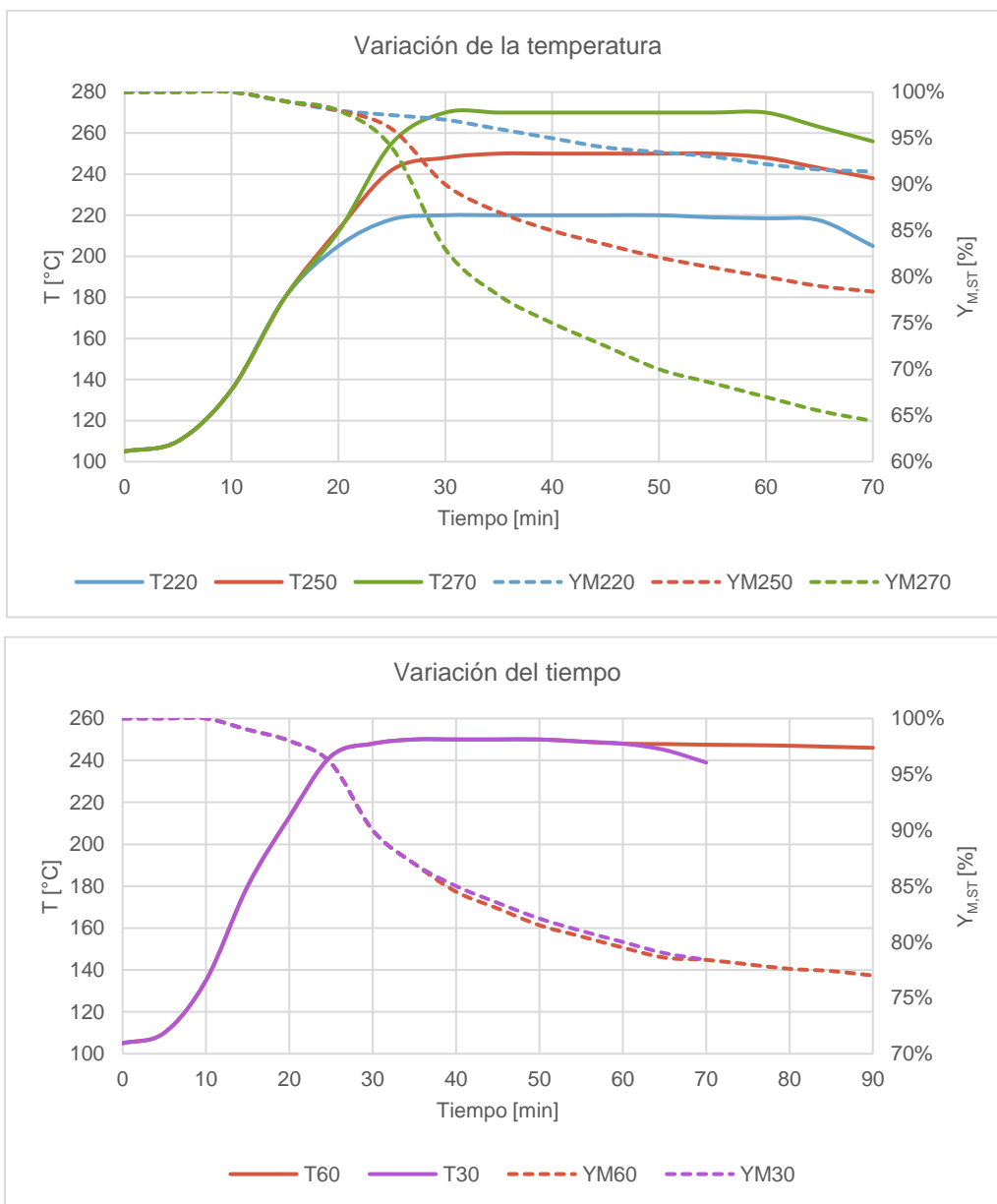


Figura 3-2: Efectos de variación de parámetros para torrefacción de fibra en TGA. a) variación de la temperatura de torrefacción. Donde T220, T250, T270 son las curvas de temperatura de la torrefacción a 220, 250 y 270 °C, respectivamente; YM220, YM250 y YM270 son las curvas de rendimiento másico de la torrefacción a 220, 250 y 270 °C, respectivamente. b) variación del tiempo de torrefacción. Donde T60 y T30 representan las curvas de temperatura con tiempo de retención de 60 y 30 min, respectivamente; YM60 y YM30 son las curvas de rendimiento másico con tiempo de retención de 60 y 30 minutos, respectivamente (gráficas adaptadas de [39]).



Figura 3-3: Efectos de variación de parámetros para torrefacción a 270 °C de RFV en TGA. Variación del tamaño de partícula (gráfica adaptada de [39]).

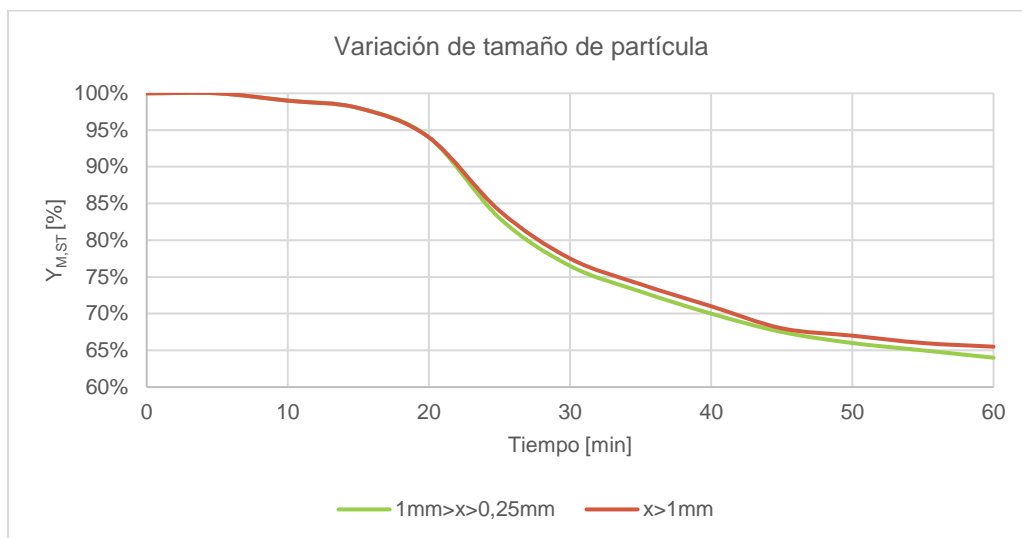
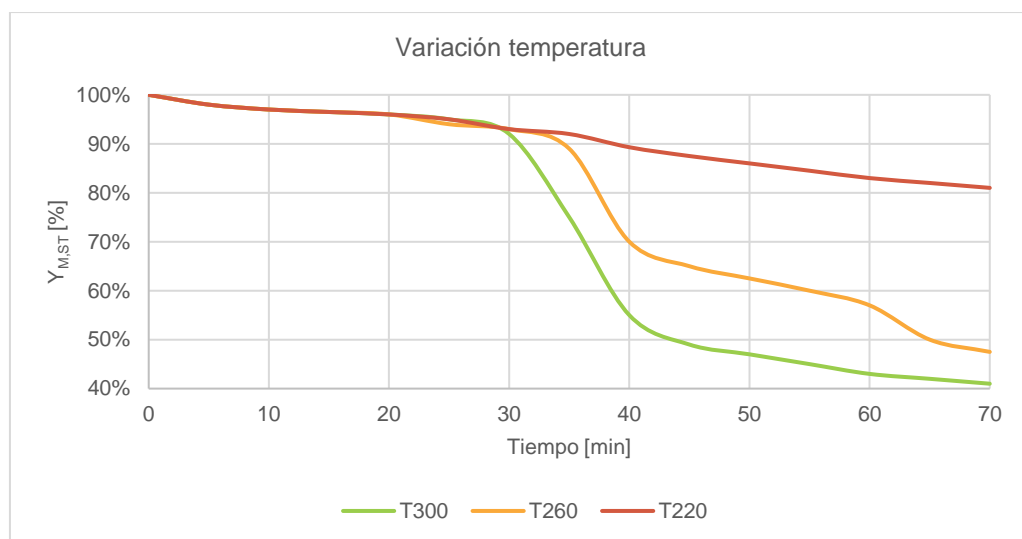


Figura 3-4: Efectos de variación de la temperatura de torrefacción en TGA para el cuesco. Donde, T300, T260, T220 son las curvas de temperatura de la torrefacción a 300, 260 y 220 °C, respectivamente (gráfica adaptada de [45]).



Entre tanto, en las perspectivas presentadas por Klose et al. [32], exponen 30 minutos como tiempo de residencia en el horno rotatorio para realizar pirólisis de 2,4 t/h de cuesco. No obstante, la torrefacción se considera como una etapa temprana de la pirólisis, así pues, este tiempo es suficiente para que todas las partículas del lecho presenten secado, calentamiento y alcancen la temperatura de torrefacción, la cual es menor que una temperatura de pirólisis. Adicionalmente, en el análisis de Klose et al. [32], establecen que

se requiere mínimo cinco minutos para las fases de secado y calentamiento en una primera zona del horno. Asimismo, el tiempo mínimo de residencia para la fase de torrefacción es de veinte minutos dentro de una segunda zona del horno. Finalmente, se presenta un enfriamiento parcial durante cinco minutos.

Bergman et al. [40] simulan un proceso de torrefacción en un horno rotatorio de calentamiento directo. En el cual se obtiene un tiempo de residencia de 55 minutos como suficiente para la torrefacción de 7,7 t/h de astillas de madera trituradas y secadas parcialmente. Así, 26 minutos se requieren para el calentamiento a partir de 100 a 200 °C y 29 minutos para calentar desde 200 a 280 °C. También, Bergman et al. [40] presentan una ventana operativa para relacionar la temperatura y tiempo de torrefacción con el fin de producir material torrefacto con adecuada molturabilidad y bajas fracciones de volátiles. Dicha ventana operativa indica un área limitada entre 250 y 300 °C con tiempos de reacción desde 8 hasta 60 minutos. Sin embargo, se deben tener en cuenta distintos datos del proceso como tipo de reactor, materia prima, flujo másico, entre otros.

Por otra parte, está la investigación de Talero et al. [25] relacionada con el estudio de termogravimetría reportado en [39]. Talero et al. [25], evalúan la torrefacción para RFV y fibra de acuerdo con el estándar ISO 647. A partir de dicho estudio, se encuentra la distribución de los productos de torrefacción: fracción sólida, líquida y gaseosa. De modo que se calculan los rendimientos másicos. También, hallan el poder calorífico de cada fracción, con lo que se identifica los rendimientos energéticos respectivos de cada fracción. Los resultados de Talero et al. [25] se presentan en la tabla 3-1. Adicionalmente, se muestra el porcentaje de incremento del poder calorífico respecto a su valor en la biomasa no torrefacta.

Tabla 3-1: Rendimientos másicos y poder calorífico para RFV y fibra (elaborada con información de [25]). Donde, $Y_{M,ST}$ es el rendimiento másico de la fracción sólida, PCI_{BM} y PCI_{ST} es el poder calorífico inferior de la biomasa y el sólido torrefacto, respectivamente.

RFV				
T	$Y_{M,ST,db}$	$PCI_{BM,wb}$	$PCI_{ST,db}$	Incremento PCI_{db}
°C	%	MJ/kg	MJ/kg	%
220	91,40	17,27	19,76	14,42
250	78,40		20,84	20,67
270	64,40		22,85	32,31

Tabla 3-1: Rendimientos másicos y poder calorífico para RFV y fibra (continuación).

Fibra				
T	$Y_{M,ST,db}$	$PCI_{BM,wb}$	$PCI_{ST,db}$	Incremento PCI_{db}
°C	%	MJ/kg	MJ/kg	%
220	92,50	17,58	20,30	15,47
250	80,10		21,50	22,30
270	72,30		22,30	26,85

En cuanto al trabajo hecho por Asadullah et al. [44], se realiza el análisis de la torrefacción de cuesco en un reactor de acero inoxidable calentado por un quemador de gas. El análisis se hace mediante termogravimetría con el objetivo de hallar la distribución y el rendimiento másico de los productos de la torrefacción a diferentes temperaturas dentro de un rango de 200 a 350 °C. Asimismo, determinan el poder calorífico y el rendimiento energético del producto sólido. En la tabla 3-2 se presentan los resultados de dicha investigación.

Tabla 3-2: Rendimientos másico y poder calorífico para cuesco (elaborada con información de [44]). Donde, $Y_{M,ST}$ es el rendimiento másico de la fracción sólida, PCI_{BM} y PCI_{ST} es el poder calorífico inferior de la biomasa y el sólido torrefacto, respectivamente.

Cuesco				
T	$Y_{M,ST,ad}$	$PCI_{BM,ad}$	$PCI_{ST,ad}$	Incremento PCI_{db}
°C	%	MJ/kg	MJ/kg	%
200	88,10	18,5	19,90	7,57
250	82,60		21,40	15,68
275	76,70		23,70	28,11
300	73,70		24,50	32,43
325	63,50		27,30	47,57
350	44,50		28,20	52,43

Tomando en consideración que la temperatura de torrefacción es el factor que más afecta la distribución de los productos finales. Finalmente, se escoge que la torrefacción dentro del horno rotatorio del proceso trabaja a una temperatura distinta para cada tipo de residuo sólido. Así, con base en los resultados de los trabajos realizados por Talero et al. [25] y Asadulla et al. [44], se selecciona un punto con el cual se obtenga el mayor incremento energético para los sólidos torrefactos a partir de fibra, RFV y cuesco. Esto con el fin de obtener un material torrefacto competitivo energéticamente con combustibles sólidos del mercado. Sin embargo, se busca un equilibrio con las pérdidas másicas del sólido

torrefacto, de forma que la fracción de volátiles formados por la torrefacción no sea mayor a un 40 %. Asimismo, si el rendimiento másico de la fracción sólida es mínimo del 60 %, promueve que los costos de producción por unidad de masa disminuyan. Por consiguiente, se determina que la temperatura que permite dicho equilibrio entre los rendimientos de masa y energético para la torrefacción de los RFV y fibra, es de 270 °C. Igualmente, la temperatura para la torrefacción de cuesco es igual a 300 °C. Adicionalmente, esto concuerda con la investigación de Uemura et al. [28], quienes identifican que la torrefacción del cuesco presenta mayor rendimiento energético a temperaturas superiores en comparación con el procesamiento de RFV o fibra. Enseguida, se proporcionan los datos de operación de la torrefacción en la tabla 3-3.

Tabla 3-3: Parámetros en la torrefacción. Donde, T_{torr} es la temperatura de torrefacción, Y_M representa el rendimiento másico y Y_E es rendimiento energético, ambos en base seca y en relación a la biomasa inicial (elaborada con información de [25, 44]).

Biomasa	T_{torr}	$Y_{M,ST,db}$	$Y_{M,VT,db}$	$Y_{M,LT,db}$	$Y_{M,GT,db}$	$Y_{E,ST,db}$
	°C	%	%	%	%	%
RFV	270	64,40	35,60	26,10	9,50	74,77
Fibra	270	72,30	27,70	21,20	6,50	83,50
Cuesco	300	73,70	26,30	18,10	8,20	94,70

En la anterior tabla, se identifica que el mayor rendimiento másico y energético del sólido torrefacto, hace referencia a la torrefacción con cuesco. Sin embargo, el rendimiento másico de los volátiles mayor se obtiene a partir de la torrefacción de los RFV.

3.2 Movimiento transversal en cilindros rotatorios

El tipo de movimiento transversal de la carga a granel dentro del cilindro rotatorio del horno depende de la velocidad de rotación, el grado de llenado (GL), el diámetro del tambor, la pared del tambor, las características físicas de la carga a granel y las condiciones de fricción entre la carga a granel y la pared interna del cilindro [32, 72]. De manera que, se identifican tres tipos de movimientos transversales que se describen a continuación.

- **Movimiento de deslizamiento**

Se identifica porque la carga a granel se comporta como un cuerpo rígido que se desliza por la pared del cilindro. Usualmente, se presenta para grados de llenado bajos donde la

fricción entre la superficie de la carga y el cilindro es deficiente [32]. Este es un tipo de movimiento que se busca evitar para el procesamiento con hornos rotatorios debido a las inadecuadas condiciones de llenado y de mezcla de la materia prima. Factores que influyen directamente en la eficiencia del proceso y la uniformidad del producto obtenido [32].

- **Movimiento de cascada**

Dentro del movimiento de cascada está el de avalancha, este es característico porque se presenta una cuña angular de partículas acumuladas cuando la carga a granel es transportada en sentido ascendente debido a la rotación del cilindro. Se identifica el ángulo superior de avalancha θ_{sa} , en el instante de máxima acumulación de material en la superficie. Asimismo, cuando las partículas caen a la parte inferior de la cama, se identifica el ángulo inferior de avalancha θ_{ia} , este es el formado entre la superficie de la cama y la horizontal [32]. Si se aumenta la velocidad de rotación, se incrementa la frecuencia de avalanchas del lecho y se alcanza un movimiento de rodado. En este régimen, el ángulo de rodado θ_R , permanece constante [72]. Además, se pueden identificar dos regiones [32], [72]: la zona activa o región de cizallamiento, conformada por partículas que ruedan en la superficie de la cama. La zona pasiva, caracterizado por el movimiento como un cuerpo rígido donde la velocidad de cizallamiento es cero. No obstante, con el aumento en la velocidad de rotación del tambor, se puede llegar a un movimiento ondulatorio conformado por ondas intermitentes que forman una superficie ondulada de la cama del material [32].

El movimiento en los regímenes de avalancha y rodado son los más usados en procesamientos industriales debido a las apropiadas condiciones de mezclado de la materia prima y el uso de tiempos de residencia moderados o bajos que dependen de las velocidades de rotación también consideradas como moderadas [32].

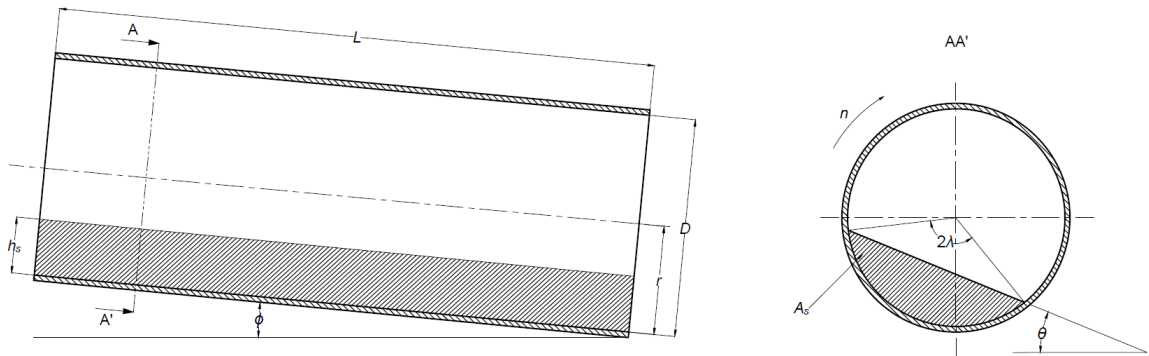
- **Movimiento de catarata**

Se presenta para velocidades de rotación elevadas. En este tipo de movimiento se identifica que los efectos de la fuerza centrífuga son altos. Así, se presenta el régimen de trituración cuando se ocasiona un rompimiento de la onda de la superficie del material y este se eyecta desde la cama [32]. También, se presenta el centrifugado cuando las

condiciones son extremas y todo el material gira unido a la pared del tambor, presentándose un núcleo sin material [72].

En cuanto a las características geométricas típicas de un lecho dentro de un cilindro giratorio, estas se presentan en la figura 3-5. En donde a la salida del cilindro se asume un anillo de retención que permite mantener la altura de cama h_s constante. El lecho forma un ángulo de inclinación θ con la horizontal, la superficie libre forma el ángulo 2λ respecto al eje axial del cilindro, el área A_s con el que se representa el grado de llenado local GL_l y está el grado de llenado promedio GL_p , que es el porcentaje ocupado por el material en el cilindro [32, 72]. También, en el esquema se representan dimensiones del tambor: longitud L , diámetro D y radio r .

Figura 3-5: Esquema de las secciones longitudinal y transversal del cilindro de un horno rotatorio con altura de cama constante (ilustración adaptada de [32]).



En el trabajo de Saeman [73], se plantea la ecuación 3.1 para el cálculo del tiempo de residencia de cargas a granel dentro del cilindro giratorio. Para dicho modelo, la altura de la cama h_s no varía (ver figura 3-5). Asimismo, el tiempo de residencia t_{res} , depende de la relación L/D del horno, de la velocidad de rotación n , del ángulo de inclinación ϕ y el ángulo de inclinación del lecho θ . A su vez, el ángulo θ es característico del tipo de materia prima del lecho:

$$t_{res} = \frac{L \sin \theta}{\pi D n \phi} \tag{3.1}$$

Por otra parte, Klose et al. [32] presentan un modelo matemático que establece criterios de distinción entre los movimientos. Dicho modelo se basa en suposiciones como: el avance de la materia prima a lo largo del reactor se debe a la inclinación de este, se

considera plana la superficie de la carga del material en el cilindro, se desprecian los efectos debido al flujo de volátiles que ejercen sobre el tiempo de residencia en el cilindro, se desprecian los efectos en el tiempo de residencia debido a la variación de temperatura, se modela en estado estacionario, se trabaja a presión atmosférica y no se considera el efecto de segregación de partículas. A partir de dicho trabajo, se identifican los ángulos característicos del cuesco en los movimientos de deslizamiento, avalancha y rodado.

3.3 Condiciones de operación del horno rotatorio

En este proyecto, se establece que previamente a la torrefacción, cada flujo de residuos sólidos atraviesa una etapa de triturado y secado parcial. Por lo anterior, se procesa en el horno rotatorio de forma separada cada residuo sólido conformado por: 2210,17 kg/h de cuesco; 4149,00 kg/h de fibra y 4608,75 kg/h de RFV. Estos cálculos se obtendrán en los balances de masa en la sección 4.2. Para ello, se trabaja con las características físicas de los RFV y fibra como materia prima con base en la información reportada por Talero et al. [25]. Además, para las características físicas de cuesco, se opta por los datos reportados por Gómez et al. [31].

De acuerdo con la sección anterior, se establecen condiciones de operación que permitan un movimiento de cascada, sea en avalancha o rodado, durante la torrefacción de las materias primas dentro del horno rotatorio a escala industrial. Estos movimientos se caracterizan por la formación de θ_{sa} y θ_{ia} para avalancha; y de θ_R para rodado. No obstante, en tanto que el diámetro interno del cilindro aumente, el valor de estos ángulos tienden a semejarse al ángulo estático de reposo φ [32], característico de la materia prima. Se puede señalar, que el ángulo de reposo influye en la fluidez de las cargas a granel, al mismo tiempo, la fluidez es un parámetro que incide en el diseño del reactor [74]. De la misma forma, algunas investigaciones han establecido una relación lineal entre el ángulo de reposo y el inverso de la multiplicación entre la densidad aparente del material por el tamaño de partícula [74, 75]. De esta manera, se precisa la dependencia del ángulo de reposo hacia la densidad de la carga y el tamaño de grano.

Con la finalidad del presente trabajo, se tiene en cuenta los resultados de la sección experimental del estudio presentado por Klose et al. [32]. En dicho trabajo, se obtiene para el cuesco un ángulo estático de reposo igual a 34,8 °. Adicionalmente, se toma en

consideración la correlación expuesta entre la densidad de la materia prima con el ángulo de reposo. Por tal motivo, se incorpora estudios teóricos experimentales donde hallan el ángulo de reposo para biomásas con densidad a granel similares a las de los RFV y fibra: Yingtao Xi et al. [76] determinan el ángulo de reposo para biomasa maderosa con densidad a granel de 287 kg/m^3 . Por su parte, en el estudio hecho por Guiling Xu et al. [75], trabajan con cascarilla de arroz con una densidad a granel igual 400 kg/m^3 . A continuación, en la tabla 3-4 se listan los ángulos de reposo para cada biomasa sólida de la palma de aceite utilizados en este trabajo.

Tabla 3-4: Ángulo de reposo φ para RFV, fibra y cuesco. Donde, φ depende de características físicas como tamaño de grano x , el contenido de humedad y densidad aparente. Los ángulos de reposo se estiman para RFV, fibra y cuesco con x de 2 a 5 mm; 11 mm y 0,17 mm, respectivamente (construida a partir de información de [32, 75, 76]).

Biomasa	φ
	°
RFV	36,1
Fibra	37,5
Cuesco	34,8

En adición, se debe considerar los otros términos que inciden en la determinación del tiempo de residencia según la ecuación 3.1. En virtud de los resultados del trabajo de Klose et al. [32], se muestra que, a mayor grado de inclinación del cilindro, el tiempo de residencia disminuye, pero aumentan los gradientes en el perfil de altura del lecho. En cuanto a la velocidad de rotación n , se identifica que, si se incrementa n , el tiempo de retención es menor. De esta forma, dentro de los resultados establecen una relación entre el tipo de movimiento transversal del lecho versus el número de Froude Fr . Este se calcula con la velocidad angular ω , el radio del cilindro r y la gravedad g_0 :

$$Fr = \frac{\omega^2 r}{g_0}. \quad (3.2)$$

Además, Talero et al. [32] indican que la cama presenta un movimiento de rodado para un rango de Fr entre aproximadamente 3×10^{-4} y 5×10^{-3} . También, se da el movimiento de avalancha para valores de Fr entre 3×10^{-5} y $2,9 \times 10^{-4}$, ambos movimientos los calcularon para GL_i entre 15 a 30 %. Por tanto, para grados de llenado local de 12 a 15 % hay una etapa de transición donde existe la combinación entre los tipos de movimiento transversal. Más aún, en relación con el grado de llenado, se observa en [32] que para

bajos GL_i se mantiene un perfil de alturas constante, aunque para GL_i menores a 12 % el movimiento transversal es de deslizamiento siempre. Adicionalmente, con GL_i en el rango de 20 y 30 % se obtienen los coeficientes de mezclados óptimos para cuesco y carbonizado. Por lo demás, si la superficie interna del cilindro es rugosa o se utiliza elementos como aletas longitudinales, se promueve que el movimiento alcance el régimen de rodado.

Dado el comportamiento de los parámetros, se procede a la selección del tiempo de residencia. Posteriormente, se efectúa el cálculo de los parámetros y las dimensiones del horno rotatorio. Asimismo, se contempla que el horno rotatorio tiene un anillo de retención en la sección transversal ubicado a la salida del cilindro. Así, este permite la regulación del tiempo de residencia y el grado de llenado dentro del tambor.

En primer lugar, se tiene en cuenta el rango de GL_i entre el 20 a 30 % para el procesamiento en el horno rotatorio. De esta forma, permite que el mezclado sea más eficiente y así se efectúa la participación de toda la carga de la sección transversal del cilindro en el mezclado [32]. Por lo que, se selecciona GL_i igual a 25 % para el procesamiento de cada biomasa. Por otro lado, al considerar la cantidad de material procesado de cada biomasa, se establecen parámetros de operación que disminuyan los tiempos muertos del proceso. Para esto, se selecciona que el ángulo de inclinación ϕ sea el mismo para el procesamiento de cada flujo másico, de esta manera se evita que los operarios deban modificar la inclinación del horno cada vez que se cambie de materia prima. En contraste, se plantea variar la velocidad de giro del cilindro del horno para obtener que cada flujo másico de biomasa se someta a la torrefacción según el tiempo de residencia.

Conjuntamente, se tiene en cuenta la baja dependencia del rendimiento másico respecto al tiempo de retención y resultados de simulaciones que determinan este tiempo en hornos rotatorios para diferentes tipos y flujos de biomásas (ver sección 3.1). De forma que, se establecen como tiempos de residencia: 30 minutos para 2,21 t/h de cuesco y 40 minutos para procesar 4,61 t/h de RFV y 4,15 t/h de fibra, por separado. De esta manera, todas las partículas de cada flujo de biomasa alcanzan la temperatura de torrefacción y se obtiene un producto homogéneo. Así, se pretende evitar tiempos mayores que ocasionarían incrementos en los costos de operación del proceso. De la misma manera, se asume entre

10 a 15 minutos para permitir el secado y el calentamiento de la biomasa y entre 20 a 25 minutos para que todas las partículas alcancen la temperatura de torrefacción.

Por consiguiente, a partir de los valores conocidos de θ y de los t_{res} establecidos, se evalúan varias opciones de operación de acuerdo con las variables de la ecuación 3.1. Además, θ se considera constante en todas las zonas longitudinales del horno. De forma que, se obtiene como adecuada la relación L/D igual a 7,50. Así pues, se plantean las dimensiones de L igual a 20 m y D equivalente a 2,67 m. También, como ejemplo de cálculo se presenta el procedimiento con cuesco como materia prima. Inicialmente, a partir de la ecuación 3.1 se obtiene para el proceso con GL_l igual a 25 %:

$$t_{res_{cuesco}} = \frac{(20,00 \text{ m}) \sin 34,80^\circ}{(2,67 \text{ m})\pi(1,30 \text{ min}^{-1})(2,00^\circ)} = 30,02 \text{ min.}$$

Paralelamente, se calcula Fr de acuerdo con la ecuación 3.2 para verificar que los parámetros de operación permitan que se presente el movimiento transversal de rodado dentro del tambor:

$$Fr_{cuesco} = \frac{\left(1,30 \text{ min}^{-1} \frac{2\pi \text{ rad}}{60 \text{ s}}\right)^2 (1,33 \text{ m})}{9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}} = 2,52 \times 10^{-3}.$$

Igualmente, se realizan los cálculos previos para los RFV y fibra teniendo en cuenta el tiempo de retención correspondiente a cada flujo de biomasa.

En conjunto, se calcula la altura h_s del anillo de retención ubicado en la salida del reactor. Para ello, se establece la equivalencia entre el grado de llenado local GL_l y el área transversal A_s (ver figura 3-5):

$$GL_l = \frac{A_s}{A_t}; \quad (3.3)$$

$$A_s = r^2 \arccos\left(1 - \frac{h_s}{r}\right) - (r - h_s)\sqrt{2rh_s - h_s^2}; \quad (3.4)$$

$$A_t = \pi r^2. \quad (3.5)$$

Donde, r es el radio interno del cilindro y A_t es el área transversal del cilindro. De este modo, con GL_l igual a 25 % se obtiene:

$$A_t = \pi(1,33 \text{ m})^2 = 5,56 \text{ m}^2;$$

$$A_s = (0,25)(5,56 \text{ m}^2) = 1,40 \text{ m}^2;$$

Al sustituir A_t y A_s en la ecuación 3.4 y despejando h_s , se obtiene:

$$1,40 \text{ m}^2 = (1,33)^2 \arccos\left(1 - \frac{h_s}{1,33}\right) - (1,33 - h_s)\sqrt{2(1,33)h_s - h_s^2};$$

$$h_s = 0,79 \text{ m}.$$

Por último, se procede a calcular la tasa de calentamiento para cada biomasa de acuerdo con las condiciones establecidas en la sección 3.1. Además, se tiene en cuenta los tiempos de calentamiento y torrefacción propuestos anteriormente. Por ejemplo, para el cuesco se evalúa que la tasa de calentamiento hasta la temperatura de torrefacción es:

$$\frac{\Delta T_{\text{cuesco}}}{t_{\text{cal}} + t_{\text{torr}}} = \frac{T_{\text{torr,cuesco}} - T_o}{t_{\text{cal}} + t_{\text{torr}}}; \quad (3.6)$$

$$\frac{300 \text{ °C} - 60 \text{ °C}}{10 \text{ min} + 20 \text{ min}} = 8 \frac{\text{°C}}{\text{min}} = 8 \frac{\text{K}}{\text{min}}.$$

Por consiguiente, los parámetros de la torrefacción dentro del horno rotatorio se presentan en la tabla 3-5.

Tabla 3-5: Parámetros de operación de la torrefacción a presión atmosférica en el horno rotatorio para RFV, fibra y cuesco, respectivamente. Donde, T_{torr} es temperatura de torrefacción, T_o es la temperatura inicial, t_{cal} es tiempo de calentamiento, t_{torr} es tiempo de torrefacción, t_{res} es tiempo de residencia y $\Delta T/t$ es la tasa de calentamiento (elaborado con información de [25], [44] y cálculos propios).

Biomasa	T_{torr}	T_o	t_{cal}	t_{torr}	t_{res}	$\Delta T/t$
	°C	°C	min	min	min	K/min
RFV	270	60	15	25	40	5
Fibra	270	60	15	25	40	5
Cuesco	300	60	10	20	30	8

Enseguida, en la tabla 3-6 se presentan los resultados obtenidos de los cálculos de las dimensiones y condiciones de operación del horno rotatorio, en consideración con las características de las tres biomásas por procesar y el procedimiento presentado anteriormente.

Tabla 3-6: Parámetros de operación y dimensiones estimadas para el reactor horno rotatorio. Donde, \dot{m}_{BM} es el flujo másico de biomasa parcialmente seca que entra al horno rotatorio, ρ_b es la densidad a granel, GL_l es el grado de llenado local, L es la longitud del cilindro, D es el diámetro interno del cilindro, h_s es la altura del anillo de retención, θ es el ángulo de reposo, V_R es el volumen interno del cilindro, V_L es el volumen del lecho, ϕ es el ángulo de inclinación, n es la velocidad de rotación, t_{res} es el tiempo de residencia y Fr es el número de Froude.

Parámetros del horno rotatorio															
Biomasa	\dot{m}_{BM}	ρ_b	GL_l	L	D	L/D	h_s	θ	V_R	V_L	ϕ	n	t_{res}	Fr	Mov. transversal
	t/h	kg/m ³	-	m	m	m/m	m	°	m ³	m ³	°	min ⁻¹	min	-	
RFV	4,61	284	25,0%	20,0	2,7	7,5	0,79	36,1	112,0	27,9	2,0	1,00	40,2	$1,5 \times 10^{-3}$	Rodado
Fibra	4,15	446	25,0%	20,0	2,7	7,5	0,79	37,5	112,0	27,9	2,0	1,04	40,0	$1,6 \times 10^{-3}$	Rodado
Cuesco	2,21	773	25,0%	20,0	2,7	7,5	0,79	34,8	112,0	27,9	2,0	1,30	30,0	$2,5 \times 10^{-3}$	Rodado

Por otro lado, con el horno rotatorio de calentamiento indirecto se incentiva a la formación de material sólido torrefacto como producto principal [32]. Debido a que se evita el contacto entre la biomasa y la atmósfera oxidativa para el calentamiento mediante el uso de gas de arrastre inerte (nitrógeno), se impide la presencia de reacciones de oxidación [77]. Asimismo, el control de la atmósfera dentro del cilindro admite separar de forma más eficaz los volátiles de valor agregado de la fracción sólida. Además, esto permite que se adquiera un equipo de condensación menos especializado, puesto no tendrá aire o gases de combustión atrapados en alta proporción, y a su vez permite reducir el precio del condensador necesario [78].

Adicionalmente, la transferencia de calor se presenta por medio de mecanismos de conducción entre las partículas de la carga a granel y radiación entre la carga y las paredes del cilindro [78]. Por otro lado, para el calor necesario del procesamiento de la carga, el horno de calentamiento indirecto dispone de los gases calientes de forma axial y externa al cilindro. Por ello, el material de fabricación del cilindro requiere tener un adecuado coeficiente de conducción y promover una temperatura uniforme [78]. También, la carcasa externa está revestida con aislante térmico y requiere de sellos mecánicos que permiten la reducción de pérdidas con el ambiente [52, 79].

Por otra parte, el funcionamiento del horno rotatorio indirecto consiste en un tambor o cilindro giratorio que se mueve por el accionamiento de un motor eléctrico de frecuencia variable. El movimiento se puede transmitir mediante sistema de piñón – engranaje, motor de fricción o sistema cadena – rueda dentada [52, 79]. A su vez, el cilindro, la carcasa

externa del horno, las cámaras de carga y descarga se soportan sobre dos bastidores conectados a rodamientos. Con el primer bastidor se puede modificar el ángulo de inclinación del cilindro, este usualmente está entre 0° a 5° [79].

4. Análisis técnico

En el presente capítulo se plantea el diagrama de flujo del proceso (PFD por sus siglas en inglés). Luego, se realizan los balances de masa y energía para cada etapa principal del proceso. Asimismo, se tienen en cuenta los parámetros estipulados anteriormente para la torrefacción de cada residuo sólido en el horno rotatorio.

4.1 Diagrama de flujo del proceso de torrefacción

Una planta de torrefacción se caracteriza por las siguientes etapas principales. Primero, la biomasa (materia prima) entra a una trituradora como primer paso para incrementar la eficiencia en las siguientes etapas: el presecado y la torrefacción [22]. Posteriormente, la biomasa requiere atravesar la etapa de presecado con el fin de disminuir su contenido de humedad antes de entrar al reactor [69]. Así, se homogeniza el contenido de humedad de del flujo de biomasa por torrefactor. De esta forma, una etapa de presecado independiente permite que en la etapa del reactor se controle acertadamente los parámetros de torrefacción [80]. También, el secado parcial, evita producir volátiles de torrefacción con un alto porcentaje de agua. Por su parte, para el calentamiento directo o indirecto tanto en el secador como en el reactor de torrefacción, es posible utilizar la recirculación de los gases de torrefacción, usar otros combustibles gaseosos o vapor [22]. Por lo general, la recirculación de los gases de torrefacción requiere de una cámara independiente para la combustión junto con otro combustible [22]. Sin embargo, puede ser dispendioso el manejo de los gases de torrefacción debido al contenido de agua, alquitranes y gases no combustibles [22, 70]. Por su parte, el calor requerido se puede suministrar mediante los gases calientes generados por una etapa de quemador de biomasa [40, 58]. Por otro lado, en las investigaciones realizadas por Svanberg et al. [69] y Akbari et al. [70] resaltan la importancia de una etapa de enfriamiento del material torrefacto después de la torrefacción. Asimismo, esta tiene el fin de evitar el riesgo de ignición por la alta temperatura a la cual sale el material torrefacto.

Para el presente proyecto, se formula procesar por separado los residuos sólidos conformados por 8,8 t/h de racimos de fruta vacíos (RFV), 5,2 t/h de fibra y 2,4 t/h de cuesco (ver sección 1.6). Donde se evidencia que los RFV conforman el 53,6 % de los residuos por torrefactar. Además, debido a que la longitud media de los RFV es de aproximadamente 40 cm [25], es necesario una etapa de triturado con el fin de reducir y homogenizar el tamaño de partículas de las materias primas que serán procesadas mediante torrefacción. Asimismo, se contempla la caracterización fisicoquímica de las materias primas en base a como se reciben de acuerdo con la información reportada por Talero et al. [25] y Uemura et al. [28]. De esta forma, se identifica que los residuos tienen un alto contenido de humedad: cada RFV contiene 55,3 %, la fibra contiene 31,9 % y el cuesco 21,4 %. Además, procesar biomasa con contenido de humedad mayor a 20 % puede reducir la eficiencia en el equipo de torrefacción e incrementar significativamente los costos de inversión y operación [22, 38]. Por las anteriores razones, se establece una etapa de presecado de la biomasa que entregue materia prima con contenido de humedad bajo. De esta manera, la caracterización de las biomásas secas y trituradas se identifican de acuerdo con los datos (en base como se determina) presentados por Talero et al. [25] para los RFV y fibra con intervalo de tamaños de granos de 0,25 a 1 mm y Gómez et al. [31] para cuesco con tamaños de grano entre 0,05 y 5 mm.

En la parte posterior al horno rotatorio, se establece una etapa de enfriamiento del sólido torrefacto con el fin de disminuir su temperatura para reducir la posibilidad de autoignición y permitir un manejo seguro de este [77, 81]. También, se forma una fracción de volátiles compuesta por un conjunto de gases y líquidos. Investigaciones reportadas en [25, 36, 38, 69], demuestran que la fracción líquida está conformada por compuestos orgánicos (mayormente ácido acético), por agua y lípidos. Además, la fracción gaseosa se compone principalmente por CO₂ y CO [25]. Por ello, normalmente los volátiles producidos poseen un alto contenido de vapor de agua y CO₂ que son gases incombustibles. Más aún, la recuperación de los volátiles puede disminuir la flexibilidad del proceso y aumentar los costos debido a la adición de dos etapas [37, 40, 82]: una etapa de combustión acompañada por la necesidad de usar combustibles de origen fósil para una combustión adecuada en la cámara; y se requiere de un intercambiador de calor. Asimismo, es posible que se presenten problemas de obstrucción en las tuberías de recirculación debido a la condensación de los volátiles en las zonas frías y por presencia de cenizas en los gases

de torrefacción [40]. Por estas razones, para el presente trabajo no se considera ventajoso la recuperación de los volátiles. En contraste, se plantea su condensación en una etapa con condensador [83] y posteriormente almacenar la fracción líquida para su disposición posterior.

Además, se plantea una etapa de quemador de biomasa con el fin de suministrar el calor necesario en el proceso [58]. Asimismo, se asume que la planta no considera labores de integración energética. En otras palabras, se asume que la planta de torrefacción no está integrada con algún proceso de generación térmica de otra planta.

Por otra parte, debido a que la máxima temperatura alcanzada en el reactor es de 300 °C (ver sección 3.1), se restringe la posibilidad de volatilización de metales pesados contenidos en las biomásas. Estudios mencionan que en procesos de pirólisis a 600 °C se pueden hallar trazas de metales como el arsénico, cadmio y mercurio en los volátiles [84], también, a temperaturas de 800 °C se volatiliza el zinc [84]. Por lo tanto, para el actual proceso, la fracción de gases no condensables pasan a través de un filtro de mangas antes de liberarse a la atmósfera, para retener cualquier partícula sólida presente.

Por lo demás, el presente proceso de torrefacción se considera como un proceso semicontinuo debido a que trabaja con tres flujos independientes de materias primas. Asimismo, cada materia prima son residuos sólidos de una planta de beneficio de palma de aceite colombiana que tiene una cantidad promedio específica por procesar durante una hora. Es decir, se necesita flexibilidad en el proceso de torrefacción en dado caso que la cantidad de los residuos de la planta de beneficio varíen. Además, de la producción anual con los tres residuos sólidos se obtienen alrededor de 17.290 toneladas de sólidos torrefactos y 11.958 toneladas de líquidos de torrefacción anuales.

De acuerdo con las consideraciones previas, en la figura 4-1 se muestra el PFD con los equipos principales y secundarios que representan el caso de estudio. Asimismo, cada equipo se identifica con un código de acuerdo con las iniciales de su nombre y el orden de secuencia según el proceso. Por ello, en tabla 4-1 se presentan los equipos del proceso con su respectivo código y parámetros principales de operación, los cuales son determinados en los balances de masa y energía de la siguiente sección. Adicionalmente, el PFD se complementa con la tabla 4-3, donde se muestran los valores de las propiedades obtenidas a partir de los balances de masa y energía de las líneas del proceso.

Figura 4-1: Diagrama de flujo del proceso de torrefacción en un reactor de horno rotatorio.

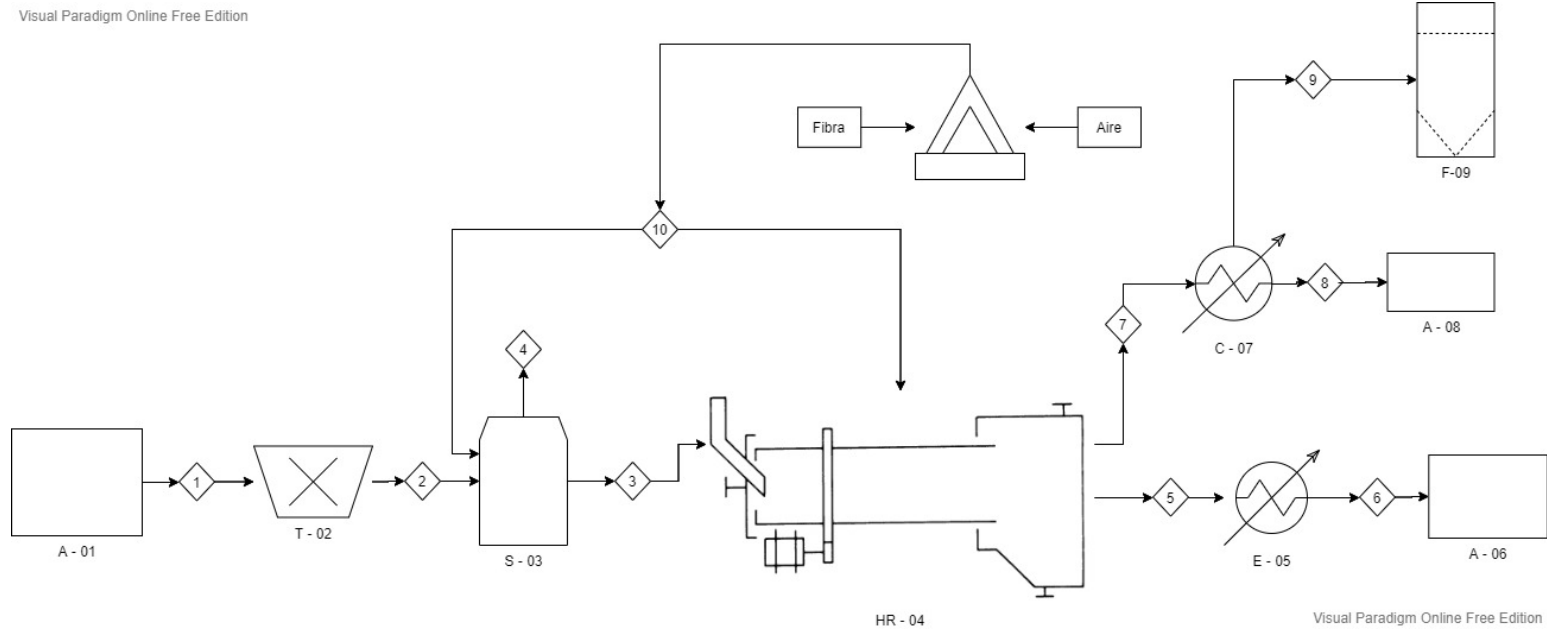


Tabla 4-1: Códigos de los equipos del proceso de torrefacción de residuos sólidos de palma de aceite. Todos los equipos trabajan a presión atmosférica.

Código	Detalle	Equipo	Temperatura operación	Capacidad
			°C	t/h
A - 01	Secundario	Almacenamiento	26,00	8,80
T - 02	Principal	Trituradora	26,00	8,80
S - 03	Principal	Secador	99,17	8,80
HR - 04	Principal	Horno rotatorio	270,00 – 300,00	4,61
E - 05	Principal	Enfriador	50,00	2,56
A - 06	Secundario	Almacenamiento	26,00	2,56
C - 07	Principal	Condensador	50,00	2,08
A - 08	Secundario	Almacenamiento	26,00	1,70
F - 09	Secundario	Filtro de mangas	26,00	0,37
Q - 10	Principal	Quemador	975,38	1,38

4.2 Balances de masa y energía

Se realizan los balances de masa y energía para las etapas principales del proceso de acuerdo con lo que se esboza en el PFD de la figura 4-1. Además, los balances se plantean por cada flujo de biomasa a procesar. Asimismo, se considera realizar los balances en estado estable con flujo estable y se desprecian pérdidas por masa. Enseguida, se describe el procedimiento de los cálculos. Conjuntamente, cada operación matemática de los balances se desarrolla en tablas de Microsoft Excel.

Cada biomasa inicialmente tiene las características en base como se recibe, descritas anteriormente. De manera que, cada residuo sólido entra al equipo de trituración T – 02, que tiene como objetivo reducir el tamaño de grano de los residuos para promover que el tiempo de residencia dentro del horno rotatorio sea suficiente para la torrefacción. También, el equipo T – 02 es un molino de cuchillas con una capacidad igual a 8,8 t/h, puesto que este es el mayor valor del flujo másico por procesar de las tres biomásas. Además, tiene 6 cuchillas (5 móviles y 1 fija), permite producir materia prima triturada con 10 mm de largo y está disponible comercialmente (ver anexo B). Adicionalmente, en la tabla 4-2 se presentan las propiedades de cada biomasa que se tienen en cuenta en los balances de la primera etapa del proceso.

Tabla 4-2: Propiedades de los residuos sólidos en base como se recibe (elaborada a partir de la información reportada en [25, 28, 31]).

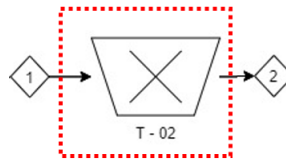
No. línea	1 - 2	
Biomasa	M_{ar}	$PCI_{BM,ar}$
		MJ/kg
RFV	55,3%	6,98
Fibra	31,9%	12,47
Cuesco	21,4%	14,55

Por lo general, para la etapa de triturado se utilizan molinos de martillo en serie para mayor control en el proceso. Es decir, primero se busca una molienda gruesa y luego una molienda fina de la biomasa [85]. Sin embargo, estos tipos de molinos son poco eficientes para la molienda de biomásas residuales forestales y agrícolas [85]. En su lugar, se recomienda utilizar molinos de cuchillas para la molienda de los residuos agrícolas con alto contenido de humedad [85]. Asimismo, en la industrial de palma de aceite, los molinos de

cuchillas son utilizados para la molienda de los RFV [68]. Además, Williams et al [86]. comparan el consumo energético de la molienda de pélets de diferentes tipos de biomásas en molinos de bolas planetario, de bolas, de cuchillas y de rodillos. De tal modo, entre los resultados identifican que para pélets de eucalipto, residuos de oliva y biomasa maderosa, los molinos de bolas tienen el mayor consumo energético con cerca de 90 kWh/t, 140 kWh/t y 410 kWh/t, respectivamente. Por su parte, con el molino de cuchillas se consume alrededor de 30 kWh/t, 25 kWh/t y 35 kWh/t, respectivamente. Sin embargo, se debe tener en cuenta que la eficacia del método de fragmentación depende de la composición y tamaño de la materia prima y del tamaño objetivo del producto.

Por otra parte, en un inicio se establece que el volumen de control comprende a la trituradora de acuerdo con la figura 4-2.

Figura 4-2: Volumen de control para balances de masa y energía de la etapa de molienda.



De forma que el balance de masa se expresa:

$$\dot{m}_1 = \dot{m}_2. \quad (4.1)$$

Donde, \dot{m}_1 es el flujo de biomasa en base como se recibe y \dot{m}_2 es el flujo de masa de biomasa triturada. En segundo lugar, se considera solo el consumo de energía eléctrica por el motor del molino, por ello el balance de energía:

$$\dot{m}_1 PCI_1 = \dot{m}_2 PCI_2. \quad (4.2)$$

En donde, PCI_1 es el poder calorífico inferior de la biomasa en base como se recibe, PCI_2 es el poder calorífico inferior de la biomasa triturada. Además, se asume que dichos PCI se mantienen iguales en el proceso de molienda.

Adicionalmente, se determina el valor teórico de la potencia requerida para la trituración de acuerdo con la teoría de Bond [87] para el cálculo del consumo eléctrico de molinos, la cual arroja un valor en kWh por una tonelada corta (tonelada americana):

$$W_{tr} = 10 W_i \left(\frac{1}{\sqrt{P_{80}}} - \frac{1}{\sqrt{F_{80}}} \right). \quad (4.3)$$

En donde, W_{tr} es el consumo de energía eléctrica requerido por la trituradora, F_{80} y P_{80} se expresan en μm y son el tamaño por el cual pasa el 80 % de la alimentación y de lo producido, respectivamente. W_i es el 'Work Bond Index' que expresa la resistencia del material a ser triturado. De manera que, W_i se calcula con base en la correlación expuesta por Williams et al. [87] para biomosas:

$$W_i = \frac{2017}{HGI^{1.02}}. \quad (4.4)$$

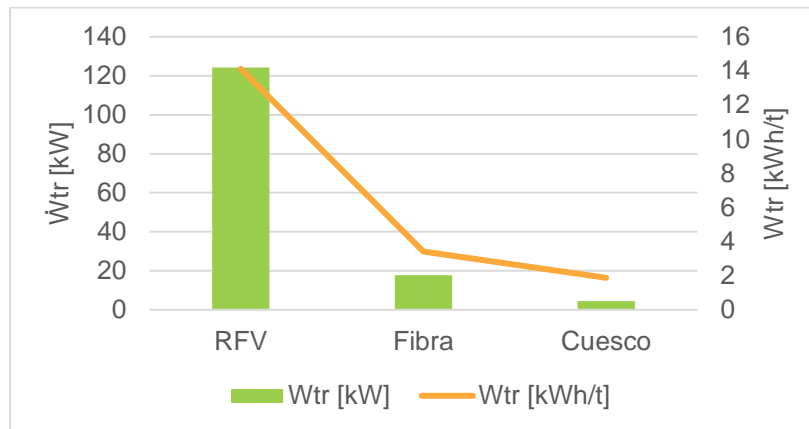
Donde, HGI es el índice de molienda de Hardgrove propio de cada material. De esta forma, en estudios de las características de molienda hechos por Ruksathamcharoen et al. [88] y Tymoszuk [89] determinan los valores de HGI para RFV y cuescos iguales a 12,60 y 20,50; respectivamente. Por otro lado, para seleccionar el HGI de la fibra, se tienen en cuenta los contenidos de los componentes estructurales de esta. Así, a partir de la información reportada por Vassilev et al. [90] y Talero et al. [39], se identifica que las diferencias entre madera y fibra de palma de aceite en el contenido de lignina es de 20 %, 4 % en hemicelulosa y 16 % en celulosa. De esta forma, se selecciona el HGI igual a 18 para madera determinado por Williams et al. [87]. Además, es importante resaltar que los anteriores valores son dependientes de las condiciones de crecimiento y origen de cada tipo de biomasa. Por lo demás, para F_{80} se contempla el tamaño medio de las biomosas [25, 44]: 40 cm, 2 cm y 1,5 cm para RFV, fibra y cuesco, respectivamente. Asimismo, para P_{80} se contempla el tamaño final del producto (10 mm). Por último, la potencia eléctrica requerida se calcula como:

$$\dot{W}_{tr} = W_{tr} \dot{m}_1. \quad (4.5)$$

De forma que, en el anexo A se presenta como ejemplo los cálculos para los RFV. Asimismo, el procedimiento de cálculo se repite con fibra y cuesco. De esta manera, se presenta la figura 4-3, en la cual, se identifica que la molienda de los RFV implica el mayor consumo eléctrico respecto a las otras dos biomosas. Es decir, el molino de cuchillas requiere de una potencia eléctrica de alrededor de 124 kW. Así, en el anexo B se presentan características de molinos de cuchillas disponibles comercialmente que tienen potencia nominal entre 110 a 132 kW. De manera que, para procesar los RFV se requiere

aproximadamente entre cuatro y siete veces más de consumo eléctrico por unidad de masa, esto con respecto al proceso con fibras y cuescos, respectivamente. Esto debido especialmente al tamaño inicial de los RFV (40 cm) y que constituye el mayor flujo másico. Además, tiene el *HGI* de menor valor, lo que implica menor triturabilidad [89]. Por su parte, la molienda del cuesco implica el menor requerimiento en consumo eléctrico.

Figura 4-3: Consumo de energía para la molienda de las biomásas. Donde, \dot{W}_{tr} es la potencia eléctrica y W_{tr} es la energía eléctrica consumida en la trituración.



Luego, cada biomasa triturada continúa a través de una etapa de presecado en el equipo S – 03. Además, se escoge un secador de tambor rotatorio debido a su uso común en el secado de biomásas [85]. También, el secador es de calentamiento directo y tiene una capacidad de 8,8 t/h. Conjuntamente, el secador opera a presión atmosférica. Por ello, a la salida del secador se reduce el contenido de humedad de las biomásas hasta que existe equilibrio higroscópico con el aire a condiciones ambiente. De forma que, en este proceso semicontinuo, no exista la adsorción de humedad cuando las biomásas trituradas y presecas permanezcan en contacto con el aire ambiente [91]. Adicionalmente, la caracterización de las biomásas secas parcialmente y trituradas se fundamenta en los valores reportados por Talero et al. [25] y Gómez et al. [31] para fibras, tusas y cuescos colombianos.

Por otro lado, existen modelos matemáticos que permiten hallar una aproximación del contenido de humedad en equilibrio (EMC por sus siglas en inglés) de elementos biológicos en función de la temperatura y la humedad relativa del aire de los alrededores [91], [92]. Sin embargo, el EMC también depende de la composición de la materia prima [91]. Por consiguiente, para el presente trabajo se determina un valor aproximado del EMC

utilizando la correlación para maderas expuesta por Simpson et al. [93], la cual es una modificación de la propuesta por Bradley. Además, es válida para temperaturas entre los 272 a 372 K:

$$a_w = EXP[-(K_2 K_1^{EMC} + K_3)]; \quad (4.6)$$

$$K_1 = 0,839 + 0,0000202 T - 0,00000156 T^2; \quad (4.7)$$

$$K_2 = 3,56 + 0,0039 T - 0,0000445 T^2; \quad (4.8)$$

$$K_3 = 0,0219 + 0,0000164 T. \quad (4.9)$$

En donde, a_w es la actividad acuosa en decimales, EMC es el contenido de humedad en equilibrio en porcentaje, T es la temperatura de los alrededores expresada en °F; K_1 , K_2 y K_3 son parámetros del material en función de la temperatura. De esta forma, se tiene en cuenta las condiciones ambientales de la región donde se ubica la planta de torrefacción en la sección 5.1: 98,61 kPa, 26 °C y 77 % de humedad relativa:

$$K_1 = 0,839 + 0,0000202 (78,8 \text{ °F}) - 0,00000156 (78,8 \text{ °F})^2 = 0,8309;$$

$$K_2 = 3,56 + 0,0039 (78,8 \text{ °F}) - 0,0000445 (78,8 \text{ °F})^2 = 3,5926;$$

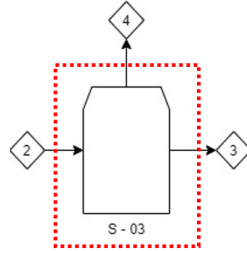
$$K_3 = 0,0219 + 0,0000164 (78,8 \text{ °F}) = 0,0232;$$

$$0,77 = EXP[-((3,5926)(0,8309)^{EMC} + 0,0232)].$$

Finalmente, se determina que el contenido de humedad en equilibrio es:

$$EMC = 14,65 \text{ \%}.$$

Posteriormente, se procede a establecer los balances de masa y energía en la etapa de presecado de acuerdo con el volumen de control de la figura 4-4:

Figura 4-4: Volumen de control para balances de masa y energía en el secador.

De forma que el balance de masa se expresa como:

$$\dot{m}_2 = \dot{m}_3 + \dot{m}_4. \quad (4.10)$$

Donde, \dot{m}_2 es el flujo de biomasa triturada, \dot{m}_4 es el flujo de masa del contenido de agua evaporado desde la biomasa y \dot{m}_3 es el flujo de masa de la biomasa preseca y triturada:

$$\dot{m}_3 = \frac{\dot{m}_1(1 - M_{ar})}{1 - EMC}. \quad (4.11)$$

Donde, M_{ar} es el contenido de humedad en base como se recibe y EMC es el contenido de humedad en equilibrio calculado previamente.

Por otra parte, se plantea el balance de energía de acuerdo con el volumen de control de la figura 4-4:

$$\dot{Q}_{ps} + \dot{m}_2 PCI_2 = \dot{m}_3 PCI_3 + \dot{m}_4 h_4. \quad (4.12)$$

En donde, \dot{Q}_{ps} es el flujo de calor requerido para el presecado, PCI_2 es el poder calorífico inferior de la biomasa en base como se recibe, PCI_3 es el poder calorífico inferior de la biomasa triturada y seca; $h_4 = 2,26 \frac{\text{MJ}}{\text{kg}}$ es la entalpía de evaporación del agua para la temperatura de saturación equivalente a 99,17 °C a presión atmosférica de 98,61 kPa [94].

Adicionalmente, para el balance de energía en el secador, se calcula el flujo de calor necesario para el presecado \dot{Q}_{ps} :

$$\dot{Q}_{ps} = \dot{Q}_{pc} + \dot{Q}_{pe}. \quad (4.13)$$

El cual se compone por la suma del flujo de calor de calentamiento \dot{Q}_{pc} de la biomasa hasta la temperatura de 99,17 °C; más el flujo de calor para la evaporación de una fracción

del contenido de humedad \dot{Q}_{pe} . Enseguida se procede con los cálculos de estos flujos de calor:

$$\dot{Q}_{pc} = \dot{m}_2 c_{p_{BM}} (T_{ps} - T_{amb}). \quad (4.14)$$

Donde, T_{ps} es la temperatura del presecado, T_{amb} es la temperatura ambiente y $c_{p_{BM}}$ es el calor específico de la biomasa en base como se recibe. Este último se supone constante en el presecado debido a que el cambio estructural en la biomasa por el incremento de la temperatura es significativo después de los 150 °C [95] y se halla de acuerdo con la correlación expuesta por Granados et al. [29], donde es preciso expresar la biomasa con base en sus componentes elementales $C_x H_y O_z$ (ver tabla 1-2):

$$x = \frac{\frac{\omega_C}{M_C}}{\sum \frac{\omega_i}{M_i}}; \quad (4.15)$$

$$y = \frac{\frac{\omega_H}{M_H}}{\sum \frac{\omega_i}{M_i}}; \quad (4.16)$$

$$z = \frac{\frac{\omega_O}{M_O}}{\sum \frac{\omega_i}{M_i}}; \quad (4.17)$$

$$\bar{c}_{p_{BM}} = 7,524x + 9,614y + 16,720z. \quad (4.18)$$

Donde, M es la masa molecular, ω es la fracción másica para cada elemento i y $\bar{c}_{p_{BM}}$ es el calor específico de la biomasa en base molar. Luego, se convierte el calor específico en su base másica:

$$c_{p_{RFV}} = \frac{\bar{c}_{p_{RFV}}}{xM_C + yM_H + zM_O}. \quad (4.19)$$

Además, el calor de evaporación de una fracción del contenido de humedad en la etapa de presecado es:

$$\dot{Q}_{pe} = \dot{m}_4 h_{sec}. \quad (4.20)$$

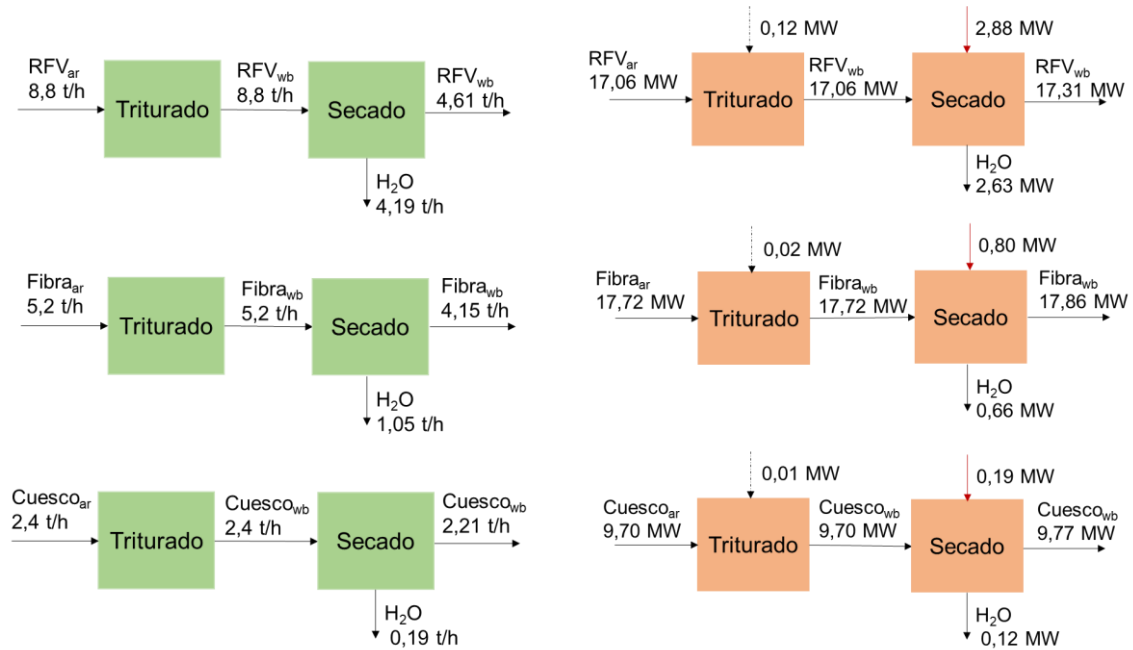
Donde, h_{sec} es la entalpía de evaporación del agua a la temperatura del presecado, es decir, a 99,17 °C. Además, conforme con lo propuesto por Bergman et al. [40, 96], se asume un factor de pérdidas de calor, $X_{l,ps}$, en el secador igual a 0,5 % del PCS de la

materia prima en base como se recibe. De esta forma, el calor requerido en el secador [77]:

$$\dot{Q}'_{ps} = \frac{\dot{Q}_{ps}}{1 - X_{l,ps}} \quad (4.21)$$

Como ejemplo de cálculo, en el anexo A se muestra el anterior procedimiento para los RFV. También, este se repite para cada residuo sólido. De esta forma, los resultados obtenidos de cada balance en las etapas de triturado y presecado, se presentan a continuación en la figura 4-5.

Figura 4-5: Balances en el triturador y secador para RFV, fibra y cuesco: (a) balances de masa (b) balances de energía. Donde, la flecha punteada indica consumo eléctrico y flecha roja indica consumo de energía térmica.



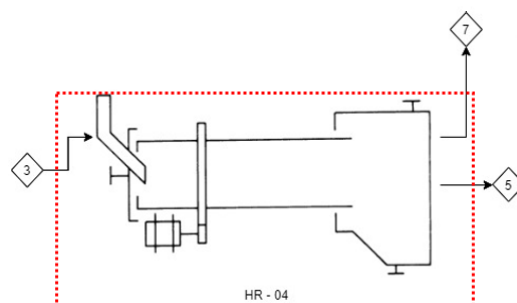
En cuanto a los insumos necesarios por el secador, en una planta de torrefacción es posible que la energía térmica del secador sea suministrada por vapor sobrecalentado de calderas, combustión de combustibles gaseosos o sólidos, o con la recirculación de gases de torrefacción [85]. Asimismo, como se presenta después en la sección 5.1, la presente planta de torrefacción se ubica en una región donde existe la mayor concentración de plantas de beneficio de palma de aceite en Colombia: 22 núcleos de esta agroindustria [24]. Por lo que, es posible utilizar residuos sólidos adicionales a la capacidad de la planta

de torrefacción con el objeto de su combustión en una etapa de quemador de biomasa para suministrar la energía térmica de dicha planta. De esta forma, se asume que el calor necesario por el secador lo suministran los gases calientes generados en un quemador de biomasa. Así, en la figura 4-8 se presenta una gráfica comparando el consumo energético para el secado de cada biomasa. Por lo demás, la potencia eléctrica de los motores es de 37 kW para un secador de tambor rotatorio con la capacidad requerida (ver anexo B).

Posteriormente, cada flujo de biomasa seca parcialmente y triturada pasa a la etapa de torrefacción dentro del horno rotatorio HR – 04, el cual se describió en la sección 3.3. Así, con el propósito de realizar los balances de masa y energía para la torrefacción de los residuos sólidos; se tienen en cuenta los valores de poder calorífico inferior de cada biomasa (triturada y seca); y los rendimientos máxicos y energéticos en base seca. Estos datos son reportados por investigaciones que efectúan experimentos de torrefacción a las temperaturas seleccionadas para los RFV, fibras y cuescos (ver tabla 3-3). Asimismo, en la tabla 4-3 se lista la información utilizada en los balances para la torrefacción en el horno rotatorio. De manera que, se seleccionan los valores de rendimientos reportados como parte de los resultados de los trabajos de Talero et al. [25] y Asadullah et al. [44]. Además, se asume que inmediatamente después del proceso de torrefacción el contenido de humedad es del 0 % para cada biomasa.

Por lo demás, para el balance en el horno rotatorio, se tiene en cuenta el volumen de control presentado en la figura 4-6. De esta forma, los flujos máxicos a la salida del reactor son los volátiles de torrefacción y el sólido torrefacto. Así, se asume que los volátiles producidos contienen agua (líquida), alquitranes (líquida) y gases de torrefacción [29].

Figura 4-6: Volumen de control para balances de masa y energía en el horno rotatorio.



Enseguida se formula el balance de masa para el horno rotatorio, donde \dot{m}_3 , \dot{m}_5 y \dot{m}_7 representan el flujo másico de la biomasa sin torrefactor, del sólido torrefacto y de los volátiles de torrefacción, respectivamente:

$$\dot{m}_3 = \dot{m}_5 + \dot{m}_7. \quad (4.22)$$

Debido a que los rendimientos másicos encontrados en la literatura se proporcionan en base seca, los cálculos para la torrefacción se efectúan en dicha base. De esta forma, el flujo másico del sólido torrefacto producido [25, 43]:

$$\dot{m}_5 = \dot{m}_3(1 - M_3)Y_{M,ST}. \quad (4.23)$$

Donde, M_3 es el contenido de humedad de la biomasa en la línea 3 del PFD y $Y_{M,ST}$ es el rendimiento másico del sólido torrefacto en base seca, este se presentó en la tabla 3-3.

Posteriormente, se formula el balance de energía en el horno rotatorio en la ecuación 4.24. Para este, se considera que el horno requiere de adición de calor para la reacción endotérmica de torrefacción [26, 95]:

$$\dot{Q}_{torr} + \dot{m}_3 PCI_3 = \dot{m}_5 PCI_5 + \dot{m}_7 PCI_7. \quad (4.24)$$

En donde, \dot{Q}_{torr} es el flujo de calor requerido para la torrefacción, PCI_3 , PCI_5 y PCI_7 son el poder calorífico inferior en base seca de la biomasa triturada y seca; del producto sólido; y de los volátiles de torrefacción; respectivamente.

Así, en función del rendimiento energético del producto sólido $Y_{E,ST}$ (ver tabla 3-3), se procede al cálculo del PCI_5 [25, 43]. Igualmente, los cálculos se realizan en base seca:

$$PCI_5 = PCI_3 \frac{Y_{E,ST}}{Y_{M,ST}}. \quad (4.25)$$

Por otra parte, en conformidad con las etapas de la torrefacción (ver sección 1.5.1), se calcula el flujo de calor \dot{Q}_{torr} , requerido para torrefactor cada flujo de biomasa. De esta forma, el \dot{Q}_{torr} se determina de acuerdo con lo expuesto por Basu [77]. Adicionalmente, se tiene en cuenta que cada biomasa atravesó una etapa de presecado y se asume que esta se alimenta en el reactor de torrefacción con una temperatura inicial, T_o , de 60 °C debido a la transferencia de calor con el aire ambiente circundante [95]. Por ello:

$$\dot{Q}_{torr} = \dot{Q}_d + \dot{Q}_e + \dot{Q}_c. \quad (4.26)$$

Donde, \dot{Q}_d es el flujo de calor para el calentamiento hasta la temperatura de evaporación del contenido de humedad ($T_e = 99,17 \text{ °C}$), \dot{Q}_e es el flujo de calor latente de evaporación y \dot{Q}_c es el flujo de calor para el calentamiento hasta la temperatura de torrefacción. Por lo tanto, primero se determina:

$$\dot{Q}_d = \dot{m}_3 c_{p_{BM,wb}} (T_e - T_o). \quad (4.27)$$

Donde, $c_{p_{BM,wb}}$ es el calor específico en base húmeda de la biomasa pretratada y este se considera constante. Además, para contemplar los efectos de la reducción del contenido de humedad e incremento de temperatura debido a la etapa del presecado, se determina $c_{p_{BM,wb}}$ de acuerdo con la correlación estimada por TenWolde y citada por Sermyagina et al. [95]:

$$c_{p_{BM,wb}} = \frac{c_{p_{BM,db}} + 4,19 M_3}{1 + M_3} + M_3(0,02355 \bar{T}_{o-e} - 1,32 M_3 - 6,191). \quad (4.28)$$

Donde, M_3 es el contenido de humedad de la biomasa en la línea 3 del PFD, \bar{T}_{o-e} es la temperatura promedio en K y $c_{p_{BM,db}}$ es el calor específico de la biomasa en base seca. Este último se halla de acuerdo con las ecuaciones 4.15 a 4.19 presentadas anteriormente en función de la caracterización de las biombras presentadas por Talero et al. [25] y Gómez et al. [31]. Posteriormente, se determina el calor de evaporación:

$$\dot{Q}_e = \dot{m}_3 M_3 h_3. \quad (4.29)$$

Donde, h_3 es la entalpía de evaporación del agua a la temperatura de saturación a presión atmosférica.

Después, se encuentra el flujo de calor para el calentamiento hasta la temperatura de torrefacción de la biomasa seca completamente:

$$\dot{Q}_c = \dot{m}_3 (1 - M_3) c_{p_{BM,db}} (T_{torr} - T_e). \quad (4.30)$$

Donde, T_e es la temperatura de evaporación, T_{torr} es la temperatura de torrefacción y $c_{p_{BM,db}}$ es el calor específico en base seca de la biomasa seca. Además, es importante

resaltar que el calor específico se ve afectado por el aumento de la temperatura y la modificación estructural de la biomasa [95, 97]. Por ello, se calcula el poder calorífico con base en la correlación estimada por TenWolde y citada por Sermyagina et al. [95]. También, se asume que el $c_{p_{BM,db}}$ es constante:

$$c_{p_{BM,db}} = 0,1031 + 0,003867 \bar{T}_{e-torr}. \quad (4.31)$$

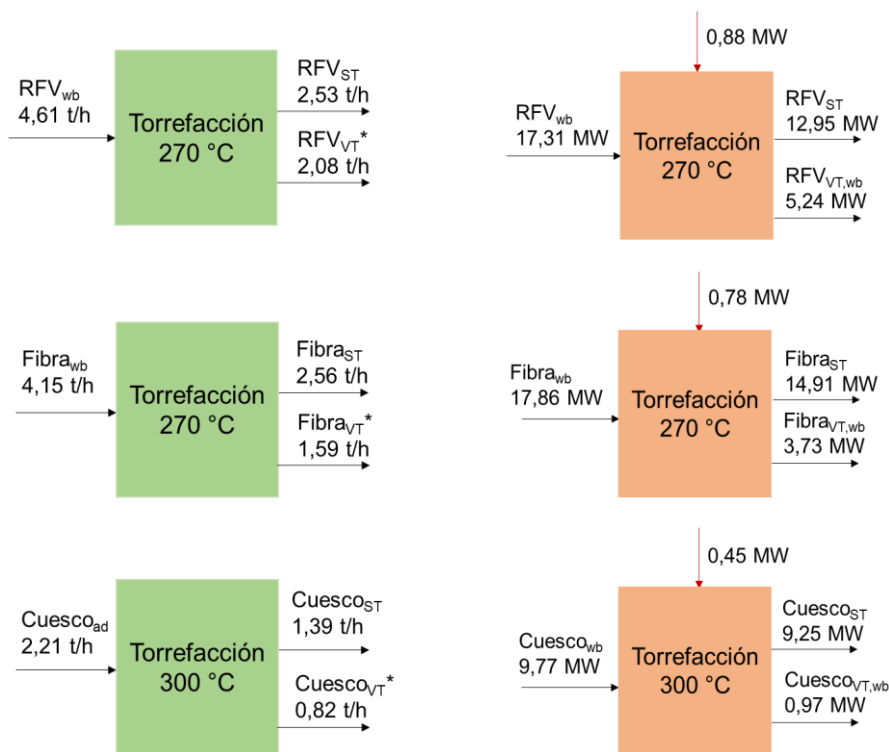
Donde, \bar{T}_{e-torr} es la temperatura promedio entre la temperatura de evaporación y la de torrefacción expresada en K.

Adicionalmente, se contempla un factor de pérdidas de calor en el reactor conforme con lo propuesto en el estudio tecnoeconómico de torrefacción de biomasa para tres reactores distintos realizado por Bergman et al. [40, 96]. Así pues, las pérdidas en el reactor, $X_{l,torr}$, equivalen al 0,5 % del PCS de la biomasa preseca y triturada en base húmeda [77]:

$$\dot{Q}'_{torr} = \frac{\dot{Q}_{torr}}{1 - X_{l,torr}}. \quad (4.32)$$

En el anexo A se presentan los cálculos para los balances de masa y energía con los RFV en consideración con las ecuaciones mostradas anteriormente. Este procedimiento se repite con los datos de fibra y cuesco. Por lo demás, en la figura 4-7 se representan los resultados de los balances de la torrefacción en el horno rotatorio para cada tipo de residuo sólido de la palma de aceite.

Figura 4-7: Balances de la torrefacción para RFV, fibra y cuesco: (a) balances de masa (b) balances de energía. * Los volátiles incluyen agua más alquitranes y gases de torrefacción. Donde, la flecha roja indica consumo de energía térmica.



Por otra parte, estudios internacionales de plantas de torrefacción indican que la energía térmica requerida en el reactor, se puede obtener a partir de la recirculación de volátiles de torrefacción y cocombustión con combustibles fósiles [22, 37, 40]. No obstante, como se mencionó anteriormente, el presente proyecto no considera labores de integración energética. Además, no se procura recircular los subproductos de la torrefacción como se discute más adelante. Por ello, la energía térmica para el horno rotatorio se suple mediante una etapa de un quemador de biomasa.

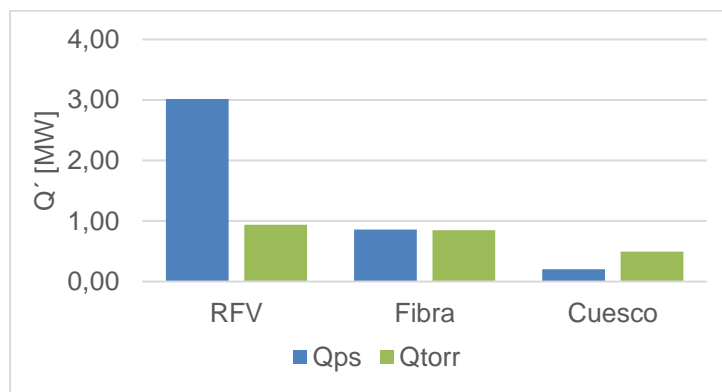
Por su parte, el reactor horno rotatorio del presente proceso que tiene capacidad de alimentación máxima de 4,61 t/h, consume 30 kW para su motor eléctrico. Además, en el anexo B se presentan datos técnicos de un horno rotatorio comercial con capacidad de ~ 4 t/h que constata dicho consumo eléctrico del motor para una velocidad de rotación entre 0,125 a 1,25 min⁻¹.

De acuerdo con lo anterior y en la gráfica de la figura 4-8, se identifica que en la etapa del secador se presenta el mayor consumo de potencia térmica. Además, debido al alto

contenido de humedad inicial de los RFV (55,3 %), su etapa de secado consume alrededor de tres veces la energía requerida por su torrefacción. Esta tendencia se presenta en estudios como el de Sermiyagina et al. [95], en el cual el flujo de calor necesario por el secado es aproximadamente cuatro veces mayor que el consumido por la torrefacción de la biomasa. Del mismo modo, se identifica que la potencia térmica requerida para el secado del cuesco es la menor. Lo cual se debe al bajo contenido de humedad inicial (21,4 %) respecto a las otras dos biombrasas.

También, los RFV representan el mayor flujo másico por procesar de los tres residuos. Por ello, las etapas de secado y torrefacción del flujo de los RFV implican el mayor consumo energético en comparación con el procesamiento de cuesco o fibra. Sin embargo, en la torrefacción, el flujo de calor para procesar los RFV se incrementa aproximadamente en 10 y 90 % respecto al proceso con las otras dos biombrasas. Esto se debe a que las biombrasas entran al reactor con el mismo contenido de humedad (14,65 %) a causa de la etapa de secado independiente. Así, la variación depende del flujo másico de cada residuo. Además, para la torrefacción del cuesco se requiere un 144 % más de potencia térmica en parte debido a que se requiere mayor calor para evaporar el contenido de agua respecto a su procesamiento en la etapa del secador.

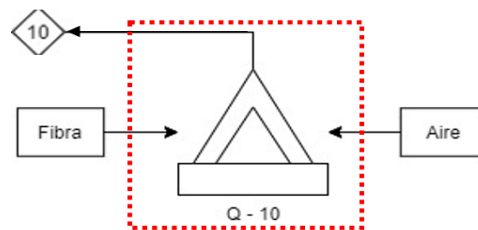
Figura 4-8: Potencia térmica necesaria para el secado y la torrefacción de las biombrasas. Donde, Q_{ps} y Q_{torr} son la potencia térmica en la etapa de presecado y en la torrefacción, respectivamente.



En una planta de torrefacción ubicada directamente en una planta de beneficio de palma de aceite, la energía térmica puede ser suministrada por quemadores de los residuos sólidos disponibles [68]. Como se menciona anteriormente, se establece que la energía térmica de la planta de torrefacción se suministra mediante los gases calientes productos

de la combustión en el quemador de biomasa. Asimismo, para esta etapa de combustión se selecciona un quemador pirolítico de rejilla móvil. Este tipo de quemador se emplea para la combustión de fibras de palma de aceite [98]. De manera que el quemador genera gases calientes que permiten ser suministrados para secadores y hornos en aplicaciones industriales [99]. Además, este consume 12 kW de potencia eléctrica para la alimentación de la fibra por medio de una cinta transportadora. Igualmente, en el anexo B se muestran las características técnicas de este equipo disponible comercialmente. Enseguida, se presenta el procedimiento de los balances en el quemador con base en la figura 4-9 .

Figura 4-9: Volumen de control para balances de masa y energía en el quemador.



Primero, se realiza el balance de masa en el quemador con base en el volumen de control:

$$\dot{m}_{fb} + \dot{m}_{air} = \dot{m}_{10}. \quad (4.33)$$

Donde \dot{m}_{fb} , \dot{m}_{air} y \dot{m}_{10} representan el flujo másico de la fibra (combustible), del aire ambiente y de los gases de combustión.

En segundo lugar, se procede con el cálculo del balance de energía en el quemador. Para ello, se contempla que la fibra es el combustible requerido, su caracterización en base como se recibe se basa en información reportada por Talero et al. [25] y su composición elemental cumple con:

$$\omega_C + \omega_{H_2} + \omega_S + \omega_{N_2} + \omega_{O_2} + \omega_{H_2O} + \omega_A = 1. \quad (4.34)$$

Donde, ω es la fracción másica para cada elemento de los componentes elementales de la biomasa en base como se recibe: C, H₂, S, N₂, O₂, H₂O y cenizas (ver tabla 1-2).

Además, se toma en cuenta la relación de aire λ , el aire mínimo teórico por unidad de masa de combustible $a_{i_{min}}$ y el oxígeno mínimo teórico por unidad de masa de combustible O_{min} [100]:

$$O_{min} = 2,6642\omega_C + 7,9366\omega_{H_2} + 0,9979\omega_S + \omega_{O_2}. \quad (4.35)$$

Donde, ω es la fracción másica para cada elemento de los componentes elementales de la fibra. Así, el aire mínimo teórico para la combustión completa (por unidad de masa de combustible) y la relación de aire se expresan:

$$ai_{min} = \frac{m_{airs,min}}{m_{fb}} = \frac{O_{min}}{0,23141}; \quad (4.36)$$

$$\lambda = \frac{ai_{real}}{ai_{min}} = \frac{m_{air}}{m_{air,min}}. \quad (4.37)$$

En el cual, $m_{airs,min}$ es la masa del aire seco mínimo, λ es adimensional, ai_{real} es el aire real por unidad de masa de combustible, m_{air} y $m_{air,min}$ corresponden a la masa del aire real y la del aire mínimo suministradas a la combustión, respectivamente. Además, estas masas se consideran en base húmeda [100]. Para procesos de combustión de biomasa, λ típicamente está entre 1,6 y 2,5 [84]. Así, para este caso se trabaja con el valor de 2,0.

Por otro lado, se calcula la cantidad de los gases de una combustión completa con exceso de aire. Para ello, se asume que en condiciones reales, los gases de combustión están compuestos por dióxido de carbono, vapor de agua, dióxido de azufre, nitrógeno y oxígeno:

$$\mu_{gc} = \mu_{CO_2} + \mu_{H_2O} + \mu_{SO_2} + \mu_{N_2} + \mu_{O_2} \quad (4.38)$$

En donde, μ_{gc} es la cantidad de masa de los gases de combustión por unidad de masa de combustible. Asimismo, la relación de composición de la masa de cada componente de los gases de combustión [100]:

$$\mu_{CO_2} = 3,6642 \omega_C; \quad (4.39)$$

$$\mu_{H_2O} = 8,9366\omega_{H_2} + \omega_{H_2O} + \lambda ai_{min} \omega_{he}; \quad (4.40)$$

$$\mu_{SO_2} = 1,9979 \omega_S; \quad (4.41)$$

$$\mu_{N_2} = \omega_{N_2} + 0,76859 ai_{min} + 0,76859 (\lambda - 1) ai_{min}; \quad (4.42)$$

$$\mu_{O_2} = (\lambda - 1) O_{min}. \quad (4.43)$$

En las anteriores ecuaciones, ω_{he} corresponde a la humedad específica del aire ambiente equivalente a 1,66 % [101], en relación a las condiciones ambientales presentadas más adelante en la sección 5.1.

Ahora bien, se establece el balance de energía en el quemador. Para esto, se contempla que no se presenta transferencia de calor con el ambiente. Además, se realizan las siguientes suposiciones: proceso estacionario, no se genera trabajo técnico, existe combustión completa y se desprecia el contenido energético de la ceniza. Por consiguiente se obtiene:

$$\dot{m}_{air}h_{air}(T_{air}, \omega_{he}) + \dot{m}_{fb}h_{fb}(T_{fb}) = \dot{m}_{10}h_{10}(T_{10}). \quad (4.44)$$

En donde, $h_{air}(T_{air}, \omega_{he})$ representa la entalpía del aire húmedo en función de la temperatura de ingreso del aire húmedo T_{air} y la humedad específica del aire ω_{he} , estas por unidad de la masa de aire seco m_{airs} . Además, $h_{fb}(T_{fb})$ es la entalpía del combustible (fibra) en función de la temperatura de entrada de este. Por último, $h_{10}(T_{10})$ es la entalpía de los gases de combustión en función de la temperatura con la que estos abandonan el quemador T_{10} . Adicionalmente, se asume que las sustancias gaseosas se consideran como gases ideales.

Por su parte, la entalpía de reacción Δh_{reac} por unidad de masa de combustible del volumen de control de la figura 4-9 [100]:

$$-\Delta h_{reac}(T_0) = PCI_{fb}(T_0). \quad (4.45)$$

Es decir, la entalpía de reacción es igual al poder calorífico inferior de la fibra PCI en base como se recibe y es negativa porque la combustión es una reacción exotérmica. Para esto, se asume que la temperatura de referencia T_0 , es igual a la temperatura de suministro del combustible T_{fb} , es decir, la temperatura ambiente (26 °C).

Por otro lado, se puede simplificar la ecuación 4.44 con dos funciones de la temperatura denotadas como $f'(T_{air}, \lambda)$ y $f''(T_{10}, \lambda)$ por unidad de masa de combustible \dot{m}_{fb} . La primera función incluye el poder calorífico de la fibra y la variación térmica de la entalpía de los reactivos. En cuanto a la segunda función, establece la variación térmica de la

entalpía de la mezcla de los gases de combustión en relación con el estado de referencia. De esta forma:

$$f'(T_{air}, \lambda) = f''(T_{10}, \lambda); \quad (4.46)$$

$$f'(T_{air}, \lambda) = PCI_{fb}(T_0) + \lambda ai_{min} [h_{air}(T_{air}, \omega_{he}) - h_{air}(T_0, \omega_{he})]; \quad (4.47)$$

$$f''(T_{10}, \lambda) = \mu_{gc} \Delta h_{gc} = \mu_{gc} \sum_i \mu_i (c_p T_{10} - c_p T_0)_i. \quad (4.48)$$

En la ecuación 4.47 se identifica que el término $[h_{air}(T_{air}, \omega_{he}) - h_{air}(T_0, \omega_{he})]$ se cancela debido a que $T_{air} = T_0$. Por su parte, en la ecuación 4.48, $c_{p_{gc}}$ es el calor específico del gas de combustión multiplicado por su fracción másica μ_i en relación con la composición de los gases de combustión.

De acuerdo con las anteriores suposiciones, se calcula la temperatura de llama adiabática para la cual se presenta la igualdad de la ecuación 4.46. Esta temperatura es igual a la temperatura de los gases de combustión T_{10} . En el anexo A se presentan los detalles de cálculo para obtener T_{10} considerando λ igual a 2,0:

$$T_{10} = 975,38 \text{ } ^\circ\text{C}.$$

En el trabajo de Rincón et al. [84] determinan temperatura de llama adiabática para la combustión de biosólidos con contenido de humedad M entre 0 y 70 % relacionado con λ en el rango de 1,0 a 4,0. De forma que, obtienen para λ igual a 2 y M de 30 % una temperatura equivalente a 960 °C. Esto considerando que la fibra en base como se recibe tiene el M igual a 31,9 % en el presente análisis.

Posteriormente, se calcula la energía neta del proceso $q_{q,net}$. Para ello, se asume que la temperatura salida de los gases de combustión es de 265 °C [102], lo suficientemente alta para que el agua contenida en estos estén en estado de vapor. De modo que, se considera energía perdida la utilizada por cada componente i que puede alterar la eficiencia del proceso para alcanzar $T_{qf} = 265 \text{ } ^\circ\text{C}$ desde la temperatura de entrada (26 °C) [102]:

$$q_{q,net} = q_q - q_p; \quad (4.49)$$

$$q_p = \sum_i \omega_i (c_p T_{qf} - c_p T_0)_i. \quad (4.50)$$

Donde, q_q es la energía útil de los gases de combustión bajo la temperatura de llama adiabática, q_{perd} es la cantidad de energía perdida y ω_i es la fracción del componente i por unidad de masa de combustible: exceso del aire, humedad del aire y humedad del combustible.

Finalmente, se encuentra la masa de combustible necesario (fibra) \dot{m}_{fb} , para producir el flujo de calor \dot{Q}_{total} , el cual es el suministrado hacia los procesos de la planta de torrefacción:

$$\dot{m}_{fb} = \frac{\dot{Q}_{total}}{q_{q,net}}. \quad (4.51)$$

Además, se consume energía térmica en los procesos del secado y torrefacción. Por lo tanto, el flujo de calor total \dot{Q}_{total} :

$$\dot{Q}_{total} = \dot{Q}'_{ps} + \dot{Q}'_{torr}. \quad (4.52)$$

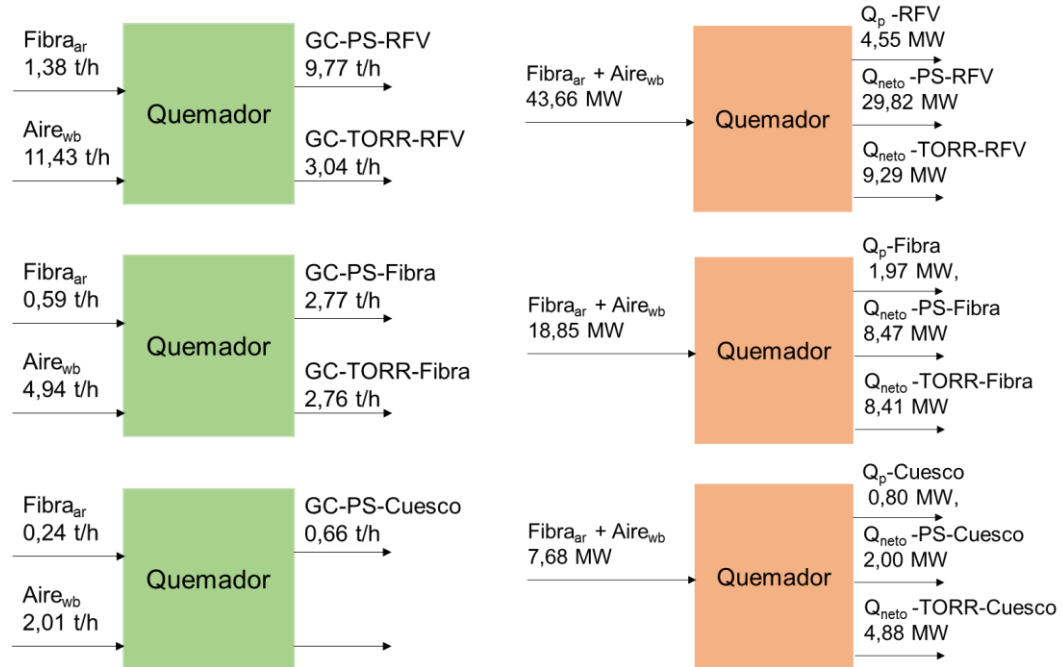
También, se considera la eficiencia del equipo η_q [22], en este caso es un quemador de rejilla móvil y según su ficha técnica η_q es igual a 94 % (ver anexo B).

$$\dot{m}'_{fb} = \frac{\dot{m}_{fb}}{\eta_q}. \quad (4.53)$$

Por último, se reparte el flujo de los gases de combustión \dot{m}_{10} para suministrar el flujo térmico requerido en el secado y la torrefacción.

De acuerdo con Doddapaneni et al. [58], los flujos de los gases de combustión se utilizan para suministrar la energía requerida a los equipos del secador y el reactor de torrefacción. Finalmente, en el anexo A se presentan los cálculos de los balances enunciados previamente para la etapa del quemador para el caso de procesamiento con los RFV, estos se repiten para los flujos de fibras y cuescos. Además, en la figura 4-10 se presentan los resultados de los balances en el quemador.

Figura 4-10: Balances en el quemador. (a) balances de masa para RFV, fibra y cuesco. (b) balance de energía. Donde, GC es gases de combustión, PS es presecado, TORR es torrefacción, Q_p y Q_{neto} es el flujo de calor de las pérdidas y el neto, respectivamente.



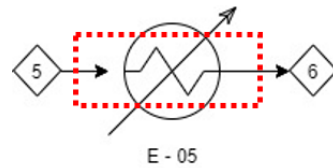
Consecutivamente, se asume que cada flujo de los sólidos torrefactos sale del horno rotatorio con la temperatura de torrefacción. Además, se tiene en cuenta que la temperatura de ignición de biomásas está alrededor de 220 a 285 °C [97]. Por su parte, para biomásas torrefactas está entre 150 °C y 170 °C [103]. Sin embargo, esta depende de otros factores como, el tipo de atmosfera del proceso y su concentración de oxígeno, la presión parcial, la temperatura de los alrededores y están ligadas al tamaño de grano y el contenido de material volátil de cada materia prima [97].

Por lo anterior, se asume que cada flujo de material torrefacto continúa por la etapa de enfriamiento en un enfriador de contracorriente con aire E – 05. Igualmente, este equipo se caracteriza por su uso en plantas de torrefacción integradas con peletización, ubicándose como una etapa después del reactor de torrefacción [37, 85]. Además, en el enfriador de contracorriente, el aire bajo condiciones ambiente entra por la parte inferior, sale caliente por la parte superior y se encuentra con el material torrefacto que entra por la parte superior del enfriador [85]. Así, en estado estable, existe intercambio de calor entre el material con aire a altas temperaturas en la parte superior del enfriador y en la parte baja hay intercambio de calor entre el material y aire a menores temperaturas [104].

Adicionalmente, existe mayor riesgo de ignición si el material torrefacto está a temperaturas mayores que la de ignición y entra en contacto con aire totalmente seco [105].

De manera que, se asume que inmediatamente después de dejar el horno rotatorio, los sólidos torrefactos entran al enfriador a la temperatura de torrefacción [58] y salen a una temperatura menor que la de ignición. Doddapaneni et al. [58] y Basu [77] presentan que una temperatura segura es equivalente a 50 °C. De esta forma, el volumen de control para los balances en el enfriador se presenta en la figura 4-11.

Figura 4-11: Volumen de control para balances de masa y energía en el enfriador.



A continuación se presenta el balance de masa en el enfriador E – 05:

$$\dot{m}_5 = \dot{m}_6. \quad (4.54)$$

Donde \dot{m}_5 y \dot{m}_6 son los flujos másicos de los sólidos torrefactos a alta y baja temperatura, respectivamente. Luego, se asume que se necesita retirar una cantidad de energía para enfriar los sólidos torrefactos. Por tanto, el balance de energía en el enfriador:

$$\dot{m}_5 PCI_5 = \dot{m}_6 PCI_6 + \dot{Q}_{enf}. \quad (4.55)$$

Donde, \dot{Q}_{enf} es el flujo de calor extraído, PCI_5 y PCI_6 son el poder calorífico de los sólidos torrefactos a alta temperatura y a baja temperatura, respectivamente. Posteriormente, se determina el flujo de calor \dot{Q}_{enf} :

$$\dot{Q}_{enf} = \dot{m}_6 c_{p_{ST}} (T_{torr} - T_{enf}). \quad (4.56)$$

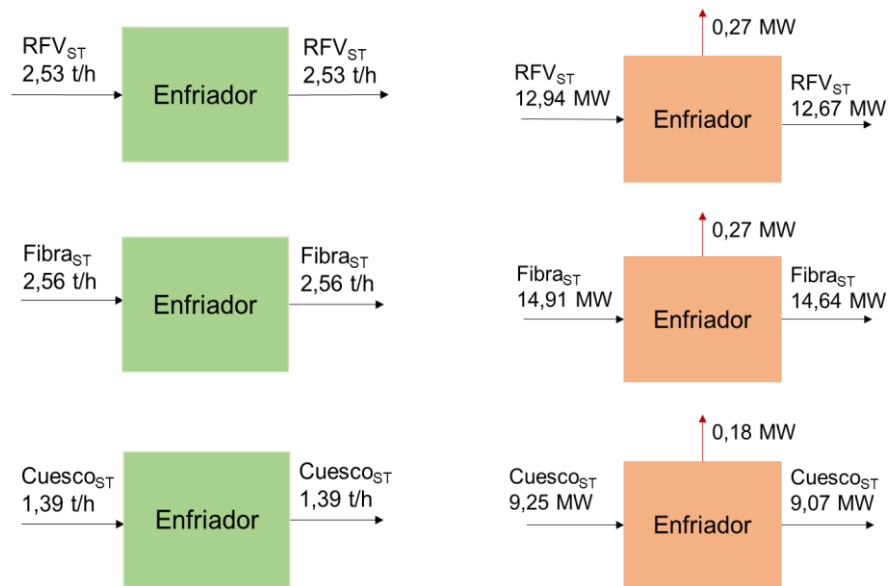
Donde, T_{torr} es la temperatura de torrefacción, T_{enf} es la temperatura de enfriamiento y $c_{p_{ST}}$ es el calor específico del sólido torrefacto. Este último se halla conforme con la correlación expuesta por Ragland et al., citada por Sermyagina et al. [95]:

$$c_{p_{ST}} = 0,1031 + 0,003867 \bar{T}_{o-enf}. \quad (4.57)$$

Donde, \bar{T}_{o-enf} es la temperatura promedio entre la temperatura de torrefacción y la temperatura final de enfriamiento en K. Además, se asume que el producto torrefacto posee propiedades térmicas más cercanas a la de la biomasa que a las de carbón vegetal [95]. Esto debido a que la torrefacción retiene el contenido de volátiles e incrementa el contenido energético de la biomasa, a diferencia del carbonizado [38]. Además, el c_p de un carbonizado es mucho más bajo que el del sólido torrefacto [95]. Por otra parte, como ejemplo de cálculo, en el anexo A se presenta el procedimiento de los balances de masa y energía con los RFV como materia prima. Este se repite con la información de fibra y cuesco. Así, en la figura 4-12 se muestran los balances de masa y energía en el enfriador.

Por otro lado, un enfriador en contracorriente con la capacidad de operación requerida trabaja con motores eléctricos de 5,5 kW para el ventilador y consume 0,55 kW para la esclusa de aire (ver anexo B).

Figura 4-12: Balances en etapa del enfriador para RFV, fibra y cuesco: (a) balances de masa (b) balances de energía. Donde la flecha roja indica la energía térmica extraída.



Por otra parte, al comparar los balances de masa y energía de torrefacción de los tres tipos de residuos en la figura 4-7, se identifica que la fracción de volátiles producidos de la torrefacción de los RFV es la que contiene mayor potencia térmica con un poder calorífico inferior correspondiente a 9,10 MJ/kg en base húmeda o 13,48 MJ/kg en base seca (ver

tabla 4-3 y figura 4-15b). Pero, este es un valor bajo contrastado con el de hidrocarburos como el gas natural ($PCI \approx 43$ MJ/kg [106]). Además, debido a que la fracción líquida de los volátiles se conforma por agua y compuestos orgánicos, tiene la posibilidad de una aplicación adicional en la industria. Por ejemplo, Barbanera et al. [107] proporcionan una serie de aplicaciones industriales de los principales componentes de los condensables de la torrefacción. En particular, como el ácido acético está en mayor porcentaje (aparte del contenido de agua), este se puede usar para la fabricación de gomaespuma, emulsionantes y membranas desalinizadoras. Además, los datos reportados de la caracterización del líquido de torrefacción de tusa y fibra realizada por Talero et al. [25], presentan que este contiene entre 26 a 42 % de agua y entre 30 a 49 % de ácido acético, dependiendo de la temperatura y el tiempo de residencia del proceso.

Adicionalmente, la digestión anaerobia se considera como una aplicación potencial de los condensados de torrefacción debido a que el ácido acético es un producto intermedio de ese proceso [108]. Por ejemplo, en el trabajo experimental de Doddapaneni et al. [109] obtienen condensados de la torrefacción de astillas de madera de pino a diferentes temperaturas. Así, calculan el PCI igual a 4 MJ/kg con contenido de humedad de 55 % en los condensables. Por lo que, estos se emplean en digestión anaeróbica con inóculos en condiciones de mesofílicos y termofílicos. De esta forma, obtienen rendimientos de metano entre 430 a 492 mL/g y 430 a 460 mL/g, respectivamente. No obstante, mencionan que es importante considerar el contenido de los componentes inhibidores para la producción del metano: aldehídos, fenoles y furfurales. De forma que, se puede disminuir la presencia de estos con la desintoxicación de los condensados de torrefacción con el uso de métodos de evaporación selectiva o filtración de carbón activado [109].

Barbanera et al. [107] obtienen condensables con PCI_{db} igual a 23,4 MJ/kg y contemplan la posibilidad de utilizar los condensables como combustible, pero antes requieren de un proceso de reacción de deshidratación.

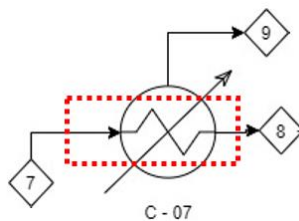
Por otro lado, dentro de la planta piloto de ECN [51], se demostró con éxito el uso de los condensados de torrefacción como sustituto parcial de las resinas empleadas para la producción de madera contrachapada.

Por su parte, Fagernäs et al. [110] mencionan el uso potencial de los componentes de los líquidos de la torrefacción como pesticidas, insecticidas, repelentes, entre otros. También,

mencionan el potencial en su uso como conservantes de maderas debido al alto contenido de materia orgánica. Asimismo, realizan un análisis tecnoeconómico de una planta de torrefacción – peletización con almacenamiento de los condensables. En ese trabajo, se presenta la venta de los condensables como subproducto. De modo que, establecen los precios entre 100 hasta 400 EUR/t con margen de ganancia igual a 15 %. Sin embargo, mencionan que todavía la separación de los componentes de los condensados tiene como reto su viabilidad económica.

De tal forma, en el presente trabajo se adopta el almacenamiento de la fracción líquida para su uso posterior potencialmente. No obstante, se requiere de un procesamiento adicional para que los condensados de torrefacción tengan un posible valor comercial. Lo anterior debido a que los estudios de las aplicaciones de los condensables de torrefacción se encuentran hasta el momento a escala experimental, además, estos requieren de procesamientos adicionales o separar sus componentes porque tienen un valor agregado para potenciales aplicaciones [107, 108, 110]. Por lo tanto, los volátiles productos de la torrefacción continúan a través de una etapa de condensación con el fin de separar los condensables y los gases de torrefacción. Así, se acopia los líquidos de torrefacción en el equipo A – 08 y luego se disponen en la planta de tratamiento de aguas residuales de la planta extractora de aceite. Es factible que se requieran ajustes en esta debido al flujo másico generado, pero se deja en consideración para estudios posteriores.

Considerando lo anterior, se asume que el condensador C – 07 se describe por tener un intercambiador de calor indirecto de contracorriente alimentado con agua. Además, este es un tipo de condensador utilizado para la separación de bioaceites y gases no condensables en plantas de torrefacción y pirólisis [58, 111]. También, se asume que los volátiles de torrefacción entran a la temperatura de torrefacción y se enfrían hasta una temperatura de 50 °C [58]. Así, en la figura 4-13 se muestra el volumen de control para los balances en el condensador.

Figura 4-13: Volumen de control para balances de masa y energía en el condensador.

El balance de masa en el condensador C – 07 se presenta en la ecuación 4.58. Donde, \dot{m}_7 , \dot{m}_8 y \dot{m}_9 , son los flujos máxicos de los volátiles de torrefacción, de los líquidos de torrefacción y los gases de torrefacción, respectivamente:

$$\dot{m}_7 = \dot{m}_8 + \dot{m}_9. \quad (4.58)$$

Además, se hallan los flujos máxicos teniendo en cuenta los rendimientos máxicos en base seca presentados anteriormente en la tabla 3-3. Por lo tanto, los flujos máxicos de los líquidos de torrefacción son:

$$\dot{m}_8 = \dot{m}_{H_2O} + \dot{m}_{alq,db}; \quad (4.59)$$

$$\dot{m}_{H_2O} = \dot{m}_3 M_3; \quad (4.60)$$

$$\dot{m}_{alq,db} = \dot{m}_3 (1 - M_3) Y_{M,LT}. \quad (4.61)$$

Donde, \dot{m}_{H_2O} y $\dot{m}_{alq,db}$ son los flujos máxicos del contenido de agua y de los alquitranes, respectivamente; M_3 es el contenido de humedad de la biomasa en la línea 3 del PFD y $Y_{M,LT}$ es el rendimiento máxico de los líquidos de torrefacción en base seca.

Luego, se requiere extraer un flujo de calor para la condensación de la fracción líquida de los volátiles. Por ende, se formula el balance de energía en el condensador:

$$\dot{m}_7 PCI_7 = \dot{m}_8 PCI_8 + \dot{m}_9 PCI_9 + \dot{Q}_{cond}. \quad (4.62)$$

Donde, \dot{Q}_{cond} es el calor extraído de la condensación; PCI_7 , PCI_8 y PCI_9 son el poder calorífico de los volátiles de torrefacción, de los líquidos de torrefacción y los gases de torrefacción, respectivamente. Luego, se determina el calor extraído de la etapa de condensación suponiendo que la fracción líquida no tiene un cambio de fase:

$$\dot{Q}_{cond} = \dot{m}_8 c_{pLT} (T_{torr} - T_{cond}). \quad (4.63)$$

Donde, T_{torr} es la temperatura de torrefacción, T_{cond} es la temperatura de salida desde el condensador y c_{pLT} es el calor específico de la fracción líquida de los volátiles de torrefacción. Este último se supone constante y se halla conforme con la correlación para alquitranes expuesta por Li y Suzuki [112]:

$$c_{pLT} = 4,22 \times 10^{-3} T_{torr}. \quad (4.64)$$

Adicionalmente, el poder calorífico inferior de los gases de torrefacción se determina a partir de la composición de estos. Por ello, se supone que los gases se conforman por CO_2 y CO [25]. Además, de acuerdo con la investigación reportada por Talero et al. [25], se identifica la relación CO_2/CO para los gases de torrefacción de RFV y fibra procesados a 270°C . Igualmente, se asume que dicha relación para la torrefacción del cuesco a 300°C es de 2,5 con base en lo reportado por Doddapaneni et al. [58]. Posteriormente, se calcula el PCI_g en función de la correlación presentada por Talero et al. [25]:

$$PCI_g = 10,10 \left(\frac{\dot{m}_{CO}}{\dot{m}_g} \right). \quad (4.65)$$

En donde, \dot{m}_{CO} es el flujo másico del CO .

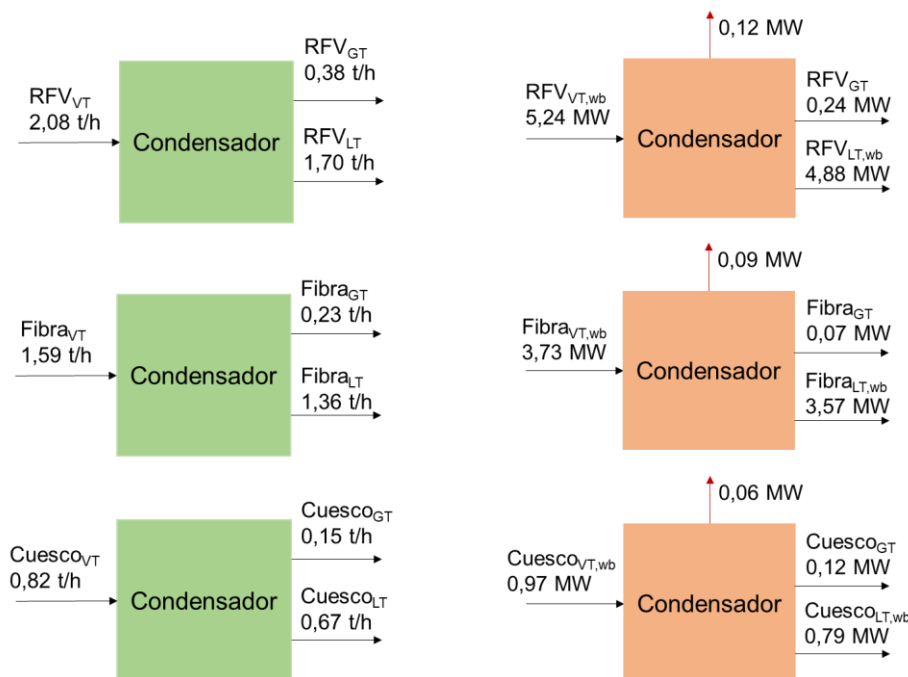
También, con el objetivo de determinar el poder calorífico de los gases de torrefacción con la ecuación 4.66, primero se halla el flujo másico del CO de los gases de torrefacción de acuerdo con las relaciones planteadas anteriormente. Por lo tanto:

$$\dot{m}_{CO} = \frac{\dot{m}_g}{\frac{\dot{m}_{CO}}{\dot{m}_{CO_2}} + 1}; \quad (4.66)$$

Así, en el anexo A se presentan los cálculos con la información de los RFV. Igualmente, se repite el procedimiento con los datos de fibra y cuesco.

Por último, se presentan los resultados de los balances en el condensador en la figura 4-14. Por lo demás, se proporciona la tabla 4-3 con los parámetros de flujo de masa y poder calorífico de la biomasa y los productos de torrefacción obtenidos a partir de los balances en los equipos principales del proceso mostrados en el PFD de la figura 4-1.

Figura 4-14: Balances en el condensador para RFV, fibra y cuesco: (a) balances de masa (b) balances de energía. Donde la flecha roja indica la energía térmica cedida.



Por otra parte, es relevante calcular el consumo de agua necesario para la etapa de condensación. Para ello, se considera que en el condensador: es de contracorriente, la temperatura de entrada del agua T_a , es igual al ambiente y se mantiene la diferencia de temperaturas entre los dos fluidos constante:

$$\Delta T = T_{cond} - T_a; \tag{4.67}$$

$$\Delta T = T_{torr} - T_b. \tag{4.68}$$

Donde, ΔT es la diferencia de temperaturas entre los líquidos de torrefacción y el agua refrigerante, T_{torr} y T_{cond} son las temperaturas de los líquidos de torrefacción a la entrada y salida del condensador. Además, realizando los balances de masa y energía con volumen de control en el serpentín del refrigerante, se obtiene:

$$\dot{m}_a = \dot{m}_b. \tag{4.69}$$

En el cual, \dot{m}_a y \dot{m}_b son los flujos másicos del agua de refrigeración a la entrada y a la salida, respectivamente. Asimismo, el balance de energía es:

$$\dot{Q}_{cond} + \dot{m}_a h_a = \dot{m}_b h_b; \quad (4.70)$$

$$\dot{m}_a = \frac{\dot{Q}_{cond}}{h_b - h_a}.$$

En donde, \dot{Q}_{cond} es el flujo de calor extraído de la etapa del condensador de los líquidos de torrefacción; $h_{H_2O_a}$ y $h_{H_2O_b}$ son las entalpías del agua a la entrada y a la salida, respectivamente. Además, se considera que no hay pérdidas por energía.

Por último, con el flujo másico del agua para condensar los líquidos de torrefacción y con el valor de la densidad del agua a las condiciones ambientales se calcula el consumo:

$$\text{Consumo } H_2O = \frac{\dot{m}_a}{\rho_{H_2O@amb}}; \quad (4.71)$$

Así, como ejemplo, en el anexo A se calcula para la etapa de condensación con el procesamiento de los RFV. Este procedimiento se repite con fibra y cuesco con el fin de hallar el consumo de agua en el condensador. Además, un condensador con consumo máximo de 0,15 m³/h de agua requiere una potencia eléctrica de 0,75 kW para su bomba eléctrica (ver anexo B).

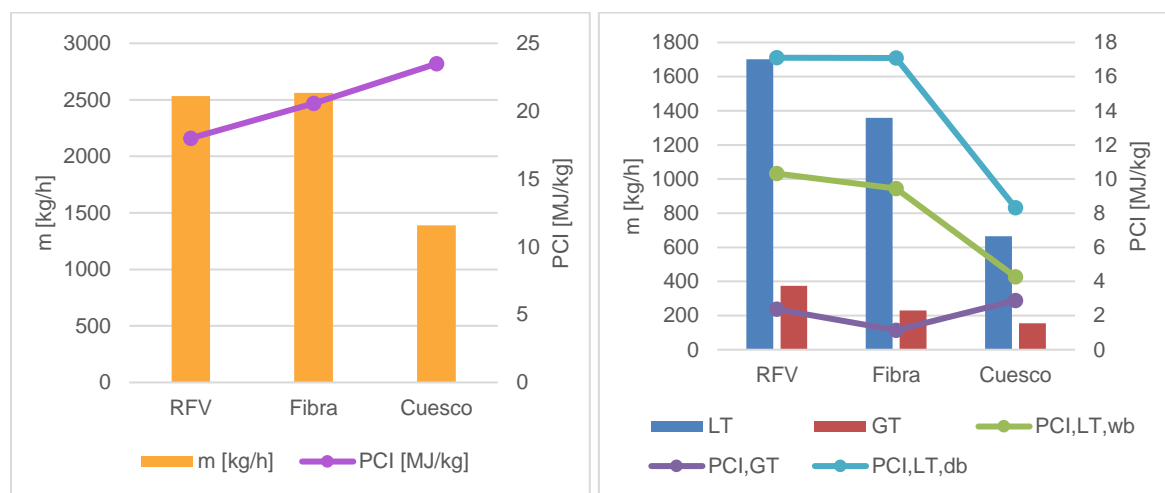
Adicionalmente, en la figura 4-15a se presenta una gráfica comparativa entre los flujos másicos de los materiales torrefactos junto con el *PCI* de estos. De esta forma, se identifica que el mayor flujo másico de producto torrefacto se obtiene a partir del residuo de las fibras, aunque, este es 1 % mayor que el producido a partir de los RFV. Pero, es 84 % mayor al obtenido del proceso con cuesco. También, es importante resaltar que el mayor rendimiento másico de torrefacción se presenta al procesar cuesco (ver tabla 3-3). Sin embargo, no se obtiene el mayor flujo másico de su material torrefacto debido a la baja disponibilidad del cuesco como materia prima en comparación con las otras dos.

Por otra parte, el rendimiento energético superior hace referencia a la torrefacción con cuesco (ver tabla 3-3). Por lo tanto, para los sólidos torrefactos se consigue que, el *PCI* mayor es obtenido a partir del procesamiento del cuesco (ver figura 4-15a y tabla 4-3). Igualmente, los valores del *PCI* final de cada sólido torrefacto se pueden comparar con los obtenidos en investigaciones como la de Doddapaneni et al. [58], donde se producen pélets de biomasa torrefacta con PCI_{db} igual a 21 MJ/kg. Asimismo, Sabil et al. [45] presentan

que con la torrefacción a 260 °C de RFV y fibra se produce material torrefacto con PCS_{ad} de 19,89 y 20,75 MJ/kg, respectivamente.

En segundo lugar, en la figura 4-15b se presenta una gráfica comparando los flujos de masa y valores de PCI de los condensables y gases de torrefacción. Así pues, se determina que los mayores flujos máxicos de condensables y gases, se obtiene a partir de la torrefacción con los RFV, en el cual incide directamente el rendimiento de productos líquidos y gases de torrefacción (ver tabla 3-3). Por su parte, el valor más alto de PCI en los gases se obtiene con cuesco, puesto que este tiene una menor concentración de CO_2 como se mencionó anteriormente. Además, para líquidos de torrefacción se obtiene a partir del procesamiento de los RFV el mayor PCI_{wb} . Adicionalmente, se observa que el valor obtenido de los PCI para los gases de torrefacción de los residuos sólidos de palma de aceite, es similar al reportado por Talero et al. [25]. Así, en ese trabajo se reporta el PCI_{db} entre 1,23 y 2,42 MJ/kg al procesar los residuos con torrefacción a 270 °C. También, obtienen PCI_{db} de líquidos torrefactos equivalentes a 10,7 y 8,4 MJ/kg. Además, Barbanera et al. [107], presentan resultados del PCI_{db} de los líquidos de torrefacción de granos de café, igual a 18,8 MJ/kg.

Figura 4-15: Flujos máxicos, m , y poder calorífico inferior, PCI , de los productos de la torrefacción. a) material torrefacto. b) condensables y gases de torrefacción. Donde, LT es líquido torrefacto, GT es gas de torrefacción, db es base seca y wb base húmeda.



Por último, en la tabla 4-3 se presentan los valores de las propiedades térmicas y de flujos de masa en cada línea del PFD establecido en la figura 4-1.

Tabla 4-3: Resultados de valores de propiedades y flujo másico de cada línea del PFD del proceso de torrefacción de la figura 4-1.

No de línea		1	2	3	4	5	6	7	8	9
Elemento		Biomasa	Biomasa triturada	Biomasa triturada y presecada	Agua	Sólido torrefacto	Sólido torrefacto	Volátiles de torrefacción	Líquidos de torrefacción	Gases de torrefacción
Racimo de fruta vacío / Tusa										
<i>m</i>	kg/h	8800,00	8800,00	4608,75	4191,25	2533,24	2533,24	2075,51	1701,82	373,69
<i>PCI_{db}</i>	MJ/kg	15,62	15,62	15,84	N/A	18,40	18,00	13,48	17,11	2,38
<i>PCS_{db}*</i>	MJ/kg	18,06	18,06	18,28	N/A	20,84	20,44	15,92	19,55	4,82
<i>PCI_{wb}</i>	MJ/kg	6,98	6,98	13,52	N/A	18,40	18,00	9,10	10,32	2,38
<i>PCS_{wb}*</i>	MJ/kg	9,42	9,42	15,96	N/A	20,84	20,44	11,54	12,76	4,82
<i>c_p</i>	KJ/kg.K	N/A	1,397	2,048	N/A	1,78		N/A	1,14	N/A
Fibra										
<i>m</i>	kg/h	5200,00	5200,00	4149,00	1051,00	2560,29	2560,29	1588,71	1358,53	230,18
<i>PCI_{db}</i>	MJ/kg	18,02	18,02	18,16	N/A	20,97	20,58	13,69	17,09	1,14
<i>PCS_{db}*</i>	MJ/kg	20,46	20,46	20,60	N/A	23,41	23,02	16,14	19,53	3,58
<i>PCI_{wb}</i>	MJ/kg	12,27	12,27	15,50	N/A	20,97	20,58	8,46	9,44	1,14
<i>PCS_{wb}*</i>	MJ/kg	14,71	14,71	17,94	N/A	23,41	23,02	10,90	11,89	3,58
<i>c_p</i>	KJ/kg.K	N/A	1,299	1,958	N/A	1,78		N/A	1,14	N/A
Cuesco										
<i>m</i>	kg/h	2400,00	2400,00	2210,17	189,83	1390,28	1390,28	819,90	665,21	154,68
<i>PCI_{db}</i>	MJ/kg	18,51	18,51	18,64	N/A	23,95	23,49	7,05	8,32	2,89
<i>PCS_{db}*</i>	MJ/kg	20,95	20,95	21,08	N/A	26,39	25,93	9,49	10,76	5,33
<i>PCI_{wb}</i>	MJ/kg	14,55	14,55	15,91	N/A	23,95	23,49	4,26	4,27	2,89
<i>PCS_{wb}*</i>	MJ/kg	16,99	16,99	18,35	N/A	26,39	25,93	6,71	6,71	5,33
<i>c_p</i>	KJ/kg.K	N/A	1,370	1,964	N/A	1,84		N/A	1,27	N/A

N/A no aplica

* se calcula con *PCI* y la entalpía de evaporación del agua a 25 °C

5. Análisis económico

En este capítulo se plantea la ubicación de la planta de torrefacción en Colombia. Luego, se evalúa económicamente la planta considerando el contexto colombiano. Así, se precisa el precio de venta del material torrefacto. A partir de lo cual, se realiza el análisis financiero. Por último, se presenta el análisis de sensibilidad de la evaluación tecnoeconómica.

5.1 Características de la planta de torrefacción

Considerando los factores que influyen en la localización de un proyecto, se asume como significativo la cercanía de las fuentes de abastecimiento de la materia prima y el tipo de industrias conexas. Además, se contempla que la ubicación de la industria de las plantas de beneficio de fruto de palma de aceite se concentra en el oriente de Colombia. Donde la capacidad real instalada comprende el 37,5 % de la capacidad total del país, es decir, este sector maneja 633 t RFF/h [24]. Por tal razón, se plantea que el presente proyecto se localiza en la zona oriental de Colombia, específicamente en Meta debido a que este departamento contiene 22 núcleos palmeros en funcionamiento para el 2017. En otras palabras, tiene la mayor concentración de plantas de beneficio de palma de aceite en esta zona [24].

Por consiguiente, como representativo para este análisis, se tiene en cuenta una planta de beneficio ubicada en Meta y con una capacidad promedio de procesamiento de 40 t/h de racimo de fruta fresca (RFF) [59, 113]. En específico, esta planta de beneficio se encuentra localizada en el municipio de Barranca de Upía [113]. Asimismo, Barranca de Upía contempla como parte fundamental de su economía a la agroindustria extractora de aceite [114]. Así, las características ambientales del municipio se listan en la tabla 5-1. De este modo, se asume que la planta de torrefacción está integrada físicamente a la planta extractora. Por ello, se presume que no se necesita de la ampliación del terreno para la construcción de las instalaciones de la planta de torrefacción de los residuos de interés.

Tabla 5-1: Condiciones ambientales promedio de Barranca de Upía – Meta (elaborada a partir de información de [94, 115, 116]).

Ubicación de la planta de torrefacción		
Características del lugar		
Localización	Barranca de Upía	
Condiciones ambientales		
Elevación media	msnm	229
Presión atmosférica	kPa	98,61
Temperatura media	°C	26
Humedad relativa promedio	%	77

Adicionalmente, una planta de beneficio de palma de aceite en Colombia opera 20 horas diarias en 6 días a la semana [59], es decir, 6240 horas al año. Asimismo, esto equivale a un factor de operación igual a 71 %. Sin embargo, se requiere mantener los tiempos muertos al mínimo necesario para obtener una mayor rentabilidad [60]. Además, un bajo factor de operación es una de las principales causas de generar bajos beneficios económicos [60]. Por otro lado, es importante considerar las características de estudios internacionales para obtener resultados comparables en cuanto a los costos de operación y rentabilidad del proyecto (ver tabla 2-4). Por ejemplo, los estudios de Bergman et al. [40] y Uslu et al. [96] plantean el análisis de una planta de torrefacción que opera 8000 h/año. Por su parte, Pirraglia et al. [37] evalúan una planta de peletización y torrefacción que se caracteriza por trabajar 8400 h/año. Además, en el estudio de Akbari et al. [70] se evalúa una planta de torrefacción con 8000 horas de operación en el año. Por consiguiente, para el presente proyecto se selecciona que las horas de operación de la planta de torrefacción de residuos sólidos de palma equivalen a 8000 h/año, es decir, el factor de operación es 91,3 %.

Por otra parte, la vida útil de una planta de torrefacción está entre 10 y 20 años teniendo en cuenta la depreciación del reactor de torrefacción [22, 58, 69, 70]. Para Colombia, el Estatuto Tributario Nacional establece en el artículo 137 [117], que la tasa anual de depreciación para maquinaria y equipos es de mínimo 10 %, es decir, su vida útil mínima es de 10 años. Por consiguiente, para el presente proyecto se selecciona una vida útil de 20 años para los equipos de la planta de torrefacción.

5.2 Estudio económico del proceso

En esta sección se describe el cálculo de los costos fijos de inversión de capital del proyecto de torrefacción de interés. Para ello, se aplica la metodología de porcentaje de costos de compra del equipo descrita anteriormente en el capítulo 2. Además, para todos los cálculos económicos se tiene en cuenta la tasa representativa de mercado (TRM) del dólar y del euro del día 13 de junio del 2020. Concretamente, 1 USD = 3767 COP y 1 EUR = 4251 COP.

5.2.1 Capital de inversión requerido

Con el objetivo del cálculo del capital total de inversión requerido (TCI por sus siglas en inglés) del proyecto de torrefacción de residuos sólidos de palma de aceite colombiana. Inicialmente, el proceso se divide en seis subsecciones tecnológicas principales: manejo y suministro de la materia prima; pretratamiento; torrefacción; combustión; manejo y almacenamiento del sólido torrefacto; y en el tratamiento de los volátiles de torrefacción. De esta manera, en la tabla 5-2 se presentan los equipos que hacen parte de cada división tecnológica.

Para cada grupo tecnológico, se procede al cálculo de los costos totales de la planta (TPC por sus siglas en inglés). Estos abarcan los costos fijos de capital del proceso (FCI por sus siglas en inglés), que se determinan con el cálculo de los costos directos más costos indirectos. También, TPC comprende la evaluación de costos de instalaciones generales, honorarios y contingencias. Finalmente, se calcula otros costos incorporados en TCI: derechos de propiedad, puesta en marcha, capital de trabajo, partes y repuestos y terreno (ver tabla 2-2).

Tabla 5-2: Subsecciones tecnológicas de la planta de torrefacción. Donde, S representa proceso sólido-sólido, L significa procesamiento de líquidos/lodos, G simboliza procesamiento de gases y S-G proceso transformación sólido a gases (elaborada con datos de equipos comerciales provistos en el anexo B y con base en información de estudios previos [37, 40, 58, 85]).

Tecnología	Equipo	Tipo / Modelo	Atributos (valores de flujos máxicos o volumétricos calculados)	Detalle	Tipo de proceso
Manejo y suministro	Cinta transportadora	Banda transportadora con tolva	Capacidad: 15,2 m ³ /h Motores eléctricos: 1 kW	Terciario	S
	Cargador frontal	LTMG - LT955	Capacidad: 5 t Motor Diesel: Weichai WD10G220E23	Terciario	S
Pretratamiento	Triturador	Molino de cuchillas	Capacidad: 8,8 t/h Motores eléctricos: ~ 120 kW	Principal	S
	Cinta transportadora	Banda transportadora	Capacidad: 15,2 m ³ /h Motores eléctricos: 1 kW	Terciario	S
	Cinta transportadora	Banda transportadora	Capacidad: 16,2 m ³ /h Motores eléctricos: 1 kW	Terciario	S
	Secador	Calentamiento directo Tambor rotatorio	Capacidad: 8,8 t/h Motores eléctricos: 37 kW	Principal	S
Torrefacción	Reactor horno rotatorio	Calentamiento indirecto	Dimensiones: D = 2,67 m y L = 20 m Capacidad: 8,8 t/h Motores eléctricos: 30 kW	Principal	S
Combustión	Quemador	Pirolítico de rejilla móvil	Capacidad: 1,4 t/h Motores eléctricos: 12 kW	Principal	S-G
Manejo y almacenamiento de sólidos	Extractor múltiple de tornillo	Seis tornillos sinfín	Capacidad: 10,34 m ³ /h Motores eléctricos: 3 kW	Terciario	S
	Enfriador	Contracorriente	Capacidad: 2,5 t/h Motores eléctricos: 6,05 kW	Principal	S
	Montacargas	LTMG - FD30	Capacidad: 3 t Motor Diesel: ISUZU C240	Terciario	S
	Almacenamiento ST	Silo de fondo cónico	Capacidad: 1440,9 t/mes Material: Acero estructural	Secundario	S
Tratamientos de volátiles	Condensador	Contracorriente	Capacidad: 2,1 t/h Motores eléctricos: 0,75 kW	Principal	L
	Almacenamiento LT	Tanque de techo cónico	Capacidad: 827,9 t/mes Material: Acero inoxidable	Secundario	L
	Filtro de mangas	9 filtros	Capacidad: 0,4 t/h Motores eléctricos: 1 kW	Secundario	G

▪ Costos directos

Como base se aplica de la metodología para la estimación de costos clase 4 (ver capítulo 2). Inicialmente, se determinan los costos de compra de los equipos principales dentro de cada sección del proceso establecida. Para ello, se usa información de cotizaciones de precios sin IVA a proveedores (ver anexo B); y de estudios tecnoeconómicos previos reportados por Doddapaneni et al. [58] y Bergman et al. [40]. Además, se aplica escalamiento considerando la capacidad o el volumen como el atributo para los equipos de la tabla 5-2. Asimismo, de acuerdo con Batidzirai et al. [22] y Rentizelas et al. [118], para plantas enfocadas en el proceso de torrefacción, el factor de escala que usualmente se trabaja es igual a 0,7. Este factor toma en cuenta los equipos primarios (el secador y el reactor) y equipos que se consideran secundarios del proceso de torrefacción de biomásas.

Por su parte, el cálculo de costos de compra de cada equipo se realiza para la capacidad de procesamiento con los racimos de fruta vacíos (RFV), puesto que este es el residuo con mayor flujo másico por torrefactar (ver balances de masa en la sección 4.2). Como ejemplo del procedimiento llevado a cabo, se presentan los cálculos del horno rotatorio. Para este equipo, se establece su precio de acuerdo con la cotización brindada por medio de correos electrónicos con el fabricante FEECO International [119]. Por tanto, consiste en un horno rotatorio de calentamiento indirecto. Además, se cotizó para una capacidad de procesamiento igual a 4,2 t/h de biomasa. Así, se ajusta el precio con la capacidad máxima de operación de este. En particular, con la ecuación 2.2 para el escalamiento del horno rotatorio, donde n es igual a 0,7 y C_d es el costo del equipo:

$$C_{d_{HR,a}} = C_{d_{HR,b}} \left(\frac{\text{capacidad}_{HR,a}}{\text{capacidad}_{HR,b}} \right)^n ;$$

$$C_{d_{HR,a}} = 11.789.145.000 \text{ COP} \left(\frac{4,61 \frac{\text{t}}{\text{h}}}{4,2 \frac{\text{t}}{\text{h}}} \right)^{0,7} = 12.581.020.894 \text{ COP.}$$

Asimismo, para tener en cuenta el efecto del tiempo en los precios de los equipos, se utiliza de los índices *CEPCI* dados por 'Chemical Engineering plant cost index' [61, 120]. Donde se asume que el *CEPCI* actual es el calculado para el año 2019 y este es igual a 608 [120]. Para el caso del horno rotatorio, como se realiza una cotización en tiempo presente, el

índice del tiempo base es igual al índice del tiempo actual. Por lo que, con la ecuación 2.3 vista anteriormente, se obtiene:

$$C_{d_{HR,2}} = C_{d_{HR,1}} \left(\frac{I_{2019}}{I_{2019}} \right);$$

$$C_{d_{HR,2}} = 12.581.020.894 \text{ COP} \left(\frac{608}{608} \right) = 12.581.020.894 \text{ COP.}$$

Por lo demás, el precio de cotización del horno rotatorio incluye el cilindro del horno, revestimiento refractario, soportes giratorios, anillos de sujeción, sistema de transmisión de movimiento con motor eléctrico, sistema de control de la combustión, sistema de la cámara de combustión con quemadores de gas y sistemas de alimentación de combustible y aire. Asimismo, el material de fabricación del cilindro del horno es de acero inoxidable 310 y su movimiento se proporciona con un motor eléctrico. Igualmente, el anterior procedimiento se realiza con las características que corresponden a cada equipo de la tabla 5-2.

Por otra parte, para el cálculo de los costos de materiales e instalación de los equipos se utilizan de factores presentados por la guía técnica 16R-90, cada factor se multiplica por el costo de compra del equipo. Luego, a partir de dichos cálculos se obtienen los costos de mano de obra para la instalación de los equipos. Asimismo, dichos factores se seleccionan de acuerdo con el tipo de proceso con el que se trabaja. Por consiguiente, para la mayoría de las líneas del PFD el procesamiento es sólido-sólido. Excepto en las etapas de tratamiento de los volátiles torrefactos. Por ende, en las líneas 7 – 8 se asume el procesamiento como líquido-líquido y en la línea 9 se selecciona el correspondiente a un proceso de gases. Asimismo, corresponde a un proceso de transformación sólido-gas en la combustión de fibras en el quemador. También, se considera que los equipos: cargador frontal y montacargas, no necesitan de costos de instalación, puesto que son maquinaria pesada necesarias para el movimiento de la materia prima en las instalaciones de la planta. Adicionalmente, los costos de manejo de equipos dependen del tipo de equipo y se calculan con los factores que lista la guía técnica 16R-90 [64]. Así que, cada factor se multiplica por el costo total de compra del equipo previamente calculado. En el anexo B se presentan los precios de compra y se referencia el fabricante o proveedor. Finalmente, se suman los costos de compra y costos de materiales para obtener costos totales de

materiales directos. Asimismo, se suman los costos de mano de obra para la instalación más costos de manejo de equipos, que corresponden a los costos totales de mano de obra directa.

De acuerdo con lo anterior, en la tabla 5-3 se muestran los resultados de los costos de compra y los costos directos totales para cada equipo presentado en la tabla 5-2. De manera que se identifica que los costos directos están estrechamente relacionados con los precios de compra de los equipos. Asimismo, los costos del horno rotatorio representan el 69,54 % de los costos directos por invertir. Luego, está que el 12,05 % equivale al costo necesario para el secador. Por último, el 18,40 % restante se divide en los costos directos requeridos por el resto de los equipos de la planta.

▪ **Costos indirectos**

Según la metodología de la guía técnica 16R-90 y con el propósito de calcular los costos indirectos totales, inicialmente se utilizan los costos totales de mano de obra directa hallados anteriormente. Estos costos de mano de obra directa corresponden al valor de 5.141 COP por una hora de trabajo (HT) teniendo en cuenta el salario mínimo legal vigente, auxilio de transporte y las prestaciones de salud, pensión, administradora de riesgos laborales (ARL) y caja de compensación para el año 2020 en Colombia. A partir de estos valores se calculan factores porcentuales con el objetivo de hallar los costos de mano de obra indirecta y los costos indirectos de campo del proyecto. Para ello, se necesita realizar una conversión de cada costo de mano de obra directa por 20 USD/HT (75.330 COP/HT) con el objetivo seleccionar el factor de multiplicación dados por la guía técnica 16R-90.

Adicionalmente, la guía técnica 16R-90 recomienda que el 35 % de la suma de costos directos e indirectos de mano de obra corresponden a los costos de beneficios laborales y prestaciones. Por otro lado, para los costos de herramientas pequeñas, el factor porcentual depende del tamaño del proyecto representado por los costos totales directos de mano de obra. Finalmente, la sumatoria de costos de beneficios laborales, costos indirectos de campo y costos de herramientas comprenden los costos indirectos totales del proyecto.

De acuerdo con lo anterior, en la tabla 5-3 se presentan los costos indirectos totales para los equipos de la planta. Además, se encuentra que el horno rotatorio representa alrededor del 69 % de la totalidad. En segundo lugar, para el secador se obtiene el 11,33 % del total

de los costos indirectos. Asimismo, el restante (19,66 %) se reparte para los demás equipos.

▪ **Costos de instalaciones auxiliares, honorarios y contingencias**

En un inicio se tiene la suma de costos directos e indirectos hallados anteriormente. Estos son los costos fijos del proceso (FCI por sus siglas en inglés). Por lo que, dichos costos son la base para el cálculo de otros costos totales de la planta como son los gastos de instalaciones auxiliares, honorarios y contingencias.

La guía técnica 16R-90 recomienda que los costos de instalaciones auxiliares y costos de honorarios representan cada uno un 15 % de los costos fijos. Por otro lado, los costos de contingencias se subdividen enfocados en el proceso y en el proyecto. Primero, para las contingencias del proceso se selecciona un factor porcentual dependiendo del grado de desarrollo de cada tecnología. En el presente análisis, todas las tecnologías se escalan a partir de equipos disponibles comercialmente, por tal razón, el factor está entre 0 y 10 %. En cuanto a los costos de contingencia por el proyecto, se acoge un factor de 25 % de la suma de costos totales del proceso, más honorarios, más contingencias del proceso. Finalmente, se calculan los costos totales de la planta (TPC por sus siglas en inglés) (ver tabla 2-2).

De forma que en la tabla 5-3 se presentan los valores de los costos TPC para cada equipo de la planta. Nuevamente, se halla que aproximadamente el 69,5 % de los TPC se representan por los costos necesarios para el horno rotatorio. Además, el secador requiere aproximadamente el 12 % de los TPC y los demás equipos requieren del porcentaje restante de los TPC.

Tabla 5-3: Resultados de los costos de compra franco a bordo (fob), los costos directos, indirectos y costos totales de la planta para los equipos de la planta de torrefacción (elaboración propia con base en los factores porcentuales de la guía técnica 16R-90 [64]).

Equipo	Costo de compra equipo f.o.b.	Costos directos totales	Costos indirectos totales	Costos totales de la planta (TPC)
	COP	COP	COP	COP
Cinta transportadora	\$ 4.652.919	\$ 8.066.766	\$ 1.209.257	\$ 15.305.437

Tabla 5-3: Resultados de los costos de compra franco a bordo (fob), los costos directos, indirectos y costos totales de la planta para los equipos de la planta de torrefacción (continuación).

Cargador frontal	\$ 131.752.170	\$ 151.514.996	\$ 11.772.517	\$ 269.424.396
Triturador	\$ 83.745.882	\$ 153.564.823	\$ 23.863.626	\$ 292.756.942
Cinta transportadora	\$ 4.322.105	\$ 7.493.233	\$ 1.125.994	\$ 14.221.724
Cinta transportadora	\$ 4.535.544	\$ 7.863.273	\$ 1.179.738	\$ 14.920.968
Secador	\$ 2.374.509.648	\$ 4.235.412.860	\$ 507.984.689	\$ 7.826.605.955
Reactor horno rotatorio	\$ 12.581.020.894	\$ 24.438.633.087	\$ 3.094.041.402	\$ 45.428.912.906
Quemador	\$ 856.180.855	\$ 2.185.230.397	\$ 328.795.511	\$ 4.148.142.748
Extractor múltiple de tornillo	\$ 865.984.903	\$ 1.552.277.939	\$ 192.111.525	\$ 2.878.242.617
Enfriador	\$ 801.027.399	\$ 1.428.792.572	\$ 180.743.914	\$ 2.655.735.202
Montacargas	\$ 25.988.850	\$ 29.887.178	\$ 2.479.313	\$ 53.404.710
Almacenamiento ST	\$ 140.879.210	\$ 251.286.247	\$ 35.268.254	\$ 472.814.926
Condensador	\$ 241.413.459	\$ 537.748.481	\$ 78.418.308	\$ 1.016.675.201
Almacenamiento LT	\$ 67.842.740	\$ 151.119.704	\$ 23.750.225	\$ 288.535.382
Filtro de mangas	\$ 1.122.972	\$ 2.694.571	\$ 479.015	\$ 5.236.417
Total	\$ 18.184.979.551	\$ 35.141.586.124	\$ 4.483.223.288	\$ 65.380.935.530

▪ **Costos de derechos de propiedad, puesta en marcha, capital de trabajo, repuestos y terreno**

Con el fin de realizar estos cálculos basados en recomendaciones de la guía técnica 16R-90, se selecciona el factor de 0,5 % de TPC para calcular los costos de derechos de propiedad. Además, para los costos de puesta en marcha se tiene en cuenta tres cálculos: primero, un mes del costo total de producción anual; más el 25 % de costos de combustibles para un mes de operación; y adicionalmente, el 2 % de TPC. Por otra parte, para el capital de trabajo, se asumen dos meses de los costos de producción anual del proyecto. También, para hallar los costos de partes y repuestos, se asume 0,5 % de TPC. En cuanto a los químicos y catalizadores iniciales, se identifica que la planta de torrefacción no requiere de estos gastos inicialmente.

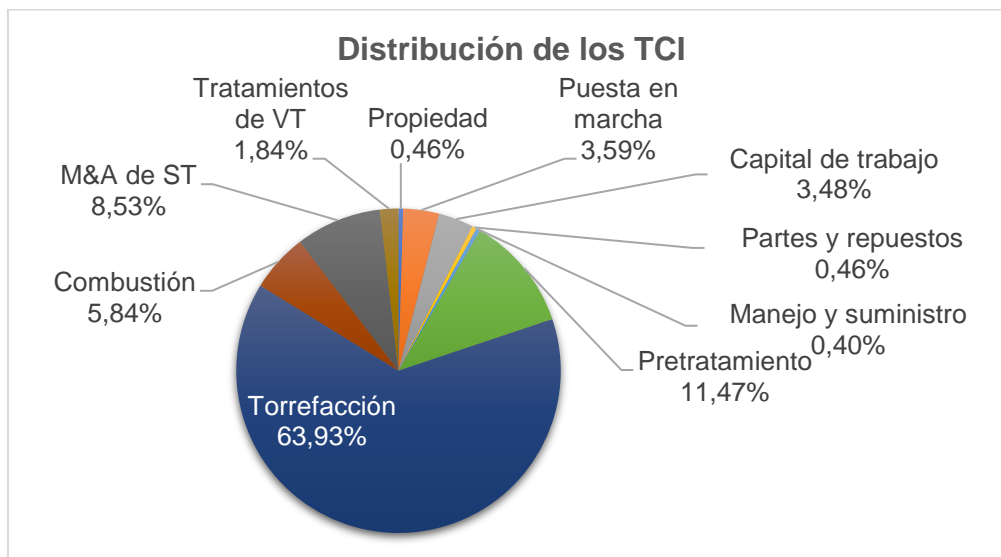
Por otra parte, se asume que no se compra terrenos adicionales para la construcción de la planta de torrefacción, puesto esta se integra a una planta de beneficio colombiana de palma de aceite (ver sección 5.1). Finalmente, se halla el capital total de inversión (TCI por sus siglas en inglés) que se requiere. Enseguida, en la tabla 5-4, se muestra un resumen de los TCI obtenidos para la planta del presente proyecto.

Tabla 5-4: Resumen de los costos de inversión total para la planta (elaboración propia con base en los factores porcentuales de la guía técnica 16R-90 [64]).

CAPITAL TOTAL DE INVERSIÓN REQUERIDO, TCI - AÑO 0		
I. Costos totales de la planta, TPC		
A. Capital fijo de inversión del proceso, FCI		
1. Costos directos		
a. Costos de materiales		
(1) Costos de compra de equipos	\$18.184.979.551	COP
(2) Costos de materiales de instalación	\$6.696.062.376	COP
Subtotal	\$24.881.041.927	COP
b. Costos laborales		
(1) Costos de manejos de equipos	\$5.327.558.791	COP
(2) Costos de instalación	\$4.932.985.406	COP
Subtotal	\$10.260.544.197	COP
Total costos directos	\$35.141.586.124	COP
2. Costos indirectos		
a. Beneficios laborales	\$3.815.759.422	COP
b. Costos indirectos de campo	\$266.250.480	COP
c. Costos indirectos de herramientas	\$401.213.387	COP
Total costos indirectos	\$4.483.223.288	COP
Subtotal FCI	\$39.624.809.412	COP
B. Instalaciones generales	\$5.943.721.412	COP
C. Costos de honorarios	\$5.943.721.412	COP
D. Contingencias		
1. Proyecto	\$11.887.442.824	COP
2. Proceso	\$1.981.240.471	COP
Subtotal	\$13.868.683.294	COP
Subtotal TPC	\$65.380.935.530	COP
II. Derechos de propiedad	\$326.904.678	COP
III. Puesta en marcha	\$2.551.426.322	COP
IV. Capital de trabajo	\$2.472.441.565	COP
V. Partes y repuestos	\$326.904.678	COP
VI. Químicos y catalizadores iniciales	\$0	COP
VII. Terreno	\$0	COP
Total TCI	\$71.058.612.772	COP

En particular, para el presente estudio, la distribución de los TCI se presenta en la figura 5-1. Esta distribución se realiza considerando los TPC: conformado por los costos de las cinco subsecciones tecnológicas de la planta (ver tabla 5-2); los costos de propiedad, partes y repuestos, puesta en marcha, y capital de trabajo. De forma que, se determina que alrededor del 64 % lo representan los costos requeridos para la subsección de torrefacción. Además, el pretratamiento describe el 11,5 % y el manejo y almacenamiento del material torrefacto está en el tercer lugar con el 8,5 %.

Figura 5-1: Distribución de costos de inversión para la planta de torrefacción (elaboración propia). Donde, M&A es manejo y almacenamiento, ST es sólidos torrefactos y VT es volátiles de torrefacción.



Bergman et al. [40] en su estudio tecnoeconómico basado en precios del 2004, obtienen 36.940.000 EUR como TCI de una planta de torrefacción con capacidad de procesamiento de 64,63 t/h de biomasa leñosa húmeda (ver tabla 2-4). Además, esa planta opera con cinco hornos rotatorios de calentamiento directo que tiene precio base de 1.120.000 EUR y capacidad de 7,61 t/h de biomasa seca cada uno. Con el objetivo de comparación, se escalan los TCI obtenidos por Bergman et al. hacia la capacidad de procesamiento de la planta del presente estudio. Es decir, se escalan hacia los 8,8 t/h porque es la capacidad máxima de entrada de la planta del actual análisis. También, se consideran los *CEPCI* y la TRM. De esta forma, se obtiene que los TCI equivalen 53.204.014.421 COP. Es decir, un valor menor al obtenido en el presente estudio (ver tabla 5-4). Sin embargo, el precio de compra actual para el horno rotatorio de Bergman et al. es igual a 4.583.263.290 COP, este tiene en cuenta la TRM, los índices *CEPCI* y la escala hacia la capacidad de

procesamiento del horno (4,61 t/h). Esto significa, que el costo de compra es menor al del horno rotatorio de calentamiento indirecto cotizado para el presente estudio (ver tabla 5-3). Por consiguiente, se guarda la relación que los TCI están altamente influenciados por el precio de compra del equipo principal, es decir, del reactor de torrefacción. No obstante, se deben tener en cuenta las características propias de cada estudio.

5.3 Costos anuales de operación

Enseguida, se procede con el cálculo de los costos de operación (TOC por sus siglas en inglés) de la planta de torrefacción para el periodo de un año de producción. Asimismo, se tiene en cuenta que una planta de beneficio de palma de aceite opera con dos turnos continuos diarios [59]. Además, se realiza la evaluación basada en 8000 horas de operación anuales de acuerdo con lo establecido en la sección 5.1.

- **Materias primas**

Las materias primas del proceso de torrefacción son biomazas residuales generadas durante el proceso de extracción de aceite de palma en una planta de beneficio colombiana. Para este caso, las materias primas no consideran precio de compra dentro de los costos de operación de la planta de torrefacción porque esta pertenece a la planta de beneficio. Asimismo, es importante mencionar que el cuesco es el único residuo sólido que actualmente se vende a otras industrias colombianas [23].

- **Insumos**

En la tabla 5-2 se presenta el consumo de energía eléctrica que requiere cada equipo de la planta de torrefacción. De forma que, se identifica que la mayoría de los equipos demandan electricidad para la potencia de los motores principalmente. Igualmente, el cargador frontal y el montacargas consumen combustible fósil debido a su motor Diesel. Además, para cada equipo se contempla un factor por pérdidas en la línea de suministro igual a 1,1 [60].

Por lo demás, la planta de beneficio de palma de aceite es autogeneradora de energía eléctrica porque tiene su propia planta eléctrica que suple con la demanda de todos sus procesos [59]. Igualmente, tiene como fuente principal el río Upía y cuentan con

concesiones de aguas subterráneas para abastecer sus procesos con agua [121]. Por tales razones, se asume que la planta de torrefacción no consume de terceros agua ni energía eléctrica para sus procesos. Por otro lado, de acuerdo con el Ministerio de Minas y Energía [122], el precio del combustible Diesel a partir del 15 de agosto del 2020 es equivalente a 8.338 COP/gal para Meta, este es igual a 205 COP/kWh. A partir de la anterior información, en la tabla 5-5 se muestran los resultados de costos de insumos para la operación de la planta de torrefacción.

Tabla 5-5: Resultados de los costos de insumos de la planta de torrefacción.

Total costos Diesel		
COP/día	COP/mes	COP/año
\$997.720	\$30.347.315	\$364.167.784

- **Costos de mano de obra directos e indirectos**

Con base en los equipos principales del sistema presentados en el diagrama de flujo del proceso (PFD por sus siglas en inglés), se procede al cálculo del número de operarios de la planta. Para esto, se identifican que hay dos pasos del proceso que involucran el manejo de partículas sólidas. También, son seis los pasos del proceso que no involucran el manejo de las partículas sólidas. Por lo tanto, conforme con la ecuación 2.4 se obtiene que el número de operarios por turno N_{OL} es:

$$N_{OL} = (6,29 + 31,7(2)^2 + 0,23(6))^{0,5} = 11,60.$$

Luego, se calcula con la ecuación 2.5, el total de operarios según los dos turnos en los que se trabaja en la planta:

$$\text{mano de obra} = 2 \cdot 11,60 = 23,19.$$

Posteriormente, según la ecuación 2.6, se estima los costos directos de operación C_{OL} al multiplicar el número de operarios por el valor de una hora de trabajo (HT). Sin embargo, se requiere hallar C_{OL} anualmente, es decir, se multiplica por el número de horas de operación anuales:

$$C_{OL} = 23,19 \cdot \frac{5.141 \text{ COP}}{1 \text{ HT}} \left(8000 \frac{\text{HT}}{\text{año}} \right) = \left(119.237 \frac{\text{COP}}{\text{HT}} \right) \left(8000 \frac{\text{HT}}{\text{año}} \right);$$

$$C_{OL} = 953.899.282 \frac{\text{COP}}{\text{año}}.$$

Adicionalmente, en congruencia con la guía técnica 16R-90, dentro de los costos de mano de obra directa están los costos de supervisión y costos de mantenimiento. Así, estos representan el 15 % y el 3 % de los costos directos de operación, respectivamente [64]. Además, el 75 % del total de los costos directos de mano de obra equivalen a los costos indirectos de mano de obra [64]. Por último, la suma de los costos directos e indirectos representan el total de costos de mano de obra operativos anuales (TAL por sus siglas en inglés).

- **Costos fijos de producción**

Los costos de nómina representan el 35 % de TAL [64] encontrados anteriormente. Además, los costos necesarios para pago de impuestos equivalen al 2 % de los costos totales de planta (TPC por sus siglas en inglés).

- **Gastos generales**

De acuerdo con los factores porcentuales de la guía técnica 16R-90 [64]. Los costos de materiales auxiliares de mantenimiento corresponden al 3 % de TPC. Además, los materiales indirectos son el 25 % de C_{OL} anuales. En adición, para los costos administrativos conciernen el 60 % de TAL. Finalmente, se calcula los costos totales de operación (TOC por sus siglas en inglés) con la suma de los costos hallados anteriormente y de acuerdo como se presenta en la tabla 2-3. Por último, en la tabla 5-6 se presenta un resumen de los TOC obtenidos para la planta de torrefacción.

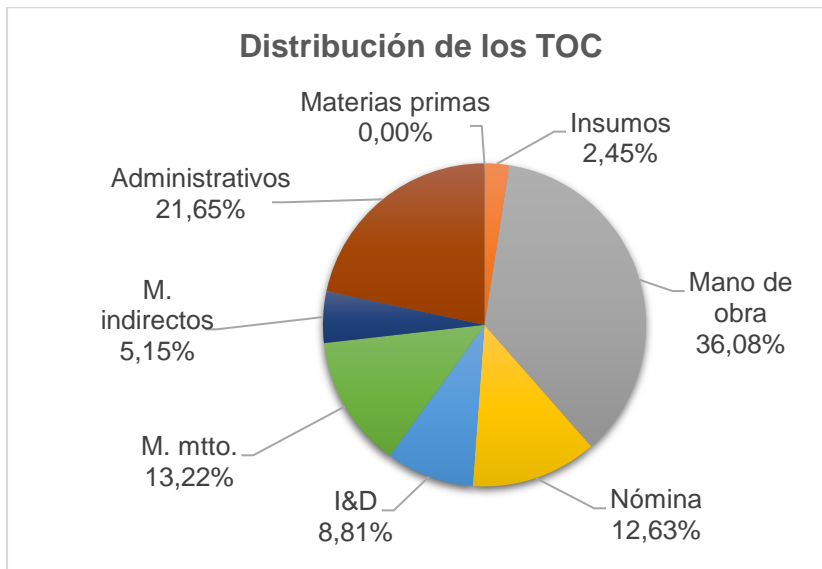
Igualmente, la distribución de los porcentajes de los TOC se presenta en la figura 5-2. De modo que, los más representativos son: en primer lugar el 36,08 % se constituye por los costos de mano de obra. En segundo lugar, los costos administrativos implican el 21,65 % de los TOC. Luego, están los costos de mantenimiento con el 13,22 %.

Tabla 5-6: Resumen de los costos totales de operación anuales (elaboración propia con base en los factores porcentuales de la guía técnica 16R-90 [64]).

COSTOS TOTALES DE OPERACIÓN, TOC - CALCULADO AÑO 0		
I. Costos directos de producción, DMC		
A. Materias primas	\$0	COP/año
B. Insumos	\$364.167.784	COP/año
C. Mano de obra anual		
a. Mano de obra directa		
(1) Costos de operación	\$953.899.282	COP/año
(2) Costos de supervisión	\$143.084.892	COP/año
(3) Mantenimiento operativo	\$1.961.428.066	COP/año
Subtotal	\$3.058.412.240	COP/año
b. Mano de obra indirecta	\$2.293.809.180	COP/año
Subtotal de mano de obra anual	\$5.352.221.420	COP/año
Subtotal DMC	\$5.716.389.204	COP/año
II. Costos fijos de producción, FMC		
A. Nómina	\$1.873.277.497	COP/año
B. Impuestos y derechos de propiedad	\$1.307.618.711	COP/año
Subtotal FMC	\$3.180.896.208	COP/año
Subtotal costos producción	\$8.897.285.411	COP/año
III. Gastos generales, GE		
A. Materiales mantenimiento auxiliar	\$1.961.428.066	COP/año
B. Materiales indirectos	\$764.603.060	COP/año
C. Administrativos	\$3.211.332.852	COP/año
Subtotal GE	\$5.937.363.978	COP/año
Total TOC	\$14.834.649.389	COP/año

Por su parte, Bergman et al. [40] determinan los costos de producción anuales equivalentes a 56,27 EUR/t o 29.093.841 EUR/año. Asimismo, teniendo en cuenta la TRM, los *CEPCI* y escalamiento con la capacidad de producción; dicho valor de los TOC de Bergman et al. resulta igual a 30.903.457.631 COP/año. En este caso, se identifica que la magnitud resultante es mayor a los calculados en el presente trabajo (ver tabla 5-6). Pero, esta diferencia se debe principalmente a la variación en la capacidad de producción y a los costos en insumos. Asimismo, se deben considerar otras características propias del estudio.

Figura 5-2: Distribución de costos de operación anuales (elaboración propia). Donde, I&D significa impuestos y derechos de propiedad, M son materiales y mtto. es mantenimiento.



5.4 Análisis financiero

Como planteamiento base para el análisis financiero, se asume que la construcción de la planta de torrefacción se ejecuta durante un año correspondiente al año cero. También, se evalúa el flujo de caja del proyecto sin financiamiento externo, es decir, se asume que no hay préstamos y la inversión completa la realizan los inversionistas.

Por lo anterior, se determina el flujo de caja en valores discretos por periodos anuales. Igualmente, se utiliza tasas de descuento e interés discretas anuales [60]. Conjuntamente, se proyecta el capital de trabajo en términos corrientes a lo largo de la vida útil de la planta de torrefacción con el propósito de considerar el valor del dinero en el tiempo [60, 64]. Asimismo, Meza [123] recomienda realizar proyecciones financieras con valores corrientes o nominales para determinar el flujo neto de caja de un proyecto. Finalmente, se procede al cálculo del Valor Presente Neto (VPN) con el fin de medir la rentabilidad del proyecto.

En un inicio, se cuenta con los costos de inversión de capital (TCI por sus siglas en inglés) y los costos de capital de trabajo, ambos calculados en la sección 5.2. Después, se procede con los cálculos de depreciación y amortización.

▪ Depreciación y amortización

Se calcula la depreciación de acuerdo con la vida útil estimada para los activos depreciables de la planta [71]. Además, como se formula ubicar el proyecto en Colombia, se tiene en cuenta las tasas máximas de depreciación según el artículo 137 del Estatuto Tributario Nacional [117]. De esta forma, se selecciona la tasa de depreciación anual para maquinaria y equipos igual a 5,00 % con base en que la vida útil de la planta de torrefacción es de 20 años (ver sección 5.1). Asimismo, para edificaciones y construcciones se selecciona la tasa mínima equivalente a 2,22 %.

De esta manera, son depreciables todos las inversiones de los TCI a excepción de los costos de puesta en marcha y el capital de trabajo [60, 64]. Además, se amortiza los bienes intangibles de la planta como los derechos de propiedad calculados previamente [60]. En adición, existen principalmente dos métodos referenciados por la División de Impuestos y Aduanas Nacionales (DIAN) para la depreciación de activos en Colombia [123]: el método de línea recta y método de reducción de saldos, este último es un método de depreciación acelerada. De esta manera, para el presente proyecto se asume que los activos operan con producción constante durante cada periodo anual de la vida útil de estos. Por tal razón, se utiliza el método de depreciación en línea recta con términos corrientes [60, 71]. De forma que los costos de los activos calculados en la sección 5.2, corresponden a precios constantes utilizados en el año cero del proyecto [123]. Por consiguiente, para la proyección de los costos durante los 20 años siguientes, se requiere valorar a precios corrientes considerando la inflación anual [71, 123].

En primer lugar, se valora el precio constante a su valor corriente dependiendo de la tasa de inflación i y el periodo de evaluación N , como se plantea en la ecuación 5.1 [123]. Además, el valor de i se puede determinar con base en los datos históricos o expectativas establecidas por el gobierno [71]. De esta manera, se considera lo informado por el Banco de la República en Colombia con la inflación promedio entre enero y julio del 2020, esta es igual a 3,10 % [124]:

$$F_c = P(1 + i)^N. \quad (5.1)$$

Donde, F_c es el valor futuro (corriente), P es el valor presente (constante). Luego, se calcula la depreciación del activo D , conforme con la tasa de depreciación anual i_D y el valor en términos corrientes:

$$D = F_c \cdot i_D. \quad (5.2)$$

Por otra parte, el valor residual o valor de salvamento en la proyección con términos corrientes, se calcula por medio de la suma del capital de trabajo calculado anualmente [71]. Asimismo, como el capital de trabajo no es depreciable, se recupera su valor por completo [71]. Finalmente, se calcula el flujo neto de inversiones, a partir de los TCI, capital de trabajo y valor residual encontrados previamente.

Luego, con base en los gastos del proyecto, se calcula el presupuesto de los costos operacionales. Conjuntamente, se calcula la utilidad operacional de acuerdo con los ingresos por ventas estimadas. Este procedimiento se detallará en el siguiente apartado del precio de venta.

Por otro lado, a partir de la diferencia entre presupuestos de ingresos y costos operacionales, se cuantifica la utilidad operacional o ingresos gravables del proyecto [64], [71]. Donde, para personas jurídicas, la tarifa general del impuesto sobre la renta será de 30 % a partir del año 2022 según el artículo 240 del Estatuto Tributario Nacional [125]. Por consiguiente, se obtiene la utilidad neta al restar los impuestos de la utilidad operacional del proyecto. Por último, se suman los valores de la depreciación y amortización de activos con el fin de obtener los flujos netos reales de operación [64, 71]. Finalmente, se encuentra el flujo financiero neto del proyecto a partir de la suma del flujo neto de inversiones y el flujo neto de operaciones [64, 71]. Igualmente, en la tabla 5-7 se presenta el flujo neto del proyecto en términos corrientes para un rango de los 5 primeros años de operación.

Tabla 5-7: Cálculo del flujo financiero del proyecto. Se proyecta en términos corrientes considerando inflación anual de 3,10 %. Donde, el año 0 es el año de construcción de la planta. Además, se presenta para los primeros cinco años de operación.

Concepto	Unidad	Años					
		0	1	2	3	4	5
Flujo neto de inversiones							
TCI (sin capital de trabajo ni puesta en marcha)	COP	-\$66.034.744.885					
Capital de trabajo	COP	-\$2.472.441.565	-\$2.987.590.134	-\$2.709.805.609	-\$2.793.887.005	-\$2.880.577.328	-\$2.969.957.527
Valor residual	COP						
Flujo neto de inversión	COP	-\$68.507.186.450	-\$2.987.590.134	-\$2.709.805.609	-\$2.793.887.005	-\$2.880.577.328	-\$2.969.957.527
Flujo neto de operaciones							
Presupuesto de ingresos							
Ingresos por ventas			\$19.718.094.883	\$17.884.717.017	\$18.439.654.236	\$19.011.810.365	\$19.601.719.681
Costos operacionales							
Puesta en marcha	COP		-\$2.630.593.436				
Costos de producción	COP		-\$9.173.355.467	-\$9.751.459.550	-\$10.054.033.409	-\$10.365.995.703	-\$10.687.637.741
Gastos administrativos	COP		-\$6.121.591.900	-\$6.507.374.102	-\$6.709.288.624	-\$6.917.468.265	-\$7.132.107.423
Total costos operacionales	COP		-\$17.925.540.803	-\$16.258.833.652	-\$16.763.322.033	-\$17.283.463.968	-\$17.819.745.164
Utilidad operacional	COP		\$1.792.554.080	\$1.625.883.365	\$1.676.332.203	\$1.728.346.397	\$1.781.974.516
Impuestos de renta	COP		-\$537.766.224	-\$487.765.010	-\$502.899.661	-\$518.503.919	-\$534.592.355
Utilidad neta	COP		\$1.254.787.856	\$1.138.118.356	\$1.173.432.542	\$1.209.842.478	\$1.247.382.161
Depreciación	COP		\$3.233.822.959	\$3.334.163.865	\$3.437.618.207	\$3.544.282.589	\$3.654.256.615
Flujo neto de operación	COP	\$0	\$4.488.610.815	\$4.472.282.221	\$4.611.050.749	\$4.754.125.067	\$4.901.638.776
Flujo financiero neto del proyecto	COP	-\$68.507.186.450	\$1.501.020.681	\$1.762.476.612	\$1.817.163.744	\$1.873.547.739	\$1.931.681.249

- **Precio de venta del producto final**

Para determinar el precio de venta del material torrefacto, se aplica la metodología de cálculo del costo unitario a partir de los costos de producción anuales [65, 71]. Asimismo, se tiene en cuenta la capacidad de producción anual. Por lo tanto, esto permite que anualmente la venta del material torrefacto cubra por completo los costos operacionales. Además, se asume obtener un 10 % de ganancias dentro del precio de venta al público. Este margen de ganancia se establece con fines del análisis teórico según lo recomendado en la guía técnica 16R-90 [64].

Por consiguiente, los costos de operación se conforman por: puesta en marcha, costos de producción y gastos generales [60, 71]. Igualmente, se proyectan en términos corrientes dichos gastos durante los años de vida útil a partir del primer año de funcionamiento de la planta de torrefacción. Asimismo, se asume que cada año se inicia y se termina sin inventarios. De forma que, en la tabla 5-8 se expone el cálculo del precio de venta del material torrefacto teniendo en cuenta la inflación anual para el periodo de los primeros cinco años de funcionamiento de la planta.

Por su parte, la planta produce material torrefacto como un producto de valor agregado con mayor contenido energético respecto a la biomasa inicial, resistencia a la degradación, menor higroscopicidad, entre otros (ver sección 1.5.1). De manera que, esto permite que el producto principal sea competitivo con otros combustibles sólidos en el sector energético colombiano e internacional (ver sección 2.4). Por ello, en la tabla 5-9 se muestra una comparación entre el contenido energético y precios de venta de combustibles sólidos de estudios similares presentados previamente en la tabla 2-4. Además, se presenta un resumen de los precios de venta estimados del material torrefacto del presente estudio de acuerdo con la metodología mencionada.

Tabla 5-8: Cálculo del precio de venta del material torrefacto. Se proyecta en términos corrientes considerando inflación anual de 3,10 %. Donde, el año 0 es el año de construcción de la planta.

Concepto	Unidad	año					
		0	1	2	3	4	5
Puesta en marcha	COP/año		\$2.630.593.436	\$0	\$0	\$0	\$0
Costos de producción	COP/año		\$9.173.355.467	\$9.751.459.550	\$10.054.033.409	\$10.365.995.703	\$10.687.637.741
Gastos administrativos	COP/año		\$6.121.591.900	\$6.507.374.102	\$6.709.288.624	\$6.917.468.265	\$7.132.107.423
Subtotal costos operacionales	COP/año		\$17.925.540.803	\$16.258.833.652	\$16.763.322.033	\$17.283.463.968	\$17.819.745.164
Cálculo precio de venta							
Beneficio			110%	110%	110%	110%	110%
Ingresos por ventas (sin IVA)	COP/año		\$19.718.094.883	\$17.884.717.017	\$18.439.654.236	\$19.011.810.365	\$19.601.719.681
	COP/hora		\$2.464.762	\$2.235.590	\$2.304.957	\$2.376.476	\$2.450.215
Precio unitario RFV	COP/kg		\$973	\$883	\$910	\$938	\$967
	COP/MWh		\$171.323	\$155.394	\$160.215	\$165.187	\$170.312
Precio unitario fibra	COP/kg		\$963	\$873	\$900	\$928	\$957
	COP/MWh		\$150.553	\$136.555	\$140.792	\$145.160	\$149.664
Precio unitario cuesco	COP/kg		\$1.773	\$1.608	\$1.658	\$1.709	\$1.762
	COP/MWh		\$246.117	\$223.233	\$230.160	\$237.301	\$244.665
Precio unitario promedio	COP/kg		\$1.236	\$1.121	\$1.156	\$1.192	\$1.229
	COP/MWh		\$189.331	\$171.727	\$177.056	\$182.549	\$188.214

Tabla 5-9: Comparación de propiedades y precios de venta del material torrefacto. Donde los precios de venta tienen margen de ganancia del 10 % y son valorados con índices *CEPCI* hacia el año 2019.

Tipo combustible sólido	\dot{m}_{ST}	<i>PCI</i>	<i>PCS</i>	Precio venta (sin IVA)			
	t/h	MJ/kg	MJ/kg	COP/kg _{ST}	USD/kg _{ST}	COP/MWh	USD/MWh
Torrefacto de RFV	2,53	18,00	20,44	\$973	\$0,26	\$171.323	\$45
Torrefacto de fibra	2,56	20,58	23,02	\$963	\$0,26	\$150.553	\$40
Torrefacto de cuesco	1,39	23,49	25,93	\$1.773	\$0,47	\$246.117	\$65
Promedio material torrefacto	2,16	20,69	23,13	\$1.236	\$0,33	\$189.331	\$50
Mercado internacional y nacional							
Tipo combustible sólido	\dot{m}_{ST}	<i>PCI</i>	<i>PCS</i>	Precio actual		año evaluación	Ref.
	t/h	MJ/kg	MJ/kg	USD/kg _{ST}	USD/MWh		
Torrefacto de biomasa maderosa	28,4	19,02	20,68	\$0,09	\$15	2004	[40]
Torrefacto de tusa	n.r.	n.r.	23,00	\$0,03	\$5	2017	[68]
Torrefacto de fibra	n.r.	n.r.	23,00	\$0,03	\$5	2017	[68]
Pélets de biomasa maderosa torrefacta	9,10	22,00	n.r.	\$0,24	\$40	2012	[54]
Pélets de biomasa maderosa torrefacta	10,00	21,00	n.r.	\$0,20	\$37	2017	[58]
Pélets de biomasa maderosa torrefacta	11,9	n.r.	19,67	\$0,27	\$50	2012	[37]
Carbón vegetal	N/A	33,23	33,83	\$0,41	\$44,14	N/A	[126, 127]

n.r. No reportado por la fuente

N/A No aplica

Según la tabla anterior, el precio de venta de material torrefacto de cuesco es entre 82 y 84 % mayor que los calculados a partir de tusa y fibra, respectivamente. Además, como promedio de los tres, se determina el precio igual a 50 USD/MWh. Por ejemplo, este es aproximadamente 3,3 veces mayor respecto al obtenido del estudio de la planta de torrefacción con un horno rotatorio de calentamiento directo de Bergman et al. [40]. Además, este es entre 27 y 37 % mayor a los precios de pélets de torrefactos de biomasa maderosa de los trabajos de Doddapaneni et al. [58] y Arpiainen et al. [54]. Sin embargo, este es igual al precio calculado por Pirraglia et al. [37]. Es importante aclarar que en los trabajos mencionados anteriormente, también aplican la metodología del costo unitario con

diferentes márgenes de ganancia. Sin embargo, la diferencia entre los precios unitarios se debe en parte por la capacidad de producción cada la planta. De esta manera, la planta del presente estudio es de pequeña capacidad de producción. De forma que, el precio de venta estimado es mayor que el reportado en estudios de plantas con alrededor de 4 y 13 veces más de capacidad de producción por hora. Asimismo, se debe tener en cuenta las características propias de cada estudio en cuanto los costos de inversión y operación de la planta.

Por otra parte, Fedepalma [68] presenta una estimación financiera de una planta de torrefacción integrada con los procesos de una planta de beneficio de palma de aceite (ver tabla 2-4). En dicho proyecto, disponen los materiales torrefactos para la autogeneración de energía eléctrica de los procesos de la planta. Además, el análisis contempla que los ingresos se presentan por la venta de los excedentes de energía eléctrica a la red por el precio de 186 COP/kWh. No obstante, determinan precios de venta para materiales torrefactos iguales a 116.450 COP/t y 102.368 COP/t a partir del procesamiento con tusa y fibra, respectivamente. Es decir, cada precio equivale alrededor de 0,03 USD/kg valorado hacia el año 2019 (tabla 5-9). De modo que, estos son entre 9 y 15 veces menores a los calculados en el presente estudio.

Adicionalmente, según la tabla 5-9 se obtiene que el precio promedio de venta del material torrefacto es 14 % mayor del precio por unidad de energía del carbón vegetal encontrado en el mercado colombiano. También, se identifica que el precio de venta por kg calculado es 21 % menor al del precio disponible para el carbón vegetal.

Por otro lado, la planta de torrefacción del presente estudio produce condensados como subproducto. Asimismo, se identifica que existe la posibilidad de su uso en aplicaciones industriales (ver sección 4.2). Por lo tanto, es una opción obtener un ingreso adicional a partir de la venta de los líquidos torrefactos. Por ejemplo, Fagernäs et al. [110] proponen un precio de venta entre 100 y 400 EUR/t para el año 2012. Es decir, entre 441.710 y 1.766.842 COP/t (considerando la inflación por índices *CEPCI* y la TRM). Sin embargo, refinar los condensados como un producto comercial requiere implementar etapas adicionales para su adecuación, refinación o separación de componentes [107, 110], según sea su objetivo de empleo o mercado. Además, sería preciso realizar un estudio de proyecto en Colombia para la serie de posibilidades a partir de estos condensados. Por

tales motivos, en el presente estudio no se considera un valor de venta para los condensados.

▪ **Valor presente neto (VPN)**

Como se mencionó anteriormente, para el actual proyecto no se asume financiamiento externo. De manera que para hallar el VPN, se considera adecuado que la tasa de oportunidad es igual a la mínima tasa de retorno aceptable m_{ar} , para el cálculo con valores discretos [60]. Además, m_{ar} se basa en el nivel de riesgo e incertidumbre del proyecto en el futuro. Por tal razón, se tiene en cuenta que una planta de torrefacción es un proyecto que no se ha implementado en Colombia por el momento. Asimismo, el mercado de los sólidos torrefactos no se ha abierto en Colombia. Sin embargo, el horno rotatorio y los otros equipos del proceso se consiguen de forma comercial. Además, existen plantas piloto y comerciales de torrefacción ubicadas en otros países [54]. Por los anteriores motivos, se selecciona una tasa de oportunidad teórica según lo propuesto por Peters et al. [60] para nuevos productos y procesos. Es decir, la tasa de oportunidad está en un rango entre 24 y 32 %. Con ello, se calcula el VPN [60]:

$$VPN = \sum_{j=1}^N (PWF) (FNP) - \sum_{j=0}^N (PWF)(FNI). \quad (5.3)$$

Donde, FNP es el flujo neto del proyecto para el año j , FNI es el flujo neto de inversión para el año j y PWF es el factor de valor presente [60]:

$$PWF = (1 + m_{ar})^{-j}. \quad (5.4)$$

Donde, m_{ar} es la tasa de oportunidad y se selecciona un valor igual a 28 %, la cual se escoge con el objetivo del análisis teórico. Sin embargo, dicho valor está en términos constantes. Por tanto, se debe calcular la tasa de oportunidad en términos nominales m_{ar_c} , considerando la tasa de inflación i [71]:

$$m_{ar_c} = (1 + i)(1 + m_{ar}) - 1; \quad (5.5)$$

$$m_{ar_c} = (1 + 0,031)(1 + 0,280) - 1 = 0,32.$$

En virtud del flujo neto de caja y las ecuaciones 5.3 a 5.5, se calcula VPN:

$VPN = -62.497.281.579$ COP.

El resultado previo indica un valor menor a cero. Esto implica que el presente proyecto no es financieramente atractivo y se debe rechazar. Es decir, la rentabilidad que brinda el proyecto es menor a la tasa de oportunidad [71].

Igualmente, se calcula la Tasa Interna de Retorno (TIR) para conocer bajo cual tasa de interés de oportunidad el proyecto es rentable financieramente. En otras palabras, se calcula la TIR cuando el VPN es igual a cero:

$$0 = \sum_{j=1}^N ((1 + TIR)^{-j}) (FNP) - \sum_{j=0}^N ((1 + TIR)^{-j}) (FNI). \quad (5.6)$$

De esta forma, se obtiene que la TIR es igual a 3,54 % en términos nominales o 0,43 % en términos constantes para el presente proyecto.

Por su parte, Doddapaneni et al. [58] y Pirraglia et al. [37] obtienen VPN negativos de plantas de peletización de material torrefacto cuando los precios de venta son menores de 0,19 USD/kg_{ST}. Sin embargo, Doddapaneni et al. determinan que la planta es viable económicamente para precios de venta mayores a 0,20 USD/kg_{ST} y TIR de 2 %. Asimismo, Pirraglia et al. establecen que hay rentabilidad económica con un precio de venta mínimo de 0,27 USD/kg_{ST} para TIR de 12 %. En cuanto al estudio hecho por Fedepalma [68], calculan el VPN positivo para una tasa de oportunidad, m_{ar} , de 12 % y hallan la TIR igual a 14 %.

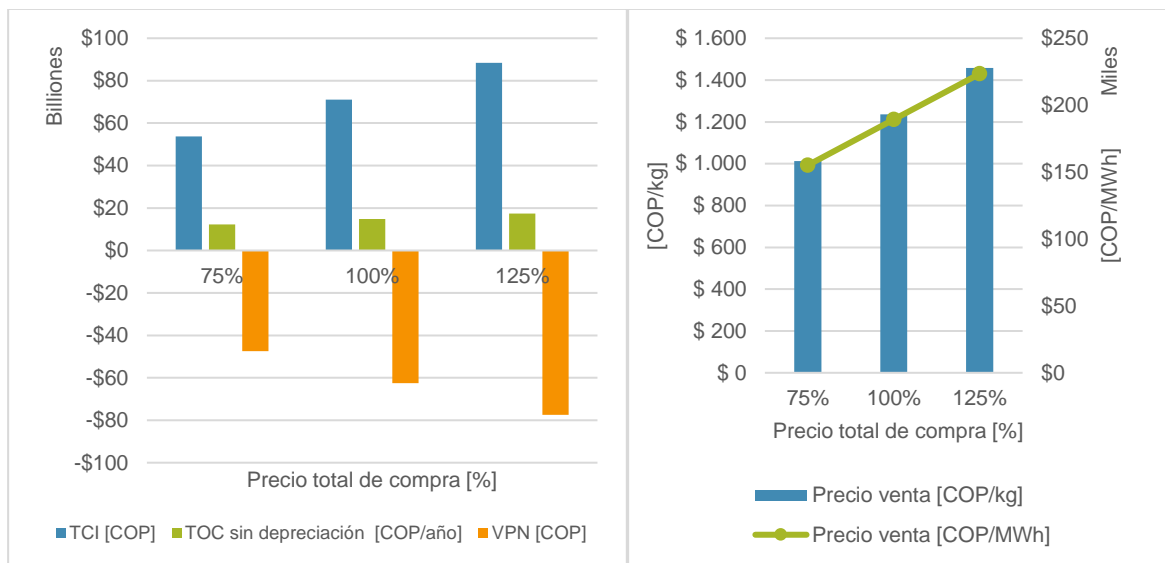
5.5 Análisis de sensibilidad

En relación con las variables económicas resultantes del análisis tecnoeconómico de la planta de torrefacción, el VPN se ve afectado por los valores del TCI, TOC, la tasa de oportunidad m_{ar} y el precio de venta. A su vez, los TCI son influenciados por los precios de compra de los equipos. Asimismo, los TOC por el tiempo de operación. Por lo anterior, se realizan cambios en cada variable y se comparan los resultados con el planteamiento base de la planta de torrefacción.

En primer lugar, se modifica en ± 25 % el costo total de compra de los equipos. De esta manera, en las figuras 5-3 a y b se presentan que los TCI se ven afectados de forma que: se obtiene un 24,5 % menos de TCI cuando se trabaja con el 75 % de los precios de

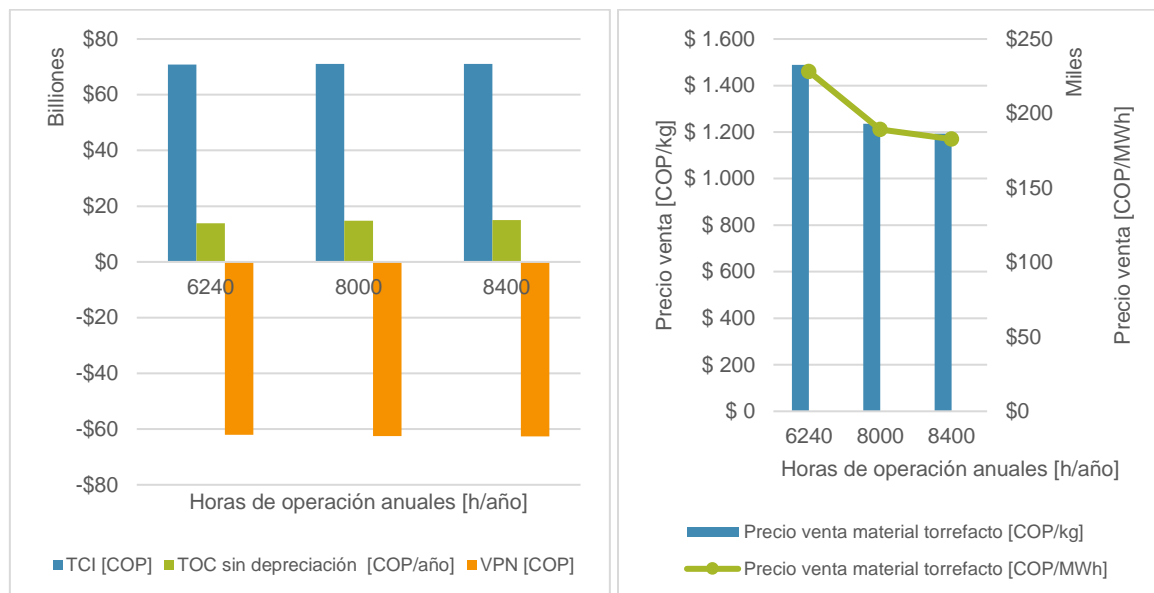
compra. Asimismo, los TCI se incrementan en 24,5 % al aumentar en 25 % los precios de compra. En cuanto al VPN, este es especialmente influenciado por los TCI, por ello, se presenta la variación en casi 24 % de su valor original. Por su parte, los TOC se afectan en 17,5 % proporcional al incremento o decremento de los precios de compra. A su vez, los precios de venta se afectan en 18 % de su valor base.

Figura 5-3: Análisis de sensibilidad, modificando los precios de compra de los equipos en ± 25 %. a) Capital total de inversión, costos de operación y VPN. b) Precio de venta del material torrefacto con ganancia del 10 %.



Por otro lado, si se incrementa el tiempo de operación de la planta se debe obtener una disminución en los costos de producción por tonelada producida [96]. Por tanto, se plantean dos escenarios: uno en el cual la planta opere 6240 horas anual (factor de operación igual a 71 %) en concordancia con la operación de una planta de beneficio de palma de aceite colombiana (ver sección 5.1). En segundo lugar, se propone que la planta opere 8400 horas, es decir, un factor de operación del 96 %. De esta manera, en la figura 5-4 se precisa que con la disminución del factor de operación anual, se disminuyen los TCI y TOC en 0,3 % y 6,5 %, respectivamente. Pero, se presenta el incremento de los precios de venta unitarios en 20,5 %, asimismo, el VPN aumenta en casi 0,78 %. Además, con el incremento de factor de operación anual hacia 8400 h, existen incrementos en 0,1 % en los TCI y 1,5 % en los TOC. A su vez, se obtienen precios de venta menores en 3,5 % y el VPN es menor.

Figura 5-4: Análisis de sensibilidad variando el factor de operación anual. a) Capital total de inversión, costos de operación y VPN. b) Precio de venta del material torrefacto con ganancia del 10 %.

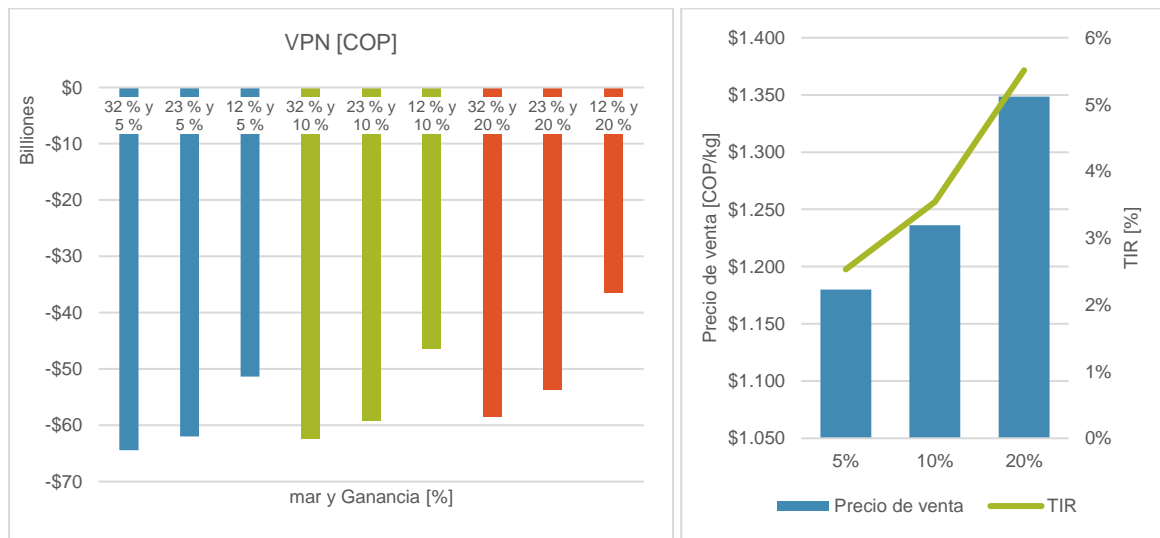


Por otra parte, se analiza el caso base cuando se varía la tasa de oportunidad m_{ar} y la ganancia deseada. Para esto se considera lo reportado por estudios de evaluaciones financieras de plantas de la agroindustria de la palma de aceite en Colombia. Primero, el trabajo efectuado por Fedepalma [68] evalúa un proceso de torrefacción de tusa para una m_{ar} igual a 12 %. Por otro lado, Araque et al. [128] presentan un estudio financiero de una planta extractora de palma de aceite, a partir del cual determinan m_{ar} equivalente a 23 % teniendo en cuenta la rentabilidad del sector aceites y grasas en Colombia. Por lo tanto, se evalúa el presente proyecto para estas dos m_{ar} . Adicionalmente, se varía el margen de ganancia a 5 y 20 %.

De esta manera, en la figura 5-5a se expone que a una menor tasa de oportunidad, el VPN es mayor. Sin embargo, ninguna de las tasas de oportunidad brindadas por los estudios mencionados (23 y 12 %) permiten que el VPN sea positivo para ganancias de 5 a 20 %. En la figura 5-5b se observa que al disminuir la ganancia a la mitad (5 %), el precio de venta disminuye en 5 % y la TIR disminuye al valor de 2,53 %. Por su parte, si se incrementa la ganancia al doble (20 %), el precio de venta aumenta en 9 % y la TIR a la magnitud de 5,51 %. No obstante, Peters et al. [60] mencionan que una tasa de oportunidad m_{ar} , entre 4 y 8 % representan proyectos seguros y totalmente establecidos en el mercado. Por consiguiente, el proyecto planteado en este trabajo es viable

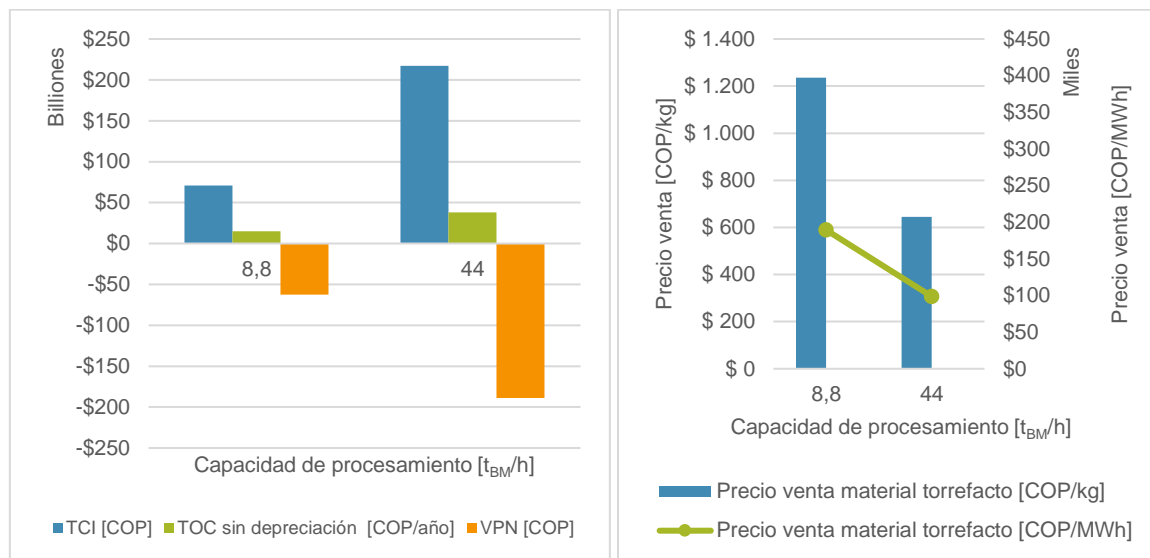
financieramente bajo los tres porcentajes de ganancias evaluados previamente, pero con la m_{ar} menor a cada TIR determinada para cada caso. Además, se obtiene la mayor TIR si se incrementa el margen de ganancia a un 20 %. Ahora bien, para este caso el precio de venta equivale a 1.349 COP/kg de material torrefacto, es decir, es mayor en 4 veces al calculado por Bergman et al. [40] o mayor en 16 veces al hallado por Fedepalma en Colombia [68] (ver tabla 5-9). Por lo que, se disminuye la posibilidad de ser competitivo económicamente con los otros materiales torrefactos de estudios disponibles.

Figura 5-5: Análisis de sensibilidad variando la tasa de oportunidad m_{ar} y el porcentaje de ganancia por ventas. a) VPN. b) precio de venta del material torrefacto y TIR.



Una variable técnica que afecta principalmente a los TCI y TOC es la capacidad de procesamiento. Por ello, se varía la capacidad de la planta de torrefacción. De forma que, se evalúa para una capacidad 5 veces mayor a la del problema base. Por lo anterior, se identifica en la figura 5-6a, que al incrementar cinco veces la capacidad de procesamiento, los TCI y los TOC incrementan el 206 % y 157 %, respectivamente. Por su parte, el VPN decrece en 202 % con la misma tasa de oportunidad de 32 %. Además, se muestra en la figura 5-6b, que existe una disminución de precios de venta en un 48 % del precio base calculado.

Figura 5-6: Análisis de sensibilidad modificando la capacidad del proceso: a) Capital total de inversión, costos de operación y VPN. b) Precio de venta promedio del material torrefacto con ganancia del 10 %.



En las secciones anteriores se encuentra que los precios de venta calculados son altos en comparación con los determinados por estudios similares de plantas de torrefacción y torrefacción – peletización (ver tabla 5-9). Además, Fedepalma [68] realiza una estimación financiera en la cual establece los precios de venta de materiales torrefactos de tusa y fibra a partir de un análisis del mercado colombiano. Por ende, se procede con el análisis considerando dichos precios de venta de los materiales torrefactos en lugar de los precios calculados con la metodología del costo de producción unitario utilizada en el presente proyecto (ver sección 5.4).

Así, se tienen en cuenta los índices *CEPCI* hacia el año 2019 (ver ecuación 2.2) para valorar el precio unitario promedio calculado por Fedepalma [68]. Además, se tiene presente la inflación en Colombia para encontrar los valores futuros del precio de venta. Por lo tanto, se obtiene que el precio de venta promedio del material torrefacto en el primer año de operación es igual a 120.648 COP/t o 121 COP/kg.

A continuación, en la figura 5-7a se presenta el flujo neto financiero de los primeros cinco años de operación y en la figura 5-7b se expone la variación del VPN. De tal forma, los TOC y TIC no se ven afectados en relación con los calculados para el proceso base. No obstante, al disminuir el precio de venta, los ingresos anuales se ven alterados y por consiguiente el flujo neto financiero durante los años operativos de la planta. De manera

que se observa que el flujo financiero neto resulta negativo durante los cinco años de operación presentados en la figura 5-7a, además, se calcula que este es positivo en el año 20 de operación. Por su parte, el VPN es negativo para el caso evaluado con tasa corriente de m_{ar} de 32 %, este decrece en 456 % con respecto al caso base. Por lo anterior, se presenta que el presente proyecto no es viable financieramente con los precios de venta calculados por Fedepalma.

Figura 5-7: Análisis de sensibilidad modificando los ingresos por ventas con base en el análisis de mercado establecido por Fedepalma [68]. a) flujo financiero neto del proyecto para el año 0 y los 5 primeros años de operación. b) VPN.



6. Conclusiones y recomendaciones

6.1 Conclusiones

En el presente proyecto se realizó la evaluación tecnoeconómica para un proceso de torrefacción en un horno rotatorio de la biomasa sólida residual de la agroindustria de la palma de aceite colombiana para una planta extractora con una capacidad promedio de procesamiento de 40 t/h de racimos de fruta fresca.

De esta manera, se utilizó la guía técnica internacional 16R-90 para la evaluación técnico-económica de clase 4 enfocada en un estudio de estimación de costos. De forma que se diseñó el diagrama de flujo del proceso (PFD por sus siglas en inglés) para la torrefacción individual de cada flujo másico de los residuos disponibles: 8,8 t/h de racimos de fruta vacía (RFV), 5,2 t/h de fibras y 2,4 t/h de cuercos. Para ello, se establecieron las etapas principales de procesamiento de las biomásas basándose en una secuencia que permita producir material torrefacto. Además, como se tienen tres tipos de biomásas por procesar, se seleccionaron diferentes parámetros de torrefacción para cada uno de ellos. Esto permitió mantener el equilibrio deseado entre el rendimiento másico y energético en la torrefacción de cada tipo de biomasa.

También, se realizaron los balances de masa y energía en cada etapa principal del PFD establecido. Con lo cual, se determinó que la capacidad de producción anual de la planta es equivalente a 17.290 toneladas de material torrefacto con un poder calorífico inferior (*PCI*) en promedio igual a 20,69 MJ/kg. Asimismo, se consideró la capacidad de producción de la planta de torrefacción y el tipo de mercado en el cual competiría el producto. De esta manera, el tipo de proceso se estableció como semicontinuo y es de pequeña escala en comparación con las plantas de torrefacción comerciales que existen internacionalmente.

Por otra parte, se asumió que la planta no considera labores de integración energética. Adicionalmente, no se implementó la recirculación de los volátiles de torrefacción. Sin embargo, al no recircular los volátiles ni usar fuentes de energía térmica de otros procesos, se utilizó de una etapa con un quemador de fibra que proporciona la energía térmica para las etapas de presecado y torrefacción de las biomásas.

Con base en los resultados de los balances en el PFD de la planta de torrefacción, se determinó que el producto torrefacto a partir de cuesco tiene el mayor *PCI* de 23,49 MJ/kg. Este es 30 y 14 % mayor que el de torrefactos a partir de RFV y fibra, respectivamente. Sin embargo, el flujo másico de material torrefacto a partir de cuesco es de 1,39 t/h, es decir, es el menor respecto con el obtenido de las otras dos biomásas. Este representa alrededor del 55 % de cada uno de los flujos de masa generados mediante la torrefacción de fibras y los RFV por separado.

Al mismo tiempo, se determinó el consumo energético para cada etapa del PFD que lo precisa. Así, a partir de los resultados, para el triturado de los RFV se estimó que se requieren 7,5 veces más de energía eléctrica que al triturar cuesco o 4 veces más que para las fibras. Aparte, en el secador se calculó que para procesar los RFV se necesita de 3,5 y 15 veces más de potencia térmica respecto al procesar fibras y cuescos, respectivamente. Mientras tanto, en la etapa de torrefacción el flujo de calor para tratar los RFV se incrementa aproximadamente en 10 y 90 % respecto al proceso con fibra y cuesco, respectivamente. Adicionalmente, es la etapa del presecado la que requiere mayor potencia térmica, se determinó que en promedio por hora necesita un 78 % más que la etapa de torrefacción.

Adicionalmente, se calculó que se generan 9.935 toneladas anuales de condensados de torrefacción como un subproducto que tiene uso potencial en aplicaciones agroindustriales. Así, se halló que el 46 % se obtienen a partir del procesamiento de los RFV, 36 % con las fibras y 18 % con cuescos. Sin embargo, estos líquidos de torrefacción no tienen un valor comercial debido a que se requiere de procesos y estudios adicionales para determinar el portafolio de aplicaciones en particular.

Por otra parte, se establecieron las especificaciones técnicas para cada equipo de las etapas del PFD, haciendo énfasis en el dimensionamiento del tambor del reactor horno rotatorio. Además, debido a que las tres biomásas tienen características fisicoquímicas

diferentes, se determinó que se requiere de un horno rotatorio de calentamiento indirecto con las dimensiones de 20 m de longitud y 2,67 m de diámetro interno para la torrefacción por separado de 4,61 t/h de racimos de fruta vacía (RFV), 4,15 t/h de fibra y 2,21 t/h de cuesco. Así, este reactor permite que se presente la torrefacción en 40 minutos como tiempo de residencia para los RFV y fibras; y 30 minutos para cuescos.

Por su parte, en función de los resultados del análisis económico mediante el uso de la metodología de porcentajes basados en los costos de compra de los equipos y la guía técnica 16R-90, se obtuvo que los costos de capital de inversión (TCI por sus siglas en inglés) equivalen a 71.058.612.772 COP. Además, en virtud de los resultados se encontró que la etapa principal es la torrefacción y representa el 63,93 % de los TCI. En segundo lugar, la etapa de pretratamiento asocia el 11,47 % de los TCI. Por otro lado, se determinó que los costos de operación anuales (TOC por sus siglas en inglés) son equivalentes a 14.834.649.389 COP. De los cuales, el 36,08 % son constituidos por mano de obra, seguidos por los costos administrativos con 21,65 %.

A partir de lo anterior, se determinó el precio de venta para los materiales torrefactos con la metodología de los costos de producción unitarios y ganancia teórica del 10 %. De manera que, se estimó los precios del material torrefacto a partir de tusas, fibras y cuescos: 973 COP/kg (0,26 USD/kg), 963 COP/kg (0,26 USD/kg) y 1.773 COP/kg (0,47 USD/kg), respectivamente. Es decir, el precio de venta de material torrefacto de cuesco es entre 82 y 84 % mayor que los otros dos. Además, se calculó que el precio en promedio es igual a 1.236 COP/kg (0,33 USD/kg). Sin embargo, este precio de venta es mayor en 3,8 veces al obtenido en estudios internacionales para materiales torrefactos. Además, es entre 20 a 60 % mayor al de pélets de material torrefacto. Por ello, implica que el precio del material torrefacto calculado no es atractivo en este mercado energético internacional. De modo que, se comparó con el precio de venta de combustibles sólidos similares en el mercado colombiano: se encontró que el precio promedio representa el 79 % al del carbón vegetal (0,41 USD/kg). No obstante, es mayor entre 9 y 14,5 veces al de precios estimados por otros estudios para materiales torrefactos de tusa y fibra.

También, se realizó el análisis financiero por medio de la aplicación del valor presente neto (VPN). Además, se tuvo en cuenta que en Colombia no existen por el momento plantas comerciales de torrefacción de biomasa residuales y que se debería competir con el mercado energético tradicional. De esta manera, se seleccionó una tasa de oportunidad

teórica m_{ar} en términos corrientes del 32 % considerando la tasa de inflación de 3,10 % y se calculó como resultado un VPN equivalente a -62.497.281.579 COP, es decir, un VPN negativo. A partir del cual se dedujo que el proyecto no es financieramente viable bajo dicha tasa de oportunidad. Además, se determinó la tasa interna de retorno (TIR) igual a 3,54 % en términos corrientes. Sin embargo, utilizar una m_{ar} menor a la TIR hallada, implicaría una inversión segura en un mercado posicionado.

Por último, se realizó el análisis de sensibilidad bajo la modificación de variables económicas y técnicas. De forma que, se observó que el factor de operación anual de la planta tiene baja influencia en los precios de venta del material torrefacto, esto en comparación con la capacidad de la planta y los precios de compra de equipos. Además, se varió el margen de ganancia y la tasa de oportunidad considerando estudios relacionados a la agroindustria de la palma de aceite colombiana. Así, se encontró que con ganancia de 20 % y m_{ar} menor a 5,51% es un escenario en el cual el presente proyecto es viable financieramente. También, se analizó el presente proyecto con los precios de venta determinados en un estudio de mercado aparte. Por lo que, se determinó un VPN menor con respecto al caso base. Con lo anterior, se concluye que teóricamente la TIR puede ser mayor que la obtenida en el caso base para que el proyecto sea financieramente viable, siempre y cuando haya un incremento en el margen de ganancia deseado.

6.2 Recomendaciones

El actual proyecto resulta no ser atractivo financieramente bajo la evaluación del VPN con tasa de oportunidad de 32 % y margen ganancia de 10 %. Sin embargo, no se evaluaron otras posibilidades técnicas como la recirculación de los volátiles de torrefacción o la integración energética con procesos de la planta de beneficio de aceite. Por lo anterior, futuros estudios podrían enfocarse a estimar la viabilidad financiera de una planta de torrefacción teniendo en cuenta dichas opciones técnicas.

Además, estudios eventuales podrían analizar la rentabilidad financiera de una planta de torrefacción con mayor capacidad de procesamiento. Por ejemplo, la opción de realizar torrefacción de los residuos sólidos que provengan de varias plantas de beneficio de palma de aceite. De forma que, se fomentaría la reducción de los precios de venta del material

torrefacto. Asimismo, esta se podría ubicar dentro de un clúster de esta industria de palma de aceite.

También, el estudio demuestra que el proyecto es rentable financieramente con una tasa de oportunidad inferior a 3,54 %, según lo calculado para la TIR. De manera que, estudios futuros podrían enfocarse en evaluar y desarrollar plantas de torrefacción, primero plantas prototipos y posteriormente comerciales. Así, se podrían abrir nuevos mercados energéticos, disminuir el riesgo de inversión y a su vez disminuir la tasa de oportunidad hasta que sea rentable la venta del material torrefacto.

Bibliografía

- [1] Naciones Unidas, *Acuerdo de París*. 2015.
- [2] J. Kim, S. M. Sen, and C. T. Maravelias, "An optimization-based assessment framework for biomass-to-fuel conversion strategies," *Energy Environ. Sci.*, vol. 6, no. 4, pp. 1093–1104, 2013.
- [3] European Union, "Horizon 2020." [Online]. Available: <https://ec.europa.eu/programmes/horizon2020/>. [Accessed: 15-May-2019].
- [4] European Union, "Climate strategies & targets." [Online]. Available: https://ec.europa.eu/clima/policies/strategies_en. [Accessed: 15-May-2019].
- [5] European Climate Foundation, "Roadmap 2050. A practical guide to a prosperous low-carbon Europe. Technical analysis.," 2010.
- [6] Global Bioeconomy Summit, "Communiqué Global Bioeconomy Summit 2018," 2018.
- [7] German Federal Government, "Biorefineries Roadmap," 2012.
- [8] IEA Bioenergy, "Annual Report 2018," 2019.
- [9] International Renewable Energy Agency IRENA, "Renewable Energy Market Analysis: Latin America," 2016.
- [10] World Bioenergy Association, "Global Bioenergy Statistics 2016," 2016.
- [11] A. G. Rodríguez, A. O. Mondaini, and M. A. Hitschfeld, "Bioeconomía en América Latina y el Caribe: Contexto global y regional y perspectivas," 2017.
- [12] C. Razo, C. Ludeña, A. Saucedo, S. Astete-Miller, J. Hepp, and A. Vildósola, "Producción de biomasa para biocombustibles líquidos: el potencial de América latina y el Caribe," Santiago de Chile, 2007.
- [13] C. García Arbeláez, G. Vallejo, M. L. Higgings, and E. M. Escobar, "El Acuerdo de París. Así actuará Colombia frente al cambio climático," 2016.
- [14] Congreso de la Republica de Colombia, *Ley N° 1715 del 13 de mayo de 2014*, no. Mayo. 2014, p. 26.
- [15] Unidad de Planeación Minero Energética UPME., "Integración de las energías renovables no convencionales en Colombia," 2015.

- [16] Unidad de Planeación Minero Energética UPME., “Plan Energetico Nacional Colombia: Ideario Energético 2050,” 2015.
- [17] H. Escalante Hernández, J. Orduz Prada, H. J. Zapata Lesmes, M. C. Cardona Ruiz, and M. Duarte Ortega, “Atlas del Potencial Energético de la Biomasa Residual en Colombia,” 2010.
- [18] Sector Agroindustrial de la Caña ASOCAÑA, “Aspectos Generales del Sector Agroindustrial de la Caña 2017-2018,” 2018.
- [19] Federación Nacional de Cultivadores de Palma de Aceite FEDEPALMA, “Informe Informe de Gestión 2017,” 2017.
- [20] J. A. Garcia-Nunez *et al.*, “Evolution of palm oil mills into bio-refineries: Literature review on current and potential uses of residual biomass and effluents,” *Resour. Conserv. Recycl.*, vol. 110, pp. 99–114, 2016.
- [21] G. F. Talero Rojas, “Evaluación del proceso de torrefacción de tusa y fibra de palma africana (*Elaeis guineensis*),” Universidad Nacional de Colombia, 2018.
- [22] B. Batidzirai, A. P. R. Mignot, W. B. Schakel, H. M. Junginger, and A. P. C. Faaij, “Biomass torrefaction technology: Techno-economic status and future prospects,” *Energy*, vol. 62, pp. 196–214, 2013.
- [23] J. A. García N., M. M. Cárdenas M., and E. E. Yáñez A., “Generación y uso de biomasa en plantas de beneficio de palma de aceite en Colombia,” *Rev. Palmas*, vol. 31, no. 2, pp. 41–48, 2010.
- [24] Federación Nacional de Cultivadores de Palma de Aceite FEDEPALMA, “Anuario Estadístico 2018 - La agroindustria de la palma de aceite en Colombia y en el mundo,” 2018.
- [25] G. Talero, S. Rincón, and A. Gómez, “Biomass torrefaction in a standard retort: A study on oil palm solid residues,” *Fuel*, vol. 244, no. February, pp. 366–378, 2019.
- [26] G. Talero, S. Rincón, and A. Gonzáles, “Torrefacción de tusa y fibra de palma africana (*Elaeis guineensis*) procedente de los Llanos Orientales. Determinación del efecto de la temperatura de torrefacción en las características de los productos,” *Palmas*, vol. 38, no. 1, pp. 27–47, 2017.
- [27] Y. J. Rueda-ordóñez, C. J. Arias-hernández, J. F. Manrique-Pinto, P. Gauthier-Maradei, and W. Antônio Bizzo, “Assessment of the thermal decomposition kinetics of empty fruit bunch, kernel shell and their blend,” *Bioresour. Technol.*, vol. 292, no. June, p. 121923, 2019.

-
- [28] Y. Uemura, W. N. Omar, T. Tsutsui, and S. B. Yusup, "Torrefaction of oil palm wastes," *Fuel*, vol. 90, no. 8, pp. 2585–2591, 2011.
- [29] D. A. Granados, H. I. Velásquez, and F. Chejne, "Energetic and exergetic evaluation of residual biomass in a torrefaction process," *Energy*, vol. 74, pp. 181–189, 2014.
- [30] C. F. Valdés *et al.*, "Co-gasification of sub-bituminous coal with palm kernel shell in fluidized bed coupled to a ceramic industry process," *Appl. Therm. Eng.*, vol. 107, pp. 1201–1209, 2016.
- [31] A. Gómez, W. Klose, and S. Rincón, *Pirólisis de Biomasa: Cuesco de palma de aceite*. 2008.
- [32] W. Klose, S. Rincón, and A. Gómez, *Procesos de transporte de biomasa y carbonizados en hornos rotatorios*. 2016.
- [33] M. Patel, X. Zhang, and A. Kumar, "Techno-economic and life cycle assessment on lignocellulosic biomass thermochemical conversion technologies: A review," *Renew. Sustain. Energy Rev.*, vol. 53, pp. 1486–1499, 2016.
- [34] B. Balagurumurthy, R. Singh, P. Ohri, A. Prakash, and T. Bhaskar, "Thermochemical Biorefinery," in *Recent Advances in Thermochemical Conversion of Biomass*, Elsevier B.V., 2015, pp. 157–174.
- [35] MercadoLibre Colombia LTDA, *Biomass Conversion*. 2012.
- [36] M. J. C. van der Stelt, H. Gerhauser, J. H. A. Kiel, and K. J. Ptasinski, "Biomass upgrading by torrefaction for the production of biofuels: A review," *Biomass and Bioenergy*, vol. 35, no. 9, pp. 3748–3762, 2011.
- [37] A. Pirraglia, R. Gonzalez, D. Saloni, and J. Denig, "Technical and economic assessment for the production of torrefied ligno-cellulosic biomass pellets in the US," *Energy Convers. Manag.*, vol. 66, pp. 153–164, 2013.
- [38] M. A. Sukiran, F. Abnisa, W. M. A. Wan Daud, N. Abu Bakar, and S. K. Loh, "A review of torrefaction of oil palm solid wastes for biofuel production," *Energy Convers. Manag.*, vol. 149, pp. 101–120, 2017.
- [39] G. Talero, S. Rincón, and A. Gómez, "Torrefaction of oil palm residual biomass: Thermogravimetric characterization," *Fuel*, vol. 242, no. September 2018, pp. 496–506, 2019.
- [40] P. C. A. Bergman, A. R. Boersma, R. W. R. Zwart, and J. H. A. Kiel, "Torrefaction for biomass co-firing in existing coal-fired power stations," 2005.

- [41] J. J. Chew and V. Doshi, "Recent advances in biomass pretreatment - Torrefaction fundamentals and technology," *Renew. Sustain. Energy Rev.*, vol. 15, no. 8, pp. 4212–4222, 2011.
- [42] IEA Bioenergy, "Status overview of torrefaction technologies," 2015.
- [43] A. Dhungana, P. Basu, and A. Dutta, "Effects of Reactor Design on the Torrefaction of Biomass," vol. 134, no. December, pp. 1–11, 2012.
- [44] M. Asadullah, A. M. Adi, N. Suhada, N. H. Malek, M. I. Saringat, and A. Azdarpour, "Optimization of palm kernel shell torrefaction to produce energy densified bio-coal," *Energy Convers. Manag.*, vol. 88, pp. 1086–1093, 2014.
- [45] K. M. Sabil, M. A. Aziz, B. Lal, and Y. Uemura, "Effects of torrefaction on the physiochemical properties of oil palm empty fruit bunches, mesocarp fiber and kernel shell," *Biomass and Bioenergy*, vol. 56, pp. 351–360, 2013.
- [46] K. L. Chin *et al.*, "Optimization of torrefaction conditions for high energy density solid biofuel from oil palm biomass and fast growing species available in Malaysia," *Ind. Crops Prod.*, vol. 49, pp. 768–774, 2013.
- [47] Y. Uemura, W. Omar, N. A. Othman, S. Yusup, and T. Tsutsui, "Torrefaction of oil palm EFB in the presence of oxygen," *Fuel*, vol. 103, pp. 156–160, 2013.
- [48] M. A. Sukiran *et al.*, "Experimental and modelling study of the torrefaction of empty fruit bunches as a potential fuel for palm oil mill boilers," *Biomass and Bioenergy*, vol. 136, no. February, p. 105530, 2020.
- [49] Y. Mei *et al.*, "Torrefaction of cedarwood in a pilot scale rotary kiln and the influence of industrial flue gas," *Bioresour. Technol.*, vol. 177, pp. 355–360, 2015.
- [50] IEA Bioenergy, "Status overview of torrefaction technologies," 2012.
- [51] D. Thrän *et al.*, "Moving torrefaction towards market introduction – Technical improvements and economic-environmental assessment along the overall torrefaction supply chain through the SECTOR project," *Biomass and Bioenergy*, vol. 89, pp. 184–200, 2016.
- [52] FEECO International Inc, "Rotary Kilns," *Rotary Kilns*. 2016.
- [53] S. Le Capitaine and C. Carlson, "Direct Fired Rotary Kiln vs. Indirect Fired Rotary Kiln: What's the Difference?" [Online]. Available: <https://feeco.com/direct-fired-rotary-kiln-vs-indirect-fired-rotary-kiln-whats-the-difference/>. [Accessed: 10-Jun-2020].
- [54] V. Arpiainen and C. Wilen, "Production of Solid Sustainable Energy Carriers from

- Biomass by Means of Torrefaction - Report on optimisation opportunities by integrating torrefaction into existing industries,” 2014.
- [55] S. Zhang, B. Hu, L. Zhang, and Y. Xiong, “Effects of torrefaction on yield and quality of pyrolysis char and its application on preparation of activated carbon,” *J. Anal. Appl. Pyrolysis*, vol. 119, pp. 217–223, 2016.
- [56] S. Nanda, A. K. Dalai, F. Berruti, and J. A. Kozinski, “Biochar as an Exceptional Bioresource for Energy, Agronomy, Carbon Sequestration, Activated Carbon and Specialty Materials,” *Waste and Biomass Valor*, vol. 7, no. 2, pp. 201–235, 2016.
- [57] S. Kern, M. Halwachs, G. Kampichler, C. Pfeifer, T. Pröll, and H. Hofbauer, “Rotary kiln pyrolysis of straw and fermentation residues in a 3 MW pilot plant - Influence of pyrolysis temperature on pyrolysis product performance,” *J. Anal. Appl. Pyrolysis*, vol. 97, pp. 1–10, 2012.
- [58] R. T. K. C. Doddapaneni, R. Praveenkumar, H. Tolvanen, J. Rintala, and J. Konttinen, “Techno-economic evaluation of integrating torrefaction with anaerobic digestion,” *Appl. Energy*, vol. 213, no. January, pp. 272–284, 2018.
- [59] J. E. Moreno García, “Estimación de la huella de carbono en una planta extractora de aceite de palma en Colombia: estudio de caso,” Universidad Nacional de Colombia, 2013.
- [60] M. S. Peters, K. D. Timmerhaus, and R. E. West, *Plant Design and Economics for Chemical Engineers*, 5th ed. McGraw-Hill, 2003.
- [61] R. Turton, J. A. Shaeiwitz, D. Bhattacharyya, and W. B. Whiting, *Analysis, Synthesis and Design of Chemical Processes*, 5th ed. 2018.
- [62] R. Turton, R. C. Bailie, W. B. Whiting, J. A. Shaeiwitz, and D. Bhattacharyya, *Analysis Synthesis and Design of Chemical Processes*, 4th ed. 2012.
- [63] AACE International., “AACE International Recommended Practice No. 18R-97. Cost Estimate Classification System – As Applied in Engineering, Procurement, and Construction For The Process Industries.,” 2011.
- [64] AACE International., “AACE International Recommended Practice No. 16R-90. Conducting Technical and Economic Evaluations – As Applied for the Process and Utility Industries Conducting Technical and Economic Evaluations – As Applied for the Process and Utility Industries,” 1990.
- [65] M. Córdoba Padilla, *Formulación y Evaluación de Proyectos*, 2nd ed. Bogotá, D.C., 2011.

- [66] R. Sinnott and G. Towler, "Flow-sheeting," in *Chemical Engineering Design*, 6th ed., S. Merken, Ed. Birtcher, Katey, 2020.
- [67] E. Almberg, "Techno-Economic Feasibility of Distributed Torrefaction Systems Using Corn Stover Feedstock," South Dakota State University, 2016.
- [68] Federación Nacional de Cultivadores de Palma de Aceite FEDEPALMA, "Perspectivas de negocios en el aprovechamiento energético de la tusa y la fibra de la agroindustria de palma de aceite en Colombia," Bogotá, D.C., 2017.
- [69] M. Svanberg, I. Olofsson, J. Flodén, and A. Nordin, "Analysing biomass torrefaction supply chain costs," *Bioresour. Technol.*, vol. 142, pp. 287–296, 2013.
- [70] M. Akbari, A. O. Oyedun, and A. Kumar, "Techno-economic assessment of wet and dry torrefaction of biomass feedstock," *Energy*, vol. 207, p. 118287, 2020.
- [71] M. E. Contreras Buitrago, *Formulación y Evaluación de Proyectos*, UNISUR. Bogotá, D.C., 1995.
- [72] A. A. Boateng, "Basic Description of Rotary Kiln Operation," in *Rotary Kilns*, 2016, pp. 13–26.
- [73] W. C. Saeman, "Passage of Solids through Rotary Kilns: Factors Affecting Time of Passage," *Chem. Eng. Prog.*, vol. 47, no. 10, pp. 508–514, 1951.
- [74] Z. Guo, X. Chen, H. Liu, Q. Guo, X. Guo, and H. Lu, "Theoretical and experimental investigation on angle of repose of biomass-coal blends," *Fuel*, vol. 116, pp. 131–139, 2014.
- [75] G. Xu, M. Li, and P. Lu, "Experimental investigation on flow properties of different biomass and torrefied biomass powders," *Biomass and Bioenergy*, vol. 122, no. July 2018, pp. 63–75, 2019.
- [76] Y. Xi, Q. Chen, and C. You, "Flow characteristics of biomass particles in a horizontal stirred bed reactor: Part I. Experimental measurements of residence time distribution," *Powder Technol.*, vol. 269, pp. 577–584, 2015.
- [77] P. Basu, "Torrefaction," in *Biomass Gasification, Pyrolysis and Torrefaction*, 3rd ed., 2018.
- [78] Strommashina, "Pyro-Processing for Beginners : Direct-Fired and Indirect-Fired Rotary Kilns and Dryers," 2018. [Online]. Available: <http://strommashina.com/articles/pyro-processing-for-beginners-direct-fired-and-indirect-fired-rotary-kilns-and-dryers>. [Accessed: 16-Oct-2020].
- [79] Strommashina, "Indirect-fired rotary kilns (furnaces)," 2020. [Online]. Available:

- <http://strommashina.com/catalog/kilns-furnaces-of-indirect-heating>. [Accessed: 16-Oct-2020].
- [80] M. Manouchehrinejad and S. Mani, "Process simulation of an integrated biomass torrefaction and pelletization (iBTP) plant to produce solid biofuels," *Energy Convers. Manag.* X, vol. 1, no. January, p. 100008, 2019.
- [81] A. A. Boateng, "The Rotary Kiln Evolution and Phenomenon," in *Rotary Kilns*, 2nd ed., 2016, pp. 1–11.
- [82] R. Sinnott and G. Towler, "Fundamentals of energy balances and energy utilization," in *Chemical Engineering Design*, 6th ed., S. Merken, Ed. Birtcher, Katey, 2020.
- [83] FAO, "Métodos simples para fabricar carbón vegetal," 1983. [Online]. Available: <http://www.fao.org/3/X5328s/X5328S00.htm>. [Accessed: 24-Sep-2020].
- [84] S. Rincón, L. Mendoza, and A. Gómez, *Tratamiento térmico de biosólidos para aplicaciones energéticas - Pirólisis y conversión de sus alquitranes*. 2019.
- [85] L. Kumar, A. A. Koukoulas, S. Mani, and J. Satyavolu, "Integrating torrefaction in the wood pellet industry: A critical review," *Energy and Fuels*, vol. 31, no. 1, pp. 37–54, 2016.
- [86] O. Williams *et al.*, "Influence of mill type on densified biomass comminution," *Appl. Energy*, vol. 182, pp. 219–231, 2016.
- [87] O. Williams, C. Eastwick, S. Kingman, D. Giddings, S. Lormor, and E. Lester, "Investigation into the applicability of Bond Work Index (BWI) and Hardgrove Grindability Index (HGI) tests for several biomasses compared to Colombian La Loma coal," *Fuel*, vol. 158, pp. 379–387, 2015.
- [88] S. Ruksathamcharoen, M. W. Ajiwibowo, T. Chuenyam, A. Surjosatyo, and K. Yoshikawa, "Effect of Hydrothermal Treatment on Grindability and Fuel Characteristics of Empty Fruit Bunch derived Hydrochar," *Int. J. Technol.*, no. 6, pp. 1246–1255, 2018.
- [89] M. Tymoszuk, "Investigations of torrefied biomass grindability using a modified Hardgrove test," in *E3S Web of Conferences*, 2017, vol. 14.
- [90] S. V. Vassilev, D. Baxter, L. K. Andersen, C. G. Vassileva, and T. J. Morgan, "An overview of the organic and inorganic phase composition of biomass," *Fuel*, vol. 94, pp. 1–33, 2012.
- [91] T. C. Acharjee, C. J. Coronella, and V. R. Vasquez, "Effect of thermal pretreatment

- on equilibrium moisture content of lignocellulosic biomass,” *Bioresour. Technol.*, vol. 102, no. 7, pp. 4849–4854, 2011.
- [92] A. J. Sandoval and J. A. Barreiro, “Water sorption isotherms of non-fermented cocoa beans (*Theobroma cacao*),” *J. Food Eng.*, vol. 51, no. 2, pp. 119–123, 2002.
- [93] W. T. Simpson, “Predicting Equilibrium Moisture Content of Wood by Mathematical Models,” *Spring*, vol. 5, no. 1, pp. 41–49, 1973.
- [94] Y. A. Cengel and M. A. Boles, *Termodinámica*, 8th ed. 2015.
- [95] E. Sermyagina, J. Saari, B. Zakeri, J. Kaikko, and E. Vakkilainen, “Effect of heat integration method and torrefaction temperature on the performance of an integrated CHP-torrefaction plant,” *Appl. Energy*, vol. 149, pp. 24–34, 2015.
- [96] A. Uslu, A. P. C. Faaij, and P. C. A. Bergman, “Pre-treatment technologies, and their effect on international bioenergy supply chain logistics. Techno-economic evaluation of torrefaction, fast pyrolysis and pelletisation,” *Energy*, vol. 33, no. 8, pp. 1206–1223, 2008.
- [97] P. Basu, “Biomass Characteristics,” in *Biomass Gasification, Pyrolysis and Torrefaction: Practical Design and Theory*, 2018, pp. 49–91.
- [98] GreenVinci biomass Machinery Co. LTD, “Palm Fiber Biomass Burner.” [Online]. Available: <https://www.greenvinci.com/burner-machine/biomass-gasification-burner/palm-fiber-biomass-burner.html#F1>. [Accessed: 02-Jun-2021].
- [99] LIPPEL, “Pyrolytic Biomass Burner with Inclined Moving Grill QPL.” [Online]. Available: <https://www.lippel.com.br/pyrolytic-burners/pyrolytic-biomass-burner-with-inclined-moving-grill-qpl/?Ing=en>. [Accessed: 02-Jun-2021].
- [100] A. Gómez and S. Rincón, “Termodinámica de Sistemas Energéticos, Notas de Clase.” Universidad Nacional de Colombia, Bogotá, D.C., 2019.
- [101] D. C. Shallcross, *Handbook of Psychrometric Charts*, First Edit. Melbourne, 1997.
- [102] A. Gómez and S. Rincón, “Colección Talleres de Clase.” Universidad Nacional de Colombia, Bogotá, D.C., 2019.
- [103] O. Kutlu and G. Kocar, “Improving stability of torrefied biomass at cooling stage,” *Renew. Energy*, vol. 147, pp. 814–823, 2020.
- [104] abc Machinery, “Enfriador de flujo a contracorriente,” 2020. [Online]. Available: <http://www.plantadepellets.com/Otros-equipos/enfriador-flujo-contracorriente.html>. [Accessed: 01-Dec-2020].
- [105] P. C. A. Bergman, M. K. Herrebrugh, and T. Kleingeld, “Cooling process of

- torrefied biomass,” 2020.
- [106] UPME and Universidad Nacional de Colombia, “Anexo a - Equivalencia Energética Consumo Vehículo Operando Con Gnv Y Diésel Convencional.” pp. 1–2, 2014.
- [107] M. Barbanera and I. F. Muguerza, “Effect of the temperature on the spent coffee grounds torrefaction process in a continuous pilot-scale reactor,” *Fuel*, vol. 262, no. June 2019, p. 116493, 2020.
- [108] M. N. Cahyanti, T. R. K. C. Doddapaneni, and T. Kikas, “Biomass torrefaction: An overview on process parameters, economic and environmental aspects and recent advancements,” *Bioresour. Technol.*, vol. 301, no. January, p. 122737, 2020.
- [109] T. R. K. C. Doddapaneni, R. Praveenkumar, H. Tolvanen, M. R. T. Palmroth, J. Konttinen, and J. Rintala, “Anaerobic batch conversion of pine wood torrefaction condensate,” *Bioresour. Technol.*, vol. 225, pp. 299–307, 2017.
- [110] L. Fagernäs, E. Kuoppala, and V. Arpiainen, “Composition, utilization and economic assessment of torrefaction condensates,” *Energy and Fuels*, vol. 29, no. 5, pp. 3134–3142, 2015.
- [111] M. M. Wright, D. E. Daugaard, J. A. Satrio, and R. C. Brown, “Techno-economic analysis of biomass fast pyrolysis to transportation fuels,” *Fuel*, vol. 89, no. SUPPL. 1, pp. S2–S10, 2010.
- [112] C. Li and K. Suzuki, “Tar property, analysis, reforming mechanism and model for biomass gasification-An overview,” *Renew. Sustain. Energy Rev.*, vol. 13, no. 3, pp. 594–604, 2009.
- [113] Guaicaramo S.A., “Quiénes Somos – Guaicaramo,” 2018. [Online]. Available: <http://www.guaicaramo.com/somos/>. [Accessed: 12-Aug-2020].
- [114] Alcaldía Municipal de Barranca de Upía, “Plan de Desarrollo 2016-2019. Municipio de Barranca de Upía. Departamento de Meta.” 2016.
- [115] Municipios de Colombia, “Barranca de Upía.” [Online]. Available: <https://www.municipio.com.co/municipio-barranca-de-upia.html>. [Accessed: 12-Aug-2020].
- [116] CORMACARENA, “Fichas Técnicas de Determinantes Ambientales para el Ordenamiento Territorial Municipal.” Villavicencio.
- [117] Estatuto Tributario Nacional, “Art. 137. Limitación a la deducción por depreciación.” [Online]. Available: <https://estatuto.co/?e=1136>. [Accessed: 03-Sep-2020].
- [118] A. A. Rentizelas and J. Li, “Techno-economic and carbon emissions analysis of

- biomass torrefaction downstream in international bioenergy supply chains for co-firing,” *Energy*, vol. 114, pp. 129–142, 2016.
- [119] T. Van Remmen and FEECO International Inc, “Indirect Kiln System for Biomass Pyrolysis.” 2020.
- [120] “2019 Chemical Engineering Plant Cost Index Annual Average,” *Chemical Engineering*, 2020. [Online]. Available: <https://www.chemengonline.com/2019-chemical-engineering-plant-cost-index-annual-average/>. [Accessed: 05-Jun-2020].
- [121] Guaicaramo S.A., “INFORME DE REPORTE DE SOSTENIBILIDAD 2014-2015.” Bogotá, D.C., p. 76, 2015.
- [122] Ministerio de Minas y Energía, “Precios de Combustibles Año 2020,” 2020. [Online]. Available: <https://www.minenergia.gov.co/precios-ano-2020>. [Accessed: 20-Aug-2020].
- [123] J. de J. Meza Orozco, *Evaluación financiera de proyectos*, 3rd ed. Bogotá, D.C., 2013.
- [124] Banco de la República de Colombia, “Inflación total y meta.” [Online]. Available: <https://www.banrep.gov.co/es/estadisticas/inflacion-total-y-meta>. [Accessed: 03-Sep-2020].
- [125] Estatuto Tributario Nacional, “Art. 240. Tarifa general para para personas jurídicas.” [Online]. Available: <https://estatuto.co/?e=989>. [Accessed: 05-Sep-2020].
- [126] MercadoLibre Colombia LTDA, “Mercadolibre: Carbón Vegetal (Biochar) - Bioespacio x 20 kg,” 2020. [Online]. Available: https://articulo.mercadolibre.com.co/MCO-576560706-carbon-vegetal-biochar-bioespacio-x-20-kg-sustrato-_JM?matt_tool=40494112&matt_word&matt_source=google&matt_campaign_id=9879785937&matt_ad_group_id=99767540585&matt_match_type&matt_network=u&matt_device=c. [Accessed: 01-Nov-2020].
- [127] Bioespacio, “Ficha técnica Carbón Vegetal.” Bogotá.
- [128] C. P. Araque Saldaña, S. M. Chamucero Ruiz, Z. Duran Duran, and R. A. Vélez León, “Estudio de caso para la determinación de la viabilidad financiera de un proyecto de inversión en una empresa del sector palmero,” Universidad Católica de Colombia, 2019.
- [129] Alibaba, “Mobile gravel belt conveyor with feeding hopper,” 2020. [Online]. Available: <https://www.alibaba.com/product-detail/Mobile-gravel-belt-conveyor-with->

- feeding_800751020.html?spm=a2700.galleryofferlist.0.0.5d4543fc5kc1yt.
[Accessed: 15-Dec-2020].
- [130] PackTech, "ZT - 3," 2020. [Online]. Available: <https://pt-ua.com/en/equipment/equipment-selection/conveyors-and-accessories/zt-3/>.
[Accessed: 15-Dec-2020].
- [131] Alibaba, "5000kg loader 3 cubic meter bucket front loader 5ton chinese wheel loader with Factory Price," 2020. [Online]. Available: https://www.alibaba.com/product-detail/cargadores-frontales-5000kg-loader-3-cubic_62534376431.html?spm=a2700.galleryofferlist.0.0.7d8e56eeWqoWKL&s=p.
[Accessed: 15-Dec-2020].
- [132] Biomass Pellet Machine, "EFB Shredder and EFB Fiber Crushing Machine Get Latest Price," 2012. [Online]. Available: <https://www.biopelletmachine.com/product/sawdust-making-machine/EFB-shredder-crushing-machine.html>. [Accessed: 27-May-2021].
- [133] Alibaba, "EFB Fiber Shredder Machine." [Online]. Available: https://www.alibaba.com/product-detail/Used-EFB-Coir-Fiber-Extracting-Coconut_60757207859.html?spm=a2700.7724857.normal_offer.d_title.73693d58C15mUu. [Accessed: 27-May-2021].
- [134] PALET, "Rotary drum dryer." [Online]. Available: <https://www.biopelletmachines.com/rotary-drum-dryer/>. [Accessed: 15-Dec-2020].
- [135] Great Wall Machinery Coporation, "Rotary kiln." [Online]. Available: <http://www.greatwallcorporation.com/product/rotary-kiln/rotary-kiln.html>. [Accessed: 15-Dec-2020].
- [136] Wyssmont, "Multiple Screw Feeder," 2012. [Online]. Available: http://www.wyssmont.com/product_detail.php?section=Feeders&id=10. [Accessed: 15-Dec-2020].
- [137] FDSP Group, "Swing Cooler for biomass pellet production line." [Online]. Available: <https://www.fdsp-cn.com/swing-cool>. [Accessed: 15-Dec-2020].
- [138] XIAMEN LTMG CO. LTD., "Diesel Forklift." [Online]. Available: <http://www.ltmg-forklift.com/index.php/index/productinfo/id/68>. [Accessed: 15-Dec-2020].
- [139] Alibaba, "Montacargas diésel marca LTMG," 2020. [Online]. Available: <https://spanish.alibaba.com/product-detail/ltmg-brand-diesel-forklift-3-ton-5-ton-forklift-truck-with-cab-japanese-engine-fork-positioner-optional->

- 60833590362.html?spm=a2700.galleryofferlist.0.0.e717856afdlye6. [Accessed: 21-Aug-2020].
- [140] SMC, "Oil Cooler - Water Cooled Type." [Online]. Available: <https://www.smc.eu/en-eu>. [Accessed: 02-Dec-2020].
- [141] AGP Bombas, "AGP Bombas - Catálogo," 2015. [Online]. Available: <http://www.agpbombas.com/catalogo.pdf>. [Accessed: 02-Dec-2020].
- [142] ROS CONESA, "Filtro mangas - Ficha técnica." Murcia.
- [143] Alibaba, "Low cost bag filter dust collector for cement plant," 2020. [Online]. Available: https://www.alibaba.com/product-detail/Low-cost-bag-filter-dust-collector_60765186670.html. [Accessed: 09-Dec-2020].
- [144] Piping Engineering, "Types of Storage Tanks." [Online]. Available: <https://www.pipingengineer.org/types-of-storage-tanks/>. [Accessed: 15-Dec-2020].
- [145] H. P. Loh, J. Lyons, and I. I. I. Charles W. White, "Process Equipment Cost Estimation, Final Report," 2002.
- [146] Bulkmatic, "Silos Bulk Storage (BSS)." [Online]. Available: [http://www.bulkmatic.co.za/PRODUCTS/SilosBulkStorage\(BSS\).aspx](http://www.bulkmatic.co.za/PRODUCTS/SilosBulkStorage(BSS).aspx). [Accessed: 09-Dec-2020].

A. Anexo: Ejemplo de cálculo de los balances con los RFV

Enseguida se presenta como ejemplo, los cálculos para hallar los balances de masa y energía en cada una de las etapas principales del PFD con los datos de los RFV. Este procedimiento se repite con la información de fibra y cuesco en hojas de Microsoft Excel.

Inicialmente, se calcula el consumo de energía eléctrica en la etapa de trituración con las ecuaciones 4.4 y 4.3, respectivamente:

$$W_{i_{RFV}} = \frac{2017}{12,6^{1,02}} = 152,17;$$

$$W_{tr_{RFV}} = (10)152,17 \left(\frac{1}{\sqrt{10000}} - \frac{1}{\sqrt{400000}} \right) \left(\frac{1 \text{ st}}{0,907 \text{ t}} \right) = 14,12 \frac{\text{kWh}}{\text{t}}.$$

Así, la potencia eléctrica requerida se calcula con la ecuación 4.5:

$$\dot{W}_{tr_{RFV}} = \left(14,12 \frac{\text{kWh}}{\text{t}} \right) \left(8,8 \frac{\text{t}}{\text{h}} \right) = 124,27 \text{ kW} = 0,12 \text{ MW}.$$

Posteriormente, el balance de masa en el secador de acuerdo con las ecuaciones 4.11 y 4.10, respectivamente:

$$\dot{m}_{3_{RFV}} = \frac{8800 \frac{\text{kg}}{\text{h}} (1 - 0,553)}{1 - 0,1465} = 4608,75 \frac{\text{kg}}{\text{h}};$$

$$\dot{m}_{4_{RFV}} = 8800 \frac{\text{kg}}{\text{h}} - 4608,75 \frac{\text{kg}}{\text{h}} = 4191,25 \frac{\text{kg}}{\text{h}}.$$

Adicionalmente, enseguida se presenta el procedimiento para los balances de energía para los RFV. Con las ecuaciones 4.15 a 4.19:

$$x_{RFV} = \frac{\frac{0,219}{12}}{\left(\frac{0,219}{12} + \frac{0,028}{1} + \frac{0,175}{16}\right)} = 0,319 \frac{\text{kmol}_C}{\text{kmol}_{RFV}};$$

$$y_{RFV} = \frac{\frac{0,028}{1}}{\frac{0,219}{12} + \frac{0,028}{1} + \frac{0,175}{16}} = 0,490 \frac{\text{kmol}_H}{\text{kmol}_{RFV}};$$

$$z_{RFV} = \frac{\frac{0,175}{16}}{\frac{0,219}{12} + \frac{0,028}{1} + \frac{0,175}{16}} = 0,191 \frac{\text{kmol}_O}{\text{kmol}_{RFV}};$$

$$\bar{c}_{p_{RFV}} = 7,524(0,319) + 9,614(0,490) + 16,720(0,191) = 10,306 \frac{\text{kJ}}{\text{kmol K}}.$$

Luego, se convierte el calor específico en su base másica:

$$c_{p_{RFV}} = \frac{10,306 \frac{\text{kJ}}{\text{kmol K}}}{\left((0,319)(12) + (0,490)(1) + (0,191)(16)\right) \frac{\text{kmol}}{\text{kg}}} = 1,397 \frac{\text{kJ}}{\text{kg K}}.$$

Posteriormente, en conformidad con la ecuación 4.14, se encuentra:

$$\dot{Q}_{pc_{RFV}} = \left(8800 \frac{\text{kg}}{\text{h}}\right) \left(1,397 \frac{\text{kJ}}{\text{kg K}}\right) (99,17 \text{ °C} - 26 \text{ °C}) \left(\frac{1 \text{ MJ}}{1000 \text{ kJ}}\right) = 899,32 \frac{\text{MJ}}{\text{h}} = 0,25 \text{ MW}.$$

Asimismo, de acuerdo con la ecuación 4.20, se obtiene:

$$\dot{Q}_{pe_{RFV}} = \left(4191,25 \frac{\text{kg}}{\text{h}}\right) \left(2,259 \frac{\text{MJ}}{\text{kg}}\right) = 9466,29 \frac{\text{MJ}}{\text{h}} = 2,63 \text{ MW}.$$

Consecutivamente, se halla el calor requerido para el presecado de acuerdo con la ecuación 4.13:

$$\dot{Q}_{ps_{RFV}} = \dot{Q}_{pc_{RFV}} + \dot{Q}_{pe_{RFV}} = 899,32 \frac{\text{MJ}}{\text{h}} + 9466,29 \frac{\text{MJ}}{\text{h}} = 10365,62 \frac{\text{MJ}}{\text{h}} = 2,88 \text{ MW}.$$

Teniendo en cuenta las pérdidas de calor, con la ecuación 4.21:

$$\dot{Q}'_{ps_{RFV}} = \frac{10365,62 \frac{\text{MJ}}{\text{h}}}{1 - (0,5 \% (8,95))} = 10851,21 \frac{\text{MJ}}{\text{h}} = 3,01 \text{ MW}.$$

Finalmente, se calcula el PCI_{wb} a la salida del secador aplicando del balance de energía descrito en la ecuación 4.12:

$$PCI_3 = \frac{\dot{Q}_{ps} + \dot{m}_2 PCI_2 - \dot{m}_4 h_4}{\dot{m}_3};$$

$$PCI_{3_{RFV}} = \frac{10365,62 \frac{\text{MJ}}{\text{h}} + \left(8800 \frac{\text{kg}}{\text{h}}\right) \left(6,98 \frac{\text{MJ}}{\text{kg}}\right) - \left(4191,25 \frac{\text{kg}}{\text{h}}\right) \left(2,259 \frac{\text{MJ}}{\text{kg}}\right)}{4608,75 \frac{\text{kg}}{\text{h}}} = 13,52 \frac{\text{MJ}}{\text{kg}}.$$

Como paso seguido, se presentan los cálculos para los balances de masa y energía con los RFV en el horno rotatorio. En un inicio, se calculan los flujos máxicos con base en las ecuaciones 4.23 y 4.22, respectivamente:

$$\dot{m}_{5_{RFV}} = \left(4608,75 \frac{\text{kg}}{\text{h}}\right) (1 - 0,1465)(0,6440) = 2533,24 \frac{\text{kg}}{\text{h}};$$

$$\dot{m}_{7_{RFV}} = 4608,75 \frac{\text{kg}}{\text{h}} - 2533,24 \frac{\text{kg}}{\text{h}} = 2075,51 \frac{\text{kg}}{\text{h}}.$$

Después, se procede con el cálculo del calor específico de la biomasa triturada y seca:

$$x_{RFV,db} = \frac{\frac{0,489}{12}}{\left(\frac{0,489}{12} + \frac{0,064}{1} + \frac{0,391}{16}\right)} = 0,315 \frac{\text{kmol}_C}{\text{kmol}_{RFV}};$$

$$y_{RFV,db} = \frac{\frac{0,064}{1}}{\left(\frac{0,489}{12} + \frac{0,064}{1} + \frac{0,391}{16}\right)} = 0,496 \frac{\text{kmol}_H}{\text{kmol}_{RFV}};$$

$$z_{RFV,db} = \frac{\frac{0,391}{16}}{\left(\frac{0,489}{12} + \frac{0,064}{1} + \frac{0,391}{16}\right)} = 0,189 \frac{\text{kmol}_O}{\text{kmol}_{RFV}};$$

$$\bar{c}_{p_{RFV,db}} = 7,524(0,315) + 9,614(0,496) + 16,720(0,189) = 10,299 \frac{\text{kJ}}{\text{kmol K}}.$$

Luego, se convierte el calor específico en su base máxica de acuerdo con la ecuación 4.19:

$$c_{p_{RFV,db}} = \frac{10,299 \frac{\text{kJ}}{\text{kmol K}}}{\left((0,315)(12) + (0,496)(1) + (0,189)(16) \right) \frac{\text{kmol}}{\text{kg}}} = 1,411 \frac{\text{kJ}}{\text{kg K}}$$

Posteriormente, se calcula el calor específico en base húmeda con la ecuación 4.28:

$$c_{p_{RFV,wb}} = \frac{1,411 \frac{\text{kJ}}{\text{kg K}} + (4,19)(0,1465)}{1 + 0,1465} + (0,1465)(0,02355(352,74 \text{ K}) - 1,32(0,1465) - 6,191);$$

$$c_{p_{RFV,wb}} = 2,048 \frac{\text{KJ}}{\text{kg K}}$$

Luego, se aplica la ecuación 4.27 y se encuentra el flujo de calor de calentamiento para los RFV:

$$\dot{Q}_{d_{RFV}} = \left(4608,75 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \right) \left(2,048 \frac{\text{kJ}}{\text{kg K}} \right) (99,17 \text{ °C} - 60 \text{ °C}) \left(\frac{1 \text{ MJ}}{1000 \text{ kJ}} \right) = 369,72 \frac{\text{MJ}}{\text{h}} = 0,10 \text{ MW}.$$

Asimismo, aplicando la ecuación 4.29, se obtiene el flujo de calor de evaporación para los RFV a la temperatura de torrefacción igual a 270 °C:

$$\dot{Q}_{e_{RFV}} = \left(4608,75 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \right) (0,1465) \left(2,259 \frac{\text{MJ}}{\text{kg}} \right) = 1524,88 \frac{\text{MJ}}{\text{h}} = 0,42 \text{ MW}.$$

Después, se determina el calor específico en función de la ecuación 4.31 y el calor de calentamiento hasta la temperatura de torrefacción con la ecuación 4.30:

$$c_{p_{RFV,db}} = 0,1031 + 0,003867 (457,74 \text{ K}) = 1,87 \frac{\text{KJ}}{\text{kg K}};$$

$$\dot{Q}_{c_{RFV}} = \left(4608,75 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \right) (1 - 0,1465) \left(1,87 \frac{\text{KJ}}{\text{kg K}} \right) (270 \text{ °C} - 99,17 \text{ °C}) \left(\frac{1 \text{ MJ}}{1000 \text{ kJ}} \right);$$

$$\dot{Q}_{c_{RFV}} = 1258,71 \frac{\text{MJ}}{\text{h}} = 0,35 \text{ MW}.$$

Consiguientemente, se halla el calor requerido para la torrefacción de acuerdo con la ecuación 4.26:

$$\dot{Q}_{\text{torr}_{RFV}} = 369,72 \frac{\text{MJ}}{\text{h}} + 1524,88 \frac{\text{MJ}}{\text{h}} + 1258,71 \frac{\text{MJ}}{\text{h}} = 3153,31 \frac{\text{MJ}}{\text{h}} = 0,88 \text{ MW}.$$

Además, se tiene en cuenta las pérdidas de calor en el reactor con base en la ecuación 4.32:

$$\dot{Q}'_{torr_{RFV}} = \frac{3153,31 \frac{\text{MJ}}{\text{h}}}{1 - (0,5 \% (13,52))} = 3381,98 \frac{\text{MJ}}{\text{h}} = 0,94 \text{ MW.}$$

Luego, se calcula el poder calorífico del sólido torrefacto en base seca. Esto de acuerdo con lo planeado en la ecuación 4.25:

$$PCI_{5_{RFV,db}} = \left(15,84 \frac{\text{MJ}}{\text{kg}}\right) \frac{0,7477}{0,6440} = 18,40 \frac{\text{MJ}}{\text{kg}}.$$

Finalmente, se calcula el poder calorífico inferior en base húmeda de los volátiles de torrefacción en la línea 7 del PFD. Para ello, se utiliza el balance de energía descrito anteriormente en la ecuación 4.24:

$$PCI_{7_{RFV,wb}} = \frac{\left(3153,31 \frac{\text{MJ}}{\text{h}}\right) + \left(4608,75 \frac{\text{kg}}{\text{h}}\right) \left(13,52 \frac{\text{MJ}}{\text{kg}}\right) - \left(2533,24 \frac{\text{kg}}{\text{h}}\right) \left(18,40 \frac{\text{MJ}}{\text{kg}}\right)}{2075,51 \frac{\text{kg}}{\text{h}}};$$

$$PCI_{7_{RFV,wb}} = 9,10 \frac{\text{MJ}}{\text{kg}}.$$

En cuanto a los balances en el quemador, se tiene en cuenta que el combustible es fibra en base como se recibe. En primer lugar, se calcula el oxígeno mínimo requerido con la ecuación 4.35:

$$O_{min} = 2,6642(0,346) + 7,9366(0,036) + 0,9979(0,0009) + 0,264 = 0,94 \frac{\text{kg}_{O,\min}}{\text{kg}_{fb}}.$$

En segundo lugar, se determinan el aire mínimo y se tiene en cuenta que la relación de aire seleccionada es 2,0:

$$ai_{min} = \frac{0,944 \frac{\text{kg}_{O,\min}}{\text{kg}_{fb}}}{0,23141} = 4,08 \frac{\text{kg}_{airs,\min}}{\text{kg}_{fb}}.$$

Con las ecuaciones 4.39 a 4.43 se hallan las composiciones de cada elemento de los gases de combustión, de esta manera, se determina la cantidad de masa de los gases de combustión con la ecuación 4.38:

$$\mu_{gc} = 1,267 + 0,776 + 0,002 + 6,285 + 0,944 = 9,276 \frac{\text{kg}_{gc}}{\text{kg}_{fb}}$$

Se procede con el cálculo de las dos funciones que conforman la igualdad de la ecuación 4.46. Para ello, la primera parte de la igualdad (ecuación 4.47):

$$f'(T_{air}, \lambda) = 12270 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}_{fb}}$$

Además, se determina la temperatura de la llama adiabática por un método iterativo con la cual la segunda parte de la igualdad se cumpla. En tal sentido, se utiliza de un software computacional para determinar los calores específicos de cada gas ideal de los gases de combustión modificando la temperatura T_{10} hasta que se cumpla dicha igualdad.

De forma que, con $T_{10} = 975,38 \text{ °C}$, la ecuación 4.48:

$$f''(T_{10}, \lambda) = 9,276 \frac{\text{kg}_{gc}}{\text{kg}_{fb}} \left(1,315 \frac{\text{kJ}}{\text{kg K}} (1248,53 \text{ K}) - 1,068 \frac{\text{kJ}}{\text{kg K}} (299,15 \text{ K}) \right) = 12270 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}}$$

Posteriormente, se calculan las pérdidas del proceso de acuerdo con las ecuaciones 4.49 y 4.50.

$$q_{p,H_2O_{fb}} = 0,319 \left(1,972 \frac{\text{kJ}}{\text{kg K}} (538,15 \text{ K}) - 1,868 \frac{\text{kJ}}{\text{kg K}} (299,15 \text{ K}) \right) = 160,27 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}};$$

$$q_{p,H_2O_{air}} = 0,136 \left(1,972 \frac{\text{kJ}}{\text{kg K}} (538,15 \text{ K}) - 1,868 \frac{\text{kJ}}{\text{kg K}} (299,15 \text{ K}) \right) = 68,21 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}};$$

$$q_{p,exair} = 4,081 \left(1,037 \frac{\text{kJ}}{\text{kg K}} (538,15 \text{ K}) - 1,005 \frac{\text{kJ}}{\text{kg K}} (299,15 \text{ K}) \right) = 1050,51 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}}$$

Con lo que se obtienen las pérdidas totales enunciado en la ecuación 4.50:

$$q_p = 160,27 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}} + 68,21 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}} + 1050,51 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}} = 1278,99 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}}$$

De este modo, la energía neta del proceso de combustión:

$$q_{q,net} = 12270 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}} - 1278,99 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}} = 10991 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}}.$$

Adicionalmente, el flujo másico de fibra necesario en el quemador debe suplir la energía requerida por el secado y la torrefacción de los RFV:

$$\dot{Q}_{total_{RFV}} = 10851,21 \frac{\text{MJ}}{\text{h}} + 3381,98 \frac{\text{MJ}}{\text{h}} = 14233,19 \frac{\text{MJ}}{\text{h}}.$$

Por lo tanto, el flujo másico del combustible (fibra):

$$\dot{m}_{fb_{RFV}} = \frac{14233,19 \frac{\text{MJ}}{\text{h}}}{10,99 \frac{\text{MJ}}{\text{kg}}} = 1295,05 \text{ kg/h} = 12,95 \text{ t/h}.$$

Por último, teniendo en cuenta la eficiencia del equipo:

$$\dot{m}'_{fb_{RFV}} = \frac{1295,05 \text{ kg/h}}{0,94} = 1377,71 \text{ kg/h} = 1,38 \text{ t/h}.$$

Finalmente, se halla el flujo másico del aire seco, en base húmeda y el flujo de los gases de combustión:

$$\dot{m}_{airs,min_{RFV}} = \left(1377,71 \frac{\text{kg}_{fb}}{\text{h}} \right) 4,08 \frac{\text{kg}_{airs,min}}{\text{kg}_{fb}} = 5622,69 \frac{\text{kg}_{airs,min}}{\text{h}};$$

$$\dot{m}_{air_{RFV}} = (2,0) \left(5622,69 \frac{\text{kg}_{airs,min}}{\text{h}} \right) (1 + 0,0166) = 11432,38 \frac{\text{kg}}{\text{h}} = 11,43 \frac{\text{t}}{\text{h}};$$

$$\dot{m}_{10_{RFV}} = 1,38 \frac{\text{t}}{\text{h}} + 11,43 \frac{\text{t}}{\text{h}} = 12,81 \frac{\text{t}}{\text{h}}.$$

Se continúa con los balances en la etapa del enfriador, primero, con la ecuación 4.54:

$$\dot{m}_{6_{RFV}} = 2533,24 \frac{\text{kg}}{\text{h}}.$$

Luego, se procede al cálculo del poder calorífico del sólido torrefacto a partir de la ecuación 4.57:

$$c_{p_{ST_{RFV}}} = 0,1031 + 0,003867 (433,15 \text{ K}) = 1,78 \frac{\text{kJ}}{\text{kg K}}$$

Seguido por el cálculo del flujo de calor extraído del enfriador en función de la ecuación 4.56:

$$\dot{Q}_{enf_{RFV}} = \left(2533,24 \frac{\text{kg}}{\text{h}}\right) \left(1,78 \frac{\text{kJ}}{\text{kg K}}\right) (270 \text{ °C} - 50 \text{ °C}) \left(\frac{1 \text{ MJ}}{1000 \text{ kJ}}\right) = 990,96 \frac{\text{MJ}}{\text{h}} = 0,28 \text{ MW}$$

Por último, con la ecuación 4.55 se determina el poder calorífico del sólido torrefacto a menor temperatura:

$$PCI_{6_{RFV}} = \frac{\left(2533,24 \frac{\text{kg}}{\text{h}}\right) \left(18,40 \frac{\text{MJ}}{\text{kg}}\right) - 990,96 \frac{\text{MJ}}{\text{h}}}{2533,24 \frac{\text{kg}}{\text{h}}} = 18,00 \frac{\text{MJ}}{\text{kg}}$$

Finalmente, los balances en la etapa del condensador. En primer lugar, se determina los flujos máxicos de la fracción líquida de acuerdo con las ecuaciones 4.59 – 4.61:

$$\dot{m}_{H_2O_{RFV}} = \left(4608,75 \frac{\text{kg}}{\text{h}}\right) (0,1465) = 675,15 \frac{\text{kg}}{\text{h}};$$

$$\dot{m}_{alq,db_{RFV}} = \left(4608,75 \frac{\text{kg}}{\text{h}}\right) (1 - 0,1465)(0,261) = 1026,67 \frac{\text{kg}}{\text{h}};$$

$$\dot{m}_{g_{RFV}} = 675,15 \frac{\text{kg}}{\text{h}} + 1026,67 \frac{\text{kg}}{\text{h}} = 1701,82 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

Luego, con el balance de masa de la ecuación 4.58, se determina el flujo máxico de los gases no condensables de torrefacción:

$$\dot{m}_{g_{RFV}} = 2075,51 \frac{\text{kg}}{\text{h}} - 1701,82 \frac{\text{kg}}{\text{h}} = 373,69 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

Por otro lado, se continúa con la estimación del calor extraído de la condensación de la fracción líquida con base en las ecuaciones 4.64 y 4.63, respectivamente:

$$c_{p_{LT_{RFV}}} = 4,22 \times 10^{-3} (270 \text{ °C}) = 1,14 \frac{\text{kJ}}{\text{kg K}};$$

$$\dot{Q}_{cond} = \left(1701,82 \frac{\text{kg}}{\text{h}}\right) \left(1,14 \frac{\text{kJ}}{\text{kg K}}\right) (270 \text{ °C} - 50 \text{ °C}) \left(\frac{1 \text{ MJ}}{1000 \text{ kJ}}\right) = 426,59 \frac{\text{MJ}}{\text{h}} = 0,12 \text{ MW}.$$

Para la torrefacción con los RFV se tiene que el flujo másico del CO de los gases de torrefacción:

$$\frac{\dot{m}_{CO}}{\dot{m}_{CO_2_{RFV}}} = 3,25.$$

Por lo tanto, en la ecuación 4.66:

$$\dot{m}_{CO_{RFV}} = \frac{373,69 \frac{\text{kg}}{\text{h}}}{3,25 + 1} = 87,91 \frac{\text{kg}}{\text{h}}.$$

De forma que, se determina el poder calorífico de los gases con la ecuación 4.65:

$$PCI_{9_{RFV}} = 10,10 \left(\frac{87,91 \frac{\text{kg}}{\text{h}}}{373,69 \frac{\text{kg}}{\text{h}}} \right) = 2,38 \frac{\text{MJ}}{\text{kg}}.$$

Para finalmente calcular el poder calorífico de la fracción de volátiles condensables según el balance de energía de la ecuación 4.62:

$$PCI_{8_{RFV,wb}} = \frac{\left(2075,51 \frac{\text{kg}}{\text{h}}\right) \left(9,10 \frac{\text{MJ}}{\text{kg}}\right) - \left(373,69 \frac{\text{kg}}{\text{h}}\right) \left(2,38 \frac{\text{MJ}}{\text{kg}}\right) - 426,59 \frac{\text{MJ}}{\text{kg}}}{1701,82 \frac{\text{kg}}{\text{h}}} = 10,32 \frac{\text{MJ}}{\text{kg}}.$$

Adicionalmente, se calcula el consumo de agua en el condensador conforme con lo postulado en las ecuaciones 4.61 a 4.71:

$$\Delta T = 50 \text{ °C} - 26 \text{ °C} = 24 \text{ °C};$$

$$T_b = 270 \text{ °C} - 24 \text{ °C} = 246 \text{ °C}.$$

De forma que, asumiendo que el condensador opera a presión atmosférica, las entalpías del agua a la entrada y salida del condensador equivalen [94]:

$$h_{H_2O_a@26 \text{ °C}} = 109,11 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}};$$

$$h_{H_2O_b@246 \text{ °C}} = 2966,63 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}}.$$

Por último, se determina el flujo másico del agua para condensar los líquidos de torrefacción procesando los RFV; y con el valor de la densidad del agua a las condiciones ambientales se calcula el consumo:

$$\dot{m}_a = \frac{426591,23 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}}}{2966,63 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}} - 109,11 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}}} = 149,29 \frac{\text{kg}}{\text{h}};$$

$$\text{Consumo } H_2O_{RFV} = \frac{149,29 \frac{\text{kg}}{\text{h}}}{996,78 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}} = 0,15 \frac{\text{m}^3}{\text{h}}.$$

B. Anexo: Características técnicas y cotización de precios de los equipos

Cintas transportadoras [129, 130]:



[View larger image](#)

China Supply Feeding Rubber Belt Conveyor with Hopper

1 - 2 Units	>=3 Units
\$4,300.00	\$1,200.00

产品包装: mobile belt conveyor

Load Capacity: 90t/h

Model Number: DY4031 rubber belt conveyor

Warranty: **2 years** for machinery warranty

Lead Time:	Quantity(Units)	1 - 1	2 - 5	>5
	Est. Time(days)	20	30	Negotiable

Customization: Customized logo (Min. Order: 1 Units)

Overview

Quick Details

Applicable Industri...	Manufacturing Plant, Construction works , Energy & Mining	Condition:	New
Material:	Stainless Steel	Material Feature:	Heat Resistant
Structure:	Belt conveyor	Place of Origin:	Henan, China
Brand Name:	YingDa	Voltage:	220/380/415V
Power:	1.5KW	Dimension(L*W*H):	According to what you choose
Certification:	CE	Warranty:	2 years
After-sales Service ...	Field installation, commissioning and training	Product name:	belt conveyor with hopper
Belt width:	400mm	Belt speed:	1.6m/s
MAX conveying hei...	1.2m	conveying capacity:	90m3/h
Belt material:	Canvas/ Rubber/ Steel Wire	Frame Material:	Carbon Steel/Stainless Steel
Motor type:	Adjustable-speed motor	Color:	As required
Feature:	Easy Operation		




[e page](#) » [Equipment](#) » [Equipment selection](#) » [Conveyors and accessories](#) » ZT-3



The universal multifunctional belt conveyor ZT-3 is additional equipment and designed to feed (move) a wide range of bulk products into the storage hopper of filling, packaging or dosing machines.

The loading conveyor ZT-3 is used to reduce the production area without loss of the length of filling and packaging line. The belt conveyor is faster and quieter in working than bucket conveyor. All components in contact with the food products are made of stainless steel. [Получить](#)

[To get the consultation](#)

-  [Information about delivery](#)
-  [Warranty Information](#)
-  [Download catalog](#)

TECHNICAL PARAMETERS

Voltage power supply, V/Hz	380/50
Power, kW	0,5
Dimensions (LxWxH), not more than, mm	1700/900/3500 (5000)
Machine weight, not more than, kg	250
Output (max), liters per minute	150 (adjustable)
Volume of storage hopper, liters	-
Width of conveyor belt, mm	240
Sensor of hopper filling	yes

Cargador frontal [131]:



cargadores frontales 5000kg loader 3 cubic meter bucket front loader 5ton chinese wheel loader with Factory Price

>=1 Units

\$34,980.00

Rated Load:

Model Number:

Warranty: **1 Year for machinery warranty | 1 Year for Core Components** ⓘ

Lead Time:	Quantity(Units)	1 - 1	>1
	Est. Time(days)	30	Negotiable

Specification of cargadores frontales 3 cubic meter bucket front loader 5ton chinese wheel loader	
Operating weight	16000kg
Rated load	5000kg
Bucket capacity	3m ³
Engine model	WEICHAI WD10G220E23
Rated power	162KW
Rated rotate speed	2000r/min
Max torque	745.3N.m
Breakout force	145KN
Driving speed	
Forward I	0-11.5 km/h
Forward II	0-38 km/h
Reverse I	0-16 km/h
Grade ability	28
Overall length	7460mm
Overall Width	2870mm
Overall hight	3220mm
Bucket width	3000mm
Wheel base	2820mm
Track base	2260mm
Min. ground clearance	450mm
Max. drumping height	3100mm
Max. drumping reach	1310mm
Transmission	Planet-type
Raise time	≤ 6.8s
Total	≤ 12.5
Tire type	23.5-25

Molino de cuchillas [132, 133]:



Used EFB Coir Fiber Extracting Coconut Shell Shredder Machine Price

>=1 Pieces
\$30,000.00

Model Number: KS-01/02/03/04/05/06 EFB fiber machine

Warranty: **1 Year** for machinery warranty

Customization: Customized logo(Min. Order: 1 Pieces)
Customized packaging(Min. Order: 1 Pieces)
More ▾

 Trade Assurance protects your Alibaba.com orders
Alibaba.com Freight | Compare Rates | Learn more

Payments: 

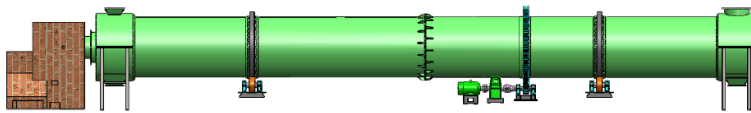
Model	Main power (kw)	Size(mm)
LB-KS-01	37-45	2200*1600*1300
LB-KS-02	55	2400*1800*1500
LB-KS-02+	75	2400*2000*1600
LB-KS-03	90	2600*2000*1600
LB-KS-03+	110	2600*2200*1700
LB-KS-04	132	3000*2300*2000
LB-KS-04+	145	3000*2500*2100
LB-KS-05	160	3800*3000*2300
LB-KS-05+	185	3800*3100*2350
LB-KS-06+	250	4200*3500*2500

EFB Shredder Technical Data

Model	Power	Capacity	Overall size	Numbers of knives	Weight	Size of Feed Inlets
AZS-G313D	22kw	1~3 t/h	2500*1700*1400mm	6	3100kg	300*280mm
AZS-G315D	37kw	3~5 t/h	2600*1800*1500mm	6	3500kg	480*200mm
AZS-G316D	75kw	10 t/h	2800*2500*1600mm	6	4500kg	900*250mm
AZS-G318D	110kw	12~15 t/h	3500*2400*1900mm	6	8200kg	750*300mm

Secador [134]:

Rotary dryer specification and parameter



(https://biopelletmachines.com)

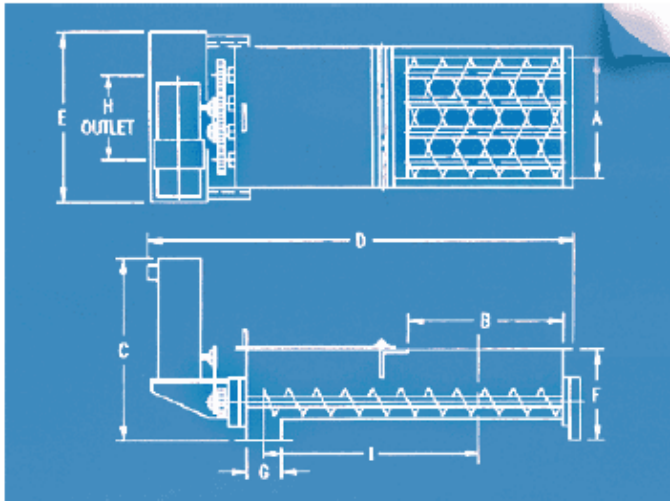
MODEL	SPECIFICATION (M)	CAPACITY (T/H)	ROTATE SPEED (R/MIN)	POWER(KW)	INSTALL ANGLE(°)	WEIGHT(T)
PLT-1.2	Φ1.2*12	1.5-3	0.6-6	7.5	1.5-4	8
PLT-1.5	Φ1.5*15	3-5.5	0.6-6	15	1.5-4	20
PLT-1.8	Φ1.8*18	5-6.5	0.6-6	22	1.5-4	28
PLT-2.0	Φ2.0*20	5-6.5	0.6-6	30	1.5-4	40
PLT-2.2	Φ2.2*22	7-12	0.6-6	37	1.5-4	45
PLT-2.4	Φ2.4*24	9-15	0.6-6	55	1.5-4	55
PLT-2.8	Φ2.8*28	16	0.6-6	75	1.5-4	83

Horno rotatorio [135]:

Specifications

Model (m)	Output (t/d)	Main Drive (r/min)	Motor model	Rated power (kw)	Regulating Range (r/min)	Rated Voltage (v)	Gearbox	Decelerator Velocity Ratio	Total Weight (t)
Φ2.2×50	96	0.125-1.25	YCT280-4A	30	132-1320	380	ZS145-11	157	130.71
Φ2.5×50	130	0.516-1.549	YCT355-4A	55	440-1320	380	ZS165-7	99.96	167.5
Φ3×48	850	0.3309-3.309	ZSN4-250-21B	90	100-1000	440	ZS130-14	32.11	237
Φ3.2×48	1000	0.375-3.75	ZSN4-280-21B	160	100-1000	440	NZS1240-28	27.469	252
Φ3.2×50	1200	0.398-3.975	ZSN4-280-11B	190	150-1500	440	ZL130-16	40.85	263
Φ3.3×52	1200	0.391-3.91	ZSN4-355-082	190	100-1000	440	ZSY500-28	27.707	280.8

Extractor múltiple de tornillo [136]:



MODEL	Screws		Inlet A x B	C	D	E	F	Outlet G x H	I	Capacity CFH
	No.	Dia.								
MSF-525	2	2 1/4	5 x 19	15	40	21	8 1/2	3 x 5	15	.26 - 3.9
MSF-836	2	4	8 x 24	32	60	24	12	5 x 8	24	1.8 - 31
MSF-1554	2	6	13 x 36	32	80	30	12	5 x 15	36	3.5 - 82
MSF-2054	4	5	20 x 36	34	80	32	12	6 x 20	36	9.0 - 200
MSF-2454	4	6	24 x 36	36	80	34	12	6 x 24	36	20 - 375
MSF-3669	4	9	36 x 42	42	100	40	16	9		

Enfriador [137]:



Swing Cooler for biomass pellet production line

DESCRIPTION


Descriptions: This pendulum cooler is popular all over the world, which use counter flow cooling principle to cooling the high temperature, high humidity pellets. With high cooling efficiency, low energy consumption, simple operation features, which is better than the previous vertical,...

Technical Parameter:

Model	SKLB1.5	SKLB2.5	SKLB4	SKLB5	SKLB6
Cooling Volume (m3)	1.5	2.5	4	5	6
Capacity (T/H)	2	4	8	10	12
Cooling Time(min)	6-16				
Materials temperature after cooling	Not exceeding 3-5 celsius degree than ambient temperature				
Aspirating capacity(m3/min*T)	25-34				
Airlock Power	0.55KW	0.55	0.75	0.75	1.1
Matched Fan Model	4-72-NO.4A	4-72-NO.5A	4-72-NO.6C	4-72-NO.8C	4-72-NO.8C
	5.5KW	7.5KW	11KW	15KW	18.5KW

Montacargas [138, 139]:

Montacargas diésel marca LTMG, carretilla elevadora de 3 toneladas y 5 toneladas con cabina, motor japonés, posicionador de horquilla opcional

 Datos aduaneros [Productos en rebajas imperdibles](#)

★★★★★ 5.0 8 Reseñas 7 compradores



\$6,900.00 / Unidad | 1 Unidad (Pedido mínimo)

\$100.00 DE DESCUENTO Ordena más de \$9,000.00 | [Obtener el cupón](#) ▾



Número de Mod...

Capacidad de c...

Altura de elevaci... \$6,900.00

Garantía: **1 año** en garantía de maquinarias | **1 año** for Core Components ⓘ

General	1	Model		FD30	FD35	FD30	FD35	
	2	Power Type		Diesel	Diesel	Diesel	Diesel	
	3	Rated Capacity	kg	3000	3500	3000	3500	
	4	Load Centre	mm	500	500	500	500	
Characteristic&Dimension	5	Lift Height	mm	3000	3000	3000	3000	
	6	Fork Size	L×W×T	mm	1070×125×45	1070×125×50	1070×125×45	1070×125×50
	7	Mast Tilt Angle	F/R	Deg	6°/12°	6°/12°	6°/12°	6°/12°
	8	Front Overhang (Wheel center to fork face)	mm	480	485	480	485	
	9	Ground Clearance (Bottom of mast)	mm	140	140	140	140	
	10	Overall Dimension	Length to face of fork(Without fork)	mm	2730	2775	2730	2775
	11		Overall Width	mm	1225	1225	1225	1225
	12		Mast Lowered Height	mm	2115	2115	2115	2115
	13		Mast Extended Height(With backrest)	mm	4150	4150	4150	4150
	14		Overhead Guard Height	mm	2090	2090	2090	2090
15	Turning Radius (outside)	mm	2440	2480	2440	2480		
Performance	16	Speed	Travel (Empty load)	km/h	20	20	20	20
	17		Lifting (Full load)	mm/s	510	440	510	440
	18	Max.Gradeability (No load/Full load)	%	20	20	20	20	
Chassis	19	Tire	Front	mm	28×9-15-12PR	28×9-15-12PR	28×9-15-12PR	28×9-15-12PR
	20		Rear	mm	6.50-10-10PR	6.50-10-10PR	6.50-10-10PR	6.50-10-10PR
	21	Wheelbase	mm	1700	1700	1700	1700	
	22	Service weight	kg	4300	4500	4300	4500	
Power&Transmission	23	Battery	Voltage/Capacity	V/Ah	12/80	12/80	12/80	12/80
	24	Engine	Model		C240	4JG2PE-01	4TNE98	
	25		Manufacture		ISUZU	ISUZU	YANMAR	
	26		Rated output/r.p.m.	kw	35.4/2500	46/2450	43/2300	
	27		Rated torque/r.p.m.	N-m	137.7/1800	184.7/1600-1800	177.6-196.3/1700	
	28		No.of Cylinder		4	4	4	
	29		Bore×Stroke	mm	86×102	95.4×107	98×110	
	30		Displacement	cc	2369	3059	3318	
	31		Fuel Tank Capacity	L	60	60	60	60
	32	Transmission	Type		Hydraulic	Hydraulic	Hydraulic	Hydraulic
	33		Stage	FWD/RVS		1/1	1/1	1/1

Condensador [140, 141]:

CENTRÍFUGAS (INOX.)

(A)



Características:

Bombas construidas totalmente en acero INOX 304, aptas para usos doméstico e industrial en conducción de líquidos sin sólidos y no agresivos químicamente.

Temperatura del agua máxima: 80 °C.

Construcción:

Cuerpo bomba, difusores, impulsores y eje en acero INOX. Cierre mecánico en carbón,cerámica y goma nitrílica. Juntas en goma nitrílica. Bajo encargo pueden suministrarse con cierre en carbón,cerámica y vitón, y con juntas en vitón.

CX ... : Boca aspiración: 1 1/4", Boca impulsión: 1"

CX 200: Boca aspiración: 1 1/2", Boca impulsión: 1"

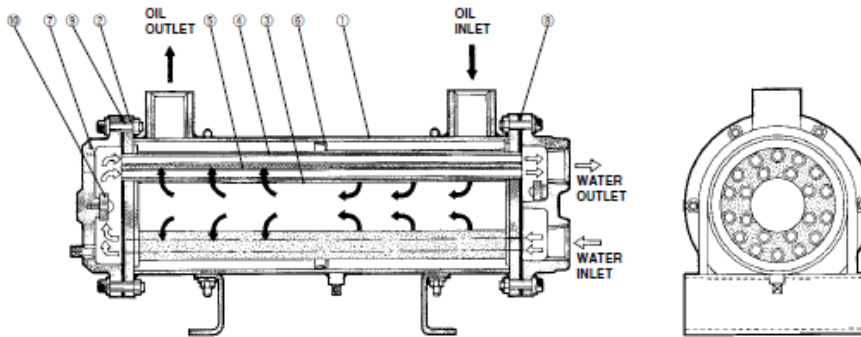
CX 210: Boca aspiración: 1 1/2", Boca impulsión: 1 1/4"

CX 370: Boca aspiración: 2" , Boca impulsión: 1 1/4"

Motor:

Motor eléctrico cerrado, asincrónico, con ventilación externa. En la versión monofásica incorpora protector térmico y condensador permanente. Protección IP 55. Los motores trifásicos deben ser protegidos por el usuario.

Construction/Component Parts



The series HOWF employs a multi-pipe design with the heat transfer pipes arranged in a circular pattern. The area between the pipes is filled with porous metal particles. Cooling water flows through the heat transfer pipes. Fluid flows in through the inlet on the side of the cooler and passes among the metal particles outside the heat transfer pipes, finally reaching the open cavity in the center. It then flows axially through the center cavity, once again passes among the metal particles, and flows out through the outlet. The cooling water inlet and outlet may be reversed, and the oil inlet and outlet may be reversed as well. It is not possible to switch the cooling water and oil flow paths, however.

Component Part Materials

No.	Description	Material	Note
①	Body	STK	
②	Pipe plate A	SS400	
③	Metal particle cover	Stainless steel 304	
④	Heat transfer pipe	C1220T	
⑤	Metal particles	SS	Copper-plated
⑥	Baffle	Stainless steel 304	
⑦	Water chamber cover	FC200	

Component Parts

Model	No.	Gasket		Common-resistant zinc
		②	③	
		NBR	NBR	Zn
		1	1	3
HOWF7-06	P1751411	P1751412		
HOWF11-06				
HOWF22-08				
HOWF37-08	P1751611	P1751612		P1751427
HOWF55-10	P1751810	P1751811		
HOWF75-10				
HOWF110-16	P175126	P175127		P175067



Filtro de mangas [142, 143]:



1 - 2 Pieces	3 - 4 Pieces	>=5 Pieces
\$3,820.00	\$3,740.00	\$3,660.00

New Buyer Promotion

Up to US \$60 transaction fees waived on the first 3 orders

Filtration Grade: Medium Material: Model Number: Warranty: **1 YEAR** for machinery warranty

Shipping: Support Sea freight

Lead Time:

Quantity(Pieces)	1 - 1	2 - 3	>3
Est. Time(days)	20	30	Negotiable

Model	Filter area (m ²)	Air valume (m ³ /h)	Pulse valve(piece)	Filter bag(piece)	Filter bag size(mm)	Power (kw)	Body size(mm)	Weight (kg)
YT-01MC24	18	2160-4300	4	24	Φ133*2000	2.2	1420*1430*4400	610
YT-01MC32	24	2800-3150	4	32		3	1550*860*4400	694
YT-01MC36	27	3250-6480	6	36		3	1200*1200*4400	710
YT-01MC48	36	4320-8630	6	48		4	1550*1200*4400	848
YT-01MC64	45	5400-10800	8	64		5.5-7.5	1540*1540*4400	990
YT-01MC72	54	6450-12900	8	72		7.5	1710*1540*4400	1080
YT-01MC80	63	7550-15100	8	80		7.5	1880*1540*4400	1138
YT-01MC96	72	8650-17300	12	96		7.5-11	2220*1540*4400	1324
YT-01MC120	90	10800-20800	12	120		15	2220*1880*4600	1760

MEDIDAS GENERALES (mm) / GENERAL MEASUREMENTS (mm) / MESURES GÉNÉRALES (mm)											
MODELO MODEL / MODÈLE	Nº Mangas Sleeve no. Nº Manches	m2 Filtración Filtration m2 m2 Filtration	A	B	C	D	E	F	G	H	I
FN 9/3	9	6.75	820	820	200	100	2300	600	2900	200	250
FN 16/4	16	12	1000	1000	300	160	2460	800	3260	250	355
FN 20/4	20	15	1000	1000	300	160	2460	800	3260	280	355
FN 25/5	25	18.75	1000	1000	300	160	2460	800	3260	315	355
FN 30/5	30	22.5	1110	1295	300	200	2500	1100	3600	330	400
FN 36/6	36	27.45	1375	1375	400	50	2450	1200	3650	380	450
FN 42/6	42	31.5	1375	1560.	400	50	2450	1200	3650	400	480
FN 49/7	49	36.75	1560	1560	500	50	2550	1200	3750	450	500
FN 56/7	56	42	1560	1745	600	50	2650	1300	3850	480	560
FN 64/8	64	48	1745	1745	600	50	2650	1300	3950	500	600
FN 81/9	81	60.75	1930	1930	600	50	2650	1400	4050	560	630
FN 100/10	100	75	2115	2115	600	50	2650	1500	4150	630	710

La maquina puede estar sujeta a modificaciones de diseño y concepción. Ros Conesa - Instalaciones Agroindustriales, S.L se reserva el derecho a cualquier modificación sin previo aviso.
The machine may be subject to changes in design and conception. Ros Conesa - Instalaciones Agroindustriales, S.L reserves the right to amend, without notice.
La machine peut faire l'objet de modifications au niveau de sa conception. Ros Conesa - Instalaciones Agroindustriales, S.L se réserve le droit d'apporter toute modification sans avis préalable.



Políg. I. Pozo Estrecho • Avda. Estación, 12 • 30594 Pozo Estrecho • Murcia (ESPAÑA) • Tlfno: +34 968 55 63 43 • Fax: +34 968 55 65 21
www.rosconesa.com

Almacenamiento condensados [144, 145]:

Cone-Roof Tank

This low-pressure fixed roof tank and is used for countless products, including petroleum, chemicals, petrochemicals, food products, and water.



Cone-Roof Tank

Storage Tanks

Description:

Floating Roof: Typically constructed from polyurethane foam blocks or nylon cloth impregnated with rubber or plastic, floating roofs are designed to completely contact the surface of the storage products and thereby eliminate the vapor space between the product level and the fixed roof. Floating roof tanks are suitable for storage of products having vapor pressure from 2 to 15 psia.

Cone Roof: Typically field fabricated out of carbon steel. They are used for storage of low vapor pressure (less than 2 psia) products, typically ranging from 50,000 – 1,000,000 gallons.

Design Basis:

1st Quarter 1998 Dollars

Shell Material: A515

(Carbon Steel Plates for pressure vessels for intermediate and higher temperature service)

Design Temperature: 650 °F

Design Pressure: 15 psig

Diameter: 2 – 14 feet

Length: 4.3 – 81 feet

Total Weight: 1100 – 59,400 pounds

Almacenamiento material torrefacto [146]:

Silos Bulk Storage (BSS)

Bulkmatic Bulk Storage Silos are designed to meet stringent safety requirements regarding structural integrity and stability. Non-destructive tests are performed during the manufacturing process to ensure that this integrity is not compromised. Every silo is supplied with a structural certificate signed off by a professional Engineer. Where necessary silos can be supplied with explosion vents, earthing straps and explosion prevention measures.

The silo outlet can be fitted with flow assisting devices such as aeration pads or vibrating bin dischargers. Standard filter flanges are fitted to the roof of the silo to tie in with commercially available reverse jet filters.

Provision can also be made for mounting loadcells in the support structure as well as fitting of tanker loading pipes and roof access via an attached catladder. Intermediate platforms are supplied to ensure that maximum permissible catladder height is adhered to.

Silos up to approx. 5m in diameter and 20m in length can be transported in one piece while silos with larger diameters and lengths are generally delivered in sections and then site erected. Lagging, trace heating and cooling facilities can be added to silos as optional extras. Materials of manufacture are mild steel and stainless steel. Support structures are designed to customer requirements.

Silo Design Code:

DIN 1055 Part 6 May 1987

EN 1991-4 Eurocode 1 – Actions on structures Part 4: Silos and tanks

EN 1993-4-1 Eurocode 3 – Designs of steel structures – Part 4-1: Silos

SAICE – The Structural Design of Steel Bins Silos – 1st edition

ECCS Technical Committee 8 – Buckling of steel Shells – Eurocode 3 Part 1-6

Support Steel Design Code:

Loading to SABS 0160: 1989 & EN 1991-4

Structural steel: SABS 0162:1993; SANS 10162 part 1



Quemador pirolítico [98]:



Palm Fiber Biomass Burner

Palm fiber biomass burner is GreenVinci new design for our customers. Customize the biomass heating solutions based on customer's site situation, available biomass fuel cost and characteristics and production requirement, to achieve the goal for saving fuel cost and labor cost, improving production efficiency and reducing emissions.

[Send Inquiry](#)

[CHAT NOW](#)

Details

Name: custom palm fiber biomass burner

Max output power: 1.8 Mkal/h, (2100 kw)

Fuel: palm fiber

Efficiency: 94%

Power: 12 KW

Size: 2236*2600*3058mm

Gross weight: 4500kg

Fuel consumption: 550 kg/h at full load

Burning technology: gasification and pyrolysis

Feeding: conveyor belt automatic feeding

Control system: PLC, VFD, Safety interlock cabinet