



UNIVERSIDAD NACIONAL DE COLOMBIA

Diseño de una instalación experimental para el estudio de la conversión termoquímica de biomasa usando la tecnología de lecho fijo

Julián Darío Barrera Pinto

Universidad Nacional de Colombia
Facultad de Ingeniería, Departamento de Ingeniería Mecánica y Mecatrónica
Bogotá, D.C., Colombia
2022

Diseño de una instalación experimental para el estudio de la conversión termoquímica de biomasa usando la tecnología de lecho fijo

Julián Darío Barrera Pinto

Trabajo final presentado como requisito parcial para optar al título de:
Magister en Ingeniería - Ingeniería Mecánica

Director(a):
Dr.-Ing. Sonia Lucía Rincón Prat

Línea de Investigación:
Ingeniería Térmica
Grupo de Investigación:
Biomasa y Optimización Térmica de Procesos

Universidad Nacional de Colombia
Facultad de Ingeniería, Departamento de Ingeniería Mecánica y Mecatrónica
Bogotá, D.C., Colombia
2022

Dedicatoria

A mis padres, Jairo y Clara y a mi novia, Catalina, por su apoyo, amor incondicional y constante motivación.

Agradecimientos

A la Universidad Nacional de Colombia y en especial a la Dr.-Ing Sonia Lucía Rincón Prat, directora de este trabajo final de maestría por su constante colaboración, por su confianza y por brindarme la oportunidad de pertenecer al grupo de investigación BIOT.

Al Ingeniero Ibrahim Duarte, por sus enseñanzas y el apoyo mientras trabajaba y desarrollaba mis estudios simultáneamente.

A mi familia por todo su cariño y motivación.

Resumen

Diseño de una instalación experimental para el estudio de la conversión termoquímica de biomasa usando la tecnología de lecho fijo

El diseño de una instalación para el aprovechamiento termoquímico de biomasa residual fue abordado en el presente trabajo. Se seleccionaron las biomásas residuales con contenidos de humedad menores al 60 %, con mayor potencial energético y con disponibilidad para su valorización termoquímica en la instalación experimental. De las biomásas con mayor potencial energético práctico se emplearon el cusco de palma de aceite y la cascarilla de café para el diseño de la instalación experimental. Se desarrolló un modelo unidimensional para la gasificación de biomasa empleando la cinética de reacción con H_2O y CO_2 . El modelo fue empleado para determinar el caudal másico de biomasa, agente de reacción y productos de la instalación experimental a través de la simulación de diferentes geometrías de reactor y condiciones de operación. El diseño del reactor contempló un diámetro de 3 in con una altura total 1,16 m para el cual se desarrolló la ingeniería de detalle y un diseño básico para los sistemas auxiliares.

Palabras clave: Biomasa residual, gasificación, reactor de lecho fijo, transformación termoquímica.

Abstract

Design of an experimental facility for the study of thermochemical conversion of residual biomass using fixed bed technology

The design of a facility for the thermochemical processing of residual biomass was addressed in this work. Residual biomasses with moisture contents less than 60 %, with higher energy potential and availability for thermochemical valorization in the experimental facility were selected. From biomasses with higher practical energy potential, oil palm kernel shells and coffee husks were used in the design of the experimental facility. A one-dimensional model for biomass gasification was developed using the reaction kinetics with H_2O and CO_2 . The model was used to determine the mass flow of biomass, reaction agent and products of the experimental facility through simulation of different reactor geometries and operating conditions. The design of the reactor involved a diameter of 3 inches with a total height of 1,16 m for which detailed engineering and a basic design for the auxiliary systems were developed.

Keywords: Residual biomass, gasification, fixed bed reactor, thermochemical conversion

Contenido

Agradecimientos	IV
Resumen	v
Lista de tablas	x
Lista de figuras	xii
Lista de símbolos	xiv
1. Introducción	1
1.1. Objetivo general	3
1.2. Objetivos específicos	3
2. Biomasa residual	4
2.1. Biomasa residual colombiana y su potencial energético	4
2.2. Características fisicoquímicas de la biomasa residual	10
3. Procesos de conversión termoquímica	14
3.1. Combustión	15
3.2. Pirólisis	15
3.3. Licuefacción	16
3.4. Gasificación	16
3.4.1. Reacciones de gasificación	16
3.4.2. Tecnologías de gasificación	17
3.4.3. Sistemas de tratamiento de gas	22
3.5. Parámetros de diseño de un gasificador	27
3.5.1. Masa de aire teórica para combustión completa y relación de equivalencia	27
3.5.2. Masa de vapor y relación vapor-biomasa	27
3.5.3. Tasa específica de gasificación	28
3.5.4. Cinética de reacción de la gasificación de carbonizado	29

4. Dimensionamiento del reactor de lecho fijo	33
4.1. Metodología de diseño	34
4.2. Modelamiento termodinámico	36
4.2.1. Pirólisis	37
4.2.2. Combustión	37
4.2.3. Gasificación del carbonizado	41
4.3. Dimensionamiento del reactor de lecho fijo	50
5. Diseño del proceso y dimensionamiento de sistemas auxiliares	58
5.1. Diagrama de flujo del proceso (PFD)	58
5.1.1. Gasificación con aire	59
5.1.2. Gasificación con vapor de agua	63
5.2. Diagrama de tubería e instrumentación (P&ID)	63
5.2.1. Sistema de alimentación	63
5.2.2. Reactor de lecho fijo	63
5.2.3. Alimentación del agente de reacción	67
5.2.4. Sistema de tratamiento de gases	68
5.3. Dimensionamiento de sistemas auxiliares	68
5.3.1. Dimensionamiento del sistema de calentamiento	69
5.3.2. Dimensionamiento del sistema de alimentación	71
5.3.3. Dimensionamiento del sistema de tratamiento de gas	75
5.3.4. Diseño final	79
6. Conclusiones y recomendaciones	80
6.1. Conclusiones	80
6.2. Recomendaciones	81
A. Anexo: Balances de masa para diferentes valores de relación de equivalencia y relación vapor-biomasa	82
B. Anexo: Planos de detalle	91
C. Anexo: Características de equipos principales	101
D. Anexo: Manual de operación de la instalación experimental	103
D.1. Configuración corrientes paralelas	103
D.2. Configuración a contracorriente	103
D.3. Operación autotérmica	104
D.4. Operación alotérmica	104
D.5. Actividades previas a la ejecución experimental	104
D.6. Sistema de soporte de carbonizado	104

D.7. Sistema de tratamiento de gases	105
E. Anexo: Programa desarrollado	106
Bibliografía	133

Lista de Tablas

2-1. Factores para la determinación de la masa de producto principal generado en el sector forestal.	6
2-2. Factores empleados para la determinación del potencial energético de las biomasas residuales.	8
2-3. Resultados de la evaluación del potencial energético.	9
2-4. Densidad y tamaño medio de partícula de las biomasas seleccionadas [61]. . .	11
2-5. Poder calorífico y análisis último de las biomasas seleccionadas.	12
2-6. Análisis próximo de las biomasas seleccionadas.	13
3-1. Principales reacciones de gasificación a 25 °C [11].	17
3-2. Concentración de contaminantes principales en gas de gasificación [80]. . . .	22
3-3. Concentración de contaminantes admisibles para diferentes aplicaciones [80].	23
3-4. Condiciones de operación de tecnologías para remoción de material particulado [81].	25
3-5. Tasa específica de gasificación con aire (SGR) y eficiencia de gas frío para diferentes biomasas y reactores.	28
3-6. Parámetros cinéticos de reacción para gasificación de carbonizados de biomasa empleando la ley de potencias [64].	30
3-7. Parámetros de cinética de reacción para gasificación de carbonizados de cuesco de palma de aceite empleando el modelo aleatorio de poros [64].	31
4-1. Fracción en masa de los productos obtenidos para carbonización a 520 °C [100].	37
4-2. Fracción en masa de la fase gaseosa [100].	37
4-3. Densidad del carbonizado.	38
4-4. Reacciones de combustión [104], [105].	38
4-5. Expresiones para el cálculo de la masa de aire requerida para combustión completa de los productos de la pirólisis y productos generados.	40
4-6. Tiempo de residencia en la zona de secado.	51
4-7. Altura de la zona de pirólisis para reactores de diferentes diámetros y biomasas.	51
4-8. Condiciones de operación para gasificación de cascarilla de café, ER = 0,3, S/B = 0 y diferentes configuraciones geométricas.	52

4-9. Composición y poder calor calorífico del gas producido.	55
5-1. Balance de masa para gasificación de cascarilla de café con aire, ER = 0,3. .	61
5-2. Balance de masa para gasificación de cuesco de palma de aceite con aire, ER = 0,3.	62
5-3. Balance de masa para gasificación de cascarilla de café con vapor de agua, S/B = 2,5.	64
5-4. Balance de masa para gasificación de cuesco de palma de aceite con vapor de agua, S/B = 2,5.	65
5-5. Potencia necesaria del sistema de calentamiento para la gasificación con vapor de agua.	71
5-6. Dimensionamiento del motorreductor.	75
5-7. Sistemas de detección de nivel en sólidos para altas temperaturas [126]. . . .	76
5-8. Volumen requerido para el deposito de condensados.	78
5-9. Dimensionamiento filtro de aserrín.	79
A-1. Balance de masa para gasificación de cascarilla de café con aire, ER = 0,1. .	83
A-2. Balance de masa para gasificación de cascarilla de café con aire, ER = 0,2. .	84
A-3. Balance de masa para gasificación de cascarilla de café con vapor de agua, S/B = 0,5.	85
A-4. Balance de masa para gasificación de cascarilla de café con vapor de agua, S/B = 1,5.	86
A-5. Balance de masa para gasificación de cuesco de palma de aceite con aire, ER = 0,1.	87
A-6. Balance de masa para gasificación de cuesco de palma de aceite con aire, ER = 0,2.	88
A-7. Balance de masa para gasificación de cuesco de palma de aceite con vapor de agua, S/B = 0,5.	89
A-8. Balance de masa para gasificación de cuesco de palma de aceite con vapor de agua, S/B = 1,5.	90
C-1. Características de equipos principales.	102

Lista de Figuras

2-1. Principales fuentes de biomasa residual generada en Colombia.	5
2-2. Potencial energético de la biomasa residual apta para valorización en la instalación experimental a) teórico b) práctico.	10
3-1. Métodos de conversión termoquímica [67].	15
3-2. Tecnologías de gasificación [73].	18
3-3. Configuración de reactores de lecho fijo de corrientes paralelas y a contracorriente [73].	21
3-4. Rango de aplicación para gasificadores de biomasa [11], [71], [79].	21
3-5. Sistemas de remoción de material particulado [81].	23
3-6. Sistemas de remoción de material particulado [81].	26
3-7. Pérdida de masa en función del tiempo para gasificación de carbonizado de cuesco de palma de aceite con CO ₂ variando temperaturas y concentraciones. Simulación utilizando la ley de potencias y los parámetros presentados en la tabla 3-6	31
3-8. Pérdida de masa en función del tiempo para gasificación de carbonizado de cuesco de palma de aceite con H ₂ O para diferentes temperaturas y concentraciones. Simulación utilizando el modelo aleatorio de poros y los parámetros presentados en la tabla 3-7	32
4-1. Componentes de la instalación experimental para la gasificación de biomasa residual.	34
4-2. Metodología de diseño.	35
4-3. Cinéticas de reacción para combustión de los productos gaseosos de pirólisis de cuesco de palma de aceite y cascarilla de café a distintas temperaturas y relaciones de equivalencia.	40
4-4. Combustión de productos de la pirólisis.	42
4-4. Combustión de productos de la pirólisis, continuación.	43
4-5. Gasificación de carbonizado de cuesco de palma de aceite, resultados obtenidos por termogravimetría (TGA) y por gasificación en horno rotatorio (HR) [106].	44
4-6. Balance de masa de las zonas de pirólisis, combustión y gasificación.	46

4-7. Balance de masa para un volumen de control.	46
4-8. Pasos asociados al procedimiento de cálculo de la zona de gasificación.	48
4-9. Configuración geométrica del reactor (Dimensiones en mm).	53
4-10. Gasificación de biomasa con aire, $ER = 0,3$, $S/B = 0$, $d = 3$ in, $h_C = 0,45$ m.	54
4-11. Gasificación de biomasa con vapor de agua, $ER = 0$, $S/B = 2,5$, $d = 3$ in, $h_C = 0,45$ m.	55
4-12. Flujo de biomasa y error de acuerdo al $\Delta w_{C,daf}$ para la gasificación de carcarilla de café con aire, $ER = 0,3$, $S/B = 0$, $d = 3$ in, $h_C = 0,45$ m.	56
4-13. Soporte de carbonizado.	57
5-1. PFD gasificación con aire.	60
5-2. P&ID gasificación con aire.	66
5-3. Balance de energía para la gasificación con vapor de agua.	70
5-4. Proporciones entre las dimensiones principales en el diseño de la tolva.	72
5-5. Alternativas de diseño para agitador de biomasa en tolva.	73
5-6. Sistema de agitador en tolva implementado.	74
5-7. Sistema de control de nivel.	76
5-8. Balance de energía en intercambiador de calor.	78
5-9. Vista isométrica de la instalación experimental.	79
E-1. Diagrama de flujo del programa desarrollado, parte 1.	108
E-2. Diagrama de flujo del programa desarrollado, parte 2.	109
E-3. Diagrama de flujo del programa desarrollado, parte 3.	110
E-4. Diagrama de flujo del programa desarrollado, parte 4.	111

Lista de símbolos

Símbolos con letras latinas

Símbolo	Término	Unidad SI
A	Área	m^2
A_0	Área superficial específica inicial promedio del sólido	m^2
a	Contenido de ceniza	1
c	Contenido de carbono	1
C	Concentración de la cantidad de materia	$\frac{mol}{m^3}$
C_{ma}	Crecimiento medio anual	$\frac{m^3}{ha \cdot a}$
c	Calor específico	$\frac{kJ}{kg \cdot K}$
D	Diámetro	m
\dot{E}	Potencia	kW
E_A	Energía de activación	$\frac{kJ}{mol}$
F	Fracción de carbono fijo	1
F_d	Factor de disponibilidad	1
F_g	Factor de generación	1
f_a	Factor de ajuste	1
h	Altura	m
h	Entalpía específica	$\frac{kJ}{kg}$
h	Contenido de hidrógeno	1
k	Coefficiente de la velocidad de reacción	1
k_0	Constante preexponencial	s^{-1}
L_0	Longitud específica inicial promedio de poros	$\frac{m}{kg}$

Símbolo	Término	Unidad SI
M	Masa molar	$\frac{\text{kg}}{\text{mol}}$
m	Masa	kg
\dot{m}	Caudal másico	$\frac{\text{kg}}{\text{h}}$
n	Contenido de nitrógeno	1
n	Orden de reacción	1
n	Cantidad de materia	mol
\dot{n}	Flujo de cantidad de materia	$\frac{\text{mol}}{\text{min}}$
o	Contenido de oxígeno	1
Q	Calor	kJ
\mathcal{R}	Flujo de reacción	$\frac{1}{\text{min}}$
R	Constante universal de los gases	$\frac{\text{J}}{\text{mol K}}$
T	Temperatura	K
PE	Potencial energético	PJ
t	Tiempo	min
V	Fracción de materia volátil	1
V	Volumen	m^3
y_i	Fracción de la cantidad de materia	1
W_V^o	Fracción original de materia volátil	1
w_i	Fracción en masa del componente i	1
w	Contenido de humedad	1

Símbolos con letras griegas

Símbolo	Término	Unidad SI
ϵ_0	Porosidad de la partícula	1
$\bar{\rho}_b$	Densidad a granel molar	$\frac{\text{mol}}{\text{m}^3}$
$\bar{\rho}_w$	Densidad molar de la partícula	$\frac{\text{mol}}{\text{m}^3}$

Símbolo	Término	Unidad SI
ρ_b	Densidad a granel	$\frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$
ρ_w	Densidad de la partícula	$\frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$
ψ	Parámetro estructural	1

Subíndices

Subíndice	Término
alq	Alquitranes
ag	Agente
a,d	Aire seco
ad,d	Aire seco dosificado
b	Biomasa
C	Carbonizado
comb	Combustión
d	Libre de agua
daf	Libre de agua y de ceniza
e	Entra
F	Carbono fijo
f	Formación
g	Gas producido
P	Partícula
p	Pirólisis
pr	Práctico
prod	Productos
op	Operación
r	Reactor
reac	Reactantes
rem	Remanente
s	Secado

Subíndice Término

s	Sale
t	Teórico
tr	Transversal
v	Vapor de agua sobrecalentado
v	Materia volátil

Superíndices**Superíndice Término**

CO ₂	Reacción con CO ₂
H ₂ O	Reacción con H ₂ O
o	Estado de referencia, P=101,325 kPa, T=298,15 K

Abreviaturas**Abreviatura Término**

ER	Relación de equivalencia
HHV	Poder calorífico superior
LHV	Poder calorífico inferior
LMDT	Diferencia de temperatura media logarítmica
SGR	Tasa específica de gasificación
S/B	Relación vapor-biomasa

Capítulo 1

Introducción

Como parte de los objetivos planteados en el Plan Energético Nacional Colombiano, con el fin de diversificar la canasta de energéticos se incentiva el uso de la biomasa [1]. La mayor participación en capacidad instalada para generación de energía eléctrica en Colombia es aportada por hidroeléctricas alcanzando un 68,3 %, seguida por las térmicas con el 30,7 % y las fuentes no convencionales aportando tan solo el 1,0 % [2]. En el país se generan combustibles de primera generación a partir de caña de azúcar y aceite de palma. En 2017 se produjeron 366,75 millones de litros de bioetanol anhidro y 460,121 toneladas de biodiésel según estadísticas de la Federación Nacional de Combustibles [3], [4]. Así mismo, se han realizado trabajos de investigación de combustibles generados a partir de residuos con contenidos de celulosa y hemicelulosa como la tusa de los racimos y la fibra de la palma de aceite así como de residuos sólidos domésticos, enfocados a la producción de etanol mediante fermentación alcohólica [5].

Existe en Colombia un potencial energético concentrado en el aprovechamiento de residuos agropecuarios que incluyen los residuos de cultivos agroindustriales, frutales y de cereales, así como los residuos generados por la industria avícola en la cría de aves de engorde. Existe también potencial en los residuos forestales y municipales como los generados por las plazas de mercado, podas, papel, cartón y textiles. Un análisis del potencial energético de biomasa residual colombiana realizado en 2016 dio como resultado 325,1 PJ de potencial energético teórico teniendo en consideración la biomasa residual aportada por el sector agropecuario, forestal y municipal.

Se ha planteado la generación de energía eléctrica a partir de biomasa en zonas no interconectadas integrando gasificadores a motores de combustión interna [6] en los que el gas de síntesis generado en los gasificadores debe cumplir con parámetros mínimos de contenido de alquitranes y otras impurezas. Por su proceso, los reactores de lecho fijo generan un gas con bajo contenido de contaminantes, lo que los hace ideales para su implementación en motores de combustión interna. No obstante este tipo de reactores es sensible al contenido de hu-

medad de la biomasa [7], esperándose un menor rendimiento para valores mayores al 20 % [8]. Es necesario desarrollar el saber hacer ("*know-how*") de la tecnología de gasificación en Colombia, pues una revisión bibliográfica solo registra una aplicación a escala comercial en el municipio de Necoclí en el 2008 y operativa hasta el 2011 luego de que EPM conectará la región al sistema eléctrico nacional [9]. En el Jardín Botánico José Celestino Mutis se cuenta con dos gasificadores de 20 kW cada uno, con los que se cubrió la tercera parte del consumo eléctrico y se generaron trabajos de investigación [10], hoy en día no se encuentran en uso. Así mismo se requiere establecer una metodología de diseño que permita el escalado de las plantas piloto a aplicaciones comerciales como las del caso Necoclí y generar el conocimiento para poder mantener una operación continua del proceso de gasificación.

Con el fin de utilizar la biomasa residual y aprovechar su potencial energético se requiere conocer primero su comportamiento en instalaciones a pequeña escala. En este trabajo se presenta, en primer medida, una evaluación del potencial energético de la biomasa residual colombiana con el fin de determinar la materia prima disponible para su valorización energética a través de la tecnología de lecho fijo. El análisis se realiza teniendo en cuenta la cantidad de residuo generada anualmente, el poder calorífico inferior de la biomasa en base seca y un factor de disponibilidad, el cual es un indicador de la biomasa que no es valorizada en los procesos propios de la actividad que la generan.

Posteriormente, se desarrolla un modelo unidimensional basado en las cinéticas de las principales reacciones involucradas en el proceso de gasificación que permita la simulación del proceso. Con el fin de tener en cuenta los efectos inhibitorios y de transporte de calor y masa se emplea un factor de corrección determinado a partir de investigaciones experimentales previas de otros autores. El consumo de biomasa y la capacidad energética de la instalación experimental es determinada mediante la simulación con diferentes relaciones de equivalencia y relaciones de vapor-biomasa para dos clases de biomasa características y diferentes geometrías de reactor. A través de parámetros de operación como la tasa específica de gasificación, los resultados de las diferentes configuraciones son comparados respecto a valores promedio estimados a partir de una revisión bibliográfica. De esta forma, la geometría del reactor es establecida de tal forma que los parámetros de operación se encuentren dentro de los rangos encontrados de dicha revisión bibliográfica.

El desarrollo del diagrama de flujo del proceso (PFD) y del diagrama de instrumentación y tubería (P&ID) establecen el diseño conceptual de la instalación experimental. Finalmente, se presenta el diseño detallado del reactor basado en la tecnología de lecho fijo. Se emplean sistemas modulares que permitan operar bajo diferentes procesos de conversión y que faciliten las actividades de experimentación. Por otro lado, se presenta el diseño básico de los sistemas auxiliares, especificando la tecnología empleada, condiciones de diseño y dimensionamiento.

1.1. Objetivo general

Diseñar una instalación experimental de laboratorio para la conversión termoquímica de biomasa residual usando la tecnología de lecho fijo, adaptable a diferentes condiciones de operación y biomasa residual disponible en el país.

1.2. Objetivos específicos

- Identificar los tipos de biomasa residual colombiana a ser transformada en la planta piloto y establecer mediante revisión de literatura los parámetros de los procesos de transformación termoquímica relevantes para su diseño.
- Simular el proceso de gasificación de biomasa mediante un modelo matemático simplificado que permita estimar el consumo y capacidad de la instalación experimental a diseñar.
- Realizar el diseño conceptual de la instalación experimental y determinar la configuración geométrica de sus diferentes componentes.
- Realizar el diseño detallado del reactor de lecho fijo y el diseño básico de los componentes auxiliares del proceso, empleando sistemas modulares que ofrezcan flexibilidad para operar bajo diferentes modos de conversión.

Capítulo 2

Biomasa residual

En el presente capítulo se muestra la selección de la biomasa residual que puede ser procesada en la instalación experimental. Para este fin, se evalúa el potencial energético de las biomásas que pueden ser aprovechadas en procesos de valorización termoquímica. El potencial energético teórico se estima teniendo en cuenta el poder calorífico en base seca y la cantidad de biomasa residual generada por los sectores agrícola, pecuario y forestal. De acuerdo al factor de disponibilidad de la biomasa residual se establece el potencial energético práctico. Se seleccionan las biomásas residuales que aportan el 90 % del potencial energético práctico como el material que se procesará en la instalación experimental y se presentan las propiedades fisicoquímicas necesarias para el diseño de la instalación.

2.1. Biomasa residual colombiana y su potencial energético

La biomasa residual es generada en los sectores agrícola, pecuario, forestal y como residuos sólidos orgánicos urbanos como se observa en la figura **2-1**. Los reactores de lecho fijo operan con biomásas con contenidos de humedad menores al 30 % [11]. Los residuos generados con contenidos de humedad mayores al 60 % son excluidos del análisis debido al gasto energético asociado a la disminución del contenido de humedad. Este gasto energético disminuye la viabilidad de la conversión termoquímica por las rutas involucradas en el presente trabajo. En ese sentido, los residuos sólidos orgánicos urbanos no son tenidos en consideración como tampoco los residuos de los cultivos de banano, plátano ni la pulpa de café. Respecto al sector pecuario, únicamente la pollinaza cuenta con contenidos de humedad inferiores al 60 %. El potencial energético para la valorización termoquímica de biomasa residual en Colombia se basa en los productos mostrados en la tabla **2-2**. Una descripción de cada una de ellas es presentada por Cáceres [12].

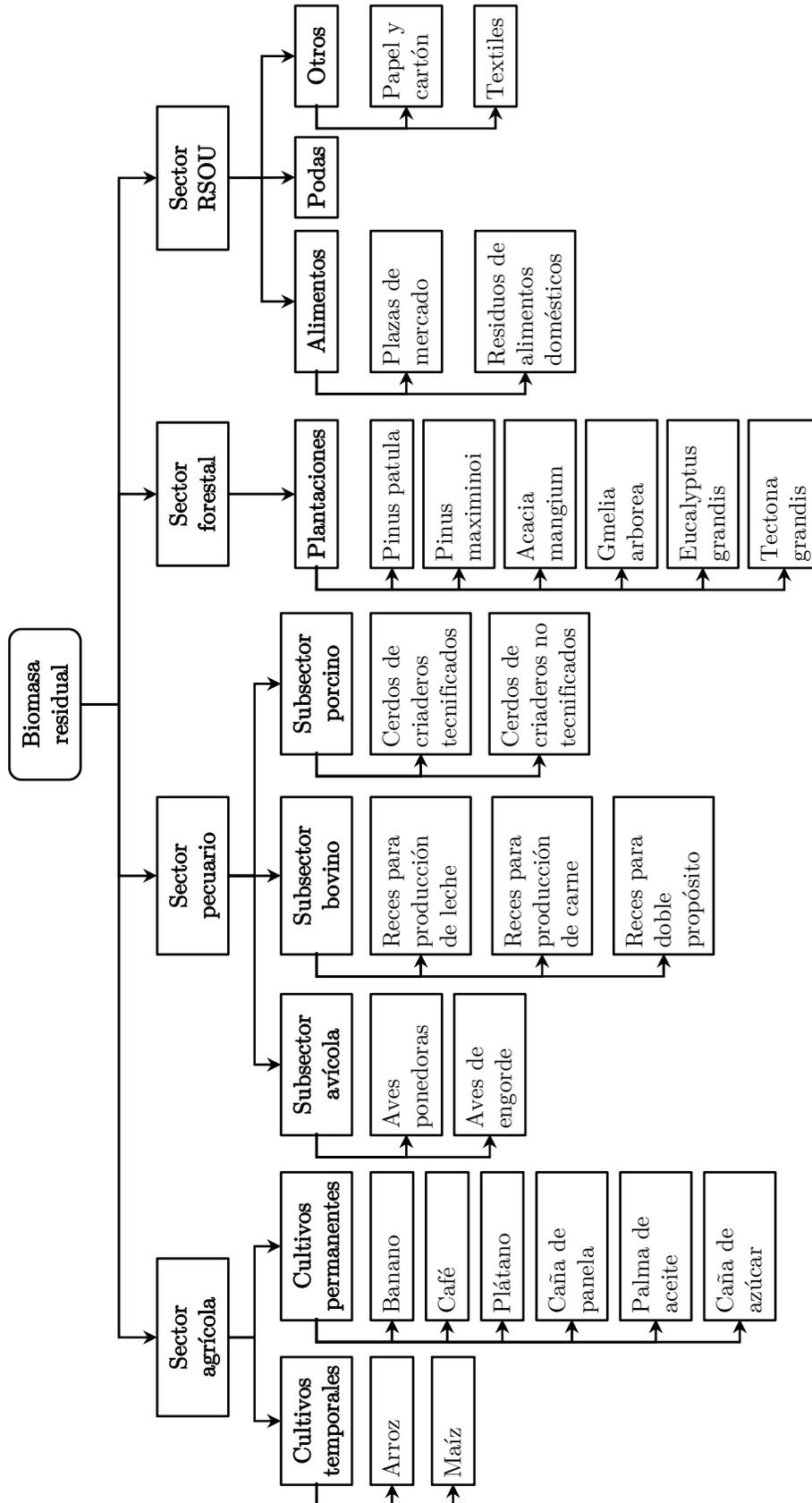


Figura 2-1: Principales fuentes de biomasa residual generada en Colombia.

El potencial energético teórico de la biomasa residual se calcula a través de las ecuaciones 2-1 a 2-3, empleando la masa seca y el poder calorífico inferior del residuo generado. Para el sector agrícola, la estimación de la masa seca de biomasa residual se logra a través de la cantidad en masa de producto generada, m_i , el factor de generación de residuos, $F_{g,i}$ y la humedad asociada al residuo, w_i . Para el caso del sector forestal se emplea el área sembrada con la especie i , A_i , el crecimiento medio anual, $C_{ma,i}$, la densidad de la madera al 12% de humedad y el factor de generación de residuos, F_i . El factor 0,88 tiene en cuenta la humedad del 12% con la cual se mide la densidad de la madera. Finalmente, para el sector pecuario la masa seca se estima con base en las cabezas de animales involucradas en la actividad, C_i , el factor de generación de residuos por individuo, $F_{g,i}$ y la humedad de los residuos, w_i . La biomasa disponible para la valorización termoquímica se estima a través del factor de disponibilidad F_d , que mediante la ecuación 2-4, permite el cálculo del potencial energético práctico. Los factores empleados en la estimación del potencial energético son mostrados en las tablas 2-1 y 2-2. Los datos de producción de cada sector son mostrados en la tabla 2-3 registrados para el año 2021 y de acuerdo a las fuentes indicadas en la tabla.

$$(PE_{t,i})_{Agrícola} = m_i F_{g,i} (1 - w_i) LHV_i \quad (2-1)$$

$$(PE_{t,i})_{Forestal} = 0,88 A_i C_{ma,i} \rho_i F_{g,i} LHV_i \quad (2-2)$$

$$(PE_{t,i})_{Pecuario} = C_i F_{g,i} (1 - w_i) LHV_i \quad (2-3)$$

$$PE_{pr,i} = PE_{t,i} F_{d,i} \quad (2-4)$$

Tabla 2-1: Factores para la determinación de la masa de producto principal generado en el sector forestal.

Producto principal	A_i		$C_{ma,i}$		ρ_i	
	Valor / ha	Fuentes	Valor / m ³ /(ha a)	Fuentes	Valor / kg/m ³	Fuentes
<i>Acacia mangium</i>	69392	[13]	33,50	[14]	568,43	[15]-[17]
<i>Eucalyptus grandis</i>	39308	[13]	30,00	[14]	483,23	[18], [19]
<i>Gmelina arborea</i>	21050	[13]	23,50	[14]	518,67	[20], [21]
<i>Pinus patula</i>	59204	[13]	18,50	[14]	485,57	[22], [23]
<i>Tectona grandis</i>	39319	[13]	16,00	[14]	580,00	[24]-[26]

En la tabla **2-3** se presenta el potencial energético teórico y práctico, así como la cantidad de biomasa generada para cada escenario. En la figura **2-2a** se muestran las biomásas con mayor potencial energético teórico donde la industria avícola a través de los pollos de engorde genera alrededor de 18,3 Mt de pollinaza con un potencial energético de 316 PJ en el año 2021. Gran parte de la pollinaza es empleada como fertilizante a través de un proceso de compostaje, lo que representa un factor de disponibilidad del 30%. Por tal motivo, el potencial energético práctico de la pollinaza es 95 PJ con 5,5 Mt de biomasa generada, como se muestra en la figura **2-2b**. El sector azucarero generó 22 Mt de biomasa residual a través del bagazo y las hojas de la caña de azúcar, ambos residuos tuvieron un potencial energético teórico de 318,9 PJ en el año 2021. El bagazo de la caña de azúcar es empleado en los esquemas de cogeneración en los ingenios o en las plantas de producción de etanol [51], [52], por lo que su factor de disponibilidad es 0, careciendo de potencial energético práctico. Parte de las hojas y cogollos de la caña de azúcar son empleados como cobertura en los cultivos de caña, que sumado a la dificultad de su recolección y transporte plantean un 20% de residuos aprovechables a través de procesos termoquímicos [12].

El tamo de arroz mecanizado involucra un potencial teórico de casi 73,4 PJ, sin embargo, estos residuos son incinerados in situ como parte de la adecuación del terreno para nuevos ciclos productivos y como suplemento alimenticio en el sector pecuario [53]. En este sentido, de la producción de arroz se puede aprovechar la cascarilla con un potencial energético práctico de 5,1 PJ y 0,3 Mt generadas en el año 2021. En el caso de la industria cafetera únicamente la cascarilla de café está disponible para la conversión termoquímica con un potencial energético teórico y práctico de 51,8 PJ y 12,9 PJ respectivamente. Los tallos y parte de la cascarilla de café son empleados en esquemas de generación y como fertilizantes, planteando un factor de disponibilidad de 0% para los tallos y 25% para la cascarilla [12]. El rastrojo de maíz aporta 30,6 PJ al potencial energético teórico, sin embargo estos residuos son empleados como suplementos alimenticios en el sector pecuario [12]. Dado que el bagazo de caña de azúcar, el tamo de arroz y el capacho de maíz carecen de potencial energético práctico, el raquis y cuesco de la palma de aceite aparecen dentro de las biomásas con mayor potencial energético práctico como se observa en la figura **2-2b** con 11,04 PJ y 5,64 PJ de potencial energético y 1,1 Mt y 0,4 Mt de biomasa seca generada respectivamente. La figura **2-2b** representan entonces las biomásas que pueden ser procesadas en la instalación experimental con mayor potencial energético disponible para su valorización.

Tabla 2-2: Factores empleados para la determinación del potencial energético de las biomasas residuales.

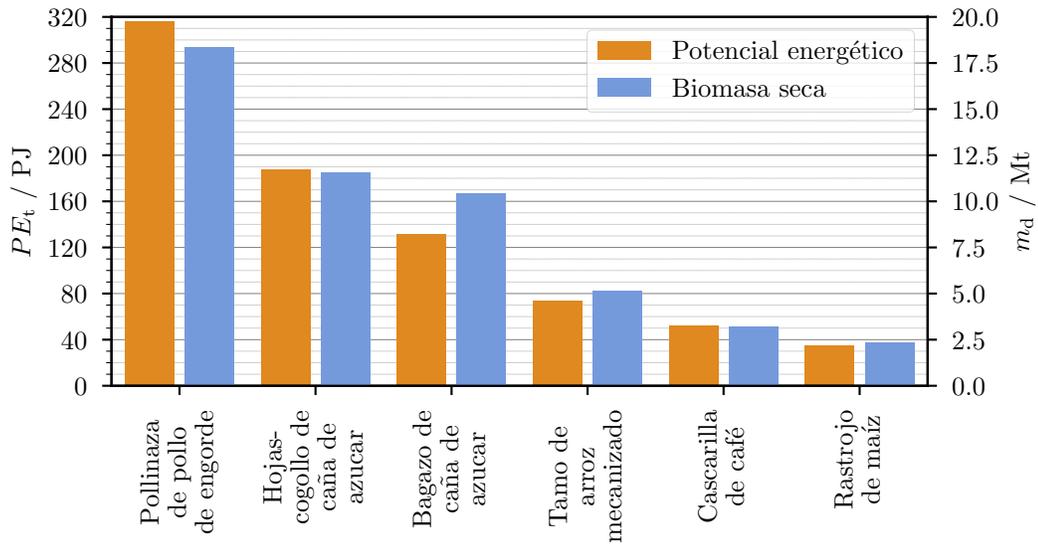
Sector	Producto principal	Biomasa residual		F_g^2		w^2		LHV ²		$F_d^{1,2}$
		%	Fuentes	%	Fuentes	%	Fuentes	MJ/kg	Fuentes	%
Agrícola	Arroz manual	0,27	[27]-[29]	10,66	[27], [28]	14,78	[27], [29]	44,00		
			[27], [29]		[27], [28]		[27], [29]			
	Arroz mecanizado	0,27	[27]-[29]	10,66	[27], [28]	14,78	[27], [29]	44,00		
			[27], [29]		[27], [28]		[27], [29]			
	Café	4,76	[27]-[31]	11,51	[27], [28], [30], [31]	16,27	[27], [29], [32]	25,00		
			[29], [30], [33], [34]		[30], [33], [35], [36]		[29], [32]			
	Caña de azúcar	0,67	[27], [29], [37]	49,83	[27], [38]	12,60	[27], [29]	0		
			[29], [37]		[28], [29]		[27], [29]			
	Caña panelera	0,67	[27], [29], [37]	49,83	[27], [38]	12,60	[27], [29]	0		
			[29], [37]		[28], [29]		[27], [29]			
Maíz	0,22	[27]-[29]	28,21	[27], [28], [39], [40]	12,60	[27], [29]	0			
		[27], [29]		[27], [39], [40]		[27], [29], [41]				
Palma de aceite	0,09	[27]-[29], [44]	10,17	[27], [28], [44], [45]	15,28	[12]	57,00			
		[27]-[29], [44]		[27], [28], [44], [45]		[12]				
Forestal	Residuos	0,60	[12]	46,80	N/A	18,76	[12]	0		
			[12]						N/A	[12]
Pecuario	Pollo de engorde	29,33 ³	[46]-[49]	26,64	[49], [50]	17,23	[12]	30,00		
			[46]-[49]						[49], [50]	[12]

¹ Los factores de disponibilidad son tomados de [12]² Valores promedio de los datos encontrados en la revisión bibliográfica³ Valores medidos en kg/(ave año).

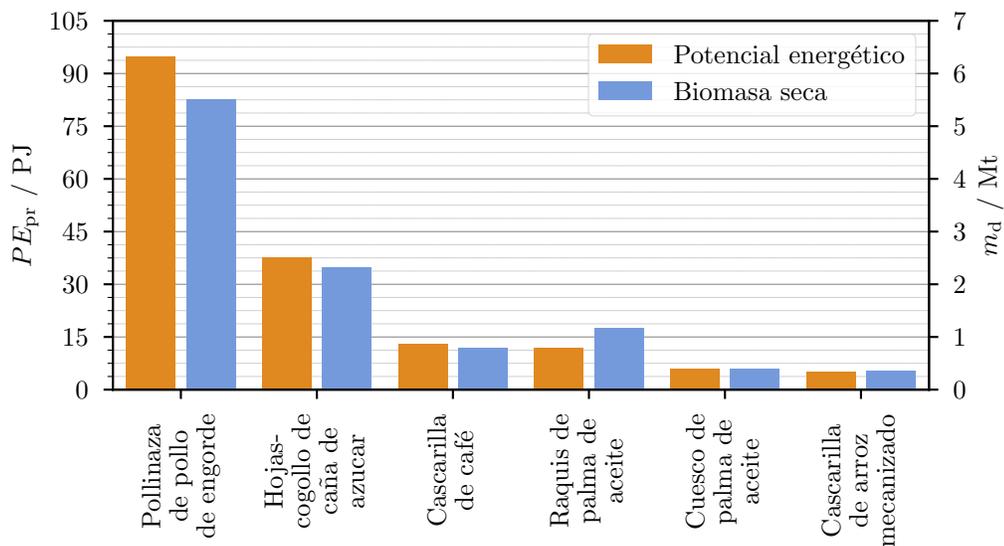
Tabla 2-3: Resultados de la evaluación del potencial energético.

Sector	Producto principal	Producción / kt	Biomasa residual	$m_{d,t}$ / kt	PE_t / PJ	PE_{pr} / PJ	$m_{d,pr}$ / kt
Agrícola	Arroz mecanizado	3326,53 [54]	Cascarilla	789,90	11,67	5,14	347,56
			Tamo	5167,60	73,45	0	0
	Café	756,00 [55]	Cascarilla	3183,03	51,79	12,95	795,76
			Tallo	1862,27	34,66	0	0
	Caña de azúcar	30869,99 [56]	Bagazo	10433,99	131,48	0	0
			Hojas-cogollo	11562,36	187,44	37,49	2312,47
	Caña panelera	1085,57 [57]	Bagazo	366,92	4,62	0	0
			Hojas-cogollo	406,60	6,59	0	0
	Maíz	1591,40 [58]	Capacho	253,64	3,20	0	0
			Rastrojo	2338,62	34,90	0	0
			Tusa	589,23	9,41	0	0
	Palma de aceite	8959,02 [59]	Cuesco	691,07	10,56	6,02	393,91
			Fibra	1241,46	16,82	2,02	148,98
Raquis			1402,46	14,21	11,79	1164,04	
Forestal	<i>Acacia mangium</i>	1321,39 ¹	Residuos	697,69	0,13	0	0
	<i>Eucalyptus grandis</i>	569,84 ¹	Residuos	300,87	0,06	0	0
	<i>Gmelina arborea</i>	256,57 ¹	Residuos	135,47	0,03	0	0
	<i>Pinus patula</i>	531,83 ¹	Residuos	280,81	0,05	0	0
	<i>Tectona grandis</i>	364,88 ¹	Residuos	192,66	0,04	0	0
Pecuario	Pollo de engorde	853,00 ²	Pollinaza	18352,31	316,21	94,86	5505,69

¹ Valores estimados como $m_i = A_i C_{ma,i} \rho_i$ ² Valor medido en millones de pollitos encasetados, tomado de [60].



(a) Potencial energético teórico.



(b) Potencial energético práctico.

Figura 2-2: Potencial energético de la biomasa residual apta para valorización en la instalación experimental a) teórico b) práctico.

2.2. Características fisicoquímicas de la biomasa residual

A continuación, se presentan las principales características fisicoquímicas de las biomásas residuales seleccionadas que pueden ser procesadas en la instalación experimental. En la tabla 2-4 muestra los valores de densidad a granel, verdadera y el tamaño medio de la partícula de biomasa. Las hojas y cogollo de la caña de azúcar y del raquis de la palma de aceite

son residuos obtenidos con tamaño considerable, por tal razón se presentan valores luego del procesamiento basto y fino. La pollinaza, el raquis y el cuesco de palma de aceite son las biomásas con mayor densidad de partícula y, a excepción del raquis, las que presentan mayores densidades a granel. Las biomásas fibrosas como las hojas y cogollo de la caña de azúcar y el raquis de la palma de aceite presentan las menores densidades a granel que requieren volúmenes mayores durante su almacenamiento y posterior procesamiento. El tamaño de partícula de las biomásas es un parámetro representativo respecto a la capacidad de la instalación experimental para su procesamiento como se muestra en la sección 4.3 y que afecta los valores de las densidades como se muestra en la tabla 2-4. Este efecto del tamaño de partícula en la densidad a granel es esperado, sin embargo, el efecto observado en la densidad de la partícula debe ser estudiado más al detalle como lo indica Cáceres [12].

Tabla 2-4: Densidad y tamaño medio de partícula de las biomásas seleccionadas [61].

Biomasa residual	ρ_b / kg/m ³	ρ_w / kg/m ³	d_P / mm
Cascarilla de arroz mecanizado, como se recibe	154	1093	1,04
Cascarilla de café, como se recibe	207	1283	1,58
Hojas-cogollo de caña de azúcar, molido basto	109	662	0,912
Hojas-cogollo de caña de azúcar, molido fino	171	993	0,623
Cuesco de palma de aceite, como se recibe	595	1375	2,576
Raquis de palma de aceite, molido basto	35	1073	0,709
Raquis de palma de aceite, molido fino	98	1382	0,352
Pollinaza de pollos de engorde, como se recibe	544	1403	0,258

En la tabla 2-5 se presenta los valores del poder calorífico superior e inferior y el análisis último de las biomásas seleccionadas. El cuesco de palma de aceite presenta los mayores valores de contenido energético mientras que la pollinaza de pollos de engorde el menor valor. El bajo poder calorífico de la pollinaza es atribuido en parte al elevado contenido de cenizas como se observa en la tabla 2-6. El poder calorífico superior del lignito de 16 MJ/kg y el de un carbón subbituminoso de 21 MJ/kg son equivalentes al los de las biomásas seleccionadas. Los contenidos de carbono, hidrógeno y oxígeno determinan las relaciones O/C y H/C que influyen en el poder calorífico de las biomásas en una relación inversamente proporcional. Esto es debido a un menor contenido energético en los enlaces O-C y O-H en comparación con enlaces C-C [62]. Los contenidos de nitrógeno y azufre en en la pollinaza de pollos de engorde es característica de la biomasa obtenida de procesos pecuarios, y está directamente relacionada con las emisiones de SO_x y NO_x. El contenido de azufre está relacionado adicio-

nalmente con el uso de aditivos, fertilizantes y pesticidas empleados en la industria agrícola [63].

Tabla 2-5: Poder calorífico y análisis último de las biomásas seleccionadas.

Biomasa residual	LHV _d / MJ/kg	HHV _d / MJ/kg	Análisis último				
			c _{daf} / %	h _{daf} / %	n _{daf} / %	s _{daf} / %	o _{daf} / %
Cascarilla de arroz mecanizado [12]	15,97	17,44	51,44	8,19	2,63	0,45	37,29
Cascarilla de café [64]	17,50	18,70	50,30	5,30	0,60	-	43,80
Hojas-cogollo de caña de azúcar [12]	15,94	17,37	46,06	7,00	0,85	0,85	45,23
Cuesco de palma de aceite [64]	21,10	22,20	52,80	5,70	0,20	-	41,30
Raquis de palma de aceite [12]	19,07	20,66	51,45	7,86	1,68	0,35	38,67
Pollinaza de pollos de engorde [12]	12,61	13,94	44,73	7,92	6,74	1,34	39,26

En la tabla **2-6** se muestra el análisis próximo de las biomásas seleccionadas. Los elevados contenidos de materia volátil, V_d , son característicos de las biomásas y junto con el contenido de carbono fijo, F_d , son indicativos de la facilidad para su ignición y posterior gasificación [62]. Los volátiles obtenidos de las biomásas consisten de componentes combustibles como CH_4 , C_2H_2 , CO , H_2 , H_2S , alquitranes y otros hidrocarburos ligeros, y de componentes no combustibles como CO_2 , HCL , H_2O , N_2 , NH_3 , NO_x , SO_x entre otros [63]. El carbono fijo es también la porción de biomasa que es sometida a reacciones heterogéneas durante la gasificación y combustión [63]. Los contenidos de cenizas son altos en la cascarilla de arroz y en la pollinaza de pollos de engorde e impactan el contenido energético de la biomasa como se mencionó anteriormente. La composición de las cenizas determina sus propiedades a elevadas temperaturas y la aparición de problemas operativos como aglomeraciones, obstrucciones, incrustaciones, corrosión y erosión [63].

Tabla 2-6: Análisis próximo de las biomasas seleccionadas.

Biomasa residual	Análisis próximo			
	w /%	V_d /%	a_d /%	F_d /%
Cascarilla de arroz mecanizado [12]	8,6	68,9	17,6	13,5
Cascarilla de café [64]	10,1	82,0	1,2	16,8
Hojas-cogollo de caña de azúcar [12]	7,4	79,2	6,5	14,3
Cuesco de palma de aceite [64]	11,2	79,0	1,4	19,6
Raquis de palma de aceite [12]	7,5	74,9	7,1	18,0
Pollinaza de pollos de engorde [12]	11,7	66,4	24,1	9,5

Capítulo 3

Procesos de conversión termoquímica

En este capítulo se presenta una descripción de los procesos de conversión termoquímicos de la biomasa haciendo énfasis en la gasificación. Se incluyen las reacciones principales involucradas en el proceso, las tecnologías de gasificación y los sistemas de tratamiento de gas. Posteriormente, se presentan los parámetros de transformación termoquímica incluyendo la relación de equivalencia, relación de vapor-biomasa, la tasa específica de reacción y finalmente la cinética de reacción a través de la ley de potencias y el modelo aleatorio de poros.

El uso energético de la biomasa se puede lograr a través de 3 tipos de procesos de transformación claramente definidos: bioquímicos, fisicoquímicos y termoquímicos. La transformación bioquímica se realiza a través de fermentación o digestión anaeróbica. Sus productos comprenden biogás, gas de vertedero y algunos biocombustibles líquidos como el bioetanol y biobutanol, entre otros. Este proceso es más lento que la conversión termoquímica, pero no requiere grandes aportes de energía externa. Así mismo, La fermentación es usada en gran medida para la producción de bioetanol de cultivos de azúcar, convirtiendo la biomasa en azúcar con el uso de enzimas o ácidos y finalmente los azúcares en etanol u otros químicos con la ayuda de levaduras. La digestión anaeróbica es la conversión de materia orgánica directamente en gas, a través de bacterias en un ambiente anaeróbico [3], [5], [11].

En la conversión fisicoquímica el aceite extraído de las semillas de varios cultivos de biomasa como aceite de palma, colza, algodón, maní y aceite de cocina usado se procesa a través de esterificación para producir biodiésel [65]. El método de extracción depende de la naturaleza de la materia prima, siendo el prensado de las semillas y su posterior extracción con solventes el método más ampliamente empleado [66].

La transformación termoquímica se realiza mediante los procesos de combustión, pirólisis, gasificación y licuefacción que permiten el aprovechamiento energético de la biomasa. Estos métodos comprenden tratamientos a altas temperaturas en presencia o ausencia de un agente oxidante, como se muestra en la Figura **3-1**.

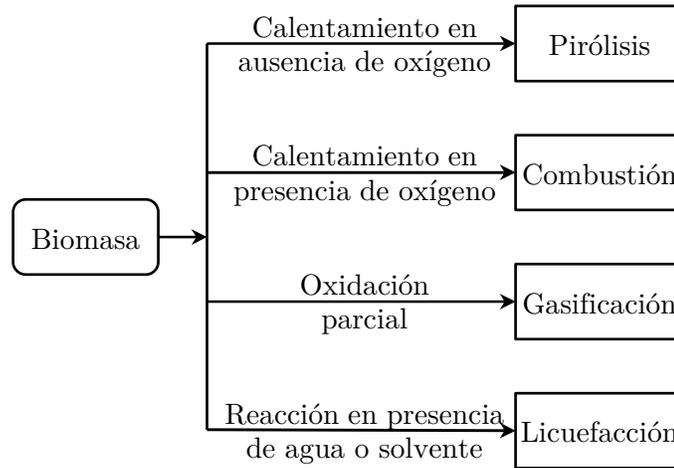


Figura 3-1: Métodos de conversión termoquímica [67].

3.1. Combustión

La combustión es una reacción exotérmica que implica el calentamiento de la biomasa en presencia de aire por encima de la relación estequiométrica. La biomasa es oxidada en CO_2 y H_2O ; la energía liberada es aprovechada en estufas, hornos y calderas para la generación de vapor que posteriormente es aprovechado para la generación de energía eléctrica a través de turbinas de vapor y/o turbogeneradores [11], [65].

3.2. Pirólisis

La pirólisis tiene lugar en ausencia de oxígeno y a temperaturas por encima de los $250\text{ }^\circ\text{C}$ y llegando hasta $600\text{ }^\circ\text{C}$. Durante este proceso se descompone la biomasa en líquidos, sólidos y gases. Basado en la tasa de calentamiento, se establecen dos tipos de pirólisis. La pirólisis rápida tiene lugar cuando se emplean tasas elevadas de calentamiento en el orden de 1000 K/s a 10000 K/s . Dependiendo de si la temperatura pico se mantiene por debajo de $650\text{ }^\circ\text{C}$ o si se eleva hasta el orden de $1000\text{ }^\circ\text{C}$, se incentiva la generación bioaceite o de gas respectivamente [11]. En la pirólisis lenta la tasa de calentamiento es mucho más baja obteniéndose principalmente una fracción sólida (carbonizados) [11]. Contrario a la combustión, la pirólisis es una reacción endotérmica. La versatilidad de la pirólisis para favorecer una fracción de combustible determinada según los parámetros de operación y características de la biomasa representa una ventaja significativa sobre otros procesos con productos limitados, como es el caso de la gasificación o combustión [11], [67]. La pirólisis es también el primer paso en la combustión y gasificación [11].

3.3. Licuefacción

La licuefacción se lleva a cabo con un solvente (entre ellos H_2O) y produce, a temperaturas entre 300 y 350 °C y presiones de 12 a 20 MPa, líquidos con bajas composiciones de oxígeno en comparación al bioaceite obtenido por pirólisis rápida. Un bajo contenido de oxígeno implica mayor estabilidad, de lo contrario el bioaceite tiende a polimerizarse a altas temperaturas que limitan su aplicación en motores de combustión interna [68]. Los procesos de conversión termoquímica como pirólisis y gasificación presentan una mejor eficiencia cuando la biomasa está seca. En orden de aprovechar el potencial energético de la biomasa con alto contenido de humedad se emplea la licuefacción hidrotérmica donde se obtiene un biocombustible en presencia de un solvente a temperaturas alrededor de 250 a 550 °C y presiones de 5 a 25 MPa. Este método puede licuar biomasa con cualquier nivel de humedad. Para temperaturas entre 180 y 350 °C y presiones entre 2 a 10 MPa el principal producto son los carbonizados [67], [69].

3.4. Gasificación

La gasificación es la reacción del material orgánico en la biomasa, a temperaturas usualmente mayores de 700 °C, en presencia de agentes oxidantes (aire, vapor de agua, O_2 , CO_2 o medios que incluyan mezclas). El agente oxidante es suministrado en cantidades inferiores a las requeridas para su oxidación completa [70], [71]. Dependiendo del agente de reacción, este proceso da lugar a un gas de bajo poder calorífico (3,5 a 10 MJ/m³) y medio poder calorífico (10 a 20 MJ/m³), también denominado gas de síntesis (syngas) o gas pobre [72].

3.4.1. Reacciones de gasificación

Los productos de la pirólisis reaccionan con el agente de reacción dando lugar a la gasificación. Adicionalmente, cuando se emplea aire como agente de reacción, se da un proceso de combustión parcial. La gasificación incluye las reacciones heterogéneas y homogéneas mostradas en la Tabla **3-1**. Las reacciones de gasificación y pirólisis son endotérmicas por lo que se requiere una fuente de energía para que éstas se lleven a cabo. En el caso de gasificación con aire, la energía es aportada por la combustión que consume parcialmente los gases generados por la pirólisis y algo de carbonizado. Cuando se emplea otro medio de gasificación, se requiere una fuente de energía externa al gasificador. El carbonizado producto de la pirólisis es gasificado principalmente por las reacciones R1, R2 y R3, incentivando la formación de H_2 , CO y CH_4 . La reacción R3 se favorece a altas presiones [11].

Tabla 3-1: Principales reacciones de gasificación a 25 °C [11].

Reacción	Nombre	Reacción
Reacciones Heterogéneas		
R1	Bouduard	$C + CO_2 \rightleftharpoons 2CO + 172 \text{ kJ/mol}$
R2	Carbonizado - Vapor de agua	$C + H_2O \rightleftharpoons CO + H_2 + 131 \text{ kJ/mol}$
R3	Hidrogasificación	$C + 2H_2 \rightleftharpoons CH_4 - 74.8 \text{ kJ/mol}$
R4	Combustión parcial	$C + 0.5O_2 \rightarrow CO - 111 \text{ kJ/mol}$
R5	Combustión completa	$C + O_2 \rightarrow CO_2 - 394 \text{ kJ/mol}$
Reacciones Homogéneas		
R6	Combustión de monóxido de carbono	$CO + 0.5O_2 \rightarrow CO_2 - 284 \text{ kJ/mol}$
R7	Combustión de metano	$CH_4 + 2O_2 \rightarrow CO_2 + 2H_2O - 803 \text{ kJ/mol}$
R8	Combustión de hidrógeno	$H_2 + 0.5O_2 \rightarrow H_2O - 242 \text{ kJ/mol}$
R9	Conversión agua - gas	$CO + H_2O \rightleftharpoons CO_2 + H_2 - 41.2 \text{ kJ/mol}$
R10	Reacción de metanación 1	$2CO + 2H_2 \rightarrow CH_4 + CO_2 - 247 \text{ kJ/mol}$
R11	Reacción de metanación 2	$CO + 3H_2 \rightleftharpoons CH_4 + H_2O - 206 \text{ kJ/mol}$
R12	Reacción de metanación 3	$CO_2 + 4H_2 \rightarrow CH_4 + 2H_2O - 165 \text{ kJ/mol}$
R13	Reacción de reformado con vapor 1	$CH_4 + H_2O \rightleftharpoons CO + 3H_2 + 206 \text{ kJ/mol}$
R14	Reacción de reformado con vapor 2	$CH_4 + 0.5O_2 \rightarrow CO + 2H_2 - 36 \text{ kJ/mol}$

3.4.2. Tecnologías de gasificación

Las principales tecnologías de gasificación de biomasa se muestran en la Figura 3-2 y se describen a continuación.

Tecnología de flujo de arrastre

Los gasificadores de flujo de arrastre (figura 3-2a) son empleados principalmente para la gasificación de carbón, coque de petróleo y residuos de refinería. En esta tecnología, el combustible es pulverizado hasta tamaños de partícula inferiores a 75 μm y arrastrado por el medio de gasificación hasta unos quemadores situados alrededor del horno. El gasificador funciona a altas temperaturas (1300 °C a 1500 °C) y presiones (25 bar a 30 bar) [73]. De esta forma se obtiene un gas con bajo contenido de alquitranes. Sin embargo, la gasificación de biomasa en reactores de lecho de arrastre debe superar problemas relacionados con el

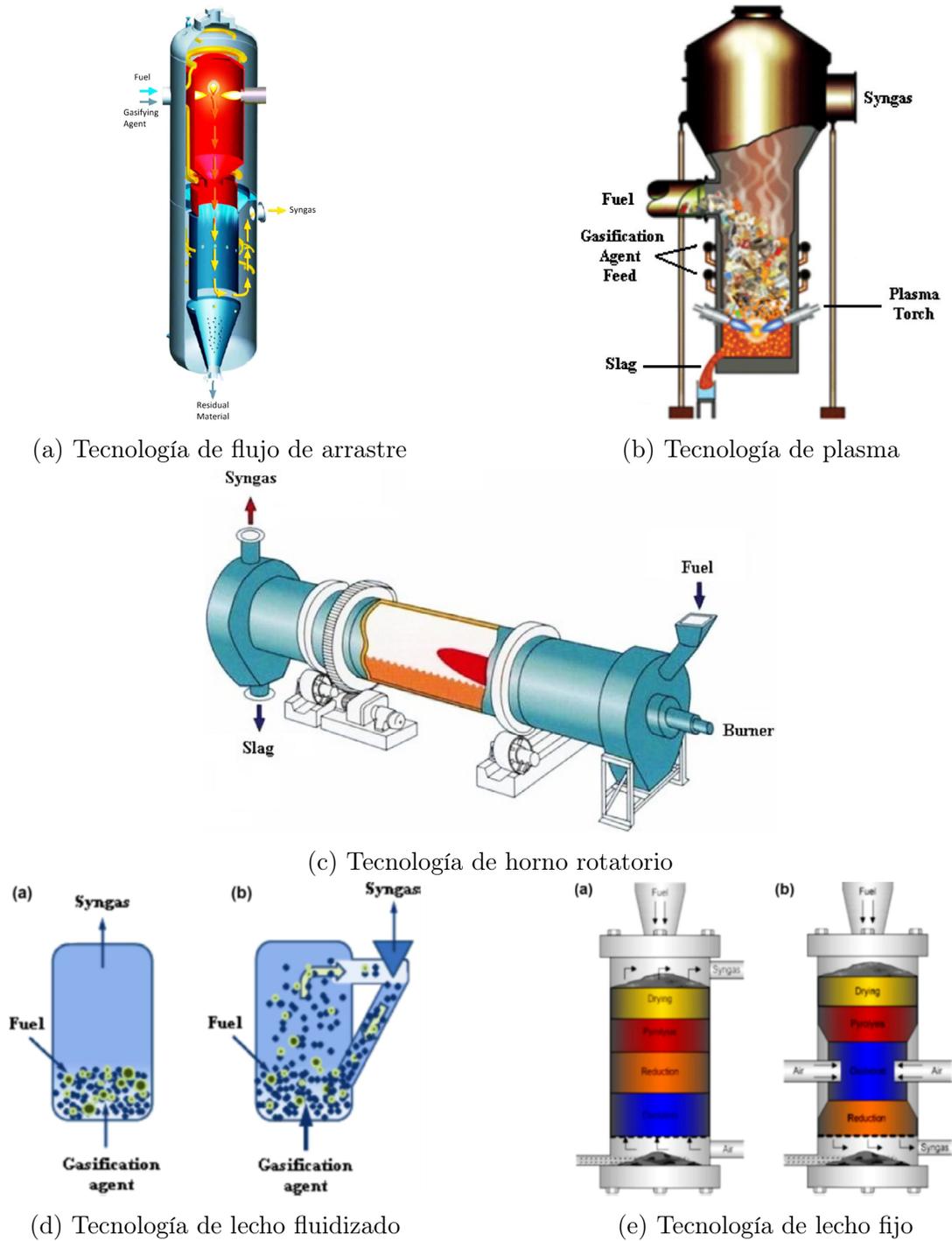


Figura 3-2: Tecnologías de gasificación [73].

tamaño de partícula del combustible y la temperatura de fusión de las cenizas. En el caso de algunas biomásas fibrosas es difícil reducir el tamaño de partícula hasta el requerido por la tecnología. Por otro lado, biomásas con elevado contenido de óxido de calcio y bajo contenido

de metales alcalinos como el sodio y potasio representan elevadas temperaturas de fusión de las cenizas. En orden de alcanzar dichas temperaturas, es requerido un mayor consumo de oxígeno [11].

Tecnología de plasma

En esta tecnología (figura 3-2b) se emplea un plasma de elevada temperatura, el cual es generado por un arco eléctrico en una atmósfera inerte. La elevada temperatura produce la pirólisis de la biomasa generando gases simples como CO y H₂. Si bien la temperatura del arco esta alrededor de los 13000 °C, la temperatura donde la biomasa entra en contacto con el medio de gasificación ronda los 2700 a 4500 °C. Esta temperatura es suficiente para lograr la descomposición de alquitranes y de otros productos inorgánicos. Debido a las altas temperaturas y contenidos de cloro en la materia prima, la duración del revestimiento del reactor es uno de los mayores inconvenientes en la gasificación de biomasa empleando la tecnología de plasma [11].

Tecnología de hornos rotatorios

Los hornos rotatorios (figura 3-2c) consisten en una cámara cilíndrica ligeramente inclinada (1 % a 3 %) que gira lentamente alrededor de su propio eje. Estos hornos están contruidos con un casco cilíndrico en acero y revestido con un material refractario y resistente al desgaste. El contacto gas-sólido tiene lugar debido a la rotación del tambor que, al girar continuamente, expone las nuevas superficies sólidas al agente de gasificación [73]. Este tipo de reactores ofrecen una gran flexibilidad en cuanto a las propiedades físicas de la materia prima empleada [73].

Tecnología de lecho fluidizado

En los gasificadores de lecho fluidizado (figura 3-2d), un material inerte, normalmente arena, es mantenido en semi-suspensión mediante un agente de gasificación, lo que asegura una mezcla del lecho caliente, de la biomasa alimentada en el reactor y de la fase gaseosa [11], [74]. En estos tipos de reactores se obtienen temperaturas uniformes en la zona de gasificación. La versatilidad del sistema permite la gasificación de aserrín, cascarilla de arroz, cascarilla de café [75] y cama de aves de corral (gallinaza y polliniza) [76] entre otros.

Tecnología de lecho fijo

En los gasificadores de lecho fijo, la biomasa es alimentada en la parte superior de un reactor cilíndrico dispuesto en posición vertical conformando un lecho por el cual fluyen el agente de gasificación y el gas producido. El lecho se desplaza gradualmente hacia la parte inferior del

reactor a medida que ocurre su descomposición. De esta forma las cenizas son removidas de la parte inferior del reactor mientras que la salida del gas depende de la configuración del reactor. Esta configuración es función del sentido de flujo del agente de gasificación estableciéndose tres configuraciones: corrientes paralelas, contracorriente y flujo cruzado.

En los reactores de corrientes paralelas el medio de gasificación y, por lo tanto, el gas producido fluyen en la misma dirección del lecho, ver figura **3-3**. La biomasa es secada en la parte superior del reactor en un rango de temperaturas entre 100 y los 200 °C [77]. Posteriormente tiene lugar su pirólisis hasta una temperatura aproximada de 600 °C. Cuando se emplea aire como agente de gasificación, tiene lugar la combustión que aporta la energía necesaria para el proceso. En el caso de gasificación con vapor de agua o dióxido de carbono, la energía requerida para el proceso es suministrada externamente y no tiene lugar la combustión. Finalmente, ocurren reacciones de reducción a temperaturas mayores a 600 °C. En esta configuración los productos gaseosos generados por la pirólisis atraviesan el carbonizado a alta temperatura, lo que permite que se generen reacciones secundarias reduciendo el contenido de alquitranes en el gas producido. Adicionalmente, y por el mismo motivo, el gas producido se encuentra a temperaturas elevadas y con material particulado compuesto de cenizas, hollín y carbonizado parcialmente gasificado [11], [73], [78].

En los reactores en contracorriente el agente de gasificación es suministrado en la parte inferior del reactor y fluye en sentido ascendente y opuesto al lecho, ver figura **3-3**. El agente de gasificación entra en contacto con las cenizas y carbonizado sin convertir a elevadas temperaturas, lo que permite su combustión. El monóxido de carbono, el dióxido de carbono y el vapor de agua generado por la combustión ascienden y entran en contacto con el carbonizado, logrando su gasificación. El calor sensible de los gases producidos en la zona de gasificación aportan la energía requerida para la pirólisis de la biomasa. Los gases y alquitranes generados de la pirólisis se mezclan con los gases de la zona de gasificación y atraviesan la zona de secado. Finalmente, el gas sale por la parte superior del gasificador con un mayor contenido de alquitranes y menor contenido de sólidos en comparación con un reactor de corrientes paralelas [11], [73], [78].

En los reactores de flujo cruzado, el agente de reacción es dosificado por un costado del reactor, atravesando transversalmente el lecho de biomasa el cual fluye en forma descendente. El gas generado sale del reactor en el costado opuesto y a la misma altura de la entrada del agente de reacción. La zona de combustión y gasificación se configura alrededor de la entrada del agente de reacción, mientras que la pirólisis y el secado tienen lugar en la parte superior del reactor. El gas producido deja el reactor con temperaturas entre 800 a 900 °C [74]. Estos reactores requieren biombras que generen bajas cantidades de alquitranes y con tamaños de partícula uniformes para evitar la formación de canales [78].

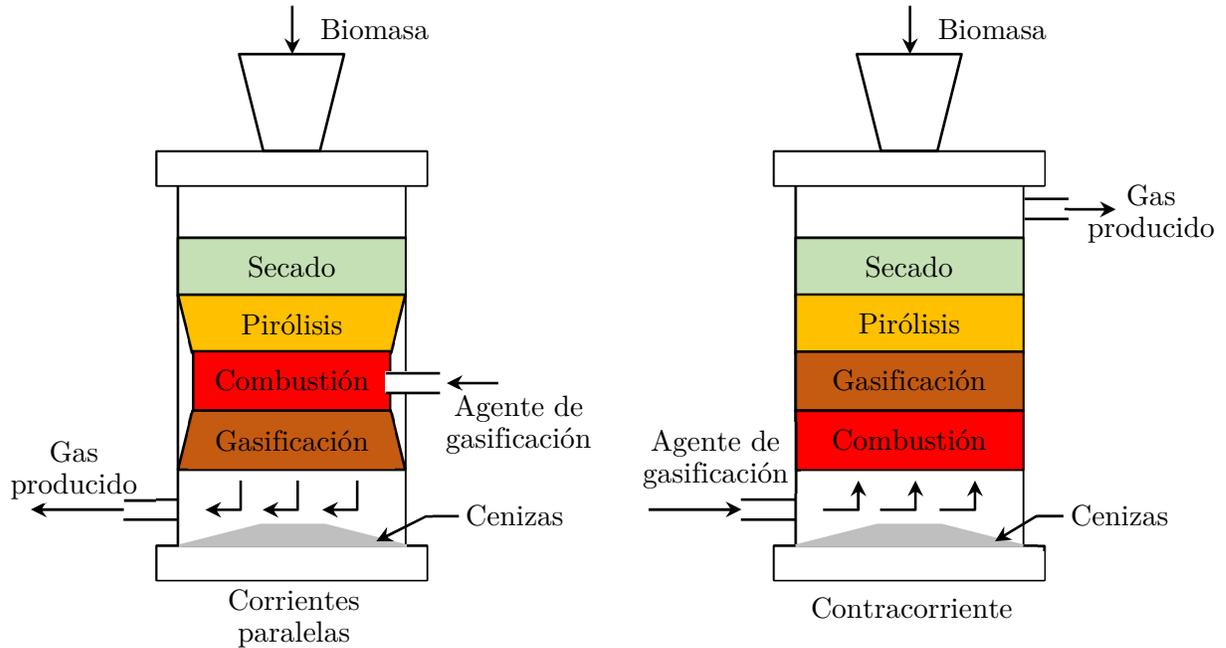


Figura 3-3: Configuración de reactores de lecho fijo de corrientes paralelas y a contracorriente [73].

Rangos de aplicación

Existe un rango apropiado de aplicación para cada uno de las tecnologías mencionadas, por ejemplo, la tecnología de lecho fijo es empleada para unidades de baja potencia (<10 MW térmicos); la tecnología de lechos fluidizados es más apropiada para potencias intermedias (5-100 MW térmicos); la tecnología de flujo de arrastre y de plasma son empleadas para grandes potencias (>50 MW térmicos) [11]. Los hornos rotatorios presentan una amplia capacidad entre 15 kW a 25 MW [71], [79]. Lo descrito anteriormente se presenta en la figura 3-4.

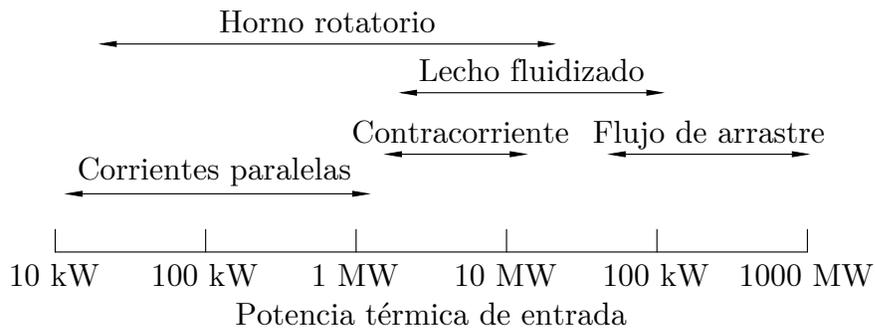


Figura 3-4: Rango de aplicación para gasificadores de biomasa [11], [71], [79].

3.4.3. Sistemas de tratamiento de gas

Los sistemas para el tratamiento del gas producido se centran en la remoción de material particulado y alquitranes como contaminantes principales y otros contaminantes como metales alcalinos volatilizados, amoníaco, azufre y cloro, con el fin de cumplir las especificaciones para uso posterior. Las figuras **3-5** y **3-6** muestran la clasificación de los sistemas de tratamiento de gas en función de la temperatura del tratamiento.

Material particulado

El material particulado está compuesto de carbonizado, cenizas y hollín. El contenido típico de material particulado en el gas sin tratar varía según la configuración del gasificador. En la tabla **3-2** se muestra el contenido de material particulado contenido en el gas producido para gasificadores de lecho fijo. En gasificadores de corrientes paralelas se obtiene un gas con mayor contenido de material particulado debido a que la salida del gas se encuentra por debajo del carbonizado. De esta forma, una mayor cantidad de cenizas, carbonizados y hollín son arrastrados con el gas producido. En contraste, en los reactores en contracorriente, la salida del gas ocurre por encima del nivel de la biomasa sin procesar, de tal forma que menos contaminantes sólidos son arrastrados en gas.

La tabla **3-3** muestra el contenido de material particulado admisible para diferentes aplicaciones. En motores de combustión interna, el material particulado puede causar la obstrucción del sistema de inyección, mientras que en turbinas de gas genera un efecto abrasivo en sus alabes. Adicionalmente, tanto en motores de combustión interna, como en turbinas de gas, el material particulado contenido en el gas combustible es emitido nuevamente en las emisiones de la combustión, pudiendo exceder los límites establecidos por la regulación ambiental [80].

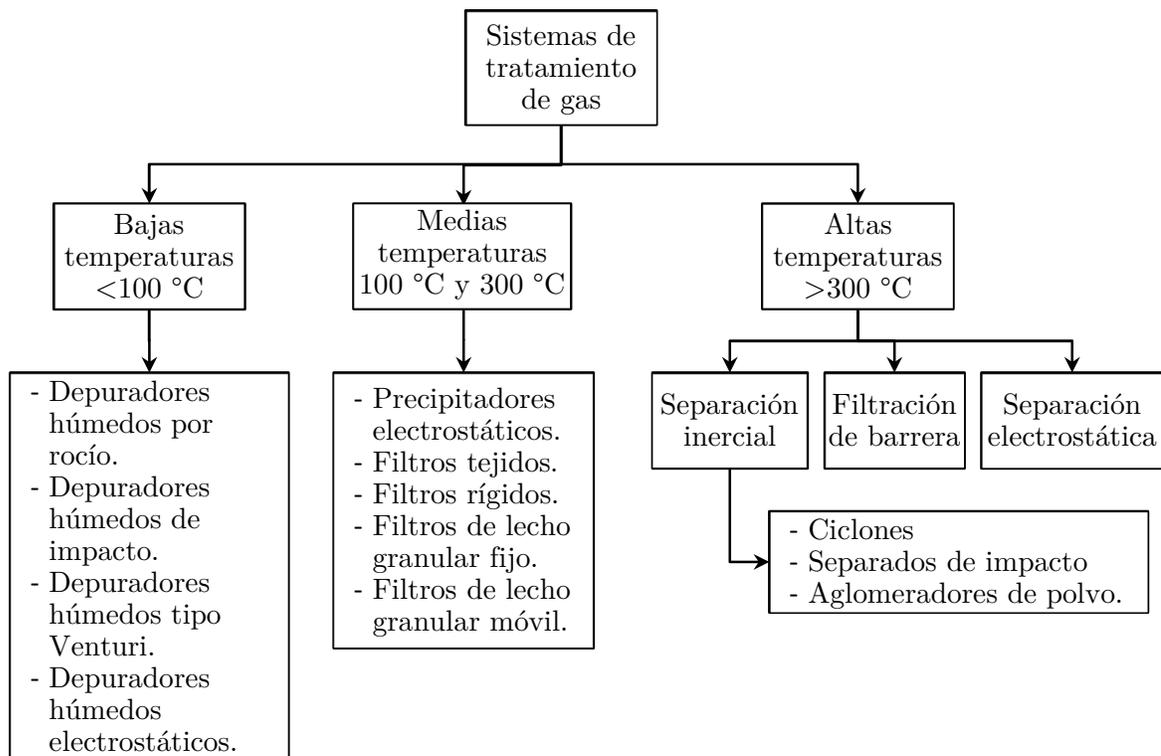
Tabla 3-2: Concentración de contaminantes principales en gas de gasificación [80].

Aplicación	Alquitranes / mg/Nm ³	Material particulado / mg/Nm ³
Gasificador de corrientes paralelas	10 a 6000	100 a 8000
Gasificador en contracorriente	10000 a 150000	100 a 3000

Tabla 3-3: Concentración de contaminantes admisibles para diferentes aplicaciones [80].

Aplicación	Alquitranes / mg/Nm ³	Material particulado / mg/Nm ³
Motor de combustión interna	<100	<50
Turbina de gas	<5	<20

Los sistemas para la remoción del material particulado pueden ser clasificados según la temperatura del gas en tratamientos de baja (<100 °C), media (entre 100 °C y 300 °C) y alta (>300 °C) temperatura según se muestra en la figura 3-5.

**Figura 3-5:** Sistemas de remoción de material particulado [81].

Los procesos de remoción a baja temperatura involucran el uso de depuradores húmedos con agua a temperatura ambiente. Los depuradores pueden ser dinámicos húmedos, por rocío, ciclónicos por rocío, de impacto, tipo Venturi y electrostáticos. Su eficiencia aumenta a medida que el tamaño de partícula se acerca a 3 μm . Las desventajas de estas tecnologías son su complejidad y la generación de un efluente contaminado [81].

Los procesos de remoción a media temperatura hacen uso de ciclones, precipitadores electrostáticos y sistemas de filtración. Dentro de los sistemas de filtración se incluyen filtros tejidos, filtros rígidos y filtros de lecho granular fijo y móvil. Los filtros tejidos son capaces de remover hasta partículas mayores a $1\ \mu\text{m}$ y concentraciones menores a $1\ \mu\text{g}/\text{m}^3$. La temperatura de operación de los filtros tejidos está acotada entre $90\ ^\circ\text{C}$ y $250\ ^\circ\text{C}$ en orden de garantizar la integridad del material y evitar su exposición a líquidos [81].

Los procesos de remoción a alta temperatura pueden ser clasificados a su vez en tres categorías: separación inercial, filtración de barrera y separación electrostática.

- Separación inercial. La mayor inercia de las partículas más pesadas es empleada para lograr su separación. Se emplean ciclones, separadores de impacto y aglomeradores de polvo, siendo los primeros los más confiables. En los ciclones la fuerza centrípeta crea un vórtice para la remoción de las partículas, pudiendo operar hasta $1000\ ^\circ\text{C}$ [81].
- Filtración de barrera. Implica el paso de la corriente de gas a través de un sólido poroso monolítico o a través de un material granular. En estos filtros se emplean cerámicos o metales, con la capacidad de remover hasta el 99.99% del material particulado con tamaño de partícula menor a $100\ \mu\text{m}$ y temperaturas de operación por encima de $400\ ^\circ\text{C}$. También puede emplearse como medio filtrante roca volcánica, arena o cal [81].
- Separación electrostática. Se emplean las propiedades eléctricas de las partículas en orden de ser removidas de la corriente gaseosa. Las partículas contaminantes son cargadas por medio de un fuerte campo eléctrico. De acuerdo a las diferentes propiedades dieléctricas, las partículas son removidas. En partículas con tamaños menores a $30\ \mu\text{m}$, las fuerzas electrostáticas son hasta 100 veces más grandes que las fuerzas gravitatorias. Sin embargo, a temperaturas elevadas, las viscosidad, densidad y resistividad del gas son afectadas, lo que impacta el desempeño de esta tecnología [81].

Alquitranes

Los alquitranes son una mezcla de hidrocarburos condensables obtenidos de la transformación termoquímica de la materia orgánica [11]. Una definición general los clasifica como todo contaminante orgánico con peso molecular mayor al del benceno [11]. La tabla **3-2** muestra el contenido de alquitranes del gas producido para gasificadores de corrientes paralelas y en contracorriente. Los gasificadores de corrientes paralelas producen un gas con un menor contenido de alquitranes debido a que los alquitranes son degradados térmicamente al atravesar el lecho de carbonizado a una elevada temperatura [11]. En los reactores en contracorriente, los alquitranes generados en la pirólisis atraviesan la zona de secado sin sufrir reacciones de descomposición adicionales [11]. Los alquitranes se condensan desde los $300\ ^\circ\text{C}$, sin embargo, a diferencia del agua, las moléculas de alquitrán no son polares, lo que impide su

condensación inmediata. Los alquitranes condensados presentan una elevada viscosidad y se convierten en un material pegajoso [80]. La tabla **3-3** muestra los valores de concentración de alquitranes permisibles para diferentes aplicaciones. En motores de combustión interna, los alquitranes pueden causar la obstrucción del sistema de alimentación de combustible. En turbinas de gas, el contenido de alquitranes debe ser bajo debido a que a elevadas temperaturas pueden sufrir reacciones de deshidratación que producen un coque sólido causando obstrucciones y desgaste en partes móviles [80].

Tabla 3-4: Condiciones de operación de tecnologías para remoción de material particulado [81].

Tecnología	Rango de temperatura / °C	Eficiencia de remoción	Caída de presión / kPa
Ciclón	100 a 900	> 5 μm , 80 %	< 10
Filtros tejidos	60 a 250	>0,3 μm , 99 % a 99,8 %	1 a 2,5
Depuradores húmedos	20 a 100	> 0,1 – 1 μm , 85-95 %	5 a 20
Filtros cerámicos fibrosos	200 a 800	>0,1 μm , 99,5 % a 99,99 %	1 a 5
Filtros de espuma metálica	200 a 800	>1 μm , 99 % a 99,5 %	< 1

De igual manera que con la remoción de material particulado, los sistemas de remoción de alquitranes se categorizan de acuerdo a la temperatura del gas en tratamientos de baja (<100 °C), media (entre 100 °C y 300 °C) y alta temperatura (>300 °C) según se muestra en la figura **3-6**.

En los tratamientos a baja temperatura se emplean filtros de lecho de arena o biomasa con eficiencias de remoción entre 50 % al 97 %, sin embargo, los alquitranes retenidos en los filtro son difíciles de remover, lo que finalmente produce su obstrucción [82]. También se hace uso de depuradores húmedos, donde se obtiene un gas tratado con concentraciones de alquitranes entre 20 mg/m³ a 40 mg/m³ [82]. El uso de agua en depuradores húmedos supone problemas de operación como saponificación, baja solubilidad de compuestos de hidrocarburos, efectos de tensión superficial, obstrucción del depurador y finalmente el mismo tratamiento del agua contaminada. Otra tecnología empleada son los precipitadores electrostáticos húmedos que logran eficiencias de remoción de alquitranes entre el 40 % al 70 % empleando tensiones entre 28 kV a 34 kV y tiempos de residencia de 4 s.

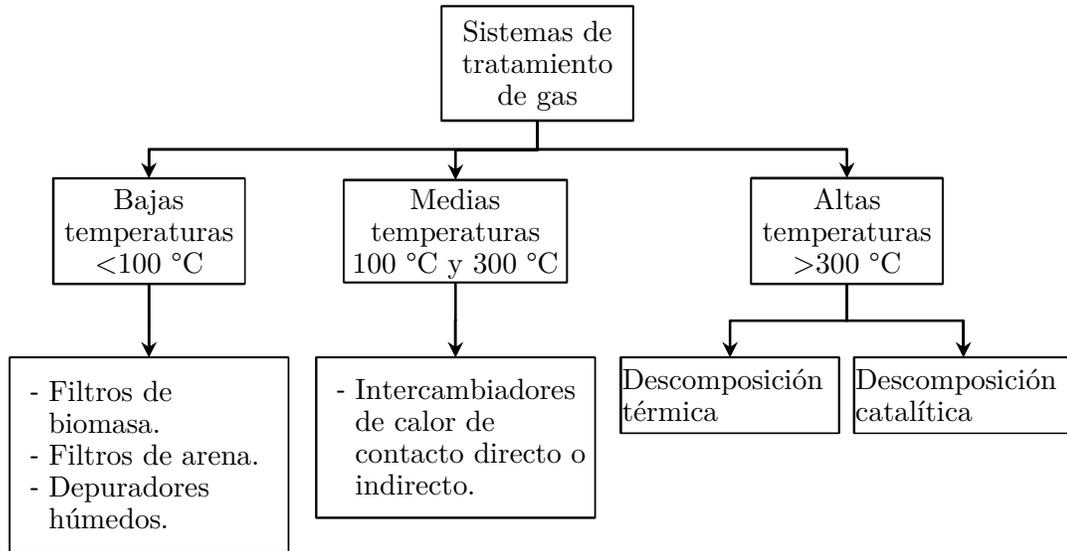


Figura 3-6: Sistemas de remoción de material particulado [81].

Los tratamientos a media temperatura involucran el uso de intercambiadores de calor de contacto directo o indirecto. En el caso de sistemas de contacto directo se emplean depuradores húmedos que usan aceite para la retención de alquitranes. Este aceite es posteriormente regenerado y empleado nuevamente en el sistema de limpieza [81]-[83]. El uso de intercambiadores de calor como condensadores de agua y alquitranes son de construcción sencilla y logra eficiencias de remoción de alrededor del 60 %. Dado que en estos sistemas no existe contacto entre el gas y el líquido de enfriamiento, no se requieren tratamientos para su disposición [83].

Finalmente, los tratamientos a altas temperaturas se pueden categorizar en descomposición térmica y catalítica:

- **Descomposición térmica.** Se emplean temperaturas entre 1000-1300 °C para lograr la descomposición de las largas cadenas de compuestos orgánicos en otras más pequeñas y no condensables. El tiempo requerido para la conversión de los compuestos depende de la temperatura de descomposición, por ejemplo, más del 80 % del naftaleno puede ser reducido en 1 s a una temperatura de 1150 °C, mientras que para una temperatura de 1250 °C se requieren alrededor de 5 s [81]. En el caso de gasificadores que emplean aire como medio de gasificación, se emplean mayores relaciones aire-combustible con el fin de incrementar la temperatura de la zona de oxidación en orden de lograr la descomposición térmica de los alquitranes. Esto reduce el contenido de alquitranes y al mismo tiempo el poder calorífico del gas producido debido a que parte del mismo gas es consumido en la zona de oxidación y al nitrógeno que lo diluye [80]. El uso de vapor de agua como agente de reacción aumenta la reactividad de la fase volátil que

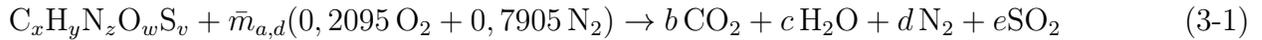
disminuye el contenido de alquitranes y aumenta el poder calorífico del gas [84].

- Descomposición catalítica. El uso de catalizadores permite la disminución de la temperatura de descomposición de los alquitranes, así como el tiempo de residencia requerido. Los catalizadores pueden ser clasificados como ácidos, básicos, basados en hierro, basados en níquel y basados en carbón activado. La dolomita es uno de los catalizadores más empleados mostrando una eficiencia en reducción de alquitranes de hasta 95 %. El uso de carbonizados como catalizadores plantea ventajas respecto a su generación en sitio y eficiencias de remoción similares a las de la dolomita [84].

3.5. Parámetros de diseño de un gasificador

3.5.1. Masa de aire teórica para combustión completa y relación de equivalencia

La combustión de biomasa con aire se presenta mediante la reacción mostrada en la ecuación 3-1. La masa de aire mínima $m_{a,d}$ requerida para la combustión completa de 1 kg de biomasa se presenta en la ecuación 3-2, estimada a través de la estequiometría de la reacción de la combustión con aire.



$$m_{a,d} = 0,1153 c + 0,3434 \left(h - \frac{o}{8} \right) + 0,0430 s \quad (3-2)$$

La relación de equivalencia o ER es la relación entre la masa de aire dosificada al reactor y la masa de aire teórica para combustión completa:

$$ER = \frac{m_{ad,d}}{m_{a,d}} \quad (3-3)$$

Se emplean valores de ER menores a 1 para condiciones de gasificación y mayores o iguales a 1 para combustión. Bajo condiciones de gasificación, los mejores rendimientos se obtienen para valores de ER entre 0,2 - 0,3 [85]. Durante la gasificación, valores inferiores a 0,2 dan como resultado un elevado contenido de alquitranes, mientras que valores superiores a 0,3 producen la combustión de parte de los gases generados y aumenta la temperatura del gasificador [11].

3.5.2. Masa de vapor y relación vapor-biomasa

La reacción R2 de la tabla 3-1 requiere vapor de agua sobrecalentado para lograr la gasificación del carbonizado generando hidrógeno y monóxido de carbono. La masa de vapor

sobrecalentado requerida por kilogramo de biomasa seca se calcula a través de la ecuación 3-4.

$$m_v = 18 \frac{c}{12} (S/B) \quad (3-4)$$

La relación molar vapor-biomasa, S/B, determina la cantidad de hidrógeno generada en el gas producido aumentando a mayores valores de S/B. Sin embargo, con valores de S/B mayores a 3 no se obtienen mejoras significativas, por lo que el rango de trabajo se encuentra entre 0,5 y 2,5 [11].

3.5.3. Tasa específica de gasificación

La tasa específica de gasificación, SGR por sus siglas en inglés, es la relación entre el caudal másico de biomasa gasificada y el área transversal del gasificador. Los valores de la tasa específica de reacción son variables según se muestra en la tabla **3-5** para diferentes biomásas y configuraciones de reactor.

$$SGR = \frac{\dot{m}_b}{A_{tr}} \quad (3-5)$$

Existen dos parámetros adicionales derivados del mismo concepto, la carga en el hogar (HL) y la velocidad superficial del gas (SV). La carga en el hogar es la relación entre la potencia generada por el gasificador y el área transversal, mientras que la velocidad específica del gas es la relación entre el flujo volumétrico de gas generado a condiciones estándar y área transversal. En la tabla **3-5** se muestran algunos valores de HL y SV para gasificación de biomasa con aire.

Tabla 3-5: Tasa específica de gasificación con aire (SGR) y eficiencia de gas frío para diferentes biomásas y reactores.

Biomasa gasificada	SGR / kg/(h m ²)	η	HL / MW/m ²	SV / m/s	Referencia
Reactor de corrientes paralelas sin garganta					
Paja de maíz	136	0,57	0,48	0,10	[86]
Madera de eucalipto	201	-	0,34	0,15	[87]
Carbón y cascarilla de coco	568	0,76	1,49	0,41	[88]
Pellets de madera	122	-	-	-	[89]
Madera y cascarilla de nuez	171	0,68	0,23	0,11	[90]
Reactor de corrientes paralelas con garganta ¹					

Continúa en la siguiente página

Tabla 3-5: Tasa específica de gasificación con aire (SGR) y eficiencia de gas frío para diferentes biomazas y reactores. (Continuación)

Biomasa gasificada	SGR / kg/(h m ²)	η	HL / MW/m ²	SV / m/s	Referencia
Trozos de madera y cascarilla de avellana	141	-	-	-	[91]
Pellets de madera, biosólidos, pellets de cama de aves, pellets de paja de colza	892	0,75	3,32	0,51	[92]
Hojas de palma de aceite	565	0,52	0,68	0,34	[93]
Astillas de madera, cascarilla de avellana.	93	0,61	0,17	0,05	[94]
Reactor en contracorriente					
Enebro, mezquite, biomasa de industria láctea, biomasa de aves de corral y carbón	66	-	0,13	0,03	[95]
cascarilla de almendra	344	0,63	1,17	0,19	[96]
Madera	143	-	-	0,26	[97]
Pellets de madera	326	0,58	0,87	0,16	[98]

¹ Valores calculados con el diámetro del reactor.

3.5.4. Cinética de reacción de la gasificación de carbonizado

La cinética de reacción busca expresar matemáticamente el cambio en las concentraciones de las especies involucradas en las reacciones a través del tiempo. Las expresiones desarrolladas son empleadas en el escalamiento de las tecnologías para mayores capacidades de procesamiento [64]. En el presente trabajo se emplean dos expresiones para la cinética de reacción: ecuaciones por ley de potencias y el modelo aleatorio de poros. En investigaciones experimentales anteriores [64], se observa que el comportamiento de pérdida de masa en la gasificación de la cascarilla de café con H₂O y CO₂ y para la gasificación de cuesco de palma de aceite con CO₂ es aproximadamente lineal, por lo que puede representarse con la ley de potencias. En el caso de la gasificación de cuesco de palma de aceite con H₂O la pérdida de masa no es lineal y se atribuye a las condiciones estructurales del carbonizado de cuesco de palma de aceite. La estructura porosa del carbonizado de cuesco de palma de aceite es tal que limita la entrada de las moléculas de H₂O y así la transferencia de masa. Bajo este escenario el modelo aleatorio de poros es empleado para la gasificación de cuesco de palma de aceite con H₂O debido a que éste modelo tiene en cuenta la estructura porosa del material

[64], [99].

Ley de potencias

La gasificación de carbonizados obtenidos por pirólisis de cascarilla de café y cuesco de palma de aceite empleando H_2O y CO_2 como agente de gasificación ha sido estudiada en [64]. La cinética de reacción se presenta mediante una ecuación de ley de potencias de la siguiente forma:

$$-\mathcal{R}_{C,daf} = k c_{ag}^n, \quad (3-6)$$

siendo c_{ag} la concentración del agente de reacción y k el coeficiente de la velocidad de reacción expresado como una ecuación de Arrhenius de la forma:

$$k = k_0 \exp\left(-\frac{E_A}{RT}\right), \quad (3-7)$$

donde se expresa la dependencia de la temperatura. La tabla **3-6** contiene los parámetros cinéticos empleando la ley de potencias para diferentes biomásas y medios de gasificación. La figura **3-7** muestra los efectos de la temperatura y la concentración del medio de gasificación en la variación de masa para la gasificación de carbonizado de cuesco de palma de aceite. Una variación de la temperatura de 150 °C (entre 750 °C y 900 °C) aumenta en más de 20 veces el tiempo necesario para la conversión completa del carbonizado. Por otro lado, el aumento de la concentración de CO_2 disminuye el tiempo requerido para la conversión completa del carbonizado.

Tabla 3-6: Parámetros cinéticos de reacción para gasificación de carbonizados de biomasa empleando la ley de potencias [64].

Materia prima	Cascarilla de café		Cuesco de palma de aceite
Agente de gasificación	CO_2	H_2O	CO_2
n	0,29	0,61	0,45
E_A / KJ/mol	178	140	233
k_0 / 1/s	$6,7 \cdot 10^4$	$2,0 \cdot 10^3$	$4,7 \cdot 10^6$

Modelo aleatorio de poros

El modelo aleatorio de poros desarrollado por Bhatia y Perlmutter [99] emplea la ley de potencias y considera adicionalmente las propiedades estructurales del sólido. De esta forma, la velocidad de reacción es función del área superficial total y considera adicionalmente su

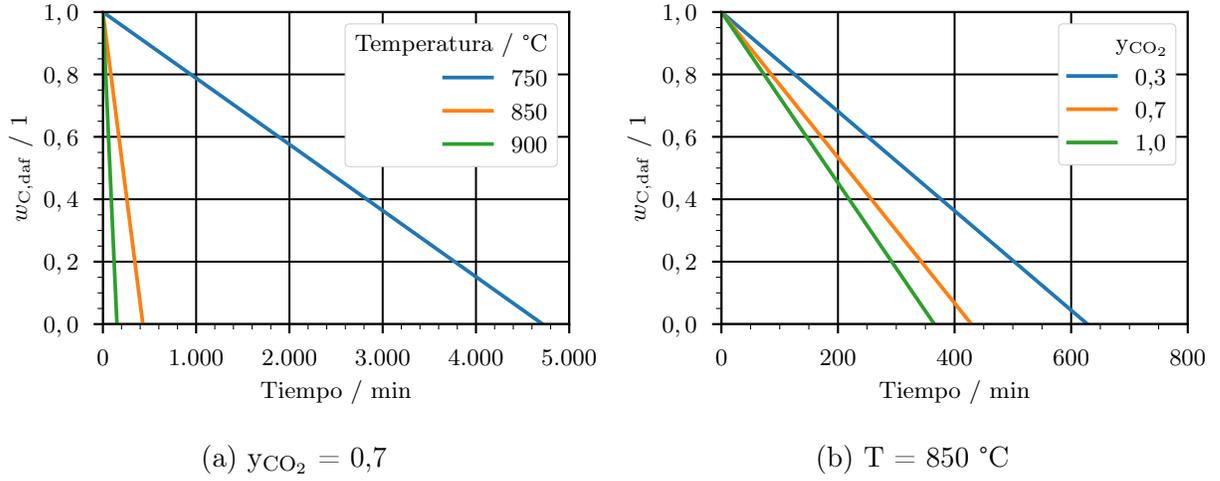


Figura 3-7: Pérdida de masa en función del tiempo para gasificación de carbonizado de cuesco de palma de aceite con CO_2 variando temperaturas y concentraciones. Simulación utilizando la ley de potencias y los parámetros presentados en la tabla 3-6.

disminución a medida que colapsan los poros en la matriz del sólido. La expresión matemática para calcular el flujo de reacción es:

$$-\mathcal{R}_{\text{C,daf}} = k c_{\text{ag}}^n (w_{\text{C,daf}})[1 + \psi \ln(w_{\text{C,daf}})]^{0,5}, \quad (3-8)$$

$$\psi = \frac{4 \pi L_0 (1 - \epsilon_0)}{A_0^2}, \quad (3-9)$$

siendo ψ el parámetro estructural. En la tabla 3-7 se muestran los parámetros empleados en el modelo aleatorio de poros para gasificación de carbonizado de cuesco de palma de aceite.

Tabla 3-7: Parámetros de cinética de reacción para gasificación de carbonizados de cuesco de palma de aceite empleando el modelo aleatorio de poros [64].

Parámetros cinéticos		Valores estructurales	
n	0,47	$L_0 / \text{m}/\text{m}^3$	$2,2 \cdot 10^{14}$
$E_A / \text{kJ}/\text{mol}$	192,7	$A_0 / \text{m}^2/\text{m}^3$	$2,5 \cdot 10^6$
$k_0 / \left(\frac{\text{mol}}{\text{m}^3}\right)^{-n} \frac{\text{m}^3}{\text{m}^2 \text{min}}$	0,144	$\epsilon_0 / 1$	0,3

La figura 3-8 muestra la pérdida de masa en función del tiempo para la gasificación de cuesco de palma de aceite con vapor de agua empleando el modelo aleatorio de poros. Se observa la disminución del tiempo requerido para la gasificación completa del carbonizado con el

aumento de la temperatura y de la concentración del agente de gasificación. Por otro lado, al comparar las curvas de pérdida de masa obtenidas con la figura 3-7 se observa el efecto del medio de gasificación, obteniéndose tiempos menores para la gasificación con vapor de agua.

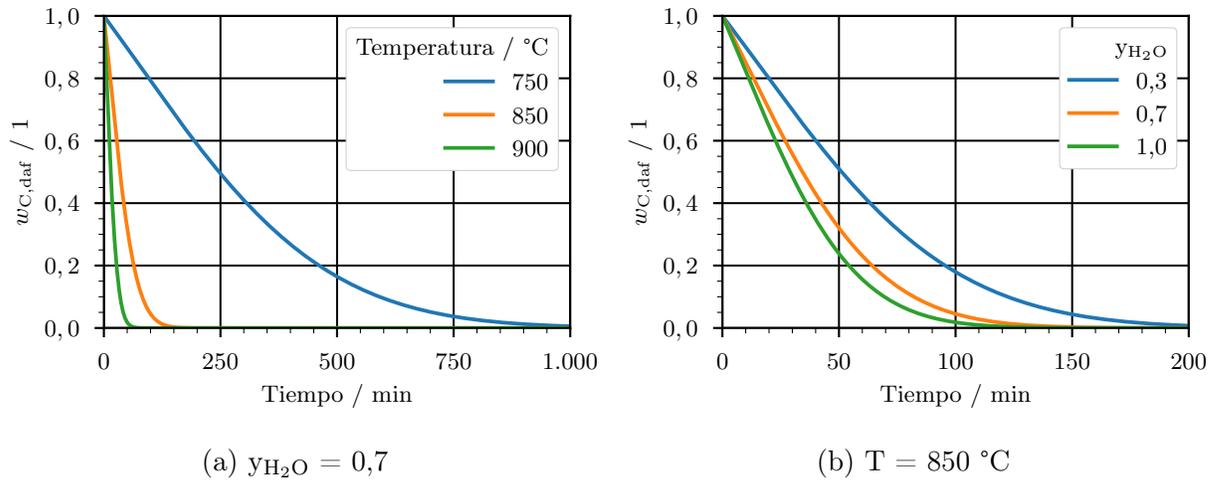


Figura 3-8: Pérdida de masa en función del tiempo para gasificación de carbonizado de cusco de palma de aceite con H_2O para diferentes temperaturas y concentraciones. Simulación utilizando el modelo aleatorio de poros y los parámetros presentados en la tabla 3-7.

Capítulo 4

Dimensionamiento del reactor de lecho fijo

En la figura 4-1 se presenta esquemáticamente los sistemas que componen la instalación experimental. La biomasa empleada se almacena en la tolva que hace parte del sistema de alimentación de biomasa. Impulsado por un motorreductor eléctrico, un tornillo sinfín dosifica la biomasa en el interior del reactor de lecho fijo. Dependiendo de las condiciones de operación buscadas, en el reactor de lecho fijo se establecen los procesos de gasificación con aire, gasificación con vapor de agua y pirólisis. El sistema de calentamiento aporta la energía requerida para las condiciones de operación endotérmicas de pirólisis y gasificación con vapor de agua. El sistema de dosificación del agente de reacción aporta el aire, vapor de agua y nitrógeno para la gasificación con aire, gasificación con vapor de agua y pirólisis respectivamente, de acuerdo a las condiciones de operación que se busquen en la instalación experimental. El gas producido por los procesos de conversión termoquímica es tratado con el fin de remover los alquitranes, agua y material particulado. Posteriormente el gas generado es quemado en una tea.

En el presente capítulo se muestra inicialmente la metodología empleada para el diseño de la instalación experimental. El reactor de lecho fijo determina los caudales másicos de biomasa, agente de reacción y gas producido. De esta forma, el dimensionamiento del reactor de lecho fijo aportará los datos de entrada para el diseño de los demás sistemas y es presentado en este capítulo. El desarrollo de un modelo termodinámico basado en la cinética de la reacción permite simular diferentes condiciones de operación y dimensiones del reactor de lecho fijo. El uso de la tasa específica de gasificación permite seleccionar las dimensiones óptimas del reactor de acuerdo a los valores comúnmente empleados de SGR y a las condiciones experimentales de la instalación. El diseño del proceso y de los demás sistemas auxiliares mostrados en la figura 4-1 es presentado en el capítulo 5 de acuerdo a los resultados obtenidos de la simulación con la geometría establecida en este capítulo.

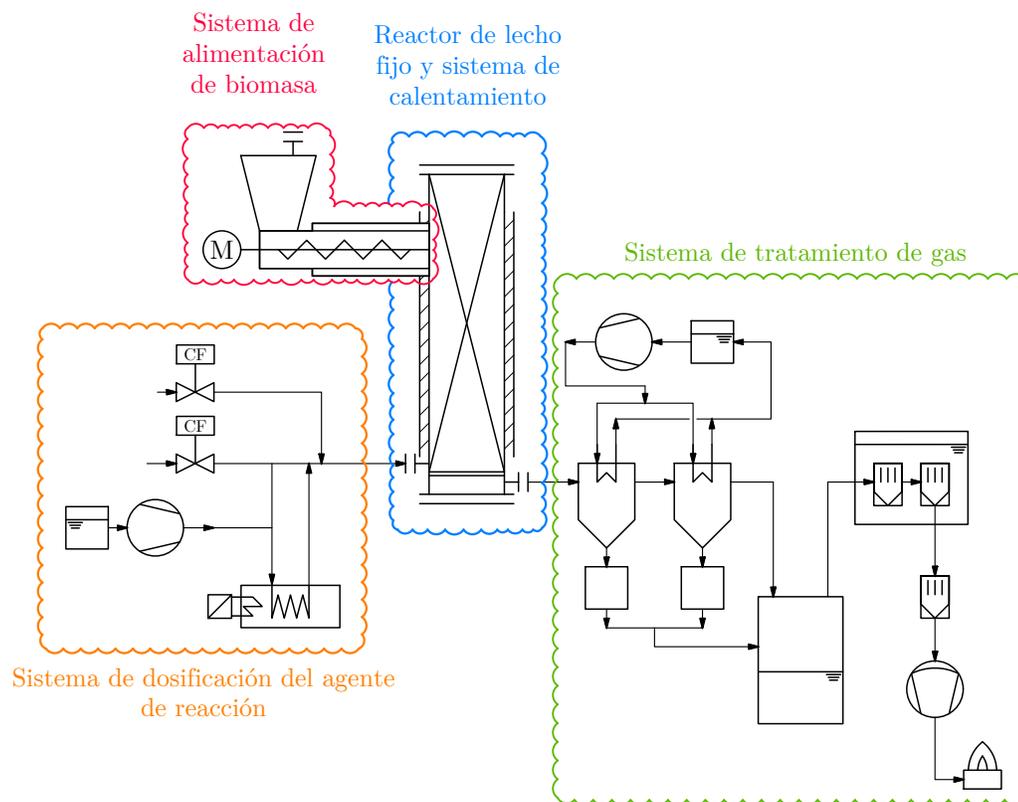


Figura 4-1: Componentes de la instalación experimental para la gasificación de biomasa residual.

4.1. Metodología de diseño

La metodología de diseño empleada se muestra en la figura 4-2. Los datos de entrada empleados corresponden a los parámetros fisicoquímicos y cinéticos de reacción de la biomasa junto con posibles configuraciones geométricas del reactor. Esta información es empleada en la simulación del proceso de gasificación utilizando el modelo desarrollado en la sección 4.2. Las diferentes configuraciones geométricas son evaluadas con base en la tasa específica de gasificación de acuerdo a los valores típicos encontrados luego de una revisión bibliográfica. De ésta forma se obtiene la configuración geométrica del reactor para la cual se asocian los caudales máxicos de biomasa, agente de reacción y gas producido. Estos valores son empleados en el dimensionamiento del sistema de calentamiento, sistema de alimentación de biomasa y del sistema de tratamiento del gas producido.

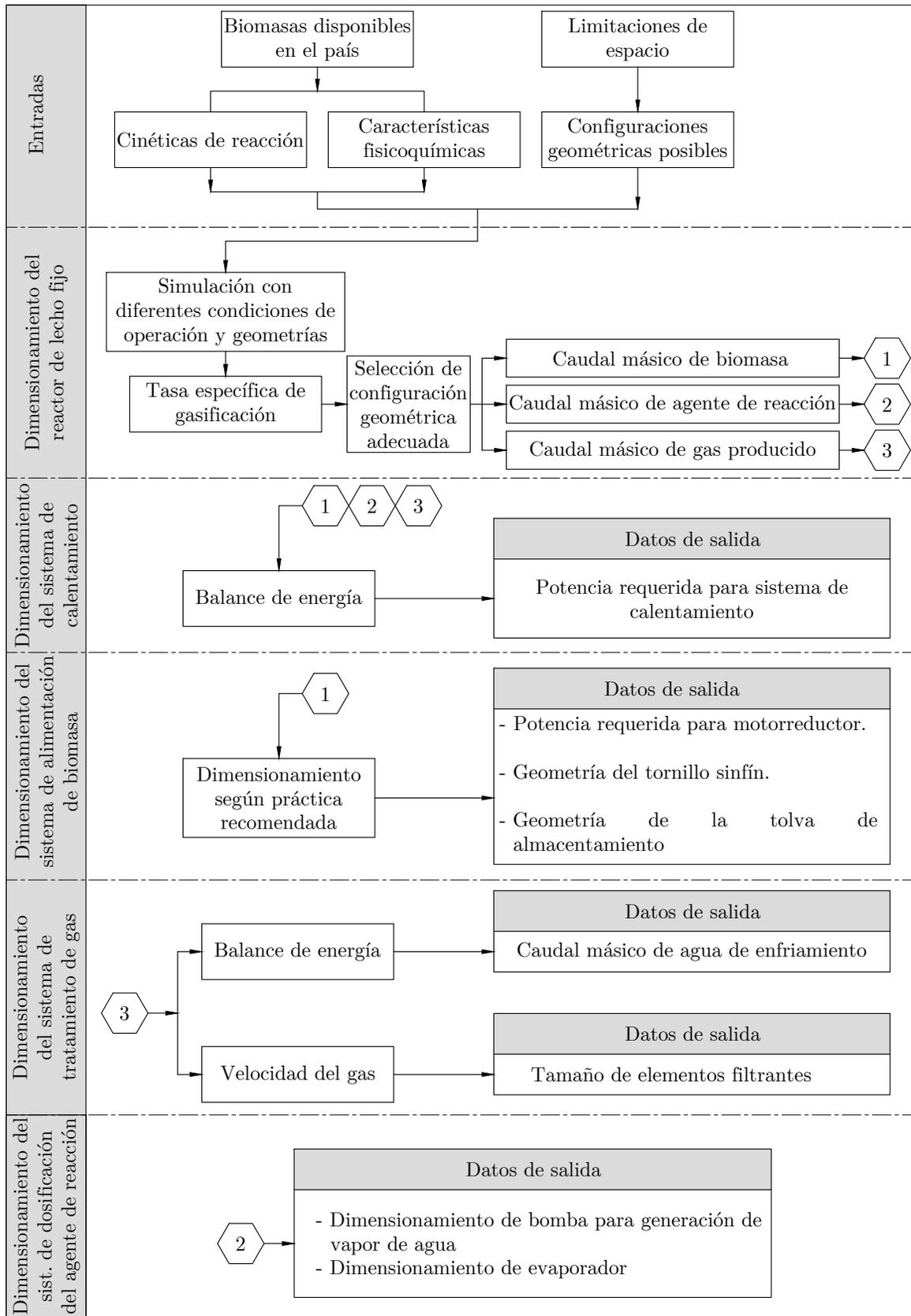


Figura 4-2: Metodología de diseño.

4.2. Modelamiento termodinámico

Entre diferentes variedades de biomasa, sus propiedades físicas y químicas son altamente variables, lo que dificulta el dimensionamiento de los sistemas que buscan su conversión termoquímica. En el dimensionamiento de los reactores de lecho fijo se establecen recomendaciones relacionadas con el diámetro del reactor en función del tamaño de partícula del material a procesar y de la tasa específica de gasificación como se presenta más adelante. Sin embargo, no se encuentra en la literatura consultada recomendaciones ni metodología para el cálculo de la altura del reactor la cual determina el tiempo de residencia de la biomasa y por lo tanto los caudales máxicos que se establecen en el sistema. Por este motivo, para el presente trabajo, se hace necesario el desarrollo de una metodología que permita el dimensionamiento del reactor de lecho fijo bajo diferentes variedades de biomasa y condiciones de operación. En esta sección se muestra el desarrollo de un modelo termodinámico empleado en la simulación de la gasificación de biomasa usando diferentes valores de aire y vapor dosificados que permiten estimar los caudales máxicos de biomasa y gas producido para un reactor de lecho fijo con una geometría establecida. La metodología consiste en el análisis de las zonas que se establecen en la gasificación de biomasa en un reactor de lecho fijo de corrientes paralelas. En este sentido, la pirólisis, la combustión (en el caso de la gasificación con aire) y la gasificación del carbonizado son modelados en conjunto. En la pirólisis, la generación de carbonizados, alquitranes, agua y gases (CO , CO_2 , CH_4) es calculada de acuerdo a un caudal de biomasa supuesto y de las fracciones reportadas en pruebas de carbonización obtenidas de investigaciones experimentales anteriores [64], [100]. En la gasificación con vapor de agua, la relación vapor-biomasa determina la cantidad de vapor que es dosificado, el cual se suma al generado en la pirólisis. En la gasificación con aire, los productos de la pirólisis ingresan a la zona de combustión donde se genera la energía necesaria para la gasificación del carbonizado. Dependiendo de la relación de equivalencia, parte de los productos de la pirólisis son consumidos durante la combustión. Dentro de los productos de la combustión se encuentra el H_2O y CO_2 , y los productos de la pirólisis que no reaccionaron durante la combustión e ingresan a la zona de gasificación. En la modelación, se hace uso de las reacciones R1 y R2 de la tabla **3-1** que emplean H_2O y CO_2 para la gasificación del carbonizado, generando H_2 y CO . Como se mostró en la sección 3.5.4, las reacciones R1 y R2 de la tabla **3-1** requieren de largos tiempos de residencia para lograr la conversión del carbonizado, por lo que son estas reacciones las que más influencia tienen en el caudal de biomasa que se establece en el reactor de lecho fijo. La reacción R3 se favorece a altas presiones por lo que no es tenida en cuenta en el modelo debido a que la operación de la instalación experimental se realiza ligeramente por encima de la presión atmosférica. En la zona de gasificación se busca que todo el carbonizado sea gasificado, de esta forma el caudal de biomasa supuesto inicialmente es ajustado hasta que se consiga su gasificación completa en la altura de gasificación establecida. Se emplean datos correspondientes a una biomasa de baja densidad como la cascarilla de café y de una biomasa de alta densidad como el cuesco de palma de aceite. La caracterización de estas

biomasas se muestra en las tablas **2-5** y **2-6**. Las velocidades de reacción para la gasificación del carbonizado son mucho más lentas que las velocidades de reacción de la pirólisis y de la combustión. Por tal motivo, el tamaño del reactor de lecho fijo depende en gran medida de las reacciones de gasificación del carbonizado [11].

4.2.1. Pirólisis

Durante la pirólisis se obtiene carbonizado, alquitranes, agua y una fracción gaseosa. La tabla **4-1** presenta la distribución de productos generados en la pirólisis de cascarilla de café y cuesco de palma de aceite a una temperatura de 520 °C [100]. La distribución de las especies de la fase gaseosa se presenta en la tabla **4-2**. De esta forma, los caudales másicos de los productos de la pirólisis se calculan en función del caudal másico de biomasa y de la fracción generada como se muestra en la ecuación 4-1.

$$\dot{m}_i = w_i \dot{m}_{b,daf}, \quad i = \text{Carbonizado, CO}_2, \text{CO, CH}_4, \text{H}_2, \text{H}_2\text{O, alquitranes} \quad (4-1)$$

Las densidades verdadera y a granel de los carbonizados se muestran en la tabla **4-3**.

Tabla 4-1: Fracción en masa de los productos obtenidos para carbonización a 520 °C [100].

Materia prima	Carbonizado, w_C	Alquitranes, w_{alq}	Agua, w_{H_2O}	Gases
	/ %	/ %	/ %	/ %
Cascarilla de café	29,69	22,40	28,36	19,53
Cuesco de palma de aceite	33,11	25,13	25,04	16,72

Tabla 4-2: Fracción en masa de la fase gaseosa [100].

Materia prima	Gases / %			
	w_{CO_2}	w_{CO}	w_{CH_4}	w_{H_2}
Cascarilla de café	11,77	5,95	1,20	0,62
Cuesco de palma de aceite	10,45	4,05	1,69	0,53

4.2.2. Combustión

Los productos generados por la pirólisis son oxidados en presencia de oxígeno en la zona de combustión, teniendo lugar las reacciones mostradas en la tabla **4-4**. Aunque estas reacciones

ocurren simultáneamente, en el presente modelo se asume que las reacciones son secuenciales y determinadas por las velocidades de cada una de las reacciones. De esta forma, se inicia con la reacción con mayor velocidad de reacción que tiene lugar hasta acabarse el educto y una vez finaliza inicia la segunda reacción. El proceso continúa secuencialmente hasta que todas las reacciones de la tabla **3-1** hayan tenido lugar o se acabe el aire de combustión.

Tabla 4-3: Densidad del carbonizado.

	$\rho_{C,w}$ / kg/m ³	$\rho_{C,b}$ / kg/m ³	Referencia
Carbonizado de cuesco de palma de aceite	2000	456	[64], [101]
Carbonizado de cascarilla de café	1200	260	[102], [103]

Tabla 4-4: Reacciones de combustión [104], [105].

Reacción	Cinética
$[C_xH_yO_z] + n_{O_2}(O_2) \rightarrow n_{CO}CO_2 + n_{H_2O}H_2O$	$r = 9,2 \cdot 10^6 \cdot \exp\left(\frac{-9650}{T_{comb}}\right) T_{comb} C_{Alq} C_{O_2}$
$CH_4 + 2(O_2) \rightarrow CO_2 + 2H_2O$	$r = 9,2 \cdot 10^6 \cdot \exp\left(\frac{-9650}{T_{comb}}\right) T_{comb} C_{CH_4} C_{O_2}$
$2CO + (O_2) \rightarrow 2CO_2$	$r = 1,3 \cdot 10^{11} \cdot \exp\left(\frac{-15105}{T_{comb}}\right) C_{CO} C_{O_2} C_{H_2O}^{0,5}$
$2H_2 + (O_2) \rightarrow 2H_2O$	$r = 1 \cdot 10^{11} \cdot \exp\left(\frac{-10000}{T_{comb}}\right) C_{H_2} C_{O_2}$

Las concentraciones de las especies gaseosas se calculan como:

$$C_i = y_i \left(\frac{P}{RT_{comb}} \right), \quad i = O_2, N_2, CH_4, CO, CO_2, H_2O, alq, \quad (4-2)$$

siendo y_i la fracción molar de la especie i , P la presión en la zona de combustión y T_{comb} la temperatura de combustión. La fracción molar se calcula como:

$$y_i = \frac{\dot{n}_i}{\sum_i \dot{n}_i}. \quad (4-3)$$

La cantidad de materia de los productos de la pirólisis se calcula como:

$$\dot{n}_i = \frac{w_i \dot{m}_{b,daf}}{M_i}, \quad (4-4)$$

siendo w_i la fracción en masa de la especie gaseosa, tomada de las tablas **4-1** y **4-2** y M_i la masa molar. La cantidad de materia de oxígeno y nitrógeno se calcula a partir de la masa

de aire dosificada:

$$\dot{m}_{ad,d} = ER \ m_{a,d} \ \dot{m}_{b,d}, \quad (4-5)$$

$$\dot{n}_{O_2} = \dot{m}_{ad,d} \left(\frac{0,231}{31,999} \right), \quad (4-6)$$

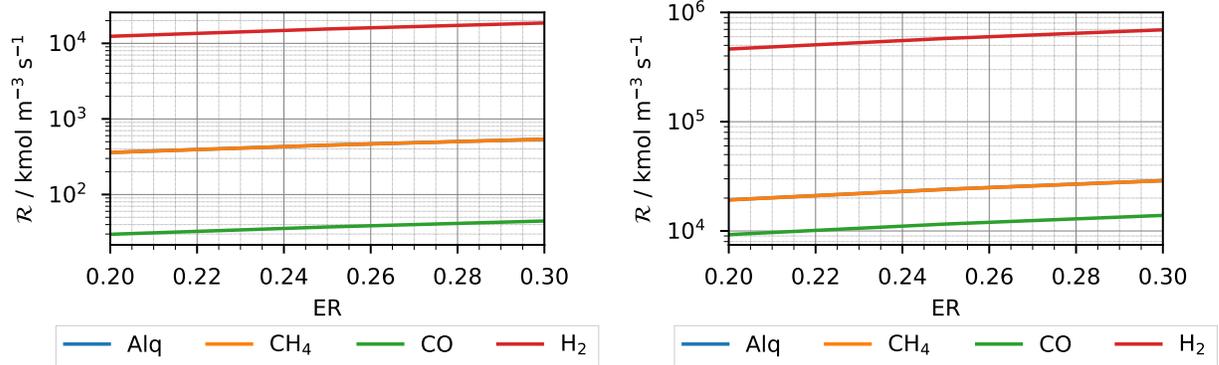
$$\dot{n}_{N_2} = \dot{m}_{ad,d} \left(\frac{0,769}{14,007} \right), \quad (4-7)$$

$m_{a,d}$ es la masa de aire teórica para la combustión completa por kg de biomasa, definida según la ecuación 3-2 y ER la relación de equivalencia, definida según la ecuación 3-3.

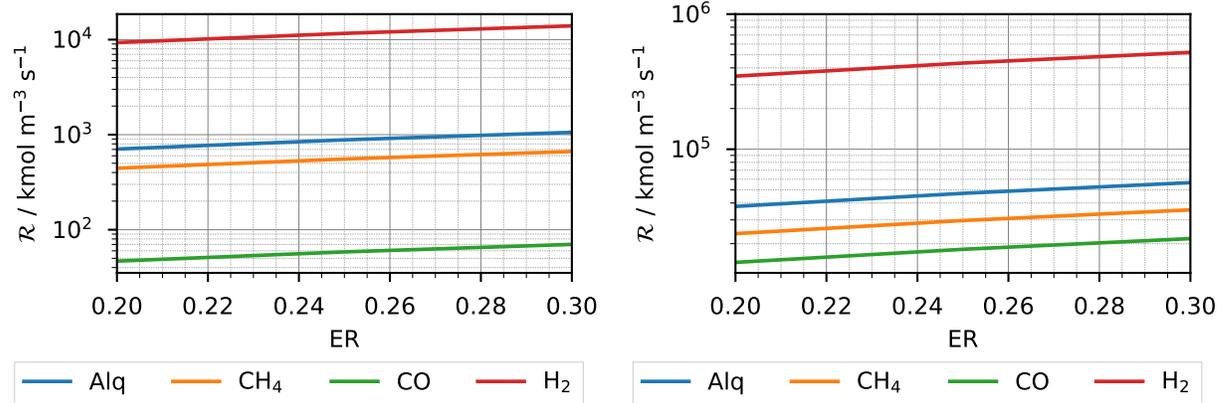
La figura **4-3** muestra las velocidades de reacción para la combustión de los productos de pirólisis de cascarilla de café y cuesco de palma de aceite para diferentes temperaturas y relaciones de equivalencia. La relación de equivalencia afecta la concentración de O_2 , mientras que la concentración de las otras especies gaseosas depende de la cantidad de productos generados en la pirólisis. De forma general, la combustión del H_2 es la reacción más rápida, mientras que la combustión de los alquitranes y del CH_4 presenta valores muy similares en el caso de la cascarilla de café. Dado que la generación de alquitranes es mayor en la pirólisis de cuesco de palma de aceite, la combustión de alquitranes en este caso es más rápida que la del metano. Finalmente la combustión más lenta es la del CO. Las velocidades de reacción presentan una relación lineal con la relación de equivalencia. La temperatura aumenta las velocidades de reacción, sin embargo, se obtiene la misma tendencia. Por tal motivo, el orden de combustión de las especies gaseosas es:

1. Combustión de H_2
2. Combustión de alquitranes
3. Combustión de CH_4
4. Combustión de CO.

La relación de equivalencia establece la cantidad de aire disponible para la combustión. El aire es consumido a medida que se realiza la combustión de cada especie, la cual esta sujeta a la misma disponibilidad de aire. Se calcula entonces el aire necesario para la combustión completa de cada especie así como los productos generados según se muestra en la tabla **4-5**.



(a) Cascarilla de café, $T = 600\text{ °C}$, las líneas de alquitranes y de CH_4 están superpuestas. (b) Cascarilla de café, $T = 1200\text{ °C}$, las líneas de alquitranes y de CH_4 están superpuestas.



(c) Cuesco de palma de aceite, $T = 600\text{ °C}$. (d) Cuesco de palma de aceite, $T = 1200\text{ °C}$.

Figura 4-3: Cinéticas de reacción para combustión de los productos gaseosos de pirólisis de cuesco de palma de aceite y cascarrilla de café a distintas temperaturas y relaciones de equivalencia.

Tabla 4-5: Expresiones para el cálculo de la masa de aire requerida para combustión completa de los productos de la pirólisis y productos generados.

Reacción	Masa de aire requerida / kg	Productos generados / kg
$[\text{C}_x\text{H}_y\text{O}_z] + n_{\text{O}_2}(\text{O}_2 + 3,76\text{N}_2) \rightarrow n_{\text{CO}}\text{CO}_2 + n_{\text{H}_2\text{O}}\text{H}_2\text{O} + n_{\text{N}_2}\text{N}_2$	$(\dot{m}_{a,d})_{\text{alq}} = (0,617 c_{\text{alq,daf}} + 34,570 h_{\text{alq,daf}} - 4,32 o_{\text{alq,daf}}) \dot{m}_{b,daf}$	$\begin{aligned} \dot{m}_{\text{CO}_2} &= (3,667 c_{\text{alq,daf}}) \dot{m}_{b,daf} \\ \dot{m}_{\text{H}_2\text{O}} &= (9 h_{\text{alq,daf}}) \dot{m}_{b,daf} \\ \dot{m}_{\text{N}_2} &= 0,768 (\dot{m}_{a,d})_{\text{alq}} \end{aligned}$

Continúa en la siguiente página

Tabla 4-5: Expresiones para el cálculo de la masa de aire requerida para combustión completa de los productos de la pirólisis y productos generados. (Continuación)

Reacción	Masa de aire requerida / kg	Productos generados / kg
$\text{CH}_4 + 2(\text{O}_2 + 3,76\text{N}_2) \rightarrow$ $\text{CO}_2 + 2\text{H}_2\text{O} + 7,52\text{N}_2$	$(\dot{m}_{a,d})_{\text{CH}_4} =$ $(17,286 w_{\text{CH}_4})\dot{m}_{b,daf}$	$\dot{m}_{\text{CO}_2} = (2,750 w_{\text{CH}_4})\dot{m}_{b,daf}$ $\dot{m}_{\text{H}_2\text{O}} = (2,250 w_{\text{CH}_4})\dot{m}_{b,daf}$ $\dot{m}_{\text{N}_2} = 0,768(\dot{m}_{a,d})_{\text{CH}_4}$
$2\text{CO} + (\text{O}_2 + 3,76\text{N}_2) \rightarrow$ $2\text{CO}_2 + 3,76\text{N}_2$	$(\dot{m}_{a,d})_{\text{CO}} =$ $(2,469 w_{\text{CO}})\dot{m}_{b,daf}$	$\dot{m}_{\text{CO}} = (1,571 w_{\text{CO}})\dot{m}_{b,daf}$ $\dot{m}_{\text{N}_2} = 0,768(\dot{m}_{a,d})_{\text{CO}}$
$2\text{H}_2 + (\text{O}_2 + 3,76\text{N}_2) \rightarrow$ $2\text{H}_2\text{O} + 3,76\text{N}_2$	$(\dot{m}_{a,d})_{\text{H}_2} =$ $(34,57 w_{\text{H}_2})\dot{m}_{b,daf}$	$\dot{m}_{\text{H}_2\text{O}} = (9 w_{\text{H}_2})\dot{m}_{b,daf}$ $\dot{m}_{\text{N}_2} = 0,768(\dot{m}_{a,d})_{\text{H}_2}$

La figura 4-4 muestra el proceso de cálculo de los productos de la combustión de las fracciones generadas por la pirólisis. Si el caudal másico de aire requerido para la combustión completa del hidrógeno, $(\dot{m}_{a,d})_{\text{H}_2}$, es menor que el caudal másico de aire dosificado $\dot{m}_{ad,d}$, se realiza la combustión completa del H_2 , se calculan los productos de la combustión y el caudal másico de aire remanente $(\dot{m}_{a,d})_{rem}$. Este caudal másico es comparado nuevamente con el caudal de aire requerido para la combustión completa de los alquitranes $(\dot{m}_{a,d})_{alq}$. Si el aire dosificado es menor al aire requerido para la combustión del hidrógeno, se calculan los productos de la combustión, los cuales son proporcionales a la relación $\dot{m}_{ad,d}/(\dot{m}_{a,d})_{\text{H}_2}$ e incluyen el caudal másico de hidrógeno que no reaccionó. El proceso se repite con el metano y el monóxido de carbono. Finalmente se obtienen los productos de la combustión que conforman la atmósfera de reacción para la gasificación del carbonizado. De existir aire remanente luego la oxidación de las especies gaseosas mencionadas, se daría la combustión del carbonizado, sin embargo, esta condición se obtiene para ER mayores a 0,3, valor límite contemplado en el presente trabajo.

4.2.3. Gasificación del carbonizado

Factor de corrección de cinéticas de reacción

Las cinéticas de reacción definidas por las ecuaciones 3-6 y 3-8 se determinan a partir de experimentos en condiciones tales que minimizan los efectos producidos por transporte de calor y masa en el sólido, así como reacciones secundarias que pueden inhibir las reacciones de gasificación [64]. En las figuras 4-5a y 4-5b se comparan los resultados de emplear el modelo aleatorio de poros basados en termogravimetría y los resultados obtenidos en un horno rotatorio [106]. La figura 4-5a muestra que para el caso de una temperatura de gasificación de 839 °C y una atmósfera con el 73 % de vapor de agua la gasificación en horno rotatorio requirió aproximadamente 20 minutos adicionales para lograr una pérdida de masa del 27 %. Por otro lado, en la misma gráfica se observa que para temperaturas cercanas a 795 °C los

resultados en el horno rotatorio se adaptan adecuadamente a lo calculado a partir del modelo aleatorio de poros. Se desarrolla una expresión para poder ajustar las curvas obtenidas por termogravimetría a los resultados obtenidos en el horno rotatorio, cuyas condiciones de operación involucra efectos de transferencia de calor y masa. Este factor se define en tres rangos de temperatura según se indica en la ecuación 4-8.

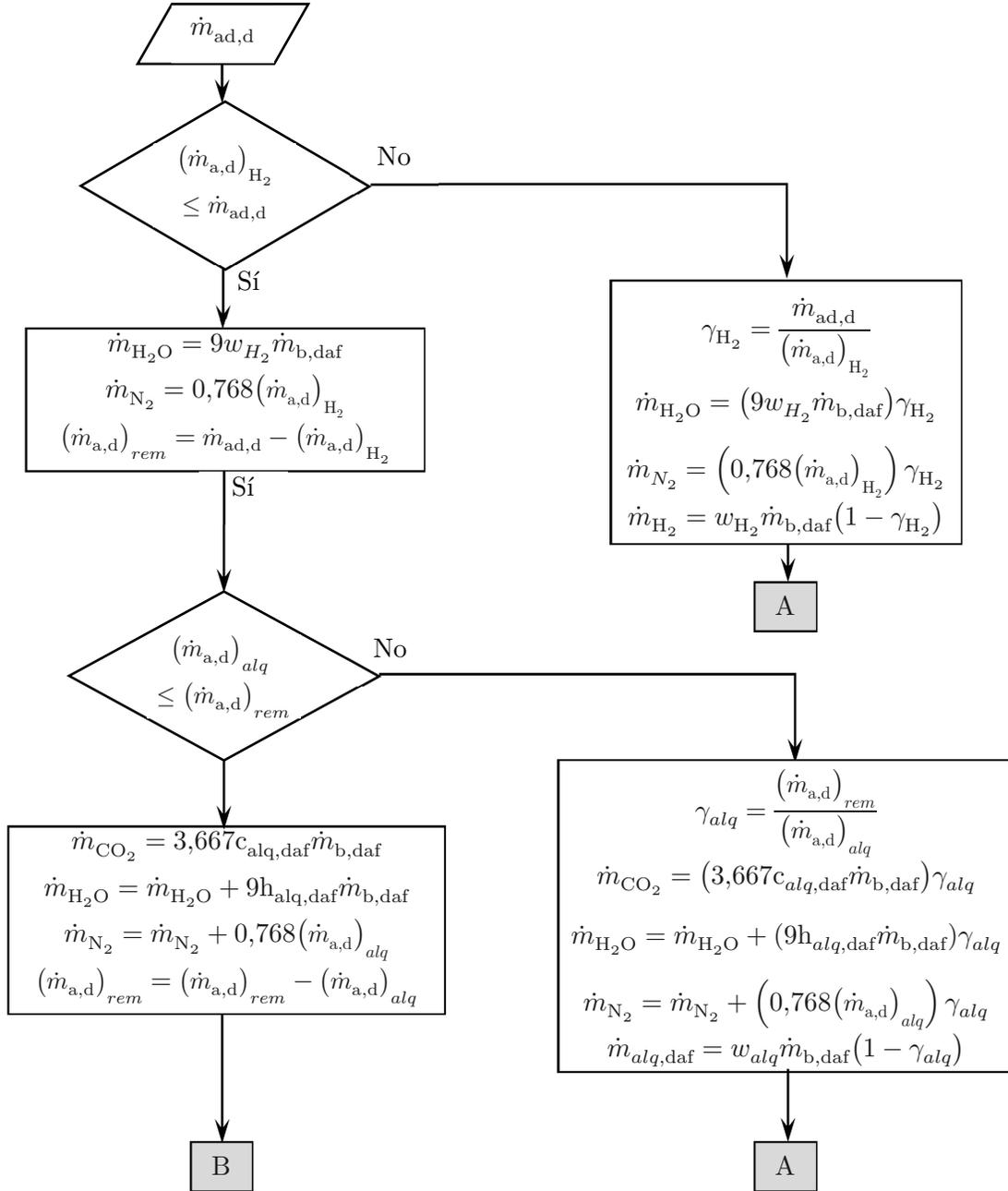


Figura 4-4: Combustión de productos de la pirólisis.

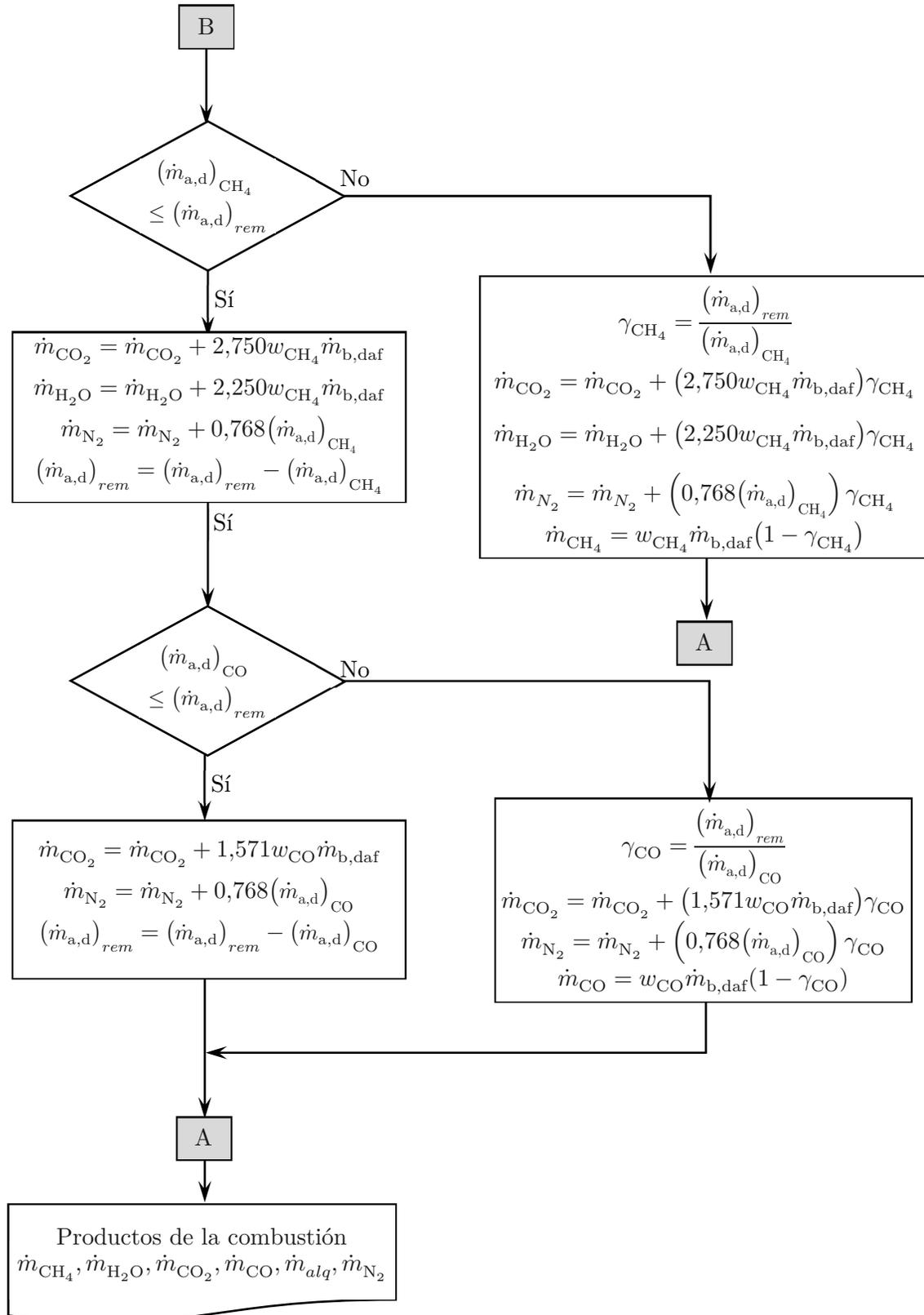


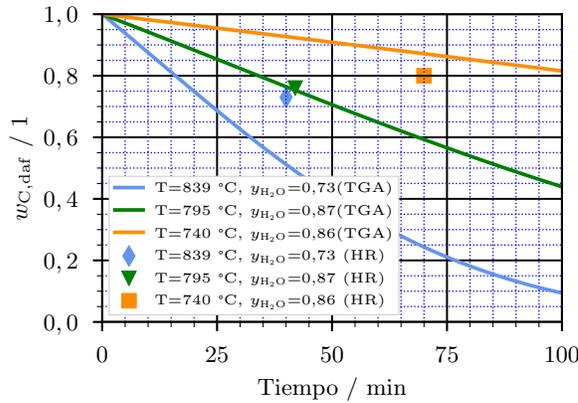
Figura 4-4: Combustión de productos de la pirólisis, continuación.

$$f_a = \begin{cases} 1, & \text{para } T < 790^\circ\text{C} \\ -0,012T + 10,57, & \text{para } 790^\circ\text{C} \leq T \leq 844^\circ\text{C} \\ 0,042, & \text{para } T > 844^\circ\text{C} \end{cases} \quad (4-8)$$

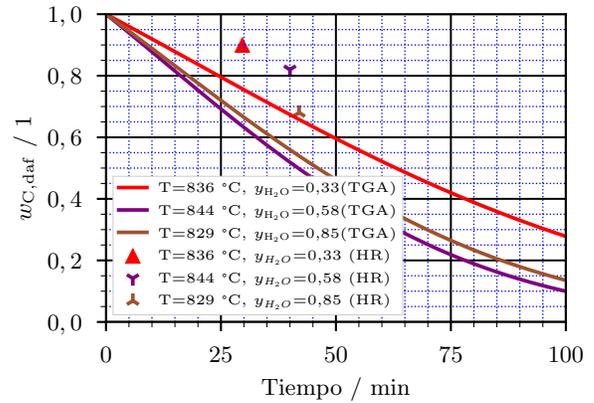
Este factor de ajuste se aplica a las ecuaciones 3-8 y 3-6 para la gasificación con H₂O, las cuales se reescriben como:

$$-\mathcal{R}_{C,daf} = k c_{ag}^n f_a, \quad (4-9)$$

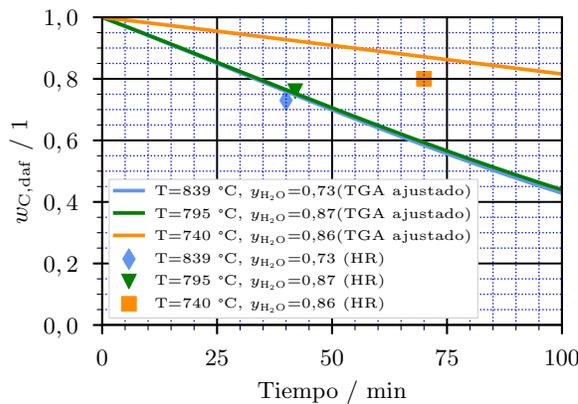
$$-\mathcal{R}_{C,daf} = k c_{ag}^n (w_{F,daf}) f_a [1 + \psi \ln(w_{F,daf})], \quad (4-10)$$



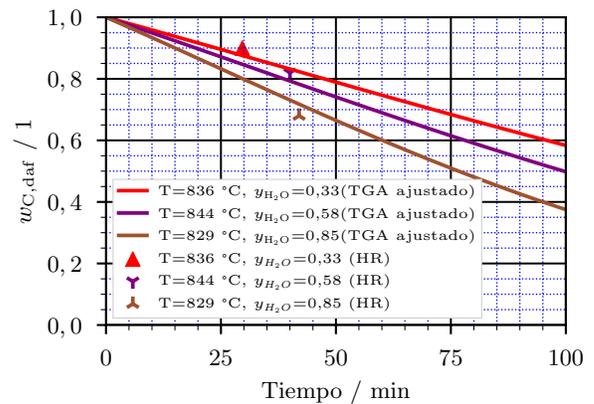
(a) Curvas para concentración fija



(b) Curvas para temperatura fija



(c) Curvas para concentración fija con factor de ajuste



(d) Curvas para temperatura fija con factor de ajuste

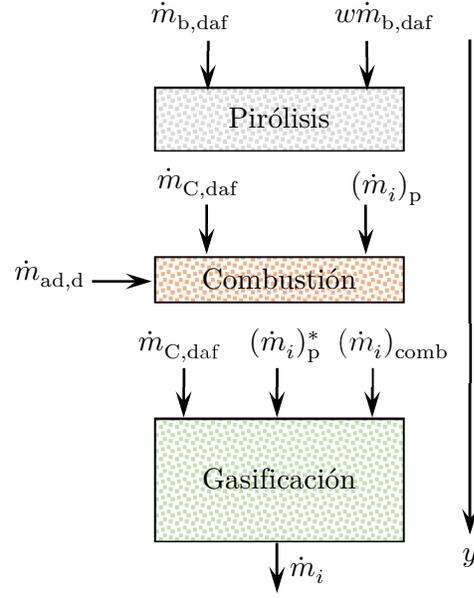
Figura 4-5: Gasificación de carbonizado de cuesco de palma de aceite, resultados obtenidos por termogravimetría (TGA) y por gasificación en horno rotatorio (HR) [106].

Determinación de caudales másicos en la zona de gasificación

La figura 4-6 muestra los caudales másicos que entran y salen de cada uno de los procesos que ocurren en un gasificador. En la gasificación con vapor de agua, el vapor dosificado es sumado al agua generada durante la pirólisis y a la humedad que acompaña a la biomasa. De esta forma, el carbonizado es gasificado con el CO_2 generado en la pirólisis y con el vapor de agua compuesto de la humedad de la biomasa, del agua generada en la pirólisis y del vapor dosificado externamente. En la gasificación con aire, el carbonizado generado en la pirólisis es gasificado con los productos de la combustión. Como se mostró en la sección 4.2.2, diferentes valores de ER implican la combustión de algunos productos de la pirólisis, por lo que algunos de ellos salen de la zona de combustión sin reaccionar. Con el fin de determinar el caudal másico de biomasa que puede ser procesado bajo diferentes condiciones de operación, se realiza un análisis con volúmenes finitos bajo las siguientes suposiciones:

- El sistema se encuentra en estado estacionario.
- El perfil de temperatura a lo largo del reactor es conocido.
- La temperatura dentro de cada uno de los volúmenes de control es constante.
- La concentración de las diferentes especies dentro de cada uno de los volúmenes de control es constante.
- Las cenizas se consideran como un material inerte y por lo tanto no se incluyen en el análisis.
- De las especies gaseosas que ingresan a la zona de gasificación, solo el CO_2 y el H_2O reaccionan con el carbonizado generándose H_2 y CO , de esta forma el resto de especies (alquitranes, CH_4 , N_2) entran y salen de la zona de gasificación sin reaccionar. El CO y H_2 generado en la pirólisis se suma al generado en la zona de gasificación sin presentar reacciones adicionales.

La figura 4-7 muestra el balance de materia para un volumen de control en la zona de gasificación. El subíndice j está asociado a las especies que como parte de las suposiciones no reaccionan en la zona de gasificación. Los caudales molares asociados se calculan con las ecuaciones 4-11 a 4-16.



$i = \text{CO}, \text{CO}_2, \text{H}_2\text{O}, \text{H}_2, \text{CH}_4, \text{N}_2, \text{alq}$

* Productos de la pirólisis que no reaccionaron durante la combustión

Figura 4-6: Balance de masa de las zonas de pirólisis, combustión y gasificación.

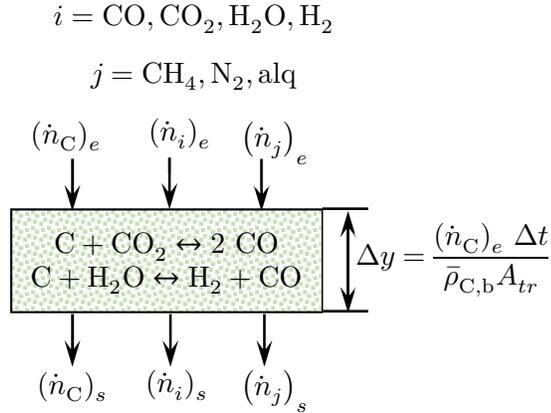


Figura 4-7: Balance de masa para un volumen de control.

$$(\dot{n}_{\text{C,daf}})_s = (\dot{n}_{\text{C,daf}})_e - \left(\mathcal{R}_{\text{C,daf}}^{\text{CO}_2} + \mathcal{R}_{\text{C,daf}}^{\text{H}_2\text{O}} \right) n_{\text{vol}}, \quad (4-11)$$

$$(\dot{n}_{\text{CO}_2})_s = (\dot{n}_{\text{CO}_2})_e - \mathcal{R}_{\text{C,daf}}^{\text{CO}_2} n_{\text{vol}}, \quad (4-12)$$

$$(\dot{n}_{\text{CO}})_s = (\dot{n}_{\text{CO}})_e + \left(2\mathcal{R}_{\text{C,daf}}^{\text{CO}_2} + \mathcal{R}_{\text{C,daf}}^{\text{H}_2\text{O}}\right) n_{\text{vol}}, \quad (4-13)$$

$$(\dot{n}_{\text{H}_2})_s = (\dot{n}_{\text{H}_2})_e + \mathcal{R}_{\text{C,daf}}^{\text{H}_2\text{O}} n_{\text{vol}}, \quad (4-14)$$

$$(\dot{n}_{\text{H}_2\text{O}})_s = (\dot{n}_{\text{H}_2\text{O}})_e - \mathcal{R}_{\text{C,daf}}^{\text{H}_2\text{O}} n_{\text{vol}}, \quad (4-15)$$

$$(\dot{n}_j)_s = (\dot{n}_j)_e, \quad (4-16)$$

$$n_{\text{vol}} = \bar{\rho}_{\text{C,w}} \Delta y A_{tr}, \quad (4-17)$$

$$\Delta y = \frac{\dot{n}_{\text{C,daf}} \Delta t}{\bar{\rho}_{\text{C,b}} A_{tr}}, \quad (4-18)$$

$$\Delta t = \frac{\Delta w_{\text{C,daf}}}{\mathcal{R}_{\text{C,daf}}} \quad (4-19)$$

n_{vol} son las moles de carbonizado que hay en un volumen de control formado por el área transversal A_{tr} y la altura Δy de acuerdo a la ecuación 4-17. El caudal molar definido como $\dot{n}_{\text{C,daf}} = \frac{\bar{\rho}_{\text{C,b}} A_{tr} \Delta y}{\Delta t}$, permite determinar la altura del volumen de control a partir de la ecuación 4-18. El flujo de reacción se define como $\mathcal{R}_{\text{C,daf}} = \frac{\Delta w_{\text{C,daf}}}{\Delta t}$, de esta forma el tiempo de residencia del carbonizado en un volumen de control puede ser calculado a partir del flujo de reacción y de la pérdida de masa del carbonizado, como se muestra en la ecuación 4-19. La velocidad de reacción para la gasificación de cuesco de palma de aceite con H_2O se determina mediante la ecuación 4-10 empleando el modelo aleatorio de poros. La velocidad de reacción para la gasificación de cuesco de palma de aceite con CO_2 y de la cascarilla de café con CO_2 se determinan con la ecuación 3-6. Finalmente, la gasificación de cascarilla de café con H_2O se estima mediante la ecuación 4-9. Las concentraciones de las especies gaseosas que reaccionan se calculan mediante la ecuación 4-21.

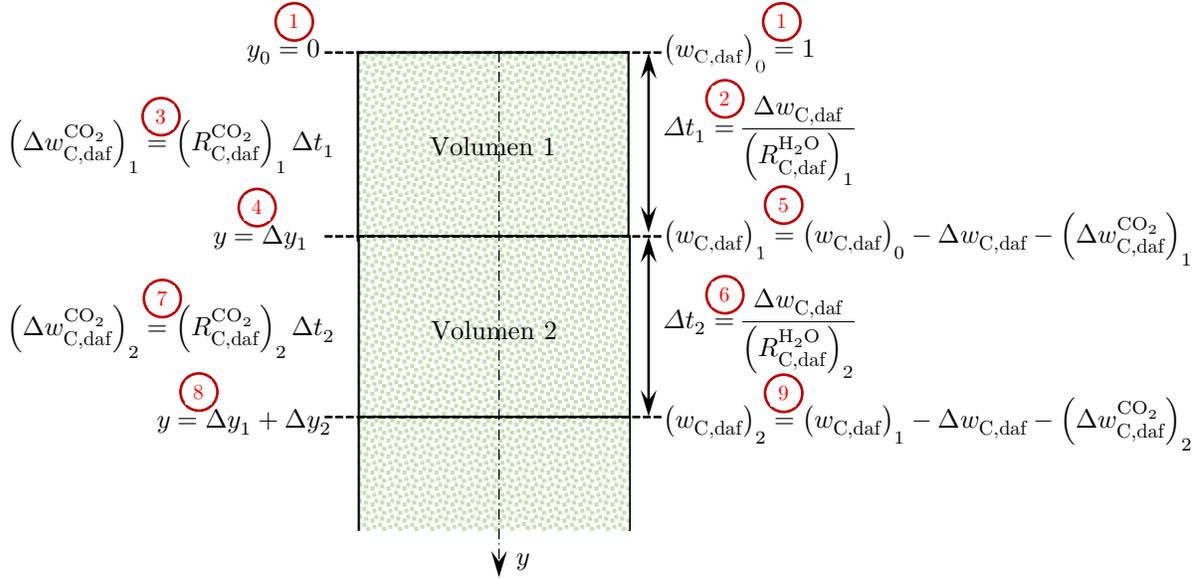
$$y_i = \frac{\dot{n}_i}{\sum_i \dot{n}_i + \sum_j \dot{n}_j}, \quad (4-20)$$

$$C_i = \frac{P}{RT(y)} y_i. \quad (4-21)$$

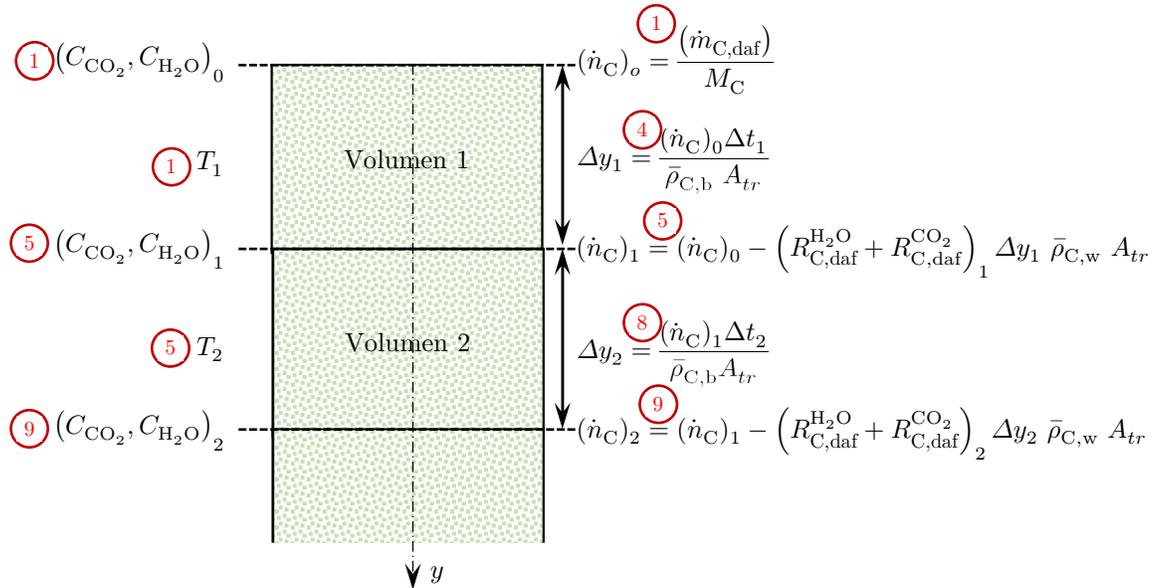
El procedimiento de cálculo se basa en la figura 4-8, descrito a continuación:

Paso 1: De acuerdo al análisis presentado en la sección 4.2.2, el carbonizado generado en la pirólisis no sufre oxidación en la zona de combustión, por lo tanto es el mismo que ingresa a la zona de gasificación. La fracción másica del carbonizado $w_{\text{C,daf}}$ que ingresa al primer volumen de control es 1. Las concentraciones de H_2O y CO_2 son conocidas y corresponden a aquellas determinadas en los procesos de pirólisis y combustión presentados anteriormente.

La altura de la zona de gasificación tiene como punto de referencia el comienzo del primer volumen de control, por lo tanto $y=0$. La temperatura es conocida a partir del perfil de temperatura supuesto.



(a) Pasos para el cálculo de tiempo de residencia, Δt_i , fracción másica de carbonizado, $(w_{C,daf})_i$, y posición, y_i , de cada volumen de control dentro de la zona de gasificación.



(b) Pasos para el cálculo caudal molar de carbonizado, $(\dot{n}_{C,daf})_i$ y altura, Δy_i , de cada volumen de control dentro de la zona de gasificación.

Figura 4-8: Pasos asociados al procedimiento de cálculo de la zona de gasificación.

Paso 2: En cada volumen de control se asume una pérdida de masa de carbonizado atribuido a la reacción de gasificación con H_2O , $\Delta w_{C,daf}$. La ecuación 4-10 es empleada para la gasificación de cuesco de palma de aceite con H_2O y depende de la fracción másica del sólido, $w_{C,daf}$, la cual fue definida en el paso 1. En el caso de la gasificación de la cascarilla de café con H_2O se usa la ecuación 4-9. De esta forma el tiempo de residencia para lograr la gasificación de una fracción $\Delta w_{C,daf}$ de carbonizado con H_2O es calculado a través de la ecuación 4-19.

Paso 3: Teniendo en cuenta que las reacciones de gasificación con H_2O y CO_2 se dan de forma paralela, se calcula la pérdida de masa asociada a la gasificación del carbonizado con CO_2 durante el tiempo de residencia calculado en el paso 2. Para esto se emplea la ecuación 3-6.

Paso 4: Se calcula la altura del volumen de control 1 con base en el tiempo de residencia calculado en el paso 2, el caudal y densidad molar y el área transversal del volumen de control empleando la ecuación 4-18.

A partir de este punto se avanza al volumen de control 2 que involucra los pasos 5 al 8.

Paso 5: Se calculan los caudales molares de carbonizado de las especies gaseosas y las concentraciones de H_2O y CO_2 con las ecuaciones 4-11 a 4-21. La fracción másica del carbonizado es calculada teniendo en cuenta las pérdidas asociadas a la gasificación con H_2O y CO_2 establecidas en el paso 2. Se actualiza el valor de la temperatura en el volumen de control 2 para la altura calculada en el paso 4 de acuerdo al perfil de temperatura.

Paso 6: Se calcula el tiempo de residencia requerido para la gasificación de una fracción $\Delta w_{C,daf}$ de carbonizado con H_2O . De manera similar al paso 2, la ecuación 3-8 es empleada para la gasificación de cuesco de palma de aceite con H_2O , teniendo en cuenta la fracción másica de carbonizado calculada en el paso 5.

Paso 7: Se calcula la pérdida de masa asociada a la gasificación del carbonizado con CO_2 durante el tiempo de residencia calculado en el paso 6 para el volumen de control 2.

Paso 8: Se calcula la altura del volumen de control 2 con base en el tiempo de residencia calculado en el paso 6, el caudal y densidad molar y el área transversal del volumen de control. Se calcula la profundidad del lecho de carbonizado para actualizar el valor de la temperatura en el siguiente volumen de control de acuerdo al perfil de temperatura.

Paso 9: Se repiten el procedimiento llevado a cabo en el paso 5 y subsiguientes.

El procedimiento parte de un caudal de biomasa supuesto, un diámetro de reactor y una altura de la zona de gasificación establecidos así como los valores de ER y S/B. El procedimiento de cálculo se efectúa hasta que la fracción de carbonizado $\Delta w_{C,daf}$ sea cercana a cero en la altura de la zona de gasificación establecida. Si no se logra la conversión del carbonizado, el caudal de biomasa es disminuido. Si se logra la conversión completa del carbonizado en una altura de gasificación menor a la establecida, el caudal de biomasa se aumenta. Al satisfacerse las condiciones, los resultados del procedimiento de cálculo son los caudales máxicos de biomasa, agente de reacción y gas producido que se establecen en el reactor para un diámetro y altura de la zona de gasificación establecidos. El modelo planteado es implementado en un programa en Python y detallado en el anexo E.

4.3. Dimensionamiento del reactor de lecho fijo

El modelo desarrollado en la sección 4.2 es empleado para establecer los caudales máxicos de biomasa para diferentes diámetros de reactor, D_r , y alturas de la zona de gasificación, h_g . El perfil de temperatura para la zona de gasificación es adaptado de Striugas et al. [92] donde se presenta la gasificación de una amplia variedad de biomásas en un reactor de lecho fijo a escala de laboratorio. Dentro de las biomásas empleadas por los autores se encuentran astillas de madera, pellets de madera de colza, lecho de aves de corral, aserrín y lodos municipales. Los resultados incluyen los diferentes perfiles de temperatura obtenidos para cada una de las biomásas gasificadas. A partir de estos perfiles de temperatura, se construye un perfil dependiente de la altura de la zona de gasificación y empleando una temperatura máxima de 1173 K y mínima de 883 K. Este perfil empleado se muestra más adelante en las figuras 4-10 y 4-11. Se establece un tiempo de residencia de 10 minutos en la zona de secado para el caudal máximo de biomasa, lo que permite estimar la altura de la zona de secado, h_s . Este tiempo de secado se establece a partir de la revisión de las condiciones de operación de diferentes reactores encontrados en la literatura a partir del caudal máxico de biomasa, la altura de la zona de secado estimada a partir de los perfiles de temperatura y de la densidad a granel de la biomasa como se muestra en la tabla 4-6. El tiempo promedio encontrado es de 7,72 minutos, por lo tanto se establece en 10 minutos para tener en consideración las diferentes características de la biomasa. La altura de la zona de pirólisis, h_p , se establece teniendo en cuenta la relación obtenida de la revisión bibliográfica mostrada en la tabla 4-7 entre el diámetro del reactor y la altura desde el inicio y el fin de la pirólisis, 280 °C y 600 °C respectivamente. La tabla 4-7 muestra la altura de la zona de pirólisis y el diámetro del reactor en la gasificación con aire. El valor promedio de los valores obtenidos a partir de la tabla 4-7 es $h_p/D_r=0,63$, el cual es empleado para el dimensionamiento de la altura de la zona de pirólisis. Por otro lado, la tabla 4-7 muestra también la relación entre el diámetro del reactor D_r y el diámetro de la partícula de biomasa D_P , donde el menor valor encontrado es de $D_r/D_P=10$. Este valor es cercano a los valores mínimos recomendados por

Earp [107] $D_r/D_P \geq 8$ y por Channiwala [108] $D_r/D_P \geq 5$.

Tabla 4-6: Tiempo de residencia en la zona de secado.

Biomasa empleada	Condiciones de operación				ρ_b		t_s
	\dot{m}_b / kg/h	h_s /m	D_r /m	Fuente	/ kg/m ³	Fuente	/min
Trozos de madera	63,0	205	400	[92]	370	[109]	9,08
Pellets de madera	57,0	110	400	[92]	555	[110]	8,08
Pellets de paja de colza	47,0	120	400	[92]	390	[111]	7,51
Pellets de lecho de aves	30,0	60	400	[92]	780	[112]	11,76
Hojas de palma	14,1	108	300	[8]	135	[61]	4,36
Cáscara de almendra	24,3	100	300	[113]	417	[113]	7,28
Madera	3,5	50	125	[114]	555	[110]	5,84
Cascara de arroz	5,0	60	300	[115]	154	[61]	7,84
Promedio							7,72

Tabla 4-7: Altura de la zona de pirólisis para reactores de diferentes diámetros y biomásas.

Biomasa empleada	h_p / mm	D_r / mm	D_P / mm	h_p/D_r / 1	D_r/D_P / 1	Referencia
Trozos de madera	120	200	40	0,30	10,00	[92]
Pellets de madera	148	200	8	0,37	50,00	[92]
Pellets de paja de colza	148	200	8	50,00	18,50	[92]
Pellets de lecho de aves	125	200	8	50,00	15,63	[92]
Pellets de mezcla de residuos municipales y aserrín	165	200	8	0,41	50,00	[92]
Hojas de palma	143	300	25	0,48	12,00	[8]
Cáscara de almendra	200	300	3,8	0,67	78,95	[113]
Madera	70	125	5	0,56	25,00	[114]
Cascara de arroz	170	300	10	0,57	30,00	[115]
Biomasa industria láctea	67	139	9,4	0,48	14,97	[116]

Las dimensiones generales del reactor son establecidas de forma tal que se faciliten las condiciones de operabilidad y mantenibilidad de la instalación experimental en un ambiente

de laboratorio. De esta forma se establecen como potenciales configuraciones geométricas diámetros internos para el reactor de 2,5 in, 3 in, 4 in y 6 in (diámetros basados en las presentaciones estándar de tubería) y alturas de la zona de gasificación de 300 mm, 450 mm, 600 mm y 900 mm. La simulación de cada combinación de D_r y h_g establece el caudal másico de biomasa, lo que permite la estimación de la altura de la zona de secado y con el diámetro del reactor se establece la altura de la zona de pirólisis. Los resultados se muestran en la tabla 4-8 donde se observa que el poder calorífico y la eficiencia de gas frío tienen los mismos valores para todas las configuraciones geométricas. Lo anterior se atribuye a que el modelo no tiene en cuenta efectos de transferencia de calor y masa los cuales están presentes en las dimensiones radiales y axiales.

Los valores de SGR de la tabla 4-8 son los mismos para alturas iguales. Como se observa en la tabla 3-5, los valores de SGR reportados en la literatura se encuentran usualmente entre 120 y 560 kg h⁻¹, de tal forma que los resultados obtenidos para $h_g > 450$ mm pueden ser descartados. Los caudales másicos obtenidos para las configuraciones de 4 in y 6 in representan la necesidad de tener una cantidad considerable de biomasa disponible para la experimentación que complica la logística. De esta forma se establecen el diámetro del reactor en 3 in con el fin de evitar problemas de obstrucciones con diámetros menores y una altura de la zona de gasificación de 450 mm. Con el diámetro seleccionado se pueden procesar partículas de hasta 7,6 mm de acuerdo a lo recomendado por Earp [107]. La figura 4-9 muestra la configuración final del reactor, donde se contempla el espacio necesario para la alimentación de la biomasa y la recolección de las cenizas.

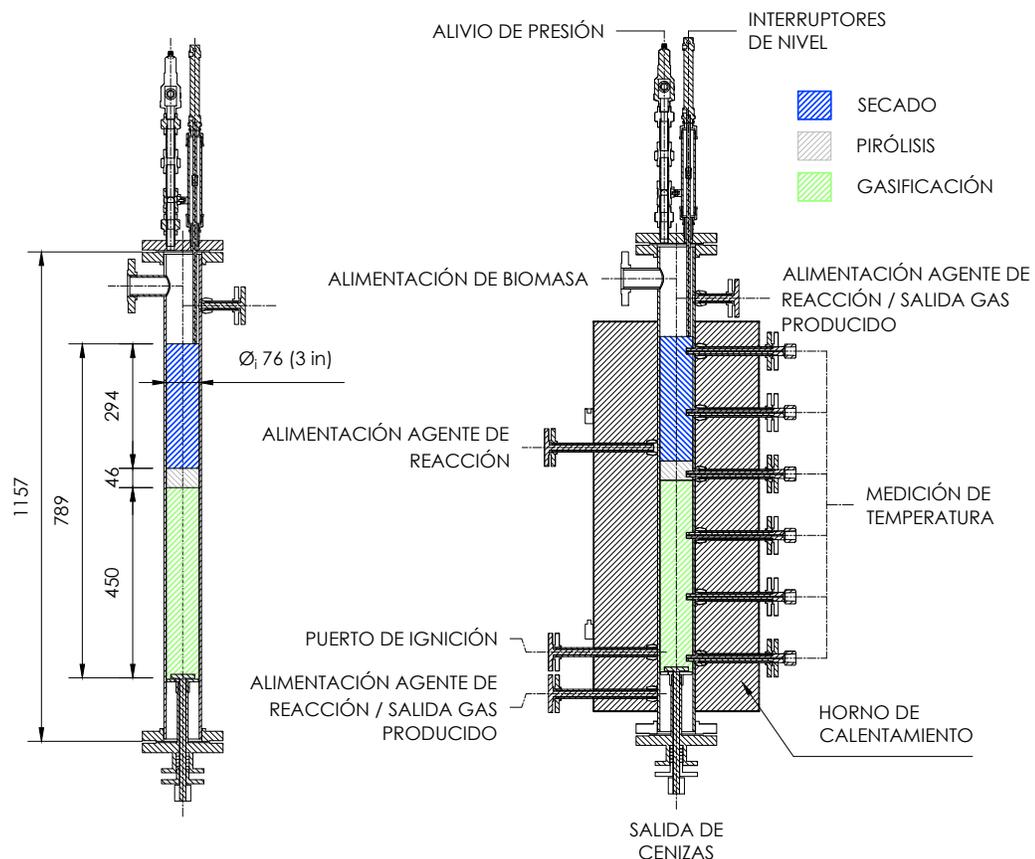
Tabla 4-8: Condiciones de operación para gasificación de cascarilla de café, ER = 0,3, S/B = 0 y diferentes configuraciones geométricas.

D_r /in	h_g / mm	h_p / mm	h_s / mm	h_T / mm	$\dot{m}_{b,daf}$ / kg h ⁻¹	HHV / MJ Nm ⁻³	\dot{E} kW	η_{CG} / 1	SGR / kg m ⁻² h ⁻¹
2,5	300	38	196	534	0,97	6,12	4,08	0,81	306
	450	38	294	782	1,45	6,12	6,12	0,81	458
	600	38	392	1030	1,94	6,12	8,16	0,81	611
	900	38	588	1526	2,90	6,12	12,23	0,81	917
3	300	46	196	542	1,39	6,12	5,87	0,81	306
	450	46	294	789	2,09	6,12	8,81	0,81	458
	600	46	392	1037	2,79	6,12	11,74	0,81	611
	900	46	588	1533	4,18	6,12	17,62	0,81	917

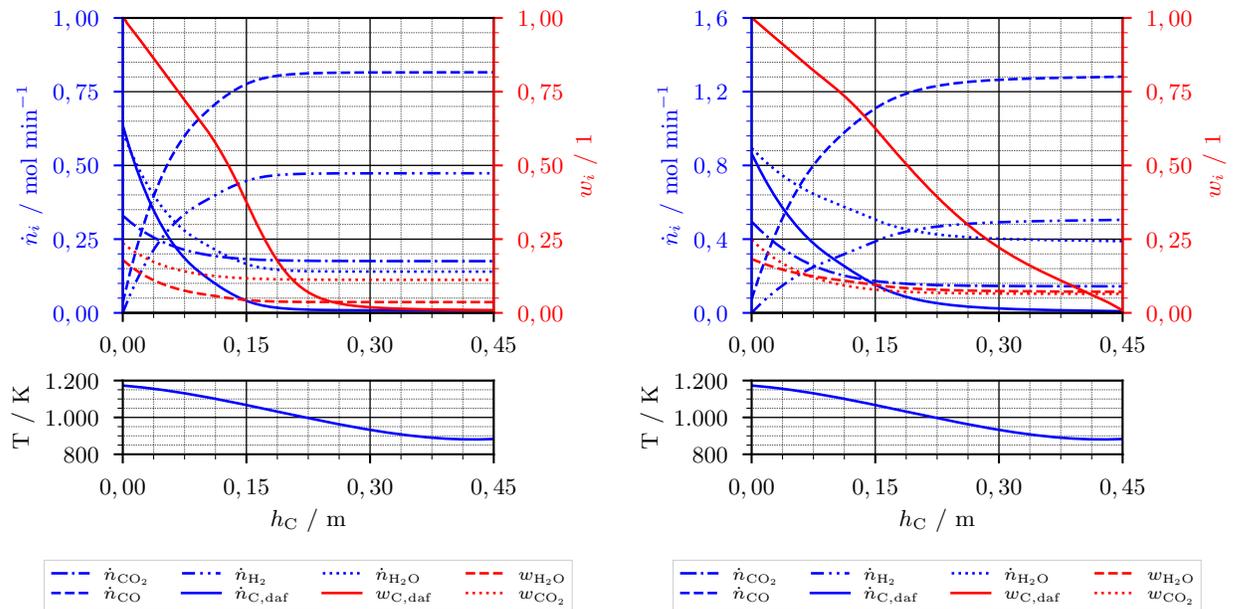
Continúa en la siguiente página

Tabla 4-8: Condiciones de operación para gasificación de cascarilla de café, $ER = 0,3$, $S/B = 0$ y diferentes configuraciones geométricas. (Continuación)

D_r /in	h_g / mm	h_p / mm	h_s / mm	h_T / mm	$\dot{m}_{b,daf}$ / kg h^{-1}	HHV / MJ Nm^{-3}	\dot{E} kW	η_{CG} / 1	SGR / $\text{kg m}^{-2} \text{h}^{-1}$
4	300	61	196	557	2,48	6,12	10,44	0,81	306
	450	61	294	805	3,72	6,12	15,66	0,81	458
	600	61	392	1053	4,95	6,12	20,88	0,81	611
	900	61	588	1549	7,43	6,12	31,32	0,81	917
6	300	91	196	587	5,57	6,12	23,49	0,81	306
	450	91	294	835	8,36	6,12	35,23	0,81	458
	600	91	392	1083	11,15	6,12	46,97	0,81	611
	900	91	588	1579	16,72	6,12	70,46	0,81	917

**Figura 4-9:** Configuración geométrica del reactor (Dimensiones en mm).

La figura 4-10 muestra los resultados de la simulación del proceso de gasificación de cuesco de palma de aceite y cascarilla de café empleando el modelo desarrollado. El agente de gasificación es aire, el diámetro interno del reactor es de 76 mm (3 in) y altura de 450 mm. La relación de equivalencia empleada es 0,3. El caudal másico obtenido con cuesco de palma de aceite es 1,38 kg/h mientras que con cascarilla de café es 2,1 kg/h. Las menores velocidades de reacción en la gasificación del cuesco de palma de aceite implican la necesidad de un tiempo de residencia mayor para lograr su gasificación. Esto se traduce en menores caudales másicos en comparación con la cascarilla de café. La composición del gas en base seca y su poder calorífico se muestra en la tabla 4-9, donde se observa el efecto diluyente del N_2 siendo la especie con mayor fracción molar seguida del CO y H_2 . El poder calorífico del gas obtenido de la cascarilla de café es aproximadamente un 2% mayor al obtenido del cuesco de palma de aceite.



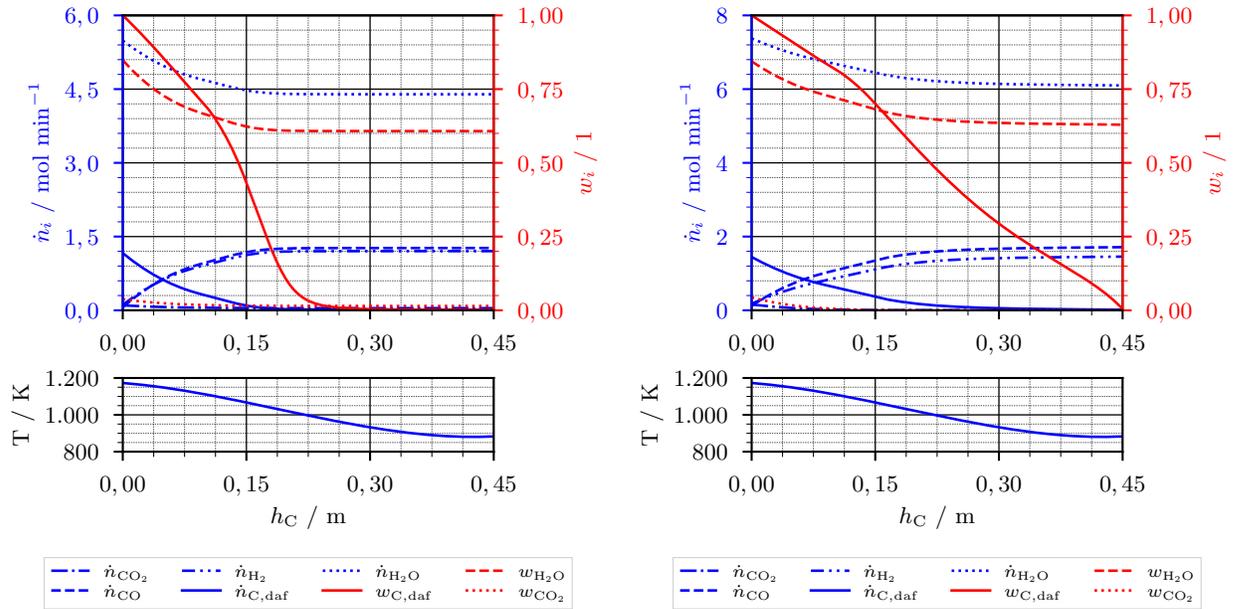
(a) Cuesco de palma de aceite, $\dot{m}_{b,daf} = 1,38$ kg/h.

(b) Cascarilla de café, $\dot{m}_{b,daf} = 2,1$ kg/h.

Figura 4-10: Gasificación de biomasa con aire, $ER = 0,3$, $S/B = 0$, $d = 3$ in, $h_C = 0,45$ m.

La figura 4-11 muestra los resultados de la simulación empleando vapor de agua como agente de gasificación para el mismo reactor del caso de gasificación con aire. La relación vapor-biomasa empleada es 2,5. Los caudales másicos obtenidos son mayores a la gasificación con aire debido a la mayor presencia de vapor de agua que incentiva la gasificación del carbonizado. El contenido de CO_2 en el gas producido es 0% para la cascarilla de café mientras que para el cuesco de palma de aceite es 1,57%, (ver tabla 4-9). Este bajo contenido de CO_2 se obtiene debido a que no se incluyeron en el modelo la reacción de conversión agua-gas ni

reacciones de metanación (reacciones R9 y R10 de la tabla 3-1). De la tabla 4-9 se observa la obtención de un mayor poder calorífico en la gasificación con vapor de agua como resultado de una mayor fracción de H_2 y de la ausencia de N_2 .



(a) Cuesco de palma de aceite, $\dot{m}_{b,daf} = 2,53 \text{ kg/h}$. (b) Cascarrilla de café, $\dot{m}_{b,daf} = 3,5 \text{ kg/h}$.

Figura 4-11: Gasificación de biomasa con vapor de agua, $ER = 0$, $S/B = 2,5$, $d = 3 \text{ in}$, $h_C = 0,45 \text{ m}$.

Tabla 4-9: Composición y poder calorífico del gas producido.

Biomasa	ER	S/B	Composición del gas $y_{i,d} \%$					HHV / MJ/Nm^3
			CO	CO ₂	H ₂	CH ₄	N ₂	
Cuesco de palma de aceite	0,3	0,0	30,39	6,53	17,63	1,10	44,54	6,45
Cascarrilla de café	0,3	0,0	35,60	4,00	14,00	0,70	45,70	6,57
Cuesco de palma de aceite	0,0	2,5	49,53	1,68	47,05	0,75	0,00	12,96
Cascarrilla de café	0,0	2,5	53,32	0,00	45,32	1,36	0,00	13,06

En la figura 4-12 se muestra el efecto del $\Delta w_{C,daf}$ empleado durante las simulaciones en el flujo de biomasa y en el error definido por la ecuación 4-22. Se observa que para valores de $\Delta w_{C,daf}$ del orden de 1×10^{-1} se obtienen errores del más del 100 %, el cual disminuye al hacer-

lo el $\Delta w_{C,daf}$. Para valores de $\Delta w_{C,daf}$ menores a 1×10^{-3} se obtienen errores cercanos al 0,3 %.

$$e = \frac{(\dot{m}_{b,daf})_{\Delta w_{C,daf}=1 \times 10^{-5}} - (\dot{m}_{b,daf})_{\Delta w_{C,daf}}}{(\dot{m}_{b,daf})_{\Delta w_{C,daf}=1 \times 10^{-5}}} \quad (4-22)$$

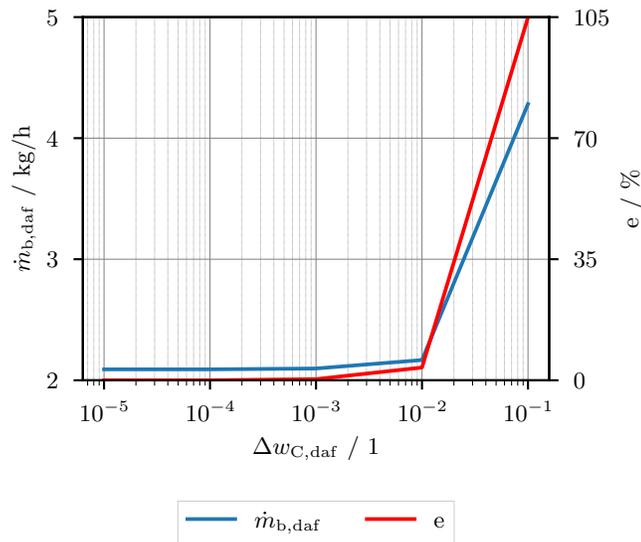


Figura 4-12: Flujo de biomasa y error de acuerdo al $\Delta w_{C,daf}$ para la gasificación de carcarilla de café con aire, ER = 0,3, S/B = 0, $d = 3$ in, $h_C = 0,45$ m.

Las características del diseño mecánico del reactor de lecho fijo se describen a continuación. Para el cuerpo del reactor se emplea tubería de diámetro nominal de 3 in calibre 40 en acero inoxidable ASTM A312 TP310 debido a su resistencia a la corrosión y a elevadas temperaturas. Todas las conexiones al reactor se diseñan con juntas bridadas y empleando empaques de grafoil. Para las bridas y demás accesorios se selecciona acero inoxidable tipo 304. En la parte superior se instalan la válvula de alivio de presión y los interruptores de nivel, cuyo funcionamiento se presenta en la sección 5.3.2. En la parte inferior se instala el sistema para el soporte del carbonizado mostrado en la figura 4-13. Este consiste en una rejilla con perforaciones acoplada a una brida ciega. Con el fin de evitar la obstrucción de las cenizas en la rejilla, se instala un raspador el cual es accionado a través de una manivela en el exterior del reactor. Finalmente, se instala un prensaestopa con sellos en grafito para evitar fugas de gases o filtraciones de aire.

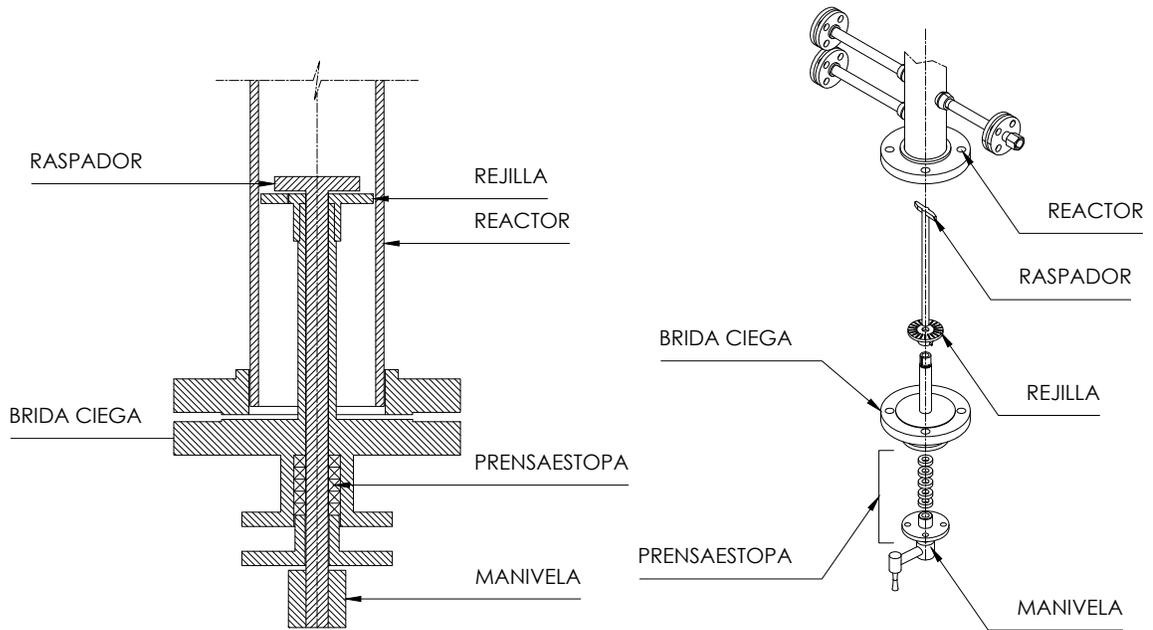


Figura 4-13: Soporte de carbonizado.

Capítulo 5

Diseño del proceso y dimensionamiento de sistemas auxiliares

El dimensionamiento del reactor de lecho fijo permite la simulación de gasificación de biomasa bajo diferentes condiciones de operación. Los datos de estas simulaciones son empleadas en el diseño del proceso. En este capítulo se presenta el diagrama de flujo del proceso (PFD) junto con los balances de masa para las principales condiciones de operación. Posteriormente, se presenta el diagrama de tubería e instrumentación (P&ID) como parte del diseño del proceso. Estos diagramas y balances permiten el dimensionamiento de los equipos principales que componen la instalación experimental. La metodología empleada se muestra en la figura **4-2** presentada en el capítulo anterior.

5.1. Diagrama de flujo del proceso (PFD)

El diagrama de flujo del proceso mostrado en esta sección se basa en un reactor de diámetro interno de 3 in y una altura total de 1157 mm (incluyendo las zonas de secado, pirólisis, combustión y gasificación). Estas características son el resultado del proceso de dimensionamiento del reactor de lecho fijo presentado en la sección 4.3. La figura **5-1** muestra el diagrama de flujo de la instalación experimental. El diagrama de flujo del proceso incluye el reactor de lecho fijo y los sistemas de alimentación de biomasa, dosificación del agente de reacción y de tratamiento del gas producido según lo mostrado en la figura **4-1**. Los componentes principales se numeran en un círculo rojo y las corrientes se numeran en un cuadrado azul. La biomasa es alimentada al reactor de lecho fijo (2) por medio del sistema de alimentación (1) junto con una corriente de nitrógeno de 1 l/min. De acuerdo a las condiciones de operación, el aire, nitrógeno o vapor de agua es dosificado a través de las válvulas de control (3), (4) y con la bomba (6) respectivamente.

El gas producido pasa a través de dos intercambiadores de calor conectados en serie (14)

donde son condensados los alquitranes y el vapor de agua, los cuales son almacenados en depósitos (15) en la gasificación con aire y otro depósito (16) durante la gasificación con vapor de agua conectados a los intercambiadores. Los intercambiadores son enfriados con agua a una temperatura de 5 °C contenida en un tanque (9) con hielo y recirculada por medio de la bomba (8). El caudal del agua de enfriamiento depende del flujo de gas producido, en la sección 5.3.3 se presenta el balance de energía empleado para su cálculo. Los sistemas de intercambiadores de calor tienen una eficiencia de remoción de alquitranes de alrededor del 60% de acuerdo a los datos experimentales obtenidos por Thapa et al. [83]. Por lo tanto el gas enfriado es sometido a una etapa de tratamiento posterior donde se emplean dos filtros de aserrín conectados en serie y sumergidos en un baño frío (10) para remover partículas y alquitranes. Estos sistemas cuentan con una eficiencia de remoción del 60% de acuerdo a la revisión bibliográfica presentada por Anis et al. [82]. Las trazas de alquitranes remanentes son removidas con un filtro de lana de vidrio (11) los cuales tienen eficiencias de remoción de 99,5% [81], donde se disminuye el contenido de alquitranes hasta un valor cercano a cero.

Las caídas de presión asociadas al paso del gas a través de los diferentes componentes del sistema de tratamiento de gas permiten estimar la presión de operación requerida en el reactor para su adecuado funcionamiento. El paso del gas por los filtros de aserrín y de lana de vidrio representan las mayores caídas de presión, las cuales aumentan a medida que el medio filtrante es saturado con los contaminantes separados del gas producido. Dentro de los resultados experimentales en la gasificación de biomasa en un reactor de lecho fijo, Thapa et al. [83] presentan las caídas de presión en cada uno de los componentes del sistema de tratamiento del gas producido a través del tiempo. Con base en estos resultados se estima una caída de presión máxima en cada componente de 1,2 cm de agua o 0,124 kPa la cual está de acuerdo a resultados experimentales de otros autores [117], [118]. La presión de operación en el reactor se estima en 10,622 kPa de modo tal que en la salida del filtro de lana de vidrio se tenga una presión mínima de 10 kPa. De esta forma se contempla una bomba (12) para incentivar la circulación del gas producido que es finalmente dirigido a una tea (13).

5.1.1. Gasificación con aire

El aire es dosificado por medio de la válvula (3) mientras la válvula (4) está cerrada y la bomba (6) está desenergizada. Bajo esta condición de operación, no se genera gran cantidad de alquitranes, por lo que el depósito (16) se aísla por medio de un juego de válvulas y se emplean únicamente los depósitos (16). Las tablas 5-1 y 5-2 muestran los balances de masa obtenidos de la gasificación de cascarilla de café y cuesco de palma de aceite respectivamente con aire a una relación de equivalencia de 0,3. En el anexo A se presentan balances para relaciones de equivalencia adicionales.

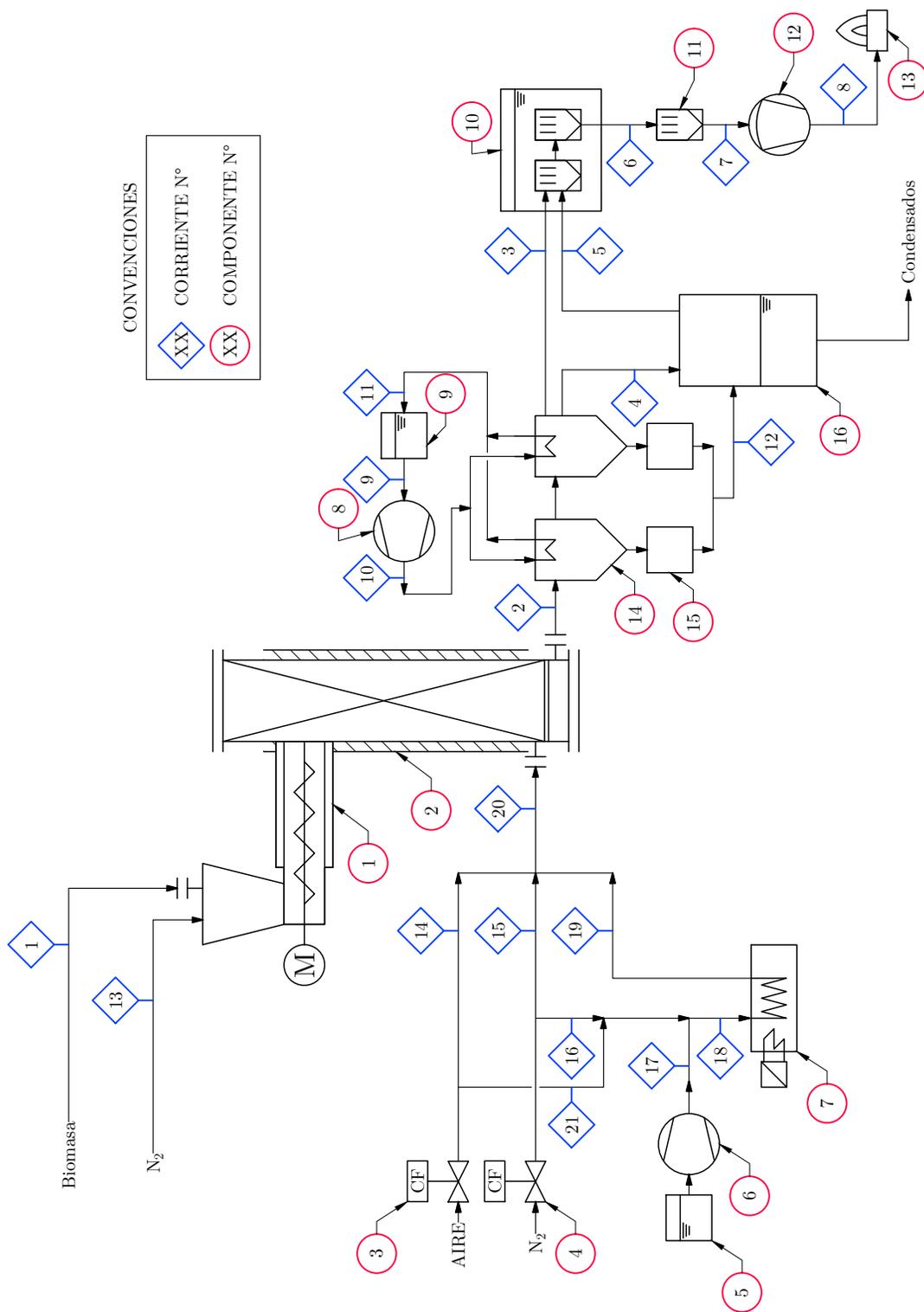


Figura 5-1: PFD gasificación con aire.

Tabla 5-1: Balance de masa para gasificación de cascarilla de café con aire, ER = 0,3.

(N°) ¹	Desde	Hasta	P_{op}^2 / kPa	T_{op} / °C	$\dot{m}_{b,daf}$ / kg h ⁻¹	\dot{m}_{N_2} / kg h ⁻¹	\dot{m}_{H_2O} / kg h ⁻¹	\dot{m}_{daq} / kg h ⁻¹	$\dot{m}_{gas,d}$ / kg h ⁻¹	$\dot{m}_{es,d}$ / kg h ⁻¹
1	Suministro biomasa	Reactor	0	20,000	2,100	0	0,212	0	0	0
2	Reactor	Intercambiador de calor	10,622	610,000	0	2,825	0,418	0,095	5,365	0
3	Intercambiador de calor	Filtro aserrín	10,373	40,000	0	2,825	0	0,014	5,365	0
4	Intercambiador de calor	Tanque de condensados	N/A	N/A	0	0	0	0	0	0
5	Tanque de condensados	Filtro aserrín	N/A	N/A	0	0	0	0	0	0
6	Filtro aserrín	Filtro lana vidrio	10,124	33,335	0	2,825	0	0,002	5,365	0
7	Filtro lana vidrio	Bomba vacío	10,000	33,335	0	2,825	0	0	5,365	0
8	Bomba vacío	TEA	20,000	33,335	0	2,825	0	0	5,365	0
9	Tanque enfriamiento	Bomba recirculación	0	5,000	0	0	130,032	0	0	0
10	Bomba recirculación	Intercambiador de calor 1 y 2	34,450	5,000	0	0	130,032	0	0	0
11	Intercambiador de calor 1 y 2	Tanque enfriamiento	0,00	15,000	0	0	130,032	0	0	0
12	Intercambiador de calor 1 y 2	Tanque de condensados	0	40,000	0	0	0,418	0,081	0	0
13	Suministro nitrógeno	Reactor	11,202	20,000	0	0,070	0	0	0	0
14	Suministro aire	Reactor	11,202	20,000	0	0	0	0	0	3,580
15	Suministro nitrógeno	Reactor	N/A	N/A	0	0	0	0	0	0
16	Suministro nitrógeno	Evaporador	N/A	N/A	0	0	0	0	0	0
17	Bomba agua	Evaporador	N/A	N/A	0	0	0	0	0	0
18	Mezcla agua, nitrógeno	Evaporador	N/A	N/A	0	0	0	0	0	0
19	Evaporador	Mezcla Aire, vapor, nitrógeno	N/A	N/A	0	0	0	0	0	0
20	Mezcla Aire, vapor, nitrógeno	Reactor	N/A	N/A	0	0	0	0	0	3,580
21	Suministro aire	Evaporador	N/A	N/A	0	0	0	0	0	0

¹ Ver corrientes asociadas en la figura 4-10

² Presión manométrica

Tabla 5-2: Balance de masa para gasificación de cuscó de palma de aceite con aire, ER = 0,3.

(N°) ¹	Desde	Hasta	P_{op}^2 / kPa	T_{op} / °C	$\dot{m}_{b,daf}$ / kg h ⁻¹	\dot{m}_{N_2} / kg h ⁻¹	\dot{m}_{H_2O} / kg h ⁻¹	\dot{m}_{daq} / kg h ⁻¹	$\dot{m}_{gas,d}$ / kg h ⁻¹	$\dot{m}_{es,d}$ / kg h ⁻¹
1	Suministro biomasa	Reactor	0	20,000	1,383	0	0,155	0	0	0
2	Reactor	Intercambiador de calor	10,622	610,000	0	2,080	0,151	0,065	3,924	0
3	Intercambiador de calor	Filtro aserrín	10,373	40,000	0	2,080	0	0,010	3,924	0
4	Intercambiador de calor	Tanque de condensados	N/A	N/A	0	0	0	0	0	0
5	Tanque de condensados	Filtro aserrín	N/A	N/A	0	0	0	0	0	0
6	Filtro aserrín	Filtro lana vidrio	10,124	33,335	0	2,080	0	0,002	3,924	0
7	Filtro lana vidrio	Bomba vacío	10,000	33,335	0	2,080	0	0	3,924	0
8	Bomba vacío	TEA	20,000	33,335	0	2,080	0	0	3,924	0
9	Tanque enfriamiento	Bomba recirculación	0	5,000	0	0	55,368	0	0	0
10	Bomba recirculación	Intercambiador de calor 1 y 2	34,450	5,000	0	0	55,368	0	0	0
11	Intercambiador de calor 1 y 2	Tanque enfriamiento	0,00	15,000	0	0	55,368	0	0	0
12	Intercambiador de calor 1 y 2	Tanque de condensados	0	40,000	0	0	0,151	0,055	0	0
13	Suministro nitrógeno	Reactor	11,202	20,000	0	0,070	0	0	0	0
14	Suministro aire	Reactor	11,202	20,000	0	0	0	0	0	2,607
15	Suministro nitrógeno	Reactor	N/A	N/A	0	0	0	0	0	0
16	Suministro nitrógeno	Evaporador	N/A	N/A	0	0	0	0	0	0
17	Bomba agua	Evaporador	N/A	N/A	0	0	0	0	0	0
18	Mezcla agua, nitrógeno	Evaporador	N/A	N/A	0	0	0	0	0	0
19	Evaporador	Mezcla Aire, vapor, nitrógeno	N/A	N/A	0	0	0	0	0	0
20	Mezcla Aire, vapor, nitrógeno	Reactor	N/A	N/A	0	0	0	0	0	2,607
21	Suministro aire	Evaporador	N/A	N/A	0	0	0	0	0	0

¹ Ver corrientes asociadas en la figura 4-10

² Presión manométrica

5.1.2. Gasificación con vapor de agua

Bajo estas condiciones de operación la válvula de suministro de aire (3) se encuentra cerrada. El agua contenida en el tanque de almacenamiento (5) es circulada a través de la bomba (6) por un evaporador (7) donde se obtiene vapor sobrecalentado a 200 °C. Un flujo volumétrico de 1 l/min de nitrógeno controlado por la válvula (4) se emplea como gas de arrastre para el vapor de agua. El tren de tratamiento de gases es similar al empleado en la gasificación con aire, sin embargo, en la gasificación con vapor se obtiene una mayor cantidad de condensables en el gas producido, por lo que se emplea el tanque (16) para su almacenamiento. Las tablas 5-3 y 5-4 muestran los balances de masa obtenidos de la gasificación de cascarilla de café y cuesco de palma de aceite con vapor de agua empleando una relación vapor-biomasa de 2,5.

5.2. Diagrama de tubería e instrumentación (P&ID)

En el diagrama de tubería e instrumentación se presenta una visión más detallada del proceso de conversión termoquímica de biomasa. Funcionalmente, la diferencia entre la gasificación con vapor de agua y con aire esta en la configuración de los sistemas de dosificación del agente de reacción y de tratamiento de gas.

5.2.1. Sistema de alimentación

La figura 5-2 muestra el diagrama de tubería e instrumentación de la instalación experimental. La biomasa es cargada en el sistema de alimentación (1) a través de conexión bridada (19) en parte superior de la tolva. Una corriente de nitrógeno con un caudal de 1 l/min graduado a través de la válvula de aguja (16) y el rotámetro (17), es suministrado al sistema de alimentación a través de la válvula de bloqueo (18) con el fin de evitar acumulación de vapores en el sistema de alimentación. La biomasa es transportada hasta el reactor de lecho fijo (2) a través de un tornillo sinfín impulsado por un motorreductor que hacen parte del sistema de alimentación. Las válvulas de bola (20) y (21) son facilidades para un sistema de refrigeración con el fin de evitar el inicio de la conversión termoquímica en el tornillo y de esta forma evitar posibles obstrucciones. El reactor cuenta con un interruptor de alto (23) y bajo nivel (22) que permiten el control del nivel en el interior del reactor.

5.2.2. Reactor de lecho fijo

La entrada de biomasa al reactor se realiza por la parte superior. El agente de gasificación puede ser dosificado a través de las válvulas (35) o (48) para operar el reactor en corrientes paralelas, de tal forma que la salida del gas se efectúa por la parte inferior del reactor a través de la válvula (49). La válvula (48) se ubica en el extremo superior del reactor, mientras que la

Tabla 5-3: Balance de masa para gasificación de cascarilla de café con vapor de agua, S/B = 2,5.

(N°) ¹	Desde	Hasta	P_{op}^2 / kPa	T_{op} / °C	$\dot{m}_{b,daf}$ / kg h ⁻¹	\dot{m}_{N_2} / kg h ⁻¹	\dot{m}_{H_2O} / kg h ⁻¹	\dot{m}_{daq} / kg h ⁻¹	$\dot{m}_{gas,d}$ / kg h ⁻¹	$\dot{m}_{es,d}$ / kg h ⁻¹
1	Suministro biomasa	Reactor	0	20,000	3,610	0	0,365	0	0	0
2	Reactor	Intercambiador de calor	10,622	610,000	0	0,140	8,995	0,809	3,189	0
3	Intercambiador de calor	Filtro aserrín	N/A	N/A	0	0	0	0	0	0
4	Intercambiador de calor	Tanque de condensados	10,373	40,000	0	0,140	0	0,123	3,189	0
5	Tanque de condensados	Filtro aserrín	10,373	40,000	0	0,140	0	0,123	3,189	0
6	Filtro aserrín	Filtro lana vidrio	10,124	33,335	0	0,140	0	0,020	3,189	0
7	Filtro lana vidrio	Bomba vacío	10,000	33,335	0	0,140	0	0	3,189	0
8	Bomba vacío	TEA	20,000	33,335	0	0,140	0	0	3,189	0
9	Tanque enfriamiento	Bomba recirculación	0	5,000	0	0	738,720	0	0	0
10	Bomba recirculación	Intercambiador de calor 1 y 2	34,450	5,000	0	0	738,720	0	0	0
11	Intercambiador de calor 1 y 2	Tanque enfriamiento	0	15,000	0	0	738,720	0	0	0
12	Intercambiador de calor 1 y 2	Tanque de condensados	0	40,000	0	0	8,995	0,686	0	0
13	Suministro nitrógeno	Reactor	11,202	20,000	0	0,070	0	0	0	0
14	Suministro aire	Reactor	N/A	N/A	0	0	0	0	0	0
15	Suministro nitrógeno	Reactor	N/A	N/A	0	0	0	0	0	0
16	Suministro nitrógeno	Evaporador	11,202	20,000	0	0,070	0	0	0	0
17	Bomba agua	Evaporador	11,202	20,000	0	0,070	6,809	0	0	0
18	Mezcla agua, nitrógeno	Evaporador	11,202	20,000	0	0,070	6,809	0	0	0
19	Evaporador	Mezcla Aire, vapor, nitrógeno	11,202	200,000	0	0,070	6,809	0	0	0
20	Mezcla Aire, vapor, nitrógeno	Reactor	11,202	200,000	0	0,070	6,809	0	0	0
21	Suministro aire	Evaporador	N/A	N/A	0	0	0	0	0	0

¹ Ver corrientes asociadas en la figura 4-11² Presión manométrica

Tabla 5-4: Balance de masa para gasificación de cuscú de palma de aceite con vapor de agua, S/B = 2,5.

(N°) ¹	Desde	Hasta	P_{op}^2 / kPa	T_{op} / °C	$\dot{m}_{b,daf}$ / kg h ⁻¹	\dot{m}_{N_2} / kg h ⁻¹	\dot{m}_{H_2O} / kg h ⁻¹	\dot{m}_{daq} / kg h ⁻¹	$\dot{m}_{gas,d}$ / kg h ⁻¹	$\dot{m}_{es,d}$ / kg h ⁻¹
1	Suministro biomasa	Reactor	0	20,000	2,530	0	0,256	0	0	0
2	Reactor	Intercambiador de calor	10,622	610,000	0	0,140	4,747	0,410	2,430	0
3	Intercambiador de calor	Filtro aserrín	N/A	N/A	0	0	0	0	0	0
4	Intercambiador de calor	Tanque de condensados	10,373	40,000	0	0,140	0	0,062	2,430	0
5	Tanque de condensados	Filtro aserrín	10,373	40,000	0	0,140	0	0,062	2,430	0
6	Filtro aserrín	Filtro lana vidrio	10,124	33,335	0	0,140	0	0,010	2,430	0
7	Filtro lana vidrio	Bomba vacío	10,000	33,335	0	0,140	0	0	2,430	0
8	Bomba vacío	TEA	20,000	33,335	0	0,140	0	0	2,430	0
9	Tanque enfriamiento	Bomba recirculación	0	5,000	0	0	407,880	0	0	0
10	Bomba recirculación	Intercambiador de calor 1 y 2	34,450	5,000	0	0	407,880	0	0	0
11	Intercambiador de calor 1 y 2	Tanque enfriamiento	0	15,000	0	0	407,880	0	0	0
12	Intercambiador de calor 1 y 2	Tanque de condensados	0	40,000	0	0	4,747	0,347	0	0
13	Suministro nitrógeno	Reactor	11,202	20,000	0	0,070	0	0	0	0
14	Suministro aire	Reactor	N/A	N/A	0	0	0	0	0	0
15	Suministro nitrógeno	Reactor	N/A	N/A	0	0	0	0	0	0
16	Suministro nitrógeno	Evaporador	11,202	20,000	0	0,070	0	0	0	0
17	Bomba agua	Evaporador	11,202	20,000	0	0,070	5,009	0	0	0
18	Mezcla agua, nitrógeno	Evaporador	11,202	20,000	0	0,070	5,009	0	0	0
19	Evaporador	Mezcla Aire, vapor, nitrógeno	11,202	200,000	0	0,070	5,009	0	0	0
20	Mezcla Aire, vapor, nitrógeno	Reactor	11,202	200,000	0	0,070	5,009	0	0	0
21	Suministro aire	Evaporador	N/A	N/A	0	0	0	0	0	0

¹ Ver corrientes asociadas en la figura 4-11² Presión manométrica

válvula (35) se ubica a 45 cm de la rejilla, coincidiendo con la altura en la que se contempla se de la combustión e inicie la gasificación. Para la configuración en contracorriente, el agente de reacción se dosifica a través de la válvula (49) y la salida del gas producido se realiza a través de la válvula (48). La válvula (29) funciona como puerto de ignición para la gasificación con aire y se encuentra ligeramente por encima de la rejilla. El reactor cuenta también con un sistema de calentamiento por medio de resistencias eléctricas para cuando se llevan a cabo los procesos endotérmicos de gasificación con vapor de agua y pirólisis de la biomasa. La temperatura del reactor es medida a través de 6 termopares tipo k (30) distribuidos en el cuerpo del reactor. En la parte superior del reactor se cuenta con una válvula de alivio (24), cuya descarga es dirigida a la tea (13) en caso de sobrepresión en el reactor. Adicionalmente, la válvula (25) permite aliviar manualmente la presión en el reactor a través de la misma línea que se dirige a la tea. Estas líneas cuentan con aislamiento térmico y resistencias de calentamiento ajustadas a 400 °C con el fin de evitar la condensación de los alquitranes. La válvula (27) permite la conexión del indicador de presión (26).

5.2.3. Alimentación del agente de reacción

Gasificación con aire

El flujo de aire es ajustado por la válvula de control (3), las válvulas (31) y (35) deben estar abiertas para permitir el paso de aire hacia el reactor.

Gasificación con vapor de agua

El agua almacenada en el recipiente (5) a temperatura ambiente es bombeada por medio de una bomba dosificadora (6) hacia el evaporador (7). Se emplea un flujo nitrógeno de 1 l/min como gas de arrastre, ajustado por la válvula controladora (4) y dirigido hacia el evaporador a través de la válvula (33). El vapor de agua sale del evaporador y pasa a través de las válvulas (34) y (35) a una temperatura de 200 °C. Las tuberías que salen del evaporador cuentan con aislamiento térmico y resistencias de calentamiento para mantener la temperatura de la línea en 200 °C.

Gasificación con mezcla vapor de agua y aire

Este modo de operación se logra empleando el aire como gas de arrastre para el vapor de agua. Por medio de la válvula (3) se establece el flujo de aire requerido. A través de la apertura de las válvulas (28) y (33) se dirige el aire dosificado hacia el evaporador. El agua bombeada por la bomba (6) pasa por el evaporador y posteriormente ingresa al reactor de lecho fijo a través de la válvula (35).

5.2.4. Sistema de tratamiento de gases

El gas producido es conducido hasta los intercambiadores de calor (14) a través de una línea aislada térmicamente y con resistencias de calentamiento a 400 °C para evitar la condensación de los alquitranes. La válvula (37) permite el paso del gas por el tren de tratamiento. La válvula (36) permite derivar el gas producido y dirigirlo hacia la tea (13) de ser necesario, bajo este escenario la válvula (47) debe estar cerrada. Los intercambiadores de calor (14) son enfriados con agua a 5 °C por medio de la bomba (8) que toma el agua de un recipiente (9) formando un circuito cerrado. Los intercambiadores de calor cuentan con válvulas de bola (38) en la parte inferior que permite almacenar los condensados en recipientes (15). Estos a su vez están conectados al tanque de condensados (50). A la salida de los intercambiadores se mide la temperatura del gas por medio del termopar (39). Posteriormente, el gas puede ser derivado al tanque de condensados (50), manteniendo la válvula (56) cerrada y las válvulas (55) y (54) abiertas. Esta derivación se emplea en la gasificación con vapor de agua donde se genera una cantidad de condensados que no pueden ser almacenados en los depósitos (15). El tanque de condensados cuenta con un interruptor de alto (53) y bajo nivel (52). El interruptor de alto nivel activa una alarma que indica la necesidad de disminuir el nivel en el interior del tanque abriendo la válvula (51). Una vez se alcanza el bajo nivel (52) se debe cerrar la válvula (51) con el fin de mantener el sello de líquido del tanque. De no ser necesaria la operación con el tanque de condensados, las válvulas (55) y (54) se cierran y la válvula (56) se abre. De cualquier forma, el gas pasa a través de los filtros de aserrín los cuales están sumergidos en un baño frío (10) como segunda etapa de limpieza. Finalmente, los alquitranes remanentes son removidos en el filtro de lana de vidrio (11). La presión de la línea es medida con el indicador de presión (40) mientras que el medidor de oxígeno (41) permite determinar la estanqueidad del sistema. La bomba de vacío (12) incentiva la circulación del gas producido y es regulada a través de la válvula de aguja (42). En la descarga de la bomba (12) se dispone de una válvula de bola (43) para la toma de muestra de gases, un medidor de flujo (44), un medidor de presión (45) y uno de temperatura (46). Finalmente el gas pasa a través de la válvula (47) para ser incinerado en la tea (13).

5.3. Dimensionamiento de sistemas auxiliares

Los valores obtenidos de los balances de masa son empleados para el dimensionamiento de los componentes que hacen parte del sistema de alimentación de biomasa (ver sección 5.3.2) y del sistema de tratamiento de gas (ver sección 5.3.3). Según se observa en los balances, la gasificación de cascarilla de café con vapor de agua es el escenario en el que se consume una mayor cantidad de biomasa y se genera la mayor cantidad de productos, por lo que los subsistemas serán dimensionados bajo este escenario. En el anexo A se presentan balances de masa para diferentes valores de ER y S/B.

5.3.1. Dimensionamiento del sistema de calentamiento

La gasificación de biomasa con vapor de agua implica una reacción endotérmica por lo que se requiere una fuente de energía externa para llevar a cabo el proceso. El sistema de calentamiento aporta la energía necesaria a través de resistencias calefactoras. Para el cálculo de la energía requerida se plantea un balance de energía de todo el proceso de gasificación con vapor de agua como se muestra en la figura **5-3** para determinar el flujo de calor necesario, \dot{Q} . El calor de la reacción se estima a través de la energía asociada a cada una de las corrientes que entran (reactantes) y salen (productos) de la zona de gasificación. El balance de energía se presenta en la ecuación 5-1, y los flujos energía asociada a productos y reactantes se presentan en las ecuaciones 5-2 y 5-3 respectivamente.

$$\dot{Q} = \dot{Q}_{prod} - \dot{Q}_{reac} \quad (5-1)$$

$$\dot{Q}_{prod} = \sum_i m_i (h_f^o + h_{@T_g} - h^o)_i + \dot{m}_{v,s} (h_f^o + h_{@T_g} - h^o)_{H_2O} + \dot{m}_{alq} \left(h_f^o + \int_{T_{ref}}^{T_g} c_p dT \right)_{alq} \quad (5-2)$$

$$\begin{aligned} \dot{Q}_{reac} = \dot{m}_{b,daf} \left(h_f^o + \int_{T_{ref}}^{T_e} c_p dT \right)_b + w \dot{m}_{b,daf} (h_f^o + h_{@T_e} - h^o)_{H_2O} \\ + \dot{m}_{N_2} (h_f^o + h_{@T_v} - h^o)_{N_2} + \dot{m}_{v,e} (h_f^o + h_{@T_v} - h^o)_{H_2O} \end{aligned} \quad (5-3)$$

T_e , T_v y T_g son las temperaturas de entrada de la biomasa, del vapor empleado como agente de gasificación y del gas producido respectivamente. El calor específico y entalpías de formación de la biomasa y de los alquitranes se estiman a partir de las expresiones desarrolladas por Eisermann et al. [119]. Allí se presenta un método para el cálculo del calor específico de carbonizados como la suma ponderada de los calores específicos del carbono fijo, materia volátil primaria y secundaria en función de sus fracciones correspondientes como se presenta en la ecuación 5-4 [119].

$$c_p = F c_F + V_1 c_{V_1} + V_2 c_{V_2}, \quad (5-4)$$

siendo F el contenido del carbono fijo en base seca y libre de cenizas calculado a partir de la fracción original de materia volátil W_V^o , ecuaciones 5-5 y 5-6. V_1 y V_2 son las fracciones de materia volátil primaria y secundaria y se establecen a partir de la fracción original de materia volátil con las ecuaciones 5-7 y 5-8

$$F = 1 - W_V^o, \quad (5-5)$$

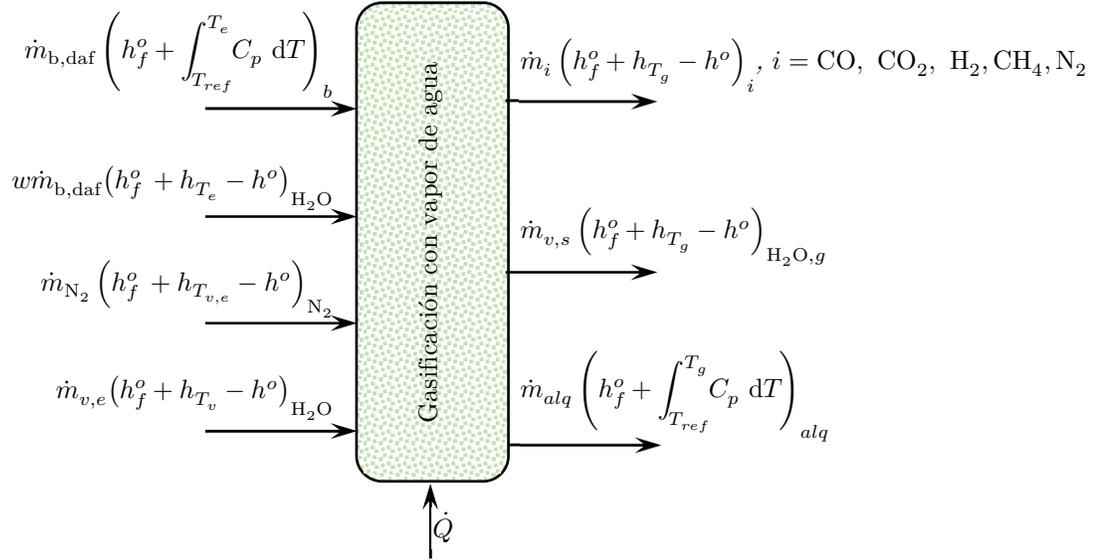


Figura 5-3: Balance de energía para la gasificación con vapor de agua.

$$W_V^o = 0,404 \left[28,9 \left(\frac{h_{daf}}{c_{daf}} \right) + 3,46 \left(1 - \frac{63}{c_{daf}} \right) \frac{o_{daf}}{c_{daf}} - 1 \right], \quad (5-6)$$

$$V_1 = \begin{cases} 0, & \text{para } W_V^o \leq 10 \% \\ W_V^o - 10 \%, & \text{para } W_V^o > 10 \% \end{cases} \quad (5-7)$$

$$V_2 = \begin{cases} W_V^o, & \text{para } W_V^o \leq 10 \% \\ 10 \%, & \text{para } W_V^o > 10 \% \end{cases} \quad (5-8)$$

El calor específico de los alquitranes se estima a partir de la expresión 5-9

$$c_p = 4,22 \times 10^{-3} T \quad (5-9)$$

La entalpía de formación de la biomasa y de los alquitranes se estima a través de la expresión 5-10 [120], teniendo en cuenta que el contenido de humedad en los alquitranes es nulo.

$$h_f^o = HHV - (327,63 c_{ar} + 1417,94 h_{ar} + 158,67 w) \quad (5-10)$$

La simulación con diferentes valores de S/B permite obtener el requerimiento energético para la gasificación con vapor de agua según se muestra en la tabla 5-5. La temperatura del vapor

empleado como agente de gasificación es 200 °C, mientras que la temperatura de salida de los productos se establece en 610 °C de acuerdo al perfil de temperatura empleado en la zona de gasificación. De esta forma, y considerando una pérdida de calor del 5 %, la máxima potencia requerida para el sistema de calentamiento es de 5,4 kW, correspondiente a la gasificación de cascarilla de café con una relación S/B de 2,5.

Tabla 5-5: Potencia necesaria del sistema de calentamiento para la gasificación con vapor de agua.

S/B	Cascarilla de café		Cuesco de palma	
	\dot{Q} / kW	\dot{m} / kg/h	\dot{Q} / kW	\dot{m} / kg/h
0,5	3,0	2,5	0,8	1,9
1,0	3,8	3,0	1,1	2,2
1,5	4,4	3,2	1,4	2,4
2,0	5,0	3,4	1,7	2,5
2,5	5,4	3,5	1,94	2,5

5.3.2. Dimensionamiento del sistema de alimentación

Dimensionamiento de la tolva

Con base en las simulaciones realizadas, en la gasificación con cascarilla de café con una relación S/B=2,5 se obtiene el máximo caudal másico de biomasa de 3,81 kg/h (ver tabla 5-3). Durante una ronda experimental, la biomasa debe ser almacenada en una tolva hermética de tal forma que esta es dimensionada para la duración del experimento, en este caso, de 4 horas. Esta duración de un experimento tiene en cuenta el tiempo que se requiere para que el reactor llegue a estado estacionario y un tiempo de estabilización. La tolva se diseña con forma de cuña, con un ángulo entre paredes de 70° y manteniendo las proporciones entre las dimensiones principales presentadas en la figura 5-4. De esta forma se garantiza un flujo de biomasa másico en el interior de la tolva de acuerdo a la revisión realizada por Tibocho [121]. Este tipo de flujo evita la formación de puntos muertos dentro de la tolva garantizando una conversión homogénea de la biomasa almacenada. La dimensión (b) es determinada por el diámetro del tornillo sinfín que dosifica la biomasa, el cual se establece como la mitad del diámetro del reactor, es decir 1.5 in. La dimensión (a) se establece como 8 veces la dimensión (b) mayor al mínimo recomendado de 3 veces la dimensión (b) ($a > 3b$) [121]. De esta forma, la dimensión (e) puede ser determinada a partir de la masa de biomasa requerida y de su densidad a granel. La geometría detallada se presenta en el anexo B.

Teniendo en consideración que las propiedades de la biomasa varían significativamente y con el fin de evitar problemas de bloqueos y formación de puentes se instala un sistema de agitación en la tolva. La figura 5-5 muestra las diferentes alternativas contempladas en el diseño del agitador. La alternativa mostrada en la figura 5-5a emplea un agitador con paletas en forma de "Z" que mueve el material desde las paredes de la tolva hacia la apertura del tornillo sinfín [122]. La figura 5-5b presenta un agitador donde las paletas se asemejan a la reja de un arado. Este agitador es empleado en materiales duros y densos o en flujos lentos, de tal forma que el agitador corta el material y lo esparce en el interior de la tolva [122]. La figura 5-5c presenta un agitador que emplea barras cilíndricas para el desplazamiento del material en el interior de la tolva siendo el diseño comúnmente empleado debido a la posibilidad de trabajar con una amplia variedad de materiales [122]. Por otro lado, el diseño presentado en la figura 5-5d emplea un agitador que permite la dispersión de bultos formados por materiales granulares [123]. Debido a su simplicidad de diseño y posibilidad de trabajo con una amplia variedad de materiales, el agitador mostrado en la figura 5-5c es implementado como se muestra en la figura 5-6. El agitador es ubicado en la parte inferior de la tolva y es impulsado a través de una transmisión de engranajes entre el agitador y el tornillo sinfín.

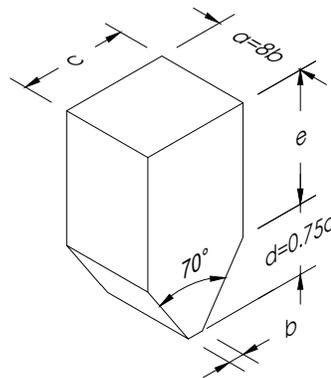


Figura 5-4: Proporciones entre las dimensiones principales en el diseño de la tolva.

Dimensionamiento del motorreductor

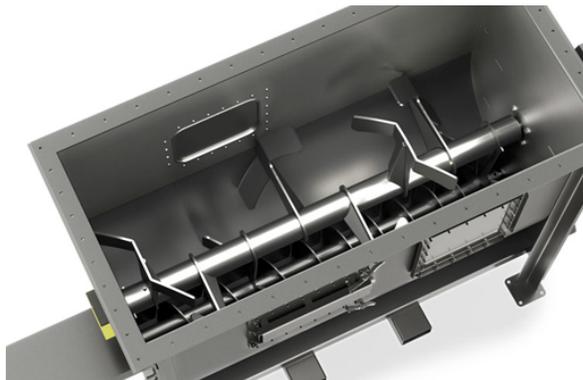
La potencia requerida para la alimentación de la biomasa está determinada por el caudal másico dosificado y un gran número de factores que dependen del material alimentado. Se hace uso de correlaciones desarrolladas por fabricantes de sistemas de alimentación como se presenta a continuación [124]:

$$\dot{E}_F = \frac{L N F_d F_b}{409}, \quad (5-11)$$

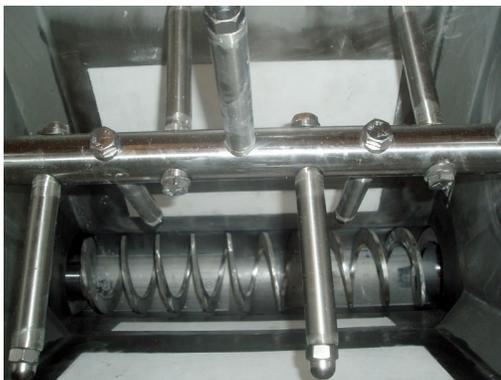
$$\dot{E}_m = \frac{C L W_a F_f F_m}{185}, \quad (5-12)$$

$$\dot{E}_T = \frac{(\dot{E}_F + \dot{E}_m) F_o}{e}, \quad (5-13)$$

donde cada uno de los parámetros y factores se presentan en la tabla 5.3.2. La potencia requerida es baja debido al bajo caudal másico requerido que implica bajas velocidades angulares. Se selecciona un motorreductor sinfín corona de 0,373 kW y 12 rev/min para operar con variador de frecuencia. La potencia seleccionada corresponde a la mínima potencia con la que se puede configurar el motorreductor a la relación de reducción requerida.



(a) Alternativa con paletas en forma de "z" [122]. (b) Agitador con paletas en forma de reja de arado [122].



(c) Agitador con barras cilíndricas [123].



(d) Agitador con manivelas [123].

Figura 5-5: Alternativas de diseño para agitador de biomasa en tolva.

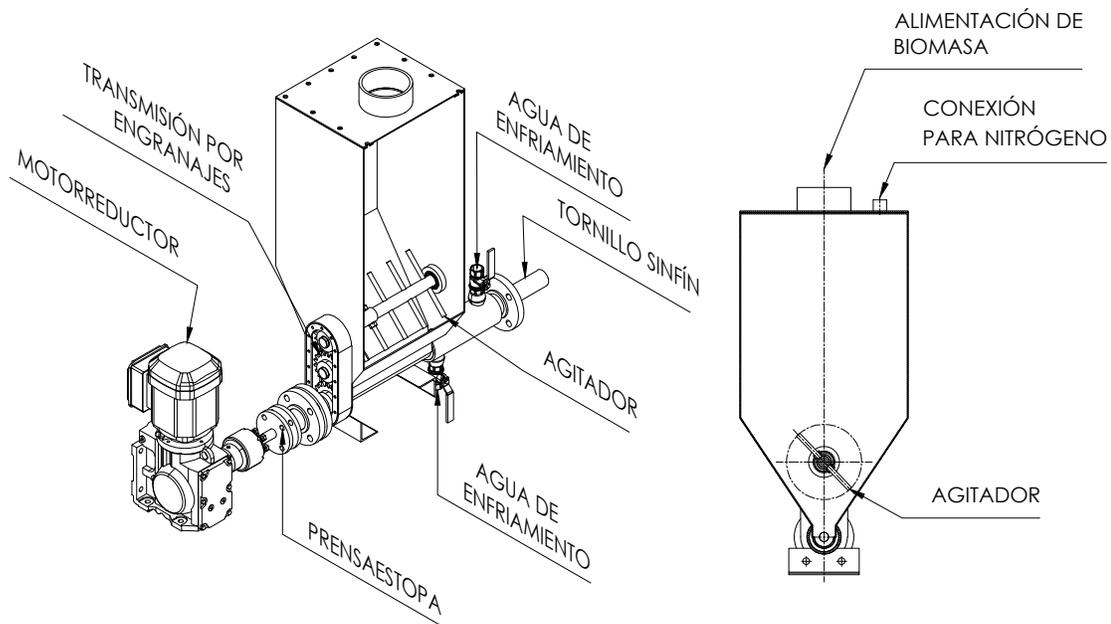


Figura 5-6: Sistema de agitador en tolva implementado.

Sistema de control de nivel

El nivel de biomasa en el interior del reactor se controla a través de interruptores de nivel. Se encuentran varias soluciones para la detección de nivel de materiales sólidos a altas temperaturas como se muestra en la tabla 5-7. Sin embargo, las dimensiones requeridas para el montaje y operación de los instrumentos no son compatibles con disponibilidad de espacio en la instalación experimental. Barco [125] empleó un cilindro neumático con interruptores magnéticos para el control de nivel y un disipador de calor en un gasificador de lecho fijo con buenos resultados, por lo que es implementado en el presente diseño. De acuerdo a la figura 5-7, cuando el vástago del cilindro neumático se encuentra completamente extendido se activa el interruptor magnético que corresponde con el bajo nivel. En este punto el cilindro neumático se retrae y el motorreductor del sistema de alimentación es energizado durante un tiempo de determinado. Finalizado este tiempo, el flujo de aire al cilindro se detiene, de tal forma que el vástago se extiende por efecto de la gravedad hasta el nuevo nivel de biomasa. A medida que la biomasa se consume en el interior del reactor, el nivel desciende nuevamente hasta que el interruptor magnético se activa y el ciclo se repite.

Tabla 5-6: Dimensionamiento del motorreductor.

Factor o parámetro	Valor	Descripción
e	$0,5^1$	Eficiencia del tren motriz
F_b	$1,2^1$	Factor de rodamiento
F_d	5^1	Factor de diámetro del tornillo
F_f	1^1	Factor de flanco del tornillo
F_m	1^1	Factor del material transportado
F_o	3^1	Factor de sobrecarga
L / m	$0,66$	Longitud total del tornillo
$N / \text{rev}/\text{min}$	$5,75^2$	Velocidad angular del tornillo
$W_a \text{ kg}/\text{m}^3$	320^1	Densidad aparente en transporte del material
$C / \text{m}^3/\text{h}$	$0,0125$	Capacidad
\dot{E}_F / W	$0,05567$	Potencia disipada en fricción
\dot{E}_m / W	$0,01427$	Potencia requerida para la dosificación
\dot{E}_T / W	$0,4197$	Potencia total requerida en el motor

¹ Valores seleccionados del catálogo del fabricante Archimedys [124],

² El valor de la velocidad angular es obtenida a través de interpolación de las cartas presentadas por el fabricante Archimedys [124].

5.3.3. Dimensionamiento del sistema de tratamiento de gas

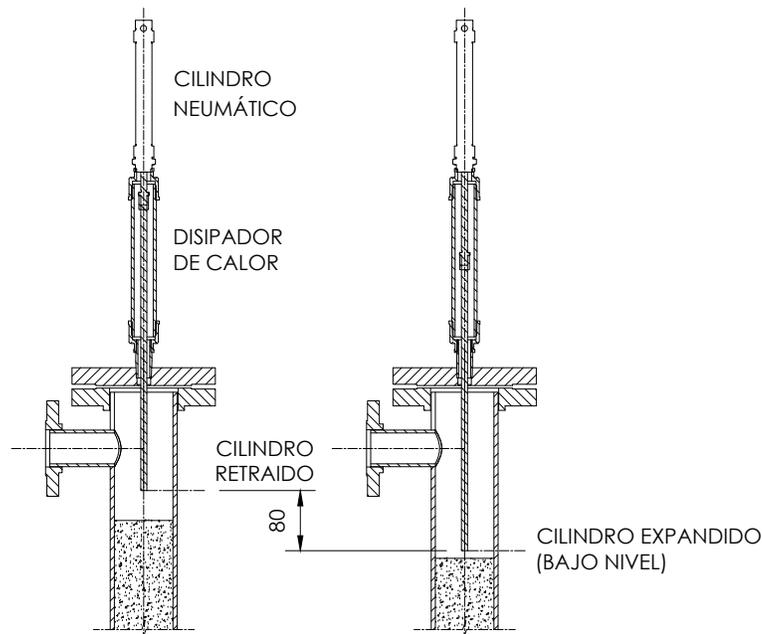
Para el sistema de tratamiento de gas se realiza un diseño básico, el cual incluye la definición de las condiciones de trabajo y dimensionamiento de los equipos principales.

Intercambiadores de calor

El gas producido por la instalación experimental durante la gasificación es sometido a una etapa de enfriamiento desde $610 \text{ }^\circ\text{C}$ hasta $40 \text{ }^\circ\text{C}$ a la salida de los intercambiadores como se muestra en las tablas 5-1 a 5-4. El sistema de enfriamiento consiste en dos intercambiadores de calor conectados en serie y enfriados por agua a $5 \text{ }^\circ\text{C}$ de acuerdo a lo empleado por García [127]. Cada intercambiador consta de una tubería interna de $3/4 \text{ in}$ y una externa de 2 in con longitud total de 1 m cada uno. El gas producido circula a través de la tubería central, mientras que el agua de enfriamiento fluye a través del espacio anular conformado por las dos tuberías. Los depósitos de almacenamiento de condensados se ubican en la parte inferior de los intercambiadores.

Tabla 5-7: Sistemas de detección de nivel en sólidos para altas temperaturas [126].

Principio de funcionamiento	Descripción
Admitancia	Se emplea el cambio en la capacitancia establecida entre el interruptor y el aire como punto de referencia y la capacitancia establecida cuando hay presencia de sólidos. Se pueden presentar problemas de ensuciamiento en el interruptor que causan medidas erróneas.
Horquilla vibrante	Se emplea la frecuencia de resonancia de una horquilla, que al entrar en contacto con el sólido, se amortigua y es detectada en un circuito electrónico. Son instalados en bridas de 2 in o conexiones roscadas.
Paletas rotativas	Se emplea la rotación permanente de una paleta que gira por medio de un motor síncrono, su detención debida a la interferencia con el sólido que se está midiendo, confirma la presencia de nivel. Se requiere un espacio para la rotación de la paleta. Se construyen aplicaciones para altas temperaturas empleando medios para la disipación de calor

**Figura 5-7:** Sistema de control de nivel.

La temperatura de salida del gas de los intercambiadores de calor se establece en 40 °C

con el fin de lograr la condensación de la mayor cantidad de alquitranes. La temperatura de salida del agua se calcula a través del balance de energía y de la transferencia de calor del intercambiador. El balance de energía se presenta en la figura 5-8 y con la ecuación 5-14. El calor específico de los alquitranes se calcula con la ecuación 5-9. En la gasificación de cascarilla de café con vapor de agua se genera la mayor cantidad de productos, configurándose como el caso crítico. Las ecuaciones 5-15 a 5-19 establecen la transferencia de calor en el intercambiador. Se emplea un coeficiente global de transferencia de calor de $360 \text{ W}/(\text{m}^2 \text{ K})$ típico para intercambiadores de calor enfriados por agua donde el fluido caliente contiene hidrocarburos condensables [128]. El área de intercambio de calor está dado por el diámetro externo de la tubería interna de los intercambiadores de 26 mm, d_t y la longitud, l , establecida en 2 metros para tener en cuenta los dos intercambiadores conectados en serie. En conjunto, las ecuaciones permiten establecer el caudal de agua de enfriamiento y la temperatura de salida del agua del intercambiador. La corriente (9) de la tabla 5-3 corresponde al caudal másico de agua requerido para el enfriamiento del gas producido. De esta forma, el caudal de agua requerido es de 12,3 l/min a una presión de 0,34 bar para el caso crítico y con una temperatura a la salida de los intercambiadores de 15 °C.

$$\dot{m}_{agua,enf}(h_9 - h_{10})_{\text{H}_2\text{O}} + \dot{m}_{g,d}(h_2 - h_3)_{g,d} + \dot{m}_v(h_2 - h_3)_{\text{H}_2\text{O}} + \dot{m}_{alq} \left(\int_{T_3}^{T_2} C_p dT \right)_{alq} = 0 \quad (5-14)$$

$$\dot{Q} = U A_s \text{LMDT} \quad (5-15)$$

$$\text{LMDT} = \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{\ln\left(\frac{\Delta T_1}{\Delta T_2}\right)} \quad (5-16)$$

$$\Delta T_1 = T_2 - T_{10} \quad (5-17)$$

$$\Delta T_2 = T_3 - T_9 \quad (5-18)$$

$$A_s = \pi d_t l \quad (5-19)$$

Depósitos de almacenamiento de condensados

De las tablas de los balances de masa 5-1 y 5-3 se obtienen los caudales másicos de alquitranes y vapor de agua generados en la gasificación con aire y con vapor de agua respectivamente.

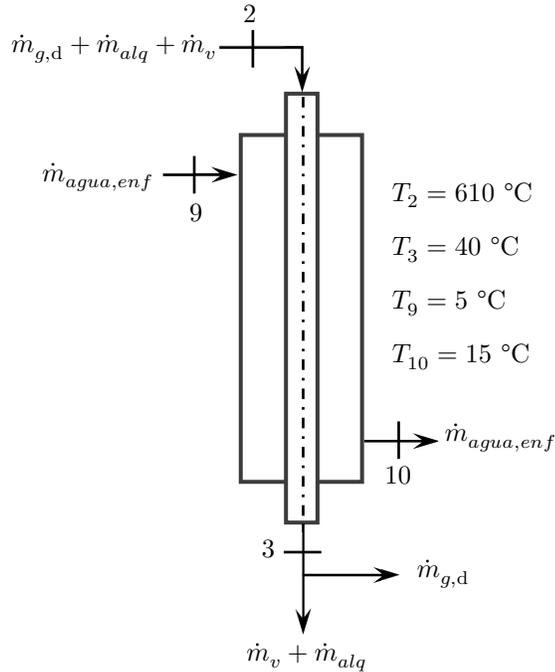


Figura 5-8: Balance de energía en intercambiador de calor.

Agente de reacción	\dot{m}_{alq} / kg/h	\dot{m}_{H_2O} / kg/h	V_{alq} / l	V_{H_2O} / l	V_{Total} / l
Aire	0,095	0,418	0,45	1,67	2,12
Vapor de agua	0,809	8,995	3,68	35,98	39,66

Tabla 5-8: Volumen requerido para el deposito de condensados.

Estos valores permiten el dimensionamiento de los depósitos de almacenamiento de condensados según el arreglo mostrado en la figura 5-2 y para un tiempo de experimentación de 4 horas según se muestra en la tabla 5-8.

Adicionalmente, se contempla como mínimo un 20% de volumen adicional que incluye un volumen libre y un factor de seguridad. De esta forma, para la gasificación de aire se emplea un depósito de 2 l en cada intercambiador de calor, mientras que para la gasificación con vapor de agua se emplea adicionalmente un depósito de 50 l de capacidad.

Filtros de aserrín y lana de vidrio Los filtros de aserrín se dimensionan manteniendo una velocidad del gas por debajo de 0,1 m/s de acuerdo a lo presentado por otros autores [129], [130]. Con esta velocidad del gas y con la tortuosidad impuesta al atravesar el lecho de biomasa se remueve parte de los contaminantes. Con base en el caudal másico de gas

y en condiciones normalizadas de presión y temperatura se obtiene el diámetro mínimo de los filtros de aserrín según se muestra en la tabla 5-9. De esta forma, se diseñan los filtros para ser construidos a partir de tubería de 2 in de diámetro nominal (52 mm de diámetro interno) y una altura de 600 mm. Para el caso del filtro de lana de vidrio se emplea el mismo diámetro de los filtros de aserrín y una longitud de 200 mm de acuerdo a lo empleado en trabajos anteriores [127].

$\dot{m}_{gas,d}$ / kg/h	$\dot{V}_{gas,d}$ / Nm ³ /h	D_{filtro} / m
3,2	4,5	0,043

Tabla 5-9: Dimensionamiento filtro de aserrín.

5.3.4. Diseño final

El diseño detallado del reactor de lecho fijo se presenta a través de los planos de construcción presentados en el anexo B. Las características de los equipos principales se presentan en la tabla C-1 del anexo C. En la figura 5-9 se presenta un vista isométrica del reactor de lecho fijo y del sistema de alimentación de biomasa.

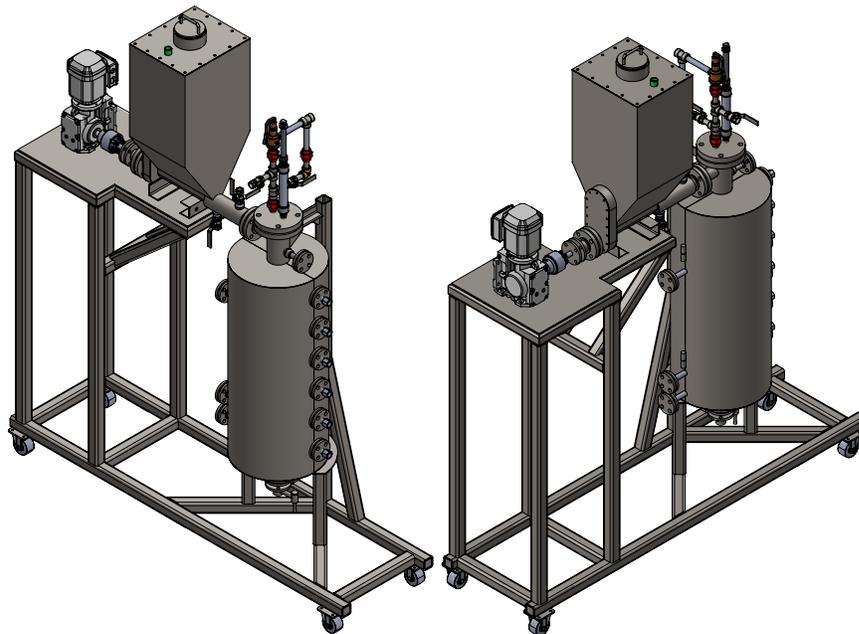


Figura 5-9: Vista isométrica de la instalación experimental.

Capítulo 6

Conclusiones y recomendaciones

6.1. Conclusiones

Bajo la limitación del contenido de humedad que se puede procesar en la instalación experimental y de acuerdo al factor de disponibilidad, las principales biomásas residuales que pueden ser valorizadas son la pollinaza de pollos de engorde, las hojas y cogollos de caña de azúcar, la cascarilla de café, el raquis y cuesco de la palma de aceite y la cascarilla de arroz mecanizado. Las biomásas seleccionadas poseen un amplio rango en sus características fisicoquímicas, tanto en composición como en densidades y tamaños de partícula. El tamaño máximo de las partículas que puede procesar la instalación experimental es de 7,6 mm, por lo que es necesario un procesamiento previo en el caso de las hojas y cogollo de la caña de azúcar y del raquis de la palma de aceite.

En la conversión termoquímica de biomasa, las reacciones con H_2O y CO_2 son aquellas que determinan los principales mecanismos en la gasificación. El modelo desarrollado permite a través de las cinéticas de reacción de las diferentes biomásas con H_2O , CO_2 y con una geometría establecida, conocer los caudales máxicos de la entrada y salida del reactor. La gasificación con vapor de agua como agente de reacción representa los mayores caudales máxicos de biomasa, agente de reacción, alquitranes y gas producido. Sin embargo, el contenido de CO_2 estimado es menor al obtenido en experimentaciones bajo condiciones similares, lo cual se atribuye a exclusión de reacciones de conversión agua-gas y de metanación en el modelo desarrollado.

La metodología de diseño implementada permitió el diseño detallado del reactor de lecho fijo y el diseño básico de los sistemas auxiliares que en conjunto conforman la instalación experimental. Uno de los parámetros relevantes para el escalamiento del reactor de lecho fijo bajo condiciones de gasificación es la tasa específica de gasificación. A través de las simulaciones realizadas, se observa que se mantiene el mismo valor de SGR para las mismas alturas de gasificación y diferentes diámetros de reactor.

La instalación experimental diseñada logra la flexibilidad para operar bajo diferentes modos de conversión mediante la premisa de sistemas modulares. Los diagramas de flujo, PFD, y de tubería e instrumentación, P&ID junto con el manual de operación desarrollado establecen las configuraciones que se pueden lograr. Los entregables desarrollados permiten la construcción de la instalación experimental así como su operación.

6.2. Recomendaciones

- Complementar el modelo desarrollado con reacciones de conversión agua-gas y de metanación e implementando un balance de energía en cada volumen de control que evite la necesidad de un perfil de temperatura supuesto.
- Caracterizar el reactor de lecho fijo una vez construido e investigar las diferencias entre el modelo planteado y el comportamiento real del reactor a través del factor de corrección.
- Generar el juego de factores cinéticos para las reacciones de gasificación y la generación de productos de la pirólisis con otras biomásas con el fin de establecer el comportamiento del reactor con el resto de materias prima seleccionadas.
- Realizar el diseño detallado del sistema de tratamiento de gases, del sistema de alimentación del agente de reacción y del sistema de control con base en el diseño básico presentado en este trabajo.
- Desarrollar el protocolo de experimentación en la instalación experimental teniendo en cuenta la instalación final en el laboratorio y la biomasa empleada durante su operación.

Apéndice A

Anexo: Balances de masa para diferentes valores de relación de equivalencia y relación vapor-biomasa

A continuación se presentan balances de masa adicionales a los mostrados en el capítulo 4 para diferentes valores de ER y S/B en la gasificación de cascarilla de café y cuesco de palma de aceite de acuerdo al siguiente listado de tablas:

Tabla A-1 Gasificación de cascarilla de café con aire, ER = 0,1.

Tabla A-2 Gasificación de cascarilla de café con aire, ER = 0,2.

Tabla A-3 Gasificación de cascarilla de café con vapor de agua, S/B = 0,5.

Tabla A-4 Gasificación de cascarilla de café con vapor de agua, S/B = 1,5.

Tabla A-5 Gasificación de cuesco de palma de aceite con aire, ER = 0,1.

Tabla A-6 Gasificación de cuesco de palma de aceite con aire, ER = 0,2.

Tabla A-7 Gasificación de cuesco de palma de aceite con vapor de agua, S/B = 0,5.

Tabla A-8 Gasificación de cuesco de palma de aceite con vapor de agua, S/B = 1,5.

Tabla A-1: Balance de masa para gasificación de cascarilla de café con aire, $ER = 0,1$.

(N°) ¹	Desde	Hasta	P_{op}^2 / kPa	T_{op} / °C	$\dot{m}_{b,daf}$ / kg h ⁻¹	\dot{m}_{N_2} / kg h ⁻¹	\dot{m}_{H_2O} / kg h ⁻¹	\dot{m}_{daq} / kg h ⁻¹	$\dot{m}_{gas,d}$ / kg h ⁻¹	$\dot{m}_{e,d}$ / kg h ⁻¹
1	Suministro biomasa	Reactor	0	20,000	1,788	0	0,181	0	0	0
2	Reactor	Intercambiador de calor	10,622	610,000	0	0,855	0,181	0,324	2,479	0
3	Intercambiador de calor	Filtro aserrín	10,373	40,000	0	0,855	0	0,049	2,479	0
4	Intercambiador de calor	Tanque de condensados	N/A	N/A	0	0	0	0	0	0
5	Tanque de condensados	Filtro aserrín	N/A	N/A	0	0	0	0	0	0
6	Filtro aserrín	Filtro lana vidrio	10,124	33,335	0	0,855	0	0,008	2,479	0
7	Filtro lana vidrio	Bomba vacío	10,000	33,335	0	0,855	0	0	2,479	0
8	Bomba vacío	TEA	20,000	33,335	0	0,855	0	0	2,479	0
9	Tanque enfriamiento	Bomba recirculación	0	5,000	0	0	52,488	0	0	0
10	Bomba recirculación	Intercambiador de calor 1 y 2	34,450	5,000	0	0	52,488	0	0	0
11	Intercambiador de calor 1 y 2	Tanque enfriamiento	0,00	15,000	0	0	52,488	0	0	0
12	Intercambiador de calor 1 y 2	Tanque de condensados	0	40,000	0	0	0,181	0,275	0	0
13	Suministro nitrógeno	Reactor	11,202	20,000	0	0,070	0	0	0	0
14	Suministro aire	Reactor	11,202	20,000	0	0	0	0	0	1,022
15	Suministro nitrógeno	Reactor	N/A	N/A	0	0	0	0	0	0
16	Suministro nitrógeno	Evaporador	N/A	N/A	0	0	0	0	0	0
17	Bomba agua	Evaporador	N/A	N/A	0	0	0	0	0	0
18	Mezcla agua, nitrógeno	Evaporador	N/A	N/A	0	0	0	0	0	0
19	Evaporador	Mezcla Aire, vapor, nitrógeno	N/A	N/A	0	0	0	0	0	0
20	Mezcla Aire, vapor, nitrógeno	Reactor	N/A	N/A	0	0	0	0	0	1,022
21	Suministro aire	Evaporador	N/A	N/A	0	0	0	0	0	0

¹ Ver corrientes asociadas en la figura 5-1

² Presión manométrica

Tabla A-2: Balance de masa para gasificación de cascarilla de café con aire, $ER = 0,2$.

(N°) ¹	Desde	Hasta	P_{op}^2 / kPa	T_{op} / °C	$\dot{m}_{b,daf}$ / kg h ⁻¹	\dot{m}_{N_2} / kg h ⁻¹	\dot{m}_{H_2O} / kg h ⁻¹	\dot{m}_{daq} / kg h ⁻¹	$\dot{m}_{gas,d}$ / kg h ⁻¹	$\dot{m}_{e,d}$ / kg h ⁻¹
1	Suministro biomasa	Reactor	0	20,000	2,097	0	0,212	0	0	0
2	Reactor	Intercambiador de calor	10,622	610,000	0	1,912	0,357	0,238	4,103	0
3	Intercambiador de calor	Filtro aserrín	10,373	40,000	0	1,912	0	0,036	4,103	0
4	Intercambiador de calor	Tanque de condensados	N/A	N/A	0	0	0	0	0	0
5	Tanque de condensados	Filtro aserrín	N/A	N/A	0	0	0	0	0	0
6	Filtro aserrín	Filtro lana vidrio	10,124	33,335	0	1,912	0	0,006	4,103	0
7	Filtro lana vidrio	Bomba vacío	10,000	33,335	0	1,912	0	0	4,103	0
8	Bomba vacío	TEA	20,000	33,335	0	1,912	0	0	4,103	0
9	Tanque enfriamiento	Bomba recirculación	0	5,000	0	0	77,940	0	0	0
10	Bomba recirculación	Intercambiador de calor 1 y 2	34,450	5,000	0	0	77,940	0	0	0
11	Intercambiador de calor 1 y 2	Tanque enfriamiento	0,00	15,000	0	0	77,940	0	0	0
12	Intercambiador de calor 1 y 2	Tanque de condensados	0	40,000	0	0	0,357	0,202	0	0
13	Suministro nitrógeno	Reactor	11,202	20,000	0	0,070	0	0	0	0
14	Suministro aire	Reactor	11,202	20,000	0	0	0	0	0	2,397
15	Suministro nitrógeno	Reactor	N/A	N/A	0	0	0	0	0	0
16	Suministro nitrógeno	Evaporador	N/A	N/A	0	0	0	0	0	0
17	Bomba agua	Evaporador	N/A	N/A	0	0	0	0	0	0
18	Mezcla agua, nitrógeno	Evaporador	N/A	N/A	0	0	0	0	0	0
19	Evaporador	Mezcla Aire, vapor, nitrógeno	N/A	N/A	0	0	0	0	0	0
20	Mezcla Aire, vapor, nitrógeno	Reactor	N/A	N/A	0	0	0	0	0	2,397
21	Suministro aire	Evaporador	N/A	N/A	0	0	0	0	0	0

¹ Ver corrientes asociadas en la figura 5-1

² Presión manométrica

Tabla A-3: Balance de masa para gasificación de cascarilla de café con vapor de agua, $S/B = 0,5$.

(N°) ¹	Desde	Hasta	P_{op}^2 / kPa	T_{op} / °C	$\dot{m}_{b,daf}$ / kg h ⁻¹	\dot{m}_{N_2} / kg h ⁻¹	\dot{m}_{H_2O} / kg h ⁻¹	\dot{m}_{daq} / kg h ⁻¹	$\dot{m}_{gas,d}$ / kg h ⁻¹	$\dot{m}_{e,d}$ / kg h ⁻¹
1	Suministro biomasa	Reactor	0	20,000	2,551	0	0,258	0	0	0
2	Reactor	Intercambiador de calor	10,622	610,000	0	0,140	0,942	0,572	2,250	0
3	Intercambiador de calor	Filtro aserrín	N/A	N/A	0	0	0	0	0	0
4	Intercambiador de calor	Tanque de condensados	10,373	40,000	0	0,140	0	0,087	2,250	0
5	Tanque de condensados	Filtro aserrín	10,373	40,000	0	0,140	0	0,087	2,250	0
6	Filtro aserrín	Filtro lana vidrio	10,124	33,335	0	0,140	0	0,014	2,250	0
7	Filtro lana vidrio	Bomba vacío	10,000	33,335	0	0,140	0	0	2,250	0
8	Bomba vacío	TEA	20,000	33,335	0	0,140	0	0	2,250	0
9	Tanque enfriamiento	Bomba recirculación	0	5,000	0	0	119,988	0	0	0
10	Bomba recirculación	Intercambiador de calor 1 y 2	34,450	5,000	0	0	119,988	0	0	0
11	Intercambiador de calor 1 y 2	Tanque enfriamiento	0	15,000	0	0	119,988	0	0	0
12	Intercambiador de calor 1 y 2	Tanque de condensados	0	40,000	0	0	0,942	0,485	0	0
13	Suministro nitrógeno	Reactor	11,202	20,000	0	0,070	0	0	0	0
14	Suministro aire	Reactor	N/A	N/A	0	0	0	0	0	0
15	Suministro nitrógeno	Reactor	N/A	N/A	0	0	0	0	0	0
16	Suministro nitrógeno	Evaporador	11,202	20,000	0	0,070	0	0	0	0
17	Bomba agua	Evaporador	11,202	20,000	0	0,070	0,962	0	0	0
18	Mezcla agua, nitrógeno	Evaporador	11,202	20,000	0	0,070	0,962	0	0	0
19	Evaporador	Mezcla Aire, vapor, nitrógeno	11,202	200,000	0	0,070	0,962	0	0	0
20	Mezcla Aire, vapor, nitrógeno	Reactor	11,202	200,000	0	0,070	0,962	0	0	0
21	Suministro aire	Evaporador	N/A	N/A	0	0	0	0	0	0

¹ Ver corrientes asociadas en la figura 5-1

² Presión manométrica

Tabla A-4: Balance de masa para gasificación de cascarilla de café con vapor de agua, $S/B = 1,5$.

(N°) ¹	Desde	Hasta	P_{op}^2 / kPa	T_{op} / °C	$\dot{m}_{b,daf}$ / kg h ⁻¹	\dot{m}_{N_2} / kg h ⁻¹	\dot{m}_{H_2O} / kg h ⁻¹	\dot{m}_{daq} / kg h ⁻¹	$\dot{m}_{gas,d}$ / kg h ⁻¹	$\dot{m}_{e,d}$ / kg h ⁻¹
1	Suministro biomasa	Reactor	0	20,000	3,239	0	0,327	0	0	0
2	Reactor	Intercambiador de calor	10,622	610,000	0	0,140	3,639	0,725	2,857	0
3	Intercambiador de calor	Filtro aserrín	N/A	N/A	0	0	0	0	0	0
4	Intercambiador de calor	Tanque de condensados	10,373	40,000	0	0,140	0	0,110	2,857	0
5	Tanque de condensados	Filtro aserrín	10,373	40,000	0	0,140	0	0,110	2,857	0
6	Filtro aserrín	Filtro lana vidrio	10,124	33,335	0	0,140	0	0,018	2,857	0
7	Filtro lana vidrio	Bomba vacío	10,000	33,335	0	0,140	0	0	2,857	0
8	Bomba vacío	TEA	20,000	33,335	0	0,140	0	0	2,857	0
9	Tanque enfriamiento	Bomba recirculación	0	5,000	0	0	333,756	0	0	0
10	Bomba recirculación	Intercambiador de calor 1 y 2	34,450	5,000	0	0	333,756	0	0	0
11	Intercambiador de calor 1 y 2	Tanque enfriamiento	0	15,000	0	0	333,756	0	0	0
12	Intercambiador de calor 1 y 2	Tanque de condensados	0	40,000	0	0	3,639	0,615	0	0
13	Suministro nitrógeno	Reactor	11,202	20,000	0	0,070	0	0	0	0
14	Suministro aire	Reactor	N/A	N/A	0	0	0	0	0	0
15	Suministro nitrógeno	Reactor	N/A	N/A	0	0	0	0	0	0
16	Suministro nitrógeno	Evaporador	11,202	20,000	0	0,070	0	0	0	0
17	Bomba agua	Evaporador	11,202	20,000	0	0,070	3,665	0	0	0
18	Mezcla agua, nitrógeno	Evaporador	11,202	20,000	0	0,070	3,665	0	0	0
19	Evaporador	Mezcla Aire, vapor, nitrógeno	11,202	200,000	0	0,070	3,665	0	0	0
20	Mezcla Aire, vapor, nitrógeno	Reactor	11,202	200,000	0	0,070	3,665	0	0	0
21	Suministro aire	Evaporador	N/A	N/A	0	0	0	0	0	0

¹ Ver corrientes asociadas en la figura 5-1

² Presión manométrica

Tabla A-5: Balance de masa para gasificación de cusco de palma de aceite con aire, ER = 0,1.

(N°) ¹	Desde	Hasta	P_{op}^2 / kPa	T_{op} / °C	$\dot{m}_{b,daf}$ / kg h ⁻¹	\dot{m}_{N_2} / kg h ⁻¹	\dot{m}_{H_2O} / kg h ⁻¹	\dot{m}_{daq} / kg h ⁻¹	$\dot{m}_{gas,d}$ / kg h ⁻¹	$\dot{m}_{e,d}$ / kg h ⁻¹
1	Suministro biomasa	Reactor	0	20,000	1,233	0	0,138	0	0	0
2	Reactor	Intercambiador de calor	10,622	610,000	0	0,667	0,032	0,244	1,865	0
3	Intercambiador de calor	Filtro aserrín	10,373	40,000	0	0,667	0	0,037	1,865	0
4	Intercambiador de calor	Tanque de condensados	N/A	N/A	0	0	0	0	0	0
5	Tanque de condensados	Filtro aserrín	N/A	N/A	0	0	0	0	0	0
6	Filtro aserrín	Filtro lana vidrio	10,124	33,335	0	0,667	0	0,006	1,865	0
7	Filtro lana vidrio	Bomba vacío	10,000	33,335	0	0,667	0	0	1,865	0
8	Bomba vacío	TEA	20,000	33,335	0	0,667	0	0	1,865	0
9	Tanque enfriamiento	Bomba recirculación	0	5,000	0	0	32,202	0	0	0
10	Bomba recirculación	Intercambiador de calor 1 y 2	34,450	5,000	0	0	32,202	0	0	0
11	Intercambiador de calor 1 y 2	Tanque enfriamiento	0,00	15,000	0	0	32,202	0	0	0
12	Intercambiador de calor 1 y 2	Tanque de condensados	0	40,000	0	0	0,032	0,207	0	0
13	Suministro nitrógeno	Reactor	11,202	20,000	0	0,070	0	0	0	0
14	Suministro aire	Reactor	11,202	20,000	0	0	0	0	0	0,775
15	Suministro nitrógeno	Reactor	N/A	N/A	0	0	0	0	0	0
16	Suministro nitrógeno	Evaporador	N/A	N/A	0	0	0	0	0	0
17	Bomba agua	Evaporador	N/A	N/A	0	0	0	0	0	0
18	Mezcla agua, nitrógeno	Evaporador	N/A	N/A	0	0	0	0	0	0
19	Evaporador	Mezcla Aire, vapor, nitrógeno	N/A	N/A	0	0	0	0	0	0
20	Mezcla Aire, vapor, nitrógeno	Reactor	N/A	N/A	0	0	0	0	0	0,775
21	Suministro aire	Evaporador	N/A	N/A	0	0	0	0	0	0

¹ Ver corrientes asociadas en la figura 5-1

² Presión manométrica

Tabla A-6: Balance de masa para gasificación de cuesco de palma de aceite con aire, ER = 0,2.

(N°) ¹	Desde	Hasta	P_{op}^2 / kPa	T_{op} / °C	$\dot{m}_{b,daf}$ / kg h ⁻¹	\dot{m}_{N_2} / kg h ⁻¹	\dot{m}_{H_2O} / kg h ⁻¹	\dot{m}_{daq} / kg h ⁻¹	$\dot{m}_{gas,d}$ / kg h ⁻¹	$\dot{m}_{e,d}$ / kg h ⁻¹
1	Suministro biomasa	Reactor	0	20,000	1,363	0	0,153	0	0	0
2	Reactor	Intercambiador de calor	10,622	610,000	0	1,390	0,098	0,167	2,958	0
3	Intercambiador de calor	Filtro aserrín	10,373	40,000	0	1,390	0	0,025	2,958	0
4	Intercambiador de calor	Tanque de condensados	N/A	N/A	0	0	0	0	0	0
5	Tanque de condensados	Filtro aserrín	N/A	N/A	0	0	0	0	0	0
4	Filtro aserrín	Filtro lana vidrio	10,124	33,335	0	1,390	0	0,004	2,958	0
5	Filtro lana vidrio	Bomba vacío	10,000	33,335	0	1,390	0	0	2,958	0
6	Bomba vacío	TEA	20,000	33,335	0	1,390	0	0	2,958	0
7	Tanque enfriamiento	Bomba recirculación	0	5,000	0	0	45,396	0	0	0
8	Bomba recirculación	Intercambiador de calor 1 y 2	34,450	5,000	0	0	45,396	0	0	0
9	Intercambiador de calor 1 y 2	Tanque enfriamiento	0,00	15,000	0	0	45,396	0	0	0
10	Intercambiador de calor 1 y 2	Tanque de condensados	0	40,000	0	0	0,098	0,141	0	0
11	Suministro nitrógeno	Reactor	11,202	20,000	0	0,070	0	0	0	0
12	Suministro aire	Reactor	11,202	20,000	0	0	0	0	0	1,726
13	Suministro nitrógeno	Reactor	N/A	N/A	0	0	0	0	0	0
14	Suministro nitrógeno	Evaporador	N/A	N/A	0	0	0	0	0	0
15	Bomba agua	Evaporador	N/A	N/A	0	0	0	0	0	0
16	Mezcla agua, nitrógeno	Evaporador	N/A	N/A	0	0	0	0	0	0
17	Evaporador	Mezcla Aire, vapor, nitrógeno	N/A	N/A	0	0	0	0	0	0
18	Mezcla Aire, vapor, nitrógeno	Reactor	N/A	N/A	0	0	0	0	0	1,726
21	Suministro aire	Evaporador	N/A	N/A	0	0	0	0	0	0

¹ Ver corrientes asociadas en la figura 5-1

² Presión manométrica

Tabla A-7: Balance de masa para gasificación de queso de palma de aceite con vapor de agua, $S/B = 0,5$.

(N°) ¹	Desde	Hasta	P_{op}^2 / kPa	T_{op} / °C	$\dot{m}_{b,daf}$ / kg h ⁻¹	\dot{m}_{N_2} / kg h ⁻¹	\dot{m}_{H_2O} / kg h ⁻¹	\dot{m}_{daq} / kg h ⁻¹	$\dot{m}_{gas,d}$ / kg h ⁻¹	$\dot{m}_{e,d}$ / kg h ⁻¹
1	Suministro biomasa	Reactor	0	20,000	1,970	0	0,199	0	0	0
2	Reactor	Intercambiador de calor	10,622	610,000	0	0,140	0,603	0,495	1,864	0
3	Intercambiador de calor	Filtro aserrín	N/A	N/A	0	0	0	0	0	0
4	Intercambiador de calor	Tanque de condensados	10,373	40,000	0	0,140	0	0,075	1,864	0
5	Tanque de condensados	Filtro aserrín	10,373	40,000	0	0,140	0	0,075	1,864	0
6	Filtro aserrín	Filtro lana vidrio	10,124	33,335	0	0,140	0	0,012	1,864	0
7	Filtro lana vidrio	Bomba vacío	10,000	33,335	0	0,140	0	0	1,864	0
8	Bomba vacío	TEA	20,000	33,335	0	0,140	0	0	1,864	0
9	Tanque enfriamiento	Bomba recirculación	0	5,000	0	0	87,408	0	0	0
10	Bomba recirculación	Intercambiador de calor 1 y 2	34,450	5,000	0	0	87,408	0	0	0
11	Intercambiador de calor 1 y 2	Tanque enfriamiento	0	15,000	0	0	87,408	0	0	0
12	Intercambiador de calor 1 y 2	Tanque de condensados	0	40,000	0	0	0,603	0,420	0	0
13	Suministro nitrógeno	Reactor	11,202	20,000	0	0,070	0	0	0	0
14	Suministro aire	Reactor	N/A	N/A	0	0	0	0	0	0
15	Suministro nitrógeno	Reactor	N/A	N/A	0	0	0	0	0	0
16	Suministro nitrógeno	Evaporador	11,202	20,000	0	0,070	0	0	0	0
17	Bomba agua	Evaporador	11,202	20,000	0	0,070	0,780	0	0	0
18	Mezcla agua, nitrógeno	Evaporador	11,202	20,000	0	0,070	0,780	0	0	0
19	Evaporador	Mezcla Aire, vapor, nitrógeno	11,202	200,000	0	0,070	0,780	0	0	0
20	Mezcla Aire, vapor, nitrógeno	Reactor	11,202	200,000	0	0,070	0,780	0	0	0
21	Suministro aire	Evaporador	N/A	N/A	0	0	0	0	0	0

¹ Ver corrientes asociadas en la figura 5-1

² Presión manométrica

Tabla A-8: Balance de masa para gasificación de queso de palma de aceite con vapor de agua, $S/B = 1,5$.

(N°) ¹	Desde	Hasta	P_{op}^2 / kPa	T_{op} / °C	$\dot{m}_{b,daf}$ / kg h ⁻¹	\dot{m}_{N_2} / kg h ⁻¹	\dot{m}_{H_2O} / kg h ⁻¹	\dot{m}_{daq} / kg h ⁻¹	$\dot{m}_{gas,d}$ / kg h ⁻¹	$\dot{m}_{e,d}$ / kg h ⁻¹
1	Suministro biomasa	Reactor	0	20,000	2,400	0	0,242	0	0	0
2	Reactor	Intercambiador de calor	10,622	610,000	0	0,140	2,613	0,387	2,294	0
3	Intercambiador de calor	Filtro aserrín	N/A	N/A	0	0	0	0	0	0
4	Intercambiador de calor	Tanque de condensados	10,373	40,000	0	0,140	0	0,059	2,294	0
5	Tanque de condensados	Filtro aserrín	10,373	40,000	0	0,140	0	0,059	2,294	0
6	Filtro aserrín	Filtro lana vidrio	10,124	33,335	0	0,140	0	0,009	2,294	0
7	Filtro lana vidrio	Bomba vacío	10,000	33,335	0	0,140	0	0	2,294	0
8	Bomba vacío	TEA	20,000	33,335	0	0,140	0	0	2,294	0
9	Tanque enfriamiento	Bomba recirculación	0	5,000	0	0	246,384	0	0	0
10	Bomba recirculación	Intercambiador de calor 1 y 2	34,450	5,000	0	0	246,384	0	0	0
11	Intercambiador de calor 1 y 2	Tanque enfriamiento	0	15,000	0	0	246,384	0	0	0
12	Intercambiador de calor 1 y 2	Tanque de condensados	0	40,000	0	0	2,613	0,328	0	0
13	Suministro nitrógeno	Reactor	11,202	20,000	0	0,070	0	0	0	0
14	Suministro aire	Reactor	N/A	N/A	0	0	0	0	0	0
15	Suministro nitrógeno	Reactor	N/A	N/A	0	0	0	0	0	0
16	Suministro nitrógeno	Evaporador	11,202	20,000	0	0,070	0	0	0	0
17	Bomba agua	Evaporador	11,202	20,000	0	0,070	2,851	0	0	0
18	Mezcla agua, nitrógeno	Evaporador	11,202	20,000	0	0,070	2,851	0	0	0
19	Evaporador	Mezcla Aire, vapor, nitrógeno	11,202	200,000	0	0,070	2,851	0	0	0
20	Mezcla Aire, vapor, nitrógeno	Reactor	11,202	200,000	0	0,070	2,851	0	0	0
21	Suministro aire	Evaporador	N/A	N/A	0	0	0	0	0	0

¹ Ver corrientes asociadas en la figura 5-1

² Presión manométrica

Apéndice B

Anexo: Planos de detalle

Plano y/o Documentos de referencia

No.	Plano No.	Descripción
1.	UNAL-ME-PL-001	ARREGLO GENERAL
2.	UNAL-ME-PL-002	REACTOR DE LECHO FIJO - CURRUP
3.	UNAL-ME-PL-003	SISTEMA DE REMOCIÓN DE CENIZAS
4.	UNAL-ME-PL-004	SISTEMA DE ALIMENTACIÓN - TOLVA
5.	UNAL-ME-PL-005	SISTEMA DE ALIMENTACIÓN - TOLVA CON YELLO
6.	UNAL-ME-PL-006	SISTEMA DE ALIMENTACIÓN SENSIBLE AGRADADOR
7.	UNAL-ME-PL-007	ESTRUCTURA

Notas

1. TODAS LAS MEDIDAS ESTÁN DADAS EN MILÍMETROS SALVO OTRA INDICACIÓN.
2. PESO CON BIOMASA 400 kg.
3. ESPACIO CONTEMPLADO PARA EL SISTEMA DE CALENTAMIENTO, DISEÑADO POR EL FABRICANTE DEL EQUIPO, CON BASE EN UNA POTENCIA DE 5.4 kW

LISTA DE CONEXIONES

POS.	SERVICIO	CLASE	TIPO	CANT.
N1	ENTRADA DE BIOMASA A REACTOR	150	SO-RE	1
N2	SALIDA DE GAS/ENTRADA AGENTE DE REACCIÓN	150	SO-RE	1
N3A-D	CONEXIÓN PARA TERMOPAR	150	SO-RE	5
N4	SALIDA DE CENIZAS	150	SO-RE	1
N5	SALIDA DE GAS/ENTRADA AGENTE DE REACCIÓN	150	SO-RE	1
N6	PUERTO DE IGNICIÓN	150	SO-RE	1
N7	ENTRADA AGENTE DE REACCIÓN	150	SO-RE	1
N8A	ALIVIO DE PRESIÓN	-	NPT	1
N8B	MEDICIÓN DE NIVEL	-	NPT	1
N9A/B	REFRIGERACIÓN TORNILLO DE ALIMENTACIÓN	3000	NPT	1
N10	ENTRADA DE NITRÓGENO	3000	NPT	1
N11	ENTRADA DE BIOMASA A TOLVA	-	NPT	1

No.	Revisión	Fecha	Por	Revista	Asesor	Fecha
A.		15-02-2022	J.B.	S.P.	S.P.	15-02-2022

Revisiónes



UNIVERSIDAD NACIONAL DE COLOMBIA

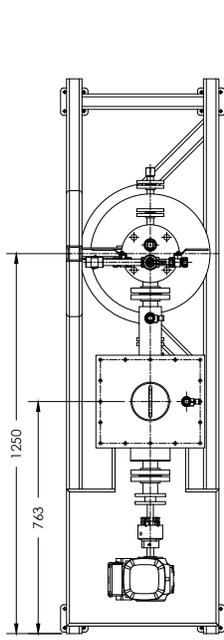
DISEÑO DE UNA INSTALACIÓN EXPERIMENTAL PARA EL ESTUDIO DE LA CONVERSIÓN TERMOQUÍMICA DE BIOMASA USANDO LA TECNOLOGÍA DE LECHO FIJO

ARREGLO GENERAL

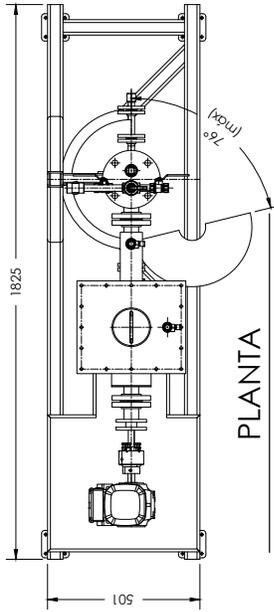
Nombre	Fecha	Plano
Julián Barrera	15-02-2022	1-02
Julián Barrera	15-02-2022	ESCALA
Santa Rincón	15-02-2022	INDICADA
Santa Rincón	15-02-2022	INDICADA

Plano No.	REV.
UNAL-ME-PL-001	A

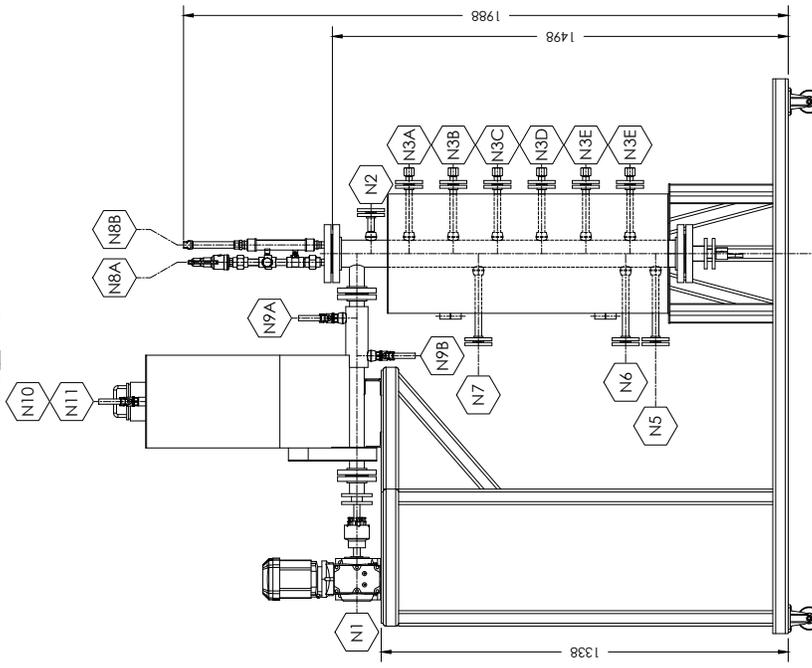
ESCALA: 1:1



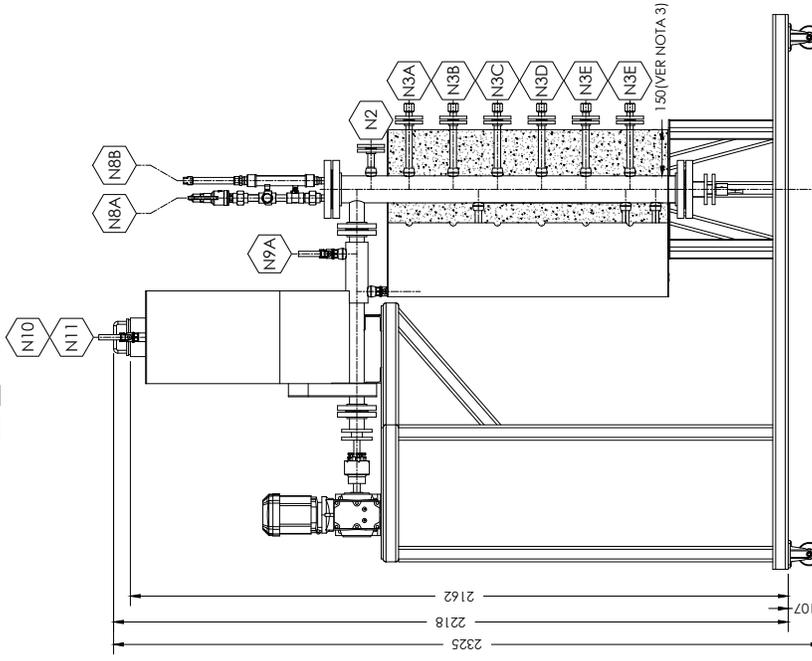
PLANTA
ESC. 1:16



PLANTA
ESC. 1:16



ELEVACIÓN
ESC. 1:16



ELEVACIÓN
ESC. 1:16

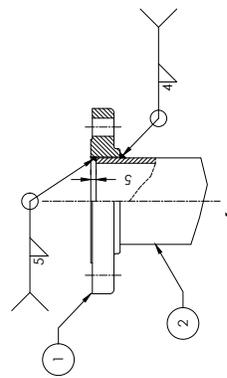
ESCALA: 1:1

Planos y/o Documentos de referencia

No.	Plano No.	Descripción
1.	UNAL-ME-PL-001	ARREGLO GENERAL
2.	UNAL-ME-PL-003	SISTEMA DE REMOCIÓN DE CENIZAS
3.	UNAL-ME-PL-004	SISTEMA DE ALIMENTACIÓN-TOLVA
4.	UNAL-ME-PL-005	SISTEMA DE ALIMENTACIÓN-AGUIA DOR Y SELO
5.	UNAL-ME-PL-006	SISTEMA DE ALIMENTACIÓN-ESPANDE Y AGUIA DOR
6.	UNAL-ME-PL-007	ESTRUCTURA

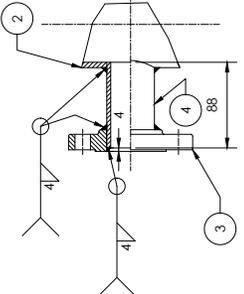
Notas
1. TODAS LAS MEDIDAS ESTÁN DADAS EN MILÍMETROS SALVO OTRA INDICACIÓN.

Convenciones



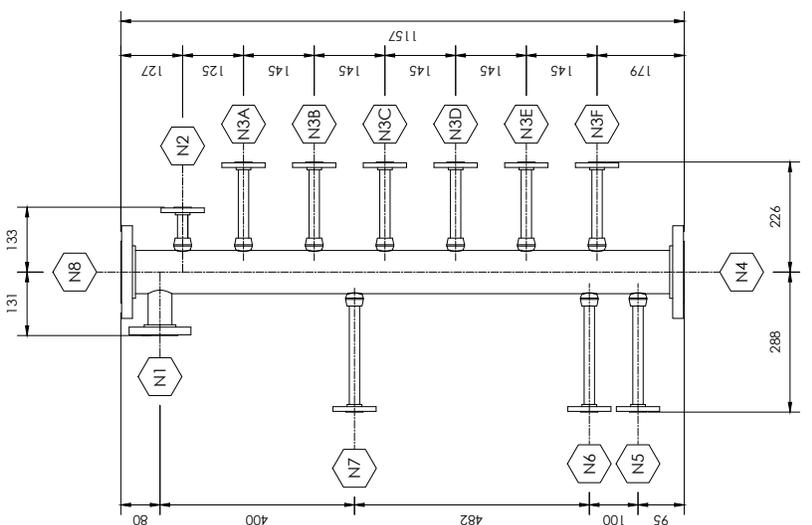
CONEXIÓN N4 Y N8

ESC. 1 : 5



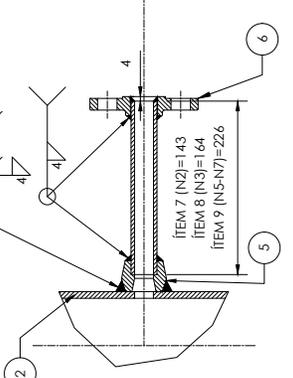
CONEXIÓN N1

ESC. 1 : 5



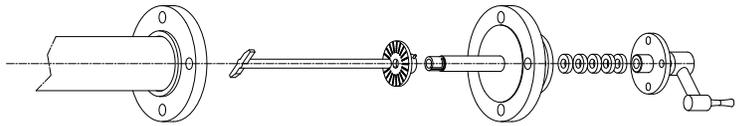
CUERPO REACTOR

ESC. 1 : 10



CONEXIÓN N2, N3A-F, N5-N7

ESC. 1 : 4



SISTEMA DE REMOCIÓN DE CENIZAS

Ítem	Descripción	Unidad	Material	Cant.
16	TORNILLO FRISONERO 1/4" x 1/2" UNC	EA	SS-304	1
15	ESPARRAGO 3/8" x 2-1/2" UNC	EA	SS-304	4
14	TUERCA HEXAGONAL 3/8" UNC	EA	SS-304	8
13	CORDÓN CUADRADO 5/16" x 72	EA	GRAFITO	5
12	ESPARRAGO 3/8" x 4" UNC	EA	ASTM A-193 B8	10
11	EMPAQUE ESPRIMOMETÁLICO 3" RF 150#	EA	GRAFOL	1
10	TUERCA HEXAGONAL PESADA 5/8" UNC	EA	ASTM A-194 B	1
9	TUBERÍA 1/2" SCH 40 x 226	EA	ASTM A-312 TP304	1
8	TUBERÍA 1/2" SCH 40 x 164	EA	ASTM A-312 TP304	1
7	TUBERÍA 1/2" SCH 40 x 143	EA	ASTM A-312 TP304	1
6	BRIDA 1/2" SO-RF CLASE 150	EA	ASTM A-182 F304	10
5	SOCK-O-LET 3000# 3" x 1/2"	EA	ASTM A-182 F304	10
4	TUBERÍA 1-1/2" SCH 40 x 88	EA	ASTM A-312 TP304	1
3	BRIDA 1-1/2" SO-RF CLASE 150	EA	ASTM A-182 F304	1
2	TUBERÍA 3" SCH 40 x 1147	EA	ASTM A-312 TP310	1
1	BRIDA 3" SO-RF CLASE 150	EA	ASTM A-182 F304	2

LISTADO DE MATERIALES



DISEÑO DE UNA INSTALACIÓN EXPERIMENTAL PARA EL ESTUDIO DE LA CONVERSIÓN TERMOQUÍMICA DE BIOMASA USANDO LA TECNOLOGÍA DE LECHO FIJO

REACTOR DE LECHO FIJO - CUERPO

Nombre	Fecha	Plano
Julian Barrera	15-02-2022	1.001
Santa Rincón	15-02-2022	ESCALA:
Santa Rincón	15-02-2022	INDICADA

Plano No. UNAL-ME-PL-002 REV. A

Planos y/o Documentos de referencia

No.	Plano No.	Descripción
1.	UNAL-ME-PL-001	ARREGLO GENERAL
2.	UNAL-ME-PL-002	REACTOR DE LIECHO FIJO - CUERPO
3.	UNAL-ME-PL-003	SIEMPA DE REMOCION DE CENizas
4.	UNAL-ME-PL-004	SIEMPA DE ALIMENTACION TOLVA
5.	UNAL-ME-PL-005	SIEMPA DE ALIMENTACION RESERVABLE AGITADOR
6.	UNAL-ME-PL-007	ESTRUCTURA

Notas

1. TODAS LAS MEDIDAS ESTAN DADAS EN MILIMETROS SALVO OTRA INDICACION.

Convenciones

No.	Revisión	Fecha	Por	Revisto	Aprobado	Fecha
A.						15-07-2022

Revisión



UNIVERSIDAD NACIONAL DE COLOMBIA

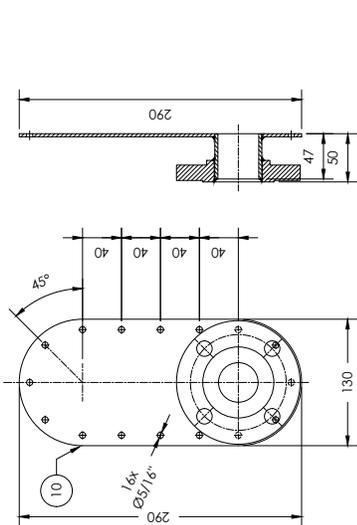
DESIGNO DE UNA INSTALACION EXPERIMENTAL PARA EL ESTUDIO DE LA CONVERSION TERMOQUIMICA DE BIOMASA USANDO LA TECNOLOGIA DE LIECHO FIJO

SIEMPA DE ALIMENTACION - AGITADOR Y SELLO

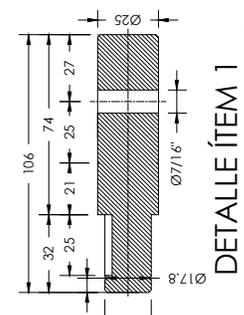
Nombre	Fecha	Plano	Ido	Escala	Indicada
Julian Barrera	15-02-2022				
Julian Barrera	15-02-2022				
Santa Rincón	15-02-2022				
Santa Rincón	15-02-2022				

Plano No. UNAL-ME-PL-005

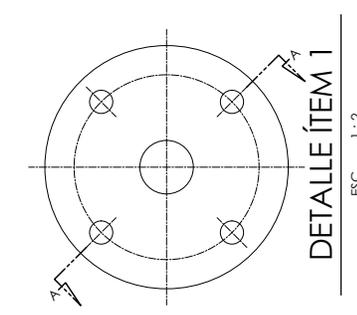
REV. A



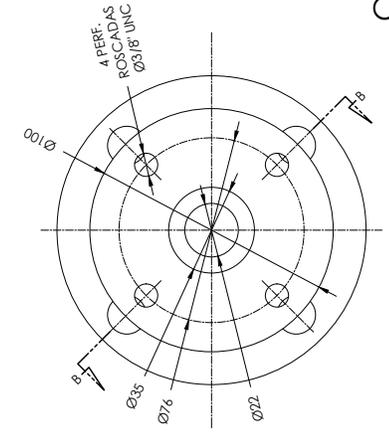
DETALLE TAPA CAJA DE ENGRANAJES
ESC. 1 : 5



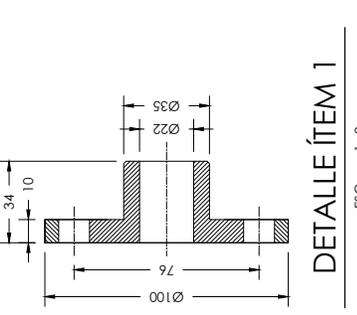
CUÑERO TÍPICO
ESC. 1 : 2



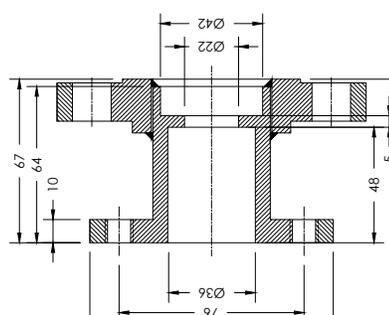
DETALLE ÍTEM 1
ESC. 1 : 2



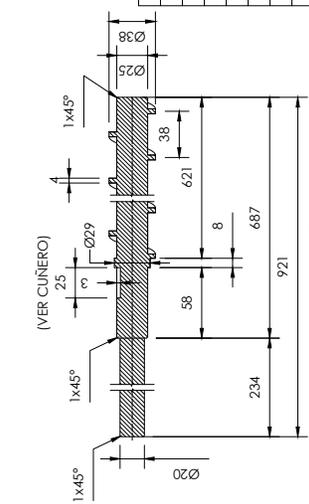
DETALLE ÍTEM 1
ESC. 1 : 2



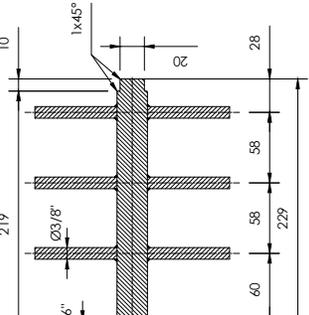
DETALLE ÍTEM 1
ESC. 1 : 2



DETALLE ÍTEM 1
ESC. 1 : 2



DETALLE ÍTEM 5
ESC. 1 : 4



DETALLE AGITADOR
ESC. 1 : 4

Ítem	Descripción	Unidad	Material	Cant.
9	LAMINA 1/8" 6062	EA	ASTM A-312 TP-304	1
8	LAMINA 1/8" 6062	EA	ASTM A-312 TP-304	1
7	TUBERIA 2-1/2" SCH 40 x 143	EA	ASTM A-312 TP-304	1
6	THREAD-OLET 3000# 1-1/2" x 1/2"	EA	ASTM A-182 F304	10
5	BRIDA 1-1/2" SO-RI CLASE 150	EA	ASTM A-182 F304	10
4	TUBERIA 1-1/2" SCH 40 x 498	EA	ASTM A-312 TP-304	1
3	LAMINA 1/8" 301/354	EA	ASTM A-240 TP-304	1
2	LAMINA CAL. 14 69 1x358	EA	ASTM A-240 TP-304	1
1	LAMINA CAL. 14 756x358	EA	ASTM A-240 TP-304	1

LISTADO DE MATERIALES

FORMA 008 (4/25/2011)

Plano y/o Documentos de referencia

No.	Plano No.	Descripción
1.	UNAL-VEPI-001	ARREGLO GENERAL
2.	UNAL-VEPI-002	REACTOR DE LIECHO FIJO - CUERPO
3.	UNAL-VEPI-003	SISTEMA DE REMOCIÓN DE CENIZAS
4.	UNAL-VEPI-004	SISTEMA DE ALIMENTACIÓN - TOLVA
5.	UNAL-VEPI-005	SISTEMA DE ALIMENTACIÓN - AGITADOR Y SELLO ESTRUCTURAL
6.	UNAL-VEPI-007	
7.		
8.		
9.		
10.		
11.		
12.		
13.		
14.		
15.		
16.		
17.		
18.		
19.		
20.		
21.		
22.		

Notas

1. TODAS LAS MEDIDAS ESTÁN DADAS EN MILÍMETROS SALVO OTRA INDICACIÓN.
2. MOTORREDUCTOR TRIFÁSICO 240 VAC. 60 Hz. Ejes PERPENDICULARES TIPO SINFIN-CORONA

Convenciones



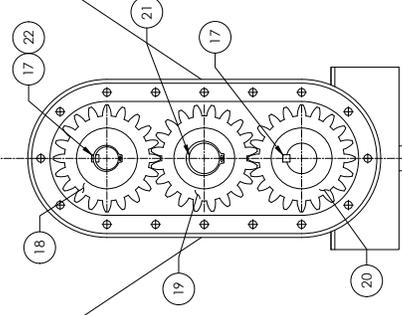
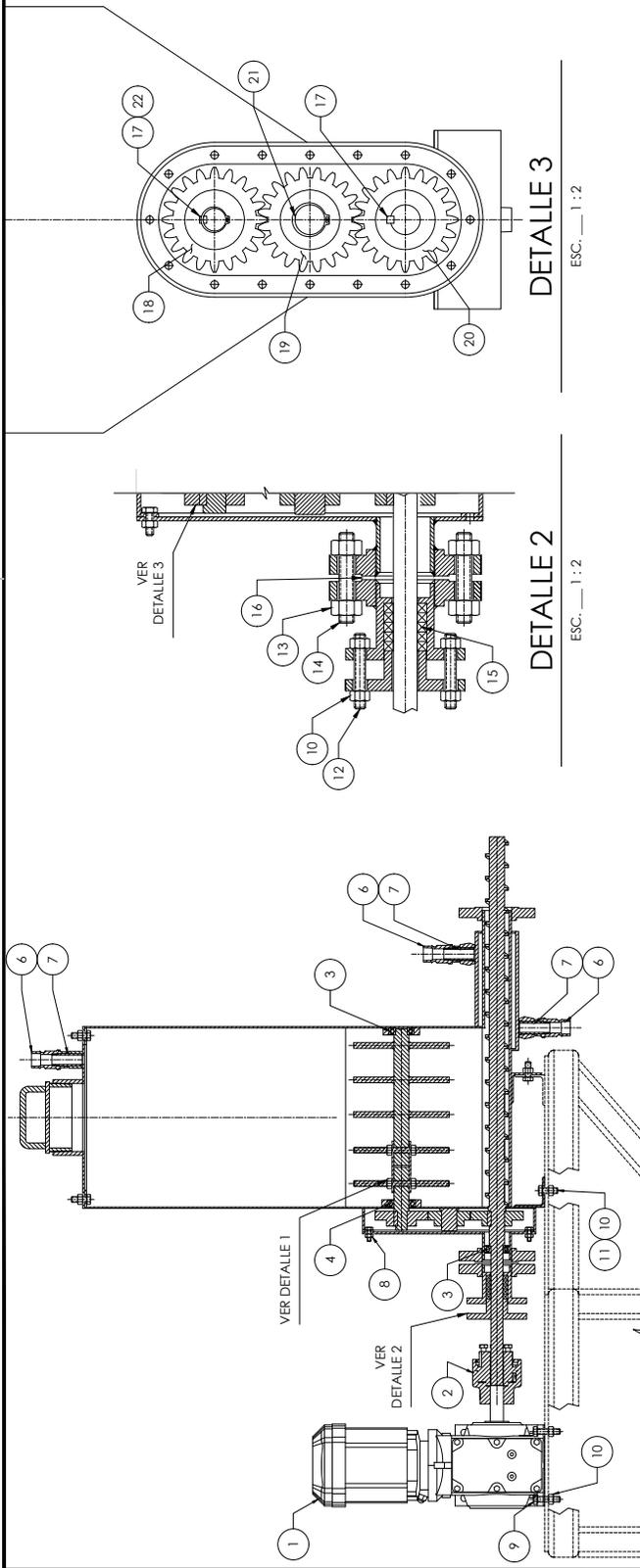
DISEÑO DE UNA INSTALACIÓN EXPERIMENTAL PARA EL ESTUDIO DE LA CONVERSIÓN TERMOQUÍMICA DE BIOMASA USANDO LA TECNOLOGÍA DE LIECHO FIJO

SISTEMA DE ALIMENTACIÓN-ENSAMBLE AGITADOR

Nombre	Fecha	Plano
Julian Barrera	15-02-2022	PLANO
Julian Barrera	15-02-2022	DISEÑO
Santa Rincón	15-02-2022	ESCALA
Santa Rincón	15-02-2022	INDICADA

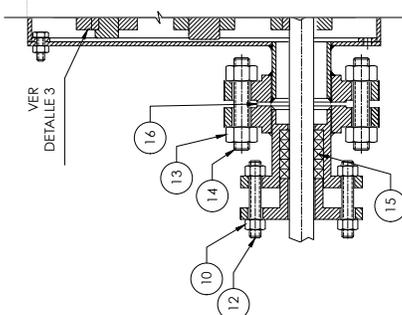
Plano No. UNAL-VEPI-006 REV. A

ESCALA: 1:1



DETALLE 3

ESC. 1:2



DETALLE 2

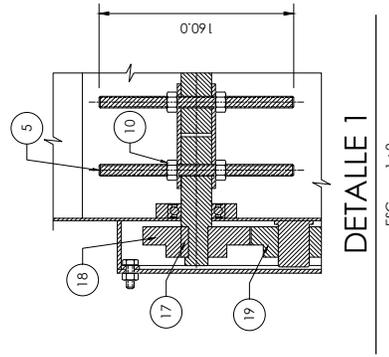
ESC. 1:2

ENSAMBLE SISTEMA DE ALIMENTACIÓN

ESC. 1:10

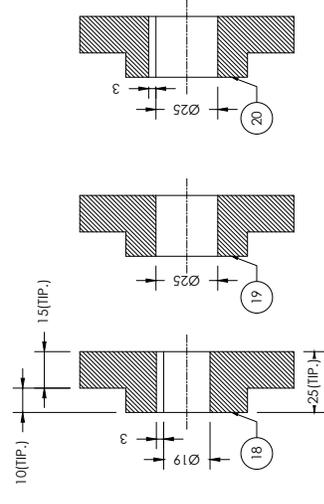
Item	Descripción	Unidad	Material	Cant.
22	ANILLO DE RETENCIÓN EXTERIOR NA175	EA	SS-304	1
21	ANILLO DE RETENCIÓN EXTERIOR NA1100	EA	SS-304	1
20	ENGRANAJE 20 DIENTES MÓDULO 4	EA	SS-304	1
19	ENGRANAJE 20 DIENTES MÓDULO 4	EA	SS-304	1
18	ENGRANAJE 20 DIENTES MÓDULO 4	EA	SS-304	1
17	CUÑA 6x6x25	EA	ASTM A-240 TP304	2
16	EMPALME ESPRÓMETÁLICO 1-1/2" RF 150#	EA	GRAFITO	1
15	CORDÓN CUADRADO 5/16" x .88	EA	GRAFITO	5
14	ESPARRAGO 1/2" x 2-1/2" UNC	EA	ASTM A-193 B8	4
13	TUERCA HEXAGONAL 1/2" UNC	EA	ASTM A-194 B	8
12	ESPARRAGO 3/8" x 2-1/2" UNC	EA	ASTM A-193 B8	4
11	TORNILLO 3/8" x 1" UNC	EA	SS-304	4
10	TUERCA HEXAGONAL 3/8" UNC	EA	SS-304	20
9	TORNILLO 3/8" x 1-1/2" UNC	EA	SS-304	4
8	TUERCA HEXAGONAL 1/4" UNC	EA	SS-304	16
7	NIPLE 1/2" NPT x 2" SCH STD	EA	ASTM A-312 TP304	3
6	VALVULA DE BOLA 1/2" NPT x 800#	EA	SS-304	3
5	VARILLA ROSCADA 3/8" x 160 UNC	EA	ASTM A-193 B8	2
4	RODAMIENTO 6005 2Z	EA	POR FABRICANTE	1
3	RODAMIENTO 6004 2Z	EA	POR FABRICANTE	2
2	ACOPLE	EA	POR FABRICANTE	1
1	MOTORREDUCTOR 1/2 HP (VER NOTA 2)	EA	POR FABRICANTE	1

LISTADO DE MATERIALES



DETALLE 1

ESC. 1:2



DETALLE ENGRANAJES

ESC. 1:2

Planes y/o Documentos de referencia

No.	Plano No.	Descripción
1.	UNAL-ME-PL-001	ARREGLO GENERAL
2.	UNAL-ME-PL-002	REACTOR DE LECHO FIJO - CURRFO
3.	UNAL-ME-PL-004	SIEMPA DE ALIMENTACIÓN - TOLVA
4.	UNAL-ME-PL-003	SIEMPA DE ALIMENTACIÓN - AGUA DOR Y SELO
5.	UNAL-ME-PL-005	SIEMPA DE ALIMENTACIÓN - SENSARRE Y AGUADOR

Notas

1. TODAS LAS MEDIDAS ESTÁN DADAS EN MILÍMETROS SALVO OTRA INDICACIÓN.

Convenciones



UNIVERSIDAD NACIONAL DE COLOMBIA

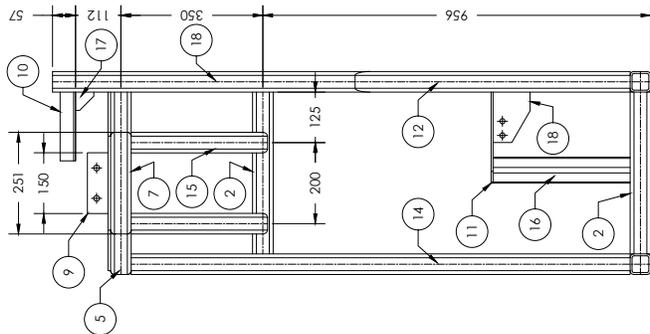
DISEÑO DE UNA INSTALACIÓN EXPERIMENTAL PARA EL ESTUDIO DE LA CONVERSIÓN TERMOQUÍMICA DE BIOMASA USANDO LA TECNOLOGÍA DE LECHO FIJO

ESTRUCTURA

Nombre	Fecha	PLANO
Julian Barrera	15-02-2022	1.Dx2
Santa Rincón	15-02-2022	ESCALA
Santa Rincón	15-02-2022	INDICADA

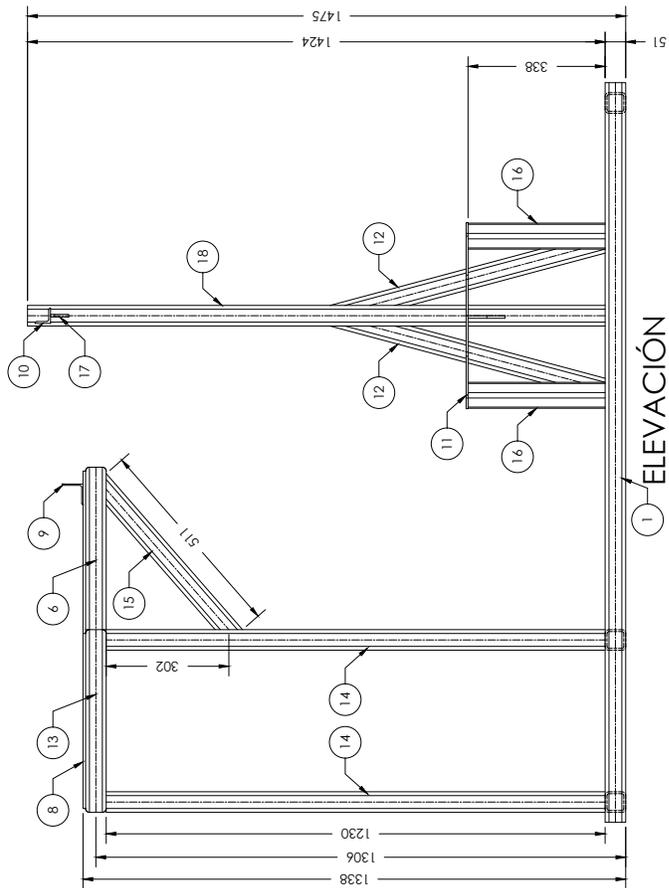
Plano No. UNAL-ME-PL-007 REV. A

ESCALA: 1:12



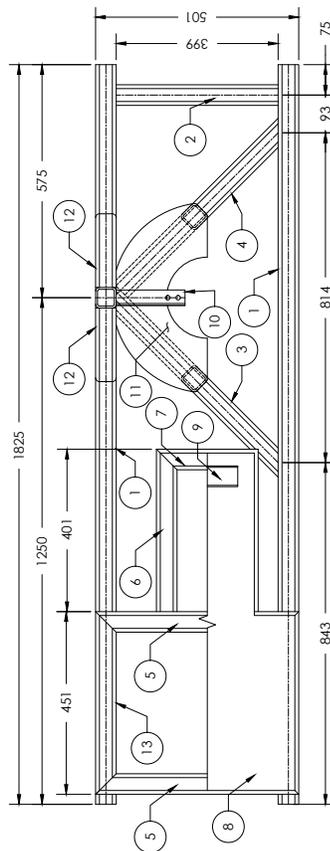
LATERAL DERACHA

ESC. 1 : 12



ELEVACIÓN

ESC. 1 : 12



PLANTA

ESC. 1 : 12

Ítem	Descripción	Unidad	Material	Cant.
18	LAMINA 1/4" 124x91	EA	ASTM A-36	1
17	LAMINA 1/4" 45 x 45	EA	ASTM A-36	1
16	TUBO CUADRADO 2" x 1/8" x 338	EA	ASTM A-36	3
15	TUBO CUADRADO 2" x 1/8" x 511	EA	ASTM A-36	2
14	TUBO CUADRADO 2" x 1/8" x 1230	EA	ASTM A-36	4
13	TUBO CUADRADO 2" x 1/8" x 451	EA	ASTM A-36	2
12	TUBO CUADRADO 2" x 1/8" x 702	EA	ASTM A-36	2
11	LAMINA 3/16" 235 x 465	EA	ASTM A-36	1
10	ÁNGULO L-1/2" x 3/16" x 170	EA	ASTM A-36	1
9	ÁNGULO 2" x 1/8" x 150	EA	ASTM A-36	1
8	LAMINA 1/4" 833 x 482	EA	ASTM A-36	1
7	TUBO CUADRADO 2" x 1/8" x 251	EA	ASTM A-36	1
6	TUBO CUADRADO 2" x 1/8" x 401	EA	ASTM A-36	2
5	TUBO CUADRADO 2" x 1/8" x 501	EA	ASTM A-36	2
4	TUBO CUADRADO 2" x 1/8" x 575	EA	ASTM A-36	1
3	TUBO CUADRADO 2" x 1/8" x 615	EA	ASTM A-36	1
2	TUBO CUADRADO 2" x 1/8" x 399	EA	ASTM A-36	3
1	TUBO CUADRADO 2" x 1/8" x 1825	EA	ASTM A-36	2

LISTADO DE MATERIALES

Apéndice C

Anexo: Características de equipos principales

Tabla C-1: Características de equipos principales.

Ítem ¹	Equipo	Característica 1	Característica 2	Característica 3	Característica 4	Característica 5	Característica 6
1	Tolva	Capacidad: 60,25 l	Ángulo interno: 70°	Alto: 0,691 m	Ancho: 0,301 m	Profundidad: 0,36 m	Material: Acero inoxidable 304
1	Tornillo sinfín	Diámetro: 1-1/2 in	Paso: 1-1/2 in	Longitud: 0,92 m	Material: Acero inoxidable 304	N/A	N/A
1	Motorreductor	Potencia: 0,5 HP	Velocidad angular: 12 RPM	Frecuencia: 60 Hz	Tensión de alimentación: 240/460 V	Fases: 3	Método de arranque: Variador de velocidad
2	Reactor de lecho fijo	Diámetro interno: 0,078 m	Altura total: 1,157 m	Material: Cuerpo ASTM A312 TP310 Bridas ASTM A182 F304	N/A	N/A	N/A
2	Sistema de calentamiento	Potencia: 5,4 kW	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A
6	Bomba para generación de vapor de agua de agente de reacción	Caudal: 0,11 l/min	Cabeza de descarga: 1,1 m	N/A	N/A	N/A	N/A
7	Evaporador	Caudal: 0,11 l/min	Potencia: 5,4 kW	N/A	N/A	N/A	N/A
8	Bomba para agua de enfriamiento	Caudal: 12,4 l/min	Cabeza de descarga: 3,5 m	N/A	N/A	N/A	N/A
10	Filtros de aserrín	Diámetro interno: 0,05 m	Altura: 0,6 m	Material: Acero inoxidable 304	N/A	N/A	N/A
11	Filtro de lana de vidrio	Diámetro interno: 0,05 m	Altura: 0,2 m	Material: Vidrio de borosilicato	N/A	N/A	N/A
14	Intercambiadores de calor	Diámetro interno: 3/4 in	Diámetro Externo: 2 in	Longitud: 1 m	Material: Acero inoxidable 304	N/A	N/A
15	Depósito almacenamiento de condensados en gasificación con aire	Diámetro interno: 0,102 m	Altura: 0,25 m	Capacidad: 2 l	Material: Acero inoxidable 304	N/A	N/A
50	Depósito almacenamiento de condensados en gasificación con vapor	Diámetro interno: 0,32 m	Altura: 0,6 m	Capacidad: 50 l	Material: Acero inoxidable 304	N/A	N/A

¹ Numeración correspondiente con P&ID, ver figura 5-2

Apéndice D

Anexo: Manual de operación de la instalación experimental

El procedimiento descrito a continuación se basa en el diagrama de tubería e instrumentación (P&ID) mostrado en la figura 5-2 y en los planos detallados del reactor de lecho fijo mostrados en el anexo B. La descripción general de la instalación experimental se presenta en la sección 5.1 y 5.2. La operación del reactor involucra temperaturas por encima de 600 °C y generación de gases peligrosos, por lo que se recomienda el uso de elementos de protección personal adecuados y dispositivos para la detección de gases.

D.1. Configuración corrientes paralelas

En esta configuración el agente de reacción es dosificado por la parte superior del reactor y fluye en el mismo sentido que la biomasa. De esta forma, es posible la alimentación del agente de reacción a través de las conexiones N2 o N7 (ver plano de arreglo general), mientras que el gas producido es obtenido a través de la conexión N5. La alimentación simultánea del agente de reacción a través de las conexiones N2 o N7 permite la configuración de dos etapas de dosificación.

D.2. Configuración a contracorriente

El agente de reacción es alimentado a través de la conexión N5, mientras que el gas producido se obtiene a través de la conexión N2. En esta configuración el agente de reacción fluye en sentido opuesto a la biomasa en el interior del reactor.

D.3. Operación autotérmica

En la gasificación con aire y en la combustión de biomasa no se requiere una fuente externa para que las reacciones químicas puedan llevarse a cabo. Con el fin de iniciar la operación, se dispone de la conexión N6 para iniciar la combustión de la biomasa haciendo uso de una antorcha de propano, y precalentando hasta que el termopar N3E logre una temperatura de 800 °C, momento en el cual se inicia la dosificación de biomasa y se ajusta el flujo de aire requerido.

D.4. Operación alotérmica

Durante la gasificación con vapor de agua y en la pirólisis de biomasa se requiere de una fuente de energía externa, la cual es aportada por el sistema de calentamiento. Durante esta operación el reactor es precalentado hasta 600 °C para posteriormente realizar la alimentación de la biomasa y se ajusta la dosificación del vapor de agua o del nitrógeno según el proceso que se lleve a cabo.

D.5. Actividades previas a la ejecución experimental

Previa a la ejecución experimental, se lleva a cabo la preparación de la instalación realizando la limpieza y pesaje de los diferentes elementos que conforman el sistema. Adicionalmente, se debe verificar que las tuberías de conducción del gas producido estén libres de obstrucciones y que la tea opere en correctas condiciones. Posteriormente se realiza el ensamble de la instalación experimental de acuerdo a los planos de detalle y a los P&ID y vertiendo la biomasa en la tolva de almacenamiento (1). Cada ronda experimental debe realizarse en condiciones de estanqueidad. La hermeticidad del sistema se verifica con la presurización con nitrógeno dosificado a través de la válvula (18) a una razón de 2 l/min y manteniendo todas las válvulas cerradas. La presión se eleva hasta 10,622 kPa, momento en el cual se interrumpe el flujo de nitrógeno. La presión debe sostenerse por media hora para determinar una prueba satisfactoria.

D.6. Sistema de soporte de carbonizado

El sistema para el soporte del carbonizado descrito en la sección 4.3 debe ser accionado periódicamente con el fin de evitar la formación de puentes y canales en el interior del reactor. La frecuencia de accionamiento debe ser determinada durante la operación del reactor, no obstante, el aumento en la presión de operación es un indicador de la necesidad de la activación del sistema. Una vez finalizada una ronda experimental, las cenizas y el carbonizado que

no fue convertido completamente es almacenado en la parte inferior del reactor y removido a través de la conexión N4.

D.7. Sistema de tratamiento de gases

El sistema de tratamiento de gases es acoplado a la conexión N2 o N5 según la configuración buscada en el reactor. La temperatura de las líneas debe ser mantenida en 400 °C antes de la llegada a los intercambiadores de calor (14) y de la tea (13) para evitar la condensación de alquitranes en la tubería. A través de una inspección visual del filtro de lana de vidrio (11) se puede apreciar el funcionamiento adecuado del sistema de tratamiento de gases. El ensuciamiento prematuro del filtro indica una baja eficiencia de remoción aguas arriba, por lo que la temperatura de enfriamiento de los intercambiadores de calor (14) o de los filtros de aserrín (10) debe ser ajustada. En la gasificación con vapor de agua se espera una elevada cantidad de condensados, para este fin se incluye un depósito de almacenamiento adicional (50) el cual cuenta con un interruptor de alto (53) y bajo nivel (52). Cuando se tiene la alarma de alto nivel, se debe abrir la válvula (51) hasta que se active el interruptor de bajo nivel. No se debe operar el sistema con el depósito (50) sin contenido en su interior debido a que el condensado forma un sello líquido que evita la fuga del gas producido.

Apéndice E

Anexo: Programa desarrollado

El modelo desarrollado en la sección 4.2 es implementado en Python siguiendo el flujo de trabajo mostrado en las figuras **E-1** a **E-4**. En primera instancia, la información relacionada con la biomasa requerida para la simulación es almacenada en una función con el fin de emplear el mismo programa para diferentes biomasa. Las propiedades fisicoquímicas, las cinéticas de reacción y la distribución de los productos de la pirólisis hacen parte de los datos empleados. Por otro lado, la geometría del reactor en términos del diámetro interno y la altura de la zona de gasificación y las relaciones de equivalencia y relación vapor-biomasa son los parámetros que pueden ser modificados. El programa consiste en dos bucles anidados. El bucle externo varía el caudal másico de biomasa hasta que se obtenga la conversión de la biomasa indicada dentro de la altura especificada para la gasificación. Partiendo de un caudal másico de biomasa supuesto, se calculan los caudales de los productos de la combustión para el caso de la gasificación con aire, o los productos de la pirólisis en el caso de la gasificación con vapor de agua. Esta información se alimenta al bucle interno, ver punto (1) en las figuras **E-1** y **E-2**. El bucle interno calcula los flujos del gas producido recorriendo la altura de la zona de gasificación en volúmenes de control hasta que se satisfaga alguna de las siguientes tres condiciones:

- Que la conversión de la biomasa sea menor a un criterio establecido.
- Que tanto el H_2O como el CO_2 se hayan acabado dentro del reactor.
- Que la posición del volumen de control i haya superado la altura de gasificación establecida inicialmente.

En el bucle interno se realizan los pasos descritos en la sección 4.2.3. Una vez se finaliza el bucle interno, y de no alcanzarse la convergencia, se ajusta el caudal másico de biomasa bajo dos escenarios posibles:

- La altura del volumen de control hasta donde se logró la última iteración es menor a la altura de especificada para la gasificación. En este caso, la geometría indicada puede lograr mayores caudales másicos de biomasa, por lo que se aumenta su valor.

- El grado de conversión del carbonizado es mayor al criterio establecido. En este caso, la geometría indicada no logra el manejo del caudal másico de biomasa, por el que se disminuye su valor.

Con el ajuste del caudal másico de biomasa, se inicia un nuevo ciclo. Si las condiciones del bucle externo se satisfacen, el programa se detiene, obteniéndose los flujos del gas producido, biomasa y agente de gasificación requeridos para la geometría y condiciones de entrada.

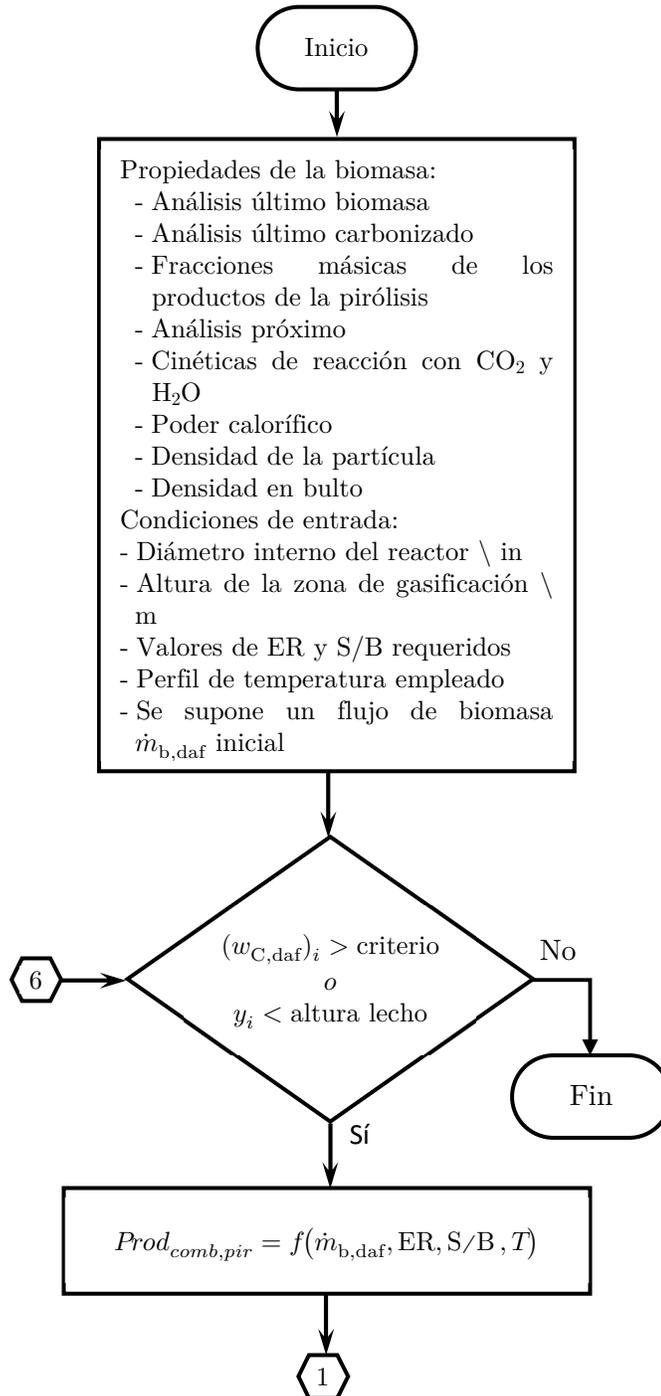


Figura E-1: Diagrama de flujo del programa desarrollado, parte 1.

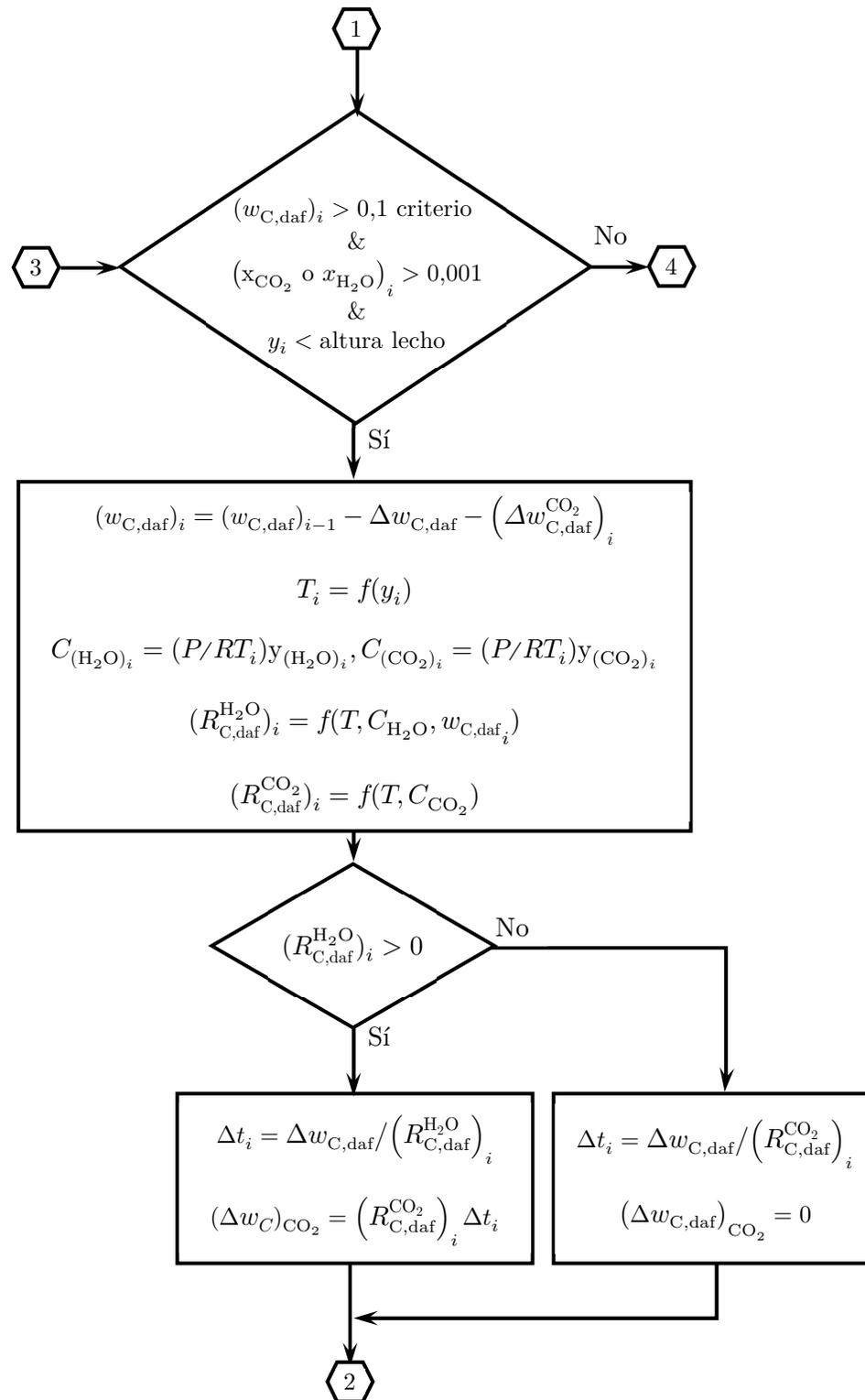


Figura E-2: Diagrama de flujo del programa desarrollado, parte 2.

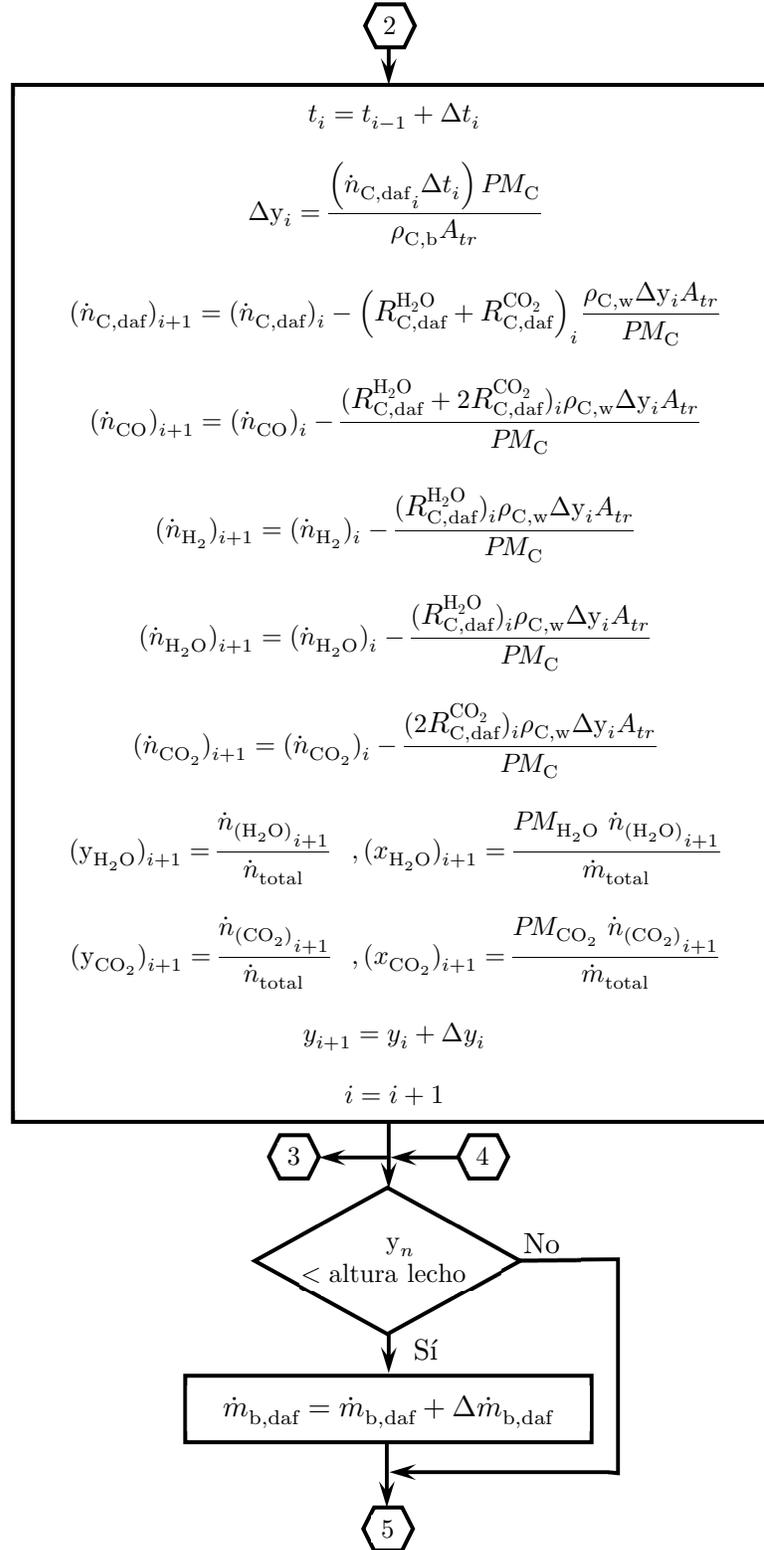


Figura E-3: Diagrama de flujo del programa desarrollado, parte 3.

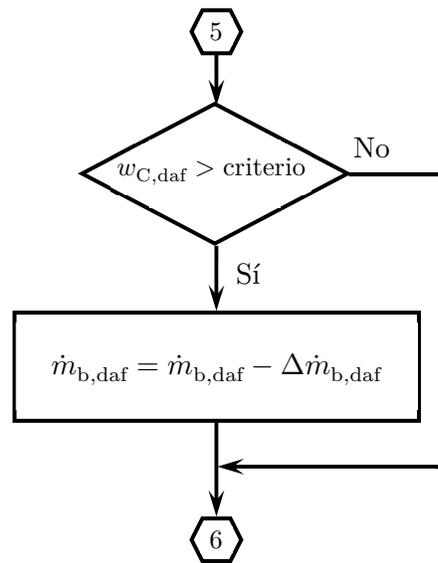


Figura E-4: Diagrama de flujo del programa desarrollado, parte 4.

A continuación, se anexa el programa desarrollado.

```
1 # -*- coding: utf-8 -*-
2
3 #%% Librerías y definición de funciones.
4 import locale
5 locale.setlocale(locale.LC_NUMERIC, "de_DE")
6 import numpy as np
7 import matplotlib.pyplot as plt
8 from matplotlib.ticker import (MultipleLocator, FormatStrFormatter,
9                               AutoMinorLocator)
10
11 def prop_biom(biomasa):
12     #%% Propiedades de la biomasa.
13     if biomasa==1: #Cuesco de palma de aceite
14         # Análisis último biomasa
15         Cwaf=52.8/100
16         Hwaf=5.7/100
17         Nwaf=1/100
18         Owaf=40.5/100
19
20         # Análisis próximo biomasa
21         awf=1.4/100
22         humedad=11.2/100
23
24         #Análisis último carbonizado.
25         Cwaf_carb=0.886
26         Hwaf_carb=0.031
27         Nwaf_carb=0.014
28         Owaf_carb=0.069
29         awaf_carb=0.0489
30
31         #Fracciones másicas de los productos de pirólisis.
32         w_carb=0.3311
33         w_alq=0.2513
34         w_H2O=0.2504
35         w_CO2=0.1045
36         w_CO=0.0405
37         w_CH4=0.0169
38         w_H2=0.0053
39
40         #Poder calorífico de la biomasa MJ/kg
41         HHV_biom=22.2
42
43         # c,h y humedad en base como se recibió (ar)
44         Car=.45
45         Har=.048
46         humedad_ar=.09
47
48         # Parámetros para cinética de reacción, datos tomados de Alvarez
```

```
2019 Producción de carbón activado a partir de cuesco de palma de
aceite
49     rho_w_0 = 2000 # Densidad inicial verdadera / kg/m^3
50     rho_b = 456 # Densidad en bulto / kg/m^3
51     # rho_b = 325 # Densidad en bulto / kg/m^3
52     A_0 = 2.5*10**7 # Área superficial inicial / m^2/m^3
53     L_0 = 2.2*10**14 # Longitud específica inicial promedio de poros
/ m/m^3
54     epsilon_0 = 0.3 # Porosidad de la partícula / 1
55     n_rH2O = 0.47 # Orden de reacción con H2O
56     n_rCO2=0.45 # Orden de reacción con CO2
57     phi = 4*np.pi*L_0*(1-epsilon_0)/(A_0**2) # Parámetro estructural /
1
58
59     ko_H2O=5.2*10**6
60     EA_H2O=192.7*1000
61     ko_CO2=4.7e6*13.7
62     EA_CO2=233*1000
63     a=1
64     b=0
65     nombre="Cuesco de palma"
66     elif biomasa==2: #Cascarilla de café
67         # Análisis último biomasa
68         Cwaf=50.3/100
69         Hwaf=5.3/100
70         Nwaf=0.6/100
71         Owaf=43.8/100
72
73         # Análisis próximo biomasa
74         awf=1.2/100
75         humedad=10.1/100
76
77         #Análisis último carbonizado.
78         Cwaf_carb=0.887
79         Hwaf_carb=0.032
80         Nwaf_carb=0.019
81         Owaf_carb=0.062
82         awaf_carb=0.039
83
84         #Fracciones másicas de los productos de pirólisis.
85         w_carb=0.2969
86         w_alq=0.224
87         w_H2O=0.2836
88         w_CO2=0.1176875
89         w_CO=0.0594875
90         w_CH4=0.0119625
91         w_H2=0.0061625
92
```

```

93     #Poder calorífico de la biomasa MJ/kg
94     HHV_biom=18.7
95
96     # c,h y humedad en base como se recibió (ar)
97     Car=.45
98     Har=.048
99     humedad_ar=.09
100
101     rho_w_0 = 1200 # Densidad inicial verdadera / kg/m^3
102     rho_b = 260 # Densidad en bulo / kg/m^3
103     A_0 = 1 # Área superficial inicial / m^2/m^3
104     L_0 = 0 # Longitud específica inicial promedio de poros / m/m^3
105     epsilon_0 = 0 # Porosidad de la partícula / 1
106     n_rH2O = 0.61 # Orden de reacción con H2O
107     n_rCO2=0.29 # Orden de reacción con CO2
108     phi = 4*np.pi*L_0*(1-epsilon_0)/(A_0**2) # Parámetro estructural /
109     1
110
111     ko_H2O=2e3*10.9
112     EA_H2O=140*1000
113     ko_CO2=6.7e4*11.15
114     EA_CO2=178*1000
115     a=0
116     b=1
117     nombre="Cascara de café"
118
119     return Cwaf,Hwaf,Nwaf,Owaf,awf,humedad,Cwaf_carb,Hwaf_carb,Nwaf_carb,
120     Owaf_carb,awaf_carb,w_carb,w_alq,\
121     w_H2O,w_CO2,w_CO,w_CH4,w_H2,HHV_biom,Car,Har,humedad_ar,
122     rho_w_0,rho_b,n_rH2O,n_rCO2,phi,ko_H2O,\
123     EA_H2O,ko_CO2,EA_CO2,a,b,nombre
124 def cond_entrada(m_biom,ER,T_comb):
125 # Esta función permite establecer las condiciones de entrada a la zona de
126 # gasificación
127
128     #Cálculo de aire teórico kg aire / kg biomasa
129     m_aire_teo=(31.9988/((12.0107*23.141))*Cwaf
130     *100+(31.9988/(2.0159*2*23.141))*Hwaf*100-(1/23.141)*Owaf*100
131     #Aire real en función de relación de equivalencia.
132     m_aire_real=ER*m_aire_teo*m_biom
133
134     # Se calcula la composición del carbonizado con base en la fracción de
135     # carbonizado generado y el análisis último del mismo. El fin es obtener
136     # la composición elemental del alquitrán la cual se determina a partir
137     # del balance elemental

```

```

133 C_carb=Cwaf_carb*w_carb
134 H_carb=Hwaf_carb*w_carb
135 N2_carb=Nwaf_carb*w_carb
136 O_carb=Owaf_carb*w_carb
137
138 #Composición de alquitranes
139 C_CO2=12/44*w_CO2 # Carbono asociado al CO2
140 O_CO2=32/44*w_CO2 # Oxígeno asociado al CO2
141 C_CO=12/28*w_CO # Carbono asociado al CO
142 O_CO=16/28*w_CO # Oxígeno asociado al CO
143 C_CH4=12/16*w_CH4 # Carbono asociado al CH4
144 H_CH4=4/16*w_CH4 # Hidrógeno asociado al CH4
145 H_H2=1*w_H2 # Hidrógeno
146 H_H2O=2/18*w_H2O # Hidrógeno asociado al H2O
147 O_H2O=16/18*w_H2O # Oxígeno asociado al H2O
148
149 global C_alq, H_alq, N2_alq, O_alq
150 C_alq=Cwaf-(C_carb+C_CO2+C_CO+C_CH4) # El carbono de los
alquitranes es el que se obtiene de restar el carbono en los productos
del carbono original contenido en la biomasa
151 H_alq=Hwaf-(H_carb+H_CH4+H_H2+H_H2O) # El hidrógeno de los
alquitranes es el que se obtiene de restar el hidrógeno en los
productos del hidrógeno original contenido en la biomasa
152 N2_alq=Nwaf-(N2_carb) # El nitrógeno de los
alquitranes es el que se obtiene de restar el nitrógeno en el
carbonizado del nitrógeno original contenido en la biomasa
153 O_alq=Owaf-(O_carb+O_CO2+O_CO+O_H2O) # El oxígeno de los
alquitranes es el que se obtiene de restar el oxígeno en los productos
del oxígeno original contenido en la biomasa
154
155 # Se calcula el flujo másico de aire requerido para combustión
completa de las diferentes especies
156 #1. Alquitranes
157 m_aire_alq=((8)/((3)*.23141))*C_alq+(72/2.08269)*H_alq-(1/.23141)*
O_alq)*m_biom
158 #2. Metano
159 m_aire_metano=17.286*w_CH4*m_biom
160 #3. Hidrógeno
161 m_aire_H2=34.57*w_H2*m_biom
162 #4. CO
163 m_aire_CO=2.469*w_CO*m_biom
164
165 maxER=(m_aire_alq+m_aire_metano+m_aire_H2+m_aire_CO)/(m_aire_teo*
m_biom) # Se puede estimar el máximo ER sin que se de la combustión de
los carbonizados
166
167 #Cinéticas de reacción para establecer ordenes de reacciones, implica
estimar inicialmente la concentración de las especies gaseosas

```

```

168     n_CH4_cin=w_CH4*m_biom/PM_CH4
169     n_O2_cin=(m_aire_real)*.23141/32
170     n_CO_cin=w_CO*m_biom/PM_CO
171     n_H2O_cin=w_H2O*m_biom/PM_H2O
172     n_CO2_cin=w_CO2*m_biom/PM_CO2
173     n_H2_cin=w_H2*m_biom/PM_H2
174     n_alq_cin=w_alq*m_biom/PM_alq
175     n_total_cin=n_CH4_cin+n_O2_cin+n_CO_cin+n_H2O_cin+n_CO2_cin+n_H2_cin+
n_alq_cin
176
177     # Se calcula la fracción molar de las especies gaseosas
178     y_CH4_cin=n_CH4_cin/n_total_cin
179     y_O2_cin=n_O2_cin/n_total_cin
180     y_CO_cin=n_CO_cin/n_total_cin
181     y_H2O_cin=n_H2O_cin/n_total_cin
182     y_CO2_cin=n_CO2_cin/n_total_cin
183     y_H2_cin=n_H2_cin/n_total_cin
184     y_alq_cin=n_alq_cin/n_total_cin
185
186     # Se calcula la concentración de cada una de las especies
187     C_gas_cin=P/(R_u*T_comb)
188     C_CH4_cin=C_gas_cin*y_CH4_cin
189     C_O2_cin=C_gas_cin*y_O2_cin
190     C_CO_cin=C_gas_cin*y_CO_cin
191     C_H2O_cin=C_gas_cin*y_H2O_cin
192     C_CO2_cin=C_gas_cin*y_CO2_cin
193     C_H2_cin=C_gas_cin*y_H2_cin
194     C_alq_cin=C_gas_cin*y_alq_cin
195
196     # Cálculo de las velocidades de reacción, los resultados solo
establecen el orden en el cual se consume el oxígeno del aire.
197     r_alq=9.2e6*np.exp(-9650/T_comb)*T_comb*C_alq_cin*C_O2_cin
198     r_CH4=9.2e6*np.exp(-9650/T_comb)*T_comb*C_CH4_cin*C_O2_cin
199     r_CO=1.1e11*np.exp(-15105/T_comb)*C_CO_cin*C_O2_cin*C_H2O_cin**0.5
200     r_H2=1e11*np.exp(-10000/T_comb)*C_H2_cin*C_O2_cin
201
202     #Dado el flujo del aire real, se determina la combustión de
alquitranes, metano, hidrógeno y monóxido de carbono
203
204     if m_aire_H2<=m_aire_real: # Si el flujo de aire real es mayor al
requerido para la combustión del H2, se realiza la combustión completa
del H2
205
206         m_H2O_comb=9*w_H2*m_biom                # H2O generado por la
combustión del H2
207         m_N2_comb=26.57*w_H2*m_biom            # N2 emitido
208
209         m_aire_remanente=m_aire_real-m_aire_H2 # Aire remanente

```

```
disponible para la combustión de otra especie
210     m_H2=0 # Dada la combustión completa del H2, no hay flujo másico
de salida asociado
211
212     if m_aire_alq<=m_aire_remanente: # Si el flujo de aire remanente
es mayor al requerido para la combustión de los alquitranes, se realiza
la combustión completa de los alquitranes
213
214         m_CO2_comb=11*C_alq*m_biom/(3) # CO2
generado por la combustión de los alquitranes
215         m_H2O_comb+=9*H_alq*m_biom # H2O
generado por la combustión de los alquitranes
216         m_N2_comb+=N2_alq*m_biom+m_aire_alq*0.76859 # N2
generado por la combustión de los alquitranes
217
218         m_aire_remanente -=m_aire_alq # Aire remanente disponible para
la combustión de otra especie
219         m_alq=0 # Dada la combustión completa de los alquitranes, no
hay flujo másico de salida asociado
220
221     if m_aire_metano<=m_aire_remanente: # Si el flujo de aire
remanente es mayor al requerido para la combustión del CH4, se realiza
la combustión completa del CH4
222
223         m_CO2_comb+=44*w_CH4*m_biom/16 # CO2 generado por la
combustión del metano
224         m_H2O_comb+=9*w_CH4*m_biom/4 # H2O generado por la
combustión del metano
225         m_N2_comb+=13.28*w_CH4*m_biom # N2 generado por la
combustión del metano
226
227         m_aire_remanente -=m_aire_metano # Aire remanente
disponible para la combustión de otra especie
228         m_CH4=0 # Dada la combustión completa del metano, no hay
flujo másico de salida asociado
229
230
231     if m_aire_CO<=m_aire_remanente: # Si el flujo de aire
remanente es mayor al requerido para la combustión del CO, se realiza
la combustión completa del CO
232         m_CO2_comb+=(11/7)*w_CO*m_biom # CO2 generado por la
combustión del CO
233         m_N2_comb+=1.9*w_CO*m_biom # N2 generado por la
combustión del CO
234
235         m_aire_remanente -=m_aire_CO # Aire remanente
disponible para la combustión de otro componente no contemplado en el
presente algoritmo
```

```

236         m_CO=0 # Dada la combustión completa del CO, no hay
flujo másico de salida asociado
237         print("Aire en exceso")
238     else:
239         gamma_CO=m_aire_remanente/m_aire_CO           # De no
haber suficiente aire para la combustión del CO, se estima la relación
entre el aire disponible y el aire requerido para combustión completa.
El factor gamma indica la proporción de materia que puede ser oxidada,
de tal forma que los productos son proporcionales a dicho factor
240         m_CO2_comb+=(11/7)*w_CO2*m_biom*gamma_CO     # CO2
generado por la combustión incompleta del CO
241         m_N2_comb+=1.9*w_CO2*m_biom*gamma_CO        # N2
generado por la combustión incompleta del CO
242         m_CO=w_CO*m_biom*(1-gamma_CO)               # Masa de
CO que no reacciona y es emitida nuevamente
243
244     else:
245         gamma_metano=m_aire_remanente/m_aire_metano  # De no
haber suficiente aire para la combustión del metano, se estima la
relación entre el aire disponible y el aire requerido para combustión
completa. El factor gamma indica la proporción de materia que puede ser
oxidada, de tal forma que los productos son proporcionales a dicho
factor
246         m_CO2_comb+=44*w_CH4*m_biom*gamma_metano/16 # CO2
generado por la combustión incompleta del metano
247         m_H2O_comb+=9*w_CH4*m_biom*gamma_metano/4   # H2O
generado por la combustión incompleta del metano
248         m_CH4=w_CH4*m_biom*(1-gamma_metano)        # Masa de
metano que no reacciona y es emitida nuevamente
249         m_N2_comb+=m_aire_remanente*(1-0.23141)    # N2
generado por la combustión incompleta del CO
250
251     else:
252         gamma_alq=m_aire_remanente/m_aire_alq       # De no haber
suficiente aire para la combustión de alquitranes, se estima la relació
n entre el aire disponible y el aire requerido para combustión completa
. El factor gamma indica la proporción de materia que puede ser oxidada
, de tal forma que los productos son proporcionales a dicho factor
253         m_CO2_comb=11*C_alq*m_biom*gamma_alq/(3)    # CO2 generado por
la combustión incompleta de los alquitranes
254         m_H2O_comb+=9*H_alq*m_biom*gamma_alq       # H2O generado por
la combustión incompleta de los alquitranes
255         m_N2_comb+=N2_alq*m_biom*gamma_alq+m_aire_remanente
*(1-0.23141) # N2 generado por la combustión incompleta de los
alquitranes
256         m_alq=m_biom*w_alq*(1-gamma_alq)           # Masa de
alquitranes que no reacciona y es emitida nuevamente
257         m_CH4=m_biom*w_CH4                          # Dado que no hubo

```

```

258     combustión de alquitranes, se calcula la masa de metano
           m_CO=m_biom*w_CO # Dado que no hubo
259     combustión de alquitranes, se calcula la masa de metano
260
261     elif m_aire_H2>m_aire_real:
           gamma_H2=m_aire_real/m_aire_H2 # De no haber suficiente
           aire para la combustión del H2, se estima la relación entre el aire
           disponible y el aire requerido para combustión completa. El factor
           gamma indica la proporción de materia que puede ser oxidada, de tal
           forma que los productos son proporcionales a dicho factor
262           m_H2O_comb=9*w_H2*m_biom*gamma_H2 # H2O generado por la
           combustión incompleta del H2
263           m_N2_comb=26.57*w_H2*m_biom*gamma_H2 # N2 generado por la
           combustión incompleta del N2
264           m_CO2_comb=0
265           m_H2=w_H2*m_biom*(1-gamma_H2) # Masa de alquitranes que
           no reacciona y es emitida nuevamente
266           m_alq=m_biom*w_alq # Dado que no hubo
           combustión de alquitranes, se calcula la masa de alquitranes
267           m_CH4=m_biom*w_CH4 # Dado que no hubo
           combustión de alquitranes, se calcula la masa de metano
268           m_CO=m_biom*w_CO # Dado que no hubo
           combustión de alquitranes, se calcula la masa de metano
269
270     #%%Cálculo de flujos másicos
271
272     m_humedad=m_biom*humedad # Humedad que acompaña a la biomasa / kg/
           min
273
274     #Productos de pirólisis que se asume no reaccionan en la combustión
275     m_carb=w_carb*m_biom # Flujo de carbonizado / kg/min
276     m_humedad_pir=m_biom*w_H2O # Flujo de humedad / kg/min
277     m_CO2_pir=m_biom*w_CO2 # Flujo de CO2 (en la combustión se genera
           CO2, mas no reacciona) / kg/min
278
279     m_agua_reacc=m_biom*SB*1.5*Cwaf # Flujo de vapor de agua durante
           gasificación con vapor de agua / kg/min
280     m_H2O=m_humedad_pir+m_H2O_comb+m_humedad+m_agua_reacc # El flujo
           de agua total es la suma de la humedad, vapor de combustión, vapor de
           pirólisis y vapor como medio de gasificación
281     m_CO2=m_CO2_pir+m_CO2_comb # El flujo de CO2 total es la suma del CO2
           de la pirólisis y del generado durante la combustión
282     m_inertes=m_CH4+m_N2_comb+m_alq # Para efectos del modelo
           desarrollado, durante la gasificación el CH4 ni los alquitranes
           reaccionan, por eso se agrupa como "inerte"
283
284     #%% Cálculo de fracciones molares
285

```

```

286     n_H2O=m_H2O/PM_H2O
287     n_CO2=m_CO2/PM_CO2
288     n_alq=m_alq/PM_alq
289     n_CO=m_CO/PM_CO
290     n_CH4=m_CH4/PM_CH4
291     n_H2=m_H2/PM_H2
292     n_N2=m_N2_comb/PM_N2
293     n_inertes=n_alq+n_CH4+n_N2
294     n_total=n_H2O+n_CO2+n_alq+n_CO+n_CH4+n_H2+n_N2           #Solo especies
gaseosas para estimar fracción molar de gases
295
296     y_CO2=n_CO2/n_total
297     y_CO=n_CO/n_total
298     y_H2O=n_H2O/n_total
299     y_alq=n_alq/n_total
300     y_CH4=n_CH4/n_total
301     y_N2=n_N2/n_total
302     y_H2=n_H2/n_total
303
304     # Cálculo de fracciones másicas de CO2 y H2O
305
306     m_total=m_alq+m_H2O+m_CO2+m_CO+m_CH4+m_H2+m_N2_comb       #Solo
especies gaseosas para estimar fracción másica de gases
307     x_CO2=m_CO2/m_total
308     x_H2O=m_H2O/m_total
309
310     #%%Verificación balance
311     bal=m_biom+m_aire_real+m_humedad-(m_alq+m_carb+m_H2O+m_CO2+m_CO+m_H2+
m_N2_comb+m_CH4) # Se verifican las ecuaciones a través de un balance
de masa.
312
313     return y_CO2,y_H2O,m_H2O,m_CO2,m_carb,x_CO2,x_H2O,n_H2O,n_CO2,n_CO,
n_H2,n_inertes,m_inertes,n_alq,m_aire_teo,\
314         m_aire_real,n_CH4,n_N2,maxER,m_humedad,y_CH4,y_alq,y_N2,y_CO,y_H2
315
316 def Temp(y,y_lecho,Tipo_perfil): #Parametrización de curva de Striugas
2014 para generación del perfil de temperatura
317     if Tipo_perfil==1: #Wood chips
318         a1=-64.423529412
319         a2=228.464923747
320         a3=-612.041394335
321         a4=1100
322
323     elif Tipo_perfil==2: #Parametrización de curva de Striugas 2014, rape
straw pellets
324
325         a1=-342.697385621
326         a2=912.070152505

```

```
327     a3=-839.372766884
328     a4=900
329
330     elif Tipo_perfil==3: #Parametrización de curva de Striugas 2014, wood
331     pellets
332     a1=1049.864923747
333     a2=-1473.389978213
334     a3=173.525054466
335     a4=860
336
337     elif Tipo_perfil==4: #Parametrización de curva modificada para lograr
338     900°C
339     a1=515.984749455
340     a2=-647.217864924
341     a3=-158.766884532
342     a4=900
343
344     y_n=y/y_lecho
345
346     if y_n>1:
347         y_n=1
348         T=(a1*y_n**3+a2*y_n**2+a3*y_n+a4)+273
349         return T
350
351 #%%Datos de entrada
352 Cwaf ,Hwaf ,Nwaf ,Owaf ,awf ,humedad ,Cwaf_carb ,Hwaf_carb ,Nwaf_carb ,Owaf_carb ,
353 awaf_carb ,w_carb ,w_alq ,\
354     w_H2O ,w_CO2 ,w_CO ,w_CH4 ,w_H2 ,HHV_biom ,Car ,Har ,humedad_ar ,rho_w_0 ,
355     rho_b ,n_rH2O ,n_rCO2 ,phi ,\
356     ko_H2O ,EA_H2O ,ko_CO2 ,EA_CO2 ,a ,b ,nombre=prop_biom(1) #Esta
357     función obtiene las propiedades de la biomasa, 1 es para cuesco de
358     palma, 2 es para cascarilla de café
359
360 #Constantes
361 R_u = 8.314 # Constante universal / J/(mol K)
362 P = 101325 # Presión atmosférica / Pa
363
364 #Pesos moleculares / kg/mol
365 PM_CARB = 12/1000
366 PM_H2O=18/1000
367 PM_CO2=44/1000
368 PM_CO=28/1000
369 PM_H2=2/1000
370 PM_N2=28.01340/1000
371 PM_CH4=16.04/1000
372 PM_alq=150/1000 #Peso molecular de alquitranes tomados de https://
373     bioresources.cnr.ncsu.edu/resources/major-tar-compounds-in-raw-producer
```

```
-gas-and-deposits-from-a-small-downdraft-gasifier-analysis-and-
comparison/#:~:text=Tar%20deposit%20components%20have%20molecular,90%20
to%20210%20g%2Fmol.
368 PM_aire=28.97/1000
369
370 ### Datos de entrada
371 D_reactor_in=3 # Diámetro del reactor / in
372 m_biom=np.array([1.383193/60]) # Flujo másico de biomasa asumido, el
    algoritmo itera variando este valor / kg/min
373 ER=0.3 # Relación de equivalencia / 1
374 SB=0 # Relación vapor-biomasa / 1
375 y_lecho=0.45 # Altura de la zona de gasificación / m
376
377 ###
378 D_reactor=D_reactor_in*.0254 # Diámetro del reactor / m
379 A_T=np.pi/4*(D_reactor**2) # Área transversal del reactor / m^2
380
381 rho_molar_char=rho_w_0/PM_CARB # Densidad molar de la partícula / mol/m^3
382 rho_molar_char_bulk=rho_b/PM_CARB # Densidad molar en bulto / mol/m^3
383
384 w_C=np.array([1]) # Fracción en masa del carbonizado / 1
385 y_i=np.array([0]) # Posición del volumen de control i respecto a la altura
    de la zona de gasificación y_lecho / m
386
387
388 perfil_temp=4 # Elección del perfil de temperatura empleado, ver
    definiciones dentro de la función Temp
389
390 T=np.array([Temp(y_i[0],y_lecho,perfil_temp)]) # Iniciación del perfil de
    temperatura, se inicia en esta sección para conocer la concentración de
    las especies gaseosas, sin embargo el perfil de temperatura es
    estimado más adelante \ K
391
392 # Regresión para factor de corrección entre 790 °C y 844 °C
393 I=10.57029087 # Cruce con eje x
394 m1=-0.012026803 # valor de la pendiente
395
396 criterioWf=0.01 # Criterio de la fracción de carbonizado sin convertir
    obtenido al finalizar la gasificación / 1
397 delta_m_biom=0.1/60 # Valor inicial de los cambios del flujo de biomasa
    entre iteraciones, el valor es refinado posteriormente de acuerdo a
    ciertas condiciones.
398
399 ii=0 # Contador del bucle externo
400 ### Solución
401 while (w_C[-1]>criterioWf or w_C[-1]<0) or (y_i[-1]<y_lecho: # La iteraci
    ón se realiza hasta que la fracción másica del carbonizado sea menor al
    criterio establecido o hasta que la posición del volumen de control en
```

```

    la posición i haya excedido la altura del carbonizado (lo que indicaría
    a que bajo esta condición geométrica se requiere una menor cantidad de
    biomasa)
402     w_C=np.array([1]) # Se reinicia el vector de fracción másica de
    carbonizado
403     y_i=np.array([0]) # Se reinicia el vector de posición del volumen de
    control i
404
405     # Se obtienen los productos de la combustión y de la pirólisis de la
    función cond_entrada
406     y_CO2,y_H2O,m_H2O,m_CO2,m_carbcom,x_CO2,x_H2O,N_H2O,N_CO2,n_CO,n_H2,
    n_inertes,m_inertes,n_alq,m_aire_teo,\
407         m_aire_real,n_CH4,n_N2,maxER,m_humedad,y_CH4,y_alq,y_N2,y_CO,y_H2=
    cond_entrada(m_biom[ii],ER,T[0])
408
409     # Iniciación de vectores de flujos molares con los valores obtenidos
    de la función cond_entrada, corresponden a los productos de la combusti
    ón de los productos de la pirólisis en el caso de la gasificación con
    aire o de los productos de la pirólisis en caso de la gasificación con
    vapor de agua / mol/min
410     n_carb=np.array([m_carbcom/PM_CARB])
411     n_H2O=np.array([N_H2O])
412     n_CO2=np.array([N_CO2])
413     n_H2=np.array([n_H2])
414     n_CO=np.array([n_CO])
415
416     # Fracción molar de las especies gaseosas / 1
417     y_H2O = np.array([y_H2O])
418     y_CO2 = np.array([y_CO2])
419     y_CH4 = np.array([y_CH4])
420     y_alq = np.array([y_alq])
421     y_CO = np.array([y_CO])
422     y_H2 = np.array([y_H2])
423     y_N2 = np.array([y_N2])
424
425     # Fracción másica de H2O y CO2, como principales reactivos en las
    reacciones de gasificación / 1
426     x_H2O = np.array([x_H2O])
427     x_CO2 = np.array([x_CO2])
428
429     # Iniciación de vectores
430     delta_wC_CO2=np.array([0]) # Valor de pérdida de masa asociada a la
    gasificación con CO2 / 1
431     R_H2O=np.array([]) # Tasa de reacción para gasificación con
    H2O / 1/min
432     R_CO2=np.array([]) # Tasa de reacción para gasificación con
    CO2 / 1/min
433     delta_y=np.array([]) # Altura del volumen de control i \ m

```

```
434     T=np.array([])           # Vector de perfil de temperatura
435     delta_t=np.array([])    # Tiempo de residencia del carbonizado en
el volumen de control i
436     t=np.array([0])        # Tiempo acumulado hasta el volumen de
control i
437
438     k_CO2=np.array([])      # Iniciación del coeficiente de velocidad
de reacción para la gasificación con CO2
439     k_H2O=np.array([])      # Iniciación del coeficiente de velocidad
de reacción para la gasificación con H2O
440
441     C_gas=np.array([])      # Iniciación del vector de la concentració
n de la fase gaseosa dentro de cada volumen de control / mol/m3
442     C_H2O=np.array([])      # Iniciación del vector de la concentració
n de H2O dentro de cada volumen de control / mol/m3
443     C_CO2=np.array([])      # Iniciación del vector de la concentració
n de CO2 dentro de cada volumen de control / mol/m3
444
445     factor=np.array([])     # Iniciación del vector del factor de
corrección
446
447     n_entra=n_carb[0]+n_H2O[0]+n_CO2[0]+n_H2[0]+n_CO[0]+n_inertes # Flujos
molares que ingresan a la zona de gasificación, empleado para
corroborar el balance de materia dentro de cada volumen de control.
448     bal=np.array([])        # Iniciación del vector de verificación de
balance en cada volumen de control
449
450     i=0      # Contador de volúmenes de control en la zona de gasificación,
bucle interno
451
452     while w_C[-1]>criterioWf*.1 and (x_CO2[i]>0.001 or x_H2O[i]>0.001) and
y_i[i] <y_lecho: # El bucle interno se detiene si el carbonizado
remanente es menor al criterio establecido, sin embargo, este criterio
es 10 veces menor que el criterio del bucle externo con el fin de
garantizar que el bucle externo pueda terminar. Por otro lado, el bucle
interno termina si las fracciones másicas de CO2 y H2O son inferiores
a 0.001 o si la posición del volumen de control actual ha excedido la
altura del carbonizado
453
454         if i==0: # Se define el delta de carbonizado empleado para la
determinación del tiempo de residencia en la gasificación con H2O, este
valor es refinado si los tiempos de residencia exceden 0.5 minutos.
455             delta_wC=1e-2
456         elif delta_t[-1]>0.5:
457             delta_wC*=0.1
458             # delta_wC=1e-4
459
460     w_C=np.append(w_C,w_C[i]-delta_wC-delta_wC_CO2[i]) # Cálculo de
```

```

la fracción másica de carbonizado por efecto de la gasificación con H2O
y CO2
461     T = np.append(T,Temp(y_i[i],y_lecho,perfil_temp)) # Cálculo del
perfil de temperatura / K
462
463     if T[i]>844+273: # Cálculo del factor de corrección por efectos
inhibitorios, en temperaturas mayores a 844 °C el factor es 0.42
464         factor=np.append(factor,0.419669316)
465     elif T[i]<740+273: # Para temperaturas menores a 740 °C el factor
es 1
466         factor=np.append(factor,1)
467     else: # Para el rango de temperaturas intermedias se
emplea la regresión lineal
468         factor=np.append(factor,m1*(T[i]-273)+I)
469         if factor[i]>1:
470             factor[i]=1
471
472
473     k_H2O = np.append(k_H2O,factor[i]*ko_H20*np.exp(-EA_H20/(R_u*T[i])
)) # Coeficiente de velocidad de reacción para la gasificación con H2O
474     k_CO2 = np.append(k_CO2,ko_CO2*np.exp(-EA_CO2/(R_u*T[i]))) #
Coeficiente de velocidad de reacción para la gasificación con CO2
475
476     C_gas = np.append(C_gas,P/(R_u*T[i])) # Concentración de la
fase gaseosa en el volumen de control a temperatura Ti.
477     C_H2O = np.append(C_H2O,C_gas[i]*y_H2O[i]) # Concentración del
H2O en el volumen de control a temperatura Ti.
478     C_CO2 = np.append(C_CO2,C_gas[i]*y_CO2[i]) # Concentración del
CO2 en el volumen de control a temperatura Ti.
479     aaa=(w_C[i]*(1-phi*np.log(w_C[i]))**0.5)*a+b
480     R_CO2=np.append(R_CO2,k_CO2[i]*C_CO2[i]**n_rCO2) # Tasa de reacció
n para gasificación con CO2 / 1/min
481     R_H2O=np.append(R_H2O,k_H2O[i]*C_H2O[i]**n_rH20*((w_C[i]*(1-phi*np
.log(w_C[i]))**0.5)*a+b)) # Tasa de reacción para gasificación con H2O
/ 1/min
482
483     if R_H2O[i]>0: # Mientras haya H2O disponible para la gasificación
, el tiempo de residencia se calcula con base en la gasificación con
H2O
484         delta_t=np.append(delta_t,delta_wC/R_H2O[i])
485         delta_wC_CO2=np.append(delta_wC_CO2,R_CO2[i]*delta_t[i]) #
Cálculo de la pérdida de masa asociada a la gasificación con CO2 en
tiempo de residencia calculado con la gasificación con agua
486
487     if R_H2O[i]==0: # Si el H2O se agota, el tiempo de residencia se
calcula en función de la gasificación con CO2
488         delta_t=np.append(delta_t,delta_wC/R_CO2[i])
489         delta_wC_CO2=np.append(delta_wC_CO2,0) # El delta asociado a

```

```

la gasificación con CO2 en este caso es el delta_wC definido
anteriormente.
490
491     t=np.append(t,t[i]+delta_t[i])
         #Tiempo acumulado hasta el volumen de control i
492     delta_y=np.append(delta_y,n_carb[i]*delta_t[i]/(
rho_molar_char_bulk*A_T)) # Tiempo de residencia del carbonizado en
el volumen de control i
493
494     mol_char=rho_molar_char*delta_y[i]*A_T # Moles de
carbonizado contenidas en el volumen de control definido por el área
transversal A_T y la altura calculada con el tiempo de residencia
delta_y
495
496     n_H2O=np.append(n_H2O,n_H2O[i]-R_H2O[i]*mol_char) # Cálculo del
flujo molar de H2O que sale del volumen de control i
497
498     if n_H2O[i+1]<0: # En el caso que el H2O se acabe, se pueden
obtener flujos molares negativos, en ese caso se corrige en esta secció
n
499         n_H2O[i+1]=0
500         R_H2O[i]=0
501
502     n_CO2=np.append(n_CO2,n_CO2[i]-(R_CO2[i]*mol_char))
503
504     if n_CO2[i+1]<0: # En el caso que el CO2 se acabe, se pueden
obtener flujos molares negativos, en ese caso se corrige en esta secció
n
505         n_CO2[i+1]=0
506         R_CO2[i]=0
507
508     n_carb=np.append(n_carb,n_carb[i]-(R_H2O[i]+R_CO2[i])*mol_char) #
Calculo del flujo molar de carbonizado que sale del volumen de control
i
509     n_CO=np.append(n_CO,n_CO[i]+((R_H2O[i]+2*R_CO2[i])*mol_char)) #
Calculo del flujo molar de CO que sale del volumen de control i
510     n_H2=np.append(n_H2,n_H2[i]+(R_H2O[i]*mol_char)) # Calculo del
flujo molar de H2 que sale del volumen de control i
511
512     # Cálculo de fracciones másicas del H2O y CO2
513     m_total=(n_H2O[i+1]*PM_H2O+n_CO[i+1]*PM_CO+n_H2[i+1]*PM_H2+n_CO2[i
+1]*PM_CO2+m_inertes) # Flujo másico total de la fase gaseosa
514
515     x_H2O=np.append(x_H2O,n_H2O[i+1]*PM_H2O/m_total)
516     x_CO2=np.append(x_CO2,n_CO2[i+1]*PM_CO2/m_total)
517
518     # Cálculo de fracciones molares del H2O y CO2
519     n_total=n_H2O[i+1]+n_CO[i+1]+n_H2[i+1]+n_CO2[i+1]+n_inertes #

```

```

Flujo molar total de la fase gaseosa
520
521     y_H2O=np.append(y_H2O,n_H20[i+1]/n_total)
522     y_CO2=np.append(y_CO2,n_CO2[i+1]/n_total)
523
524     y_i=np.append(y_i,y_i[i]+delta_y[i]) # Actualización de la posición
del volumen de control i
525
526     # Verificación del balance en cada volumen de control
527     n_sale=n_carb[i]+n_H20[i]+n_CO2[i]+n_CO[i]+n_H2[i]+n_inertes
528     bal=np.append(bal,n_entra-n_sale)
529
530     i+=1# Actualización de contador bucle interior
531     ii+=1# Actualización de contador bucle exterior
532
533     # Se evalúan las razones por las que no se satisfacen las condiciones
del bucle externo y se ajusta el valor del flujo másico de biomasa
534
535     if y_i[-1] <y_lecho: #Una posición menor a la altura del lecho implica
que se puede manejar mas carbonizado.
536         m_biom=np.append(m_biom,m_biom[ii-1]+delta_m_biom)
537
538     elif w_C[-1]>criterioWf: #Si no se logrará la conversión requerida,
implica que el reactor no puede manejar el flujo másico de carbonizado
y se debe disminuir.
539         m_biom=np.append(m_biom,m_biom[ii-1]-delta_m_biom)
540
541     if ii>5 and m_biom[-1]==m_biom[-3]: # Las condiciones anteriores
pueden entrar en un bucle sin salida, si ese es caso (según se evalúa
con condicional), se ajusta el valor de los cambios del flujo de
biomasa entre iteraciones
542         delta_m_biom*=0.1
543
544     print("Iteración: "+str(ii)+' long: '+str(y_i[-1])+' w_C: '+str(w_C
[-1])+' mbiom: '+str(m_biom[ii-1]*60)+'\
545         ' kg/hr'+ ' t_res: '+str(round(t[-1],3))+' min' +", n_carb[-1]="+
str(n_carb[-1]))
546
547 #%% Calculo del poder calorífico superior del gas producido en base seca y
libre de alquitranes
548 n_T_gas=n_CO[-1]+n_H2[-1]+n_CO2[-1]+n_CH4+n_N2 # Se el flujo molar de la
fase no condensable en el gas producido
549
550 # Cálculo de concentraciones molares
551 y_CO2_gas=n_CO2[-1]/n_T_gas
552 y_H2_gas=n_H2[-1]/n_T_gas
553 y_CO_gas=n_CO[-1]/n_T_gas
554 y_CH4_gas=n_CH4/n_T_gas

```

```

555 y_N2_gas=n_N2/n_T_gas
556
557 # Poder calorifico en kJ/mol a 25 °C
558 H_H2=285.83
559 H_CO=282.98
560 H_CH4=890.58
561
562 # Densidades en kg/m3 a 0°C y P=101.325 kPa, condiciones normalizadas
563 rho_CO2=1.964
564 rho_H2=0.08995
565 rho_CO=1.25
566 rho_N2=1.25
567 rho_CH4=0.7158
568
569 # Propiedades del gas
570 PM_gas=y_CO2_gas*PM_CO2+y_H2_gas*PM_H2+y_CO_gas*PM_CO+y_CH4_gas*PM_CH4+
    y_N2_gas*PM_N2 # Peso molecular del gas / kg/mol
571 rho_gas=y_CO2_gas*rho_CO2+y_H2_gas*rho_H2+y_CO_gas*rho_CO+y_CH4_gas*
    rho_CH4+y_N2_gas*rho_N2 # Densidad del gas / kg/m3
572 m_T_gas=n_T_gas*(PM_gas) # Flujo másico del gas producido / kg/min
573 HHV=(y_H2_gas*H_H2+y_CO_gas*H_CO+y_CH4_gas*H_CH4)/(PM_gas*1000)*rho_gas #
    Poder calorífico del gas en MJ/Nm3
574
575 # Cálculo de eficiencia de gas frío
576 Pot_salida=(HHV/rho_gas)*m_T_gas*1e3/60 # Contenido energético de la
    biomasa a la entrada del reactor /kW
577 Pot_entrada=HHV_biom*m_biom[-1]*1e3/60 # Contenido energético del gas
    producido / kW
578 eta=Pot_salida/Pot_entrada # Eficiencia de gas frío
579
580 #Flujos másicos en kg/hr
581 m_alq=n_alq*PM_alq # Flujo másico de alquitranes / kg/min
582 m_CO=n_CO*PM_CO*60
583 m_H2=n_H2*PM_H2*60
584 m_H2O=n_H2O*PM_H2O*60
585 m_CO2=n_CO2*PM_CO2*60
586 m_CH4=n_CH4*PM_CH4*60
587 m_N2=n_N2*PM_N2*60
588 m_carb=n_carb*PM_CARB*60
589
590 #Flujos volumétricos en m3/hr
591 rho_molar_std=0.04159*1000 # [mol/m3] densidad molar del gas a T=293 K y P
    =101.325 kPa
592 print("m_alq: "+str(round(m_alq,6))+" kg/min"+" m_H2O: "+str(round(m_H2O
    [-1]/60,6))+" kg/min"+" m_gases: "+str(round(m_T_gas,6))+" kg/min")
593
594 #%% Balance de energía global para estimación de la potencia requerida
    durante el calentamiento en la gasificación con vapor de agua

```

```

595
596 # Entalpias de formacion kJ/kmol a 25 °C tomado de Tabla A-26 Cengel 7° ed
      español
597 hf_CO2=-393520
598 hf_CO=-110530
599 hf_CH4=-74850
600 hf_H2O1=-285830
601 hf_H2Og=-241820
602
603 # Entalpias en el estado de referencia kJ/kmol, tomado de Cengel 7° ed
      español (298.15 K y 101.325 kPa)
604 ho_CO2=9364      # Tabla A-20
605 ho_CO=8669       # Tabla A-21
606 ho_H2=8468       # Tabla A-22
607 ho_CH4=-74595    # Tomado de EES
608 ho_N2=8669       # Tabla A-18
609 ho_H2O=9904      # Tabla A-23
610
611 # Entalpias a Tg=610°C kJ/kmol, tomado de Cengel 7° ed español
612 htg_CO2=36347    # Tabla A-20
613 htg_CO=26415     # Tabla A-21
614 htg_H2=25551     # Tabla A-22
615 htg_CH4=-44224   # Tomado de EES
616 htg_N2=26248     # Tabla A-18
617 htg_H2O=31032    # Tabla A-23
618
619 #Entalpias a Tv=200°C kJ/kmol Tomado de tabla A-23
620 htv_H2O=15777
621
622
623 #Entalpía de la biomasa, empleando el método establecido por Eisermann
      1980 Estimating thermodynamic properties coal char tar ash
624 hf_biom=HHV_biom*1000-(327.63*Car*100+1417.94*Har*100+158.67*humedad_ar
      *100)      # Entalpia de formación de la biomasa / kJ/kg
625 T_in=293        # Temperatura de entrada de la biomasa / K
626 T_ref=298       # Temperatura en el estado de referencia / K
627 W_V=0.404*(28.9*(Hwaf/Cwaf)+3.46*(1-(63/(Cwaf*100)))*(Owaf/Cwaf)-1) #
      Materia volátil original
628 F=1-W_V        # Carbono fijo en la biomasa
629 if W_V>0.1: # De acuerdo al contenido de materia volátil original se
      establece la materia volátil primaria y secundaria
630     V2=0.1     # Materia volátil secundaria
631     V1=W_V-0.1 # Materia volátil primaria
632 else:
633     V2=W_V     # Materia volatil secundaria
634     V1=0       # Materia volátil primaria
635 hbiom_sen=(F*(-.218*T_in+T_in**2*1.903e-3-T_in**3*0.586e-6)+V1*(0.728*T_in
      +T_in**2*1.695e-3)+V2*(2.273*T_in+T_in**2*1.277e-3))-(F*(-.218*T_ref+

```

```

T_ref**2*1.903e-3-T_ref**3*0.586e-6)+V1*(0.728*T_ref+T_ref**2*1.695e-3)
+V2*(2.273*T_ref+T_ref**2*1.277e-3)) # Entalpía sensible calculado como
la integral de Cp dT
636
637 #Entalpía de alquitranes
638 W_alq=C_alq+H_alq+O_alq+N2_alq # Se requiere la composición de los
alquitranes, por lo que se calcula a partir de los resultados del
balance elemental de la biomasa dentro de la función cond_entrada
639 C_alq=C_alq/W_alq
640 H_alq=H_alq/W_alq
641 N2_alq=N2_alq/W_alq
642 O_alq=O_alq/W_alq
643 halq_sen=((2.21e-3*T[-1]**2)-(2.21e-3*T_ref**2)) # Entalpía sensible
calculada como la integral de Cp dT
644 HHV_alq=(34.83*C_alq+115.84*H_alq+6.28*N2_alq-10.8*O_alq)*1000 # Poder
calorífico de los alquitranes
645 hf_alq=HHV_alq+C_alq/12.01*(-393693.3)+H_alq/2*(-286518.3) # Entalpía
de formación de los alquitranes
646 h_alq=n_alq/60*PM_alq*(halq_sen+hf_alq) # Entalpía de los alquitranes
647
648 #Cálculo de la potencia requerida
649 prod=(n_CO2[-1]/60000*(hf_CO2+(htg_CO2-ho_CO2)))+(n_CO[-1]/60000*(hf_CO+(
htg_CO-ho_CO)))+(n_H2[-1]/60000*((htg_H2-ho_H2)))+(n_CH4/60000*(hf_CH4
+(htg_CH4-ho_CH4)))+(n_H2O[-1]/60000*(hf_H2Og+(htg_H2O-ho_H2O))+h_alq)
# Cálculo de la energía asociada a los productos
650 reac=m_biom[-1]/60*(hf_biom+hbiom_sen)+humedad*m_biom[-1]/60*(hf_H2O1
/18.02)+SB*1.5*Cwaf*m_biom[-1]/60*(hf_H2Og/18.02+(htv_H2O/18.02-ho_H2O
/18.02)) # Cálculo de la energía asociada a los reactivos
651 Q_ele=prod-reac # Calor generado por la reacción
652 print("Potencia electrica requerida: "+str(round(Q_ele*1.05,3))+ " kW")
653
654 #%% Se deben agregar un elemento a los siguientes vectores con el fin de
tener la misma longitud de las demás variables con el fin de poder
graficar
655 R_H2O=np.append(R_H2O,R_H2O[i-1])
656 R_CO2=np.append(R_CO2,R_CO2[i-1])
657 factor=np.append(factor,factor[i-1])
658 T = np.append(T,Temp(y_i[-1],y_lecho,perfil_temp))
659
660 #%% Cosntrucción de gráficas
661
662 cm=1/2.54 # Conversión de pulgadas a centímetros
663 fig, ax1 = plt.subplots(2,1,gridspec_kw={'height_ratios': [4, 1]},figsize
=(8.2*cm, 8.2*cm), constrained_layout=True) # Definición del tamaño de
la gráfica
664 plt.style.use("seaborn-paper") # Plantilla empleada para la elaboración
de gráficas
665 Fsize=9 # Tamaño de fuente general empleada.

```

```

666 plt.rcParams['axes.formatter.use_locale'] = True # Permite que las gráficas
      ficas se generen con comas como separador de decimales
667 plt.style.use('seaborn-paper')
668 plt.rcParams['legend.title_fontsize'] = Fsize
669 plt.rcParams['axes.titlesize'] = Fsize
670 plt.rcParams['axes.labelsize']=Fsize
671 plt.rcParams['ytick.labelsize']=Fsize
672 plt.rcParams['xtick.labelsize']=Fsize
673 plt.rcParams['legend.fontsize']=Fsize
674 plt.rcParams['legend.borderaxespad']=0.5
675 plt.rcParams['lines.linewidth']=1
676
677 plt.rc('font', **{'family': 'serif', 'serif': ['Computer Modern']})
678 plt.rc('text', usetex=True)
679
680
681 g3,=ax1[0].plot(y_i,n_CO2,'b-.',label="$\dot{n}_{\mathrm{CO}_2}$")
682 g4,=ax1[0].plot(y_i,n_CO,'b--',label="$\dot{n}_{\mathrm{CO}}$")
683 g5,=ax1[0].plot(y_i,n_H2,color='blue',linestyle=(0, (5, 2, 1, 2,1,2)),
      label="$\dot{n}_{\mathrm{H}_2}$")
684 g6,=ax1[0].plot(y_i,n_carb,color='blue',linestyle='solid',label="$\dot{n}_{\mathrm{C,daf}}$")
685 g7,=ax1[0].plot(y_i,n_H2O,'b:',label="$\dot{n}_{\mathrm{H}_2\mathrm{O}}$")
686
687 ax1[0].set_xticks(np.arange(min(y_i), max(y_i)+.01, step=0.15))
688 ax1[0].set_xlim(min(y_i), max(y_i))
689 x,y=ax1[0].get_ylim()
690 y=1
691 ax1[0].set_ylim(0, y)
692 ax1[0].minorticks_on()
693
694 ax1[0].grid(which='major', linestyle='-', linewidth='0.5', color='black')
695
696 ax1[0].grid(which='minor', linestyle=':', linewidth='0.25', color='black')
697
698 ax2 = ax1[0].twinx()
699 g8,=ax2.plot(y_i,w_C,color='red', label="$w_{\mathrm{C,daf}}$")
700 g9,=ax2.plot(y_i,x_H2O,color='red',linestyle='--',label="$w_{\mathrm{H}_2\mathrm{O}}$")
701 g10,=ax2.plot(y_i,x_CO2,color='red',linestyle='dotted',label="$w_{\mathrm{CO}_2}$")
702 ax2.set_ylim(0, 1)
703
704
705 title=nombre+', '+"$x_{\mathrm{H}_2\mathrm{O}}$"+str(round(x_H2O[0],2))+"$, x_{\mathrm{CO}_2}$"+str(round(x_CO2[0],2))+"$, \dot{m}_{\mathrm{biom}}$"+str(round(m_biom[ii-1]*60,3))+' [kg/hr], '+"$D_{\mathrm{reactor}}$"+str(D_reactor_in)+' [in], '+
      ER+'+str(ER)+'\n HHV='+str(round(HHV,2))+' [MJ/$\mathrm{m}^3$]'+', $Pot_{\mathrm{en}}$'+ +

```

```

    str(round(Pot_entrada,3))+ ' [kW]'+', $Pot_s$=' +str(round(Pot_salida,3)
    )+' [kW]'+', $\eta$=' +str(round(eta,3))
706 titleg=nombre+' '+ "m="+str(round(m_biom[ii-1]*60,2))+ ' kg-hr, '+'D="+str(
    D_reactor_in)+' in, '+'ER='+str(ER)+' , S_B='+str(SB)
707
708
709 ax2.set(ylabel="$w_i$ / 1")
710 ax2.spines['right'].set_color('red')
711 ax2.spines['left'].set_color('blue')
712 ax1[0].tick_params(axis='y', colors='blue',which='both')
713 ax1[0].yaxis.label.set_color('blue')
714 ax2.tick_params(axis='y', colors='red',which='both')
715 ax2.yaxis.label.set_color('red')
716
717 g11,=ax1[1].plot(y_i,T,'b-',label="T$")
718 ax1[1].set_xticks(np.arange(min(y_i), max(y_i)+.01, step=0.15))
719 ax1[1].set_xlim(min(y_i), max(y_i))
720 ax1[1].minorticks_on()
721
722 ax1[1].grid(which='major', linestyle='-', linewidth='0.5', color='black')
723
724 ax1[1].grid(which='minor', linestyle=':', linewidth='0.25', color='black')
725 ax1[1].set_xlabel("$h_{\mathrm{C}}$ / m",ylabel="T / K")
726 ax1[1].set_yticks(np.arange(800, 1200+1, step=200), minor=False)
727 ax2.yaxis.set_minor_locator(AutoMinorLocator(5))
728 ax1[0].yaxis.set_minor_locator(AutoMinorLocator(5))
729 ax1[0].set_yticks(np.linspace(0, y, 5), minor=False)
730 ax2.set_yticks(np.linspace(0, 1, 5), minor=False)
731
732 ax1[1].legend(handles=[g3,g4,g5,g6,g7,g8,g9,g10],bbox_to_anchor=(0.5,
    -2.25),loc='lower center',fontsize=Fsize*.75,ncol=4,fancybox=False,
    shadow=False,facecolor='white', framealpha=1,handlelength=2.2,
    labelspacing=0.125)
733 ax1[0].set(ylabel="$\dot{n}_i$ / mol min$^{-1}$")
734
735 plt.savefig(titleg+'.pdf',bbox_inches = "tight") # Guarda las gráficas de
    acuerdo a los títulos establecidos

```

Bibliografía

- [1] Unidad de Planeación Minero Energética, *Balance Energético Colombiano-BECO*. dirección: <http://www1.upme.gov.co/InformacionCifras/Paginas/BECOCONSULTA.aspx> (visitado 02-11-2020).
- [2] Asociación Colombiana de Generadores de Energía Eléctrica, *Capacidad instalada en Colombia*, 2019. dirección: <https://www.acolgen.org.co> (visitado 05-10-2020).
- [3] Federación Nacional de Combustibles, *Información estadística sector biocombustibles: biodiesel*. dirección: http://www.fedebiocombustibles.com/v3/estadistica-mostrar_info-titulo-Biodiesel.htm (visitado 02-11-2020).
- [4] Federación Nacional de Combustibles, *Información estadística sector biocombustibles: bioetanol*. dirección: [https://www.fedebiocombustibles.com/estadistica-mostrar_info-titulo-Alcohol_Carburante_\(Etanol\).htm](https://www.fedebiocombustibles.com/estadistica-mostrar_info-titulo-Alcohol_Carburante_(Etanol).htm) (visitado 02-11-2020).
- [5] A. F. González, I. C. Jiménez, M. Rodríguez Susa, S. Restrepo y J. M. Gómez, «Biocombustibles de segunda generación y Biodiesel: Una mirada a la contribución de la Universidad de los Andes,» *Revista de Ingeniería*, n.º 28, págs. 70-82, 2008.
- [6] A. D. Pantoja Bucheli, J. C. Guerrero Ordoñez y J. F. Castillo Muñoz, «Metodología para el aprovechamiento de potencial energético con biomasa forestal en el departamento de Nariño: caso de estudio,» *Ingeniería Solidaria*, vol. 12, n.º 20, págs. 43-59, 2016, ISSN: 1900-3102. DOI: 10.16925/in.v19i20.1415.
- [7] J. F. Pérez, A. Melgar y P. N. Benjumea, «Effect of operating and design parameters on the gasification/combustion process of waste biomass in fixed bed downdraft reactors: An experimental study,» *Fuel*, vol. 96, págs. 487-496, 2012, ISSN: 00162361. DOI: 10.1016/j.fuel.2012.01.064.
- [8] F. M. Guangul, S. A. Sulaiman y A. Ramli, «Study of the effects of operating factors on the resulting producer gas of oil palm fronds gasification with a single throat downdraft gasifier,» *Renewable Energy*, vol. 72, págs. 271-283, 2014, ISSN: 18790682. DOI: 10.1016/j.renene.2014.07.022.
- [9] P. Acosta, L. Chipatecua y A. Lache, «Panorama en Colombia de la gasificación a partir de biomasa residual,» *Revista Semilleros*, vol. 2, n.º 1, págs. 75-84, 2016.

- [10] G. Camargo Vargas, É. Y. Peña Cabrera, M. A. Flórez Pereira, L. Vega y D. Zarate, «Evaluación de la eficiencia del proceso de gasificación, de los residuos maderables, individuales vs. mezcla en un gasificador de lecho fijo en el jardín botánico José Celestino Mutis de Bogotá,» *Ingenio Libre*, vol. 15, n.º 1, págs. 25-28, 2019, ISSN: 1692-0767. DOI: 10.18041/2322-8415/inge_libre.2017.v15n1.5183.
- [11] P. Basu, *Biomass Gasification, Pyrolysis and Torrefaction: Practical Design and Theory*. San Diego: Elsevier Inc., 2013, págs. 1-530, ISBN: 9780123964885. DOI: 10.1016/C2011-0-07564-6.
- [12] L. E. Cáceres Martínez, «Technical evaluation of available residual biomass in Colombia for its thermochemical conversion in fluidized bed reactors,» Tesis de maestría, Universidad Nacional de Colombia, Bogotá, 2018.
- [13] «Boletín Estadístico Forestal,» Ministerio de Agricultura y Desarrollo Rural, inf. téc., 2021. dirección: https://fedemaderas.org.co/wp-content/uploads/2021/11/BOLETIN_FORESTAL_SEPTIEMBRE_WEB1.pdf.
- [14] L. E. Cáceres Martínez, D. C. Guío-Pérez y S. L. Rincón-Prat, «Potencial energético teórico y técnico de biomasa residual disponible en Colombia para aprovechamiento en procesos de transformación termoquímica,» en *Tercer congreso de energía sostenible*, Bogotá, 2016, págs. 106-111, ISBN: 978-958-57711-2-3.
- [15] D. A. Torres Vélez y J. I. Del Valle, «Growth and yield modelling of *Acacia mangium* in Colombia,» *New Forests*, vol. 34, n.º 3, págs. 293-305, 2007. DOI: <https://doi.org/10.1007/s11056-007-9056-5>.
- [16] H. Krisnawati, M. Kallio y M. Kanninen, *Acacia mangium Willd.: ecology, silviculture and productivity*. Bogor Barat: CIFOR, 2011, ISBN: 9786028693370.
- [17] S. Lim, K. Gan e Y. Tan, *Properties of Acacia mangium planted in Peninsular Malaysia*. Kepong: ITTO Project on Improving Utilization y Value Adding of Plantation Timbers from Sustainable Sources in Malaysia, 2011, ISBN: 9789675221521.
- [18] P. Pillai, R. Pandalai, T. Dhamodaran y K. Sankaran, «Wood density and heartwood proportion in *Eucalyptus* trees from intensively-managed short-rotation plantations in Kerala, India,» *Journal of Tropical Forest Science*, vol. 25, n.º 2, págs. 220-227, 2013, ISSN: 01281283. dirección: <http://www.jstor.org/stable/23617037> (visitado 07-08-2022).
- [19] S. Rosso, G. I. B. d. Muniz, J. L. M. d. Matos, C. R. Haselein, P. R. G. Hein y M. d. C. Lopes, «Estimate of the density of *Eucalyptus grandis* W. Hill ex Maiden using near infrared spectroscopy,» *Cerne*, vol. 19, págs. 647-652, 2013. DOI: <https://doi.org/10.1590/S0104-77602013000400015>.
- [20] J. A. Espinoza, *Genetic Variation in Wood Density of *Gmelina arborea* planted on different sites in West Venezuela*, Tesis de maestría, Raleigh, 2003.

- [21] R. Moya y M. Tomazello Filho, «Wood density variation and tree ring demarcation in Gmelina Arborea tree using X-ray densitometry,» *Cerne*, vol. 15, n.º 1, págs. 092-100, 2009.
- [22] C. for Wood Anatomy Research, *Pinus patula (plantation)*, 2021. dirección: https://www.fpl.fs.fed.us/documnts/TechSheets/Chudnoff/TropAmerican/html_files/pinusplnew.html (visitado 05-10-2021).
- [23] A. Muneri y V. Balodis, «Variation in wood density and tracheid length in *Pinus patula* grown in Zimbabwe,» *Southern African Forestry Journal*, vol. 182, n.º 1, págs. 41-50, 1998. DOI: <https://doi.org/10.1080/10295925.1998.9631188>.
- [24] T. W. Database, *Teak*, 2021. dirección: <https://www.wood-database.com/teak/> (visitado 05-10-2021).
- [25] J. R. Moreno y R. M. Roque, «Propiedades físico-mecánicas de la madera de *Tectona grandis* Linn. F.(teca), proveniente de una plantación de ocho años de edad en Cochabamba, Bolivia,» *Revista Forestal Mesoamericana Kurú*, vol. 3, n.º 9, págs. 50-63, 2006.
- [26] E. Forestal, *Ficha Técnica N° 1: TECA*, 2021. dirección: <https://ecuadorforestal.org/fichas-tecnicas-de-especies-forestales/ficha-tecnica-no-1-teca/> (visitado 05-10-2021).
- [27] A. Koopmans y J. Koppejan, «Agricultural and forest residues-generation, utilization and availability,» *Regional consultation on modern applications of biomass energy*, vol. 6, pág. 10, 1997.
- [28] L. P. Bingham, «Opportunities for utilizing waste biomass for energy in Uganda,» Tesis de maestría, Institutt for energi-og prosessteknikk, Trondheim, 2004.
- [29] H. E. Hernández, *Atlas del potencial energético de la biomasa residual en Colombia*. Unidad de Planeación Minero Energética, 2010.
- [30] N. Rodríguez Valencia, «Experiencias recientes en el uso de los subproductos del café,» Centro nacional de investigaciones de café, Cenicafé, inf. téc., 2011. dirección: https://www.repic.ch/wp-content/uploads/2020/10/rk_kaffeeabfaelle_35_rodriguez.pdf.
- [31] V. Aristizábal Marulanda, Y. Chacón Perez y C. A. Cardona Alzate, «Chapter 3 - The biorefinery concept for the industrial valorization of coffee processing by-products,» en *Handbook of Coffee Processing By-Products*, C. M. Galanakis, ed., Academic Press, 2017, págs. 63-92, ISBN: 978-0-12-811290-8. DOI: <https://doi.org/10.1016/B978-0-12-811290-8.00003-7>.
- [32] N. RODRIGUEZ y D. Zambrano, «Los subproductos del café: fuente de energía renovable,» Centro Nacional de Investigaciones de Café (Cenicafé), inf. téc., 2013. dirección: <https://biblioteca.cenicafe.org/handle/10778/351>.

- [33] J. L. de Oliveira, J. N. da Silva, E. Graciosa Pereira, D. Oliveira Filho y D. Rizo Carvalho, «Characterization and mapping of waste from coffee and eucalyptus production in Brazil for thermochemical conversion of energy via gasification,» *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, vol. 21, págs. 52-58, 2013, ISSN: 1364-0321. DOI: <https://doi.org/10.1016/j.rser.2012.12.025>.
- [34] S. Garcia Freites, A. Welfle, A. Lea Langton, P. Gilbert y P. Thornley, «The potential of coffee stems gasification to provide bioenergy for coffee farms: a case study in the Colombian coffee sector,» *Biomass Conversion and Biorefinery*, vol. 10, n.º 4, págs. 1137-1152, 2020. DOI: <https://doi.org/10.1007/s13399-019-00480-8>.
- [35] C. L. Mendoza Martinez, E. P. Alves Rocha, A. de Cassia Oliveira Carneiro et al., «Characterization of residual biomasses from the coffee production chain and assessment the potential for energy purposes,» *Biomass and Bioenergy*, vol. 120, págs. 68-76, 2019, ISSN: 0961-9534. DOI: <https://doi.org/10.1016/j.biombioe.2018.11.003>.
- [36] N. Romo Ortega, A. F. Toro, L. M. F. Pardo y A. C. Velasco, «Evaluación de las propiedades fisicoquímicas y térmicas de tallos de café y su análisis económico para la producción de pellets como biocombustible sólido,» *Ingeniería de recursos naturales y del ambiente*, n.º 10, págs. 79-91, 2011. dirección: <https://www.redalyc.org/pdf/2311/231122666007.pdf>.
- [37] V. Ferreira Leitao, L. M. F. Gottschalk, M. A. Ferrara, A. L. Nepomuceno, H. B. C. Molinari y E. P. Bon, «Biomass residues in Brazil: availability and potential uses,» *Waste and Biomass Valorization*, vol. 1, n.º 1, págs. 65-76, 2010. DOI: <https://doi.org/10.1007/s12649-010-9008-8>.
- [38] R. P. Beeharry, «Extended sugarcane biomass utilisation for exportable electricity production in Mauritius,» *Biomass and Bioenergy*, vol. 11, n.º 6, págs. 441-449, 1996, ISSN: 0961-9534. DOI: [https://doi.org/10.1016/S0961-9534\(96\)00050-5](https://doi.org/10.1016/S0961-9534(96)00050-5).
- [39] Y. Zhang, A. E. Ghaly y B. Li, «Physical Properties of Corn Residues,» *American Journal of Biochemistry and Biotechnology*, vol. 8, n.º 2, págs. 44-53, 2012. DOI: [10.3844/ajbbbsp.2012.44.53](https://doi.org/10.3844/ajbbbsp.2012.44.53).
- [40] H. Huang, D. Faulkner, L. Berger, S. Eckhoff et al., «Harvest date influence on dry matter yield and moisture of corn and stover.,» *Transactions of the ASABE*, vol. 55, n.º 2, págs. 593-598, 2012. dirección: <https://elibrary.asabe.org/abstract.asp?aid=41360>.
- [41] O. Ioannidou, A. Zabaniotou, E. Antonakou, K. Papazisi, A. Lappas y C. Athanasiou, «Investigating the potential for energy, fuel, materials and chemicals production from corn residues (cobs and stalks) by non-catalytic and catalytic pyrolysis in two reactor configurations,» *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, vol. 13, n.º 4, págs. 750-762, 2009, ISSN: 1364-0321. DOI: <https://doi.org/10.1016/j.rser.2008.01.004>.

- [42] M. Aseffe, R. Lesme Jaén, L. O. OlivaRuiz, A. Martínez González, S. Lora y E. Eduardo, «Análisis de ciclo de vida del aprovechamiento energético de los residuos (tusa) de la cosecha de maíz (*Zea mays*) en la provincia de Los Ríos, Ecuador,» *Tecnología Química*, vol. 39, n.º 3, págs. 655-672, 2019. dirección: http://scielo.sld.cu/scielo.php?pid=S2224-61852019000300655&script=sci_arttext&tlng=en.
- [43] J. D. Rhenals Julio y M. L. Torres Montes, «Análisis exergoeconómico de la gasificación de tusa de maíz empleando vapor de agua como agente gasificante, integrado a un sistema de generación de potencia,» Tesis de grado, Universidad de Córdoba, Montería.
- [44] A. H. R. Aljuboori, «Oil palm biomass residue in Malaysia: availability and sustainability,» *International Journal of Biomass and Renewables*, vol. 2, n.º 1, págs. 13-18, 2013. dirección: <https://myjms.mohe.gov.my/index.php/ijbr/article/view/13850>.
- [45] N. Hamzah, K. Tokimatsu y K. Yoshikawa, «Solid Fuel from Oil Palm Biomass Residues and Municipal Solid Waste by Hydrothermal Treatment for Electrical Power Generation in Malaysia: A Review,» *Sustainability*, vol. 11, n.º 4, 2019, ISSN: 2071-1050. DOI: 10.3390/su11041060.
- [46] Z. Recebli, S. Selimli, M. Ozkaymak y O. Gonc, «Biogas production from animal manure,» *Journal of Engineering Science and Technology*, vol. 10, n.º 6, págs. 722-729, 2015. dirección: [http://jestec.taylors.edu.my/Vol1%2010%20issue%206%20June%202015/Volume%20\(10\)%20Issue%20\(6\)%20722-729.pdf](http://jestec.taylors.edu.my/Vol1%2010%20issue%206%20June%202015/Volume%20(10)%20Issue%20(6)%20722-729.pdf).
- [47] L. Guo Guo, «Potential of biogas production from livestock manure in China,» Tesis de maestría, Chalmers University of Technology, Göteborg, 2010. dirección: <https://publications.lib.chalmers.se/records/fulltext/155056.pdf>.
- [48] C. M. Williams, «Gestión de residuos de aves de corral en los países en desarrollo,» *Revisión del desarrollo avícola*, pág. 48, 2013. dirección: <https://www.fao.org/3/i3531s/i3531s.pdf#page=54>.
- [49] J. P. Chastain, J. J. Camberato y P. Skewes, *Poultry Training Manual*, 1.^a ed., Clemson University, Carolina del sur, 2003. dirección: https://www.clemson.edu/extension/camm/manuals/poultry/pch3b_00.pdf.
- [50] G. MALONE, P. ALLEN, G. CHALOUPKA y W. RITTER, «Recycled Paper Products as Broiler Litter1,» *Poultry Science*, vol. 61, n.º 11, págs. 2161-2165, 1982, ISSN: 0032-5791. DOI: <https://doi.org/10.3382/ps.0612161>.
- [51] F. Ponce Arrieta, E. Silva Lora, E. Yáñez y E. Castillo, «Potencial de cogeneración de energía eléctrica en la agroindustria colombiana de aceite de palma: tres estudios de casos,» *Palmas*, vol. 29, n.º 4, págs. 59-71, 2009.

- [52] «Las cifras del sector agroindustrial de la caña de azúcar colombiano y la producción de BioEtanol a base de caña de azúcar,» Asocaña, inf. téc., 2017. dirección: <https://www.asocana.org/documentos/562017-ED2FFB51-00FF00,000A000,878787,C3C3C3,0F0F0F,B4B4B4,FF00FF,2D2D2D.pdf>.
- [53] L. A. C. Pinilla, V. D. Páez y V. J. Medina, «Transformación del tamo de arroz a papel ecológico como estrategia de sostenibilidad ambiental,» *Revista Agropecuaria y Agroindustrial La Angostura*, vol. 6, n.º 1, págs. 60-66, 2019. DOI: <https://doi.org/10.24236/24220493.n6.2019.7>.
- [54] F. N. de Arroceros (Fedearroz), *Área, producción y rendimiento*, 2022. dirección: <https://www.fedearroz.com.co/es/fondo-nacional-del-arroz/investigaciones-economicas/estadisticas-arroceras/area-produccion-y-rendimiento/> (visitado 24-08-2022).
- [55] F. N. de Cafeteros (Fedecafé), *Precios, área y producción del café*, 2022. dirección: <https://federaciondefcafeteros.org/wp/estadisticas-cafeteras/> (visitado 24-08-2022).
- [56] «Informe anual,» Sector Agroindustrial de la Caña (Asocaña), inf. téc., 2022. dirección: <http://www.asocana.org/documentos/672022-B663EF18-00FF00,000A000,878787,C3C3C3,0F0F0F,B4B4B4,FF00FF,FFFFFF,2D2D2D,A3C4B5.pdf>.
- [57] «Cadena agroindustrial de la panela,» Ministerio de Agricultura y Desarrollo Rural, inf. téc., 2022. dirección: <https://sioc.minagricultura.gov.co/Panela/Documentos/2021-06-30%20Cifras%20Sectoriales.pdf>.
- [58] L. y. S. (Federación Nacional de Cultivadores de Cereales, *Área, producción y rendimiento (APR)*, 2022. dirección: <https://fenalce.co/estadisticas/> (visitado 24-08-2022).
- [59] F. N. de Cultivadores de Palma de Aceite (Fedepalma), *Comportamiento histórico de la producción de fruto de palma*, 2022. dirección: <http://sispa.fedepalma.org/sispaweb/> (visitado 24-08-2022).
- [60] D. M. Ruiz, «El mercado de la genética,» *Avicultores*, vol. 287, 2022, ISSN: 0121-1358. dirección: <https://fenavi.org/wp-content/uploads/2022/03/revista-287.pdf>.
- [61] L. E. Cáceres-Martínez, D. C. Guío-Pérez y S. L. Rincón-Prat, «Significance of the particle physical properties and the Geldart group in the use of correlations for the prediction of minimum fluidization velocity of biomass-sand binary mixtures,» *Biomass Conversion and Biorefinery*, págs. 1-17, 2021, ISSN: 2190-6823. DOI: 10.1007/s13399-020-01189-9.
- [62] P. McKendry, «Energy production from biomass (part 1): overview of biomass,» *Bioresource Technology*, vol. 83, n.º 1, págs. 37-46, 2002, Reviews Issue, ISSN: 0960-8524. DOI: [https://doi.org/10.1016/S0960-8524\(01\)00118-3](https://doi.org/10.1016/S0960-8524(01)00118-3).

- [63] S. V. Vassilev, C. G. Vassileva y V. S. Vassilev, «Advantages and disadvantages of composition and properties of biomass in comparison with coal: An overview,» *Fuel*, vol. 158, págs. 330-350, 2015, ISSN: 0016-2361. DOI: <https://doi.org/10.1016/j.fuel.2015.05.050>.
- [64] S. Rincón, A. Gómez y W. Klose, *Gasificación de biomasa residual de procesamiento agroindustrial*. Kassel: kassel university press GmbH, 2011.
- [65] P. McKendry, «Energy production from biomass (part 2): Conversion technologies,» *Bioresource Technology*, vol. 83, n.º 1, págs. 47-54, 2002, ISSN: 09608524. DOI: 10.1016/S0960-8524(01)00119-5.
- [66] C. M. Fernández, M. J. Ramos, Á. Pérez y J. F. Rodríguez, «Production of biodiesel from winery waste: Extraction, refining and transesterification of grape seed oil,» *Bioresource Technology*, vol. 101, n.º 18, págs. 7019-7024, 2010, ISSN: 0960-8524. DOI: <https://doi.org/10.1016/j.biortech.2010.04.014>.
- [67] T. Bhaskar y A. Pandey, «Advances in Thermochemical Conversion of Biomass - Introduction,» en *Recent Advances in Thermochemical Conversion of Biomass*, San Diego: Elsevier Inc., 2015, cap. 1, págs. 3-30, ISBN: 9780444632906. DOI: 10.1016/B978-0-444-63289-0.00001-6.
- [68] D. Castello, T. H. Pedersen y L. A. Rosendahl, «Continuous hydrothermal liquefaction of biomass: A critical review,» *Energies*, vol. 11, n.º 11, pág. 3165, 2018, ISSN: 19961073. DOI: 10.3390/en11113165.
- [69] D. Reißmann, «Hydrothermal processing of biogenic residues in Germany,» Tesis doct., Universität Leipzig, Leipzig, 2020.
- [70] G. Angela, «Estudio termoquímico y cinético de la pirolisis de residuos sólidos urbanos,» Tesis de doctorado, Universidad de Alicante, Alicante, 1993.
- [71] Y. A. Situmorang, Z. Zhao, A. Yoshida, A. Abudula y G. Guan, «Small-scale biomass gasification systems for power generation (<200 kW class): A review,» *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, vol. 117, 2020, ISSN: 18790690. DOI: 10.1016/j.rser.2019.109486.
- [72] N. B. Klinghoffer y M. J. Castaldi, «Gasification and pyrolysis of municipal solid waste (MSW),» en *Waste to Energy Conversion Technology*, Oxford: Woodhead Publishing, 2013, cap. 9, págs. 146-176, ISBN: 9780857090119. DOI: 10.1533/9780857096364.2.146.
- [73] A. Molino, S. Chianese y D. Musmarra, «Biomass gasification technology: The state of the art overview,» *Journal of Energy Chemistry*, vol. 25, n.º 1, págs. 10-25, 2016, ISSN: 20954956. DOI: 10.1016/j.jechem.2015.11.005.

- [74] P. McKendry, «Energy production from biomass (part 3): Gasification technologies,» *Bioresource Technology*, vol. 83, n.º 1, págs. 55-63, 2002, ISSN: 09608524. DOI: 10.1016/S0960-8524(01)00120-1.
- [75] J. F. Vélez, F. Chejne, C. F. Valdés, E. J. Emery y C. A. Londoño, «Co-gasification of Colombian coal and biomass in fluidized bed: An experimental study,» *Fuel*, vol. 88, n.º 3, págs. 424-430, 2009, ISSN: 00162361. DOI: 10.1016/j.fuel.2008.10.018.
- [76] D. S. Pandey, M. Kwapinska, A. Gómez-Barea et al., «Poultry Litter Gasification in a Fluidized Bed Reactor: Effects of Gasifying Agent and Limestone Addition,» *Energy and Fuels*, vol. 30, n.º 4, págs. 3085-3096, 2016, ISSN: 15205029. DOI: 10.1021/acs.energyfuels.6b00058.
- [77] M. Jewiarz, M. Wróbel, K. Mudryk y S. Szufa, «Impact of the Drying Temperature and Grinding Technique on Biomass Grindability,» *Energies*, vol. 13, n.º 13, 2020, ISSN: 1996-1073. DOI: 10.3390/en13133392.
- [78] T. B. Reed y A. Das, *Handbook of biomass downdraft gasifier engine systems*. Biomass Energy Foundation, 1988.
- [79] L. Richard y P. Fosgitt, «Gasification using rotary kiln technology,» Cirque Energy, LLC, inf. téc., 2010.
- [80] M. Asadullah, «Biomass gasification gas cleaning for downstream applications: A comparative critical review,» *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, vol. 40, págs. 118-132, 2014, ISSN: 1364-0321. DOI: <https://doi.org/10.1016/j.rser.2014.07.132>.
- [81] Prabhansu, M. K. Karmakar, P. Chandra y P. K. Chatterjee, «A review on the fuel gas cleaning technologies in gasification process,» *Journal of Environmental Chemical Engineering*, vol. 3, n.º 2, págs. 689-702, 2015, ISSN: 2213-3437. DOI: <https://doi.org/10.1016/j.jece.2015.02.011>.
- [82] S. Anis y Z. A. Zainal, «Tar reduction in biomass producer gas via mechanical, catalytic and thermal methods: A review,» *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, vol. 15, n.º 5, págs. 2355-2377, 2011, ISSN: 13640321. DOI: 10.1016/j.rser.2011.02.018.
- [83] S. Thapa, P. R. Bhoi, A. Kumar y R. L. Huhnke, «Effects of Syngas Cooling and Biomass Filter Medium on Tar Removal,» *Energies*, vol. 10, n.º 3, 2017, ISSN: 1996-1073. DOI: 10.3390/en10030349.
- [84] L. Mendoza, S. Rincón y A. Gómez, *Tratamiento térmico de biosólidos para aplicaciones energéticas*. Kassel: kassel university press GmbH, 2019.
- [85] L. Gutierrez, D. Guío Pérez y S. L. Rincón Prat, «Thermodynamic study of residual biomass gasification with air and steam,» (31 de ago.-2 de sep. de 2017), Rhodas, Grecia.

- [86] C. Gai e Y. Dong, «Experimental study on non-woody biomass gasification in a down-draft gasifier,» *International Journal of Hydrogen Energy*, vol. 37, n.º 6, págs. 4935-4944, 2012. DOI: [10.1016/j.ijhydene.2011.12.031](https://doi.org/10.1016/j.ijhydene.2011.12.031).
- [87] A. L. Galindo, E. S. Lora, R. V. Andrade, S. Y. Giraldo, R. L. Jaén y V. M. Cobas, «Biomass gasification in a downdraft gasifier with a two-stage air supply: Effect of operating conditions on gas quality,» *Biomass and Bioenergy*, vol. 61, págs. 236-244, 2014, ISSN: 0961-9534. DOI: <https://doi.org/10.1016/j.biombioe.2013.12.017>.
- [88] S. Bhattacharya, S. Shwe Hla y H.-L. Pham, «A study on a multi-stage hybrid gasifier-engine system,» *Biomass and Bioenergy*, vol. 21, n.º 6, págs. 445-460, 2001, ISSN: 0961-9534. DOI: [https://doi.org/10.1016/S0961-9534\(01\)00048-4](https://doi.org/10.1016/S0961-9534(01)00048-4).
- [89] Y. Ueki, T. Torigoe, H. Ono, R. Yoshiie, J. H. Kihedu e I. Naruse, «Gasification characteristics of woody biomass in the packed bed reactor,» *Proceedings of the Combustion Institute*, vol. 33, n.º 2, págs. 1795-1800, 2011, ISSN: 1540-7489. DOI: <https://doi.org/10.1016/j.proci.2010.07.080>.
- [90] P. Bhoi, R. Singh, A. Sharma y S. Patel, «Performance evaluation of open core gasifier on multi-fuels,» *Biomass and Bioenergy*, vol. 30, n.º 6, págs. 575-579, 2006, ISSN: 0961-9534. DOI: <https://doi.org/10.1016/j.biombioe.2005.12.006>.
- [91] H. Olgun, S. Ozdogan y G. Yinesor, «Results with a bench scale downdraft biomass gasifier for agricultural and forestry residues,» *Biomass and Bioenergy*, vol. 35, n.º 1, págs. 572-580, 2011, ISSN: 09619534. DOI: [10.1016/j.biombioe.2010.10.028](https://doi.org/10.1016/j.biombioe.2010.10.028).
- [92] N. Striugas, K. Zakarauskas, A. Džiugys, R. Navakas y R. Paulauskas, «An evaluation of performance of automatically operated multi-fuel downdraft gasifier for energy production,» *Applied Thermal Engineering*, vol. 73, págs. 1151-1159, dic. de 2014. DOI: [10.1016/j.applthermaleng.2014.09.007](https://doi.org/10.1016/j.applthermaleng.2014.09.007).
- [93] F. M. Guangul, S. A. Sulaiman y A. Ramli, «Gasifier selection, design and gasification of oil palm fronds with preheated and unheated gasifying air,» *Bioresource Technology*, vol. 126, págs. 224-232, 2012, *Advances in Biological Waste Treatment and Bioconversion Technologies*, ISSN: 0960-8524. DOI: <https://doi.org/10.1016/j.biortech.2012.09.018>.
- [94] J. Nisamaneenate, D. Atong, P. Sornkade y V. Sricharoenchaikul, «Fuel gas production from peanut shell waste using a modular downdraft gasifier with the thermal integrated unit,» *Renewable Energy*, vol. 79, págs. 45-50, 2015, *Selected Papers on Renewable Energy: AFORE 2013*, ISSN: 0960-1481. DOI: <https://doi.org/10.1016/j.renene.2014.09.046>.

- [95] W. Chen, K. Annamalai, R. J. Ansley y M. Mirik, «Updraft fixed bed gasification of mesquite and juniper wood samples,» *Energy*, vol. 41, n.º 1, págs. 454-461, 2012, 23rd International Conference on Efficiency, Cost, Optimization, Simulation and Environmental Impact of Energy Systems, ECOS 2010, ISSN: 0360-5442. DOI: <https://doi.org/10.1016/j.energy.2012.02.052>.
- [96] N. Cerone, F. Zimbardi, L. Contuzzi, J. Baleta, D. Cerinski y R. Skvorčinskienė, «Experimental investigation of syngas composition variation along updraft fixed bed gasifier,» *Energy Conversion and Management*, vol. 221, pág. 113 116, 2020, ISSN: 0196-8904. DOI: <https://doi.org/10.1016/j.enconman.2020.113116>.
- [97] T. Reed, R. Walt, S. Ellis, A. Das y S. Deutche, «Superficial velocity - The key to downdraft gasification,» *Fourth Biomass Conference of the Americas*, págs. 1-8, ene. de 1999.
- [98] P. Plis y R. Wilk, «Theoretical and experimental investigation of biomass gasification process in a fixed bed gasifier,» *Energy*, vol. 36, n.º 6, págs. 3838-3845, 2011, ECOS 2009, ISSN: 0360-5442. DOI: <https://doi.org/10.1016/j.energy.2010.08.039>.
- [99] S. K. Bhatia y D. Perlmutter, «A random pore model for fluid-solid reactions: I. Isothermal, kinetic control,» *AIChE Journal*, vol. 26, n.º 3, págs. 379-386, 1980. DOI: <https://doi.org/10.1002/aic.690260308>.
- [100] A. Gómez, W. Klose y S. Rincón, *Pirólisis de biomasa: cuesco de palma de aceite*. Kassel: kassel university press GmbH, 2008.
- [101] D. F. Flórez Ramos, «Obtención de gas de síntesis a partir de la gasificación de cuesco de palma de aceite peletizado,» Tesis de maestría, Universidad Nacional de Colombia, Bogotá, 2016.
- [102] W.-T. Tsai y S.-C. Liu, «Effect of temperature on thermochemical property and true density of torrefied coffee residue,» *Journal of Analytical and Applied Pyrolysis*, vol. 102, págs. 47-52, 2013, ISSN: 0165-2370. DOI: <https://doi.org/10.1016/j.jaap.2013.04.003>.
- [103] J. A. Suarez, «Physical properties of Cuban coffee husk for use as an energy source,» *Energy sources*, vol. 25, n.º 10, págs. 953-959, 2003.
- [104] A. Schwabauer, M. Mancini, Y. Poyraz y R. Weber, «On the Mathematical Modelling of a Moving-Bed Counter-Current Gasifier Fuelled with Wood-Pellets,» *Energies*, vol. 14, n.º 18, 2021, ISSN: 1996-1073. DOI: [10.3390/en14185840](https://doi.org/10.3390/en14185840).
- [105] C. Di Blasi, «Modeling wood gasification in a countercurrent fixed-bed reactor,» *AIChE Journal*, vol. 50, n.º 9, págs. 2306-2319, 2004. DOI: <https://doi.org/10.1002/aic.10189>.
- [106] A. Gómez Mejía, «Zur Teilvergasung von Biomasse im Drehrohrreaktor,» Tesis de doctorado, Universidad de Kassel, Kassel, 2006.

- [107] D. M. Earp, «Gasification of biomass in a downdraft reactor,» Tesis de doctorado, Universidad de Aston, Birmingham, 1988.
- [108] S. Channiwala, «On the biomass gasification process,» Tesis de doctorado, Indian Institute of Technology, Bombay, 1992.
- [109] A. Gendek, M. Aniszewska y K. Chwedoruk, «Bulk density of forest energy chips,» 2016. dirección: <https://depot.ceon.pl/handle/123456789/11535>.
- [110] J. S. Tumuluru, «Specific energy consumption and quality of wood pellets produced using high-moisture lodgepole pine grind in a flat die pellet mill,» *Chemical Engineering Research and Design*, vol. 110, págs. 82-97, 2016, 7th International Granulation Workshop, 2015, ISSN: 0263-8762. DOI: <https://doi.org/10.1016/j.cherd.2016.04.007>.
- [111] A. Kraszkiewicz, M. Kachel-Jakubowska, I. Niedziółka et al., «Impact of various kinds of straw and other raw materials on physical characteristics of pellets,» *Rocznik Ochrona Środowiska*, vol. 19, págs. 270-287, 2017. dirección: [http://yadda.icm.edu.pl/baztech/element/bwmeta1.element.baztech-cc21639b-ac5e-41d3-96b5-d0c4920d69a4](http://yadda.icm.edu.pl/baztech/element/bwmeta1.element/baztech-cc21639b-ac5e-41d3-96b5-d0c4920d69a4).
- [112] J. McMullen, O. Fasina, W. Wood, Y. Feng y G. Mills, «Physical characteristics of pellets from poultry litter,» en *2004 ASAE Annual Meeting*, American Society of Agricultural y Biological Engineers, 2004, pág. 1. DOI: [10.13031/2013.16916](https://doi.org/10.13031/2013.16916).
- [113] N. Cerone y F. Zimbardi, «Gasification of Agroresidues for Syngas Production,» *Energies*, vol. 11, n.º 5, 2018, ISSN: 1996-1073. DOI: [10.3390/en11051280](https://doi.org/10.3390/en11051280).
- [114] C. Mandl, I. Obernberger y F. Biedermann, «Modelling of an updraft fixed-bed gasifier operated with softwood pellets,» *Fuel*, vol. 89, n.º 12, págs. 3795-3806, 2010, ISSN: 0016-2361. DOI: <https://doi.org/10.1016/j.fuel.2010.07.014>.
- [115] A. Susastriawan, H. Saptoadi y Purnomo, «Comparison of the gasification performance in the downdraft fixed-bed gasifier fed by different feedstocks: Rice husk, sawdust, and their mixture,» *Sustainable Energy Technologies and Assessments*, vol. 34, págs. 27-34, 2019, ISSN: 2213-1388. DOI: <https://doi.org/10.1016/j.seta.2019.04.008>.
- [116] S. S. Thanapal, K. Annamalai, J. M. Sweeten y G. Gordillo, «Fixed bed gasification of dairy biomass with enriched air mixture,» *Applied Energy*, vol. 97, págs. 525-531, 2012, Energy Solutions for a Sustainable World - Proceedings of the Third International Conference on Applied Energy, May 16-18, 2011 - Perugia, Italy, ISSN: 0306-2619. DOI: <https://doi.org/10.1016/j.apenergy.2011.11.072>.

- [117] B. Pathak, D. Kapatel, P. Bhoi, A. Sharma y D. Vyas, «Design and development of sand bed filter for upgrading producer gas to IC engine quality fuel,» *International Energy Journal*, vol. 8, n.º 1, 2007. dirección: <http://rericjournal.ait.ac.th/index.php/reric/article/view/172>.
- [118] S. Thapa, N. Indrawan, P. R. Bhoi, A. Kumar y R. L. Huhnke, «Tar reduction in biomass syngas using heat exchanger and vegetable oil bubbler,» *Energy*, vol. 175, págs. 402-409, 2019, ISSN: 0360-5442. DOI: <https://doi.org/10.1016/j.energy.2019.03.045>.
- [119] W. Eisermann, P. Johnson y W. Conger, «Estimating thermodynamic properties of coal, char, tar and ash,» *Fuel Processing Technology*, vol. 3, n.º 1, págs. 39-53, 1980, ISSN: 0378-3820. DOI: [https://doi.org/10.1016/0378-3820\(80\)90022-3](https://doi.org/10.1016/0378-3820(80)90022-3).
- [120] X. Li, J. Grace, C. Lim, A. Watkinson, H. Chen y J. Kim, «Biomass gasification in a circulating fluidized bed,» *Biomass and Bioenergy*, vol. 26, n.º 2, págs. 171-193, 2004, ISSN: 0961-9534. DOI: [https://doi.org/10.1016/S0961-9534\(03\)00084-9](https://doi.org/10.1016/S0961-9534(03)00084-9).
- [121] D. A. Tibocha Guzman, *Fluid-dynamic analysis of a fluidized bed reactor*, Tesis de maestría, Bogotá, 2018.
- [122] N. H. Company, *Application Selections: Agitator type*, 2022. dirección: <https://www.nbe-inc.com/processing-systems/agitator-hopper-conveyors> (visitado 03-05-2022).
- [123] P. G. M. G. bibinitperiod Co., *Special designs of screw feeders for uniform dosing*, 2022. dirección: <https://www.dosierschnecken.com/en/products/dosing-screws-with-fluidisation> (visitado 03-05-2022).
- [124] Archimedys, *Modular auger for bulk handling*. Saint Quentin: Archimedys, 2012.
- [125] J. Barco Burgos, «Gasificación de cuesco de palma para la obtención de gas combustible en un reactor de lecho fijo,» Tesis de maestría, Universidad Nacional de Colombia, Bogotá, 2015.
- [126] A. C. Solé, *Instrumentación industrial*. Marcombo, 2005.
- [127] L. E. García Fernández, «Obtención de gas combustible a partir de la gasificación de biomasa en un reactor de lecho fijo,» Tesis de maestría, Universidad Nacional de Colombia, Bogotá, 2011.
- [128] E. Cao, *Heat Transfer in Process Engineering*, 1.ª ed. New York: McGraw-Hill Education, 2010, ISBN: 9780071624084.
- [129] R. Rameshkumar y K. Mayilsamy, «A Novel Compact Bio-filter System for a Down-draft Gasifier: An Experimental Study,» *AASRI Procedia*, vol. 3, págs. 700-706, 2012, Conference on Modelling, Identification and Control, ISSN: 2212-6716. DOI: <https://doi.org/10.1016/j.aasri.2012.11.111>.

-
- [130] H. Mukunda, S. Dasappa, P. Paul, N. Rajan y U. Shrinivasa, «Gasifiers and combustors for biomass – technology and field studies,» *Energy for Sustainable Development*, vol. 1, n.º 3, págs. 27-38, 1994, ISSN: 0973-0826. DOI: [https://doi.org/10.1016/S0973-0826\(08\)60047-2](https://doi.org/10.1016/S0973-0826(08)60047-2).