



UNIVERSIDAD NACIONAL DE COLOMBIA

GASIFICACIÓN DE CUESCO DE PALMA PARA LA OBTENCIÓN DE GAS COMBUSTIBLE EN UN REACTOR DE LECHO FIJO

JIMMY BARCO BURGOS

Universidad Nacional de Colombia
Facultad de Ingeniería, Departamento de Ingeniería Mecánica y Mecatrónica
Bogotá, Colombia
2015

GASIFICACIÓN DE CUESCO DE PALMA PARA LA OBTENCIÓN DE GAS COMBUSTIBLE EN UN REACTOR DE LECHO FIJO

JIMMY BARCO BURGOS

Tesis presentada como requisito parcial para optar al título de:

Magister en Ingeniería Mecánica

Directora:

Dr. -Ing. Sonia Lucia Rincón Prat

Línea de Investigación:

Conversión termoquímica de biomasa

Grupo de Investigación:

Biomasa y Optimización Térmica de Procesos- BIOT

Universidad Nacional de Colombia
Facultad de Ingeniería, Departamento de Ingeniería Mecánica y Mecatrónica
Bogotá, Colombia
2015

Agradecimientos

A la Universidad Nacional de Colombia, por el apoyo financiero y el espacio ofrecido para el desarrollo de este trabajo.

A la Dr.-Ing. Sonia Rincón por su asesoramiento y retroalimentación.

A los compañeros del grupo de investigación BIOT y amigos por las sugerencias y colaboración.

A mi familia y amigos cercanos por su apoyo en los momentos críticos.

Resumen

En el presente trabajo se realiza la puesta en funcionamiento de un gasificador de lecho fijo con calentamiento indirecto a escala piloto de laboratorio, según las condiciones de procesamiento requeridas para la gasificación de cuesco de palma de aceite para la obtención de gas combustible. Se realiza la caracterización de la materia prima y se realiza diagnóstico detallado de fallas en el equipo, se analizan las causas y se implementan mejoras de diseño que garanticen el funcionamiento. Se explican detalladamente las variables del proceso y la descripción de funcionamiento.

Se analizan los parámetros del proceso de gasificación a través de la implementación de un modelo de equilibrio termodinámico que incluye en su análisis la presencia de alquitranes en los gases generados, los resultados logrados se comparan con los resultados experimentales obtenidos.

Se realizan dos corridas experimentales de gasificación con alimentación en continuo de cuesco de palma, con el fin de demostrar el correcto funcionamiento del equipo, que es posible alcanzar condiciones estables de operación para la generación de gas de síntesis.

Palabras clave: (Biomasa residual, gasificación, pirólisis, diseño, procedimiento, palma de aceite, modelo termodinámico).

Abstract

In this work the gasifier with indirect heating laboratory pilot scale it is put into operation, according to the processing conditions required for the gasification of palm oil shell to get fuel gas. The characterization of raw material and the failure recognition is made. The causes of failure are analyzed and the design improvements to ensure the operation are implemented. The process variables and description of operation are explained in detail.

The parameters of the gasification process are analyzed by implementing of a thermodynamic equilibrium model this includes in its analysis the presence of tars in the syngas, the results obtained are compared with experimental results.

Two experimental tests gasification were done with the continuous feeding of palm oil shell. The objective was to achieve the correct operation and it is possible to achieve stable conditions for the syngas generation.

Keywords: Residual biomass, gasification, pyrolysis, design, process, oil palm, thermodynamic model

Contenido

	Pág.
Resumen	VI
Lista de figuras	9
Lista de tablas	11
Lista de Símbolos y abreviaturas	12
Introducción	15
1. Planteamiento del problema	18
1.1 Biomasa como fuente de energía	18
1.2 Cuesco de palma de aceite	19
1.3 Procesos de conversión de la biomasa.....	22
1.4 Gasificación de Biomasa	25
2. Descripción del proceso de gasificación	28
2.1 Secado	28
2.2 Pirólisis	28
2.3 Gasificación u oxidación parcial.....	30
2.4 Gasificación de biomasa con vapor de agua.....	33
3. Modelo de equilibrio termodinámico	36
3.1 Modelos matemáticos del proceso de Gasificación.....	37
3.2 Modelo seleccionado	38
3.3 Formulación del modelo matemático	39
3.4 Resultados y análisis	44
4. Sección experimental	47
4.1 Antecedentes condición de operación.	47
4.2 Pruebas Preliminares.....	50
4.3 Adecuaciones realizadas con base en las pruebas preliminares	52
4.4 Montaje final del equipo gasificador	63
4.4.1 Reactor	63
4.4.2 Sistema de alimentación	67
4.4.3 Sistema de recolección de condensados	68
4.4.4 Sistemas Auxiliares	70
4.4.5 Descripción del proceso y plan experimental	75
4.5 Método de análisis para la composición volumétrica del gas de síntesis	82
4.6 Contenido energético de la mezcla de gases combustibles	83
4.7 Balance de materia del proceso de gasificación.	83
5. Resultados y discusión	85
5.1 Prueba de gasificación.....	85
6. Comparación de resultados y perspectivas	99
7. Conclusiones y recomendaciones	102

7.1	Conclusiones.....	102
7.2	Recomendaciones.....	103
	Bibliografía	104

Lista de figuras

Figura 1: Tipos y partes del fruto de palma de aceite [4].	19
Figura 2: Rutas de Conversión de Biomasa (elaboración propia).	22
Figura 3: Aplicaciones del gas de síntesis producto de la gasificación de biomasa [28].	24
Figura 4: Mapa de gasificadores instalados en el mundo [30].	25
Figura 5: Capacidad de gasificación por región geográfica [30].	26
Figura 6: Pirólisis de una partícula de biomasa [7][36].	29
Figura 7: Clasificación de equipos de procesamiento (elaboración propia).	31
Figura 8: Esquema tipos de gasificadores. a: Gasificador por flujo de arrastre, b: Gasificador de lecho fluidizado, c: Gasificador de lecho fijo en contracorriente [9]	33
Figura 9: Diagrama de flujo cálculo de composición de gases.	43
Figura 10: Composición del gas obtenido con relación vapor/biomasa=0.3.	45
Figura 11: Composición del gas obtenido con vapor/biomasa=0.5.	46
Figura 12: Composición del gas obtenido con vapor/biomasa=0.7.	46
Figura 13: Esquema inicial sistema de gasificación [37].	48
Figura 14 Posición termoelementos y partes del reactor [37].	49
Figura 15 : Descripción inicial componente inferior del reactor [37].	49
Figura 16 Descripción disposición termoelementos [37].	50
Figura 17: Modificación depósito de cenizas, construcción implementada (derecha) y diseño inicial (izquierda), medidas (mm), Fuente propia.	52
Figura 18: Diagrama causa-efecto gasificador de lecho fijo, fuente propia.	61
Figura 20: Ducto salida de gases [37].	64
Figura 21: Parte intermedia del reactor [37].	65
Figura 22: Parte exterior del reactor [37].	66
Figura 23: Tapa superior del reactor.	67
Figura 24: Sistema de alimentación.	67
Figura 25: Caracterización tornillo de alimentación de cuesco de palma.	68
Figura 26: Sistema de recolección de condensados.	69
Figura 27: Sistema de control de temperatura para ducto salida de gases.	70
Figura 28: Sistema de recolección de muestra de gas de síntesis y alquitranes.	71
Figura 29: Configuración de botellas para recolección de muestra de alquitranes.	72
Figura 30: Sistema de control de nivel de biomasa.	73
Figura 31: Tablero de control sistema de nivel.	74
Figura 32: Esquema funcionamiento vástago sensado de nivel de biomasa.	74
Figura 33: Configuración de termoelementos.	77
Figura 34: Esquema del sistema de gasificación.	79

Figura 35: Módulos experimentales desarrollados en el presente trabajo.	81
Figura 36: Diagrama del flujo de materia en el proceso de gasificación.	84
Figura 37: Perfiles de temperatura y presión prueba experimental PG1.....	87
Figura 38: Concentración volumétrica de cada especie del gas de síntesis prueba experimental PG1.	90
Figura 39: Variación de temperatura en tiempos de muestreo en el estado transitorio prueba experimental PG1.	90
Figura 40: Balance de masa prueba experimental PG1	92
Figura 41: Perfiles de temperatura y presión prueba experimental PG2.....	95
Figura 42: Concentración volumétrica de cada especie del gas de síntesis en zona estable prueba experimental PG2.	96
Figura 43: Balance de masa prueba experimental PG2.	97

Lista de tablas

	Pág.
Tabla 1: Composición de racimos de fruta fresca de la palma de aceite [4].....	20
Tabla 2: Oferta mundial de aceite de palma y estimativo de la biomasa residual producida para el año 2012(calculada de acuerdo a la información publicada en [18] y los valores de la Tabla 1).	20
Tabla 3: Normas UNE-CEN/TS para la caracterización de combustibles de biomasa	21
Tabla 4: Resultados de caracterización del cuesco de palma [4].....	21
Tabla 5: Comparación de las cuatro vías de conversión termoquímica [7][23][24][25]....	23
Tabla 6: Gasificación con biomasa en el mundo [30].....	26
Tabla 7: Comparación entre procesos de gasificación [39].....	34
Tabla 8: Composición de gas obtenido en la gasificación de cuesco de palma con vapor de agua como agente gasificante [8][13][17][41].	35
Tabla 9: valores típicos de alquitranes en diferentes tipos de gasificadores de biomasa [7][51][52][56][57].	40
Tabla 10: Comparación de resultados experimentales obtenidos por lovane et al. [17], Garcia [13], Galvagno et al. [59] y Turn et al. [68] y los obtenidos por el modelo planteado.	45
Tabla 11: Diagnóstico de fallas en diseño y operación gasificador de lecho fijo	53
Tabla 12: Distancia longitudinal y etiquetas designadas para termoelementos ubicados en tapa superior equipo de gasificación.	76
Tabla 13: Poder calorífico inferior (PCI) de gases combustibles generados en la gasificación de biomasa [7].	83
Tabla 14: Condiciones de operación para las pruebas de referencia.....	86
Tabla 15: Deltas de temperatura radial y axial encontrados en prueba experimental PG1	88
Tabla 16: Efecto de la temperatura en la composición del gas generado.	91
Tabla 17: Densidad de mezcla de gas de síntesis generado en zona estable prueba experimental PG1.....	93
Tabla 18: Poder calorífico inferior gas natural usado para el calentamiento indirecto prueba experimental PG1.....	93
Tabla 19: Resultados experimentales zona estable y de finalización para corrida experimenta PG1	93
Tabla 20: Deltas de temperatura radial y axial encontrados en prueba experimental PG2	95
Tabla 21: Densidad de mezcla de gas de síntesis generado en zona estable prueba experimental PG2.....	97
Tabla 22: Resultados experimentales en zona estable para corrida experimental PG2..	98
Tabla 23: Composición de gas obtenido en la gasificación de cuesco de palma con vapor de agua como agente gasificante [14][43].	100

Lista de Símbolos y abreviaturas

Símbolos con letras latinas

Símbolo	Término	Unidad SI	Definición
a	Contenido de ceniza	1	$\frac{m_a}{m}$
c	Contenido de carbono	1	$\frac{m_C}{m}$
C	Concentración de la cantidad de materia	$\frac{\text{mol}}{\text{m}^3}$	$\frac{n}{V}$
C_p	Calor específico	$\frac{\text{kJ}}{\text{kg K}}$	
D	Diámetro	m	
E_A	Energía de activación	$\frac{\text{kJ}}{\text{mol}}$	Ec. 3.7
F	Fracción de material volátil	1	ver ASTM D-3175-07
g	Aceleración de la gravedad	$\frac{\text{m}}{\text{s}^2}$	$\frac{d^2\vec{r}}{dt^2}$
H	Entalpía	J	U + PV
ΔH_r	Entalpía de reacción	$\frac{\text{J}}{\text{mol}}$	
h	Contenido de hidrógeno	1	$\frac{m_H}{m}$
K	Coeficiente de equilibrio	1	
L	Longitud	m	DF
m	Masa	kg	DF
\dot{m}	Flujo de masa	$\frac{\text{kg}}{\text{s}}$	$\frac{m}{t}$
\dot{m}_{biomasa}	Flujo de biomasa	$\frac{\text{kg}}{\text{h}}$	DF
$\dot{m}_{\text{gas calen}}$	Flujo de gas para calentamiento	$\frac{\text{kg}}{\text{h}}$	DF
$\dot{m}_{\text{H}_2\text{O,ad}}$	Flujo de agua adicionada	$\frac{\text{kg}}{\text{h}}$	DF
Mtoe	Millones de toneladas equivalentes de petróleo	1	
Mt	Millones de toneladas	1	

Símbolo	Término	Unidad SI	Definición
n	Contenido de nitrógeno	1	$\frac{m_N}{m}$
n_x	mol	1	
o	Contenido de oxígeno	1	$\frac{m_o}{m}$
Q	Calor	J	
P	Presión	P _a	
PCI	Poder calorífico inferior	$\frac{MJ}{kg}$	Ver DIN 51857
PCS	Poder calorífico superior	$\frac{MJ}{kg}$	Ver DIN 51857
PM	Peso molecular	1	
T	Temperatura	K	DF
t	tiempo	s	DF
x_i	Fracción de la cantidad de materia	1	$\frac{n_i}{n}$
V	Volumen	m ³	$\int dr^3$
w	Contenido de humedad	1	$\frac{m_{H_2O}}{m_{i,O}}$
w_i	Fracción en masa del componente i	1	$\frac{m_i}{m_o}$
$w_{w,i}$	Contenido de humedad de la sustancia i	1	$\frac{m_{H_2O}}{m_{i,O}}$

Símbolos con letras griegas

Símbolo	Término	Unidad SI	Definición
β_i	Grado de formación del componente i	1	$\frac{m_j}{m_{bm\ 0}}$
κ	Velocidad de calentamiento	$\frac{K}{s}$	$\frac{dT}{dt}$
τ	Tiempo adimensional	1	Ec. 2.6
Φ_V	Flujo volumétrico	$\frac{m^3}{s}$	$\frac{\Delta V}{\Delta t}$

Subíndices

Subíndice	Término
ad	Adicionado
b	Biomasa
bs	Base seca
C	Carbono
E	Experimental
g	Fase gaseosa
gf	Gas frío
H	Hidrógeno
k	Condensado
N	Nitrógeno
<i>n</i>	Eficiencia
O	Oxígeno
P	Partícula
p	Pirrolizado
R	Reacción
t	Total
df	Libre de agua
daf	Libre de agua y ceniza
0	Estado de referencia
tar	Alquitran

Superíndices

Superíndice	Término
n	Exponente, potencia

Abreviaturas

Abreviatura	Término
DF	Dimensión fundamental
RFF	Racimos de fruta fresca
RFV	Racimos de fruta vacíos

Introducción

El planeta cuenta con fuentes de energía primaria clasificadas en energías renovables y no renovables. Dentro de las energías renovables, que se caracterizan por ser capaces de regenerarse por medios naturales, se encuentran la energía solar, oceánica, eólica, geotérmica, hidráulica y de biomasa [1]. En las energías no renovables, limitadas por las reservas disponibles, se encuentran el gas natural, el carbón, el petróleo y la energía nuclear. El aumento en el uso de los combustibles fósiles como el carbón, el petróleo y el gas natural ha ocasionado dependencia energética en recursos no renovables, esto se evidencia en que el actual suministro energético primario en el mundo que está conformado por el 31 % en petróleo, 29 % en carbón, 21 % en gas natural y 5 % en energía nuclear [2][3].

Las energías renovables tienen una importante participación en el suministro energético a nivel mundial, éstas ayudan al seguro suministro energético en el planeta, reduciendo la dependencia en fuentes no renovables y proporcionando la oportunidad de mitigar los gases de efecto invernadero. En el suministro energético primario en el mundo para el año 2014, las energías renovables contribuyen con el 13 % de los 13 070 Mtoe de la oferta mundial en energía primaria. Los combustibles renovables y de residuos (de los cuales el 97 % proviene de biomasa, tanto comerciales como no comerciales) representan el 76,9 % del total de las energías renovables [2][3].

Las energías renovables son el tercer mayor contribuyente en la producción mundial de electricidad [2][3]. Contribuyendo con el 18 % de la producción eléctrica en 2014. Al menos el 90 % de la electricidad generada con fuentes renovables viene de plantas hidroeléctricas, mientras que solo el 6 % de combustibles renovables y residuos. La energía geotérmica, solar y eólica representan en la actualidad el 4,5 % de la generación eléctrica con energías renovables [2][3]. Las tendencias energéticas mundiales muestran acciones al desarrollo y uso de las denominadas nuevas renovables (Geotérmica, solar, eólica, mareomotriz e hidráulica) en países desarrollados, mientras que en gran parte de la población rural en países en desarrollo y las zonas más pobres de las ciudades, el recurso proveniente de la biomasa es el único disponible para suplir las necesidades energéticas básicas [1]. Es por ello, que estos países enfocan sus esfuerzos en el desarrollo y uso de la biomasa como fuente de energía renovable, debido a su disponibilidad y a su alta participación como fuentes renovables.

La Unidad de Planeación Minero Energética (UPME) reporta 29 millones de toneladas/año de biomasa residual agrícola, procedentes de bagazo de caña de azúcar y panelera, de cascarilla de arroz, de fibra del cocotero, de pulpa de café, de palma de aceite, de residuos del procesamiento de frijol, de caña de azúcar y de cebada; con una capacidad aproximada de 12 000 MWh/año [1]. De la biomasa generada en el país, el sector palmero en Colombia produce aproximadamente 3 Mt/año de racimo de palma africana, donde solo el 20 % del peso del racimo representa el aceite extraído. El restante 80 % es residuo y humedad, formado por agua, fibra, almendra, raquis y cuesco de palma [1].

En la actualidad, las principales aplicaciones de los residuos del proceso de extracción de aceite de palma se centran en la combustión directa de la fibra en las calderas para el suministro de energía térmica en las plantas extractoras; los racimos se emplean como fertilizante en pilas de compostaje que sirven como abono y el cuesco de palma es utilizado principalmente en el proceso de combustión de las calderas y como relleno de carreteras en las plantaciones [4]. El cuesco de palma se ha utilizado para la producción de energía eléctrica, gas combustible, carbón activado para su uso en filtros y en la fabricación de adoquines y bloques de mampostería [5].

La biomasa puede ser transformada en combustibles sólidos, líquidos o gaseosos, mediante procesos de conversión fisicoquímicos (extracción y transesterificación), bioquímicos (fermentación alcohólica, digestión anaeróbica y digestión aeróbica) y termoquímicos (pirólisis, gasificación, licuefacción y combustión) [4]. La combustión de biomasa con fines energéticos en calderas industriales y estufas artesanales se ha utilizado ampliamente en muchas regiones del país [1]. A pesar del uso extendido de la biomasa, esta aún no es aprovechada en su totalidad y está a la espera de la aplicación de métodos mejorados de conversión, para la producción de productos sólidos, líquidos y gaseosos con fines energéticos y comerciales [1].

La gasificación de biomasa, es un proceso térmico, donde se convierte un sólido en un gas útil, compuesto principalmente por monóxido de carbono, dióxido de carbono, hidrógeno y metano, que puede ser utilizado para la generación de energía en motores y turbinas o como materia prima para la producción de otros compuestos químicos [1]. La gasificación de biomasa tiene a corto plazo, mayor potencial comercial que otros procesos termoquímico (licuefacción, pirólisis), debido a su mayor flexibilidad en términos de aplicación energética para la generación de energía y de materias primas para la industria química, a su mayor eficiencia al poderse integrar en ciclos combinados de gasificación y a su potencial de bajo impacto ambiental [6].

El uso de un agente de reacción es esencial para el proceso de gasificación, este reacciona con el carbonizado producto de la pirólisis y convierte hidrocarburos más pesados en gases, con bajo peso molecular como H_2 , CO_2 , CO y CH_4 [7]. De los agentes de reacción utilizados la gasificación con aire es la más empleada, parte de la biomasa procesada se quema con el oxígeno presente y el excedente se reduce, el proceso genera un gas de bajo poder calorífico entre 4 y 6 MJ/Nm^3 [8][9]. Al emplear oxígeno o vapor de agua se obtiene un gas con un poder calorífico entre 12 y 18 MJ/Nm^3 [9][10]. Cuando se utiliza hidrógeno como agente de reacción, se obtiene un gas con un poder calorífico aproximado de 40 MJ/Nm^3 [8][9].

Los reactores utilizados para la gasificación se clasifican con base a su disposición y al tipo de calentamiento usado, dentro de la clasificación por disposición se encuentran los gasificadores de flujo de arrastre, de lecho fluidizado, de lecho móvil y lecho fijo. Y de acuerdo al tipo de calentamiento del equipo, se pueden clasificar en gasificadores de calentamiento directo e indirecto.

Los gasificadores de flujo de arrastre son el tipo de gasificador más exitosos y ampliamente utilizado para la gasificación a gran escala de carbón, coque de petróleo y residuos de refinería. Es ideal para la mayoría de los tipos de carbón, excepto el carbón de bajo rango, que como el lignito y la biomasa, no es atractivo debido a su gran contenido de humedad (>30 %). Las características típicas encontradas para los gasificadores de flujo de arrastre son altas temperaturas del gas de salida, muy bajo contenido de alquitranes en el gas generado, problemas en la construcción por requerimiento de materiales que resistan altas temperaturas y rangos de producción de 80 MW a 1000 MW [7][10][11][12].

Los gasificadores de lecho fluidizado facilitan una buena mezcla entre el material carbonizado y el agente de reacción utilizado, esto se debe a que el material carbonizado está suspendido en un lecho a altas temperaturas, permitiendo el desarrollo de elevadas velocidades de reacción que incentivan la formación de la fase volátil. Las características típicas encontradas para los gasificadores de lecho fijo son las altas tasas de reacción, altas temperaturas del gas de salida, bajo contenido de alquitranes en el gas generado y rangos de producción de 2 MW a 100 MW [7][10][11][12].

Dentro de los gasificadores de lecho fijo y móvil se encuentran los gasificadores de corrientes paralelas (Downdraft) donde el sólido y el gas se mueven en la misma dirección descendente y los gasificadores en contracorriente (Updraft) donde el sólido y el gas se mueven en dirección contraria, el sólido en dirección descendente y el gas en dirección ascendente. Las características típicas encontradas para los gasificadores en corrientes paralelas son la relativa facilidad en su construcción, altas temperaturas del gas de salida, se genera un gas relativamente limpio de alquitranes y rangos de producción de 10 kW a 1 MW. Las características típicas encontradas para los gasificadores en contracorrientes son la robusta construcción que se puede alcanzar en los equipos, la baja temperatura del gas de salida, se genera un gas con alto contenido de alquitranes y rangos de producción de 1 MW a 10 MW [7][10][11][12].

Con el fin de evaluar la obtención de gas combustible, en el presente estudio se utilizará un gasificador de lecho fijo de corrientes paralelas a escala piloto de laboratorio; con calentamiento indirecto por medio de la combustión de gases, y vapor de agua como agente de reacción. Las ventajas tecnológicas de este tipo de gasificadores están relacionadas con la simplicidad de operación y mantenimiento. Configuración de corrientes paralelas permite obtener un gas de bajo contenido de alquitranes; de calentamiento indirecto porque permite obtener un gas con mayor poder calorífico al no tener una zona de combustión al interior del mismo y vapor de agua como agente de reacción por su disponibilidad e incremento en el poder calorífico del gas obtenido debido a su alta reactividad [13].

1. Planteamiento del problema

En este capítulo se presentan los criterios empleados para la selección de la materia prima, la motivación para la conversión de biomasa, los procesos de transformación y los diferentes equipos para el procesamiento de la biomasa.

1.1 Biomasa como fuente de energía

La biomasa fue probablemente la primera fuente de energía explotada por los humanos. Sin embargo, actualmente menos del 11 % de la demanda energética primaria es cubierta por biomasa o combustibles derivados. La posición de la biomasa como fuente primaria de energía varía ampliamente dependiendo de la condición socio económico y geográfica [6].

La biomasa está conformada por todos los materiales orgánicos que provienen del mundo animal, vegetal o de los microorganismos, un ejemplo de ello son las plantas, que utilizan la luz del sol a través de la fotosíntesis, para metabolizar el dióxido de carbono atmosférico y crecer.

Los tres principales combustibles producidos a partir de biomasa son [7]:

- Combustibles líquidos (Etanol, biodiesel, metanol, aceite vegetal y aceites de pirólisis).
- Combustibles gaseosos (Biogás (CH_4, CO_2), gas pobre ($\text{CH}_4, \text{CO}_2, \text{H}_2, \text{CO}$), gas de síntesis o syngas (H_2, CO) y sustituto del gas natural (CH_4)).
- Combustibles sólidos (carbón vegetal, biomasa torrefacta).

De estos combustibles los principales productos son:

- Energía en forma de calor.
- Electricidad.
- Combustible para el transporte (Gasolina y Diésel).
- Productos químicos como metanol, fertilizantes y fibras sintéticas.

La mayoría de los productos químicos procedentes del petróleo y gas natural pueden ser producidos a partir de biomasa. Las dos principales plataformas para la producción de sustancias químicas son a base de azúcares y gas de síntesis. En el primer caso azúcares como la glucosa, fructosa, xilosa, arabinosa, lactosa, sacarosa y almidón son transformadas mediante bioconversión, modificaciones químicas o procesos que combinen ambas tecnologías [11]. La plataforma a base de gas de síntesis, sintetiza los productos químicos a partir de los constituyentes hidrógeno y monóxido de carbono [7].

Pirólisis, gasificación, licuefacción, digestión, fermentación y extracción mecánica son las principales formas de producir combustibles a partir de biomasa. De estas, la comercialmente más usada es la fermentación, donde a partir de azúcares o almidones se produce etanol. Estos procesos de producción y refinamiento del etanol comercial requieren grandes cantidades de energía. La extracción de aceites vegetales como en la palma de aceite, a través de extracción mecánica para la producción del aceite crudo de palma y procesos de transesterificación para la producción de éster metílico o biodiesel [7].

La pirólisis comprende el calentamiento de la biomasa en ausencia de aire para producir gas, carbón y alquitranes. Los alquitranes pueden ser hidro-tratados para producir diésel verde o gasolina verde en un mercado dominado por el etanol y el biodiesel. Por medio de la gasificación y la digestión anaerobia se puede producir metano a partir de biomasa. El gas metano puede ser utilizado directamente en algunos motores de ignición por chispa para el transporte o convertirlo en gasolina a través de metanol [14].

1.2 Cuesco de palma de aceite

En la actualidad el uso del aceite de palma es común en margarinas, galletas, panes, cereales, champús, cosméticos, detergentes, chocolates, helados y biocombustibles. La lista de productos que se basan en las propiedades del aceite de palma es inmenso, se estima que el 65 % de todo el aceite vegetal comercializado en el mundo es de aceite de palma [15]. En 2020, se espera que el uso del aceite de palma a nivel mundial se duplique, a medida que aumenta la población mundial y los nuevos países con gran desarrollo económico como china y la India aumenten el consumo de productos manufacturados que contienen aceite de palma [16]. La Figura 1. Presenta las partes que componen el fruto de palma de aceite (*Elaeis guineensis*, Jacq.)

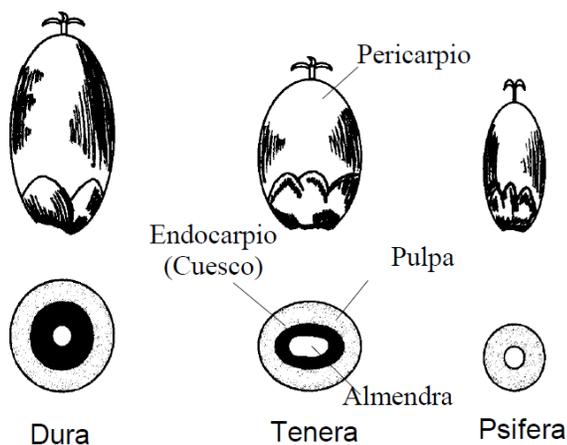


Figura 1: Tipos y partes del fruto de palma de aceite [4].

El pericarpio es de donde se extrae la mayor porción de aceite crudo y de las almendras se extrae el aceite crudo de palmiste. El endocarpio o cuesco de palma es el material duro que protege la almendra siendo uno de los residuos del proceso de extracción del aceite de palma. De acuerdo al espesor del endocarpio la palma de aceite se clasifica en Dura, Tenera y Psifera [4].

La Tabla 1 presenta la composición de los racimos encontrados en el proceso de extracción del aceite de palma. La biomasa residual conformada por el cuesco de palma, constituye aproximadamente del 5 - 7 % en masa del racimo. En la Tabla 2 se presenta la biomasa residual por regiones ,para Colombia esta representa 213 kton/año, con un potencial energético de $4,5 \times 10^9$ MJ para un poder calorífico inferior del cuesco de 21,1 MJ/kg [4][17].

Tabla 1: Composición de racimos de fruta fresca de la palma de aceite [4].

Racimos de fruta fresca	Subdivisión del fruto		
Fruto 62 – 72 %	Fibra 11,6 – 15 %	Combustible de fibra	9,6 – 13 %
		Humedad	2 %
Racimos de fruta vacíos – RFV 17,7 – 26,1 %	Nueces 9 – 12,7 %	Almendra	9,6 – 13 %
		Cuesco	5 – 7 %
		Impurezas	0,5 – 2 %
Humedad 10 %	Aceite Crudo 43 %	Aceite Puro	17 – 25,3 %
		Afrecho	2 %
		Humedad	16 – 18 %

Tabla 2: Oferta mundial de aceite de palma y estimativo de la biomasa residual producida para el año 2012(calculada de acuerdo a la información publicada en [18] y los valores de la Tabla 1).

Región	Aceite crudo / kt / año (2012)	Participación / %	Biomasa residual total / kt / año (2012)			
			Total	RFV	Fibra	Cuesco
Indonesia	28500	52	59.651	32.212	18.492	7158
Malasia	19000	35	39.767	21.474	12.328	4772
Tailandia	1700	3	3558	1921	1103	427
Nigeria	960	2	2009	1085	623	241
Colombia	850	2	1779	961	552	213
Otros	3312	6	6932	3743	2149	832
Total	54322	100	113.697	61.396	35.246	13.644

Colombia ha logrado posicionarse en el mercado mundial como el quinto productor mundial de aceite de palma y el primero en Latinoamérica con 452 435 hectáreas sembradas y 973 668 toneladas producidas en el año 2009 [19][20]. La producción de palma de aceite en Colombia se encuentra distribuida en 73 municipios de cuatro zonas productivas: Norte (Magdalena, norte del Cesar, Atlántico, Guajira), Central (Santander, Norte de Santander, sur del Cesar, Bolívar), Oriental (Meta, Cundinamarca, Casanare, Caquetá) y Occidental (Nariño). Hoy en día existe un gran potencial para el desarrollo de la palma de aceite en Colombia, razón por la cual el Gobierno Nacional se ha fijado como meta para el 2020 contar con un millón de hectáreas sembradas para producir 3,38 millones de toneladas de aceite de palma [21].

Caracterización de cuesco de palma

Las características de la biomasa tienen un efecto significativo sobre el desempeño en los procesos de aprovechamiento energético de la biomasa. Dentro de las pruebas de caracterización de combustibles se incluyen la determinación del análisis próximo (contenido de agua, de ceniza y de materia volátil) y de análisis último (contenido de carbono, hidrógeno, nitrógeno y oxígeno) así mismo la medición del poder calorífico.

En la Tabla 3 se presentan las normas UNE-CEN/TS usadas en biomasa para la determinación de contenido de humedad, contenido de ceniza, contenido de materia volátil y poder calorífico, así mismo en la Tabla 4 se presentan los resultados de las pruebas de caracterización reportadas en trabajos realizados por el Grupo de Investigación en Biomasa y Optimización Térmica de Procesos –BIOT [4].

Tabla 3: Normas UNE-CEN/TS para la caracterización de combustibles de biomasa

Característica	Combustible de biomasa
Contenido de agua	UNE-CEN/TS 14774
Contenido de ceniza	UNE-CEN/TS 14775
Contenido de materia volátil	UNE-CEN/TS 15402
Poder calorífico	UNE-CEN/TS 15234

Tabla 4: Resultados de caracterización del cuesco de palma [4].

Análisis elemental /%		Análisis próximo /%		Poder calorífico /MJ/kg	
c_{daf}	52,8	w	11,2	PCS_{bs}	22,2
h_{daf}	5,7	F_{daf}	79	PCI_{bs}	21,1
n_{daf}	≤ 1	a_{daf}	1,74		
o_{daf}	40,5				
s_{daf}	≤ 1				

1.3 Procesos de conversión de la biomasa

En la Figura 2 se presentan las tres rutas principales para la conversión de la biomasa: (1) procesos fisicoquímicos, (2) Procesos bioquímicos y (3) Procesos termoquímicos (combustión, licuefacción, pirólisis y gasificación).

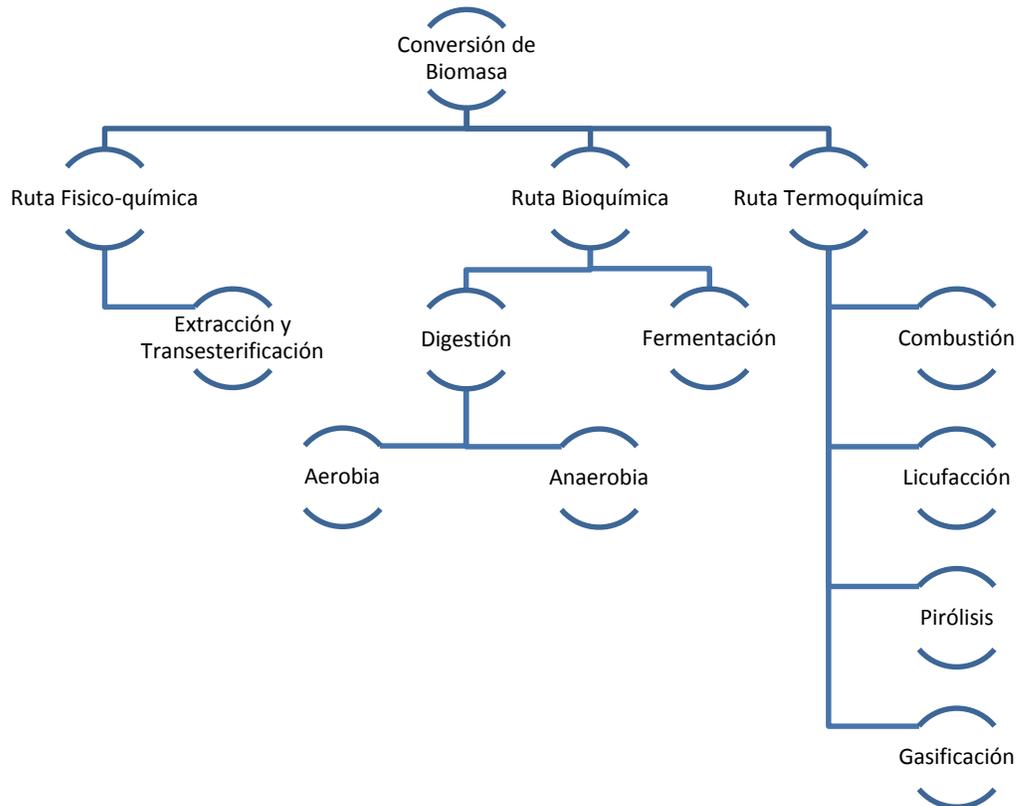


Figura 2: Rutas de Conversión de Biomasa (elaboración propia).

La ruta de conversión fisicoquímica produce un biocombustible líquido a partir de biomasa que contiene aceite vegetal. Esta tecnología es similar a las rutas de conversión para producir aceite vegetal en la industria alimenticia. El aceite vegetal se produce al prensar o extraer el aceite de semillas como girasol, soya o palma de aceite. Procesos químicos como la transesterificación permiten generar esteres grasos como el etil o metilo ester a partir de los aceites vegetales producidos en la industria alimenticia, estos pueden ser usados en mezclas combustibles para el funcionamiento de motores de combustión [22].

En la conversión bioquímica, las moléculas de biomasa son convertidas en moléculas pequeñas por medio de bacterias o enzimas. Este proceso es mucho más lento que los procesos de transformación termoquímica, pero no requiere de mucha energía. En la ruta de conversión bioquímica, los principales productos de la digestión anaerobia son el metano, dióxido de carbono y residuos sólidos. En la digestión aerobia o compostaje, los microorganismos toman oxígeno del aire para la producción de dióxido de carbono, calor y residuos sólidos. En la fermentación, parte de la biomasa es convertida en azúcares usando ácidos o enzimas. El azúcar es convertido en etanol o en otros compuestos químicos con ayuda de levaduras. Uno de los componentes de la biomasa, la lignina no es posible convertirla y esta se deja para la combustión o transformación en insumos químicos a través de los procesos termoquímicos [22].

La ruta de conversión termoquímica de biomasa incluye cuatro vías para la producción de energía

- Combustión
- Pirólisis
- Gasificación
- Licuefacción

La combustión involucra altas temperaturas de conversión de biomasa que en contacto con exceso de aire, produce dióxido de carbono y vapor de agua. La gasificación, implica reacciones químicas en un ambiente deficiente de oxígeno a temperaturas de 700 a 1200 °C [7][23][24][25]. La pirólisis ocurre a bajas temperaturas en total ausencia de oxígeno. En la licuefacción largas moléculas de materia prima son descompuestas en líquidos en presencia de un catalizador. La Tabla 5 compara las cuatro vías de conversión termoquímicas, indicando las principales diferencias en temperatura, presión, uso de catalizador y si es necesario el pre tratamiento de la materia prima a tratar.

Tabla 5: Comparación de las cuatro vías de conversión termoquímica [7][23][24][25].

Proceso	Temperatura (°C)	Presión (MPa)	Catalizador	Secado previo
Licuefacción	250 - 330	5 - 20	Esencial	No requiere
Pirólisis	380 - 530	0,1 - 0,5	No requiere	Necesario
Combustión	700 - 1400	> 0,1	No requiere	No es esencial, pero ayuda a mejorar eficiencia
Gasificación	700 - 1200	>0,1	No es esencial	Necesario

Atracción comercial en la gasificación

En la actualidad la gasificación de combustibles no-renovables es más común que la de combustibles renovables como la biomasa para la producción de gas de síntesis (H_2 , CO_2 , CO y CH_4) [7][23][26][27]. En la Figura 3 se muestran los productos que se pueden obtener a partir del gas de síntesis producido a partir de la gasificación. Esta tecnología puede convertir una variedad de materias primas de bajo valor, en productos de alto valor comercial, ayudar a reducir la dependencia de fuentes no renovables y puede proporcionar una fuente alternativa para producción de electricidad, fertilizantes, combustibles y productos químicos. Las principales motivaciones para la transformación de un combustible fósil o no fósil en gas de síntesis son:

- Incremento del poder calorífico del combustible, mediante el retiro de componentes no combustibles como el nitrógeno y el agua.
- Aprovechamiento de lo que sería un producto de desecho en un producto de alto valor comercial.
- Generación de energía eléctrica, calor e insumos químicos a partir del gas de síntesis.

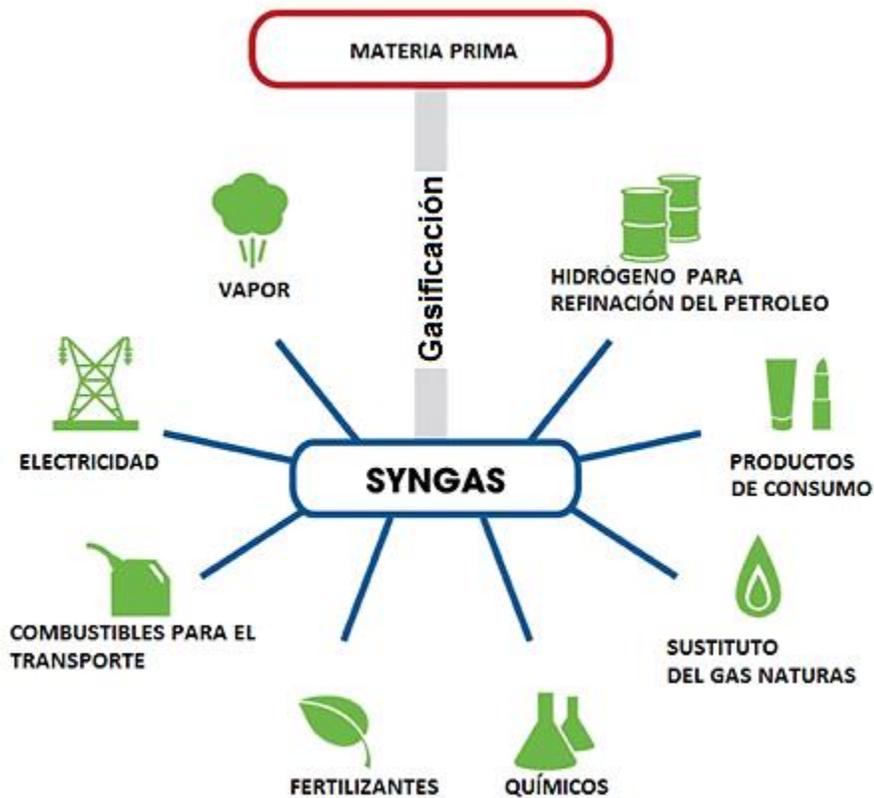


Figura 3: Aplicaciones del gas de síntesis producto de la gasificación de biomasa [28].

La biomasa tiene un gran atractivo para las empresas y en especial para el sector energético, el atractivo comercial está respaldado por:

- La gasificación puede utilizar materias primas que son consideradas residuos, como el coque de petróleo, residuos sólidos urbanos o biomasa residual, y convertirlas en productos valiosos, como gas de síntesis, electricidad, combustibles, productos químicos y fertilizantes.
- Las industrias establecidas como el de la palma de aceite les permitiría compensar sus costes operativos y de capitales a través del uso de sus residuos para producir una serie de productos con valor agregado, como vapor de proceso, electricidad y gas de síntesis, proporcionando de este modo una buena mezcla de productos.
- La gasificación ofrece flexibilidad en el uso de una variedad de materias primas con características fisicoquímicas similares. Una planta de gasificación puede variar la mezcla de materias primas sólidas usadas, dándole mayor libertad para ajustar el precio final de los productos a la disponibilidad de materias primas.
- Las plantas de gasificación producen menor cantidad CO_2 por MWh que las plantas convencionales de generación de vapor [28][29].

1.4 Gasificación de Biomasa

La gasificación es una tecnología de procesamiento que ha sido usada alrededor del mundo para la producción de fertilizantes, insumos químicos, combustibles para el transporte, sustituto del gas natural y electricidad [30]. En la Figura 4 se puede visualizar la ubicación de gasificadores en diferentes regiones del globo para el año 2014.

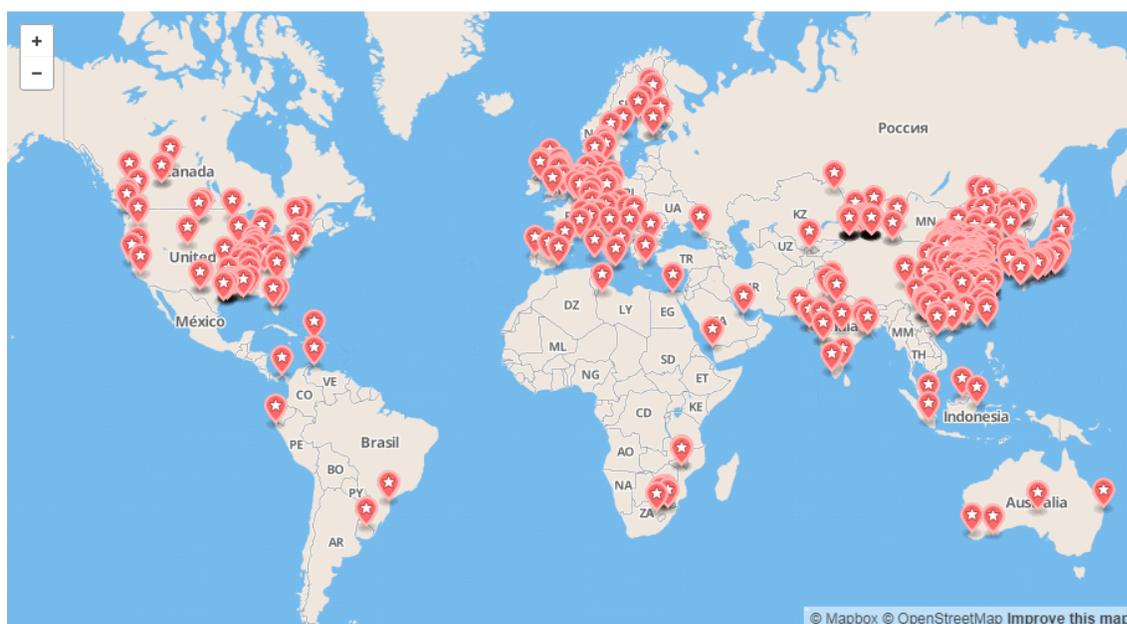


Figura 4: Mapa de gasificadores instalados en el mundo [30].

En la actualidad en el mundo hay más de 269 plantas de gasificación con 677 gasificadores [30]. En la Figura 5 se muestra la distribución regional de gasificadores, esta distribución ha cambiado significativamente en los últimos 5 años. Las plantas de gasificación han sido distribuidas uniformemente entre Asia-Australia, África-Oriente Medio y Norte América. La capacidad de gasificación (en operación y en construcción) en las regiones de Asia-Australia en la actualidad excede al resto del mundo en su conjunto. Las principales razones que justifican este crecimiento es la demanda de las industrias químicas, de fertilizantes y de carbón en Asia (principalmente China, India, Corea del Sur, Malasia y Japón) esto seguido por Sudáfrica y Qatar [30].

Del total de sistemas de gasificación solo el 7 % usan biomasa como materia prima, en la Tabla 6 se contabiliza el número de gasificadores que están en funcionamiento en la actualidad y que funcionan con biomasa como materia prima.

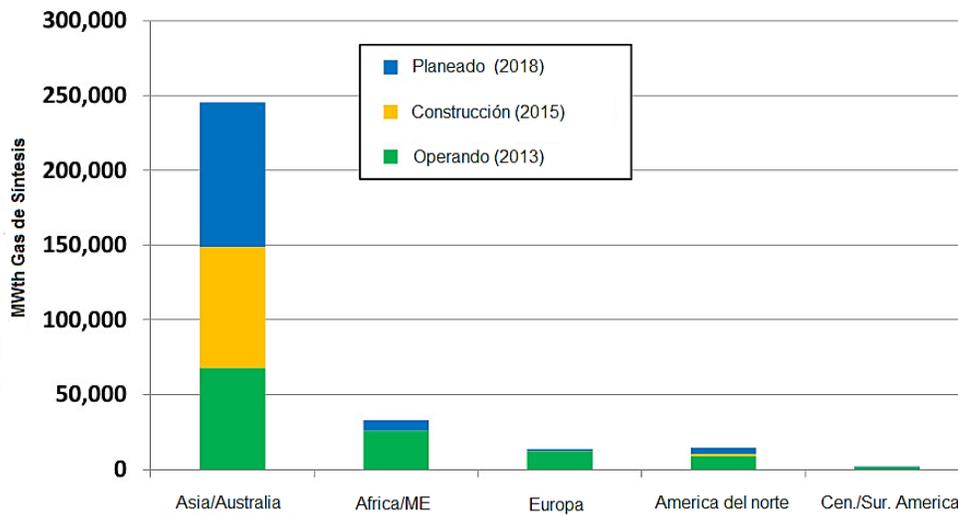


Figura 5: Capacidad de gasificación por región geográfica [30].

Tabla 6: Gasificación con biomasa en el mundo [30].

Región	Número de plantas
Europa	27
Norte América	10
Asia/Australia	5
Central y Suramérica	1

En Colombia, se ha comenzado a introducir la tecnología de gasificación como una opción de generación de calor de proceso, electricidad y biocombustible a partir de materias primas como carbón, residuos sólidos urbanos y biomasa. Ejemplo de este cambio, son los proyectos de diseño, construcción y puesta a punto de un gasificador de carbón de lecho fluidizado usado para la industria ladrillera en el corregimiento de San Cristóbal, en Medellín. Otro proyecto de gasificación implementado en la vereda del municipio de Necoclí, que permite generar electricidad a partir de la madera disponible en las playas de la vereda, permitiendo dar solución a una necesidad energética a partir de residuos disponibles en la zona. Así mismo el Jardín Botánico José Celestino Mutis tiene instalada una planta de biogasificación que le permitirá sustituir la tercera parte del consumo de electricidad que tiene en la actualidad [31][32][33].

La necesidad de seguir avanzando en la apropiación de la tecnología de gasificación con el fin de desarrollar, optimizar y/o implementar esta tecnología para el uso alternativo de biomasa residual de muchas de nuestras industrias (madera, ladrilleras, residuos sólidos urbanos, carbón y biomasa residual de la industria palmera) justifica la necesidad de la puesta a punto del sistema de gasificación existen en el laboratorio de transferencia de calor del Departamento de Ingeniería Mecánica y Mecatrónica ,determinado las condiciones específicas de operación que garanticen el correcto funcionamiento del equipo, para la obtención de gas combustible a partir de cuesco de palma por medio de la gasificación con vapor de agua en un reactor de lecho fijo y calentamiento indirecto.

2. Descripción del proceso de gasificación

La gasificación es la conversión termoquímica a altas temperaturas de materias primas, sólidas o líquidas, en insumos para la industria química o en combustibles gaseosos que pueden ser sometidos a combustión para la liberación de energía. El proceso de gasificación de biomasa incluye los subprocesos de:

- Secado.
- Descomposición térmica o pirólisis.
- Combustión parcial de una fracción de gases, vapores y carbonizado (para gasificación con aire u oxígeno).
- Gasificación u oxidación parcial de carbonizados y reacciones secundarias de productos.

2.1 Secado

Los valores típicos de humedad encontrados en la madera recién cortada, oscilan entre el 30 % y 60 %, sin embargo para algunas biomásas pueden llegar a exceder el 90 %. Cada kilogramo extra de humedad presente en la biomasa requiere como mínimo 2 260 kJ de energía extra para vaporizar el agua y esta energía no es recuperable. En muchos procesos es necesario un pre tratamiento para la remoción de la humedad presente en la biomasa, antes de ser alimentada al gasificador. Para la producción de un gas combustible, la mayoría de los sistemas de gasificación de lecho fijo usan biomasa seca con un contenido de humedad entre el 10 y 20 % [7][34][35].

2.2 Pirólisis

La pirólisis o carbonización es la degradación térmica de la biomasa en productos sólidos, líquidos y gaseosos en ausencia de aire o limitado suministro de oxígeno. Es un paso o zona observada en la gasificación de biomasa comprendido entre 300 y 650 °C. Durante la pirólisis, moléculas complejas se rompen en moléculas más sencillas de gas, líquido y carbonizado [7][17][36].

En la Figura 6 se muestra el esquema del proceso de pirólisis de una partícula de biomasa, la naturaleza de los productos sólidos, líquidos y gaseosos depende de la temperatura máxima alcanzada, la tasa de calentamiento y el tiempo de residencia en la zona de reacción [4]. La pirólisis es un paso esencial en la gasificación, en ella se forma el pirolizado con una estructura porosa que contiene el área superficial necesaria para las reacciones de descomposición secundarias. Los productos de las reacciones de descomposición primaria de pirólisis están formados por gases condensables, alquitranes y pirolizado.

Los alquitranes pueden descomponerse en una etapa posterior en gases no condensables ($\text{CH}_4, \text{CO}_2, \text{CO}, \text{H}_2$), en líquidos y en carbonizado, esta descomposición ocurre a través de reacciones homogéneas en la fase gaseosa y a través de reacciones térmicas heterogéneas gas – sólido. En la fase gaseosa, los vapores condensables son transformados en pequeñas moléculas de gases no condensables como CO_2 y CO [7]

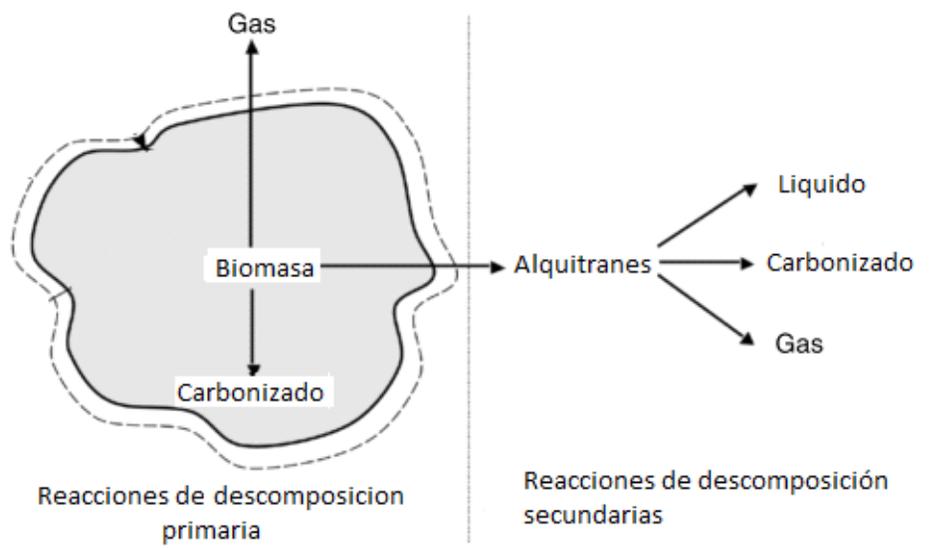


Figura 6: Pirólisis de una partícula de biomasa [7][36].

El proceso de pirólisis puede ser representado por la reacción genérica de la Ecuación 1 [7].



La norma internacional ISO 647 proporciona un método para la determinación de la distribución de alquitranes, agua, gases y pirolizado obtenidos a partir de la destilación de combustibles sólidos hasta una temperatura final de 520 °C. A partir de las pruebas realizadas la fracción másica en base seca de los productos obtenidos en la pirólisis de cuesco de palma, sometidas a temperatura hasta 520 °C con una tasa de calentamiento de 6 K/min fueron de 33,11 % de carbonizado, 25,13 % de alquitranes, 25,04 % de agua y 16,72 % de gas [4].

2.3 Gasificación u oxidación parcial

La gasificación es la conversión termoquímica de combustibles fósiles y no fósiles en una serie de gases susceptibles a ser utilizados en procesos de combustión en calderas, motores y turbinas o como materia prima para procesos químicos. Éste proceso requiere la acción de un agente de reacción que puede ser aire, oxígeno, vapor de agua, hidrógeno o dióxido de carbono o una mezcla de estos. La composición química del gas producido durante la gasificación la determinan las características físico-químicas de la biomasa y del carbonizado, el tipo de agente de reacción y su concentración en la atmosfera reactiva, el tipo de reactor y sus condiciones de operación [7][14][35].

Las principales reacciones químicas implicadas en el proceso de gasificación son [7][14][20].

- Reacciones heterogéneas
 - Reacción Boudouard:

$$\text{C} + \text{CO}_2 = 2\text{CO} \quad \Delta H = +172 \text{ kJ/mol} \quad (2)$$
 - Reacción agua - gas:

$$\text{C} + \text{H}_2\text{O} = \text{CO} + \text{H}_2 \quad \Delta H = +131 \text{ kJ/mol} \quad (3)$$
 - Formación de metano:

$$\text{C} + 2\text{H}_2 = \text{CH}_4 \quad \Delta H = -74 \text{ kJ/mol} \quad (4)$$
- Reacciones homogéneas
 - Desplazamiento agua - gas:

$$\text{CO} + \text{H}_2\text{O} = \text{CO}_2 + \text{H}_2 \quad \Delta H = -41 \text{ kJ/mol} \quad (5)$$
 - Reformado de vapor:

$$\text{CH}_4 + \text{H}_2\text{O} = \text{CO} + 3\text{H}_2 \quad \Delta H = +206 \text{ kJ/mol} \quad (6)$$

Las reacciones de gasificación inician a temperaturas mayores a 500 °C, sin embargo a estos niveles de temperatura la velocidad de reacción es lenta y el proceso requiere mucho tiempo para desarrollarse [37]. Durante la gasificación de los productos de pirólisis, se llevan a cabo reacciones heterogéneas (sólido-gas), estas reacciones también conocidas como reacciones primarias se caracterizan por ser más lentas que las reacciones homogéneas y limitan la velocidad del proceso de gasificación, la reacción agua – gas, es dominante en la gasificación con vapor de agua y en la ausencia de vapor, cuando el oxígeno es el medio gasificante, la reacción Boudouard es dominante. Sin embargo, al compararlas, la tasa de reacción de gasificación con vapor es más alta que la tasa de la reacción Boudouard [20].

Las reacciones homogéneas en la fase gaseosa juegan un rol importante en la gasificación, los productos generados en las reacciones primarias reaccionan entre sí y con el agente de reacción para favorecer la conversión de monóxido de carbono en hidrógeno, el rendimiento de las reacciones exotérmica presente en las reacciones homogeneas disminuyen con el aumento de temperaturas.

Estudios experimentales han indicado que para temperaturas del orden de 850 °C, las reacciones de gasificación vienen determinadas por la cinética química. Temperaturas mayores implican que las condiciones de reactividad aumentan considerablemente y el gas de reacción no alcanza a penetrar en la estructura porosa del carbonizado. De esta manera las reacciones de gasificación pasan a ser determinadas por los fenómenos de difusión y la reacción se presenta de manera selectiva en la superficie externa de las partículas [11][20][37].

El uso de un agente de reacción es esencial para el proceso de gasificación, este reacciona con el carbonizado producto de la pirólisis y convierte hidrocarburos más pesados en gases, con bajo peso molecular como H_2 , CO_2 , CO y CH_4 [7]. De los agentes de reacción utilizados la gasificación con aire es el más empleado, parte de la biomasa procesada se quema con el oxígeno presente y el excedente se reduce, el proceso genera un gas de bajo poder calorífico entre 4 y 6 MJ/m³ [8][9]. Al emplear oxígeno o vapor de agua se obtiene un gas con un poder calorífico entre 12 y 18 MJ/m³ [9][10]. Cuando se utiliza hidrógeno como agente de reacción, se obtiene un gas con un poder calorífico aproximado de 40 MJ/m³ [8][9].

Tipos de gasificadores

En las Figura 7 y 8 se presenta la clasificación de los diferentes tipos de reactores utilizados para la gasificación de biomasa, estos pueden ser agrupados por su disposición en: gasificadores de lecho fijo, de lecho móvil, de lecho fluidizado y de flujo de arrastre. Asimismo de acuerdo al tipo de calentamiento del equipo, se pueden clasificar en gasificadores de calentamiento directo e indirecto.

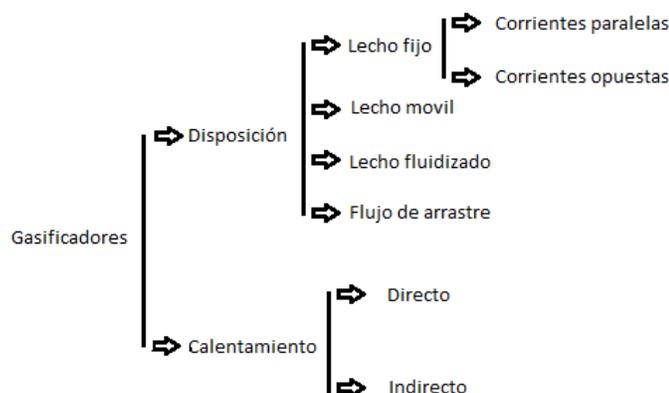


Figura 7: Clasificación de equipos de procesamiento (elaboración propia)

En los gasificadores de lecho fijo, la biomasa es alimentada desde la parte superior del equipo y transportada a través del cuerpo de gasificador, por acción de la gravedad. Dependiendo del sentido del flujo, del agente de reacción se clasifican en: Gasificadores de flujo en contracorriente y gasificadores de flujo paralelo.

En los gasificadores de flujo en contracorriente el gas producido se entrega en la parte superior del gasificador a temperaturas menores a 300 °C, esto representa una alta eficiencia térmica del equipo, pero un alto contenido de alquitranes en el gas producido, debido a que los alquitranes generados en la pirólisis no son descompuestos, ya que pasan por zonas de bajas temperaturas [7][23].

En los gasificadores de flujo paralelo el gas producido se entrega en la parte inferior del gasificador a temperaturas mayores a 800 °C, el agente de reacción se introduce sea en la parte superior del equipo o directamente en la zona de gasificación. A diferencia de los gasificadores en contracorriente en los equipos de flujo paralelo el gas obtenido tiene bajo contenido de alquitranes y una baja eficiencia térmica debido a la alta temperatura de escape de los gases producidos [20][38].

En los gasificadores de lecho móvil, la biomasa se carga en uno de los extremos y se mueve a lo largo del cuerpo del reactor de forma más rápida que en los gasificadores de lecho fijo. Esto representa cortos tiempos de procesamiento y la capacidad de manejar materias primas con diferentes tamaños y formas. Estos gasificadores presentan un nivel más alto de complejidad en su construcción y operación. Debido al movimiento de la fase sólida, los efectos de transferencia de calor y de masa en el reactor disminuyen en comparación con los reactores de lecho fijo [20][38].

Los gasificadores de lecho fluidizado facilitan una buena mezcla entre el material carbonizado y el agente de reacción, esto permite el desarrollo de elevadas velocidades de reacción que incentivan la formación de la fase volátil [7][20]. Además, se logra uniformidad en los perfiles de temperatura y concentración a lo largo del cuerpo del reactor. La complejidad de los equipos se incrementa, debido a la necesidad de generar y mantener el movimiento de la materia prima y evitar el desgaste excesivo de los componentes por las velocidades de los sólidos empleados. Una de las principales ventajas de este tipo de reactores es el buen contacto solido-gas, la alta capacidad específica de procesamiento y el buen control de las condiciones de operación, estas se ven reflejadas en el contenido medio de alquitranes en el gas producido. Como principal desventaja se presenta un escape de material solido en la corriente gaseosa que debe ser separado en un ciclón y recirculado al lecho [7][15][22].

Los gasificadores de flujo de arrastre, la biomasa pulverizada se alimenta en la misma dirección con el agente de reacción y se gasifica suspendido en una corriente de O₂ y/o aire y vapor. Estos gasificadores operan a presiones de hasta 35 bar y a una mayor temperatura que en los demás gasificadores.

Comúnmente empleados para combustibles fósiles como carbón. Su uso en la gasificación de biomasa es limitado y requiere de tamaños de partículas muy finos (80 – 100 μm). Produce un gas con cantidades despreciables de metano y poca formación de alquitranes e hidrocarburos pesados [9].

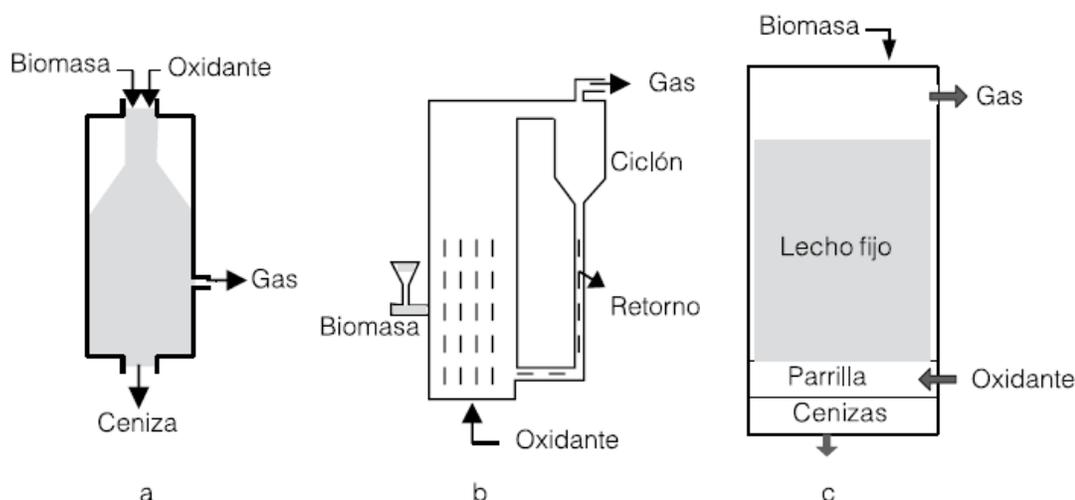


Figura 8: Esquema tipos de gasificadores. a: Gasificador por flujo de arrastre, b: Gasificador de lecho fluidizado, c: Gasificador de lecho fijo en contracorriente [9]

2.4 Gasificación de biomasa con vapor de agua

La gasificación con vapor de agua es considerada una de las técnicas más eficientes y efectivas para la generación de hidrógeno a partir de la biomasa [39]. El hidrógeno es el elemento con la más alta densidad energética y capacidad de portar energía de todos los combustibles de hidrocarburos, el hidrogeno cuando es quemado no produce emisiones y como subproducto genera agua, puede ser usado en aplicaciones de celdas de combustible y en motores de combustión interna [17][39].

La gasificación de biomasa con vapor de agua ha sido ampliamente investigada con el fin de evaluar la influencia del tipo de biomasa y de los parámetros de operación (temperatura, tiempo de residencia, relación de vapor/biomasa, y tamaño de partícula) en el rendimiento del proceso de gasificación [8][39].

El rendimiento de producción de hidrógeno y aumento del poder calorífico del gas generado varía con la composición del tipo de biomasa utilizada. La disminución del tamaño de las partículas aumenta el rendimiento de producción hidrógeno debido a que se proporciona mayor área de superficie que facilita una mayor transferencia de calor y tasa de gasificación [7][39]. Así mismo, una reducción de tamaño, aumenta la producción de gas de síntesis y mejora la eficiencia de conversión del carbono presente en la biomasa.

Un incremento en la temperatura incrementa la eficiencia en las reacciones de gasificación y ayuda a la destrucción efectiva de alquitranes, promoviendo aún más en el rendimiento del gas [7]. Es por ello, el interés por parte de muchos investigadores en maximizar el rendimiento de producción de hidrógeno y la producción de gas de síntesis para procesos posteriores a partir de biomasa para su uso energético.

La relación vapor de agua/biomasa al igual que la temperatura tiene una fuerte influencia en la composición del gas y la energía de gasificación. Así, una baja relación favorece la formación de metano, carbón sólido y alquitranes. Un aumento en la relación vapor de agua/biomasa promueve significativamente la formación de gas hidrógeno en la gasificación. Pero el exceso de vapor de agua genera una reducción en la temperatura que favorece a la formación de una gran cantidad de alquitranes. Por lo tanto una proporción vapor de agua/biomasa optimizada es lo ideal [7][39].

En la Tabla 7 se muestra la comparación entre los diferentes procesos de gasificación usando biomasa como materia prima; estudios desarrollados por Nipattummakul et al. [24], Parthasarathy et al. [39] y Van de steene et al.[40] demuestran que el uso de vapor de agua como agente gasificante produce un gas con un poder calorífico mucho mayor que la gasificación con aire, los principales productos son: monóxido de carbono, hidrógeno, dióxido de carbono, metano, hidrocarburos ligeros y alquitranes.

Tabla 7: Comparación entre procesos de gasificación [39].

	Poder calorífico MJ/Nm ³	Productos	Composición del gas vol. %	Temperatura de gasificación °C	Costos
Gasificación con aire	Bajo 4 a 6	CO, H ₂ , Agua Alquitranes	H ₂ – 15 % CO – 20 % CH ₄ – 2 % CO ₂ – 15 % N ₂ – 48 % H ₂ : CO: 0,75	900 a 1100	Bajo
Gasificación con oxígeno	Alto 10 a 15	CO, H ₂ CO ₂ , CH ₄	H ₂ – 40 % CO – 40 % CO ₂ – 20 % H ₂ : CO: 1	1000 a 1400	Alto
Gasificación con vapor de agua	Alto 15 a 20	CO, H ₂ , CO ₂ , CH ₄ Hidrocarburos	H ₂ – 40 % CO – 25 % CH ₄ – 8 % CO ₂ – 25 % N ₂ – 2 % H ₂ : CO: 1	700 a 1200	Medio

Estudios desarrollados por Iovane et al. [17] en horno rotatorios a escala piloto de laboratorio, Li et al. [8] en reactor de lecho fijo a escala piloto de laboratorio, Rincón et al. [20] en un equipo de termogravimetría a escala laboratorio, Mejía [41] en un reactor tubular de lecho fijo con alimentación continua y H. García [13] en la modelación matemática de la gasificación de biomasa en un reactor de lecho fijo, presentan resultados experimentales y numéricos de la gasificación de cuesco de palma usando vapor de agua como agente gasificante. En la Tabla 8 se muestran ejemplos de la composición del gas obtenido, la relación de vapor de agua/biomasa utilizado, el tamaño de partícula, tipo de gasificador utilizado y la temperatura de gasificación.

Los trabajos de Li et al. [8] y Iovane et al. [17] concluyen que la temperatura de gasificación es el factor más importante en este proceso. A altas temperaturas se favorece la producción de hidrógeno, por ende el poder calorífico del gas generado aumenta. Las pruebas experimentales confirmaron que la gasificación con vapor de agua como agente gasificante favorece la calidad del gas (mayor porcentaje en volumen de hidrogeno y bajo contenido de alquitranes), sin embargo, excesivo vapor bajaría la temperatura de gasificación y así se perdería calidad en el gas generado. Como conclusión los valores óptimos de la relación de vapor de agua/biomasa encontrados por Li et al.[8] fueron de 1,33 en temperaturas de gasificación de 800 a 900 °C para las condiciones de operación de estos equipos.

Tabla 8: Composición de gas obtenido en la gasificación de cuesco de palma con vapor de agua como agente gasificante [8][13][17][41].

	Reactor Lecho fijo [8]	Modelación matemática reactor de lecho fijo [13]	Horno rotatorio [17]	Reactor tubular de lecho fijo [41]
Temperatura de gasificación (°C)	800	862	850	850
Relación vapor de agua/biomasa	1,33	1	0,7	0.7
Tamaño de partícula (mm)	0,15 - 2	2	10 - 20	0,5 - 30
Composición del gas				
Contenido H ₂ (% vol.)	36,5	42,9	39,4	47,20
Contenido CO (% vol.)	25,8	48,9	23,5	17,39
Contenido CH ₄ (% vol.)	10,2	0,8	11,3	10,06
Contenido CO ₂ (% vol.)	24,5	2	23,1	23,39
Poder calorífico inferior del gas obtenido (MJ/Nm ³)	12,37	13	12	13,43

3. Modelo de equilibrio termodinámico

Parámetros de operación como temperatura y presión en el reactor, tasa de alimentación y agente de reacción, influyen en gran medida en el proceso de gasificación [42]. Cualquier cambio en los parámetros de operación tienen un efecto considerable sobre la composición final del gas y por ende en el rendimiento del proceso [7]. También se observa que diferencias en las materias primas, inherentes a su composición y propiedades termoquímicas, afectan el proceso de gasificación mostrando un comportamiento interrelacionado entre parámetros del proceso, materia prima y rendimiento [42]. Por lo tanto, la tarea de experimentación para encontrar las condiciones óptimas de operación para un gasificador que utiliza cierta materia prima, se convierte en un proceso que requiere mucho tiempo y altos costos de inversión. Bajo estas condiciones, los modelos matemáticos se han convertido en una herramienta importante para estudiar el comportamiento del gasificador con el fin de optimizar su diseño y operación sin realizar la experimentación física de equipos y/o procesos.

Los modelos matemáticos son desarrollados para dar una buena representación de los fenómenos físicos y químicos que ocurren dentro de un gasificador [42]. Un buen modelo matemático es aquel que permite reproducir la operación real con un aceptable grado de desviación [7]. Un buen modelo matemático puede:

- Encontrar las condiciones óptimas de operación o los parámetros de diseño para la fabricación de un gasificador.
- Identificar zonas de peligrosa operación.
- Proporcionar información sobre condiciones de operación extrema (alta presión, alta temperatura) donde los experimentos son de difícil realización.
- Proporcionar información sobre una mayor amplitud de condición de operación de las que se pueden obtener experimentalmente.
- Mejorar interpretación de los resultados experimentales y análisis de comportamientos anormales en un gasificador.
- Permitir escalamiento en tamaño de un gasificador, que permita trabajar con éxito de un tamaño a otro y variando el tipo de biomasa utilizada.

3.1 Modelos matemáticos del proceso de Gasificación

Los modelos matemáticos del proceso de gasificación pueden ser clasificados en los siguientes grupos [7][43]:

- Equilibrio Termodinámico.
- Modelo Cinético.
- Dinámica de fluidos computacional (CFD).
- Red neuronal Artificial.

El modelo de equilibrio termodinámico permite predecir el máximo rendimiento que se puede lograr de un producto deseado para un sistema de reacción [44], es decir, si, cuando está aislado de su entorno, no experimenta cambios macroscópicos observables. El rendimiento y la composición de los productos en esta condición están determinados por las constantes de equilibrio y la minimización de la energía libre de gibbs [42]. En equilibrio químico el sistema se considera en su estado más estable de composición, indicando que la entropía del sistema es maximizada, mientras la energía libre de gibbs es minimizada [27][42]. Aunque el equilibrio químico no se puede alcanzar en un gasificador, los modelos de equilibrio proporcionan una predicción razonable de la composición final y permite controlar parámetros del proceso como la temperatura y presión [7][34].

Muchos investigadores han hecho uso del modelo de equilibrio termodinámico para predecir la composición del gas en el proceso de gasificación. García [37], Niladri et. al [34], Dutta et. al [45] y Mendiburu et. al [46] realizaron estudios del proceso de gasificación haciendo uso del equilibrio termodinámico determinado mediante constantes de equilibrio, los resultados obtenidos se compararon con estudios realizados por otros autores, estableciendo que los resultados obtenidos de forma numérica concuerdan con los resultados obtenidos de forma experimental.

A pesar de uso frecuente en la simulación de procesos de gasificación las deficiencias encontradas en el modelo de equilibrio termodinámico para predecir con exactitud la composición final de los gases, empleando tiempos finitos de reacción e incluyendo el efecto que tiene la geometría del gasificador en la composición final del gas generado, revela la necesidad de usar modelos cinéticos para evaluar y predecir con mayor exactitud el comportamiento del gasificador. Por lo tanto el modelo cinético permite predecir el rendimiento de gases, su composición final, en un tiempo de residencia finito, en un volumen finito y a una temperatura específica dentro del gasificador. Por otra parte esto involucra parámetros como tasa de reacción, tiempos de residencia, velocidad superficial, velocidad de difusión dentro del reactor, su longitud y así mismo la necesidad de recurso computacional más intensivo [7][42]. Budhathoki [47] y Khan et. al [48] han realizado estudios usando modelos cinéticos con el fin de mejorar la predicción en la composición de los gases, en sus trabajos reportan aproximadamente un 90 % en exactitud en la predicción de la composición del gas.

Modelos de dinámica de fluidos computacional (CFD) juegan un rol importante en la modelación de gasificadores de flujo de arrastre, de lecho fluidizado, de lecho móvil y lecho fijo [7]. Los modelos CFD implican la solución de ecuaciones de conservación de masa, conservación de especies y conservación de energía en una región definida. Un código CFD para la gasificación incluye típicamente un conjunto de submodelos para la secuencia de operaciones tales como la vaporización de partículas de biomasa, su pirólisis, reacciones secundarias en la pirólisis y oxidación de carbono, la solución de dichas ecuaciones puede lograrse con software comerciales como ANSYS, ASPEN, FLUENT y COMSOL y no comerciales como C++ o Fortran [7][13][42]. Antonopoulos et al. [43] y Sivakumar et al. [49] han trabajado en el análisis del flujo de agente de reacción, distribución de temperaturas y concentración de los productos de gasificación usando código CFD para la gasificación de biomasa.

El análisis por red neuronal es una herramienta de simulación relativamente nueva para la modelación de gasificadores [7], esta funciona imitando el funcionamiento del cerebro humano, que utiliza la experiencia de experimentos previos para predecir cómo se comportará el gasificador bajo ciertas condiciones, la simulación por redes neuronales de un gasificador requiere de una extensiva base de datos experimentales que es usada como parámetros de entrada en el modelo de red neuronal. Debido a su comportamiento no analítico, de no equilibrio los modelos por red neuronal tienen muchas limitaciones en términos de modelado dinámico, a pesar de su exactitud en la predicción de la composición, el modelado por redes neuronales actualmente no es una opción viable para las nuevas tecnologías como son la gasificación de biomasa, debido a los escasos datos experimentales con los que se cuenta [7][42]. Mikulandric et al. [50] han trabajado en el análisis por red neuronal de la gasificación de biomasa, su trabajo concluye que es posible lograr con razonable precisión los parámetros del proceso de gasificación al comparar los resultados numéricos con plantas de gasificación de biomasa en operación.

3.2 Modelo seleccionado

Los modelos cinéticos y de equilibrio termodinámico no proporcionan resultados precisos, debido al hecho de que se limitan a un pequeño número de especies y reacciones con mecanismos claramente definidos [34][42]. Además, para sistemas más complejos, los mecanismos de reacción y las especies producidas a menudo requieren un estudio más amplio e incorporación de correlaciones empíricas basadas en estudios experimentales, para ayudar a incrementar la precisión de los modelos [34]. La importancia de los modelos de equilibrio radica en que son sencillos de solucionar y son capaces de predecir la composición del gas de síntesis con una considerable precisión [7][34][42].

Aunque el enfoque de equilibrio es relativamente fácil de implementar y converge rápidamente, tiene inherentes limitaciones termodinámicas relacionadas con el hecho que el equilibrio termodinámico no es alcanzado plenamente durante temperaturas de funcionamiento relativamente bajas (temperatura de salida de gases formados desde 750 hasta 1000 °C) [7][9][42]. Por lo tanto, el enfoque de equilibrio no da una verdadera representación del proceso durante el funcionamiento a bajas temperaturas.

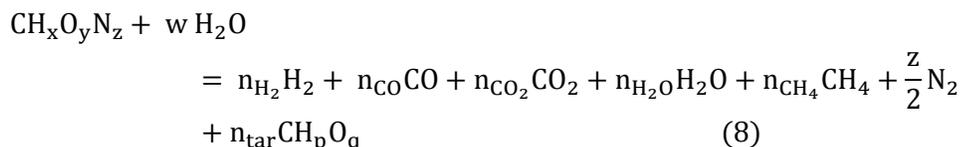
A pesar de las limitantes mencionadas, los modelos de equilibrio permiten una descripción práctica de los procesos de gasificación. En particular, se pueden destacar que de los resultados obtenidos, se pueden definir los límites de operación, la relación entre los diferentes parámetros de operación y la composición de los gases producidos. Aunque los modelos de equilibrio son simples, pueden describir procesos de gasificación con buena aproximación, tal como los que ocurren en los gasificadores a contracorriente [7][34][42][47]. Por lo tanto se propone usar el modelo de equilibrio como alternativa para simular el gasificador ubicado en el laboratorio de transmisión de calor de la Universidad Nacional de Colombia.

3.3 Formulación del modelo matemático

La biomasa utilizada puede ser expresada en la forma molecular $CH_xO_yN_z$ donde los subíndices x , y , z son determinados a partir del análisis último de la biomasa a gasificar (Ec. 7).

$$x = \frac{w_H}{PM_H} ; y = \frac{w_O}{PM_O} ; z = \frac{w_N}{PM_N} \quad (7)$$

La reacción de gasificación generalizada puede ser representada como: [7][34][42]:



Donde n_{H_2} , n_{CO} , n_{CO_2} , n_{H_2O} , n_{CH_4} , n_{N_2} y n_{tar} son el número de moles de H_2 , CO , CO_2 , H_2O , CH_4 , N_2 y alquitranes respectivamente, w es la humedad asociada con la biomasa más el agua adicional para alcanzar las relaciones vapor de agua/ biomasa, CH_pO_q representa la composición típica de los alquitranes [7][34].

El balance elemental de la reacción global de gasificación (ecuación 8), conduce a las siguientes ecuaciones.

- Balance de carbono:

$$n_{\text{CO}} + n_{\text{CO}_2} + n_{\text{CH}_4} + n_{\text{tar}} - 1 = 0 \quad (9)$$

- Balance de hidrógeno:

$$2n_{\text{H}_2} + 2n_{\text{H}_2\text{O}} + 4n_{\text{CH}_4} + pn_{\text{tar}} - x - 2w = 0 \quad (10)$$

- Balance oxígeno:

$$n_{\text{CO}} + 2n_{\text{CO}_2} + n_{\text{H}_2\text{O}} + qn_{\text{tar}} - w - y = 0 \quad (11)$$

Los alquitranes son una mezcla de varios hidrocarburos y anillos aromáticos, generados a partir de las reacciones de descomposición primaria en la fase de pirólisis [7][34][51], la predicción de la composición de los alquitranes presentes en el gas generado utilizando cualquier técnica numérica es muy difícil de lograr, debido al número y al complejo manejo matemático de las reacciones que favorecen la formación de alquitranes [52]. Es por ello que en la mayoría de los modelos de equilibrio termodinámico la formación de alquitranes no es considerada [53][46][54][55].

Debido a esta dificultad y con el fin de predecir la composición de los gases del proceso de gasificación incluyendo la formación de alquitranes; En el presente modelo de equilibrio termodinámico se considera la composición de los alquitranes así como su fracción molar (n_{tar}) en los gases productos de la gasificación como un parámetro de entrada en el modelo [7][34].

El rendimiento y composición de alquitranes presentes en los gases generados depende de la temperatura de gasificación, tipo de reactor y la materia prima a utilizar. Valores típicos de alquitranes reportados por varios autores [7][51][52][56][57], indican que los niveles de alquitranes en los gases generados en gasificadores de corrientes paralelas y en contracorriente son de 1 gr/Nm³ y 50 gr/Nm³, respectivamente. Para gasificadores de lecho fluidizado los niveles característicos de alquitranes son de 10 gr/Nm³ y para los reactores de flujo de arrastre menor a 0,5 gr/Nm³. En la tabla 9 se resume la información mencionada.

Tabla 9: valores típicos de alquitranes en diferentes tipos de gasificadores de biomasa [7][51][52][56][57].

Tipo de gasificador	Concentración promedio de alquitranes en gas generado gr/Nm ³
Corriente paralelas	< 1
Lecho fluidizado	10
Contracorriente	50
Flujo de arrastre	< 0,5

De la revisión bibliográfica, varios autores reportan niveles típicos de alquitranes en gasificadores de corrientes paralelas que trabajan con vapor de agua como agente de reacción y madera como materia prima, en los rangos de que van desde $1 \text{ gr/Nm}^3 - 2 \text{ gr/Nm}^3$, con una concentración promedio de alquitranes en los gases generados de un 2 % de alquitranes como porcentaje de biomasa alimentada [7][52]. Asimismo Barman et al. [34] y Tinaut et al. [58] reportan un 4,5 % (porcentaje en masa alimentada) como contenido máximo de alquitranes. Resultados experimentales obtenidos por Milne et al. [52] y Galvagno et al. [59] reportan $C_nH_pO_q$ como la fórmula representativa para la composición de los alquitranes, usada para realizar un análisis comparativo entre los modelos estequiométricos y los resultados experimentales usando diferentes tipos de residuos (maderas) y vapor de agua como agente de reacción.

Iovane et al. [17] reporta un 1,9 % en volumen de C_2H_6 en el gas generado en la gasificación con vapor de agua de cuesco de palma en un horno rotatorio, asimismo Galvagno et al. [59] reporta un 1 % en volumen de C_2H_6 en el gas generado en la gasificación de madera con vapor de agua en un gasificador de lecho fijo de corrientes paralelas y Gómez et al. [60] reporta un 1 % en volumen de C_2H_4 en el gas generado en la gasificación con vapor de agua de cuesco de palma en un gasificador de lecho fijo.

Acorde a los resultados reportados en la revisión bibliográfica en el presente estudio se considera un 4,5 % como valor promedio del rendimiento de alquitranes como porcentaje de biomasa alimentada y considera el correspondiente valor molar (n_{tar}) como un parámetro de entrada en el modelo de equilibrio. La fórmula representativa de alquitranes usada tiene la siguiente composición $C_6H_{6,2}O_{0,2}$, este valor es representativo para la materia volátil condensable usado por Tinaut et al.[58] en la gasificación de biomasa en un gasificador de lecho fijo.

Varios autores han demostrado que bajo condiciones de gasificación las únicas especies presentes son $CO, CO_2, H_2O, CH_4, H_2$, alquitranes y carbón sólido C [34][61][62], cuando se considera este sistema de componentes y aplicando la regla de fases [61][63] existirían cuatro reacciones químicas independientes. Para el caso planteado en este trabajo donde se conoce la composición y fracción molar de los alquitranes generados además se asume que el carbón sólido no existe en estado de equilibrio debido a un exceso de agente de reacción. El sistema de especies se reduce a un sistema homogéneo que se compone $CO, CO_2, H_2O, CH_4, H_2$ de tal manera que son necesarias dos reacciones químicas independientes adicionales a las Ecuaciones 9,10 y 11 para poder solucionar el sistema de ecuaciones.

Dos sistemas de reacciones son usados para cuando no se considera carbón sólido en los productos del proceso de gasificación [37][61]:

- Reacción desplazamiento agua-gas (Ec. 3) y reacción de formación de metano (Ec. 4)
- Reacción desplazamiento agua-gas (Ec. 3) y reacción reformado de vapor (Ec. 6)

De los dos sistemas usados la reacción de equilibrio de reformado de vapor es ampliamente favorecida en el caso de gasificación con vapor, por lo tanto muchos trabajos usan la reacción desplazamiento agua-gas y la reacción de formación de metano como las dos reacciones independientes a considerar debido a que son las más restrictivas [37] [64].

- Reacción desplazamiento de agua - gas: $\text{CO} + \text{H}_2\text{O} = \text{CO}_2 + \text{H}_2$

$$K_1 = \frac{(n_{\text{CO}_2})(n_{\text{H}_2})}{(n_{\text{CO}})(n_{\text{H}_2\text{O}})} \quad (12)$$

Donde la constante de equilibrio K_1 es evaluada de la siguiente relación (Ec. 13) [37], donde T está en K.

$$K_1 = e^{\left\{\frac{4000}{T} - 3,5\right\}} \quad (13)$$

- Reacción formación de metano: $\text{C} + 2\text{H}_2 = \text{CH}_4$

$$K_2 = \frac{(n_{\text{CH}_4})(n_{\text{total}})}{(n_{\text{H}_2})(n_{\text{H}_2})} \quad (14)$$

La constante de equilibrio K_2 es evaluada de la siguiente relación [7][37], donde T está en K.

$$K_2 = e^{\left\{\frac{10000}{T} - 12,2\right\}} \quad (15)$$

Debido a la diferencia en diseño que se presentan en los gasificadores de corrientes paralelas, la composición de los gases generados por estos equipos será diferente. Muchos autores han hecho modificaciones en los modelos de equilibrio, incluyendo resultados experimentales con el fin de mejorar la precisión en la predicción de la composición de los gases generados.

Trabajos reportados por Barman et al. [34], Jarunthammachote et al. [65] y Jayah et al. [66] consideran en su modelo las ecuaciones 9, 10, 11,12 y 14. Durante la validación de los resultados experimentales de Jayah et al. [66], se observó que para validar su modelo con los resultados experimentales más cantidad de agente de reacción debía ser considerado, el significado de esta observación es que para satisfacer el porcentaje de moles de metano, mayor cantidad de agente de reacción se requería. Es por ello, para tener en cuenta esta condición en el modelo propuesto, la reacción de reformado de vapor (Ec. 6) es incorporado en el modelo excluyendo el balance de carbono (Ec. 9). Aunque se excluya el balance de carbono, se realiza una comprobación de cumplimiento en el código implementado.

- Reacción reformado de vapor: $\text{CH}_4 + \text{H}_2\text{O} = \text{CO} + 3\text{H}_2$

$$K_3 = \frac{(n_{\text{CO}})(n_{\text{H}_2}^3)}{(n_{\text{CH}_4})(n_{\text{H}_2\text{O}})} \quad (16)$$

La constante de equilibrio K_3 es expresada como:

$$K_3 = 1.198 \times 10^{13} e^{\frac{-26830}{T}} \quad (17) \text{ [67].}$$

El procedimiento de cálculo inicia con el ingreso de la temperatura de gasificación, composición de la biomasa, composición de alquitranes y la relación de agua/biomasa, con estos valores se procede a calcular las constantes de equilibrio K_1 , K_2 y K_3 , definidas las constantes de equilibrio se construye el sistema de ecuaciones no lineal que será resuelto mediante el método de Newton-Raphson.

Los resultados son utilizados para calcular los porcentajes en volumen de gas seco de cada componente, mediante este método iterativo se incrementa la temperatura de gasificación y se obtienen los valores de composición del gas para cada temperatura de gasificación considerada.

En la Figura 9 se muestra el diagrama de flujo del procedimiento anteriormente descrito para el cálculo de los gases del modelo de equilibrio termodinámico.

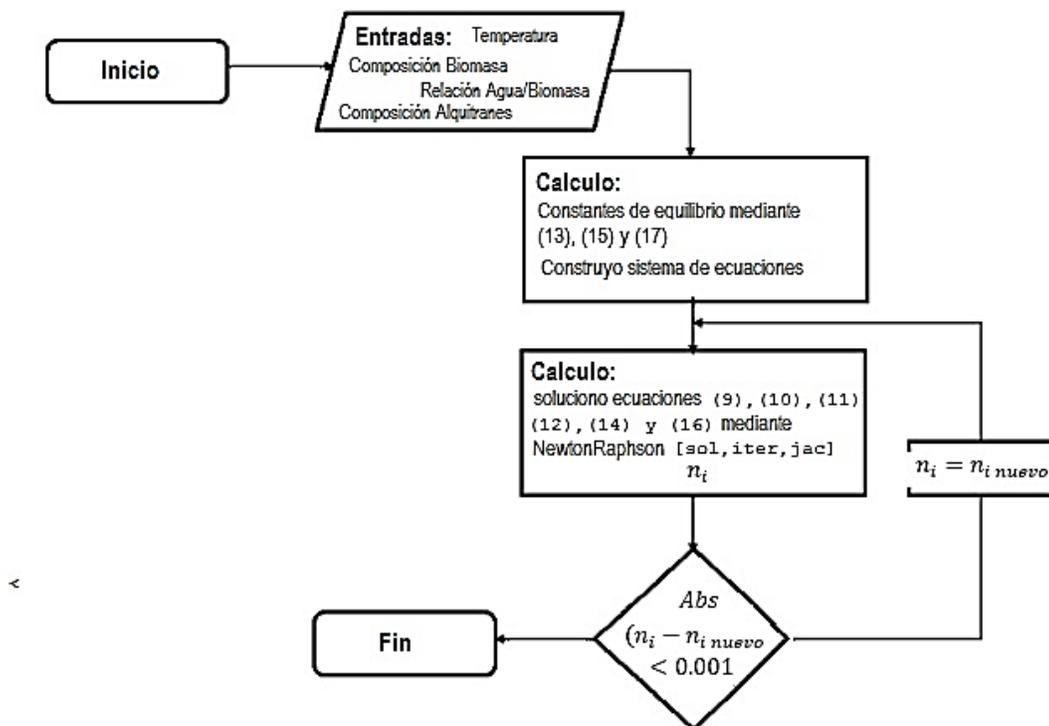


Figura 9: Diagrama de flujo cálculo de composición de gases.

3.4 Resultados y análisis

El modelo de equilibrio previamente descrito es usado para la predicción de la composición de gases en la gasificación de cuesco de palma con vapor de agua como agente gasificante, los resultados obtenidos son presentados en las Figuras 10,11 y 12, además el modelo de equilibrio termodinámico fue evaluado entre 500 y 1200 °C y se utilizaron relaciones de vapor/biomasa de 0,3, 0,5 y 0,7 respectivamente.

Para el correcto análisis de los resultados obtenidos en el modelo de equilibrio, es importante tener en cuenta que el equilibrio de las reacciones se caracteriza por la constante de equilibrio (Ec. 13,15 y 17), de ahí que, un alto valor para la constante de equilibrio indica que la reacción tiende a favorecer la formación de productos y un valor bajo para constante de equilibrio favorece la formación de los reactivos [20].

Las tres reacciones sólido-gas más comunes que se producen en la zona de gasificación de carbón son la reacción Boudouard, reacción agua-gas y reacción formación de metano (Ec. 2-4), la reacción agua-gas (Ec. 3) es dominante en la gasificación con vapor de agua. En ausencia de vapor de agua, cuando el medio gasificante es aire u oxígeno, la reacción Boudouard es dominante [7][27].

La reacción de desplazamiento agua-gas (Ec. 5) es una importante reacción en la fase gaseosa, esta incrementa el contenido de hidrógeno de los productos de gasificación a expensa del monóxido de carbono, la reacción de desplazamiento agua - gas es ligeramente exotérmica y en condiciones de equilibrio el rendimiento de los productos decrece lentamente con la temperatura [7][39] .

En la Tabla 10 se comparan los resultados obtenidos en el modelo de equilibrio utilizado, con los resultados experimentales reportados por Iovane et al. [17] Galvagno et al. [59] y Turn et al. [68], y los resultados del modelo reportado por García [13]. Las composiciones obtenidas están en base seca, la temperatura de gasificación empleada fue de 850 °C y la relación vapor de agua/biomasa fue de 0,85. Al comparar las composiciones obtenidas mediante el modelo propuesto con los resultados experimentales reportados por Iovane et al. [17], la diferencia porcentual entre composiciones para el H₂ son del 8 %, para CO de 20 %, para el CH₄ del 7 % y para el CO₂ del 24 %. Se puede establecer que los resultados obtenidos de forma numérica concuerdan con los resultados obtenidos de forma experimental para el caso de cuesco de palma. Por lo tanto se verifica que el modelo de equilibrio propuesto reproduce la operación real con un aceptable grado de desviación.

Al analizar las Figuras 10,11 y 12 se observa que al aumentar la temperatura se favorece la formación de monóxido de carbono e hidrógeno. Asimismo, la disminución en la formación de dióxido de carbono y metano, esto concuerda con el hecho que en condiciones de equilibrio, al aumentar la temperatura, las constantes K_1 y K_2 (Ec. 13 y 15) disminuyen, por lo tanto se favorece la formación de los reactivos CO de la reacción desplazamiento agua-gas (Ec. 5) y H₂ de la reacción de formación de metano (Ec. 4).

Al comparar las Figuras 10,11 y 12 se observa que la relación vapor de agua/biomasa tiene una fuerte influencia en la composición del gas. De ahí que, un aumento en la relación vapor de agua/biomasa promueve significativamente la formación de gas hidrógeno a expensas del monóxido de carbono en la gasificación.

Tabla 10: Comparación de resultados experimentales obtenidos por Iovane et al. [17], García [13], Galvagno et al. [59] y Turn et al. [68] y los obtenidos por el modelo planteado.

	Galvagno et al. [59]	Iovane et al. [17]	Turn et al. [68]	García [13]	Modelo Utilizado
Temperatura de gasificación (°C)	850	850	850	862	850
Relación vapor de agua/biomasa	0,8	0,7	1,4	1	0,85
Composición del gas					
Contenido H ₂ (% vol.)	45,5	52,2	38,8	42,9	48,13
Contenido CO (% vol.)	23,1	22,1	32,7	48,9	28,2
Contenido CH ₄ (% vol.)	8,6	6	8,3	0,8	5,6
Contenido CO ₂ (% vol.)	20,8	19,5	18,6	2	14,86

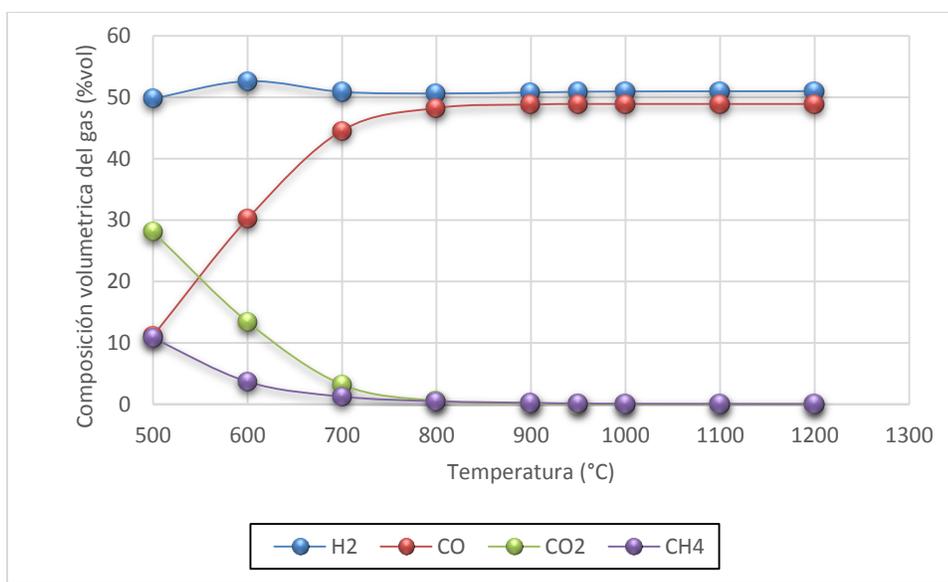


Figura 10: Composición del gas obtenido con relación vapor/biomasa=0.3

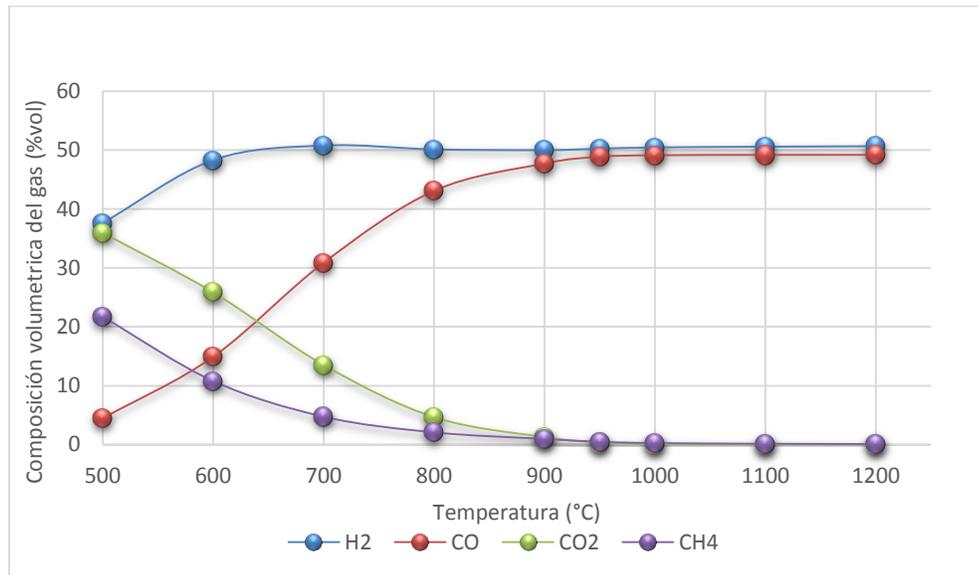


Figura 11: Composición del gas obtenido con vapor/biomasa=0.5

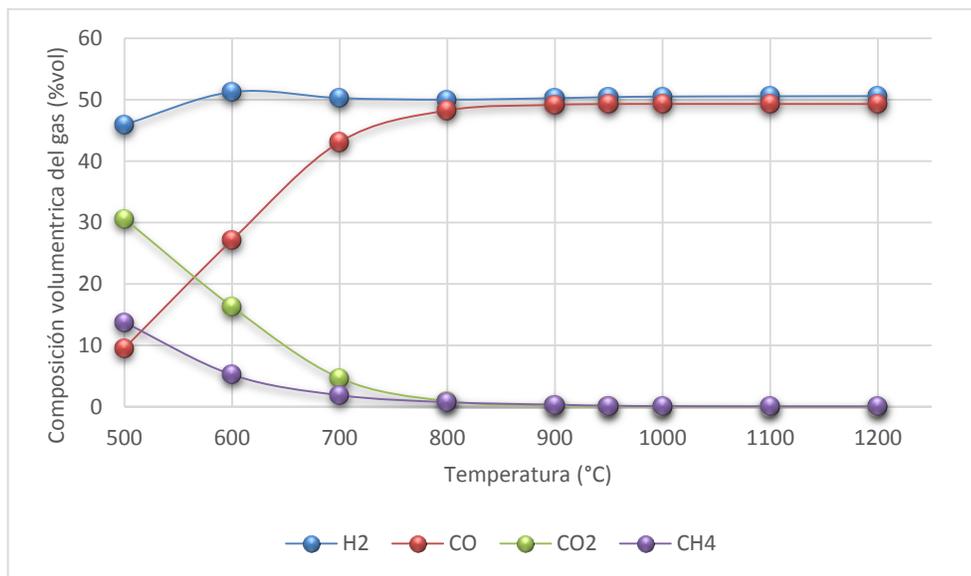


Figura 12: Composición del gas obtenido con vapor/biomasa=0.7

4. Sección experimental

El Grupo de Investigación en Biomasa y Optimización Térmica de Procesos – BIOT, de la Universidad Nacional de Colombia, ha diseñado y construido un sistema para la gasificación de biomasa a escala piloto de laboratorio, cuyo reactor es de lecho fijo, de corrientes paralelas; con calentamiento indirecto por medio de la combustión de gases, y uso de vapor de agua como agente de reacción.

El sistema, ubicado en el Laboratorio de Transmisión de Calor, consta del gasificador donde se producen las reacciones necesarias para la obtención del gas de síntesis; de un sistema de alimentación que se encarga de dosificar la materia prima, para garantizar alimentación en continuo, de un sistema de nivel encargado de sensar y regular el nivel de llenado del gasificador, de elementos de medición de temperatura y adquisición de datos, de líneas de alimentación de gas de arrastre, de sensores de presión, de sistema de calentamiento de salida de gases, de sistema de muestra de alquitranes y gases, de sistema de enfriamiento, de sistema de distribución de gases, de sistema de medición de gases, de sistema de dosificación de agua y bomba de succión.

En este capítulo se hace una descripción detallada del estado inicial del equipo, las pruebas preliminares, las modificaciones implementadas, la descripción del proceso y el plan experimental desarrollado.

4.1 Antecedentes condición de operación.

El concepto de diseño del sistema de gasificación se basa en el principio de crear un equipo de fácil implementación, operación y mantenibilidad, con el fin de obtener un gas con un alto poder calorífico y con bajo contenido de alquitranes e impurezas, García [37] trabajó en el dimensionamiento del sistema de gasificación, en la puesta a punto a través de pruebas de calibración de los subsistemas que componen el equipo y una prueba de calentamiento.

El esquema inicial de gasificación implementado por García [37] se muestra en la Figura 13, este está compuesto por un reactor (4) donde se realiza la descomposición térmica de la biomasa, de un sistema de alimentación (1) y (3), de un sistema de calentamiento indirecto (2) que proporciona el calor necesario para que se dé la descomposición térmica de biomasa, de un sistema de regulación de gas de arrastre (29)(30)(31) y (32), de un sistema de dosificación de agente de reacción (33), de un sistema de medición de temperatura y presión (10)(25)(26), de un sistema de adquisición de datos (27)(28), de un sistema de enfriamiento de gases y condensación de alquitranes (16)(17), de un sistema de extracción de muestra de gas (18)(20)(21)(22)(23)(24), de una bomba de succión de gases (15), de un medidor de oxígeno (19) y de un sistema para la combustión de gases generados (35)(36)(40). Así mismo, García [37] incluye en su tesis el procedimiento inicial de trabajo detallado.

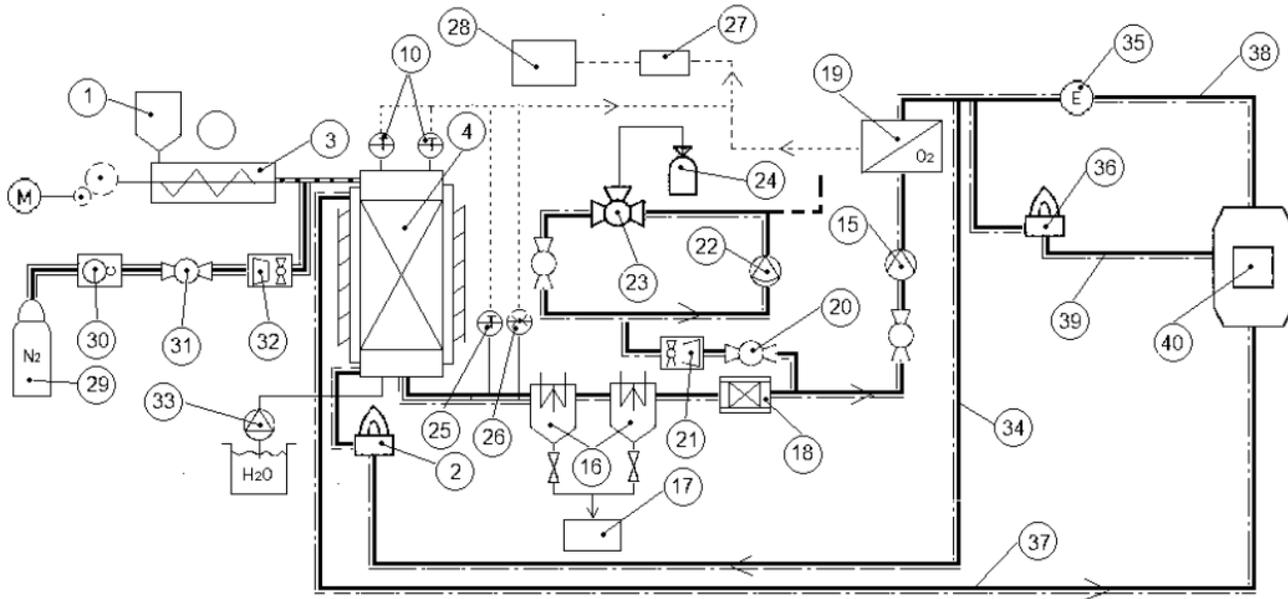


Figura 13: Esquema inicial sistema de gasificación [37].

En la Figura 14 se muestra la posición de los termoelementos usados y las distancias longitudinales medidos desde la tapa superior del gasificador, asimismo el reactor (4) y el ducto interior (5) por el cual se evacuan los gases generados en el proceso de gasificación, el calentamiento indirecto se logra por medio de los gases provenientes de los quemadores que circulan por los ductos de calentamiento (6) ubicados en el tubo exterior del reactor (7). Se dispone de deflectores (8) que permiten mejorar la transferencia de calor por medio de la reducción de velocidad de los gases de combustión al interior del equipo. Por último la ruta de evacuación de gases es a través del ducto (9).

En la Figura 16 se muestra la descripción de la disposición radial de los termoelementos, estos se distribuyen en el eje central, cercano a la pared del reactor (5) y otro en la mitad del radio del tubo (5), esta distribución permite medir cambios radiales de temperatura durante la ejecución experimental.

En la Figura 15 se muestra la descripción inicial del componente inferior del reactor, en él se encuentran la malla de cenizas (11) que retienen la biomasa alimentada para que reaccione con el agente de reacción antes de caer al depósito de cenizas (12), se dispone de una compuerta circular (12 A) que permite la evacuación de ceniza generada. En el depósito de ceniza (12) se ubican las conexiones para la alimentación del agente de reacción (12B). Por último se dispone de una malla filtrante (14) para retener las partículas sólidas presentes en el gas antes de ser evacuado.

Después de García [37] se hicieron algunas pruebas que evidenciaron fallas o necesidad de implementar modificaciones en el sistema de alimentación (1) y (3), en el reactor (4), en el sistema de dosificación de agente de reacción (33), en el sistema de medición de temperatura y presión (10),(25) y (26), en el sistema de adquisición de datos (27) y (28), en el sistema de enfriamiento de gases y condensación de alquitranes (16) y (17) y en el sistema de extracción de muestra de gas (18),(20),(21),(22),(23) y (24).

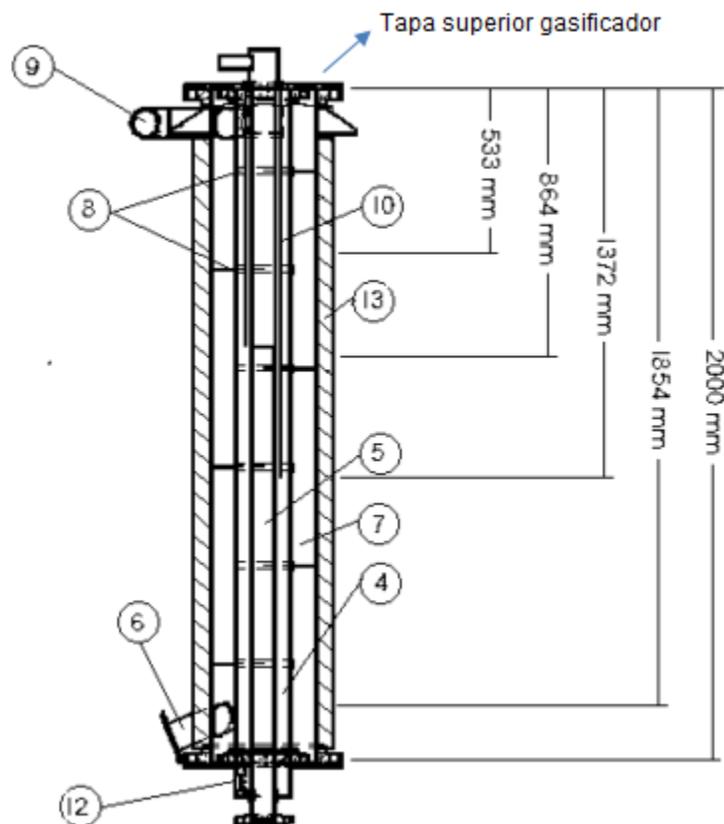


Figura 14 Posición termoelementos y partes del reactor [37].

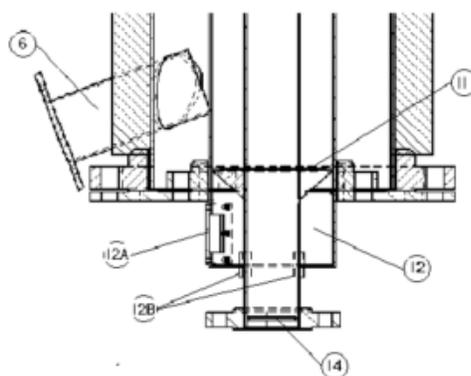


Figura 15 : Descripción inicial componente inferior del reactor [37].

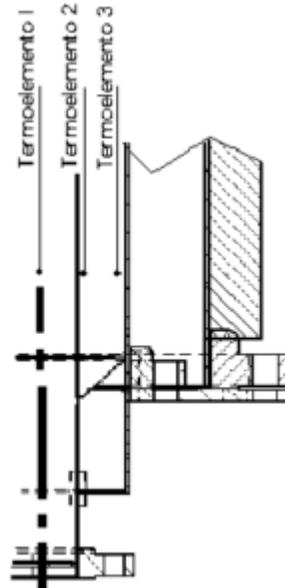


Figura 16 Descripción disposición termoelementos [37].

4.2 Pruebas Preliminares

Con el objetivo de realizar el estudio de desempeño del equipo de gasificación, es necesario realizar varias pruebas de verificación y adecuación, que permitan conocer la evolución temporal de las temperaturas dentro del equipo durante la puesta a régimen estable, hermeticidad y curvas de calibración de equipos auxiliares e implementación de una nueva configuración que garantice la evacuación de gases y evitar así taponamientos.

Prueba de hermeticidad

En primera instancia, se realiza la verificación de hermeticidad en cada uno de los sistemas y subsistemas del equipo de gasificación, esta prueba se realiza con nitrógeno industrial y se evalúan fugas a una presión máxima de 0,3 bar. De esta prueba se detectaron fugas en el componente inferior del reactor, esta falta de hermeticidad se debe al diseño en sello circular en depósito de cenizas (12 A), fugas en intercambiador de calor (16) y (17) por deterioro de empaques de grafito y fugas en termoelemento central.

Prueba de calentamiento con carbón vegetal

Se realizaron pruebas de calentamiento del equipo con carbonizado vegetal con el fin de evaluar las temperaturas máxima alcanzada en el interior del equipo a través de los quemadores usados para el calentamiento indirecto, identificando los tiempos de calentamiento, estabilización, estado transitorio y estado estable. El carbón vegetal al estar parcialmente pirolizado simula el equipo en condiciones de operación sin necesidad de tratar los gases generados por la descomposición térmica si se usara cuesco de palma.

En las condiciones de operación descritas arriba, el tiempo necesario para alcanzar el estado estable es alrededor de 2 horas, durante este periodo, tres diferentes fases ocurren sucesivamente calentamiento, estabilización, estado estacionario. El cuerpo del gasificador se llena completamente de carbón vegetal simulando las condiciones que se tendrían al gasificar carbonizado.

Con esta prueba de calentamiento se pudo verificar que los quemadores permiten alcanzar las temperaturas necesarias para llevar a cabo el proceso de gasificación.

Prueba de pirólisis

En esta prueba se realiza la evaluación de rendimiento del equipo, al trabajar en condiciones de pirólisis (500 – 600 °C), el principal objetivo de estos ensayos es estudiar el comportamiento térmico (Perfiles de temperaturas), funcionalidad de equipos auxiliares, verificación que no se presentan taponamientos en las líneas, monitoreando el comportamiento de ductos, bomba de succión, chimenea, capacidad de almacenamiento del sistema de enfriamiento y optimización en la configuración del equipo para la ejecución experimental con el objetivo de simular las condiciones más severas de producción de alquitranes.

A continuación se indica el procedimiento desarrollado:

Se alimentó el reactor (4) con 14,1 kg de cuesco de palma. A medida que se calienta la muestra hasta 570 °C a una tasa de calentamiento aproximada de 2,5 K/min, los productos volátiles y gaseosos salen del reactor succionados por una bomba de vacío (15) y pasan a los intercambiadores de calor de tubos concéntricos (16) en donde se condensan los alquitranes y el agua, luego el gas es pasado por dos filtros de aserrín y son quemado en una chimenea (36). En el tramo que comunica el reactor con los intercambiadores hay una desviación hacia un tren de frascos de vidrio donde se hace fluir un caudal de 1 lpm del gas producido, se condensan los volátiles producidos y el gas es recolectado en un frasco marlotte de 10 litros con agua a un nivel graduado, que permite ir regulando la presión en el interior mediante la evacuación coordinada de agua. Al cabo de 220 minutos después de haber iniciado el calentamiento, se deja enfriar el equipo a temperatura ambiente.

La evidencia recolectada al finalizar la prueba preliminar de pirólisis justifica el cambio en la configuración interna del equipo, para evitar taponamiento por obstrucción de la línea de evacuación de gases. Se evidencio que las mallas filtro no son suficiente para garantizar que la línea de evacuación no se obstruya por acumulación de material, cuando se alimenta en continuo el equipo.

4.3 Adecuaciones realizadas con base en las pruebas preliminares

Para la descripción de los problemas encontrados en el funcionamiento del gasificador de lecho fijo ubicado en el Laboratorio de Transmisión de Calor de la Universidad Nacional de Colombia se indicará en primer lugar el elemento sobre el que se hable, mencionando su numeración en referencia a los esquemas de las Figuras 13, 14,15 y 16, para luego describir la falla, el grado de afección y la solución implementada.

En la Tabla 11 se resume el diagnóstico realizado sobre la operación del equipo, en ella se evidencian siete (7) tipos de fallas (hermeticidad, taponamiento en ductos por condensación de alquitranes, ausencia de sistema de medición de nivel, ausencia de sistema de alimentación de biomasa, sistema dosificación de vapor de agua, interfaz gráfica para la adquisición de datos y sistema de recolección de condensados). A cada diagnóstico se le relaciona con la numeración utilizada en el esquema de la Figura 13, se da una breve descripción de la falla, su grado afectación en la operación y correcto funcionamiento del equipo y por último, una breve exposición de la solución implementada.

En la Figura 18 se incluye el diagrama Causa-Efecto de las condiciones de operación encontradas en el funcionamiento del equipo de gasificación.

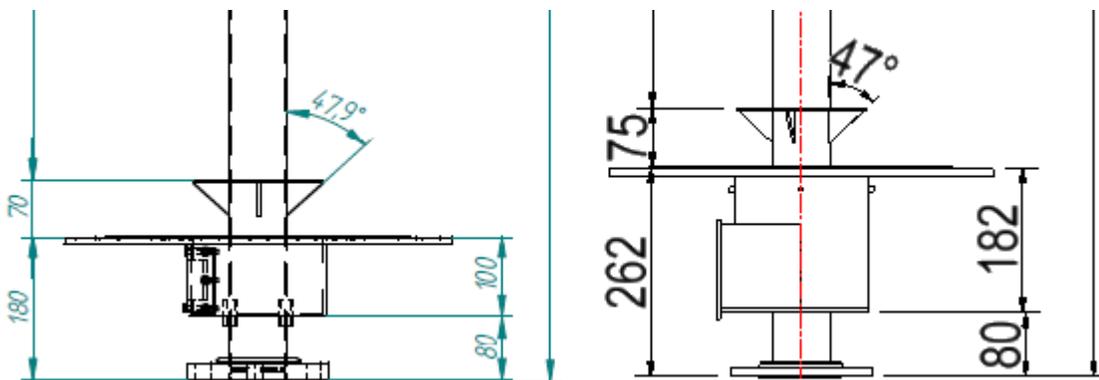


Figura 17: Modificación depósito de cenizas, construcción implementada (derecha) y diseño inicial (izquierda), medidas (mm), Fuente propia

Tabla 11: Diagnóstico de fallas en diseño y operación gasificador de lecho fijo

Tipo de falla	Ubicación Esquema Figura 14,15 y 16	Descripción de falla y grado de afección	Solución implementada
Hermeticidad	Ítem 12A - depósito de cenizas	Fuga depósito de ceniza, por geometría circular utilizada en tapa sellante, el equipo no logra hermeticidad, no se pueden realizar pruebas de estanqueidad	Las tapas planas se utilizan para cerrar recipientes sujetos a presión atmosférica, debido a su bajo costo y facilidad de instalación. Esta alternativa es seleccionada para cambiar geometría de tapa de circular a rectangular, esto se debe a que entre caras planas es más fácil lograr el sello deseado que entre superficies curvas, se utilizan empaques de grafito y silicona de alta temperatura para garantizar hermeticidad. El diámetro de los agujeros y la distancia entre los ejes de los tornillos y los bordes de la placa se escogieron con base a la NTC 3979 para elementos de fijación, se agregan tornillos brístol de ¼ in que garantizan la fijación y hermeticidad ver Figura 17.
	Ítem 16 – Intercambiadores de calor	Con el fin de realizar el balance de masa de los productos generados en el proceso de gasificación, después de cada prueba experimental se debe hacer el pesaje de alquitranes almacenados en los intercambiadores de calor, este procedimiento requiere el completo desarme de los intercambiadores después de cada prueba, el desarme y armado repetitivo genera fugas por instalación y por deterioro de los empaques de grafito usados para garantizar hermeticidad.	Se modifica la metodología de uso de los intercambiadores, se realiza el pesaje completo del dispositivo antes y después de cada prueba en una balanza de 250 kg con una resolución de 0,1 kg, se realiza la limpieza con isopropanol sin desarmar el equipo.

Ítem 10- Fugas Termoelemento central	Debido a la configuración del termoelemento central, este debe deslizarse manualmente para medir los cambios axiales de temperatura, se presentan fugas en el racor de unión, este procedimiento dificulta garantizar la hermeticidad requerida en el equipo durante la ejecución experimental.	Se adquiere termoelemento multipunto en tubing en acero inoxidable de 9 mm de diámetro que contiene termoelementos ubicados a 533, 864, 1372 y 1854 mm medidas desde la tapa superior (Figura 14).
Taponamiento de Ductos Líneas ducto de salida de gas	Milne et al. [52] muestra en sus trabajos que los alquitranes se condensan a temperaturas por debajo de 400 °C, esto se verificó en la prueba preliminar de pirólisis, donde se genera taponamiento en la línea de evacuación de los gases por la condensación de alquitranes a temperaturas cercanas a los 400 °C, este taponamiento por obstrucción genera excesivos aumento de presión (>1 bar) y posterior suspensión de la prueba experimental.	Los ductos de salida de gases están compuesto por 4 tramos de tubería en acero inoxidable 304 de ½ in, en estos tramos se presenta la condensación de alquitranes y por ende taponamiento de las líneas de evacuación de gases. Se necesitan resistencias tipo bobina que puedan ser conformadas y adaptadas a la geometría de los tramos de tubería que se desean calentar, estas resistencias deben garantizar temperaturas mayores a 400 °C y que se permita definir y controlar la temperatura máxima de calentamiento. Con base a estos requerimientos se adquiere 4 resistencias planas tipo J, que pueden ser conformados bajo la necesidad geométrica y usadas para el calentamiento de superficies cilíndricas de diámetros pequeños, tipo J por los rangos de temperatura a manejar de 0 – 750 °C, controladas por medio de relés de estado sólido, con control proporcional de temperatura, que permite definir qué tan rápido deben calentarse las superficies de las tuberías de ½ in además de mantener una temperatura máxima según criterio temperatura de formación de alquitranes reportados por Basu [7] y Milne et al. [52] de 200 – 500 °C. Con base a este criterio se implementa setpoint de 500 °C.

<p>Configuración tubo de salida de gases (2,5 in)</p>	<p>De la prueba de pirólisis se evidenció que al no proteger (evitar que la biomasa alimentada ingrese al tubo de acero inoxidable 304 de 2,5 in) el tubo de salida de gases, cuando el equipo llega a temperaturas de formación de alquitranes cercanas a los 400 °C en dichas zonas se presenta la condensación de alquitranes que genera taponamiento por obstrucción, presentándose excesivos aumento de presión (>1 bar) y posterior suspensión de la prueba experimental.</p>	<p>La nueva configuración, está compuesta por un tubo de 4 pulgadas de acero inoxidable 304 concéntrico al tubo de 2,5 pulgadas de acero inoxidable, que funciona como capuchón protector de la línea de evacuación de gases que evita cualquier taponamiento por acumulación de materia prima en la malla filtro ubicada en el tubo de salida de gases de 2,5 pulgadas. La vía de succión se traslada a la parte inferior del tubo de 4 pulgadas, haciendo el recorrido hasta la parte superior de la malla filtro y descendiendo hacia la línea de evacuación de gases. Debido a que la gasificación se logra al poner en contacto el carbonizado con el agente de reacción, se implementan líneas de dosificación que permite transportar el vapor de agua hasta la zona donde es requerida.</p>	
<p>Interfaz adquisición de datos</p>	<p>Ítem 27 y 28 Interfaz tarjeta de adquisición de datos</p>	<p>El sistema de adquisición de datos que se tenía implementado en el equipo usaba la interfaz Lab view para la visualización de datos, esta interfaz presenta las siguientes limitaciones:</p> <ul style="list-style-type: none"> • Una limitación respecto al tipo de graficas observables (datos en tiempo real, temperaturas y presión). • definición de límites de operación y la acción de alarmas a ciertos valores críticos (presión y temperaturas máximas) 	<p>Se implementa el software Agilent Benchlink Data Logger 3. Que permite la correcta caracterización de los parámetros de funcionamiento del equipo al tratar los datos medidos por los sensores de temperatura y presión en tiempo real además de la opción multigráficos con el fin de visualizar la evolución de las variables monitoreadas. Se configuran los parámetros para el almacenamiento y grafica de las variables de temperatura y presión.</p>

- la necesidad de generar un código que se adapte a la tarjeta de adquisición de datos marca Agilent.

Sistema de recolección de alquitranes

Ítem 16 y 17

De la prueba preliminar de pirólisis se evidenció que los depósitos de 2 litros de los intercambiadores de calor son insuficiente para almacenar los productos condensables generados durante las pruebas experimentales en continuo. La necesidad de evacuarlos provoca la pérdida de hermeticidad, por ende la suspensión de la prueba experimental.

De la prueba preliminar de pirólisis se evidenció que al alimentar el gasificador con 14,1 kg, calentado a una tasa de 2,5 K/min durante 220 minutos y una temperatura máxima de pirólisis de 570 °C. El rendimiento másico de la pirólisis de cuesco de palma en base seca para los alquitranes fue del 22,45 % (3,16 kg) y el rendimiento másico de agua fue de 21,18 % (2,98 kg). Basu [7] y Milne et al. [52] reportan la densidad promedio de los alquitranes en el rango de 950 – 1050 kg/m³, para el agua la densidad es de 1000 kg/m³.

Con base a estos datos se calculan 6,14 litros de alquitranes + agua durante los 220 minutos de prueba. Esta medida es usada como base para el dimensionamiento del tanque auxiliar de almacenamiento que permita almacenar los alquitranes más el agua que se generen en la alimentación en continuo.

Si tomamos de base el experimento preliminar de pirólisis donde se alimentan 14,1 kg en 220 minutos la tasa de alimentación es de 3,82 kg/h, si trabajáramos relación vapor de agua/biomasa igual a 1,0 se necesitarían 3,82 l/h de agua, suponiendo que toda el agua que se alimenta no reaccionan se tendría un flujo de líquidos condensados de aproximadamente 6 l/h. para una ejecución experimental de 5 horas serian necesario un volumen de 30 litros.

			<p>Con el fin de ser conservadores en el dimensionamiento, se diseña sistema de recolección de alquitranes con una capacidad de 50 litros que permita ser usado en futuras aplicaciones con biomasa o residuos que generen mayor cantidad de condensados.</p>
<p>Medición de nivel de biomasa</p>	<p>Ítem 4. Nivel de biomasa alojado en cuerpo del reactor</p>	<p>El equipo no cuenta con sistema que permita conocer el nivel de llenado del cuerpo del reactor; de no implementarse no se sabría en que momento suspender la alimentación en continuo proporcionada por el tornillo sin fin. Además el hecho de no tener datos experimentales que permitan verificar la tasa de consumo de la biomasa almacenada en el cuerpo del gasificador, en las diferentes condiciones de operación (temperatura, agente de reacción, etc).</p>	<p>Se implementa sistema de nivel con Microcilindro Neumático ISO de 8 mm de diámetro, interruptor magnético para cilindros de aire, vástago de censado de nivel, sistema de protección de temperatura Ver Figura 30.</p>
<p>Sistema de alimentación de biomasa</p>	<p>Ítem 1 y 3. Tolva de alimentación y tornillo de alimentación</p>	<p>No se cuenta con sistema de alimentación de uso exclusivo para el gasificador de lecho fijo, lo que dificulta la disponibilidad y la ejecución experimental en continuo.</p>	<p>De la prueba preliminar de pirólisis se determinó que 14 kg son suficientes para llenar completamente el reactor. Para la prueba de pirólisis el equipo tardo en promedio 2 horas para completar la descomposición térmica de los 14 kg alimentados. Con base a este dato experimental y la necesidad de contar con suficiente autonomía en la alimentación de biomasa para las pruebas en continuo, además tomando en consideración los parámetros de diseño reportado por García [37] se escoge como capacidad de la tolva 80 kg, que corresponde a una autonomía de</p>

aproximadamente 8 horas de funcionamiento en continuo.

La metodología seguida para la determinación del tipo y tamaño del tornillos transportador que mejor se adapte a las necesidades de alimentación del gasificador de lecho fijo se tomaron de Thomas conveyor Company [69].

El procedimiento incluyo los siguientes pasos:

Paso 1	<p>Estableces factores conocidos</p> <ul style="list-style-type: none"> • Tipo de material a transportar • Tamaño de grano • Densidad a granel de biomasa • Capacidad de alimentación requerida kg/h • Distancia a transportar • Factores adicionales
Paso 2	<p>Clasificación material: Se clasifican con base a tablas suministradas por Thomas Conveyor Company que incluye cascara de coco en su lista de materiales</p>
Paso 3	<p>Determinación de capacidad de diseño: Thomas conveyor Company suministra tablas con la capacidad en pies cúbicos por hora a una revolución para varios diámetros de tornillos, también incluye las capacidades en pies cúbicos por hora a las revoluciones máximas por minuto recomendadas. Se incluyen factores de capacidad que tienen en cuenta la relación paso - diámetro del tornillo, factor</p>

	de llenado del tornillo (15%, 30% y 45%) y factor de carga.
Paso 4	Determinación de diámetro y velocidad de tornillo sin fin, selección por tablas con base a las RPM máximas calculadas porcentaje de llenado seleccionado y tipo de material.
Paso 5	Comprobación de diámetro mínimo de tornillo. Aplicación de factores de capacidad se calcula la capacidad equivalente.
Paso 6	Determinar tipo de rodamiento. Selección del tipo de rodamiento según tabla aportada por Thomas Conveyor Company [70]. Se tiene en cuenta cargas transversales y longitudinales para la selección y esta se ajusta a la disponibilidad en el mercado local.
Paso 7	<p>Determinar potencia HP de motorreductor:</p> <p>Para calcular la potencia total necesaria para hacer funcionar el transportador de tornillo horizontal se tiene en cuenta la potencia necesaria para superar la inercia del tornillo funcionando en vacío y la potencia necesaria para transportar el material a la velocidad especificada, ambas cantidades se suman y se multiplican por un factor de sobrecarga y dividido por la eficiencia de transportador.</p> $HP_v = \frac{LN F_d F_b}{1000000}$

		$HP_m = \frac{C L W F_f F_m}{1000000}$ $\text{Total HP} = \frac{(HP_v + HP_m) F_o}{e}$ <p>L= Longitud del tornillo, in. N=Velocidad de operación, RPM (revoluciones por minuto). F_d =Diámetro de tornillo, in. F_b = Factor tipo de rodamiento. C= capacidad en pies cubico por hora. W= peso de material, lb.ft³. F_f = Factor de llenado. F_m =Factor de material. F_o =Factor de sobrecarga. e =Eficiencia de transportador.</p>
	Paso 8	Comprobar carga de torsión y potencia Hp para ejes de tornillo y motorreductor.
		$\text{Torque} = \frac{\text{HP total} * 726}{\text{RPM}}$
	Paso 9	Selección de componentes
	Paso 10	Revisión y planos de diseño.
Sistema de dosificación de vapor de agua.	Ítem 33. Bomba peristáltica y conexiones agente de reacción	No se cuenta con bomba de dosificación. Se adquiere bomba peristáltica MasterFlex modelo 7518-10 con manguera L/S 14 que maneja rangos de alimentación de 5 – 138 ml/min

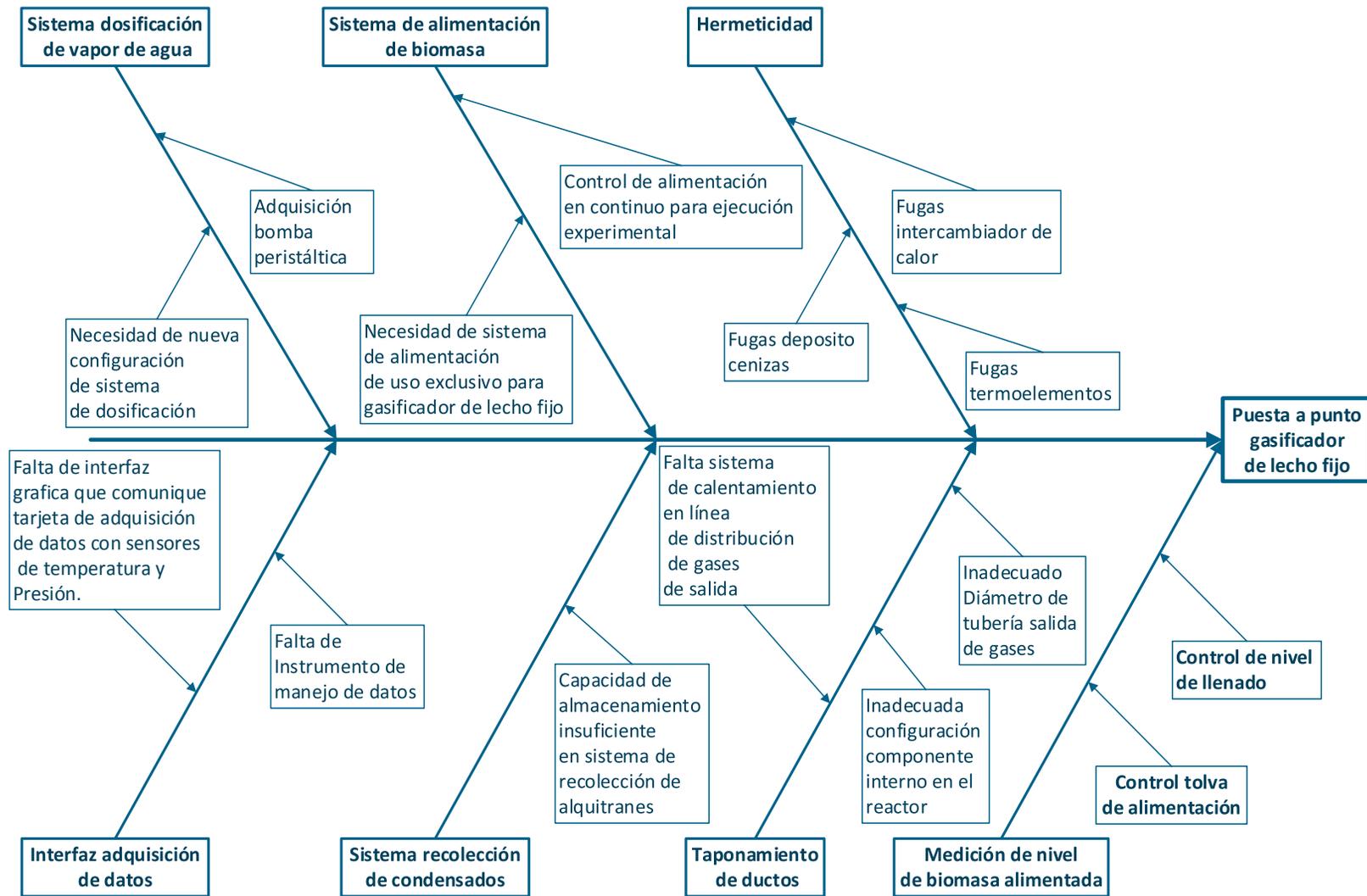


Figura 18: Diagrama causa-efecto gasificador de lecho fijo, fuente propia.

4.4 Montaje final del equipo gasificador

4.4.1 Reactor

El cuerpo del reactor está conformado por 4 partes principales, parte inferior, intermedia, exterior y tapa superior. En el presente trabajo se realizaron modificaciones en la parte inferior y en la tapa superior, manteniendo las mismas características reportadas por García [37] en la parte intermedia y exterior del equipo.

El componente inferior del reactor, consta de un tubo de 2,5 pulgadas de acero inoxidable 310S resistente a altas temperaturas, resistentes a la corrosión y oxidación a altas temperaturas; por el cual se evacuan los gases generados. Es importante mencionar que este ducto de salida es crítico para el proceso, ya que, si se presenta taponamiento por la formación de alquitranes y/o acumulación de material sólido, no es posible manipular el equipo, por los riesgos de operación debido a altas presiones. En este componente se encuentra la malla de cenizas, la cual tiene la función de retener la biomasa para que reaccione con el agente gasificante y permitir el paso de las cenizas generadas para que se almacenen en el depósito de cenizas, este último, cuenta con una compuerta rectangular aseguradas con tornillos brístol de $\frac{1}{4}$ pulgada, que permiten garantizar hermeticidad y extracción de cenizas una vez finalizada la operación del equipo.

En la Figura 20 se ilustra el sistema de ductos que comunica la salida de gases del reactor con los demás accesorios de los que se compone el proceso de gasificación, este es el encargado de almacenar en el depósito de cenizas el material sólido que viaja con los gases generados, asimismo, permite la acumulación de alquitranes que lleguen a formarse. Este ducto tiene la función de transportar los gases generados, para entregarlos al sistema de enfriamiento (intercambiadores de calor) y al sistema de recolección de muestra de alquitranes y gases.

De las pruebas realizadas se identificó este tramo de ductos como crítico, debido a que, de no estar bien aislado y calentado a temperaturas mayores a 400 °C, los alquitranes presentes en el gas generado, pueden condensarse, generando taponamiento en el proceso de gasificación. Con el fin de evitar el taponamiento por condensación es obligatorio instalar un sistema de calentamiento que mantenga temperaturas mayores a 400 °C (ver Tabla 11).

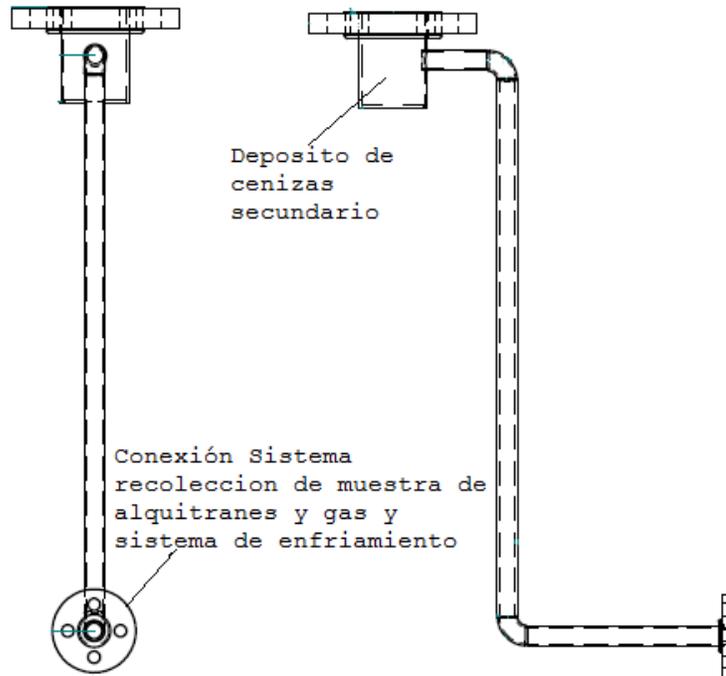


Figura 19: Ducto salida de gases [37].

En la Figura 21 se ilustra la parte intermedia del reactor, esta mantiene la configuración reportada por García [37]. Está compuesta por un tubo de 6 pulgadas de acero inoxidable 310S resistente a altas temperaturas, resistentes a la corrosión y oxidación a altas temperaturas, donde se almacena internamente la biomasa procedente del sistema de alimentación y donde se realizan los diferentes procesos de descomposición térmica. En la parte exterior del tubo de 6 pulgadas se localizan deflectores encargados de obstruir el paso de los gases de combustión provenientes de los quemadores; de manera que se garantice el tiempo mínimo de residencia de los gases, que permita la transferencia de calor efectiva hacia la biomasa.

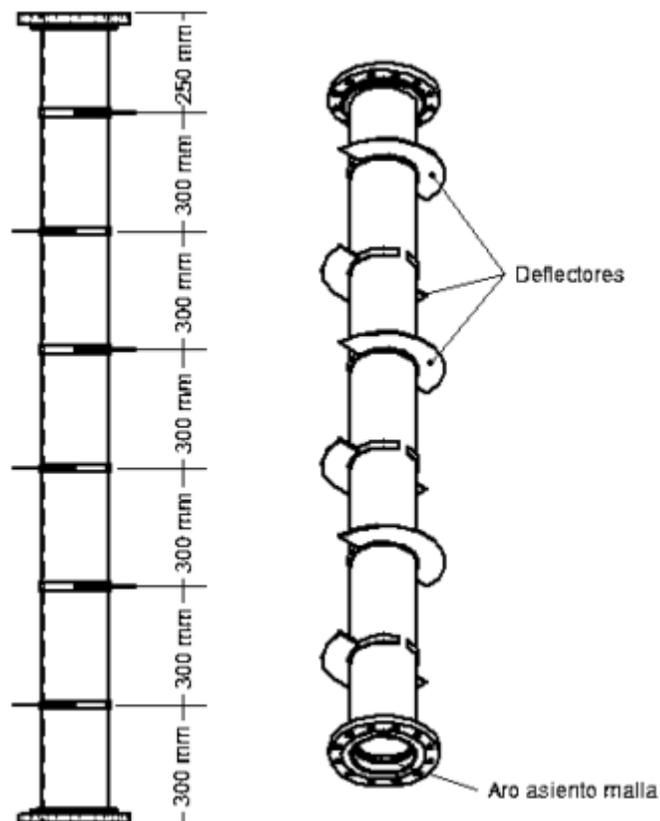


Figura 20: Parte intermedia del reactor [37].

En la Figura 22 se presenta la parte externa del reactor la cual está compuesta por un tubo de 12 pulgadas de acero inoxidable 310S resistente a altas temperaturas, resistentes a la corrosión y oxidación a altas temperaturas, concéntrico al tubo de 6 y 2,5 pulgadas mencionados anteriormente. Al ser instalado forman un espacio anular por el cual circulan los gases de combustión procedentes de los quemadores. En la parte superior derecha está localizada la línea de salida de gases hacia la chimenea. Igualmente, en la parte inferior del mismo se encuentran localizados los ductos de conexión de los quemadores; los cuales son opuestos entre si y están desplazados respecto al eje axial del tubo con el fin de crear un vórtice ascendente con los gases de combustión. Por ultimo están los soportes de fijación a la estructura principal.

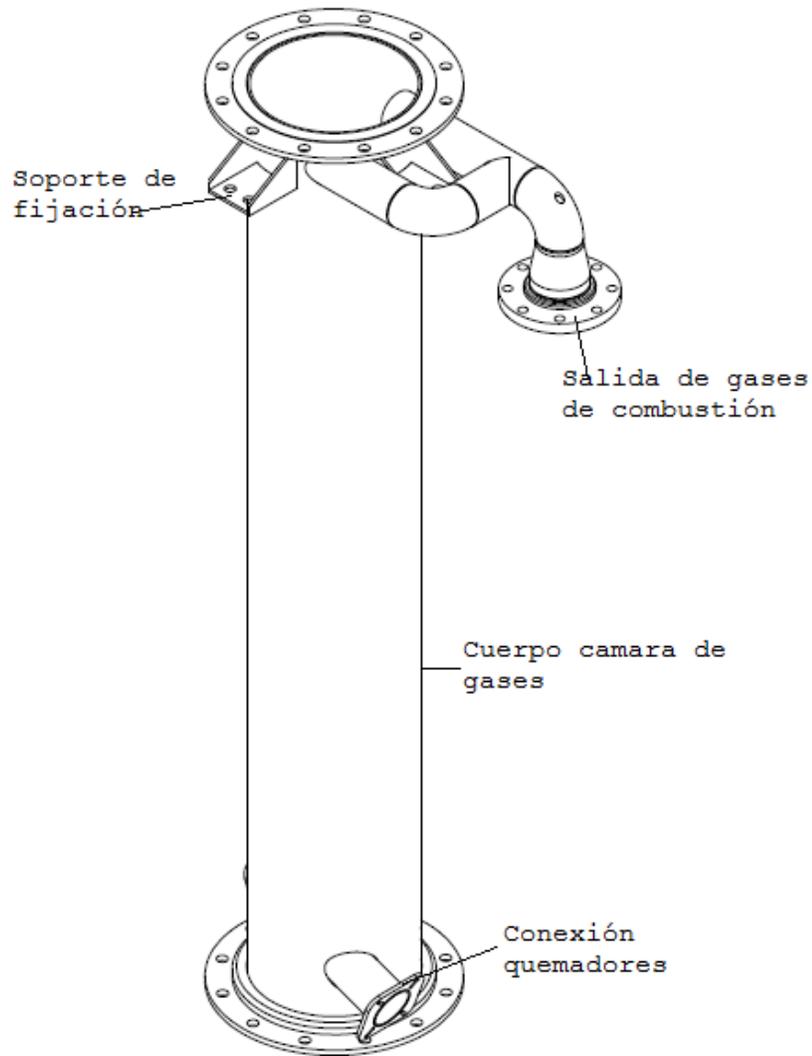


Figura 21: Parte exterior del reactor [37].

En la Figura 23 se presenta la tapa superior del reactor, esta fue modificada para poder albergar un tornillo sin fin que permitiera un mayor rango de alimentación, en esta parte del equipo están localizados los puntos de anclaje, orificios para la instalación de los termoelementos y la entrada de la biomasa.

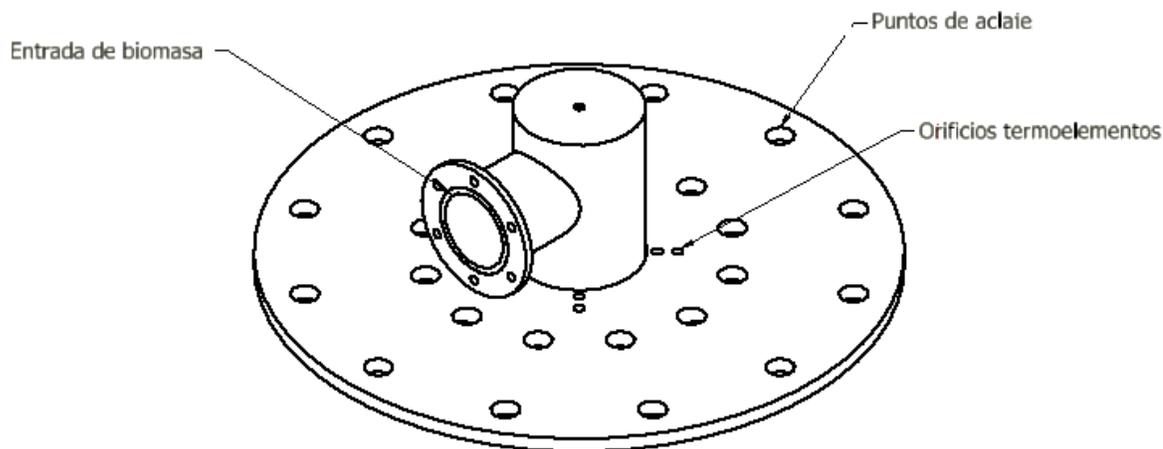


Figura 22: Tapa superior del reactor.

4.4.2 Sistema de alimentación

En la Figura 24 se muestran los componentes principales y la disposición de ensamble del sistema de alimentación diseñado y construido como parte de las actividades de esta tesis, este sistema es el encargado de almacenar y transportar la biomasa hacia el interior del reactor a través de la tapa superior (Figura 23). Para su diseño se consideró, el tipo de biomasa (en diferentes configuraciones, molida y en forma de pellets), amplio rango de alimentación y resistente a condiciones abrasivas y de baja presión (0,3 bar).

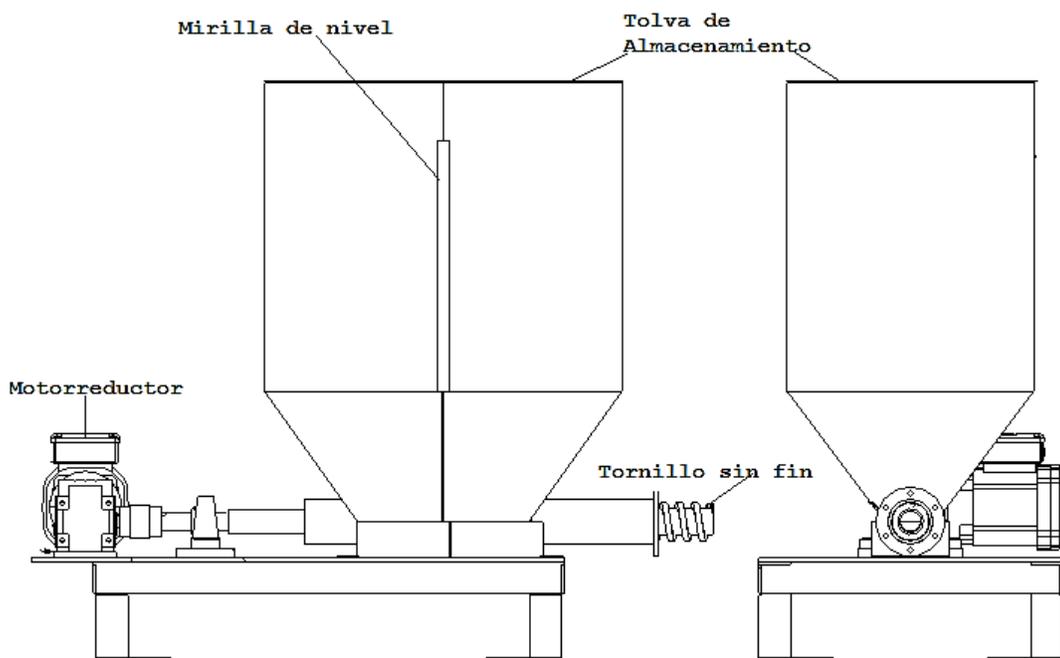


Figura 23: Sistema de alimentación.

El sistema de alimentación consta de una tolva de alimentación de 80 kg construida en acero inoxidable tipo 304 resistente a altas temperaturas, resistentes a la corrosión y oxidación a altas temperaturas. Provista de una mirilla de nivel, que permite verificar la correcta dosificación y verificar el correcto funcionamiento del sistema cuando se está trabajando a altas temperaturas (>500 °C). Además, el sistema consta de un tornillo sin fin diseñado bajo los criterios de ingeniería reportados por Thomas Conveyor Company [69]. Construido en acero inoxidable tipo 304 resistente a altas temperaturas, resistentes a la corrosión y oxidación a altas temperaturas, con una longitud de 950 mm, 1 pulgada de diámetro nominal y un paso de 1 pulgada. El tornillo esta acoplado a un motorreductor AC Tipo SEW-EURODRIVE de 0,5 Hp.

En la Figura 25 se muestra el comportamiento del flujo de biomasa alimentado con respecto a la frecuencia del variador, el rango alcanzado es de 3 kg/h a una frecuencia de 5 Hz hasta 70 kg/h a 60 Hz.

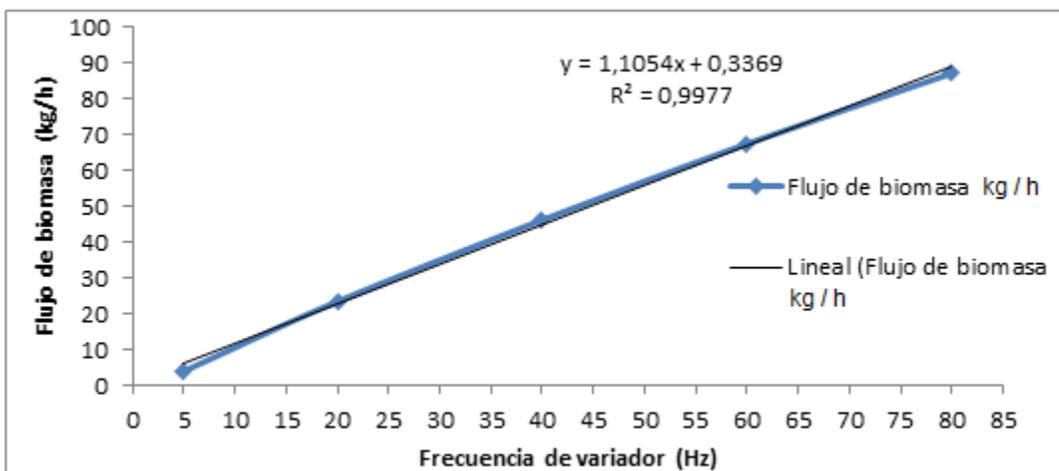


Figura 24: Caracterización tornillo de alimentación de cuesco de palma.

4.4.3 Sistema de recolección de condensados

En la Figura 26 se muestra el sistema de recolección de condensados diseñado e instalado en el equipo de gasificación, este es el encargado de enfriar y separar sustancias condensables presentes en el gas de síntesis. Está compuesto de dos intercambiadores de calor de tubos concéntricos (16), los cuales están conectados en serie y operan a contraflujo. Cada intercambiador está compuesto de dos tubos, en el espacio anular formado se hace circular el fluido de enfriamiento (agua enfriada con hielo). Para almacenar los productos que se logran condensar como resultado del proceso de enfriamiento cada intercambiador cuenta con dos depósitos de recolección (17) en la parte inferior.

Como sistema complementario para el almacenamiento de condensados, el tanque de 50 litros (41) es el encargado de almacenar los condensados generados durante una corrida experimental de larga duración, consta de un sensor de nivel que está conectado a un tablero que indica el nivel de llenado, si indica una señal verde, significa que el sistema está listo para evacuar parte del condensado almacenado dando apertura de la válvula de bola, si el sistema indica una señal roja, se debe cerrar la válvula de bola para evitar pérdida de hermeticidad. El tanque (41) también está equipado de un manómetro para registrar la presión a la que llegan los gases, asimismo tiene un punto de conexión con la salida de gas seco de los intercambiadores de calor. El otro punto de conexión va a los tanques auxiliares de condensación de alquitranes (42) fabricados en acero A36 llenos de aserrín, configurados en paralelo, con el fin de condensar los alquitranes que aún están presente en el gas generado y así proteger la bomba de succión.

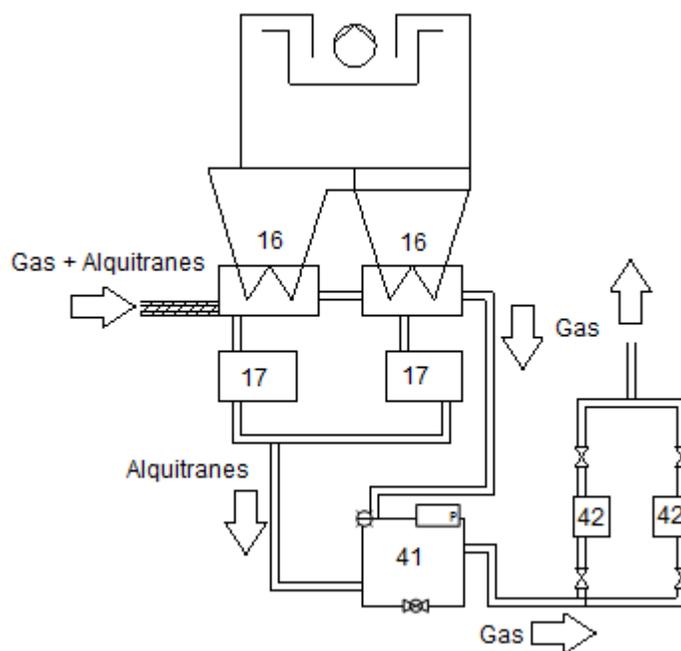


Figura 25: Sistema de recolección de condensados

4.4.4 Sistemas Auxiliares

Son los dispositivos del sistema de gasificación que no actúan en el procesamiento de la materia prima pero son fundamentales para la correcta ejecución del proceso:

Sistema de succión

Bomba de membrana marca ILMVAC modelo MP 1801 Z para aplicaciones en seco, libre de aceite, con presión última de succión $P < 8$ mbar, velocidad de 12 - 13,3 m^3/h , el cual estaba disponible para la ejecución experimental.

Sistema de calentamiento ductos de salida de gases

En la Figura 27 se muestra el control del sistema de calentamiento ductos de salidas de gases, su función principal es garantizar el calentamiento constante de la línea de salida de gases de síntesis con el fin de evitar condensación de alquitranes y posibles taponamientos. Está compuesto por 4 resistencias tipo J instalados en el ducto de salida de gases controlados por relés de estado sólido, que permite el control proporcional de la temperatura, a través de pulsos de corriente para mantener la temperatura en un valor constante de 500 °C. El control de temperatura permite visualizar las temperaturas alcanzadas y modificar los parámetros a los que trabaja los relés de estado sólido. Por último, los mandos de activación que permiten energizar el sistema.



Figura 26: Sistema de control de temperatura para ducto salida de gases.

Sistema de adquisición de datos

Está conformado por un computador y una tarjeta de adquisición de datos marca Agilent HP34970A. La tarjeta recibe la información de los termoelementos localizados al interior del reactor y el medidor de presión. Para el almacenamiento, visualización y análisis de datos se implementa el software Agilent Benchlink Data Logger 3, el cual permite configurar un entorno de hoja de cálculo (tipo Excel) para definir los datos de medición que deben adquirirse con el sistema de adquisición.

Sistema de recolección de muestra de gas de síntesis y alquitranes.

En la Figura 28 se muestra el esquema del sistema de recolección de muestra de gas de síntesis y alquitranes construido de acuerdo a la norma CEN TC BT/TF 143 y el cual estaba disponible para la ejecución experimental. El sistema de recolección está compuesto por una línea de entrada de la fase volátil conectada al ducto de salida de gases del reactor, esta línea es calentada por medio de resistencias conectadas al tablero de control. En la Figura 29 se muestra la configuración de las botellas de recolección de muestra de alquitranes, por las cuales es pasado el gas proveniente del proceso de gasificación, a cada una de las botellas se les ha agregado 50 ml de isopropanol excepto la última. Están dispuestas en series de tres sumergidas en agua a 0 °C y las restantes tres sumergidas en agua a 25 °C. El gas de síntesis que logra pasar por las botellas de vidrio es almacenado en el frasco de mariotte de 10 litros (51) para su posterior toma de muestras y análisis.

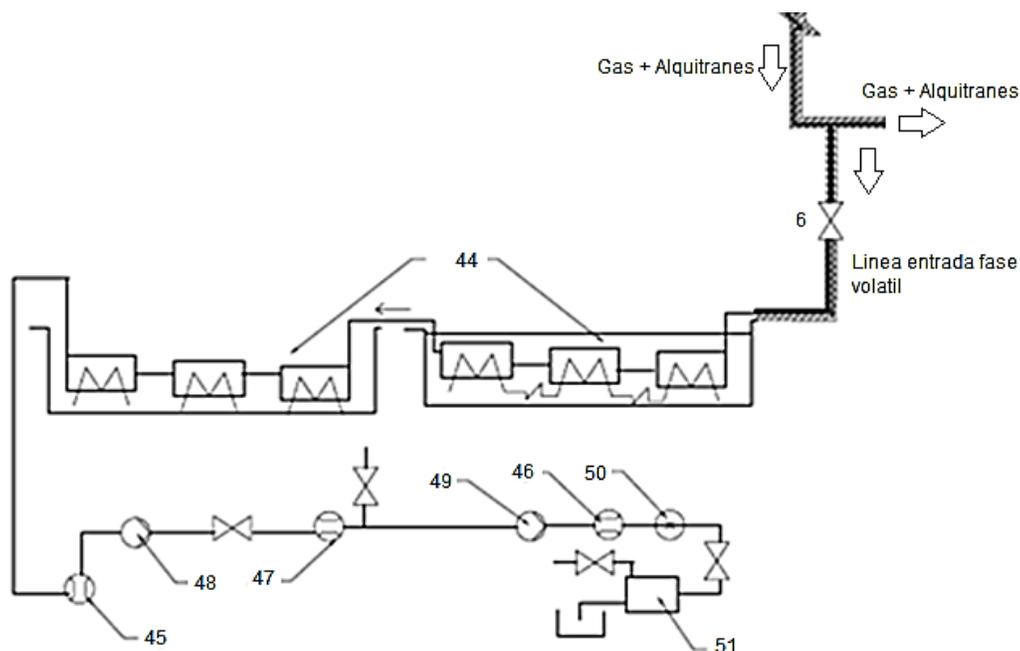


Figura 27: Sistema de recolección de muestra de gas de síntesis y alquitranes.

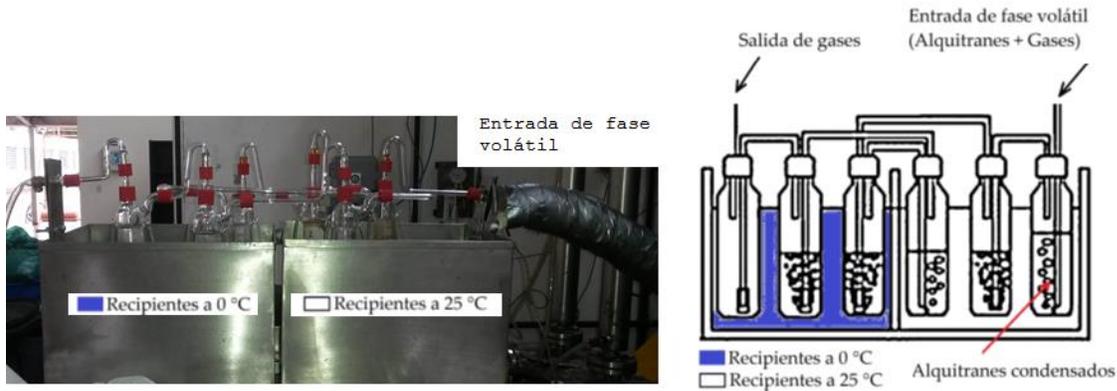


Figura 28: Configuración de botellas para recolección de muestra de alquitranes.

Sistema de medición de gas

Medidor de gas de válvula rotatoria, de la marca Elster-AMCO, de uso semi-industrial referencia G4, con rango de medición de 0,040 m³/h hasta 6 m³/h con una presión máxima de 20 kPa.

Sistema de dosificación de agua

Para la dosificación del agente de reacción se emplea una bomba peristáltica, de la marca Masterflex, modelo 7518-10 con Manguera L/S 14. Esta bomba permite una dosificación máxima de 130 ml/h.

Sistema de calentamiento

El calentamiento indirecto del reactor se logra por medio de dos (2) quemadores a gas; de la marca Joannes, referencia JM3. Estos equipos tienen una potencia térmica que varía desde 11,9 hasta 37,7 kW. Para la ejecución experimental se programan para trabajar a 2,5 m³/h flujo de gas natural.

Sistema de control de nivel de biomasa

El sensor de nivel tiene la función de controlar la altura y la cantidad de biomasa alimentada al reactor, mediante el control del variador de frecuencia instalado en el sistema de alimentación. El sistema está compuesto por un microcilindro neumático ISO de 8 mm de diámetro, dos interruptores magnéticos para cilindros de aire, un vástago para la verificación de nivel y un cilindro disipador de temperatura para protección del microcilindro neumático. En la Figura 30 se muestra la configuración utilizada, este sistema es instalado en la tapa superior del gasificador. En la Figura 31 se muestra el tablero de control de nivel, el cual gobierna la posición del vástago de sensado de nivel e indica los niveles de llenado en el sistema de enfriamiento y separación de condensados.

En el mismo tablero se encuentra instalado un temporizador encargado de gobernar el tiempo en que el tornillo de alimentación está activo, este se puede regular en segundos, minutos, horas y días. El potenciómetro permite seleccionar la frecuencia a la que trabajará el variador de frecuencia instalado en el sistema de alimentación y el interruptor energiza el sistema para su funcionamiento.

Los relés magnéticos inferior y superior tienen la función de indicar la posición del vástago de sensado de nivel de biomasa, En la Figura 32 se muestra la configuración de las dos posiciones del vástago sensado de nivel de biomasa, cuando el vástago está en la posición 2 el relé magnético inferior se activa, enviando una señal a la válvula solenoide que habilita el paso de aire a través del microcilindro neumático, que sube el vástago a la posición 1; en esta posición, el relé magnético superior se activa, enviando una señal a la válvula solenoide, que activa y mantiene el paso de aire a través del microcilindro neumático, el tiempo de retención del vástago de sensado de nivel en la posición 1 es configurado en el temporizador; durante el tiempo de retención se ajusta el potenciómetro en la frecuencia deseada (RPM tornillo sin fin) y así se inicia la alimentación de biomasa al reactor. Finalizado el conteo en el temporizador, este envía una señal a la válvula solenoide que interrumpe el paso de aire a través del microcilindro neumático, lo que permite el descenso por gravedad del vástago hasta alcanzar la posición 2; durante esta carrera de descenso el sistema de alimentación esta desactivado. Por último, al llegar a la posición 2 el ciclo se reinicia.

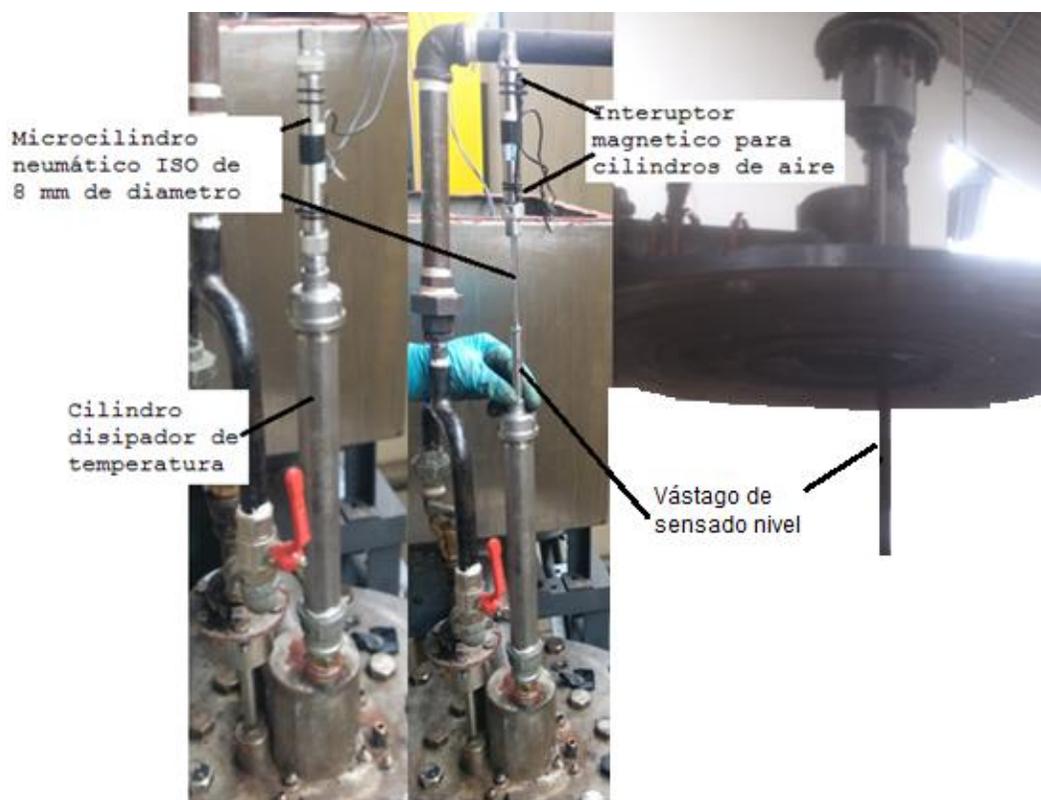


Figura 29: Sistema de control de nivel de biomasa.

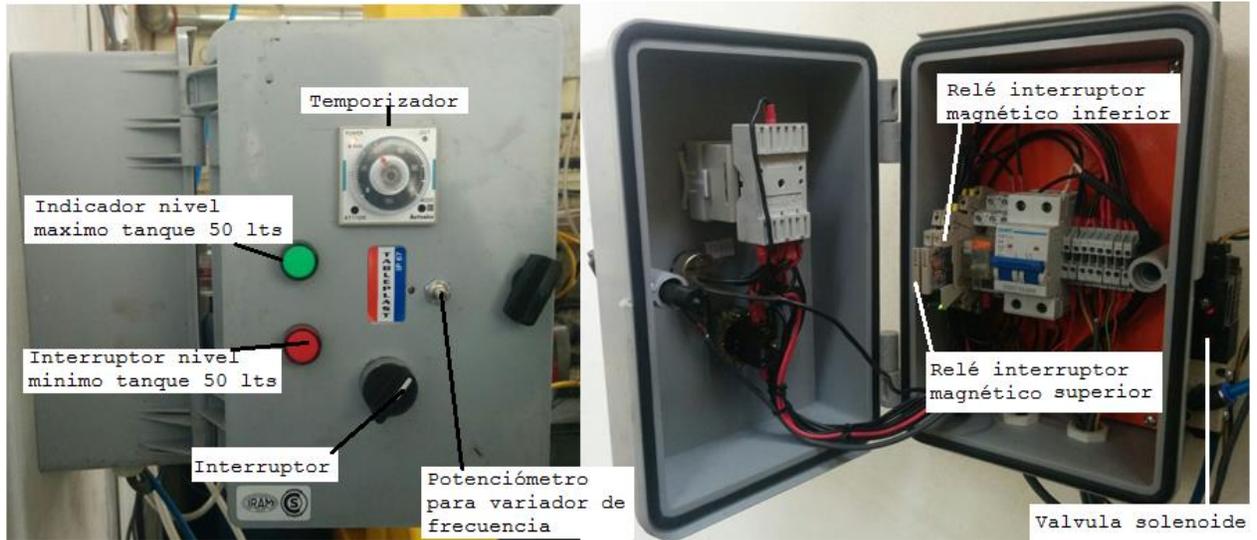


Figura 30: Tablero de control sistema de nivel.

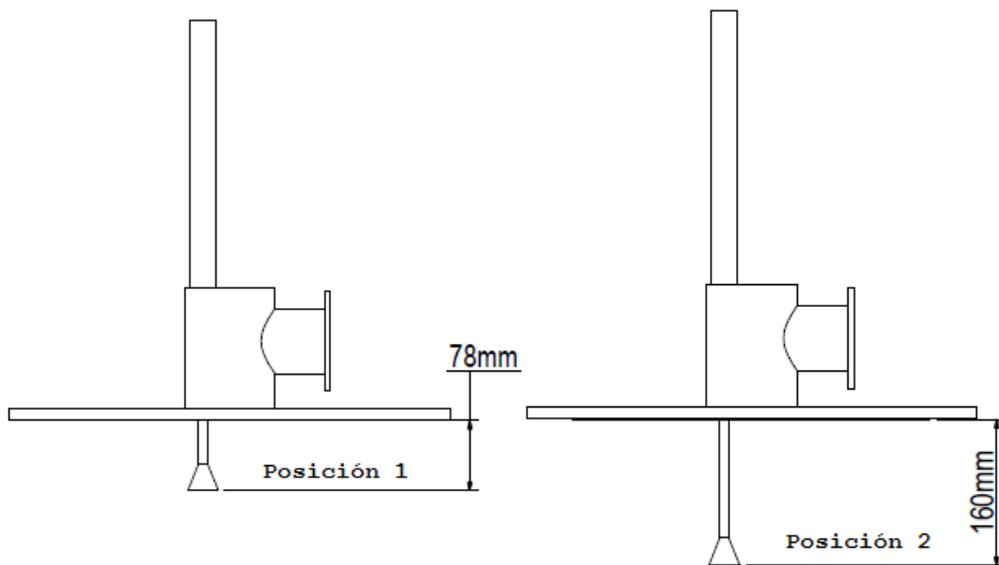


Figura 31: Esquema funcionamiento vástago sensado de nivel de biomasa.

4.4.5 Descripción del proceso y plan experimental

Descripción del proceso

En primer lugar se describe el proceso de gasificación; con base en el sistema de gasificación ubicado en el Laboratorio de Transferencia de Calor de la Universidad Nacional de Colombia sede Bogotá, luego de haber implementado las modificaciones indicadas anteriormente.

Antes, durante y después de la realización de cada experiencia de gasificación, se ejecuta un protocolo de verificación de correcto funcionamiento de los componentes, este tiene como objetivo garantizar el correcto desarrollo de las prueba, velar por mantener condiciones de seguridad adecuadas para el personal. Esta rutina es fruto de la experiencia en el laboratorio y para llegar a su puesta a punto fueron necesarios un elevado número de ensayos infructuosos. Es necesario destacar que el procedimiento aquí descrito puede presentar distintas modificaciones en función del tipo de combustible a gasificar, así como en función del tipo de agente gasificante empleado. A continuación se describe en detalle un tipo de prueba genérico.

Prueba de estanqueidad

Es una prueba que se realiza para la verificación de hermeticidad en cada uno de los sistemas y subsistemas del equipo de gasificación, se inyecta nitrógeno industrial y se evalúan fugas con una presión máxima de 0,3 bar. Esta evaluación se realiza por partes, verificando fugas en:

- Cuerpo de reactor (brida inferior y superior).
- Tapa superior del gasificador.
- Tolla de alimentación.
- Ductos de salida de gases.
- Intercambiadores de calor.
- Sistema de recolección de condensados.
- Bomba de succión y líneas de conexión.

Verificación de sistema auxiliares

Antes de iniciar experimentos se debe verificar el correcto funcionamiento de cada uno de los sistema auxiliares de los que se compone el gasificador.

- Se debe garantizar la correcta instalación y configuración del software Agilent. En la Tabla 12 y en la Figura 33 se muestra la distancia longitudinal y etiquetas designadas para los termoelementos ubicados en la tapa superior del equipo de gasificación, el termoelemento central multipunto conformado por 4 termoelementos tipo k instalado en un mismo tubing de acero inoxidable, que sensan la temperatura en el centro del equipo a diferentes alturas (C1, C4, C7 y C10), los termoelementos A sensan a 533 mm medidos desde la tapa superior del equipo de gasificación, los termoelementos B sensan a 864 mm medidos desde la tapa

superior del equipo, los termoelementos E sensan a 1372 mm medidos desde la tapa del equipo y por último los termoelementos F sensan a 1854 mm medidos desde la tapa.

Tabla 12: Distancia longitudinal y etiquetas designadas para termoelementos ubicados en tapa superior equipo de gasificación.

Distancia Longitudinal	Etiqueta de identificación Distancia radial		
	Centro	Intermedio	Pared
533 mm	C1	A1	A2
864 mm	C4	B5	B6
1375 mm	C7	E8	E9
1854 mm	C10	F11	F12

- En la bomba de succión se verifica su encendido y capacidad de succión nominal (que no presente fugas).
- El sistema de calentamiento de ductos de salida de gases se enciende y se estabiliza en 500 °C.
- Se configura el entorno del software Agilent Benchlink Data Logger 3, para visualizar datos de temperatura y presión en el equipo.
- Se realizan pruebas de hermeticidad y correcto funcionamiento en sistema de recolección de muestras de gas de síntesis y alquitranes, asimismo se enciende el conjunto de resistencias instaladas en la línea de entrada de la fase volátil en el sistema de recolección de muestra de gas de síntesis y alquitranes.
- Encendida la bomba de succión se verifica el correcto funcionamiento del medidor de gas.
- Se ajusta la tasa de alimentación de la bomba peristáltica, se verifica la correcta instalación de las líneas de dosificación en las conexiones para el agente de reacción, ubicada en la parte inferior del equipo.
- Se encienden y apagan los dos quemadores para verificar su correcto funcionamiento.
- Se instala la línea de aire del compresor al microcilindro neumático, se verifica la correcta instalación de los sensores y conectores; se activa el tablero de control de nivel y se ejecuta un ciclo con el potenciómetro en cero (0 RPM en el tornillo de alimentación).

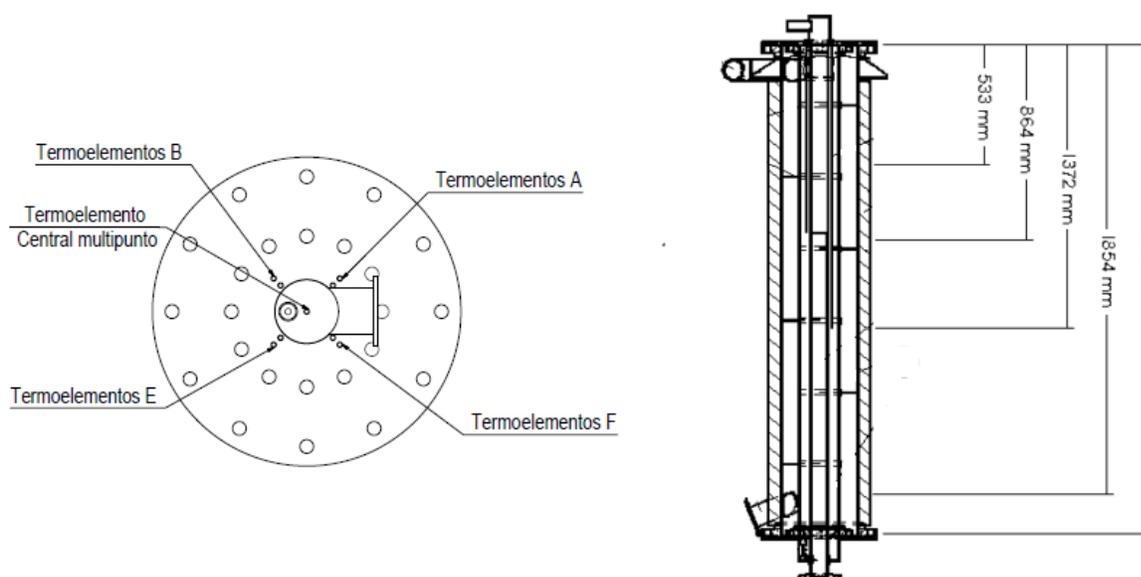


Figura 32: Configuración de termoelementos.

Prueba de Gasificación

En la Figura 34 se presenta el esquema del sistema de gasificación y los equipos auxiliares empleados después de haber implementado las modificaciones anteriormente mencionadas. La designación de accesorios está dada de acuerdo a la norma DIN 10628. Y los números asignados corresponden a la Figura 34.

Se inicia el proceso cargando la tolva de alimentación (1) con cuesco de palma, se regula el medidor de flujo (32) para dosificar durante el experimento 5 lpm de nitrógeno como gas de arrastre (29), durante 10 minutos se verifica que el medidor de oxígeno (19) indique 0 %. Se enciende el sistema de adquisición de datos y se monitorea los valores de temperatura y presión en el reactor y las líneas de evacuación de gases por medio de los sensores (25) y (26); cuando se ha alcanzado la condición de 0 % en el medidor de oxígeno se inicia el calentamiento por medio de los quemadores (2) a flujo constante de $2,5 \text{ m}^3/\text{h}$ de gas natural, durante la fase de calentamiento, cuando los termoelementos ubicados a 533 mm registran temperaturas de $200 \text{ }^\circ\text{C}$ se inicia un ciclo de alimentación intermitente (cada 2 minutos se enciende el sistema de control de nivel y se trabaja a una frecuencia de 40 Hz por 5 segundos), que garantiza que el sistema de alimentación (3) no se atasque por la descomposición térmica de la biomasa almacenada en el tornillo sin fin.

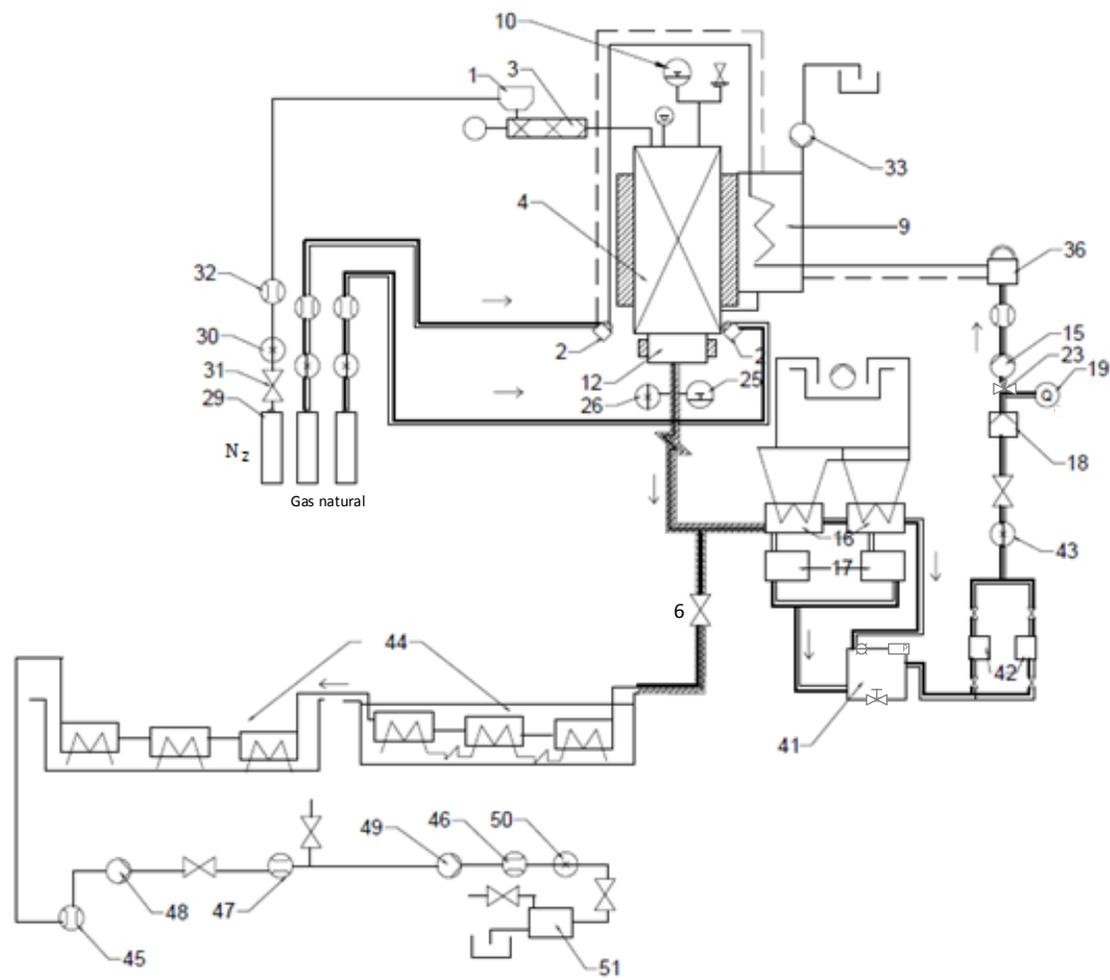


Figura 33: Esquema del sistema de gasificación.

Cuando se han alcanzado temperaturas de operación (temperaturas estables aproximadamente 1100 °C medidas en el termoelemento ubicado a 1854 mm) se apaga uno de los quemadores con el objetivo de estabilizar las temperaturas cercanas a los 850 °C, alcanzadas temperaturas estables en cada uno de los termoelementos se da inicio a la dosificación del agente de reacción por medio de la bomba peristáltica (33), se espera que el sistema estabilice (debido a la dosificación de vapor de agua en el reactor, la presión aumenta ligeramente en 0,05 bar); La regulación en la presión en el sistema se realiza por medio de la válvula de agujas (23) instalada antes de la bomba de succión (15) se regula la presión en el sistema (aumentando o disminuyendo la succión en la bomba), los valores de presión medidos se visualizan y almacenan a través de la interfaz del software Agilent Benchlink Data Logger3. Durante la prueba se desea mantener el régimen de operación del equipo cerca de la presión atmosférica.

Estabilizado el equipo, luego de iniciar la alimentación del agente de reacción, se activa el tablero del control de nivel y se inicia la alimentación de biomasa (definiendo un valor en el temporizador y una tasa de alimentación). A medida que se genera el gas de síntesis en el cuerpo de reactor (4), se da apertura a la línea de entrada de la fase volátil (6) al sistema de recolección de muestra de gas de síntesis y alquitranes (44). El gas es almacenado en el frasco mariotte de 10 lts (51) para su posterior toma de muestra y análisis. El gas restante es conducido a través de los ductos de salida de gases hacia los intercambiadores de calor (16) y tanque de 50 litros (41). A la salida de (41) ingresa el gas de síntesis a dos filtros de aserrín (42) con el fin de retener posibles alquitranes que no hayan sido condensados en el sistema de enfriamiento (16), (17) y (41). El gas es succionado haciéndolo pasar por un último filtro de partículas (18) y medidor de oxígeno (19) antes de ingresar a la bomba de succión (15).

A la salida de la bomba de succión (15) se recolecta una muestra de gas para su posterior análisis y comparación con el gas almacenado en el frasco mariotte (51), el flujo de gas es contabilizado mediante un medidor de gas de válvula rotatoria ubicado a la salida del sistema, por último el gas es quemado en la chimenea (36) antes de ser evacuado al ambiente.

Plan Experimental

El plan experimental desarrollado se encuentra dividido en dos módulos; estos se presentan en la Figura 35.

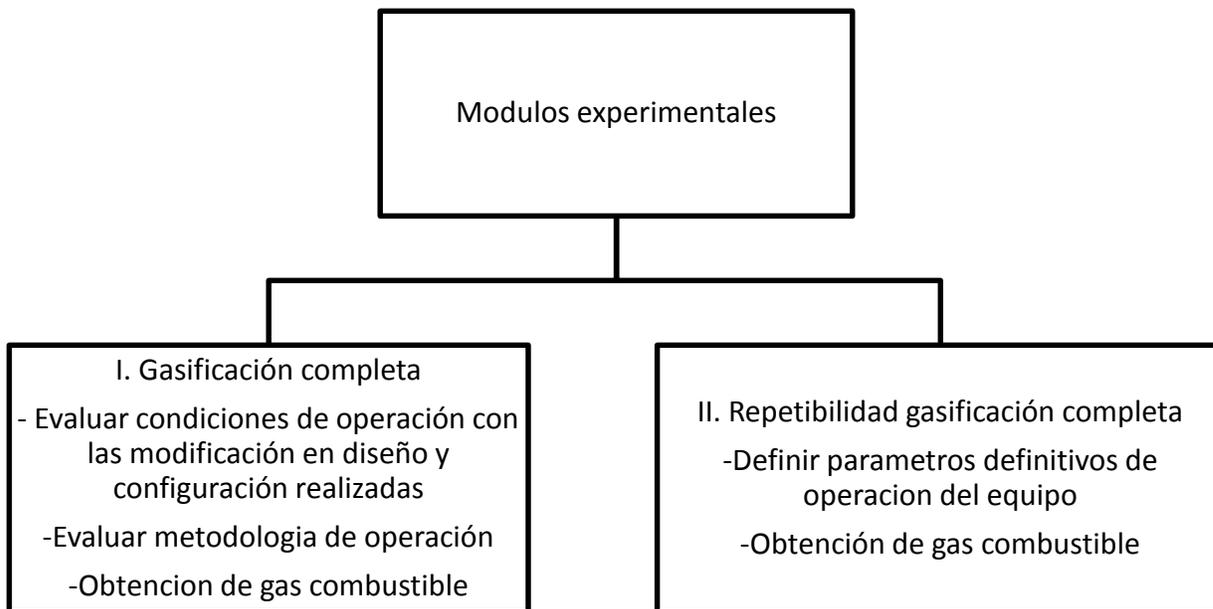


Figura 34: Módulos experimentales desarrollados en el presente trabajo.

Módulo I

En este módulo, llamado prueba de gasificación 1 (PG1) se realiza la evaluación de las condiciones de operación del sistema de gasificación modificado, asimismo evaluar la metodología de operación para la obtención de gas combustible a partir de cuesco de palma. Los parámetros que se tienen en cuenta para la ejecución experimental se enumeran a continuación.

1. **Tamaño de partícula:** El cuesco de palma empleado es suministrado por la planta extractora Palmera de la Costa ubicada en el Copey - Cesar. Tienen varios tamaños de granos, desde los 20 mm hasta tamaños inferiores a malla 100 (0,149 mm). Para homogeneizar la variedad de tamaños, disminuir la presencias de gradientes térmicos por tamaño de partícula al interior del reactor, facilitar el calentamiento constante de partículas, facilitar que los gases generados durante la pirólisis puedan salir fácilmente de la partícula favoreciendo la formación de la fase gaseosa y para comparar los resultados de esta ejecución experimental con trabajos hechos previamente por Li et al. [8], Rincón et al. [20] y Gómez M.[41]. Se muele el cuesco de palma en un molino de cuchillas cuya potencia de trabajo es de 1,1 kW al cual se le incorpora una malla No. 4 (apertura 4,76 mm), luego se realiza un tamizado malla 6 (3,35 mm) a malla 10 (2,00 mm).

2. **Temperatura:** La influencia de la temperatura en la velocidad de reacción se evalúa para temperaturas cercanas a los 850 °C. a temperaturas menores la velocidad de reacción del carbonizado es muy lenta y el proceso se hace demorado [7][8]. Por otro lado temperaturas mayores incrementan la presencia de efectos de transporte de calor y de masa y por último la necesidad de comparar los resultados obtenidos en esta ejecución experimental con trabajos hechos previamente a esta temperatura.
3. **Agente de reacción:** Con el fin de obtener un gas con un poder calorífico entre los 10 y 20 MJ/m³ se utiliza vapor de agua como agente de reacción.

Módulo II

En este módulo, llamado prueba de gasificación 2 (PG2) se evalúa la repetibilidad y confiabilidad en el funcionamiento del sistema de gasificación. Se evaluar la metodología de operación para la obtención de gas combustible a partir de cuesco de palma con los mismos parámetros evaluados en el módulo I.

4.5 Método de análisis para la composición volumétrica del gas de síntesis

El análisis para determinar la composición de los elementos y compuestos principales del gas se realiza por medio de un cromatógrafo marca Shimadzu GC2010-Plus. Este equipo cuenta principalmente con dos tipos de inyectores, uno tipo de inyección directa o tipo "Split", un detector de ionización de llama (FID) y un detector de conductividad térmica (TCD).

El método usado para la medición de los gases productos de la gasificación del cuesco de palma tiene en cuenta el procesamiento y el postprocesamiento de las variables utilizadas por el cromatógrafo Shimadzu. En el procesamiento se tienen en cuenta los parámetros para la evaluación de la muestra, esto incluye columnas de retención de elementos y compuestos, estas columnas están diseñadas para retener un número limitado de compuestos generados en el proceso de gasificación. Por otro lado para la calibración del equipo se utiliza dos puntos de referencias, calibrados con dos gases previamente preparados y certificados, como gases de trabajo se usa el gas argón como gas de arrastre y para el detector FID se usa hidrogeno y aire seco. Por último el postprocesamiento hace referencia al tratamiento de los datos obtenidos en el procesamiento, para ello se comparan los datos obtenidos por los gases de calibración y los gases obtenidos en la ejecución experimental.

4.6 Contenido energético de la mezcla de gases combustibles

Para medir el contenido energético de la mezcla de gases combustible se calculó el poder calorífico inferior mediante la expresión:

$$PCI_{gas} = \sum_{i=1}^{i=n} x_i PCI_i \quad (18)$$

Donde PCI_{gas} es el poder calorífico inferior de la mezcla de gases combustibles, x_i y PCI_i son la fracción molar y el poder calorífico inferior de cada uno de los componente de la mezcla de gases obtenidos a partir de la gasificación de cuesco de palma. En la Tabla 13 se muestra el poder calorífico inferior (PCI) a condiciones estándar para cada uno de los compuestos que forman parte de la mezcla de gases y que fueron usados para determinar el poder calorífico inferior en cada uno de los experimentos de gasificación del presente trabajo.

Tabla 13: Poder calorífico inferior (PCI) de gases combustibles generados en la gasificación de biomasa [7].

Gas	PCI (MJ/Nm ³)
H ₂	10,78
CO	12,63
CO ₂	0
CH ₄	35,88

4.7 Balance de materia del proceso de gasificación.

El balance de materia fue evaluado de forma experimental. Para determinar el flujo de biomasa alimentada previamente se realizó el pesaje antes y después de la tolva de alimentación. Luego de concluido el experimento el equipo se dejó enfriar, se evacuaron las cenizas y se pesaron. Por otro lado los productos condensables acumulados en el sistema de recolección de condensados fueron retirados y pesados, posterior a su pesaje se aplicó la norma ASTM D95-05 con el fin de determinar la cantidad de agua presente en los alquitranes por medio del proceso de destilación con xileno. El procedimiento consta de la preparación de una muestra de 50 mL de condensados, la muestra se mezcla con el xileno y se incrementa la temperatura. El vapor que se genera se hace pasar por un sistema de enfriamiento y el condesado se deposita en una bureta de volumen calibrado, se consigue una mezcla en la que el agua por diferencia de densidades se separa del xileno. Calculando el volumen de agua presente en la mezcla y con base al peso inicial, se halla la fracción de agua en el condensado. Asimismo el gas combustible fue contabilizado por un medidor de gas de válvula rotatoria, de la marca Elster-AMCO, de uso semi-industrial referencia G4, con rango de medición de 0,040 m³/h hasta 6 m³/h con una presión máxima de 20 kPa.

En la figura 36 se muestra el diagrama del flujo de materia en el proceso de gasificación, a partir de este diagrama se plantea la siguiente expresión para el balance de materia:

$$m_{\text{cuesco}} + m_{\text{agua,ad}} + m_{\text{humedad cuesco}} = m_{\text{gas}} + m_{\text{alquitran}} + m_{\text{agua}} + m_{\text{carbonizado}} + \text{error} \quad (19)$$

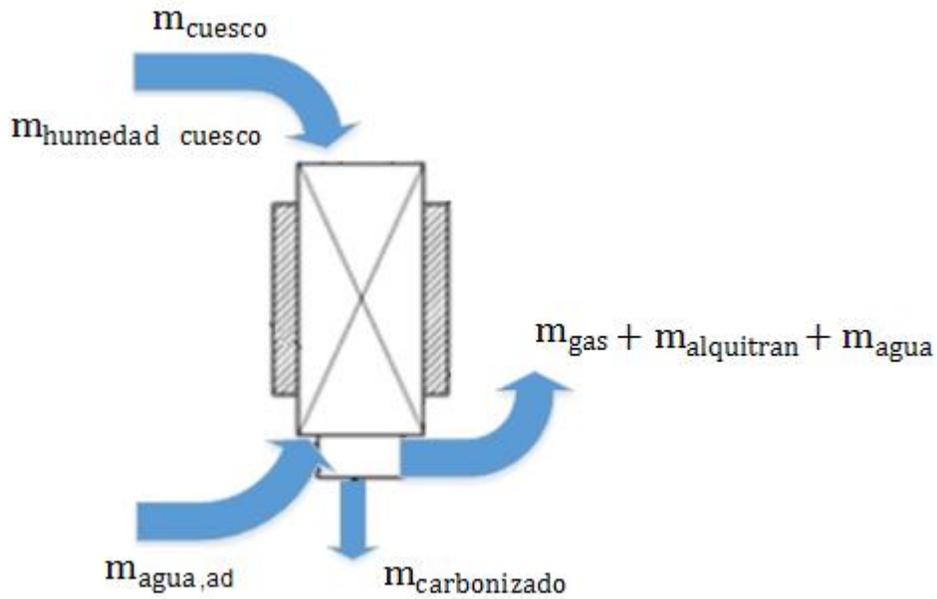


Figura 35: Diagrama del flujo de materia en el proceso de gasificación.

5. Resultados y discusión.

5.1 Prueba de gasificación

A continuación, se describen las condiciones de operación que definen las dos pruebas de referencias PG1 y PG2 mencionadas en los módulos experimentales.

Condiciones de operación

Se ejecutan los procedimientos explicados en el Ítem 4.4 descripción del proceso y plan experimental:

1. Protocolo de verificación de funcionamiento de componentes.
2. Prueba de estanqueidad y verificación de sistemas auxiliares.
3. Cargue de tolva de alimentación.
4. Dosificación de gas de arrastre (Nitrógeno).
5. Verificación porcentaje de oxígeno en la línea de salida de gases.
6. Encendido de sistema de adquisición de datos Agilent Benchlink.
7. Encendido de quemadores.
8. Activación intermitente de tornillo de alimentación para evitar obstrucción por descomposición térmica de biomasa acumulada.
9. Alcanzada una temperatura de 1100 °C en los termoelementos de la parte inferior del equipo se apaga uno de los quemadores con el objetivo de estabilizar las temperaturas cercanas a los 850 °C.
10. Al estabilizarse las temperaturas en la zona de gasificación se da inicio a la dosificación del agente de reacción.
11. Se inicia la dosificación de biomasa en intervalos de tiempo que permitan alcanzar la condición de equilibrio en el funcionamiento del equipo.
12. Se realiza medición de flujos, registro de temperaturas, muestras y análisis de gases generados.
13. Se da finalización de la prueba experimental a través de la interrupción del tornillo sin fin, del sistema de alimentación del agente de reacción y apagado de quemadores.
14. Se deja enfriar el equipo por un periodo mayor a 24 horas con el fin de poder desarmar el equipo, hacer el pesaje de biomasa alimentada, agua alimentada, cantidad de cenizas generadas y cantidad de alquitranes formados.

En la Tabla 14 se resumen las condiciones de operación para los dos experimentos ejecutados PG1 y PG2.

Tabla 14: Condiciones de operación para las pruebas de referencia.

Parámetros	PG1	PG2
Temperatura máxima (°C) registrada por termoelemento ubicado a 137 cm medido desde la tapa superior del gasificador	850	820
Temperatura mínima (°C) registrada por termoelemento ubicado a 86 cm medido desde la tapa superior del gasificador	711	727
Temperatura media de gasificación (°C)	781	774
Biomasa húmeda alimentada (kg/h)	4,7	10,2
Tamaño de partícula (mm)	2 - 3	2 - 3
Flujo de agua (lpm)	0,044	0,044
Presión promedio de trabajo (mbar)	50	43

Pruebas experimentales

En este aparte se presentan y analizan los resultados derivados de las pruebas experimentales PG1 y PG2

Para la prueba PG1 descrita en la Tabla 14 el tiempo necesario para alcanzar el estado estable es alrededor de 62 minutos. Durante este periodo, 6 fases diferentes ocurren sucesivamente como se muestra en la Figura 40. En la primera fase (z1) el reactor es calentado por los gases de combustión de los dos quemadores durante 30 minutos sin alimentar biomasa.

En la segunda fase (z2) se inicia la alimentación del flujo de agua, en consecuencia se produce un aumento de 46 mbar de presión, a causa de la generación de una atmosfera rica en vapor de agua dentro del equipo, paralelo a la alimentación del flujo de agua es apagado uno de los quemadores, con el fin alcanzar temperaturas estables cercanas a los 850 °C.

La tercera fase (z3) se activa el sistema de alimentación de biomasa de forma intermitente con el fin de evitar atascamiento del tornillo sin fin, a causa de la descomposición térmica de la biomasa; la alimentación genera gases que causa un aumento de 130 mbar de presión y un descenso de temperatura en el sistema.

En la cuarta fase (z4) es alcanzada la estabilización térmica en el reactor, la cual es lograda por la alimentación en continuo de flujo de agua y biomasa. En la Tabla 15 se muestra los deltas de temperatura radial y axial encontrados en la prueba experimental, se visualizan deltas radiales máximos de 6 °C en termoelementos ubicados a 53 cm y deltas máximos axiales de 222 °C entre los termoelementos ubicados a 53 cm y 137 cm.

En estos 87 minutos de estabilización térmica se extraen 10 muestras de gas (a los 60, 80, 90, 100, 105, 120, 125, 130, 135 y 150 minutos después de iniciado el calentamiento, los minutos corresponden a los presentados en el eje x de la Figura 40) con el fin de poder conocer como varían las composiciones del gas a medida que el equipo se estabiliza.

En la quinta fase (z5) se suspende la alimentación en continuo y son tomadas dos muestras de gases (a los 160 y 175 minutos) con el fin conocer la composición del gas a medida que se consume el carbonizado remanente.

En la sexta y última fase (z6) que da inicio a los 175 minutos, se suspende el flujo de agua y se da el apagado del quemador permitiendo que el equipo finalice la generación de gases.

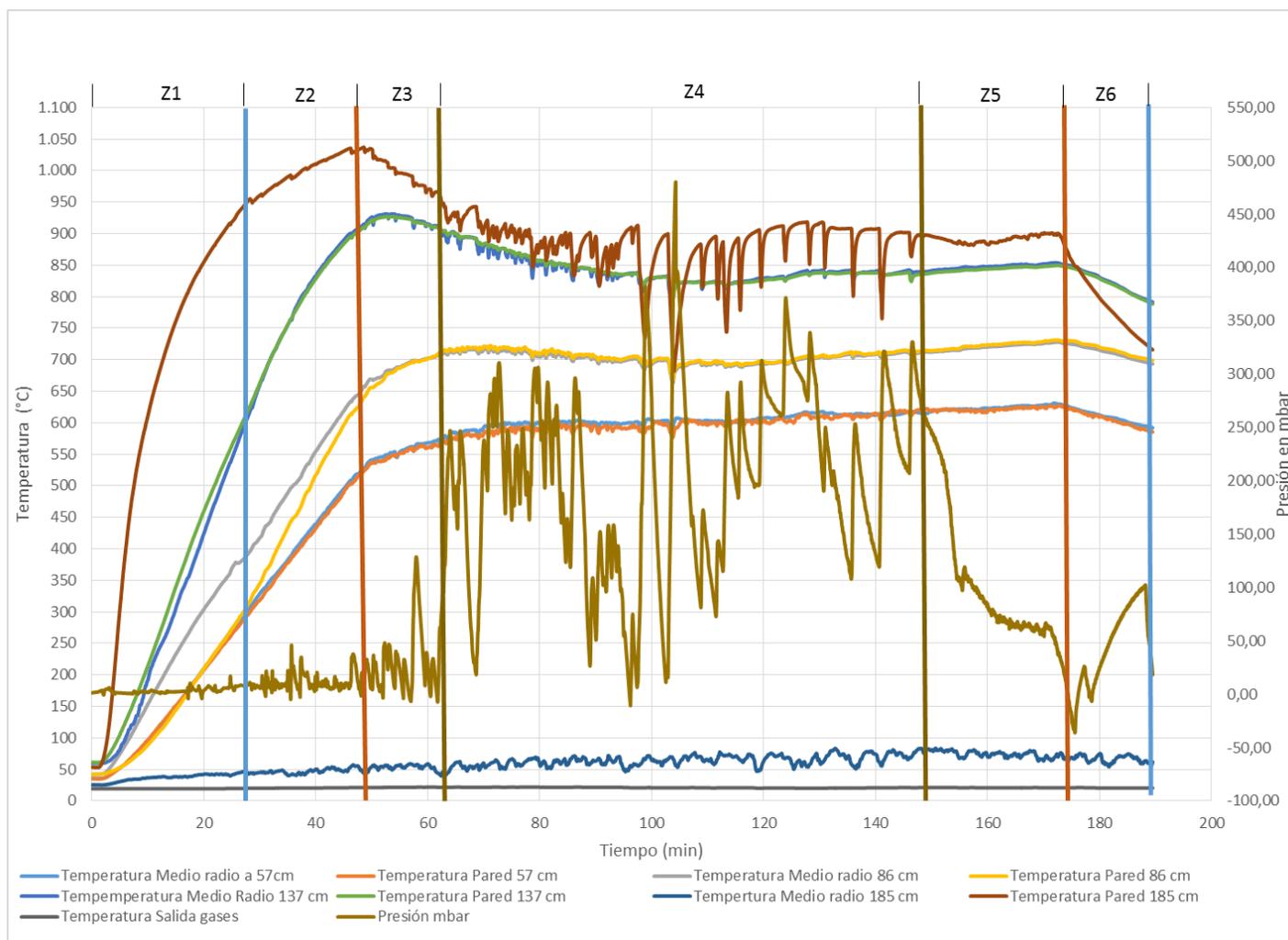


Figura 36: Perfiles de temperatura y presión prueba experimental PG1.

Tabla 15: Deltas de temperatura radial y axial encontrados en prueba experimental PG1

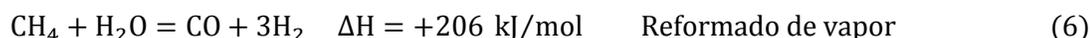
	Etiqueta de identificación distancia radial				Entre (533 y 864 mm) Entre (864 y 1375 mm)	Entre 533 mm y 1375 mm
Distancia longitudinal medida desde tapa superior gasificador	Temperatura Intermedio (°C)	Temperatura Pared (°C)	Delta de temperatura radial (°C)	Temperatura promedio radial (°C)	Delta de temperatura longitudinal (°C)	Delta de temperatura longitudinal (°C)
533 mm	598	604	6	600	93	222
864 mm	692	695	3	693		
1375 mm	822	822	0	822	129	

Del análisis de los gases generados, es posible obtener información clave sobre las reacciones químicas involucradas y el efecto de la temperatura en el proceso de gasificación de cuesco de palma. La temperatura se considera como una de las variables más importantes en el proceso de gasificación con vapor de agua [40][26].

En efecto esta variable afecta el rendimiento del proceso de gasificación debido a la naturaleza endotérmica de las principales reacciones (reacción agua-gas y reacción Boudouard). Así mismo la relación vapor de agua/biomasa influye en el rendimiento del gas y su poder calorífico, un aumento o disminución en la relación vapor de agua/biomasa en el reactor, favorece o desfavorece las reacciones de reformado de vapor (reacción agua-gas y reacción desplazamiento agua-gas), lo que resulta en un aumento o disminución del rendimiento del gas, el rendimiento de hidrógeno y el poder calorífico del gas generado [7][8][39].

En la Figura 41 se muestra la composición volumétrica del gas de síntesis determinada a partir del método explicado en la sección 4.5, las muestras de gas son obtenidas en diferentes tiempos de la ejecución experimental PG1 y. A partir de los resultados experimentales recogidos en diferentes estados de funcionamiento se logró evidenciar tres estados de comportamiento (transitorio, estable y de finalización) en la composición del gas a medida que se logra la estabilización térmica y finalización de la prueba.

En primer lugar, se seleccionó el siguiente conjunto de reacciones explicadas en la sección 3.3 como representativas del proceso de gasificación de carbonizado de cuesco de palma:



Las reacciones de metanización serán tomadas en cuenta como reacciones representativas del proceso de gasificación ya que la reacción de equilibrio de reformado de vapor es ampliamente favorecida en el caso de gasificación con vapor de agua, además se tiene en cuenta la reacción de reformado de vapor para incluir el efecto que tiene la mayor cantidad de agente de reacción en la formación de H_2 y CO .

Entre estas reacciones, la reacción de desplazamiento agua- gas (Ecuación (5)) y reformado de vapor (Ecuación (6)) son las únicas reacciones homogéneas; las otras dos reacciones son heterogéneas.

La rapidez con la que se gasifica el carbonizado (conformado principalmente por carbono) depende principalmente de su reactividad y el potencial de reacción del medio de gasificación [7][27][40]. Debido a que el proceso de gasificación se realiza en ausencia de oxígeno y con vapor de agua como agente de reacción, la reacción predominante es la reacción agua- gas (Ecuación (3)) seguido por la reacción de desplazamiento agua - gas (Ecuación (5)) y por último la reacción de formación de metano (Ecuación (4)) y la reacción reformado de vapor (Ecuación (6)).

Con base a lo explicado, el orden relativo de las tasas de reacciones heterogéneas se pueden resumir como:

$$R_{\text{C}+\text{H}_2\text{O}} \gg R_{\text{C}+\text{CO}_2} \gg R_{\text{C}+\text{H}_2} \quad [7]. \quad (20)$$

Asimismo la reacción homogénea (Ecuación (5)) es la responsable del incremento del contenido de hidrógeno en los productos de gasificación a expensa del monóxido de carbono [7].

Para el estado transitorio señalado en la Figura 38 y 39, se muestra el efecto que tiene la temperatura en la composición de los gases generados en estado transitorio. Cuando se inicia la alimentación de la materia prima, el equipo se encuentra a temperaturas superiores a $900 \text{ }^\circ\text{C}$ medidos por el termoelemento ubicado a 185 cm de la tapa superior del gasificador, debido a la condición endotérmica de la reacción predominante (reacción agua-gas) se presenta un descenso en la temperatura y una posterior recuperación del equipo en busca de su condición de equilibrio. Las muestras de gas extraídas en esta zona transitoria a los 60, 80, 90, 100 y 105 minutos corroboran el efecto que tiene la temperatura y la condición de reactividad en la composición del gas, bajas temperaturas favorece la producción de monóxido de carbono y altas temperaturas la producción de hidrógeno.

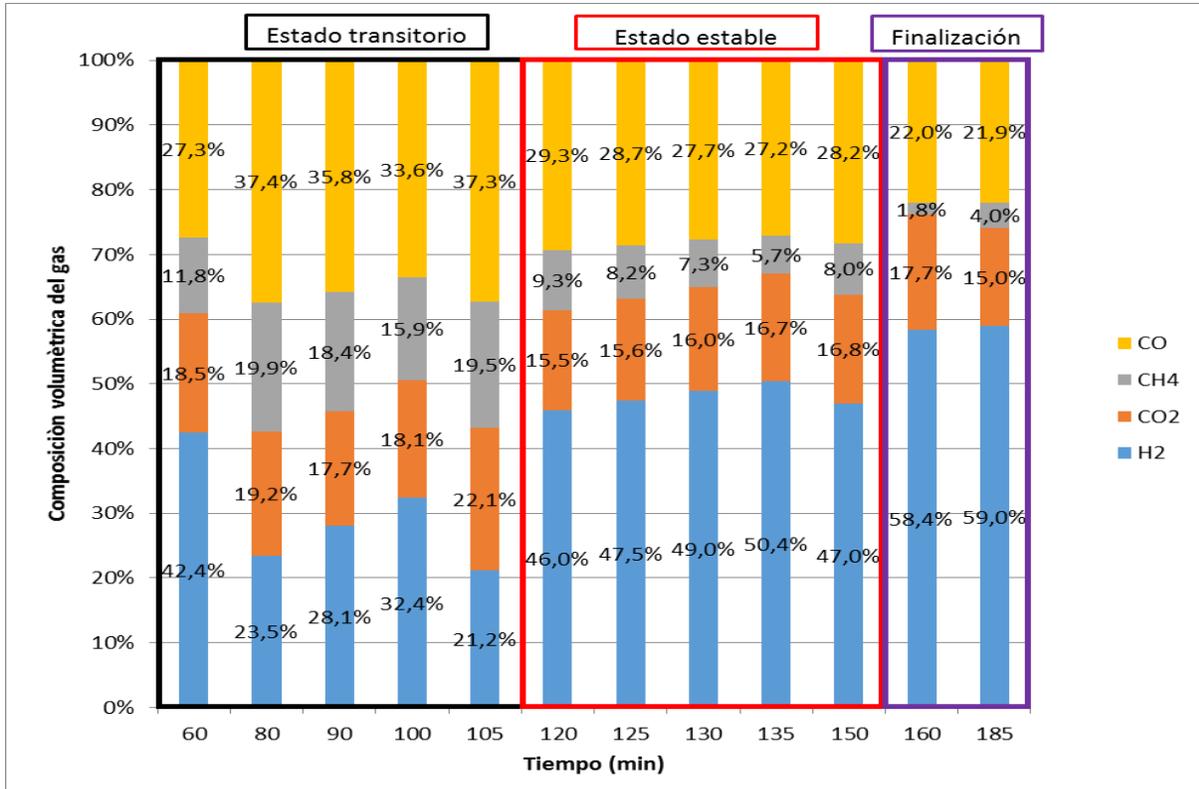


Figura 37: Concentración volumétrica de cada especie del gas de síntesis prueba experimental PG1.

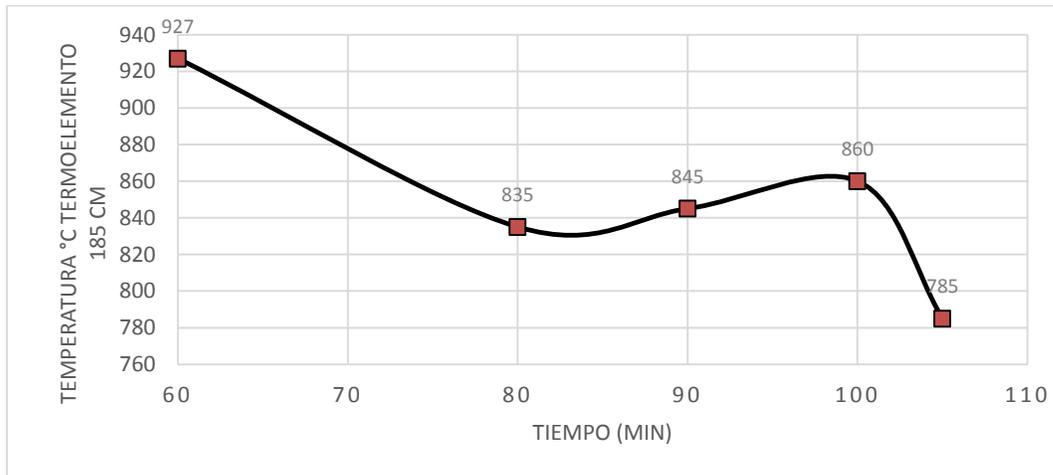


Figura 38: Variación de temperatura en tiempos de muestreo en el estado transitorio prueba experimental PG1.

Como se observa en la Tabla 16, el contenido de H_2 disminuye cuando la temperatura desciende de 927 a 835 °C y 860 a 785 °C y aumenta cuando hay un incremento de temperatura de 835 a 845 °C y 845 a 860 °C. Por el contrario, el contenido de CO aumenta cuando la temperatura desciende de 927 a 835 °C y 860 a 785 °C y disminuye cuando hay un incremento de temperatura de 835 a 845 °C y 845 a 860 °C.

Este cambio en la concentración de H_2 y CO es debido a la alta actividad de la reacción desplazamiento agua-gas dentro de este rango de temperaturas. Tendencias similares se han observado en la gasificación de cuesco de palma con vapor de agua [8][17][71][36][72].

Adicionalmente la concentración de CO_2 y CH_4 aumentan cuando las temperaturas descienden de 927 a 835 °C y 860 a 785 °C asimismo disminuyen cuando hay incremento de las temperaturas de 835 a 845 °C y 845 a 860 °C.

Las bajas concentraciones de CH_4 revelan que la reacción de formación de metano muestra menor actividad en la gasificación a las temperaturas trabajadas [7][13][17].

Tabla 16: Efecto de la temperatura en la composición del gas generado.

Estado Transitorio Prueba PG1			Porcentaje de cambio en composición de gas generado			
Tiempo de muestreo (min)	Rangos de temperatura (°C)	ΔT (°C)	H_2	CO	CO_2	CH_4
63-80	927-835	-92	-44,69 %	+ 36,92 %	+ 4 %	+68,92 %
80-90	835-845	+10	+ 19,73 %	-4,4 %	-7,6 %	-7,6 %
90-100	845-860	+15	+15,45 %	-6,21 %	+2,27 %	-13,71 %
100-105	860-785	-75	-34,71 %	+11,15 %	+21,52 %	+22,72 %

El gas formado para la condición estable está compuesto principalmente por 48 % H_2 , 28,2 % CO, 16,3 % CO_2 y 7,5 % CH_4 en fracción de volumen y un poder calorífico inferior de 11,43 MJ/Nm³. Estos resultados están explicados por el hecho que a temperaturas de 843 °C las reacciones heterogénea agua-gas y la reacción homogénea desplazamiento agua-gas (Ecuación 3 y 5) favorecieron en la mayor formación de H_2 a expensa del CO y CH_4 .

El gas formado en la zona de finalización está compuesto principalmente por 58,7 % H_2 , 21,95 % CO, 13,35 % CO_2 y 2,9 % CH_4 en fracción de volumen y un poder calorífico inferior de 10,14 MJ/Nm³. Es evidente, que en la zona de finalización, la interrupción de la alimentación en continuo de biomasa, aún manteniendo la misma dosificación de vapor de agua, genera un aumento en la relación vapor de agua/biomasa, para bajas relaciones de vapor de agua/biomasa, el monóxido de carbono y el metano son favorecidos [39]. Cuando se suministra más vapor que biomasa en la zona de finalización, el carbonizado remanente y el metano se transforman en H_2 y CO. Por otro lado el CO se reduce debido a la reacción homogénea desplazamiento de agua-gas promovida por el vapor [7][39].

Por lo tanto, el aumento de vapor de agua promueve significativamente la formación de H_2 a expensa de la disminución de CH_4 , CO lo cual se traduce en una disminución del poder calorífico inferior.

Calculo de rendimientos másico y eficiencia de gasificación

El rendimiento en el gasificador se mide en términos de la calidad y la cantidad de gas producido. La cantidad de biomasa convertida en gas se expresa por la eficiencia de gasificación y la calidad del producto se mide en términos del poder calorífico, así como la cantidad de gas generado.

Una de las maneras de expresar la eficiencia del proceso de gasificación es a través de la eficiencia de gas frío (Ecuación 20), esta relaciona la energía presente en el gas formado y la energía presente en la biomasa alimentada y es implementada cuando se tiene interés de emplear el gas generado en aplicaciones de potencia.

$$n_{gf} = \frac{(PCI_g)(m_g)}{(PCI_b)(m_b)} \quad (20)$$

De acuerdo a la Figura 39 descrita en la sección 4.7, el balance de material para el proceso de gasificación puede ser representado por la ecuación (19).

$$\begin{aligned} m_{\text{cuesco}} + m_{\text{agua,ad}} \\ + m_{\text{humedad cuesco}} \\ = m_{\text{gas}} + m_{\text{alquitran}} + m_{\text{agua}} + m_{\text{carbonizado}} + \text{error} \end{aligned} \quad (19)$$

El balance de materia se realizó con base al procedimiento explicado en la sección 4.7. En la Figura 40 se presentan los resultados del balance de materia realizado para la prueba experimental PG1 con cuesco de palma y vapor de agua como agente de reacción para una duración de prueba experimental de 190 minutos. El cálculo del peso de los gases se calcula con base al volumen medido durante la ejecución experimental y la densidad de la mezcla mostrada en la Tabla 17.

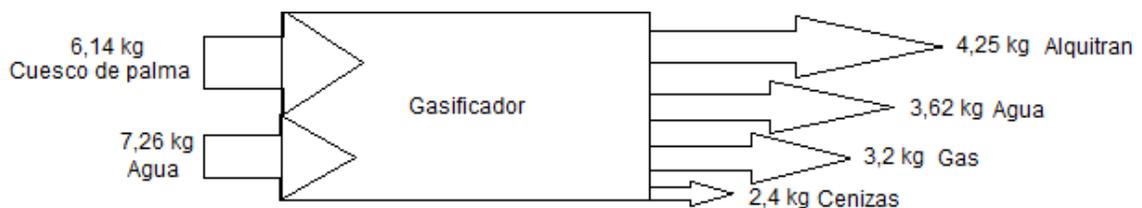


Figura 39: Balance de masa prueba experimental PG1

La densidad de la mezcla de gas de síntesis es mostrada en la Tabla 17 y en la Tabla 18 se muestra el poder calorífico inferior del gas natural usado para el calentamiento indirecto del reactor por medio de los dos quemadores usados en la prueba experimental PG1.

Tabla 17: Densidad de mezcla de gas de síntesis generado en zona estable prueba experimental PG1.

Compuesto	Composición promedio de gas de síntesis en estado estable (vol. %)	Densidad individual (kg/m ³) [41].
H ₂	48	0,0899
CO	28,2	1,842
CO ₂	16,3	0,656
CH ₄	7,5	1,14
	Densidad mezcla	0,768

Tabla 18: Poder calorífico inferior gas natural usado para el calentamiento indirecto prueba experimental PG1

Compuesto	Composición gas natural (vol. %) [73]	PCI (MJ/Nm ³) [7]
CH ₄	98	35,88
C ₂ H ₆	0,25	64,34
C ₃ H ₈	0,06	99,09
C ₄ H ₁₀	0,01	122,91
	PCI mezcla	35,4

En la Tabla 19 se muestran las condiciones de operación, los resultados de la composición, el poder calorífico del gas generado en la zona estable y de finalización, el consumo de gas natural para la alimentación de quemadores en la zona estable, el gas de síntesis contabilizado por el medidor de gas de válvula rotatoria, la energía requerida para mantener el proceso y la energía contenida en los gases generados durante la zona estable, los rendimientos máxicos del proceso de gasificación de cuesco de palma en base seca, el porcentaje de error en las mediciones realizadas y la eficiencia de gas frio en la prueba experimental de gasificación PG1.

Tabla 19: Resultados experimentales zona estable y de finalización para corrida experimenta PG1

	Estable	Finalización
Temperatura de gasificación (°C)	835	840
Tamaño de partícula (mm)	2-3	2-3
Relación molar vapor de agua/biomasa	0,59	-
Composición gas(% vol)		
H ₂	48	58,7
CO	28,2	21,95
CO ₂	16,3	16,35

CH ₄	7,5	2,9
Poder calorífico inferior (MJ/m ³)	11,43	10,14
Eficiencia de gasificación (%)	28,23	
Para 87 minutos en zona estable		
Consumo gas natural zona estable (m ³)	3,625	
Generación de gas de síntesis zona estable (m ³)	1,65	
Energía requerida en zona estable MJ	128,3	
Energía generada en zona estable MJ	47,62	
Rendimientos máxico gasificación de cuesco de palma en base seca		
Peso alquitranes (%)	32	
Peso agua producida (%)	27	
Peso gases (%)	24	
Peso cenizas (%)	18	
% error	0,2	

Para la prueba PG2 descrita en la Tabla 14 el tiempo necesario para alcanzar el estado estable es de alrededor de 65 minutos. Durante este periodo, 5 fases diferentes ocurren sucesivamente como se muestra en la Figura 41. En la primera fase (z1) el reactor es calentado por los gases de combustión de los dos quemadores durante 30 minutos sin alimentar biomasa.

En la segunda fase (z2) se inicia la alimentación del flujo de agua, en consecuencia se produce un aumento de 5 mbar de presión, a causa de la generación de una atmosfera rica en vapor de agua dentro del equipo, paralelo a la alimentación del flujo de agua es apagado uno de los quemadores, con el fin alcanzar temperaturas estables cercanas a los 850 °C.

La tercera fase (z3) se activa el sistema de alimentación de forma intermitente con el fin de evitar atascamiento del tornillo sin fin, a causa de la descomposición térmica de la biomasa; la alimentación genera gases que causa un aumento de 55 mbar de presión y un descenso de temperatura en el sistema.

En la cuarta fase (z4) es alcanzada la estabilización térmica en el reactor, la cual es lograda por la alimentación en continuo de flujo de agua y biomasa. En la Tabla 20 se muestra los deltas de temperatura radial y axial encontrados en la prueba experimental, se visualizan deltas radiales máximos de 13 °C en termoelementos ubicados a 53 cm y deltas máximos axiales de 260 °C entre los termoelementos a 53 cm y 137 cm. En estos 47 minutos de estabilización térmica se extraen 4 muestras de gas (105, 110, 120 y 130 minutos después de iniciado el calentamiento, los minutos corresponden a los presentados en el eje x de la Figura 41) con fin de poder conocer como varían las composiciones del gas en condición estable.

En la quinta y última fase (z5) se suspende la alimentación en continuo, se da el apagado del quemador, la suspensión de la alimentación del vapor de agua y se permite que el equipo se enfríe.

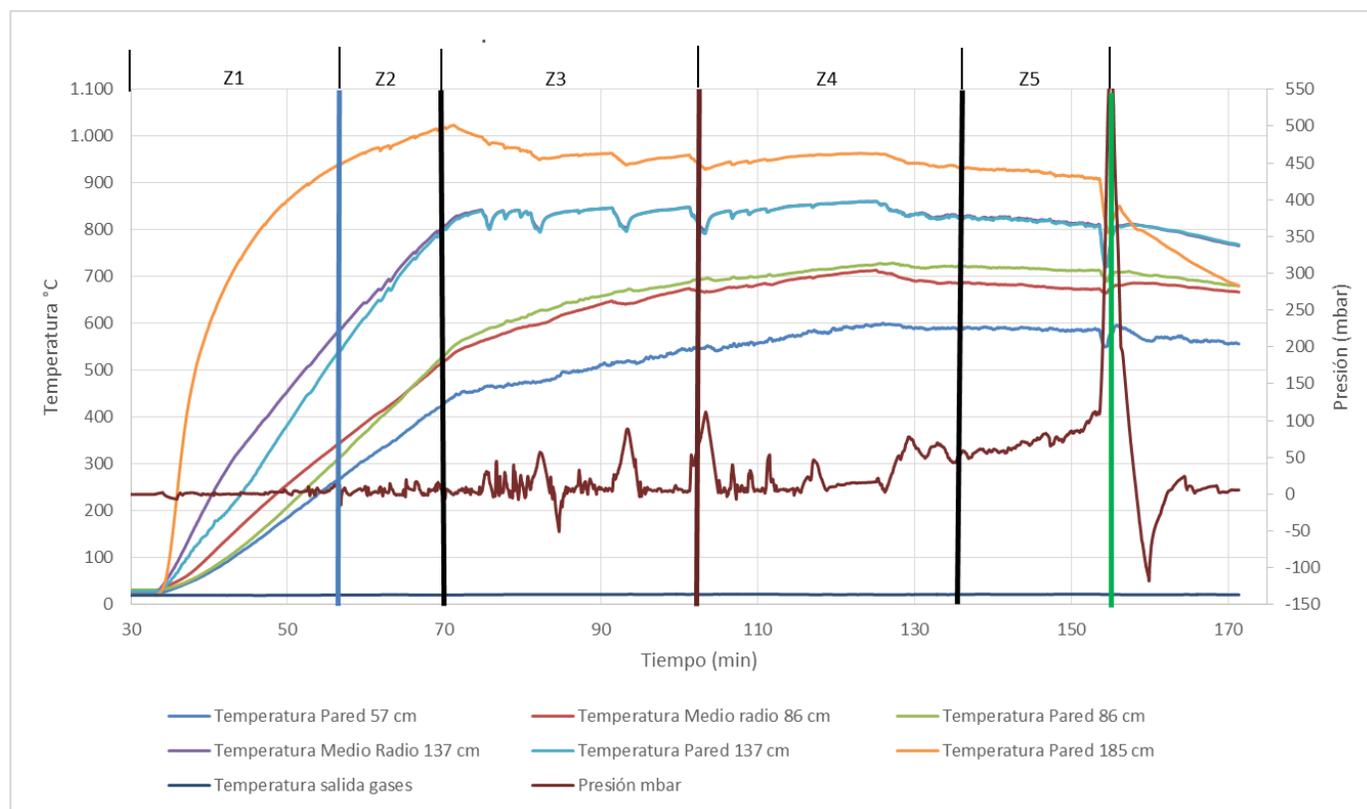


Figura 40: Perfiles de temperatura y presión prueba experimental PG2.

Tabla 20: Deltas de temperatura radial y axial encontrados en prueba experimental PG2

Distancia longitudinal medida desde tapa superior gasificador	Etiqueta de identificación distancia radial		Delta de temperatura radial (°C)	Temperatura promedio radial (°C)	Entre (533 y 864 mm)	Entre (864 y 1375 mm)
	Temperatura Intermedio (°C)	Temperatura Pared (°C)			Delta de temperatura longitudinal (°C)	Delta de temperatura longitudinal (°C)
533 mm	594	607	13	600	118	260
864 mm	712	724	12	718		
1375 mm	860	860	0	860	142	

En la Figura 42 se muestra la composición volumétrica del gas de síntesis obtenido en la zona estable de la prueba experimental PG2 determinada a partir del método explicado en la sección 4.5, Estos resultados muestran una concentración homogénea con una máxima diferencia entre mediciones del 16 %, esto ratifica el logro de una condición estable en las condiciones de operación del equipo.

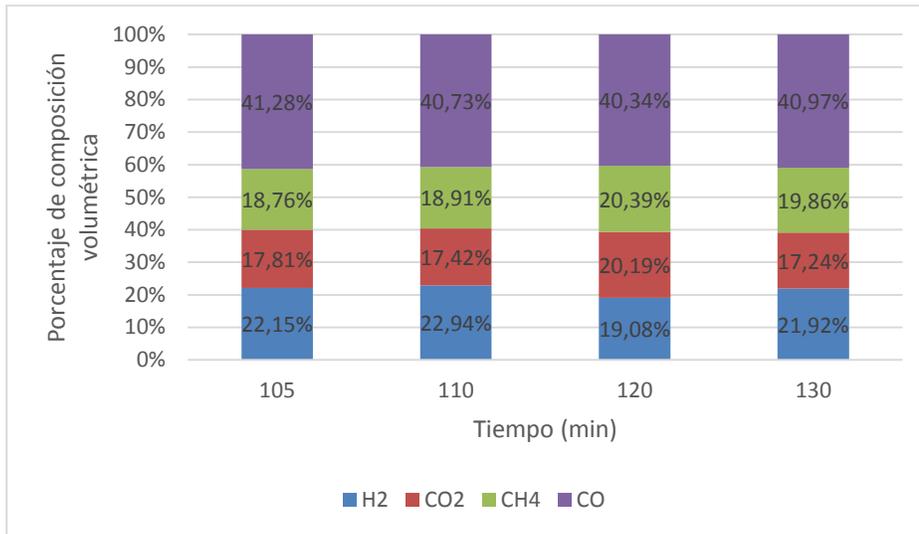


Figura 41: Concentración volumétrica de cada especie del gas de síntesis en zona estable prueba experimental PG2.

El gas formado está compuesto principalmente por 21,52 % H₂, 40,83 % CO, 18,17 % CO₂ y 19,48 % CH₄ en fracción de volumen y un poder calorífico inferior de 14,47 MJ/m³ para la condición estable. Es evidente, que en la corrida experimental PG2 las condiciones alcanzadas (temperatura y vapor de agua dosificada), favorecieron la formación de CO y CH₄, esto se debe que a bajas temperaturas y bajas dosificación de vapor de agua se estimula la actividad en la reacción de formación de metano y se inhibe la actividad en la reacción desplazamiento agua - gas. Tendencias similares se han observado en la gasificación de cuesco de palma con vapor de agua reportados por Li et al. [8], Lovane et al. [17], Khan et al. [26] y Parthasarathy et al.[39].

Calculo de rendimientos másico y eficiencia de gasificación

El rendimiento en el gasificador se mide en términos de la calidad y la cantidad de gas producido. La cantidad de biomasa convertida en gas se expresa por la eficiencia de gasificación y la calidad del producto se mide en términos del poder calorífico, así como la cantidad de gas generado.

Una de las maneras de expresar la eficiencia del proceso de gasificación es a través de la eficiencia de gas frío (Ecuación 20), esta relaciona la energía presente en el gas formado y la energía presente en la biomasa alimentada y es implementada cuando se tiene interés de emplear el gas generado en aplicaciones de potencia.

$$n_{gf} = \frac{(PCI_g)(m_g)}{(PCI_b)(m_b)} \quad (20)$$

De acuerdo a la Figura 39 descrita en la sección 4.7, el balance de material para el proceso de gasificación puede ser representado por la ecuación (19).

$$\begin{aligned} & m_{\text{cuesco}} + m_{\text{agua,ad}} \\ & + m_{\text{humedad cuesco}} \\ & = m_{\text{gas}} + m_{\text{alquitran}} + m_{\text{agua}} + m_{\text{carbonizado}} + \text{error} \end{aligned} \quad (19)$$

El balance de materia se realizó con base al procedimiento explicado en la sección 4.7. En la Figura 43 se presentan los resultados del balance de materia realizado para la prueba experimental PG2 con cuesco de palma y vapor de agua como agente de reacción para una duración de prueba experimental de 155 minutos con 36 minutos en condiciones estable de operación. El cálculo del peso de los gases se calcula con base al volumen medido durante la ejecución experimental y la densidad de la mezcla mostrada en la Tabla 21.

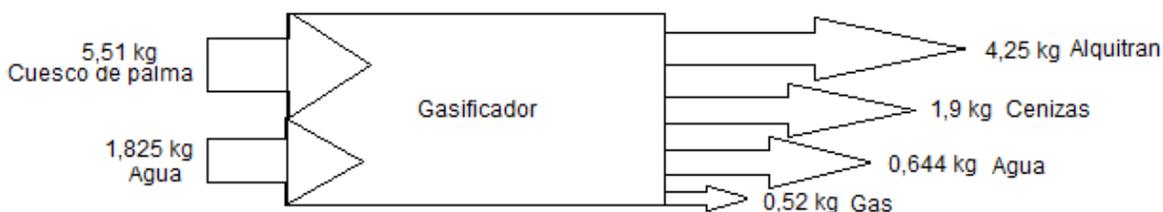


Figura 42: Balance de masa prueba experimental PG2.

En Tabla 21 se muestra la densidad de la mezcla del gas de síntesis para la prueba experimental PG2.

Tabla 21: Densidad de mezcla de gas de síntesis generado en zona estable prueba experimental PG2.

Compuesto	Composición promedio de gas de síntesis en estado estable (vol. %)	Densidad individual (kg/m ³) [41].
H ₂	21,52	0,0899
CO	40,83	1,842
CO ₂	18,17	0,656
CH ₄	19,48	1,14
	Densidad mezcla	0,95

En la Tabla 22 se muestran las condiciones de operación y los resultados de la composición del gas generado en la zona estable se muestran las condiciones de operación, los resultados de la composición, el poder calorífico del gas generado en la zona estable y de finalización, el consumo de gas natural para la alimentación de quemadores en la zona estable, el gas de síntesis contabilizado por el medidor de gas de válvula rotatoria, la energía requerida para mantener el proceso, la energía contenida en los gases generados durante la zona estable, los rendimientos máxicos del proceso de gasificación de cuesco de palma en base seca, el porcentaje de error en las mediciones realizadas y la eficiencia de gas frío en la prueba experimental de gasificación PG2.

Tabla 22: Resultados experimentales en zona estable para corrida experimental PG2

	Estable
Temperatura de gasificación (°C)	833
Tamaño de partícula (mm)	2 - 3
Relación molar vapor de agua/biomasa	0,21
Composición gas (% vol.)	
H ₂	21,52
CO	40,83
CO ₂	18,17
CH ₄	19,48
Poder calorífico inferior (MJ/m ³)	14,47
Eficiencia de gasificación (%)	13,6
Para 36 minutos en zona estable	
Consumo gas natural zona estable (m ³)	1,5
Generación de gas de síntesis zona estable (m ³)	0,82
Energía requerida en zona estable MJ	53,1
Energía generada en zona estable MJ	12
Rendimientos máxico gasificación de cuesco de palma en base seca	
Peso alquitranes (%)	58
Peso agua producida (%)	9
Peso gases (%)	7
Peso cenizas (%)	26
% error	4

6. Comparación de resultados y perspectivas

El rendimiento del sistema de gasificación implementado en el presente trabajo y los resultados obtenidos mediante el modelo de equilibrio termodinámico desarrollado en la sección 3 pueden ser comparados con los resultados obtenidos por otros trabajos experimentales que emplean el cuesco de palma como materia prima, vapor de agua como agente de reacción y la misma temperatura de gasificación.

De acuerdo a los resultados que se presentan en la Tabla 23 se muestran ejemplos de la composición del gas obtenido, la relación de vapor de agua/biomasa utilizado, el tamaño de partícula, tipo de gasificador utilizado y la temperatura de gasificación. Al comparar los resultados experimentales de la prueba experimental PG1, los trabajos realizados por Mejía A.[41] y los resultados obtenidos por Gómez que reporta García [37] en su tesis, la diferencia porcentual entre composiciones para el H_2 son de del 2 %, para el CO de 37%, para el CH_4 del 27 % y para el CO_2 del 30%. Una justificación para las diferencias observadas se debe principalmente a los gradientes de temperaturas que se presentan en el equipo, además que la implementación de la nueva configuración para evitar taponamiento por obstrucción de línea de evacuación de gases explicado en la sección 4.3, obliga a los gases a pasar dos veces por zona de alta temperatura, favoreciendo reacciones secundarias de descomposición de alquitranes. Por lo tanto, se promueve la formación de H_2 y CO a expensa de la disminución de CH_4 y CO_2 .

Al comparar las composiciones obtenidas mediante el modelo propuesto evaluado a una relación vapor/biomasa igual a 1 con los resultados reportados por García [13], la diferencia porcentual entre composiciones para el H_2 son del 15 %, para el CO de 4 %, para el CH_4 del 81 % y para el CO_2 del 44 %. Una justificación para las diferencias observadas se debe al tipo de modelo usado, García [13] propone un modelo que incluye cinéticas de reacción mientras el modelo desarrollado en el presente trabajo usa un modelo de equilibrio incluyendo la formación de alquitranes. A pesar de las diferencias en la composición de CH_4 y CO_2 ambos modelos corroboran que altas temperaturas favorecen la formación de H_2 y CO a expensa de la disminución de CH_4 y CO_2 .

Al comparar las composiciones obtenidas mediante el modelo propuesto evaluado a una relación vapor/biomasa igual a 0,59 y la prueba experimental de referencia PG1, la diferencia porcentual entre composiciones para el H_2 son del 16 %, para el CO de 8 %, para el CH_4 del 86 % y para el CO_2 del 4 %. Se puede establecer que los resultados obtenidos de forma numérica concuerdan con los resultados obtenidos de forma experimental para el caso de cuesco de palma. Por lo tanto se verifica que el modelo de equilibrio propuesto reproduce la operación real con un aceptable grado de desviación.

Tabla 23: Composición de gas obtenido en la gasificación de cuesco de palma con vapor de agua como agente gasificante [14][43].

	Pruebas experimentales			Modelos de equilibrio		
	Reactor tubular de lecho fijo [41]	Gasificador en paralelo. [37]	Prueba experimental PG1	Modelo de equilibrio termodinámico usado	Modelo de equilibrio termodinámico usado	Modelación matemática reactor de lecho fijo [13]
Temperatura de gasificación (°C)	850	850	835	850	850	837
Relación vapor de agua/biomasa	0,7	0,5	0,59	0,59	1	1
Tamaño de partícula (mm)	0,5 - 30	2-3	2-3	-	-	2
Contenido H ₂ (% vol.)	47,20	47,2	48	57,35	51,33	43,4
Contenido CO (% vol.)	17,39	17,74	28,2	25,94	46,78	48,9
Contenido CH ₄ (% vol.)	10,06	10,33	7,5	1	0,15	0,8
Contenido CO ₂ (% vol.)	23,39	24,73	16,3	15,62	1,67	3
Poder calorífico inferior del gas obtenido (MJ/Nm ³)	11	11	11,43	10	11,6	11,2

La aportación de calor al proceso de gasificación se divide en dos grandes grupos. Sistemas alotérmicos y sistemas autotérmicos, los sistemas alotérmicos la transmisión del calor se lleva a cabo por conducción y radiación de las paredes. La fuente de energía es la combustión de parte de los gases generados en el proceso de gasificación. Los sistemas autotérmicos la energía para llevar a cabo el proceso la proporciona la combustión de parte de la carga alimentada.

El presente trabajo se desarrolló en un gasificador de calentamiento indirecto o sistema alotérmico. Para la prueba experimental PG1 fueron requeridos 128,3 MJ para mantener la temperatura de proceso en la zona estable, mientras fueron generados 47,62 MJ presentes en el gas de síntesis. Para las condiciones de operación probada el sistema de gasificación necesitaría garantizar 5 m³ de gas de síntesis para compensar la energía gastada en lograr la temperatura de gasificación.

Para la prueba experimental PG2 fueron requeridos 53,1 MJ para mantener la temperatura de proceso en la zona estable, mientras fueron generados 12 MJ presentes en el gas de síntesis. Para las condiciones de operación probada el sistema de gasificación necesitaría garantizar 4 m³ de gas de síntesis para compensar la energía gastada en lograr la temperatura de gasificación. En conclusión ambas condiciones de operación (PG1 y PG2) no lograron alcanzar la condición de autoabastecimiento energético y se requirió más energía para llevar a cabo el proceso de gasificación que la energía obtenida en el gas de síntesis. Al comparar sistemas alotérmicos como el usado en el presente trabajo y sistemas autotérmicos operando a las mismas condiciones, se observa que existen diferencias en poder calorífico del gas generado (6 MJ/Nm³ para sistemas autotérmicos y 11 MJ/Nm³ para sistemas alotérmicos), se requiere mayor generación de gas de síntesis para compensar la energía gastada calentando el equipo.

Como perspectivas se tiene el uso y valorización energética de subproductos como el cuesco de palma de aceite, haciendo uso de tecnologías como la gasificación con vapor de agua para la generación de mezclas combustibles con el fin cumplir objetivos de desarrollo sostenible, mejora de la eficiencia económica del sector e implementación del concepto de biorefinería en la cadena productiva. Un posible escenario de aplicación de un proceso de gasificación de cuesco de palma sería la operación anexa al punto de generación del cuesco de palma, reduciendo al mínimo los costes de transporte. Otra cuestión es la implementación de sistemas de cogeneración mediante la gasificación de cuesco de palma, centrados en la obtención de energía eléctrica y calor para cubrir la alta fracción de energía térmica que requiere el proceso de extracción.

7. Conclusiones y recomendaciones

7.1 Conclusiones

En el presente trabajo se realizó la puesta en funcionamiento de un gasificador de lecho fijo equipado con sistemas auxiliares que permiten la obtención de gas combustible mediante el proceso de gasificación de cuesco de palma. En este equipo se lograron ajustar los parámetros de temperatura, tasa de alimentación de biomasa, concentración de agua y configuración interna del equipo para la correcta ejecución experimental. Se prestó especial atención a la instrumentación, con el fin de acceder a la información como la temperatura, la composición del gas y la presión a lo largo del equipo.

En el rango de condiciones de operación probadas para la obtención de gas combustible en un reactor de lecho fijo, se obtuvo una generación máxima de $1,65 \text{ m}^3$ de gas combustible con un poder calorífico inferior que oscilo entre $10,14 \text{ MJ/m}^3$ y $14,47 \text{ MJ/m}^3$.

El estudio se ajustó al modelo matemático desarrollado para la predicción de la composición de gases, permitiendo identificar la relación de las variables temperatura y concentración del vapor de agua con los productos gaseosos generados.

Las dos corridas experimentales PG1 y PG2 indicaron que la temperatura fue el factor más importante en el proceso de gasificación, altas temperaturas favorecen la producción de hidrógeno y la producción de gas, pero no favorecen el poder calorífico inferior. Estas pruebas experimentales han confirmado también que un aumento en la relación vapor de agua/biomasa es favorable para mejorar la calidad del gas y el rendimiento del hidrógeno. Sin embargo, excesiva cantidad de vapor de agua dosificada bajaría la temperatura de gasificación y así se perdería calidad en el gas generado.

Se definieron procedimientos operacionales que garantizan un correcto desarrollo de las pruebas y que velan por mantener condiciones de seguridad adecuadas para el personal que opera el equipo. Esta rutina es fruto de la experiencia y experimentación en el laboratorio y para llegar a su puesta a punto fueron necesarios un elevado número de ensayos infructuosos.

El equipo de gasificación fue probado en condiciones de funcionamiento que son apropiados para los equipos a escala piloto. La fiabilidad tanto del equipo como la metodología de operación fue confirmada por la obtención de gas combustible. Además, se demostró que el estado estacionario puede ser alcanzado durante los experimentos.

La comparación de los resultados experimentales con otros trabajos usando las mismas condiciones de operación fue satisfactorio, asimismo la comparación entre la composición predicha por el modelo de equilibrio propuesto con otros trabajos de modelación y con los resultados experimentales reproduce la operación real con un aceptable grado de desviación. El equipo al ser un sistema alotérmico y en las condiciones de operación probadas no logra alcanzar la condición de autoabastecimiento energético y se requirió mas energía para llevar a cabo el proceso de gasificación que la energía obtenida en el gas de síntesis.

7.2 Recomendaciones

Los trabajos desarrollados en el presente proyecto demostraron la necesidad de implementar mejoras con el fin de optimizar el funcionamiento del equipo gasificador, lograr la condición autotérmica y facilitar la operación del equipo. A continuación se mencionan las principales recomendaciones:

Se debe modificar los ductos de salida de gases por unos de mayor diámetro, esto con el fin de evitar taponamientos y alcanzar mayor tiempo de operación en el gasificador.

Se debe seleccionar una bomba de succión con mayor capacidad (>221 lpm) para poder cubrir los altos rangos de producción de gas en el gasificador de lecho fijo.

Se debe implementar sistema de medición de la cantidad de gases generados, que permitan totalizar los gases generados durante las corridas experimentales.

Se debe implementar un mejor sistema de refrigeración en el tornillo sin fin, para evitar descomposición térmica por altas temperaturas de la biomasa almacenada, que origina atascamiento en el tornillo.

Se debe reforzar la tolva de alimentación para que trabaje a presiones superior a 1 bar y que en caso de sobrepresiones no se presenten fugas en conexiones.

Se debe implementar un modelo que considere el estudio de la cinética de reacción, para poder predecir con mayor precisión los tiempos de procesamiento y composición de gases.

Se deben ejecutar una mayor cantidad de experimentos, para evaluar la influencia de la temperatura y del agente de reacción en la composición final del gas.

Bibliografía

- [1] D. Hernandez, J. Prada, J. Zapata, H. Cardona, M. Oortega, "Anexo A: Atlas del potencial energético de la biomasa residual en Colombia - Biomasa, fuente renovable de energía- UPME," 2002.
- [2] International Energy Agency, "World energy investment outlook 2014," 2014.
- [3] REPSOL, "Matriz Energética Mundial," 2014. .
- [4] A. Gómez, W. Klose, and S. Rincón, *Pirólisis de Biomasa: Cuesco de palma de aceite*. 2008.
- [5] J. B. Ojeda, "Uso del Cuesco de la Palma Africana en la fabricación de Adoquines y Bloques de Mampostería," *Seventh LACCEI Lat. American Caribb. Conf. Eng. Technol.*, pp. 1–10, 2009.
- [6] International Energy Agency (IEA), "Energy Technology In Support of the G8 Plan of Action o Scenarios & Strategies to 2050," *OECD/IEA*, p. 485, 2006.
- [7] P. Basu, *Biomass Gasification and Pyrolysis*. Burlington, USA: Elsevier Inc., 2010.
- [8] J. Li, Y. Yin, X. Zhang, J. Liu, and R. Yan, "Hydrogen rich gas production by steam gasification of palm oil wastes over supported trimetallic catalyst.," *Int. J. Hydrogen Energy*, vol. 34, p. 8, 2009.
- [9] B. Cujia, Gabriel, Antonio, "Potencial obtención de gas de síntesis para la producción de metanol a partir de la gasificación de residuos de palma africana," *Interciencia*, vol. 35, pp. 1–7, 2010.
- [10] P. McKendry, "Energy production from biomass (Part 3): Gasification technologies.," *Bioresour. Technol.*, vol. 83, pp. 1–9, 2002.
- [11] A. V Bridgwater, "The technical and economic feasibility of biomass gasification for power generation," *Elsevier*, vol. 14, pp. 1–23, 1995.
- [12] A. R. Shivakumar, S. N. Jayaram, S. C. Rajshekar, and N. Delhi, "Inventory of existing technologies on biomass gasification," Bangalore, 2008.

-
- [13] H. J. Garcia, "Modelación de la gasificación de biomasa en un reactor de lecho fijo," Universidad Nacional de Colombia, 2011.
- [14] A. Sharma, "Assessing the suitability of various feedstocks for biomass gasification.," Louisiana State University, 2011.
- [15] World Wildlife Fund for Nature, "Aceite de palma," 2014. .
- [16] MPOB, "Official Portal of Malaysian Palm Oil Board," 2015. .
- [17] P. Iovane, A. Donatelli, and A. Molino, "Influence of feeding ratio on steam gasification of palm shells in a rotary kiln pilot plant. Experimental and numerical investigations," *Biomass and Bioenergy*, vol. 56, pp. 1–9, 2013.
- [18] United States Department of Agriculture, "Oilseeds: World Markets and Trade | USDA FAS." .
- [19] J. González Triana, "Panorama de la agroindustria de la palma de aceite en Colombia y en la Zona Norte del País: Situación actual, Retos y Perspectivas." Fedepalma, Montería, pp. 1–49, 2013.
- [20] R. Sonia, G. Alexáder, and K. Wolfgang, *Gasificación de biomasa residual de procesamiento agroindustrial Gasificación de carbonizados*. Kassel: Kassel University, 2011.
- [21] Fedepalma, "La Agroindustria de la Palma de Aceite en Colombia." Fedepalma, pp. 1–36, 2006.
- [22] V. Martínez-merino and M. J. Gil, "Fuentes renovables para la producción de materias primas y energía," *Real Soc. Española Química*, vol. 108, pp. 1–10, 2012.
- [23] P. McKendry, "Energy production from biomass (Part 2): Conversion technologies.," *Bioresour. Technol.*, vol. 83, pp. 1–8, 2002.
- [24] N. Nipattummakul, I. I. Ahmed, S. Kerdsuwan, and A. K. Gupta, "Hydrogen and syngas production from sewage sludge via steam gasification," *Int. J. Hydrogen Energy*, vol. 35, pp. 1–8, 2010.
- [25] S. Luo, B. Xiao, X. Guo, Z. Hu, S. Liu, and M. He, "Hydrogen-rich gas from catalytic steam gasification of biomass in a fixed bed reactor: Influence of particle size on gasification performance," *Int. J. Hydrogen Energy*, vol. 34, pp. 1–5, 2009.

- [26] Z. Khan, S. Yusup, M. M. Ahmad, and N. A. Rashidi, "Integrated catalytic adsorption (ICA) steam gasification system for enhanced hydrogen production using palm kernel shell," *Int. J. Hydrogen Energy*, vol. 39, pp. 1–8, 2014.
- [27] C. Franco, F. Pinto, I. Gulyurtlu, and I. Cabrita, "The study of reactions influencing the biomass steam gasification process," *FUEL*, vol. 82, pp. 1–8, 2003.
- [28] Gasification Technologies Council., "Aplicaciones para el gas de síntesis," 2015. [Online]. Available: <http://www.gasification.org/gasification-applications/overview/>.
- [29] European Commission, *Biomass conversion technologies*. Luxembourg: European Commission, 1998.
- [30] "Gasification Technologies Council." [Online]. Available: <http://www.gasification.org/what-is-gasification/the-gasification-industry/>.
- [31] Centro Virtual de Noticias de la educación, "Gasificación de madera en Colombia," 2008. [Online]. Available: <http://www.mineducacion.gov.co/cvn/1665/w3-article-169555.html>.
- [32] U. E. Estado, "Gasificador de Carbon de Lecho fluidizado," 2008. [Online]. Available: http://www.universidadempresaestado.com.co/index.php?option=com_content&view=article&id=30:mas-produccion-menos-contaminacion-gasificador-de-carbon-de-lecho-fluidizado&catid=10:casos-de-exito&Itemid=27.
- [33] J. M. Higuera, "Producción de energía Jardín Botánico de Bogotá," 2013, 2013. [Online]. Available: <http://www.portafolio.co/economia/jardin-botanico-bogota-producira-energia>.
- [34] N. S. Barman, S. Ghosh, and S. De, "Gasification of biomass in a fixed bed downdraft gasifier a realistic model including tar," *Bioresour. Technol.*, vol. 107, pp. 1–7, 2012.
- [35] C. J. Roos, "Clean Heat and Power Using Biomass Gasification for Industrial and Agricultural Projects," vol. 3165. WSU Extension Energy Program, pp. 1–66, 2010.
- [36] F. Abnisa, A. Arami-Niya, Wm. Wan Daud, J. . Sahu, and I. . Noor, "Utilization of oil palm tree residues to produce bio-oil and bio-char via pyrolysis," *Energy Convers. Manag.*, vol. 76, pp. 1–10, 2013.

-
- [37] L. E. Garcia, "Obtención de gas combustible a partir de la gasificación de biomasa en un reactor de lecho fijo," Universidad Nacional de Colombia, 2011.
- [38] Instituto para la Diversificación y Ahorro de la Energía., *Biomasa: Gasificación*. Instituto para la Diversificación y Ahorro de la Energía, 2007.
- [39] P. Parthasarathy and K. S. Narayanan, "Hydrogen production from steam gasification of biomass: Influence of process parameters on hydrogen yield - A review," *Renew. Energy*, vol. 66, pp. 1–10, 2014.
- [40] L. Van de steene, J. . Tagutchou, F. Mermoud, E. Martin, and S. Salvador, "A new experimental Continuous Fixed Bed Reactor to characterise wood char gasification," *Fuel*, vol. 89, pp. 1–10, 2010.
- [41] A. Gómez, "Investigación del proceso de gasificación de biomasa en un gasificador en paralelo," Universidad Nacional de Colombia, 2002.
- [42] D. Baruah and D. . Baruah, "Modeling of biomass gasification: A review," *Renew. Sustain. Energy Rev.*, vol. 39, pp. 1–10, 2014.
- [43] I. S. Antonopoulos, A. Karagiannidis, A. Gkouletsos, and G. Perkoulidis, "Modelling of a downdraft gasifier fed by agricultural residues.," *Waste Manag.*, vol. 32, pp. 1–9, 2012.
- [44] X. Li, J. R. Grace, A. P. Watkinson, C. J. Lim, and A. Ergu, "Equilibrium modeling of gasification : a free energy minimization approach and its application to a circulating fluidized bed coal gasifier," *Fuel*, vol. 80, pp. 1–13, 2001.
- [45] P. Dutta, V. Pandey, A. Das, S. Sen, and D. Baruah, "Down Draft Gasification Modelling and Experimentation of Some Indigenous Biomass for Thermal Applications," *Energy Procedia*, vol. 54, pp. 1–14, 2014.
- [46] A. Mendiburu, J. Carvalho, and C. Coronado, "Thermochemical equilibrium modeling of biomass downdraft gasifier: Stoichiometric models," *Energy*, vol. 66, pp. 1–13, 2014.
- [47] R. Budhathoki, "Three zone modeling of Downdraft biomass Gasification : Equilibrium and finite Kinetic Approach," University of Jyväskylä, 2013.
- [48] Z. Khan, A. Inayat, S. Yusup, and M. Ahmad, "Kinetic parameters determination using optimization approach in integrated catalytic adsorption steam gasification for hydrogen production," *Int. J. Hydrogen Energy*, vol. 40, pp. 1–9, 2015.

- [49] S. Sivakumar, K. Pitchandi, and E. Natarajan, "Design and Analysis Of Down Draft Biomass Gasifier using Computational Fluid Dynamics," India.
- [50] R. Mikulandrić, D. Lončar, D. Böhning, R. Böhme, and M. Beckmann, "Artificial neural network modelling approach for a biomass gasification process in fixed bed gasifiers," *Energy Convers. Manag.*, vol. 87, pp. 1–14, 2014.
- [51] J. Fjellerup, B. Gøbel, J. Ahrenfeldt, and U. Henriksen, *Formation , Decomposition and Cracking of Biomass Tars in Gasification*. Denmark: Technical University of Denmark, 2005.
- [52] T. A. Milne and R. J. Evans, "Biomass Gasifier Tars : Their Nature , Formation , and Conversion," *Natl. Renew. Energy Laboratoy*, pp. 1–204, 1998.
- [53] M. V. Ramanan, E. Lakshmanan, R. Sethumadhavan, and S. Renganarayanan, "Performance prediction and validation of equilibrium modeling for gasification of cashew nut shell char," *Brazilian J. Chem. Eng.*, vol. 25, pp. 1–17, 2008.
- [54] C. Koroneos and S. Lykidou, "Equilibrium modeling for a downdraft biomass gasifier for cotton stalks biomass in comparison with experimental data," *J. Chem. Eng. Mater. Sci.*, vol. 2, pp. 1–8, 2011.
- [55] J. Ratnadhariya and S. Channiwala, "Three zone equilibrium and kinetic free modeling of biomass gasifier – a novel approach," *Renew. Energy*, vol. 34, pp. 1–9, 2009.
- [56] K. Patil, P. Bhoi, R. Huhnke, and D. Bellmer, "Biomass downdraft gasifier with internal cyclonic combustion chamber: design, construction, and experimental results.," *Bioresour. Technol.*, vol. 102, pp. 1–5, 2011.
- [57] E. J. Emery, "Destilación secundaria de alquitranes generados en la gasificación de cuesco de palma africana," Universidad Nacional de Colombia, 2014.
- [58] F. V. Tinaut, A. Melgar, J. F. Pérez, and A. Horrillo, "Effect of biomass particle size and air superficial velocity on the gasification process in a downdraft fixed bed gasifier. An experimental and modelling study," *Fuel Process. Technol.*, vol. 89, pp. 1–14, 2008.
- [59] S. Galvagno, G. Casciaro, S. Casu, M. Martino, C. Mingazzini, A. Russo, and S. Portofino, "Steam gasification of tyre waste, poplar, and refuse-derived fuel: A comparative analysis," *Waste Manag.*, vol. 29, pp. 1–12, 2009.

-
- [60] A. Gómez, S. Rincón, and W. Wiest, "Transformación termoquímica de la biomasa residual del proceso de extracción del aceite de palma : tecnologías y perspectivas Thermochemical Transformation of the Residual Biomass from the Palm Oil Extraction Process : Technologies and Prospects," *Palmas*, vol. 25, pp. 1–10, 2004.
- [61] M. Vaezi, M. Passandideh-Fard, M. Moghiman, and M. Charmchi, "Gasification of heavy fuel oils: A thermochemical equilibrium approach," *Fuel*, vol. 90, pp. 1–8, 2011.
- [62] M. Puig-Arnavat, J. C. Bruno, and A. Coronas, "Review and analysis of biomass gasification models," *Renew. Sustain. Energy Rev.*, vol. 14, pp. 1–11, 2010.
- [63] M. J. MORAN and H. N. SHAPIRO, *Fundamentos de Termodinámica Técnica*, 2004th ed. Editorial Reverté, S.A, 2004.
- [64] G. Schuster, G. Löffler, K. Weigl, and H. Hofbauer, "Biomass steam gasification - An extensive parametric modeling study," *Bioresour. Technol.*, vol. 77, pp. 1–9, 2001.
- [65] S. Jarungthammachote and A. Dutta, "Thermodynamic equilibrium model and second law analysis of a downdraft waste gasifier," *Energy*, vol. 32, pp. 1–10, 2007.
- [66] T. Jayah, L. Aye, R. Fuller, and D. Stewart, "Computer simulation of a downdraft wood gasifier for tea drying," *Biomass and Bioenergy*, vol. 25, pp. 1–11, 2003.
- [67] A. Bottino, A. Comite, G. Capannelli, R. Di Felice, and P. Pinacci, "Steam reforming of methane in equilibrium membrane reactors for integration in power cycles," *Catal. Today*, vol. 118, pp. 1–9, 2006.
- [68] S. Turn, C. Kinoshita, Z. Zhang, D. Ishimura, and J. Zhou, "An experimental investigation of hydrogen production from biomass gasification," *Int. J. Hydrogen Energy*, vol. 23, pp. 1–8, 1998.
- [69] Thomas Conveyor Company, "Engineering Section I."
- [70] Thomas Conveyor Screw, "Design Screw Conveyor."

- [71] A. Gómez, W. Klose, and S. Rincón, *Carbón activado de cuesco de palma*. Kassel: Kassel University, 2010.
- [72] T. L. Kelly-Yong, K. T. Lee, A. R. Mohamed, and S. Bhatia, "Potential of hydrogen from oil palm biomass as a source of renewable energy worldwide," *Energy Policy*, vol. 35, pp. 5692–5701, 2007.
- [73] PROMIGAS, "Composición gas natural," 2015. [Online]. Available: http://www.promigas.com/wps/wcm/connect/web_content/NeoPromigas/Clientes/Composici_oacute_n+gas/Composici_oacute_n+gas+Guajira/.